

**PRARANCANGAN PABRIK *POLYSTYRENE* DARI  
MONOMER STYRENE DENGAN PROSES *BULK*  
*CINTINUOUS* KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN**



**Disusun Oleh:**

**Az-Zahra Sekar Putri**

**1900020036**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS AHMAD DAHLAN  
YOGYAKARTA**

**2024**

**HALAMAN PERSETUJUAN**

**SKRIPSI**

**PRARANCANGAN PABRIK *POLYSTYRENE* DENGAN PROSES  
POLIMERISASI *BULK CONTINUOUS MONOMER STIRENA*  
KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN**

**Yang telah dipersiapkan dan disusun oleh:**

**Az-Zahra Sekar Putri**

**1900020036**

Telah disetujui oleh

Dosen pembimbing skripsi Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Ahmad Dahlan

dan dinyatakan telah memenuhi syarat untuk mendapatkan gelar sarjana.

**Dosen Pembimbing**



**Gita Indah Budiarti, S.T., M.T.**

**NIPM. 19921230 2010606 0111234466**

**HALAMAN PENGESAHAN**

**SKRIPSI**

**PRARANCANGAN PABRIK *POLYSTYRENE* DENGAN PROSES  
POLIMERISASI *BULK CONTINUOUS MONOMER STIRENA*  
KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN**

**Yang telah dipersiapkan dan disusun oleh:**

**Az-Zahra Sekar Putri**

**1900020036**

**Telah dipertahankan didepan Dewan Penguji**

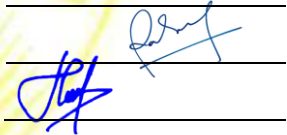
**Pada tanggal 7 Februari 2024 dan dinyatakan telah memenuhi syarat**

**Susunan Dewan Penguji:**

**Ketua : Gita Indah Budiarti, S.T., M.T**

**Anggota : Aster Rahayu, S.Si., M.Si., Ph.D**

**: Lukhi Mulia Sitophyta, S.T., M.T**



**Yogyakarta, 08 Maret 2024**

**Dekan Fakultas Teknologi Industri**

**Universitas Ahmad Dahlan**



**Prof. Dr. Ir. Siti Jamilatun, M.T.**

**NIPM. 19660812 199601 011 0784324**

## Pernyataan Tidak Plagiat

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Az-Zahra Sekar Putri

NIM 1900020036

Email : az1900020036@webmail.uad.ac.id

Program Studi : Teknik Kimia

Fakultas : Fakultas Teknologi Industri

Judul Tesis : PRARANCANGAN PABRIK *POLYSTYRENE* DENGAN PROSES POLIMERISASI  
*BULK CONTINUOUS* MONOMER STIRENA KAPASITAS 60.000TON/TAHUN

Dengan ini menyatakan bahwa:

1. Hasil karya yang saya serahkan ini adalah asli dan belum pernah mendapatkan gelar kesarjanaan baik di Universitas Ahmad Dahlan maupun di institusi pendidikan lainnya.
2. Hasil karya saya ini bukan saduran/terjemahan melainkan merupakan gagasan, rumusan, dan hasil pelaksanaan penelitian dan implementasi saya sendiri, tanpa bantuan pihak lain kecuali arahan pembimbing akademik dan narasumber penelitian.
3. Hasil karya saya ini merupakan hasil revisi terakhir setelah diujikan yang telah diketahui dan di setujui oleh pembimbing.
4. Dalam karya saya ini tidak terdapat karya atau pendapat yang telah ditulis atau dipublikasikan orang lain, kecuali yang digunakan sebagai acuan dalam naskah dengan menyebutkan nama pengarang dan dicantumkan dalam daftar pustaka.

Pernyataan ini saya buat dengan sesungguhnya. Apabila di kemudian hari terbukti ada penyimpangan dan ketidakbenaran dalam pernyataan ini maka saya bersedia menerima sanksi akademik berupa pencabutan gelar yang telah diperoleh karena karya saya ini, serta sanksi lain yang sesuai dengan ketentuan yang berlaku di Universitas Ahmad Dahlan.

Yogyakarta, 15 Maret 2024  
Yang menyatakan



Az-Zahra Sekar Putri

## PERNYATAAN PERSETUJUAN AKSES

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama Penulis 1 : Az-Zahra Sekar Putri

NIM Penulis 1 : 1900020036

Email: az1900020036@webmail.uad.ac.id

Fakultas : Fakultas Teknologi Industri Program Studi : Teknik Kimia

Judul tugas akhir : PRARANCANGAN PABRIK *POLYSTYRENE* DENGAN PROSES  
POLIMERISASI *BULK CONTINUOUS* MONOMER STIRENA  
KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN

Dengan ini saya menyerahkan hak *sepenuhnya* kepada Perpustakaan Universitas Ahmad Dahlan untuk menyimpan, mengatur akses serta melakukan pengelolaan terhadap karya saya ini dengan mengacu pada ketentuan akses tugas akhir elektronik sebagai berikut

Saya **mengijinkan** karya tersebut diunggah ke dalam Repository Perpustakaan Universitas Ahmad Dahlan.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Yogyakarta ,15 Maret 2024

Mengetahui

Pembimbing



Gita Indah Budiarti, S.T., M.T

Penulis



Az-Zahra Sekar Putri

## KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kami panjatkan kehadiran Allah SWT yang telah memberikan rahmat serta hidayah-Nya kepada kita semua. Tak lupa shalawat serta salam semoga selalu tercurahkan kepada Nabi besar kita Muhammad SAW. Berkat rahmat serta karunia-Nya penyusun dapat menyusun dan menyelesaikan naskah Skripsi dengan judul “**Skripsi Prarancangan Pabrik *Polystyrene* Dengan Proses Polimerisasi *Bulk Continuous Monomer Stirena* Kapasitas 60.000 Ton/Tahun**”.

Skripsi prarancangan pabrik ini disusun untuk melengkapi salah satu syarat guna memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia S-1 pada Fakultas Teknologi Industri, Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.

Dalam penyusunan naskah ini penyusun banyak sekali mendapatkan bantuan dari berbagai pihak baik yang secara langsung maupun tidak langsung. Dalam kesempatan ini penyusun mengucapkan terimakasih kepada:

1. Bapak Dr. Muchlas, M.T., selaku Rektor Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
2. Ibu Prof. Dr. Ir. Siti Jamilatun, M.T selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
3. Bapak Agus Aktawan, S.T., M.T selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia-S1 Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
4. Ibu Gita Indah Budiarti, S.T., M.T., selaku dosen pembimbing skripsi atas bimbingan, saran dan motivasinya.
5. Segenap Dosen dan Karyawan di lingkungan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
6. Kedua orangtua dan seluruh keluarga tercinta atas doa, semangat, dan dukungannya, semoga Allah senantiasa melimpahkan Rahmat-Nya.
7. Teman-teman Teknik Kimia Angkatan 2019 yang telah memberikan dukungan dan bantuan.
8. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu yang telah membantu baik secara moril maupun materil.

Penyusun menyadari bahwa dalam penyusunan naskah ini masih jauh dari sempurna dan masih banyak kekurangannya. Oleh karena itu penyusun mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun demi kesempurnaan naskah ini.

Yogyakarta, 15 Maret 2024

Penyusun

## **HALAMAN PERSEMBAHAN I**

### **PENULIS I**

Alhamdulillahirabbil alamin, segala puji dan syukur selalu terpanjatkan kehadirat Allah SWT atas segala nikmat, hidayah, dan inayah Nya yang selalu tercurahkan kepada hamba-hamba-Nya, yang telah memberikan kesehatan, kemudahan, dan kelancaran dalam menyusun skripsi ini hingga selesai. Shalawat serta salam tak lupa terhaturkan kepada junjungan alam, Nabi Muhammad SAW, yang telah membawa umatnya dari zaman jahiliah menuju zaman yang kaya akan ilmu pengetahuan seperti sekarang ini. Dengan penuh rasa syukur, keikhlasan dan kebahagiaan saya persembahkan skripsi ini kepada :

1. Kedua orang tua saya Bapak dan Ibunda tercinta, yang telah memberikan banyak dukungan baik moril maupun material, serta do'a yang tiada henti untuk kesuksesan saya, karena tiada kata seindah lantunan do'a dan tiada do'a yang paling khusuk selain do'a yang terucap dari orang tua.
2. Kedua adikku tersayang, Nur Shabilla Aulia Putri dan Dimas Haikal Nugraha serta keluarga besar yang senantiasa memberikan dukungan, semangat, terimakasih dan sayang ku untuk kalian.
3. Terima kasih kepada bapak dan ibu dosen pembimbing, penguji dan pengajar program studi Teknik Kimia Universitas Ahmad Dahlan yang telah memberikan banyak pelajaran serta ilmu yang sangat membantu saya hingga sampai ke tahap ini
4. Terimakasih kepada Selvi Aprilia dan Miranda Widyaningsih tanpa semangat, dukungan dan bantuan kalian semua tak kan mungkin aku sampai disini, terimakasih untuk canda tawa, tangis, dan perjuangan yang kita lewati bersama.
5. Teruntuk sosok tokoh figure entertain yang bernama Lee Haechan *from NCT* yang selalu menjadi penyemangat dan penghibur dikala cahaya lilin di diri ini mulai redup.
6. Teruntuk kamu dengan NIM 191051045 terima kasih telah sangat sabar menghadapi dan menemani ku selama masa perkuliahan ini hingga akhir.

## HALAMAN MOTTO

### PENULIS I

*“I feel like the act of wanting to persue something maybe even even more precious that actually becoming that thing, just like being in the process itself is a prize and so you should’nt think of as a hard way, even if you do get stress, you should think of it as happy stress. It’s not always easy, but that’s life, be strong because there are better days ahead”*

*-NCT Mark Lee*

*“If your parents don’t support you, you can show them your ambition and a strong attitude as evidence. They are your parents, they will always support you in the end”*

*“Believe in the power of music. It has the ability to heal, inspire, and bring people together”*

*-NCT Hwang Renjun*

*“Ketika kamu merasa lelah atau putus asa, ingatlah bahwa kekuatanmu berasal dari dalam dirimu sendiri. Kembangkan kepercayaan diri, terus maju, tetap berpikiran positif dan jangan pernah menyerah, karena kesuksesan hanya datang kepada orang yang tidak pernah menyerah”*

*– NCT Lee Haechan*



## DAFTAR ISI

JUDUL.....	i
HALAMAN PERSETUJUAN.....	ii
HALAMAN PENGESAHAN .....	iii
KATA PENGANTAR .....	vi
HALAMAN PERSEMBAHAN IPENULIS I.....	vii
HALAMAN MOTTOPENULIS I.....	viii
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR TABEL.....	xiv
DAFTAR GAMBAR .....	xvi
DAFTAR LAMBANG .....	xvii
ABSTRAK.....	xxi
I.1. Latar belakang.....	1
BAB I PENDAHULUAN.....	1
I.2. Tinjauan Pustaka.....	3
I.3. Tinjauan Kinetika Reaksi dan Termodinamika.....	8
I.4. Kegunaan Produk.....	16
I.5. Kapasitas perancangan.....	16
BAB II LANDASAN TEORI.....	20
II.1. Tahapan Proses .....	20
II.2. Persiapan Bahan Baku .....	21
BAB III SPESIFIKASI BAHAN.....	23
III.1. Spesifikasi Bahan Baku.....	23

III.2. Spesifikasi Produk.....	24
<b>BAB IV NERACA MASSA.....</b>	<b>25</b>
IV.1. Neraca Massa Alat .....	25
<b>BAB V NERACA PANAS.....</b>	<b>30</b>
V.1. Neraca Panas Alat.....	30
<b>BAB VI SPESIFIKASI ALAT .....</b>	<b>34</b>
VI.2. Spesifikasi Alat Kecil .....	39
VI.2.1 Tangki Penyimpanan.....	39
VI.2.2. Silo .....	41
VI.2.3. Condensor .....	42
VI.2.4. Cooler.....	43
VI.2.5. Heat Exchanger .....	44
VI.2.6. Hopper.....	45
VI.2.7. Pompa.....	46
VI.2.8. Belt Conveyor .....	50
VI.2.9. Bucket Elevator .....	51
<b>BAB VII UTILITAS.....</b>	<b>52</b>
VII.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air .....	52
VII.2. Unit Pembangkit Listrik.....	59
VII.3. Unit Penyediaan Bahan Bakar .....	59
VII.4. Unit Pengolahan Limbah .....	59
VII.5. Unit laboratorium.....	61
<b>BAB VIII LAY OUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES .....</b>	<b>64</b>
VIII.1. Lokasi Pabrik.....	64

VIII.2. Layout Pabrik.....	65
VIII.3. Layout Peralatan .....	68
<b>BAB IX ORGANISASI PERUSAHAAN .....</b>	<b>71</b>
IX.1. Organisasi Perusahaan.....	71
IX.2. Struktur Organisasi.....	72
IX.3. Tugas dan Wewenang .....	75
IX.4. Pembagian Jam Kerja.....	81
IX.5 Perincian Tugas dan Keahlian.....	82
IX.6. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji.....	83
IX.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan .....	85
IX.8. Manajemen Perusahaan .....	86
<b>BAB X EVALUASI EKONOMI.....</b>	<b>88</b>
X.1. Penaksiran Harga Peralatan .....	89
X.2. Perhitungan Capital Investment.....	95
X.3. Perhitungan Biaya Produksi .....	96
X.4. Analisis Kelayakan .....	99
X.5. Analisa Keuntungan .....	101
X.6. Analisa Kelayakan.....	101
X.7. Break Even Point (BEP) dan Shut Down Point (SDP).....	101
X.8. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) .....	102
<b>BAB XI KESIMPULAN .....</b>	<b>104</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>105</b>
<b>LAMPIRAN A REAKTOR (R-01 dan R-02) .....</b>	<b>107</b>
A Menentukan Konversi, Suhu, dan Waktu Optimum.....	108
B. Optimasi Jumlah Reaktor .....	110

B.1. Perhitungan Optimasi Jumlah Reaktor .....	110
C. Neraca Massa Reaktor .....	112
D. Neraca Panas Reaktor .....	114
D.1. Menghitung Kalor Reaktor 1 .....	116
E. Menentukan Dimensi Reaktor 1 .....	118
E.2. Menentukan Dimensi Reaktor .....	119
E.4. konstruksi.....	121
E.6 Efisiensi Sambungan.....	121
E.7. Faktor Korosi .....	122
E.8. Tekanan Perancangan.....	122
E.9. Tebal Dinding Reaktor (ts).....	122
E.10. Menentukan Jenis, Tebal dan Tinggi Head Reaktor .....	122
E.11. Menentukan Tebal <i>Head</i> .....	123
E.12. Menentukan Tinggi <i>Head</i> .....	124
E.13. Menentukan Tinggi Total Reaktor .....	124
E.14. Menentukan Volume Head .....	125
E.16. Menghitung Luas Permukaan Dalam dan Luar Dinding Reaktor .....	125
F. Desain Pengaduk Reaktor .....	126
F.2. Desain Agitator .....	127
F.3. Menghitung Kecepatan Pengaduk.....	128
F.4. Menentukan Bilangan Reynold.....	128
G. Perancangan Alat Pendingin.....	130
R.1. Perancangan Pendingin pada Reaktor 1 (R-01) .....	130
R.2. Pemilihan Media Pendingin.....	131
H. Menghitung Kalor Reaktor 2.....	133

I.	Menentukan Dimensi Reaktor 2 .....	134
I.2.	Menentukan Dimensi Reaktor 2.....	135
I.3.	Menghitung Tebal Tangki Dinding reaktor (ts) .....	135
J.	Menentukan Jenis, Tebal dan Tinggi <i>Head</i> Reaktor 2.....	138
J.1.	Menentukan Tebal <i>Head</i> .....	138
K.	Menentukan Tinggi <i>Head</i> .....	139
L.	Menentukan Tinggi Total Reaktor 2 .....	140
M.	Menentukan Volume <i>Head</i> .....	140
N.	Menentukan Tinggi Cairan Dalam Tangki.....	140
P.	Menghitung Luas Permukaan Dalam dan Luar Dinding Reaktor 2 .....	141
P.2.	Luas permukaan dinding luar.....	141
Q.	Desain Pengaduk Reaktor.....	141
R.	Perancangan Alat Pendingin.....	144
R.1.	Perancangan Pendingin pada Reaktor 2 (R-02) .....	145
R.2.	Menghitung Kecepatan Pengaduk .....	146
S.	Perancangan Alat Pendingin .....	148
LAMPIRAN B	.....	149

## DAFTAR TABEL

Tabel I. 1. Perbandingan Kelebihan dan Kekurangan Proses Pembuatan <i>Polystyrene</i> .....	6
Tabel I. 2. <i>Heat of Polymerization of Some Common Monomers in Different Units</i> .....	10
Tabel I. 3. Nilai Estimasi Kapasitas Panas ( $C_p$ ).....	11
Tabel I. 4. Estimasi Panas Pembentukan Standar ( $\Delta H^\circ_f 298$ ).....	12
Tabel I. 5. Harga $C_p$ dan $\Delta H^\circ_f$ .....	13
Tabel I. 6. Estimasi Nilai Energi <i>Gibbs</i> ( $\Delta G^\circ_f 298$ ).....	13
Tabel I. 7. Nilai Energi <i>Gibbs</i> ( $\Delta G^\circ_f 298$ ) .....	14
Tabel I. 8. Produsen <i>Styrene</i> Monomer di Indonesia .....	16
Tabel I. 9. Produsen bahan Baku Pendukung.....	16
Tabel I. 10. Data Impor Tahun 2017-2021 .....	17
Tabel I. 11. Data produksi <i>Polystyrene</i> di Indonesia .....	17
Tabel I. 12. Data Produksi <i>Polystyrene</i> di Dunia .....	18
Tabel III. 1. Spesifikasi Bahan Baku .....	23
Tabel III. 2. Spesifikasi Produk <i>Polystyrene</i> .....	24
Tabel IV. 1. Neraca Massa <i>Mixer-01</i> .....	25
Tabel IV. 2. Neraca Massa Reaktor-01 .....	26
Tabel IV. 3. Neraca Massa Reaktor-02 .....	26
Tabel IV. 4. Neraca Massa <i>Filter Press</i> .....	27
Tabel IV. 5. Neraca Massa <i>Flashdrum</i> .....	27
Tabel IV. 6. Neraca Massa <i>Crystalizer</i> .....	28
Tabel V. 1. Neraca Panas <i>Mixer-01</i> . .....	31
Tabel V. 2. Neraca Panas Reaktor-01 .....	31
Tabel V. 3. Neraca Panas Reaktor-02 .....	32
Tabel V. 4. Neraca Panas <i>Devolatilisasi</i> .....	32
Tabel V. 5. Neraca Panas <i>Crystalizer</i> .....	32
Tabel V. 6. Neraca Panas <i>Heat Exchanger - 01</i> .....	33
Tabel V. 7. Neraca Panas <i>Heat Exchanger - 02</i> .....	33
Tabel V. 8. Neraca Panas <i>Condensor-01</i> .....	34

Tabel V. 9. Neraca Panas <i>Cooler-01</i> .....	34
Tabel VI. 1. Spesifikasi Alat Reaktor.....	37
Tabel VI. 2. Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan .....	41
Tabel VI. 3. Spesifikasi Alat <i>Silo</i> .....	43
Tabel VI. 4. Spesifikasi Alat <i>Heat Exchanger</i> .....	46
Tabel VI. 5. Spesifikasi Alat <i>Hopper</i> .....	47
Tabel VI. 6. Spesifikasi Alat Pompa .....	48
Tabel VI. 7. Spesifikasi Alat <i>Belt Conveyor</i> .....	52
Tabel VII. 1. Kebutuhan Air Pembangkit <i>Steam</i> .....	59
Tabel VII. 2. Kebutuhan Air Pendingin.....	59
Tabel VII. 3. Kebutuhan Air Perkantoran dan Rumah Tangga .....	60
Tabel VII. 4. Jumlah air yang harus diolah.....	60
Tabel VIII. 1. Perincian Luas Tanah.....	69
Tabel IX. 1. Daftar Gaji Karyawan .....	88
Tabel X. 1. Indeks dari <i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i> .....	92
Tabel X. 2. Daftar Harga Alat Proses .....	94
Tabel X. 3. Daftar Harga Alat Utilitas.....	96
Tabel X. 4. <i>Fixed Capital Investment</i> .....	99
Tabel X. 5. <i>Working Capital Investment</i> .....	99
Tabel X. 6. Harga Bahan Baku.....	100
Tabel X. 7. <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i> .....	100
Tabel X. 8. <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i> .....	101
Tabel X. 9. <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i> .....	101
Tabel X. 10. <i>Manufacturing Cost</i> .....	101
Tabel X. 11. <i>General Expense</i> .....	102
Tabel X. 12. Hasil Trial Nilai <i>Interest (i)</i> Menggunakan <i>Ms. Excel</i> .....	105

## DAFTAR GAMBAR

Gambar II. 1. Reaksi <i>Polystyrene</i> .....	19
Gambar VIII. 1. Lokasi Pra Rancangan Pabrik <i>Polystyrene</i> (POLYSTYRENE) .....	67
Gambar VIII. 2. <i>Lay Out</i> Pabrik <i>Polystyrene</i> .....	70
Gambar X. 1. Grafik Ekstrapolasi Indeks Harga .....	93
Gambar X. 2. Grafik Perhitungan Ekonomi.....	106



## DAFTAR LAMBANG

A	= Luas perpindahan panas, ft <sup>2</sup> , in <sup>2</sup> , m <sup>2</sup>
a	= Jari-jari dalam reaktor, m
AR	= Luas permukaan dinding reaktor, m <sup>2</sup>
B	= <i>Benzene</i>
b	= Sumbu tegak head, m
BC	= <i>Belt Conveyor</i>
BEP	= <i>Break Event Point</i>
BHP	= <i>Brake Horse Power</i> , Hp
BM	= Berat Molekul, Kg/kmol
Bp	= <i>Benzoyl Peroksida</i>
Ci	= Konsentrasi inisiator
CA	= Konsentrasi zat monomer, Kmol/L
CAo	= Konsentrasi zat monomer mula-mula, Kmol/L
CD	= <i>Condensor</i>
CL	= <i>Cooler</i>
Cp	= Kapasitas panas, Btu/lb °F, Kkal/Kg °C
CR	= <i>Crystalizer</i>
D	= Diameter, in, m, ft
De	= Diameter <i>equivalent</i> , in, m, ft
DMC	= <i>Direct Manufacturing Cost</i>
DPC	= <i>Direct Plant Cost</i>
Dt	= Diameter tangki
E	= Efisiensi pengelasan
Ea	= Harga alat dengan kapasitas diketahui
EB	= <i>Ethylbenzene</i>
Eb	= Harga alat dengan kapasitas dicari
Ev	= Expansion valve
Ex	= Harga alat untuk tahun x

Ey	= Harga alat untuk tahun y
f	= <i>Allowable stresses</i>
f	= Faktor friksi
Fa	= <i>Fixed Cost</i>
FC	= <i>Flow Controller</i>
FCI	= <i>Fixed Capital Investment</i>
FD	= <i>Flashdrum</i>
FP	= <i>Filter Press</i>
FV	= Kecepatan volumetrik, m <sup>3</sup> /jam, L/jam
G	= Gudang
Gc	= Gravitasi, m <sup>2</sup> /detik
GE	= <i>General Expense</i>
gpm	= Galon per menit
HE	= <i>Heat Exchanger</i>
hi	= Koefisien perpindahan panas pada diameter dalam, Btu/j.ft. °F
hio	= Koefisien perpindahan panas, Btu/j.ft. °F
HP	= <i>Hopper</i>
ID	= Diameter dalam, in, m, ft
IMC	= <i>Indirect Manufacturing Cost</i>
J	= Lebar <i>baffle</i> , m, in, ft
kd	= Konstanta kecepatan tahap inisiasi
kp	= Konstanta kecepatan tahap inisiasi
kt	= Konstanta kecepatan tahap terminasi
L	= Tinggi, m, in, ft
LC	= <i>Level Controller</i>
Le	= Panjang elbow, ft
LI	= <i>Level Indikator</i>
K	= Kompresor
M	= <i>Mixer</i>
NRe	= <i>Reynold Number</i>
Nt	= Jumlah <i>tube</i>

N <sub>x</sub>	= Nilai index tahun x
N <sub>y</sub>	= Nilai index tahun y
OA	= tinggi <i>head</i>
OD	= Diameter luar, m,in,ft
P	= Pompa
PC	= <i>Pressure Controller</i>
PEC	= <i>Purchased Equipment Cost</i>
POT	= <i>Pay Out Time</i>
Q	= Panas, Btu/jam, kkal/jam, kJ/jam
r	= Jari-jari, m
R	= Reaktor
R <sub>a</sub>	= <i>Regulated Cost</i>
RC	= <i>Ratio Controller</i>
ROI	= <i>Return Of Investment</i>
S <sub>a</sub>	= <i>Sales Cost</i>
S <sub>f</sub>	= <i>Standar straight flange</i>
SDP	= <i>Shut Down Point</i>
T	= Suhu T – n = Tangki
t	= Waktu, detik, menit, jam
TC	= <i>Temperature Controller</i>
th	= Tebal dinding <i>head</i> , in
ts	= Tebal dinding <i>shell</i> , in
VC	= <i>Volume Meter</i>
W <sub>c</sub>	= Massa kebutuhan air
WC	= <i>Working Capital</i> – n = <i>Weight Controller</i>
X	= Konversi
X <sub>s</sub>	= Konversi <i>Styrene</i>
Z <sub>l</sub>	= Tinggi cairan, in, m, ft
μ	= <i>Viscositas</i> , Cp

$\eta$	= Efisiensi pompa
$\pi$	= Jari-jari, in, m, ft
$\Sigma$	= Jumlah
$\rho$	= Densitas, Kg/m <sup>3</sup>
$\Delta P$	= <i>Pressure drop</i> , psi
$\Delta T$	= Beda suhu

## ABSTRAK

*Polystyrene* merupakan bahan baku yang digunakan pada industri polimer plastik sebagai komponen fleksibilitas dan ketahanan plastik. Perancangan pabrik *polystyrene* ini menggunakan bahan baku *styrene* monomer dengan kapasitas 60.000 Ton/Tahun dengan metode *Bulk Continuous* menggunakan Reaktor Tangki Alir Berpengaduk (RATB). Pabrik ini akan direncanakan dibangun pada daerah Serang, Banten, dengan faktor pertimbangan berupa produksi bahan baku pembuatan produk *polystyrene*, pemasaran produk, serta utilitas dan fasilitas transportasi dalam mendukung proses pabrik.

Proses pembuatan *Polystyrene* diawali dengan menghomogenkan larutan *styrene* dengan *ethylbenzene* yang berada pada tangki *Mixer-01*. Bahan baku dalam fasa cair berupa larutan *styrene* disimpan pada tangki *Mixer* dengan temperatur 30°C. Bahan baku berupa larutan *styrene* dan *benzoyl peroxide*, kemudian diumpangkan ke dalam Reaktor- 01 pada suhu 130°C dengan waktu tinggal 9 menit hingga mencapai konversi 86%. Reaktor kedua (R-02) dioperasikan dengan kondisi operasi dan waktu tinggal yang sama dengan Reaktor-01 hingga mencapai konversi 98%. Hasil keluaran Reaktor kemudian diumpangkan menuju *Filter Press* dengan tujuan untuk memisahkan antara sisa pelarut dan *benzoyl peroksida* dengan larutan *polystyrene*. Sisa pelarut berupa *cake* akan ditampung dalam bak penampung dan hasil bawah *filter press* (FP-01) akan diteruskan ke dalam proses pemisahan yaitu unit *flashdrum* (FD- 01). Pada proses *flashdrum* digunakan alat pemisahan berupa *flashdrum* dengan suhu operasi 164°C. Pada *flashdrum* hasil atas berupa sisa pelarut berupa fase gas dan hasil bawah berupa larutan *polystyrene*. Pemisahan pada unit *flashdrum* bertujuan mendapatkan spesifikasi produk yang diinginkan yaitu produk dengan kemurnian 98 % yang kemudian akan diumpangkan menuju *crystalizer* (CR-01). *Crystalizer* (CR- 01) dioperasikan pada suhu 60°C dengan hasil keluaran akhir berupa produk kristal *Polystyrene*. Kemurnian 98%. Hasil produk akhir kemudian akan diteruskan menuju proses pengemasan produk (*Packaging*) yang kemudian produk akan siap didistribusikan. Air yang diperlukan untuk mengoperasikan pabrik sebesar 9.926,0136 Kg/jam, dengan kebutuhan listrik sebesar 515,5541 kW yang diperoleh dari PLN dengan cadangan satu generator.

Berdasarkan pertimbangan sifat bahan dan kondisi operasi, dapat dikatakan bahwa pabrik *Polystyrene* termasuk pabrik dengan resiko tinggi (*high risk*). Hasil analisis ekonomi yang didapatkan, pabrik ini memiliki nilai *Fixed Capital Investment (FCI)* sebesar Rp.1.283.878.254.957 dan *Working Capital (WC)* sebesar Rp.360.116.374.217. Analisis kelayakan pabrik *Polystyrene* ini menunjukkan nilai ROI sebelum pajak sebesar 45% dan setelah pajak 32%. Nilai *Pay Out Time (POT)* sebelum pajak sebesar 1,81 tahun, setelah pajak yaitu sebesar 4,24 tahun. Nilai *Break Even Point (BEP)* sebesar 41,35% dan *Shutdown Point (SDP)* sebesar 25,38%, dan *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)* sebesar 61,37%. Berdasarkan dari analisis kelayakan tersebut maka pabrik *Polystyrene* layak untuk didirikan dan dikaji lebih lanjut.

Kata Kunci : *Polystyrene; styrene; Industri polimer; reaktor; Bulk Continuous..*

# BAB I PENDAHULUAN

## I.1. Latar belakang

Industri polimer memiliki peran yang cukup penting dalam dunia industri. Poli mer dibuat dengan mengikat molekul-molekul kecil yang disebut monomer menjadi polimer dengan proses polimerisasi. Beberapa bentuk turunan polimer diantara adalah polietilena (PE), nilon, poli vinil klorida (PVC), polikarbonat (PC), polistirena (PS), dan karet *silicon*. Polystyrene (PS) adalah polimer serbaguna yang digunakan dalam beberapa bentuk (*Polystyrene general, Polystyrene yang dapat diperluas, Polystyrene*) untuk mewujudkan objek untuk banyak aplikasi seperti pengemasan, perangkat elektronik, isolator dan daur ulangnya menimbulkan tantangan besar bagi ilmu pengetahuan dunia (Piero Frediani, Andrea Undri, Luca Rosi et al, 2014).

*Polystyrene* (POLYSTYRENE), merupakan kopolimer dan mengandung 5% hingga 10% karet butadiena untuk meningkatkan kekuatan benturan. Termasuk ke dalam golongan termoplastik besar berdasarkan dari jumlah produksi produk di industri (Rossenberger, J.A., 1983). Produk ini sering digunakan sebagai bahan pengemasan, barang konsumen institusional, bangunan konstruksi, industri atau mesin. Berdasarkan data yang dikeluarkan oleh Badan Pusat Statistik terkait impor *polystyrene* di Indonesia cukup tinggi. Hal ini dapat dilihat pada data 2 tahun terakhir yaitu mencapai angka kisaran >35.000 ton/tahun (Badan Pusat Statistik, 2022).

Oleh sebab itu, terdapat kebijakan pemerintah mengenai sektor bidang industri terutama pada pembangunan pabrik kimia, yaitu mengenai pembangunan pabrik yang diharapkan dapat menjadi tolak ukur dalam menyelesaikan permasalahan ketergantungan bahan impor industri di Indonesia. Proses pembuatan *Polystyrene* dilakukan dengan proses *bulk continuous* dimana pada proses ini menggunakan reaktor alir tangki berpengaduk (CSTR/RATB) yang diperkirakan produk yang dihasilkan

lebih seragam, kemurniannya lebih tinggi dan pengontrolan suhu

lebih mudah. Maka dari itu dibutuhkan pembangunan industri yang dapat memenuhi kebutuhan bahan baku maupun barang jadi dalam negeri, salah satunya dengan adanya pembangunan pabrik *polystyrene*. Dengan hal ini, pengajuan proposal pra rancangan pabrik *Polystyrene* (polystyrene) diharapkan dapat memenuhi permintaan industri dalam negeri sehingga dapat mengurangi angka impor dan dapat menjadi peluang terbukanya lapangan kerja bagi masyarakat Indonesia.

## **I.2. Tinjauan Pustaka**

### *I.2.1. Styrene*

Polimerisasi stirena dapat dimulai secara termal dan dengan peroksida bifungsional, mengikuti kinetika konvensional dari inisiasi radikal bebas, propagasi, terminasi, dan transfer rantai. Inisiasi termal menjadi substansial pada suhu polimerisasi di atas 100°C (Chen, kai, Peter Voth, dkk., 2000). Kinetika dan termodinamika polimerisasi stirena dalam larutan terjadi dengan pemutusan ikatan satu gugus peroksida dan bukan dengan pemutusan ikatan simultan dari dua gugus peroksida (Yoon Won Jung, Jea Hoon Ryu, and Yeung Ho Park, 1998). Akan tetapi, karena konstanta kinetik dari reaksi perantara inisiasi termal tidak diketahui, penulis menganggap bahwa semua konstanta tidak tergantung pada ukuran rantai polimer tetapi dapat bervariasi dengan konversi (Hui, A.W and Hamielec, A.E., 1972)

### *I.2.2. Polystyrene*

Polistirena membentuk kelas lain dari polihidrokarbon. Polimer dari kelas ini memiliki banyak aplikasi praktis. Makromolekul tipe polistirena memiliki gugus benzena yang terikat pada rantai karbonjenuh. Polimer yang paling umum di kelasnya adalah polistirena (PS), yang diperoleh dengan polimerisasi stirena, biasanya dengan adanya inisiator peroksida. Pembentukan *Polystyrene* dapat dilakukan melalui beberapa metode. Metode yang paling banyak digunakan adalah pirolisis dan polimerisasi larutan. Berbagai jenis *Polystyrene* dalam reaktor *FixedBed* tanpa atau dengan adanya katalis basa atau zeolite dipirolisis oleh



Acilias et al. memperoleh cairan kaya stirena (hingga 70%). Cairan tersebut digunakan sebagai bahan awal, tanpa pemurnian lebih lanjut, untuk polimerisasi stirena. Polimer ini memiliki karakteristik yang mirip dengan *Polystyrene* asli. Namun senyawa aromatik lain yang ada, bekerja sebagai agen pemindah rantai, menurunkan berat molekul rata-rata *Polystyrene*. Oleh karena itu *Polystyrene* yang disintesis memiliki kinerja yang lebih rendah daripada polimer yang dibuat dari stirena murni (Bergstrom, E. V. and Mitchell, J. G, 1966).

*Polystyrene* memiliki karakteristik yang sangat baik yang diperlukan untuk digunakan dalam produk komersial dan industri, baik sebagai bahan murni atau kopolimer. Karakteristik ini termasuk pemrosesan yang mudah di bawah cetakan injeksi, sifat mekanik yang relatif baik, transparansi, karakteristik isolasi listrik yang baik, dll. Polistirena dapat dianggap sebagai polimer vinil karena monomernya memiliki fenil yang terikat pada gugus vinil. Namun, polistiren biasanya dipandang sebagai kelas terpisah dari polimer vinil lainnya. Polistirena dengan gugus alkil tersubstitusi pada cincin benzena juga dikenal dalam praktiknya, tetapi aplikasinya lebih terbatas. Selain polistirena, polimer umum lainnya dalam kelas ini adalah poli (*a*-metil stirena), di mana gugus alkil (metil) terikat pada tulang punggung polimer pada atom karbon yang sama dengan cincin benzena (S.C. Moldoveanu, 2005).

Untuk membedakan antara polistirena isotaktik dan bahan sindiotaktik, perlu untuk menyelidiki fragmen tetramer (lebih tinggi) yang ada dalam pirogram, dengan cara yang sama seperti yang ditunjukkan untuk polipropilena. Fragmen tetramer dari *isotactic Polystyrene* dan *Syndiotactic Polystyrene* adalah diastereoisomer dan dapat dipisahkan oleh GC pada kolom non kiral (Laur Eva, Evgueni Kirillov, and Jean-Francois Carpentier, 2017).

### I.2.3. Metode Proses Produksi *Polystyrene*

#### A. Polimerisasi *Bulk*

Dalam industri umumnya, polimerisasi *Bulk* (larutan) disebut polimerisasi polimerisasi massa. Sebagian besar polistirena polistirena yang diproduksi sekarang ini menggunakan proses ini. Pada proses ini menggunakan sejumlah *Solvent* yang biasanya adalah monomer stirena itu sendiri dan etil benzena. Ada 2 jenis polimerisasi *bulk* yaitu:

##### - Polimerisasi *Bulk Batch*

Beberapa produsen polistirena masih menggunakan proses ini, dimana proses ini terdiri dari unit polimerisasi yang didalamnya terdapat tangki polimerisasi berpengaduk dengan konversi di atas 90%. Larutan polimer kemudian dipompa ke bagian *finishing* untuk devolatilisasi ataupun proses polimerisasi akhir. Karna prosesnya yang bersifat *batch*, waktu pengerjaan yang perlukan juga lebih lama daripada metode polimerisasi yang bersifat *continuous*. Akan tetapi prosesnya tergolong proses yang sederhana dan sangat ekonomis.

##### - Polimerisasi *Bulk Continuous*

Proses ini merupakan proses pembuatan polistirena yang paling paling banyak digunakan. Ada beberapa jenis desain dimana beberapa diantaranya sudah mendapatkan lisensi. Secara umum proses ini terdiri dari satu atau lebih reaktor tangki berpengaduk (CSTR). CSTR ini biasanya diikuti oleh satu atau lebih reaktor yang didesain untuk menangani larutan yang kental (viskositas tinggi). Metode ini menghasilkan produk dengan kemurnian yang sangat tinggi yakni mencapai 98-99 %. Metode ini cocok digunakan untuk pabrik dengan skala yang besar.

(Patent, 1983)

## B. Polimerisasi Suspensi

Polimerisasi suspensi adalah sistem *Batch* yang sangat populer untuk tahapan khusus pembuatan polistirena. Proses ini dapat digunakan untuk memproduksi kristal maupun polystyrene. Untuk memproduksi polydyrene, stirena dan larutan karet diolah dengan *Bulk Polymerized* melalui fase inverse. Kemudian disuspensikan ke dalam air untuk mendapatkan suspense air dan minyak dengan menggunakan sabun atau zat pesuspensi. Kemudian butiran suspense ini dipolimerisasi lagi sampai selesai dengan menggunakan inisiator dan pemanasan bertahap. Fase air digunakan sebagai *heat sink* dan media perpindahan panas terhadap jaket yang dikontrol suhunya. WO98/51735 menjelaskan *Styrene Polymer* yang dapat diperluas yang terdiri dari partikel grafit dan telah mengurangi termal konduktivitas, ini dapat diperoleh melalui polimerisasi suspensi atau melalui ekstrusi dalam ekstruder sekrup kembar. Gaya geser yang tinggi pada pengestrusi *Win-Screw* umumnya menghasilkan pengurangan berat molekul yang signifikan dari polimer yang digunakan, Polimer daur ulang yang terdiri dari poli termoplastik dan atau beberapa penguraian zat aditif seperti penghambat api (ranz-JosefDietzen, et al., 2010).

## C. Polimerisasi Emulsi

Polimer yang diturunkan dari polistirena tetapi memiliki gugus alkil atau aril yang tersubstitusi pada cincin benzena disintesis dalam upaya untuk meningkatkan beberapa sifat polistirena seperti ketahanan benturan dan mendapatkan kualitas yang serupa dengan yang dicapai dengan menggunakan kopolimer dengan 1,3-butadiena. Polimer yang termasuk dalam kelas ini adalah poli(3-metilstirena), poli(4-metilstirena), poli(4-fenilstirena). Keuntungan dari proses ini adalah memiliki proses yang cukup cepat, lalu proses polimerisasinya dapat dilakukan secara kontinyu, serta mudah dalam mengendalikannya dan memiliki viskositas massa reaksi yang jauh

lebih kecil. Dan untuk kekurangannya adalah sulit untuk memperoleh polimer yang murni, diperlukannya teknologi untuk mengambil polimer padat, prosesnya yang cukup rumit dan air dalam massa reaksinya dapat menurunkan yield per volume reaktor serta kurang menguntungkan dalam segi ekonomi (Kirk, R.E., Othmer, V.R, 1982).

Tabel I. 1. Perbandingan Metode Pembuatan *Polystyrene*

No	Kriteria	P. Bulk Batch	P. Bulk Continuous	P. Suspensi	P. Emulsi
1.	Bahan baku	Monomer stirena	Monomer stirena	Monomer stirena	Monomer stirena
2	Fase	Cair	Cair	Cair	Padat-Gas
3.	Reaktor	Batch	RATB	Batch	PBR
4.	Suhu	90-100 °C	100-130 °C	60-80 °C	90-100 °C
5.	Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm
6.	Konversi	99 %	98-99 %	90-99 %	88,93 %
7.	Pelarut	Etil benzena	Etil benzena	3-mercaptopethyl methacrylate	Non-ionic surfactant
8.	Inisiator	Benzoil peroksida	Benzoil peroksida	Azobisobutryl nitrile	Diisopropyl Peroxydicarbon

(Stevvens, Malcolm P, 1999) Dengan membandingkan metode dari proses pembuatan

*Polystyrene* (polystyrene) yang disebutkan di atas, proses yang dipilih adalah proses polimerisasi *bulk continuous*. Selain kelebihan seperti disebutkan di atas, polimerisasi *bulk continuous* dipilih karena prosesnya menggunakan fase homogen. Pada saat

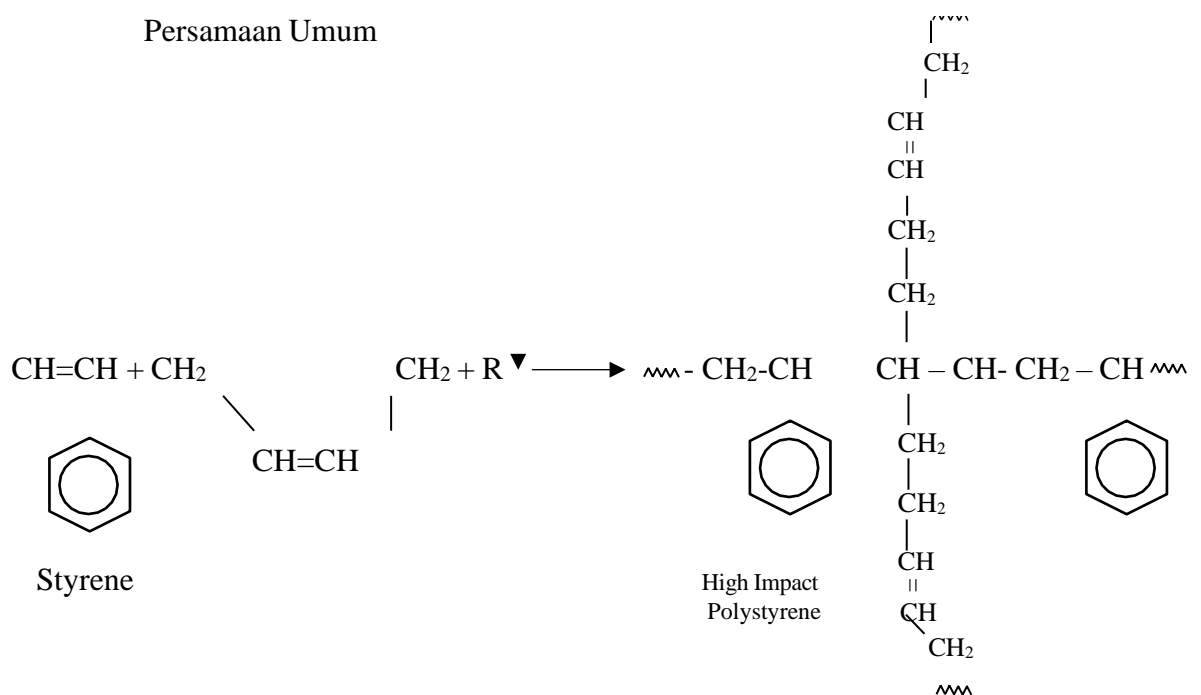
yang sama, baik polimerisasi suspensi dan polimerisasi emulsi menggunakan fase heterogen, sehingga dievaluasi dari perspektif ekonomis dan proses. Kerugian dari suspensi dan emulsi lainnya adalah kapasitasnya yang relatif kecil dan sulit digunakan dalam skala besar.

### I.3. Tinjauan Kinetika Reaksi dan Termodinamika

#### I.3.1. Kinetika Reaksi Polimerisasi

Polimerisasi yang terjadi yaitu pada 1 fase, dimana hanya terdiri dari monomer-karet (*monomer styrene*) dan inisiator (Benzoil Peroksida) menghasilkan viskositas yang tinggi dan reaksi yang eksotermis (Putri, 2008). Tahap polimerisasi dilakukan satu tahap, dimana saat temperatur mencapai 90°C terjadi kenaikan kandungan padatan (*solid content*), kemudian dilakukan pemanasan lanjutan hingga suhu menyentuh >100°C hingga kandungan maksimal padatan yang diinginkan tercapai. Konversi kepadatan yang diinginkan 60% < suhu di atas 100°C (dwi wahyuni, 2010).

Persamaan Umum

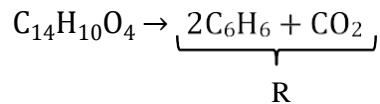


(Zhaojun, Xue, Qixin Zhuang, Xiaoyun Liu, et al, 2012)

### A. Tahap Inisiasi

Tahapan awal yang dimana sebagai tempat terjadinya pembentukan radikal bebas. Reaksi yang terjadi pada tahap ini adalah:

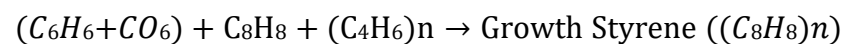
Reaksi pembentukan radikal bebas:



Dimana R merupakan Rantai *Benzelyc* yang nantinya akan direaksikan dengan reaksi polimer karet.

### B. Tahap Propagasi

Setelah radikal bebas terbentuk, maka reaksi polimer karet (*styrene-polybutadiene*) akan bereaksi dengan radikal *benzelyc* yaitu ketika *benzoyl* peroksida bereaksi.



Pada tahap ini terbentuk *grow styrene* dengan adanya penambahan konversi hingga mencapai 86%.

Kecepatan reaksi pada tahap propagasi adalah:

$$r_p = k_p[RM^*][M] \quad (1)$$

Dimana:

$r_p$  = kecepatan reaksi tahap propagasi, mol/(L.jam)

$k_p$  = Konstanta kecepatan reaksi tahap propagasi, L/(mol.jam)

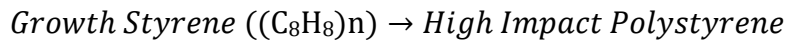
$[RM^*]$  = Konsentrasi radikal monomer, mol/L

$[M]$  = Konsentrasi monomer *grow styrene*, mol/L

### C. Tahap Terminasi

Reaksi terminasi dapat berupa terminasi kombinasi atau terminasi disproporsionasi atau keduanya. Huang dkk. (1995) mengabaikan reaksi terminasi termasuk radikal primer, radikal CTA, radikal monomer, radikal polimer tulang punggung dan radikal inisiator. Ini karena masing-masing konsentrasi ini beberapa kali

lipat lebih rendah daripada spesies radikal polimer. Reaksi yang terjadi pada tahap terminasi adalah:



Kecepatan reaksi pada tahap terminasi adalah:

$$r_t = 2kt[M^*]^2 \quad (2)$$

Dimana:

$r_t$  = Kecepatan reaksi tahap terminasi, mol/(L.jam)

$kt$  = Konstanta kecepatan reaksi tahap terminasi, L/(mol.jam)

$[M^*]$  = Konsentrasi radikal monomer, mol/L

(Yu Ning, 2015)

Apabila diasumsikan konsentrasi radikal bebas tetap, maka kecepatan reaksi inisiasi sama dengan kecepatan reaksi terminasi.

$$r_d = r_t \quad (3)$$

$$2fkd[I] = 2kt[M^*]^2 \quad (4)$$

$$[M^*] = \sqrt[0.5]{\frac{f.kd.[I]}{kt}} \quad (5)$$

Persamaan (5) disubstitusikan ke persamaan (1), sehingga

$$r_p = \sqrt[0.5]{\frac{f.kd.[I]}{kt}} k_p . [M] \quad (6)$$

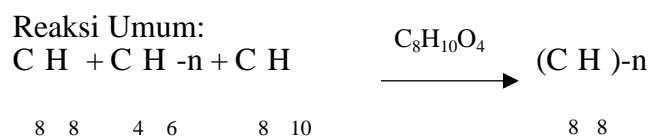
$$K = k_p \sqrt[0.5]{\frac{f.kd.}{kt}} \quad (7)$$

Jika K merupakan konstanta kecepatan reaksi secara *overall*, maka:

$$r_p = K[I]^{0.5} . [M] \quad (8)$$

Persamaan (8) merupakan konstanta kecepatan reaksi polimerisasi yang akan digunakan untuk merancang *reactor*.

(Yu Ning, 2015)



Faktor efficiency	= 0,8 (wiley A.J, 2013)
Faktor reactor	= 98%
Konstanta propagasi (kp)	= 35 L/mol.s (wiley A.J, 2013)
Konstanta terminasi (kp)	= 10 <sup>7</sup> L/mol.s (wiley A.J, 2013)
Konstanta Inisiasi (kp)	= 0,027773 x 10 <sup>7</sup> (Bandrup J, Immergut EH, et al (1999)

maka

$$k = 52120,0297 \times 10^{-4} \text{ L}^2/\text{mol.s}$$

### I.3.2. Tinjauan Termodinamika

Reaksi propagasi alkena menyiratkan pembentukan ikatan- $\sigma$  dari ikatan- $\pi$  dan ini membuat entalpi propagasi ( $\Delta H$ ) negatif (eksotermik dan menguntungkan). Di sisi lain, entropi propagasi ( $\Delta S$ ) negatif dan tidak menguntungkan (rantai polimer mewakili keadaan yang lebih teratur daripada molekul monomer yang tidak terikat); namun, nilai absolut  $\Delta H$  adalah dominan. Oleh karena itu,  $\Delta G$  ( $\Delta G = \Delta H - T\Delta S$ ) yang dihasilkan adalah negatif dan menguntungkan.

Tabel I. 2 *Heat of Polymerization of Some Common Monomers In Differents Unit*

Monomer	$\Delta H_p$ (KJ/mol)	$\Delta H_p$ (kcal/mol)	$\Delta H_p$ (cal/g)	T (°C)
<i>Butadiene</i>	73	17.5	323	25
<i>Isoprene</i>	75	17.9	263	25
<i>Ethylene</i>	101.5	24.3	866	25
<i>Acrylonitrile</i>	76.5	18.3	345	74.5
<i>Methacrylic Acid</i>	64.5	15.4	179	25
<i>Methyl methacrylate</i>	55.6	13.4	134	74.5
	56	13.4	134	130
<i>Acrylic Acid</i>	67	16.0	222	74.5
<i>Methyl Acrylate</i>	78	18.7	187	74.5
	81.8	19.6	227	80
<i>Ethyl Acrylate</i>	78	18.7	187	74.5
	80.7	19.3	193	90
<i>Butyl Acrylate</i>	78	187	146	74.5



Monomer	$\Delta H_p$ (KJ/mol)	$\Delta H_p$ (kcal/mol)	$\Delta H_p$ (cal/g)	T (°C)
<i>Styrene</i>	70	16.7	160	25
	73	17.5	168	127
<i>Vinyl Chloroide</i>	71-111.5	17-27	272-432	25
	96	23	368	74.5
<i>Vinyl Acetate</i>	88	21.1	245	74.5

Reaksi pembuatan high impact polistirena dapat dilihat dari harga entalpi sebagai berikut:

$$\Delta H = Q = \Delta H^{\circ}_{f_{25^{\circ}\text{C}}} - \Delta H_f - \Delta H_R \quad (9)$$

Untuk estimasi Cp (kapasitas panas) bahan berupa cairan dapat dilihat berdasarkan kontribusi gugus atom (Perry, Robert H, 1997)

Tabel I. 3. Nilai Estimasi Kapasitas Panas (Cp)

Ikatan	Cp (J/mol K)
-CH <sub>2</sub> -	30,38
=CH <sub>2</sub>	21,76
$\begin{array}{c}   \\ =\text{C}- \end{array}$	15,9
=CH-	21,34
$\begin{array}{c}   \\ -\text{CH}- \end{array}$	20,92
-CH <sub>3</sub>	36,82

Besarnya harga kapasitas panas (Cp) cairan adalah (Perry, Robert H, 1997)  $C_p = i$

Dimana:

$C_p$  = Kapasitas panas padatan pada suhu 298 K (J/mol K)

$n$  = Jumlah Perbedaan elemen atom pada senyawa

$N_i$  = Jumlah elemen atom pada senyawa

$\Delta C_{pi}$  = Kapasitas panas cairan

Maka  $C_p$  masing-masing komponen dapat dihitung sebagai berikut:

$$C_p \text{ styrene} = (-\text{CH}=\text{CH}-\text{CH}=\text{CH}-\text{CH}=\text{C}-) \overset{|}{\text{CH}}=\text{CH}_2$$

$$= 165,7 \text{ J/mol K}$$

$$C_p \text{ Polystyrene} = [-\text{CH}_2-\text{CH}=\text{CH}-\text{CH}_2-] [(-\text{CH}=\text{CH}-\text{CH}=\text{CH}-\text{CH}=\text{C}-) \overset{|}{\text{CH}}-\text{CH}_2-] \overset{|}{\text{CH}}_2-\text{CH}-\text{CH}-\text{CH}_2[-\text{CH}_2-\text{CH}=\text{CH}-\text{CH}_2]$$

$$= 483,38 \text{ J/mol K}$$

$$C_p \text{ ethylbenzene} = (-\text{CH}=\text{CH}-\text{CH}=\text{CH}-\text{CH}=\text{C}-) \text{CH}_2-\text{CH}_3$$

$$= 189,8 \text{ J/mol K}$$

$$C_p \text{ benzene} = -\text{CH}=\text{CH}-\text{CH}=\text{CH}-\text{CH}=\text{CH}-$$

$$= 128,04 \text{ J/mol K}$$

$$C_p \text{ Benzoin peroxide} = \text{C}_{14}\text{H}_{18}\text{O}_4$$

$$= 281,74 \text{ J/mol K}$$

Panas pembentukan Standar ( $\Delta H^\circ_f$  298)

Dari (Perry, 1997) table 2-388, diperoleh estimasi  $\Delta H^\circ_f$  298 untuk ikatan (kJ/mol) adalah:

Tabel I. 4. Estimasi Panas Pembentukan Standar ( $\Delta H^\circ_f$  298)

Ikatan	$\Delta H_i$ (J/mol K)
$-\text{CH}_2-$	-20,64
$=\text{CH}_2$	-9,63
$\overset{ }{=}\text{C}-$	83,99
$=\text{CH}-$	37,97
$-\text{CH}-$ $ $	29,89

|

Maka didapatkan  $\Delta H^{\circ f}_{298}$  untuk masing-masing senyawa menggunakan persamaan:

$$\Delta H^{\circ f}_{298} = 68,29 + \sum Ni \Delta Hi \quad (10)$$

(Perry, Robert H, 1997)

Tabel I. 5. Harga Cp dan  $\Delta H^{\circ f}$

Nama	$\Delta H^{\circ f}$ (KJ/mol)	Cp (J/mol.K)
$C_8H_8$	370,47	165,7
$(C_8H_8)_n$	1349,53	483,38

Standar gas ideal Gibbs energi pembentukan ( $\Delta G^{\circ f}_{298}$ ) suatu senyawa kimia adalah pertambahan energi gibbs yang terkait dengan reaksi pembentukan senyawa tersebut dalam keadaan gas ideal dari unsur-unsur penyusunnya keadaan standar didefinisikan sebagai fase yang ada pada suhu 298,15 K dan satu atmosfer (101,325 kPa).

Tabel I. 6. Estimasi Nilai Energi Gibbs ( $\Delta G^{\circ f}_{298}$ )

Ikatan	$\Delta G^{\circ f}_{298}$ (KJ/mol K)
-CH <sub>2</sub> -	8,42
=CH <sub>2</sub>	3,77
$\begin{array}{c}   \\ =C- \end{array}$	92,36
$\begin{array}{c} =CH- \\   \end{array}$	48,53
$\begin{array}{c}   \\ -CH- \end{array}$	29,89

Maka didapatkan  $\Delta G^{\circ f}_{298}$  untuk masing-masing senyawa menggunakan persamaan:

$$\Delta G^{\circ f}_{298} = \sum_{i=1}^n Ni \Delta Gi \quad (11)$$

Dimana:

$\Delta G^\circ_{f298}$  = Gibbs energy pada suhu 298 K, J/mol

n = Jumlah kelompok atom yang berbeda yang terkandung dalam molekul

$N_i$  = Jumlah *atomic group* yang terkandung dalam molekul

$\Delta G_i$  = Nilai numerik kelompok atom I diperoleh dari table 2-388

Tabel I. 7. Nilai Energi Gibbs ( $\Delta G^\circ_{f298}$ )

Ikatan	$\Delta G^\circ_{f298}$ (kJ/mol K)
<i>Styrene</i>	441,19
polystyrene	700,31

$$\Delta G = [(163,78 + 441,19) - 700,31] \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G = -95,34 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G = -95340 \text{ J/mol}$$

Data Kapasitas Panas Pada T 298,15 K dan 403,15 K

Komponen	$\Delta H_{298,15 \text{ K}}$	$\Delta H_{403,15 \text{ K}}$
	kJ/kmol	kJ/kmol
styrene	148,3000	15.288,2228
ethyl benzene	29,9000	2.766,8631
polibutadiena	102,9500	10.809,7500
benzene	82,9000	8.472,7178
polystyrene	439,2000	46.116,0000
Benzoyl Perokside	691,9100	72.650,5500

$$\Delta H_r = \sum_{\text{produk}} v_i \Delta f_0 - \sum_{\text{reaktan}} v_i H_{f0}$$

$$\Delta H_r = 439,2 - (148,3 + 29,9 + 102,95 + 82,9)$$

$$\Delta H_{r298} = -616,7600 \text{ KJ/kmol}$$

$$\Delta H_{r403,15} = -63.872,1037 \text{ KJ/kmol}$$

Pada kasus di atas, reaksi berjalan secara searah atau *irreversible*. Karena nilai pada reaksi polimerisasi bernilai negatif, maka reaksi pembentukan *polystyrene* bersifat eksotermis (melepaskan panas) dan reaksi berlangsung secara spontan ( $\Delta G < 0$ ) ( $T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$ )

Menghitung nilai K:

Maka dari itu, dengan reaksi polimerisasi styrene pada suhu trial ( $90^\circ\text{C}$ ) dan suhu  $25^\circ\text{C}$ , maka energi gibbs:

$$\Delta G = -RT \ln K \quad K = \frac{\Delta G}{-RT}$$

$$\ln K = \frac{-95340 \text{ J/mol}}{-8,3145 \frac{\text{J}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \times 363,15 \text{ K}}$$

$$\ln K = 31,5776 \quad K = 5,1758 \times 10^{13}$$

Pada hasil konstanta kesetimbangan di atas, dapat dikatakan bahwa reaksi berjalan irreversible atau searah, yaitu reaksi kesetimbangan cenderung kearah produk.

#### I.4. Kegunaan Produk

Produk polistirena biasa digunakan secara luas sebagai isolator, bahan pelapis pada kawat atau kabel, bahan untuk embuatan peralatan rumah tangga, pembungkus makanan, dan mainan anak-anak.

#### I.5. Kapasitas perancangan

##### I.5.1. Ketersediaan Bahan Baku

Sebelum merancang pendirian sebuah pabrik, menentukan atau menghitung kapasitas dari pabrik merupakan hal yang sangat penting. Untuk menentukan kapasitas pabrik yang akan didirikan maka perlu dilakukan perhitungan untuk mengetahui seberapa besar kebutuhan pasar dari produk yang dihasilkan. Adapun produsen yang menghasilkan styrene monomer sebagai bahan baku pembuatan *polystyrene* di Indonesia diantaranya adalah:

Tabel I. 8. Produsen *Styrene* Monomer di Indonesia

No	Nama Produsen	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	PT. Graha Swakarsa Prima	45.460
2	Styrindo Mono Indonesia (SMI)	340.000
3	PT. Agumar Chemicalindo	120.000

Selain mono styrene, adapun produsen dari bahan baku lainnya (bahan pendukung; *ethyl benzene*, dan benzoil peroksida), yaitu:

Tabel I. 9. Produsen Bahan Baku Pendukung

No	Bahan Baku Pendukung	Perusahaan	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	<i>Ethyl Benzene</i>	PT. Chandra Asri Petrochemical Tbk PT. Styrindo Mono Indonesia	$\leq 420.000$
2	Benzoil Peroksida	Ming Dih Industry Co.	48.000

#### I.5.2. Proyeksi Kebutuhan Polystyrene

Data impor *polystyrene* dapat dipakai untuk menghitung dari gambaran kebutuhan plastik pada tahun-tahun produksi yang akan mendatang. Adapun perhitungan ini dapat dilakukan menggunakan metode perhitungan regresi linear dari data produksi impor yang telah ada.

Tabel I. 10. Data Impor Tahun 2017-2021

Tahun	Kebutuhan (Ton)
2017	36467,288
2018	30529,533
2019	36274,604
2020	31947,716
2021	39306,349

(Badan Pusat Statistik, 2022)

Dari data impor pada Tabel I. 11 dapat diperkirakan kebutuhan dari *Polystyrene* di Indonesia pada tahun 2022 dengan menggunakan data regresi linear. Di bawah ini adalah proyeksi dari kenaikan angka kebutuhan *polystyrene* di Indonesia tahun 2017 hingga 2022. Berdasarkan data kapasitas pabrik yang telah di bangun, diperoleh persamaan regresi linier yaitu  $Y = 709,63 X - 1397839$ . pabrik *polystyrene* direncanakan akan dibangun pada tahun 2027 sehingga pada data Badan Pusat Statistik (BPS) tahun 2017-2021 maka didapatkan hasil pada tahun 2027 kebutuhan *polystyrene* di Indonesia berjumlah 60.000 Ton.

Berdasarkan situs PT Citra Cendekia Indonesia (2015), terdapat beberapa industri polistirena di Indonesia, di antaranya:

Tabel I. 11. Data produksi Polystyrene di Indonesia

Produsen	Kapasitas (ton/tahun)
PT Styron Indonesia	70.000
PT Arbe Styrimdo	15.000
PT Royal Chemical Indonesia	30.000

Sedangkan untuk data produksi *polystyrene* di dunia dapat dilihat pada table di bawah ini:

Tabel I. 12. Data Produksi *Polystyrene* di Dunia

Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Ton/tahun)
Baser Petrokimia	Yumurtalky	50.000
Total Petrochemical	Carling Prancis	200.000
Ineos Nova	Marl, German	190.000
BASF	Antwerp, Belgia	540.000
Dow Chemical	Tessengerlo, Belgia	265.000

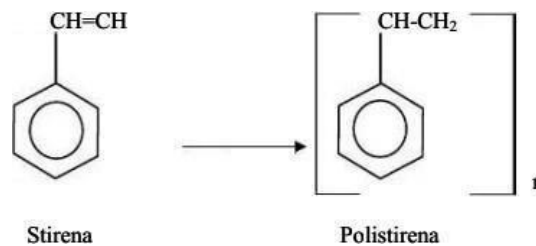
Berdasarkan pertimbangan teknik, ekonomi, dan pabrik yang telah berdiri di Indonesia maupun pabrik yang mengimpor polistirena di dunia, maka dalam prarancangan pabrik *polystyrene* dari monomer stirena dipilih kapasitas 60.000 ton/tahun.



## BAB II LANDASAN TEORI

### II.1. Tahapan Proses

*Polystyrene* terbentuk dengan suatu reaksi polimerisasi adisi terhadap molekul stirena sebagai monomer dengan melibatkan partikel cis 1-4 polibutadiena, melalui suatu mekanisme yang disebut grafting. Reaksi yang terjadi:



Gambar II. 1. Reaksi *Polystyrene*

Polimerisasi adalah salah satu cara untuk membuat polistirena dari monomer stirena. Yang dimana polimerisasi monomer stirena merupakan jenis polimerisasi adisi yang memiliki tiga tahapan reaksi, yaitu (Brandrup, J., Immagu, E.H., 1975). Polimerisasi radikal bebas merupakan cara yang banyak digunakan dalam sintesis polimer. Inisiator yang sering digunakan adalah inisiator termal yang sangat bergantung pada *temperature*.

Proses pembuatan *Polystyrene* secara berkelanjutan dilakukan dengan beberapa tahap proses, yaitu:

1. Tahapan penyiapan bahan baku
2. Tahapan reaksi
3. Tahap akhir

## II.2. Persiapan Bahan Baku

### a. Stirena

Stirena monomer sebagai bahan baku utama disimpan dalam bentuk cair dalam tangki penyimpanan pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm, dialirkan dalam pencampuran 1 (M-01) untuk dicampur dengan menggunakan *Centrifugal Pump* dan selanjutnya dialirkan ke reaktor 1 (R-01).

### b. Etil Benzena

Etil benzene sebagai pelarut disimpan dalam bentuk cair dalam tangka penyimpanan pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm, dialirkan ke *Mixer 1* (M-01) dengan menggunakan *Centrifugal Pump* dan selanjutnya bersama *styrene* dialirkan ke reaktor 1 (R-01).

### II.2.1. Proses Tahap Reaksi

Campuran *styrene* monomer, etil benzene, dan inisiator benzoil peroksida dari *Mixer 1* (M-01) dimasukkan ke dalam *reactor 1* (R-01), yang berupa tangki berpengaduk (CSTR). Reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis. Sehingga diperlukan pendingin dengan menggunakan koil pendingin. Sebagai pendingin digunakan air yang masuk pada suhu 30°C dan keluar pada suhu 50°C. Kondisi operasi dalam *reactor* dipertahankan pada suhu 130°C dan tekanan 4,5 atm. Selama 9 menit untuk mencapai konversi sebesar 98%.

### II.2.2. Tahap Akhir

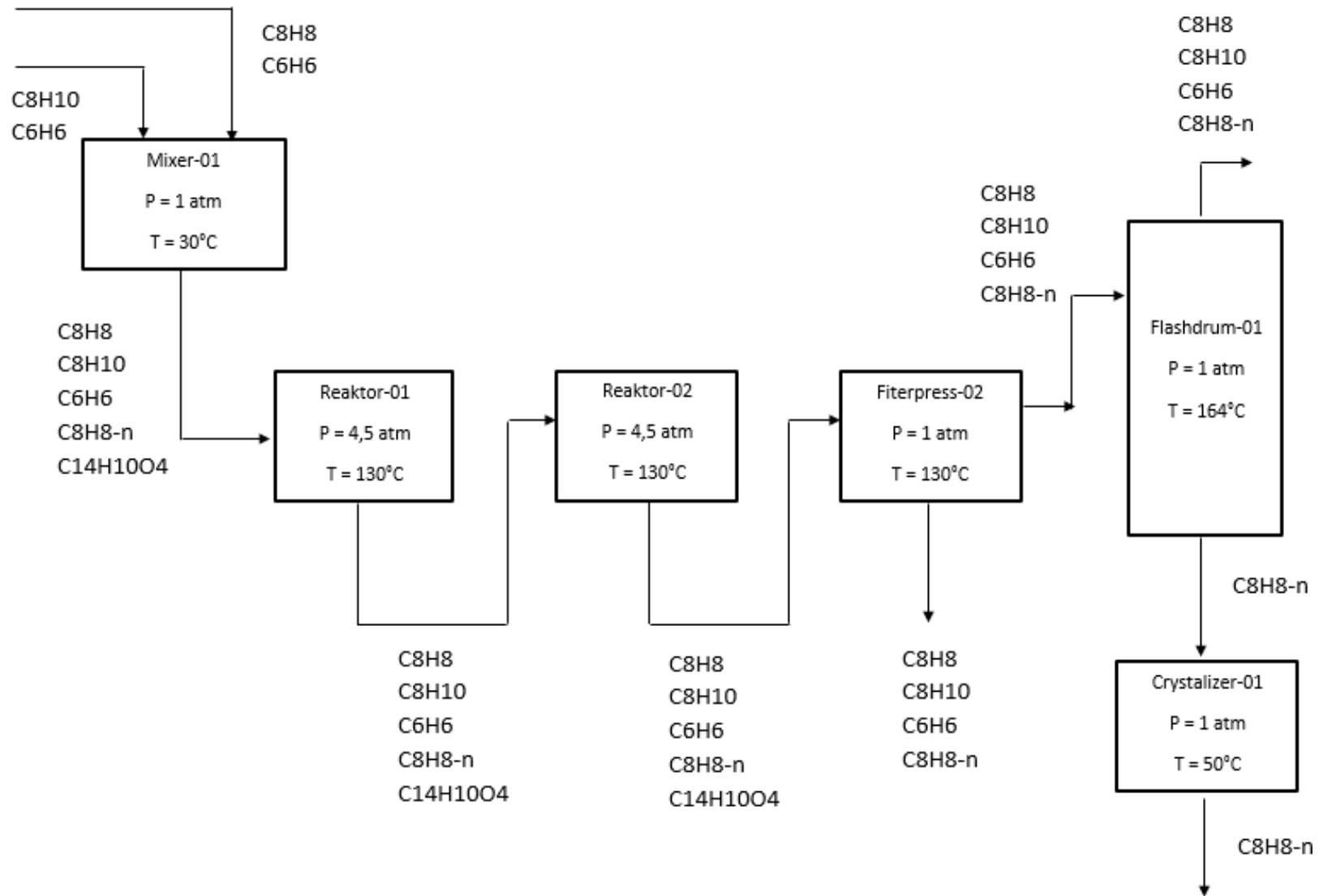
Produk yang keluar dari reactor berbentuk *slurry* dengan menggunakan pompa *centrifugal* dialirkan ke *filler press* yang berfungsi untuk memisahkan inisiator dengan bahan lainnya. Kemudian keluaran dari *filler press* (FP-01) masuk ke Flashdrum(FD- 01) melalui pompa *centrifugal* yang dioperasikan pada suhu 164°C untuk memisahkan sisa pereaktan dengan produk *Polystyrene* berdasarkan titik didih. Sisa reaktan yang berupa *styrene* monomer, etilbenzene, dan benzene dikondensasikan di dalam kondensor dan hasil atas kondensasi di tampung kedalam tangki penyimpanan sebagai hasil samping. Kemudian produk bawah dari devolatilizer dialirkan ke *Cooler* untuk didinginkan sampai suhu 60°C. kemudian dimasukkan ke dalam *Crytalizer* untuk dikeringkan dengan efisiensi 80%. Selanjutnya dimasukkan ke dalam *Pellet mill* melalui *Belt Conveyer* dan *Belt Elevator*. Pada *Pellet Mill* produk akan dicetak berbentuk pellet, dan akan diteruskan ke *Screw Conveyer*, selanjutnya dimasukkan ke dalam unit pengantongan.

### II.2.3. Diagram Alir Kuantitatif

Penggambaran susunan blok diagram pembuatan *Polystyrene* dari *Monostyrene*, dimana tiap arus dilengkapi data bahan yang mengalir disertai dengan laju alirnya dalam kg/jam, seperti pada gambar.

### II.2.4. Diagram Alir Kualitatif

Diagram alir kuantitatif adalah proses pembuatan *Polystyrene* dari *Monostyrene*, yang digambarkan dalam bentuk susunan blok. Dengan dilengkapi data bahan yang mengalir, alat yang digunakan dan kondisi operasi yang digunakan (T dalam °C dan P dalam atm)



Gambar II. 2. Diagram Alir Kualitatif Proses Produksi Polystyrene

## BAB III SPESIFIKASI BAHAN

### III.1. Spesifikasi Bahan Baku

Tabel III. 1. Spesifikasi Bahan Baku

Nama Bahan	<i>Styrene</i>	<i>Ethylbenzene</i>	<i>Benzoil Peroksida</i>
Rumus Molekul	C <sub>8</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CO) <sub>2</sub> O <sub>2</sub>
Fase	Cair (25°C)	Cair (30°C)	Padat (30°C)
Berat Molekul	104,153 g/mol	106,16 g/mol	242,2 g/mol
Viskositas	0,6719 cp	0,669 cp	0,961 cp
Densitas	0,9 g/cm <sup>3</sup>	0,866 g/cm <sup>3</sup>	1,33 g/cm <sup>3</sup>
Titik Didih	145,15 °C	136,2 °C	349,75 °C
Titik Leleh	-30,65 °C	-94,95 °C	104,5 °C
Titik Nyala	31 °C	18 °C	80 °C
Titik Kelarutan	0,24 g/L (30 °C) ( <i>water</i> )	0,52 g/L (20°C) ( <i>water</i> )	0,35 mg/L (25 °C ) ( <i>water</i> )
Kemurnian	99,85 %	99,70 %	98 %
Inert	Toluene	Benzene	Asam benzoik
Pelarut	<i>Water, alkohol, ethyl benzene (60°C),</i>	<i>Water</i>	<i>Polyethylene Glycol, isopropyl myristate, benzene, chloroform, ether, ethanol</i>

(Immergut, 1975).

### III.2. Spesifikasi Produk

Tabel III. 2. Spesifikasi Produk *Polystyrene*

Nama Bahan	<i>Polystyrene</i>
Rumus Molekul	$(C_8H_8)_n$
Fase	Padat
Berat Molekul	263 g/mol
<i>Specific gravity</i>	1,05
Densitas	1050 kg/m <sup>3</sup>
Titik Leleh	< 90 °C (194 F)
Warna	Putih
Kemurnian	Minimal 98%

(Immergut, 1975).

## BAB IV NERACA MASSA

### IV.1. Neraca Massa Alat

#### IV.1.1. Neraca Massa *Mixer* – 01

Tabel IV. 1. Neraca Massa *Mixer-01*

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
$C_8H_8$	5277,1258		5277,1258
$C_8H_{10}$	21,1933	4302,8872	4324,0805
$C_6H_6$		87,8140	87,8140
<b>Total</b>	<b>9689,0203</b>		<b>9689,0203</b>

#### IV.1.2. Neraca Massa Reaktor-01

Tabel IV. 2. Neraca Massa Reaktor-01

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
$C_8H_8$	5227,1258		746,1856
$C_8H_{10}$	4324,0805		608,4283
$C_6H_6$	87,8140		87,8140
$(C_8H_8)_n$			8402,5706
$C_{14}H_{10}O_4$		202,5690	46,5909
<b>Sub Total</b>	<b>9689,0203</b>	<b>202,5690</b>	9891,5893
<b>Total</b>	<b>9891,5893</b>		<b>9891,5893</b>

IV.1.3. Neraca Massa Reaktor-02

Tabel IV. 3. Neraca Massa Reaktor-02

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)
	Arus 5	Arus 6
$C_8H_8$	746,1856	14,9237
$C_8H_{10}$	608,4283	12,1686
$C_6H_6$	87,8140	87,8140
$(C_8H_8)_n$	8402,5706	9758,6863
$C_{14}H_{10}O_4$	46,5909	17,9967
<b>Sub Total</b>	9891,5893	9891,5893
<b>Total</b>	<b>9891,5893</b>	

IV.1.4. Neraca Massa Filter Press

Tabel IV. 4. Neraca Massa Filter Press

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
$C_8H_8$	14,9237	0,2985	14,6252
$C_8H_{10}$	12,1686	0,2434	11,9252
$C_6H_6$	87,8140	1,7563	86,0577
$(C_8H_8)_n$	9758,6863	195,1737	9563,5126
$C_{14}H_{10}O_4$	17,9967	17,9967	0
<b>Total</b>	9891,5893	215,4685	9676,1208
	<b>9891,5893</b>	<b>9891,5893</b>	



IV.1.5. Neraca Massa *Flashdrum*

Tabel IV. 5 Neraca Massa *Flashdrum*

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	Arus 11	Arus 12	Arus 13
$C_8H_8$	14,6252	14,6252	0
$C_8H_{10}$	11,9252	11,9252	0
$C_6H_6$	86,0577	86,0577	0
$(C_8H_8)_n$	9563,5126	765,0810	8798,4316
<b>Total</b>	<b>9676,1208</b>	<b>877,6892</b>	<b>8798,4316</b>

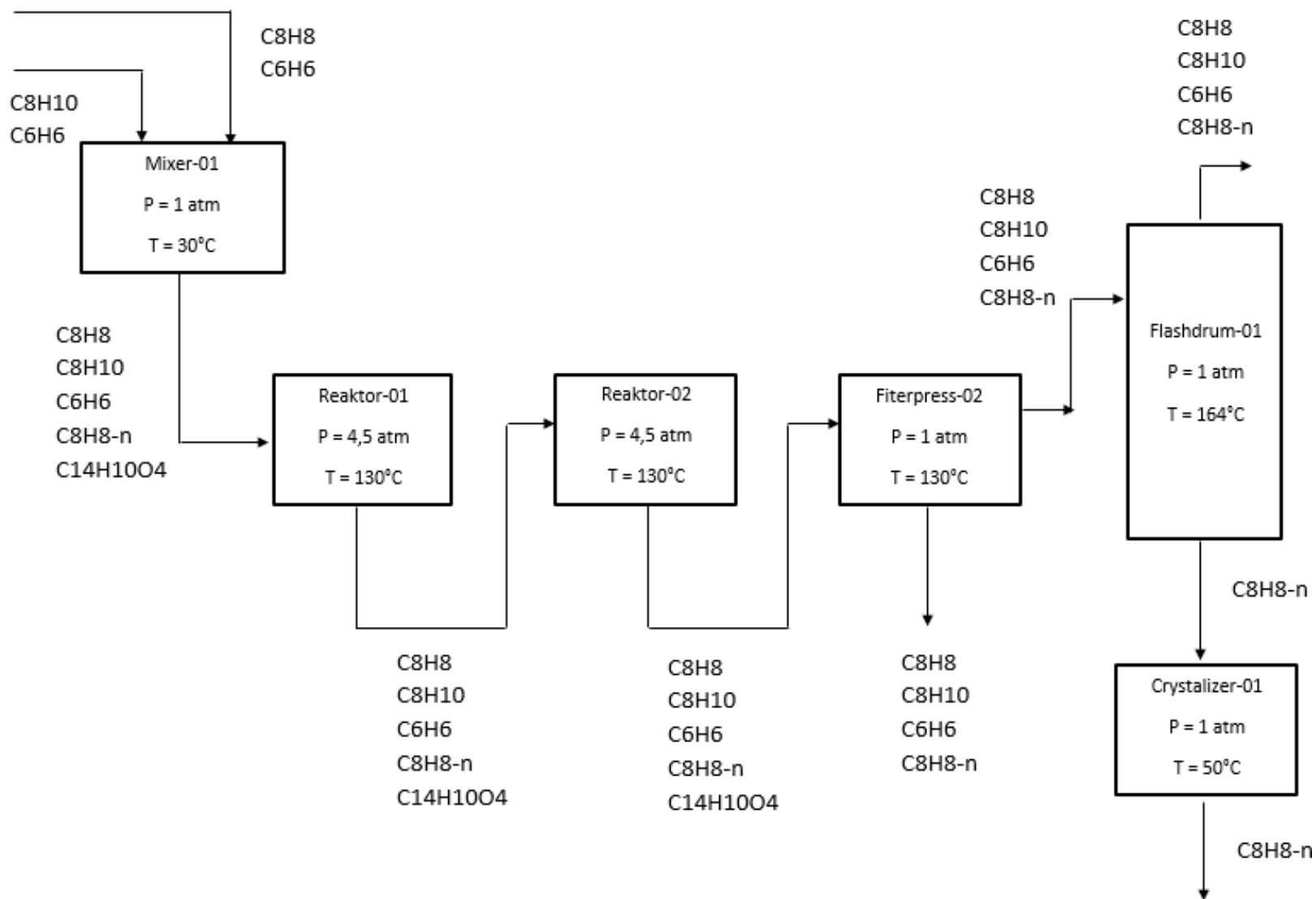
IV.1.1. Neraca Massa *Crystalizer*

Tabel IV. 7. Neraca Massa *Crystalizer*

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)
	Arus 13	Arus 14
$(C_8H_8)_n$ kristal		8358,5100
$(C_8H_8)_n$ non kristal	8798,4316	439,9216
<b>Total</b>	<b>8798,4316</b>	<b>8798,4316</b>

IV.1.2. Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (Kg/jam)			Keluar (Kg/jam)		
	Arus 1	Arus 2	Arus 4	Arus 7	Arus 9	Arus 11
$C_8H_8$	5277,1258			0,2985	14,6252	
$C_8H_{10}$	21,1933	4302,8872		0,2434	11,9252	
$C_6H_6$		87,8140		1,7563	86,0577	
$(C_8H_8)_n$				195,1737	765,0810	8798,4316
$C_{14}H_{10}O_4$			202,5690	17,9967		
<b>Sub total</b>	<b>5298,3191</b>	<b>4390,7012</b>	<b>202,5690</b>	215,4685	877,6892	8798,4316
	<b>9891,5893</b>			<b>9891,5893</b>		



Gambar IV. 1. Diagram Alir Kuantitatif Proses Produk Polystyrene

## BAB V NERACA PANAS

### V.1. Neraca Panas Alat

#### V.1.1. Neraca Panas Mixer – 01

Tabel V. 1. Neraca Panas Mixer-01

Komponen	Q Masuk	Q Keluar
	(KJ/jam)	(KJ/jam)
Umpan	795,2133	
Produk		795,2133
<b>Total</b>	<b>795,2133</b>	<b>795,2133</b>

#### V.1.2. Neraca Panas Reaktor – 01

Tabel V. 2. Neraca Panas Reaktor-01

Komponen	Q Masuk	Q Keluar
	(KJ/jam)	(KJ/jam)
Umpan	15128,4110	
Reaksi Standar	2490442,9814	
Produk		18309,6470
Pendingin		2493624,217
<b>Total</b>	<b>2505771,3925</b>	<b>2505771,3925</b>

V.1.3. Neraca Panas Reaktor – 02

Tabel V. 3. Neraca Panas Reaktor-02

Komponen	Q Masuk	Q Keluar
	(KJ/jam)	(KJ/jam)
Umpan	18789,0849	-
Reaksi Standar	540253,8150	
Produk		18238,1422
Pendingin		539702,8723
<b>Total</b>	<b>559042,9000</b>	<b>559042,9000</b>

V.1.4. Neraca Panas *Flashdrum*

Tabel V. 4. Neraca Panas *Flashdrum*

Komponen	Q Masuk	Q Keluar
	(KJ/jam)	(KJ/jam)
Umpan	3471,3347	-
Produk	-	5370,9950
Penguapan	-	376,6648
Steam	432,3587	-
<b>Total</b>	<b>3903,0694</b>	<b>3903,0694</b>

V.1.5. Neraca Panas *Crystalizer*

Tabel V. 5. Neraca Panas *Crystalizer*

Komponen	Q Masuk	Q Keluar
	(KJ/jam)	(KJ/jam)
Umpan	3889047,5400	-
Produk	-	12239171,34
Pendingin	-	-8350123,8000
<b>Total</b>	<b>3889047,54</b>	<b>3889047,54</b>

V.1.1. Neraca Panas *Heat Exchanger - 01*

Tabel V. 5. Neraca Panas *Heat Exchanger - 01*

Komponen	Q Masuk	Q Keluar
	(KJ)/jam)	(KJ)/jam)
Umpan	11420950,1823	
Produk		20673436,0270
Steam	9252485,8447	
<b>Total</b>	<b>4887584,0721</b>	<b>4887584,0721</b>

V.1.2. Neraca Panas *Heat Exchanger - 02*

Tabel V. 6. Neraca Panas *Heat Exchanger - 02*

Komponen	Q Masuk	Q Keluar
	(KJ)/jam)	(KJ)/jam)
Umpan	4199064,4587	
Produk		4243059,7960
Steam	43995,3373	
<b>Total</b>	<b>4243059,7960</b>	<b>4243059,7960</b>

V.1.3. Neraca Panas *Cooler - 01*

Tabel V. 7. Neraca Panas *Cooler - 01*

Komponen	Q Masuk	Q Keluar
	(KJ)/jam)	(KJ)/jam)
Umpan	29515,8819	
Produk		33356,2143
Steam	3840,3324	
<b>Total</b>	<b>33356,2143</b>	<b>33356,2143</b>

V.1.4. Neraca Panas *Condensor-01*

Tabel V. 8. Neraca Panas *Condensor-01*

Komponen	Q Masuk	Q Keluar
	(KJ)/jam	(KJ)/jam
Umpan	341755,8309	
Produk		204058,8781
Air Pendingin		137696,9528
<b>Total</b>	<b>341755,8309</b>	<b>341755,8309</b>

**BAB VI**  
**SPESIFIKASI ALAT**

**VI.1. Spesifikasi Alat Besar**

**VI.1.1. Mixer**

Tabel VI. 1. Spesifikasi Alat *Mixer-01*

Keterangan	<i>Mixer-01</i>
Kode	M-01
Fungsi	Untuk mencampurkan <i>monostyrene</i> (C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> ) dengan <i>Ethylbenzene</i> (C <sub>8</sub> H <sub>10</sub> )
Jenis Alat	Tangki Silinder Tegak Berpengaduk
Kapasitas	9891,5893 Kg/jam
Operasi	
Tekanan	1 atm
Suhu	30 °C
Waktu Tinggal	1 jam
Spesifikasi	
Volume	13217,8492 Liter
Tinggi	2,5631 meter
Diameter	2,5631 meter
Bentuk	<i>Thorispherical Dished Head</i>
Bahan	<i>Baja Stainless Steel SA167 Type 304 Grade 3</i>
Tebal Shell	0,0048 inch
Jenis	<i>Flat Blade Turbines Impeller with 6 blade and 4 baffle</i>
Kecepatan	125 rpm
Power	3,2423 hp
Diameter <i>Impeller</i>	0,5286 meter
<i>Baffle</i>	0,0529 meter



## VI.1.2. Reaktor

Tabel VI. 2. Spesifikasi Alat Reaktor

Keterangan	Reaktor-01	Reaktor-02
Kode alat	R-01	R-02
Fungsi	Tempat berlangsungnya proses polimerisasi <i>Polystyrene</i> dengan mereaksikan <i>Styrene</i> dengan inisiator <i>Benzoyl Peroxide</i> .	Tempat berlangsungnya proses polimerisasi <i>Polystyrene</i> dengan mereaksikan <i>Styrene</i> dengan inisiator <i>Benzoyl Peroxide</i> .
Jenis Alat	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Kondisi Operasi	Suhu : 130 °C Tekanan : 4,5 atm	Suhu : 130°C Tekanan : 4,5 atm
Konversi	86%	98%
Spesifikasi Reaktor		
Volume	4,0436 m <sup>3</sup>	0,3048 m <sup>3</sup>
Diameter	1,3707 meter	0,5791 meter
Tinggi	2,7415 meter	1,1581 meter
Tebal Shell	0,0048 meter	0,0048 meter
Tebal Head	0,0063 meter	0,0063 meter
Bentuk	<i>Thorisperical flanged and Dished Head</i>	<i>Thorisperical flanged and Dished Head</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3</i>

	Reaktor-01	Reaktor-02
Jenis	<i>Flat Six Blade Open Turbine Impeller</i>	<i>Flat Six Blade Open Turbine Impeller</i>
Lebar <i>impeller</i>	0,4569 meter	0,1930 meter
Kedalaman <i>buffle</i>	0,1142 meter	0,0483 meter
Power	217,0194 rpm	518,8361 rpm
Jenis	Jaket Pendingin	<i>Coil Pendingin</i>
Tinggi	0,3763 meter	0,1334 meter
Jumlah lilitan	-	9

### VI.1.3. Filter Press

Kode	: FP-01
Fungsi	: Untuk memisahkan inisiator $C_{14}H_{10}O_4$ dari campuran bahan baku dan produk polystyrene
Jenis Alat	: Tangki Silinder Tegak Berpengaduk
Kapasitas	: 9891,5893 Kg/jam
Operasi	: Tekanan : 1 atm Suhu : 130 °C Waktu tinggal : 1 jam
Spesifikasi	: Volume : 17512,3119 Liter Tinggi : 2,4129 meter Diameter : 1,7632 meter Bentuk : <i>Thorispherical Dished Head</i> Bahan : <i>Baja Stainless Steel SA 167 Type 304 Grade 3</i> Tebal Shell : 0,1875 inch Tebal Head : 0,1875 inch

#### VI.1.4. *Flashdrum*

Kode	: FD-01
Fungsi	: Untuk memisahkan produk <i>polystyrene</i> dengan polimer pelarut lainnya
Jenis Alat	: Tangki Silinder Tegak
Kapasitas	: 9676,1208 Kg/jam
Operasi	: Tekanan : 1 atm Suhu : 164 °C Waktu tinggal : 1 jam
Spesifikasi	: Volume : 9154,9143 Liter Tinggi : 3,8910 meter Diameter : 1 meter Bentuk : <i>Elipsoidal Head</i>
Luas Penampang	: 0,7850 m <sup>2</sup>
Bahan	: Stainless Steel SA 167 tipe 316
Tebal Shell	: 0,1875 inch
Tebal Head	: 0,3125 inch

#### VI.1.1 *Crystalizer*

Kode	: CR-01
Fungsi	: Membentuk produk kristal <i>polystyrene</i>
Jenis	: <i>Swensson-Walker Crytalizer</i>
Kapasitas	: 8798,4316 Kg/jam
Operasi	: Tekanan : 1 atm Suhu : 60 °C Waktu tinggal : 1 jam
Spesifikasi	: Luas penampang : 230,1181 m <sup>2</sup> Panjang : 3,048 meter Diameter : 1,0058 meter

## VI.2. Spesifikasi Alat Kecil

### VI.2.1 Tangki Penyimpanan

Tabel VI. 2. Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan

Keterangan	Tangki <i>Styrene</i>	Tangki <i>Ethylbenzene</i>	Tangki Hasil samping
Kode Alat	T-01A	T-02A	T-03
Fungsi	Menyimpan bahan baku <i>monostyrene</i>	Menyimpan bahan baku <i>ethylbenzene</i>	Menyimpan bahan hasil samping
Jenis Alat	Silinder tegak Vertikal	Silinder tegak Vertikal	Silinder tegak Vertikal
Kondisi Operasi	Suhu 30 °C Tekanan 1 atm	Suhu 30 °C Tekanan 1 atm	Suhu 30 °C Tekanan 1 atm
Kapasitas	5298,3191 Kg/jam	4390,7012 Kg/jam	877,6892 Kg/jam
Spesifikasi:			
Waktu tnggal	7 hari	7 hari	7 hari
Volume	1192,6567 m <sup>3</sup>	998,2242 m <sup>3</sup>	149,8512 m <sup>3</sup>
Diameter	15,9418 meter	15,0237 meter	8,4849 meter
Tinggi	5,9782 meter	5,6339 meter	3,1818 meter

Keterangan	Tangki <i>Styrene</i>	Tangki <i>Ethylbenzene</i>
Kode Alat	T-01B	T-02B
Fungsi	Menyimpan bahan baku <i>monostyrene</i>	Menyimpan bahan baku <i>ethylbenzene</i>
Jenis Alat	Silinder tegak Vertikal	Silinder tegak Vertikal
Kondisi	Suhu 30 °C	Suhu 30 °C
Operasi	Tekanan 1 atm	Tekanan 1 atm
Kapasitas	5298,3191 Kg/jam	4390,7012 Kg/jam
Spesifikasi:		
Waktu tnggal	7 hari	7 hari
Volume	1192,6567 m <sup>3</sup>	998,2242 m <sup>3</sup>
Diameter	15,9418 meter	15,0237 meter
Tinggi	5,9782 meter	5,6339 meter

## VI.2.2. Silo

Tabel VI. 3. Spesifikasi Alat Silo

Keterangan	Silo <i>Benzoyl Peroxide</i>	Silo <i>Polystyrene</i>
Kode Alat	S-01	S-02
Fungsi	Menyimpan bahan baku <i>benzoylperoxide</i>	Menyimpan produk <i>polystyrene</i>
Jenis Alat	<i>Cylinder Vessel</i> dengan dasar <i>conical</i>	<i>Cylicdrical Vessel</i> dengan dasar <i>conical</i>
Kondisi	Suhu 30°C	Suhu 30°C
Operasi	Tekanan 1 atm	Tekanan 1 atm
Kapasitas	202,5690 Kg/jam	8798,4316 Kg/jam
Spesifikasi:		
Waktu tnggal	7 hari	7 hari
Volume	47,4896 m <sup>3</sup>	2129,2204 m <sup>3</sup>
Diameter	3,0337 meter	10,7775 meter
Tinggi	7,5844 meter	26,9438 meter
Bahan	<i>Carbon Steel SA-167 Grade 11</i>	<i>Carbon Steel SA- 167 Grade 11</i>

### VI.2.3. Condensor

Kode	: CD-01
Fungsi	: Untuk mendinginkan produk keluaran <i>Flashdrum</i>
Jenis Alat	: <i>Shell and Tube Exchanger</i>
Operasi	: Tekanan : 1 atm Suhu Fluida Panas Masuk : 164 °C Suhu Fluida Panas Keluar : 40 °C Suhu Fluida Dingin Masuk : 25 °C Suhu Fluida Dingin Keluar : 50 °C
Spesifikasi	: OD <i>Tube</i> : 0,03175 meter ID <i>Tube</i> : 0,027 meter ID <i>Shell</i> : 0,5394 meter BWG : 0,3302 meter Panjang Tube : 3,048 meter Jumlah Tube : 74 buah
Luas transfer panas	: 229,3439 ft <sup>2</sup>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade</i>
Baffle Spacing	: 0,40 meter
Dirt Factor (Rd)	: 0,004 jam.ft <sup>2</sup> .F/Btu



#### VI.2.4. Cooler

Kode	: CL-01
Fungsi	: Untuk mendinginkan produk keluaran <i>Flashdrum</i> sebelum masuk ke dalam <i>crystalizer</i>
Jenis Alat	: <i>Double pipe</i>
Operasi	: Tekanan : 1 atm Suhu Fluida Panas Masuk : 130 °C Suhu Fluida Panas Keluar : 30 °C Suhu Fluida Dingin Masuk : 25 °C Suhu Fluida Dingin Keluar : 60 °C
Spesifikasi	: OD Tube : 0,0605 meter D.equivalent : 0,1506 meter Jumlah Pipe : 1 buah Panjang Tube : 3,048 meter
Luas transfer panas	: 7,5238 m <sup>2</sup>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade</i>
<i>Baffle Spacing</i>	: 0,4081 meter
Dirt Factor (Rd)	: 0,010 jam.ft <sup>2</sup> .F/Btu

### VI.2.5. Heat Exchanger

Tabel VI. 4. Spesifikasi Alat *Heat Exchanger*

Keterangan	<i>Heat Exchanger 1</i>	<i>Heat Exchanger 2</i>
Kode Alat	HE-01	HE-02
Fungsi	Memanaskan umpan dari <i>Mixer-01</i> sebelum masuk ke dalam Reaktor	Memanaskan produk dari <i>Filter Press</i> sebelum masuk ke Flashdrum
Jenis Alat	<i>Shell and Tube</i>	<i>Double Pipe</i>
Kondisi Operasi	Th 1 : 180 °C Th 2 : 120 °C Tc 1 : 30 °C Tc 2 : 130 °C Tekanan : 4,083atm	Th 1 : 180 °C Th 2 : 140 °C Tc 1 : 30 °C Tc 2 : 130 °C Tekanan : 4,083 atm
Spesifikasi	OD 0,03175 meter De 0,1506 meter <i>Carbon</i> Bahan <i>Steel SA283 grade C</i>	0,0605 meter 0,1506 meter <i>Carbon Steel SA</i> <i>283grade C</i>
Panjang Tube	3,6576 meter	1,8288 meter
Jumlah Tube	182 buah	43 buah
Luas Transfer Panas	66,5120 meter <sup>2</sup>	15,0080 meter <sup>2</sup>
<i>Dirt factor</i>	0,004 jam.ft <sup>2</sup> .F/Btu	0,085 jam.ft <sup>2</sup> .F/Btu

### VI.2.6. Hopper

Tabel VI. 5. Spesifikasi Alat *Hopper*

Keterangan	<i>Hopper-01</i>
Kode Alat	H-01
Fungsi	Menampung <i>Benzoyl peroxide</i> sebelum masuk reaktor 1
Kapasitas	202,5690 m <sup>3</sup>
Waktu tinggal	24 jam
Volume	16,820 m <sup>3</sup>
Perancangan	
Diameter	2,2045 m
Tinggi total	4,4090 m
Bahan	<i>Benzoyl Peroxide</i>

## VI.2.7. Pompa

Tabel VI. 6. Spesifikasi Alat Pompa

Keterangan	Pompa-1	Pompa-2	Pompa-3
Kode Alat	P-01	P-02	P-03
Fungsi	Mengalirkan bahan baku <i>styrene</i> ke Tangki Penyimpanan (T-01)	Mengalirkan bahan baku <i>Ethyl Benzene</i> ke Tangki Penyimpanan (T-02)	Mengalirkan bahan baku <i>styrene</i> dari Tangki Penyimpanan (T-01) ke <i>Mixer 1</i> (M-01)
Jenis Alat	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Kondisi Operasi	Tekanan : 1 atm	Tekanan : 1 atm	Tekanan : 1 atm
Spesifikasi OD	0,0335 meter	0,0267 meter	0,0335 meter
At	0,0006 meter <sup>2</sup>	0,0003 meter <sup>2</sup>	0,0006 meter <sup>2</sup>
sch	40	40	40
pipa	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Bahan			
Efisiensi pompa	40%	40%	40%
Power motor	3 HP	3 HP	0,5 HP

Keterangan	Pompa-4	Pompa-5	Pompa-6
Kode Alat	P-04	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan bahan baku <i>Ethyl Benzene</i> dari Tangki T-02 ke <i>Mixer-01</i>	Mengalirkan umpan dari tangki mixing 1 ke tangkri reaktor-01	Memompa umpan dari tangki <i>Reaktor-01</i> (R-01) ke Reaktor 2 (R-02)
Jenis Alat	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Kondisi Operasi	Tekanan : 1 atm	Tekanan : 1 atm	Tekanan : 1 atm
Spesifikasi			
OD	0,0267 meter	0,0267 meter	0,0335 meter
At	0,00004 meter <sup>2</sup>	0,0003 meter <sup>2</sup>	0,0006 meter <sup>2</sup>
sch	40	40	40
pipa	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Bahan			
Efisiensi pompa	45%	45%	45%
Power motor	0,8267 HP	2 HP	2 HP

Keterangan	Pompa-7	Pompa-8	Pompa-9
Kode Alat	P-07	P-08	P-09
Fungsi	Memompa hasil keluaran reaktor-02 R-02 ke Filterpress-01	Mengalirkan umpan dari hasil atas <i>Filter Press</i> (FP-01) ke tangki flashdrum (FD-01)	Mengalirkan umpan berupa hasil bawah <i>Filter Press</i> (FP-01) ke Cooler (CI-01)
Jenis Alat	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Kondisi Operasi	Tekanan: 1 atm	Tekanan: 1 atm	Tekanan: 1 atm
Spesifikasi			
OD	0,0422 meter	0,0422 meter	0,0422 meter
Atsch	0,0010 meter <sup>2</sup>	0,0010 meter <sup>2</sup>	0,0010 meter <sup>2</sup>
pipa	40	40	40
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Efisiensi pompa	48%	48%	48%
Power motor	1 HP	0,5 HP	0,5 HP

Keterangan	Pompa-10	Pompa-11	Pompa-12
Kode Alat	P-10	P-11	P-12
Fungsi	Mengumpulkan umpan hasil top flashdrum (FD-01) ke Condesnro (CD-01)	Mengumpulkan hasil bawah Flashdrum (FD-01) ke Condensor 1 (CD-01)	Mengumpulkan larutan polystyrene ke <i>Crystalizer 1</i> (CR-01)
Jenis Alat	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Kondisi Operasi	Tekanan : 1 atm	Tekanan : 1 atm	Tekanan : 1 atm
Spesifikasi			
OD	0,0422 meter	0,0171 meter	0,0422 meter
At	0,0010 meter <sup>2</sup>	0,0001 meter <sup>2</sup>	0,0010 meter <sup>2</sup>
sch	40	40	40
pipa	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Bahan			
Efisiensi pompa	47%	48%	45%
Power motor	0,5 HP	0,5 HP	0,5 HP

### VI.2.8. *Belt Conveyor*

Tabel VI. 7. Spesifikasi Alat *Belt Conveyor*

Keterangan	<i>Belt Conveyor Polybutadiene</i>	<i>Belt Conveyor Benzoyl Peroxide</i>
Kode Alat	BC-01	BC-02
Fungsi	Mengangkut <i>Polybutadiene</i> menuju Tangki Mixer 2 (M-02)	Mengangkut <i>Benzoyl Peroxide</i> menuju Reaktor-01 (R-01)
Kapasitas Padatan	1165,3653 Kg/jam	39,0229 Kg/jam
Sudut Iklinasi	20	20
Spesifikasi		
Lebar Belt (w)	0,3556 meter	0,3556 meter
Luas Penampang (A)	0,0102 meter <sup>2</sup>	0,0102 meter <sup>2</sup>
Kecepatan belt	5,5103 meter/menit	3,1236 meter/menit
Panjang <i>belt conveyor</i> (L)	17,0222 meter	4,8028 meter
Power yang dibutuhkan	0,5 Hp	0,5 Hp



### VI.2.9. Bucket Elevator

Kode	: BE-01
Fungsi	: Untuk mengangkat High Impact Polystyrene menuju Silo-03
Jumlah	: 1 buah
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-135 Grade B</i>
Spesifikasi	: Kecepatan Belt : 1,1195 ft/menit Rpm sharf : 5,9975 rpm <i>Power head shaft</i> : 3,4 Hp Tinggi Elevator : 24 meter Power Hp : 0,75 Hp
Kapasitas	: 4797,9798 Kg/jam
Ukuran Bucket	: 8 x 5,5 x 7,75 inch

## **BAB VII UTILITAS**

Unit penyediaan utilitas atau unit pendukung proses merupakan salah satu bagian sarana penunjang yang sangat penting dalam berlangsungnya suatu proses dalam pabrik. Pada pabrik POLYSTYRENE ini sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai dengan yang diinginkan. Salah satu faktor penunjang kelancaran suatu proses produksi yaitu tersedianya unit utilitas.

Penyediaan utilitas ini meliputi:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air
2. Unit Pembangkit Steam
3. Unit Pembangkit Listrik
4. Unit Penyediaan Bahan Bakar
5. Unit Pengolahan Limbah
6. Unit Laboratorium

### **VII.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air**

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu *industry*, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau, maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam prarancangan pabrik POLYSTYRENE ini, sumber air yang digunakan berasal dari sungai yaitu Sungai Cidanau. Penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan :

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

Air bersih diperlukan di lingkungan pabrik yang berasal dari air tawar. Air ini digunakan untuk memenuhi keperluan proses produksi yaitu pada bagian utilitas, keperluan yang diperlukan antara lain:

#### A. Air Pendingin

Pada umumnya, digunakan air sebagai media pendingin dikarenakan berbagai faktor, antara lain:

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

Hal-hal yang perlu diperhatikan pada air pendingin:

- Kسادahan, yang dapat menyebabkan kerak
- Oksigen terlarut, yang dapat menimbulkan korosi
- Minyak, penyebab terganggunya *film corrosion inhibitor*, menurunkan *heat transfer coefficient*, dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan.

#### B. Sebagian Unit Alat Pemadam Kebakaran (*Hidran*) dan Unit Pemadam Lainnya.

#### C. Air Umpan *Boiler* (*Boiler Feed Water*)

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

- Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi  
Korosi yang terjadi dalam *boiler* disebabkan air yang mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti  $O_2$ ,  $CO_2$ ,  $H_2S$ , dan  $NH_3$ .  $O_2$  masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.
- Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale foaming*)  
Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

- Zat yang menyebabkan *foaming*

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

#### D. Air Rumah Tangga dan Sanitasi (air untuk domestik).

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

- Syarat Fisika, meliputi:

- Suhu : Dibawah suhu udara (25 °C)
- Warna : Jenih
- Rasa : Tidak berasa
- Bau : Tidak berbau

- Syarat Kimia meliputi:

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang dapat terlarut dalam air
- Tidak mengandung bakteri

#### E. Air Perkantoran dan Laboratorium

Air yang diperoleh dari sungai harus diproses terlebih dahulu. Air yang telah diproses kemudian digunakan sebagai air pendingin, air minum, air umpan boiler, dan air proses. Air untuk mumpun boiler harus dilunakkan terlebih dahulu untuk menghilangkan kesadahnya dengan proses demineralisasi, deaerasi, dan penambahan senyawa-senyawa kimia tertentu. Secara sederhana pengolahan air meliputi pengendapan, penggumpalan, penyaringan, demineralisasi dan deaerasi.

Bahan-bahan kimia yang digunakan dalam proses pengolahan air adalah sebagai berikut :

- Tawas
- $\text{Na}_2\text{CO}_3$
- Kaporit
- $\text{CaOH}$
- $\text{NaOH}$

#### VII.1.1 Proses Pengolahan Air dari Sungai

##### A. Pemisahan Kotoran dari Air Sungai

Pemisahan dilakukan dengancara melewatkan air sungai melalui kisi-kisi besi, dengan tujuan agar air sungai bersih dari kotoran-kotoran fisik berupa kayu, sampah, dan lain-lain.

##### B. Pengendapan Lumpur

Tahap kedua adalah penampungan air sungai kedalam bak air sungai, dan selanjutnya dialirkan ke bak penampungan sementara yang ada di dalam pabrik. Pada fase ini diharapkan lumpur, pasir, dan lain-lainnya dapat mengendap.

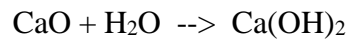
##### C. Flokulasi

Air dari bak penengndapan dipompakan menuju clarifier untuk mengendapkan kotoran tersuspensi melalui penambahan bahan kimia tertentu. Penambahan bahan ini akan menyebabkan terjadinya endapan yang disebut *flock*. Bahan kimia yang digunakan pada proses ini adalah  $\text{Al}_2(\text{SO}_4).18\text{H}_2\text{O}$  atau lebih dikenal dengan tawas, yang berfungsi sebagai koagulan. Selain sifat fisik, masalah yang terdapat pada air sungai adalah sifat-sifat kimianya. Hal ini dikarenakan air sungai tersebut mengandung zat-zat yang terlarut didalamnya, yang dengan sendirinya akan mempengaruhi sifat fisis dan kimia air sungai tersebut. Sifat kimia yang sering menjadi masalah adalah kesadahan, yang terdiri dari :

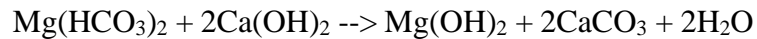
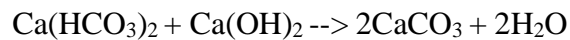
- Kesadahan sementara, yaitu air mengandung senyawa  $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ .

Untuk menghilangkan kesadahan sementara,

digunakan larutan kapur  $\text{Ca(OH)}_2$  yang diperoleh dari  $\text{CaO}$  yang larut dalam air. Reaksi yang terjadi adalah:



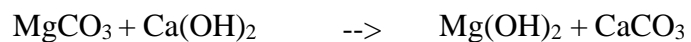
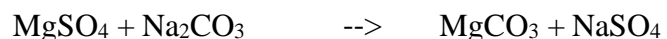
$\text{Ca(OH)}_2$  ditambahkan ke dalam air sudah dengan tujuan menghilangkan kesadahan sementara, menurut reaksi:



Dari reaksi di atas terlihat larutan kapur  $\text{Ca(OH)}_2$  selain berfungsi untuk menghilangkan kesadahan sementara, juga berfungsi untuk menciptakan suasana basa pada air sehingga dapat membantu proses koagulasi oleh alum menjadi lebih efektif.

- Kesadahan tetap, yaitu air mengandung senyawa-senyawa,  $\text{CaSO}_4$ ,  $\text{MgSO}_4$ ,  $\text{MgCO}_3$ .

Untuk menghilangkan kesadahan tetap, digunakan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  menurut reaksi:



Pada proses pembentukan *flock* melalui penambahan tawas, selain menyebabkan terjadinya endapan, juga membentuk gas  $\text{CO}_2$  yang sebenarnya harus dihindarkan keberadaannya di dalam tangka atau alat proses. Gas  $\text{CO}_2$  akan dibebaskan dari air sehingga gas ini tidak mengganggu dalam proses dan dalam tangka itu sendiri.

#### D. Penyaringan *Sand Filter*

Pada Tahap ini air dilewatkan melalui penyaring yang berbentuk semacam *bed* yang berisi pasir dan kerikil. Air yang keluar dari *sand filter* ditampung didalam bak penampungan air bersih. Setelah melalui bagian ini, air siap didistribusikan ke setiap bagian unit sesuai dengan keperluannya. Untuk keperluan kantor, perumahan, poliklinik maka air bersih yang ada dalam bak penampungan unit air minum ditambahkan gas chlorine

untuk membunuh kuman. Sehingga air yang digunakan untuk air proses dapat langsung dialirkan dari bak penampungan menuju bagian proses.

#### VII.1.2 Kebutuhan Air Steam

##### VII. 1. Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Nama Alat	Jumlah (Kg/jam)	Suhu °C
HE-01	5.366,9133	180
HE-02	1.101,5167	180
FD-01	21,0570	164
<b>Total</b>	<b>6.489,4870</b>	<b>175</b>

Diprediksikan air yang hilang saat *blow down* 10% dari kebutuhan air untuk membuat *steam*. Kebutuhan air *make-up boiler* adalah:

$$= 10\% \times 1688,8328 \text{ Kg/jam}$$

$$= 168,8328 \text{ Kg/jam}$$

#### VII.1.3 Kebutuhan Air Pendingin

Tabel VII. 2. Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Jumlah (Kg/jam)	Suhu °C
CD-01	1090,3015	25
CL-01	228,0237	25
R-01	304,1706	30
R-02	65,8326	30
<b>Total</b>	<b>1.688,3284</b>	<b>27,5</b>

Setelah digunakan sebagai pendingin, air yang hilang 10% dari kebutuhan air pendingin. Kebutuhan *make-up* air pendingin adalah:

$$= 10\% \times 2.676,4098 \text{ Kg/jam}$$

$$= 267,6410 \text{ Kg/jam}$$

#### VII.1.4 Air untuk Perkantoran dan Rumah Tangga

Diperkirakan jumlah orang yang membutuhkan air = 160 orang

Jumlah kebutuhan air karyawan = 30 kg/hari

Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga dapat dilihat pada tabel VII.3 sebagai berikut:

Tabel VII. 3. Kebutuhan Air Perkantoran dan Rumah Tangga

Penggunaan	Kebutuhan (Kg/jam)
Karyawan	4800
Bengkel	200
Poliklinik	300
Laboratorium	500
Pemadam Kebakaran	1000
Kantin, masjid, dan kebun	1500
Rumah Tangga	18000
<b>Total</b>	20300

Tabel VII. 4. Jumlah air yang harus diolah

Penggunaan	Kebutuhan (Kg/jam)
Air Pendingin	1.688,3284
Air untuk <i>steam, make up</i>	6.489,4870
Air Keperluan domestik	845,8333
<i>Overdesign</i> 10% total	902,3649
<b>Total</b>	9.926,0136

#### VII.1.5 Unit Pembangkit Steam

*Steam* yang harus dibangkitkan adalah steam jenuh sebanyak 6.489,4870 kg/jam untuk keperluan pemanas pada *heater*.



## VII.2. Unit Pembangkit Listrik

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik pada pabrik, yang meliputi :

- Listrik untuk kebutuhan alat proses dan utilitas = 322,7795 kW
- Listrik untuk kebutuhan instrumentasi dan kontrol = 16,1455 kW
- Kebutuhan listrik untuk perkantoran dan lain-lain = 80,1455 kW

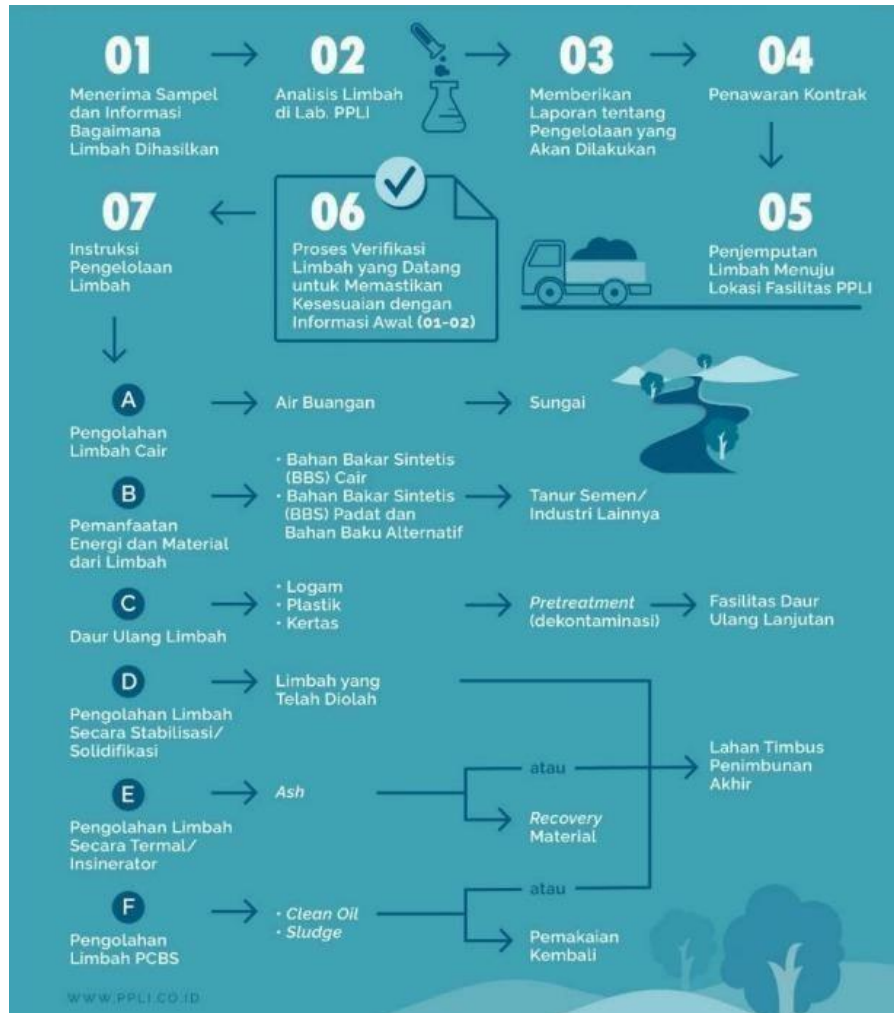
Total kebutuhan listrik adalah 515,5541 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN, namun juga disediakan generator sebagai pemasok listrik cadangan jika terjadi pemadaman listrik PLN, kekurangan pasokan listrik atau masalah lain yang mungkin terjadi, sehingga proses produksi tidak terganggu, generator cadangan berkekuatan 500 kVa.

## VII.3. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada *boiler* dan generator. Bahan bakar *boiler* adalah *Marine Fuel Oil* dan generator menggunakan Solar (*accidental*). Pada *boiler* bahan bakar yang dibutuhkan adalah sebanyak 30,8773 kg/jam.

## VII.4. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan termasuk limbah B3, karena berdasarkan sifat bahan baku dan bahan yang dihasilkan (produk samping) memiliki resiko tinggi. Adapun industri yang dipilih untuk mengolah limbah B3 adalah PPLI (Prasadha pamunah Limbah Industri). pada PPLI menerima beragam jenis limbah, salah satunya yaitu limbah padat cair dengan resiko pencemaran tinggi. Adapun alur pengolahan limbah yang dilakukan oleh PPLI diantaranya:



#### VII.4.1 Air Buangan Sanitasi

Air buangan sanitasi berasal dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi klorin. Klorin ini berfungsi sebagai desinfektan untuk membunuh mikroorganisme yang dapat menimbulkan penyakit.

#### VII.4.2 Bak Wash Filter

Air buangan sanitasi berasal dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi klorin. Klorin ini berfungsi sebagai desinfektan untuk membunuh mikroorganisme yang dapat menimbulkan penyakit.

## VII.5. Unit laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produksi. Dengan data yang diperoleh dari laboratorium maka proses produksi akan selalu dapat dikendalikan dan kualitas produk dapat dijaga sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Selain itu laboratorium juga berperan dalam pengendalian lingkungan. Pengendalian mutu atau pengawasan mutu di dalam suatu pabrik dilakukan dengan tujuan mengendalikan mutu produk yang dihasilkan agar sesuai dengan standar yang telah ditentukan. Pengendalian mutu dilakukan mulai bahan baku, saat proses berlangsung, dan juga pada hasil atau produk. Pengendalian mutu dilakukan untuk menjaga agar kualitas dari bahan baku dan produk yang dihasilkan sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan. Dengan pemeriksaan secara rutin juga dapat diketahui apakah proses berjalan normal atau menyimpang. Jika diketahui analisa produk tidak sesuai dengan yang diharapkan maka dengan mudah dapat diketahui atau diatasi. Laboratorium berada di bawahbidang teknik dan perekayasaan yang mempunyai tugas pokok antara lain:

- Sebagai pengontrol kualitas bahan baku dan pengontrol kualitas produk
- Sebagai pengontrol terhadap proses produksi
- Sebagai pengontrol terhadap mutu air pendingin, air umpan boiler, dan lain-lain yang berkaitan dengan proses produksi Laboratorium melaksanakan kerja 24 jam sehari dalam kelompok kerja *shift* dan *nonshift*.

### VII.5.1 Program Kerja Laboratorium

#### A. Analisa Bahan Baku dan Produk

Analisa pada kandungan air meliputi: kemurnian, kadar air, warna, densitas, viskositas, titik didih, spesifik *gravity*, dan *impurities*.

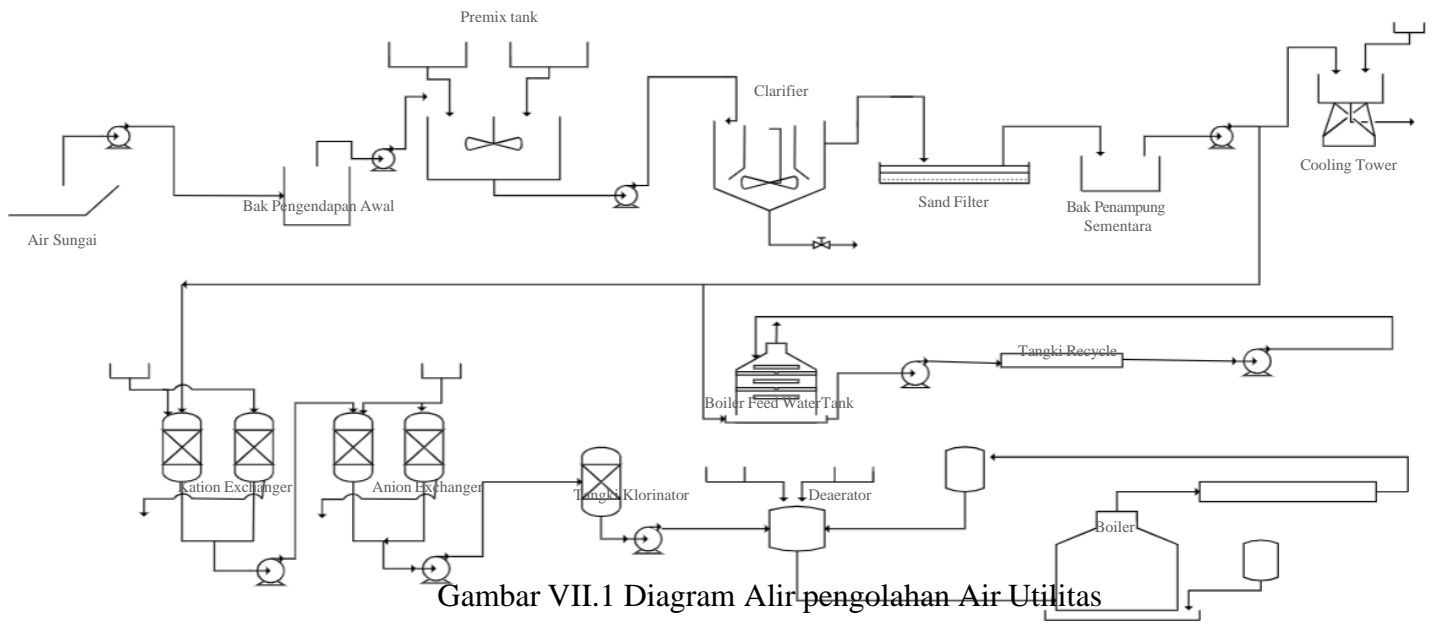
## B. Analisa untuk Keperluan Utilitas

Adapun analisa untuk keperluan utilitas meliputi:

- Air proses penjernihan yang dianalisa adalah kadar pH, silikat, Ca sebagai  $\text{CaCO}_3$ , khlor sebagai  $\text{Cl}_2$ , sulfur sebagai  $\text{SO}_3$  dan zat padat lain
- Air minum yang dianalisa meliputi pH, kadar khlorin dan kekeruhan.
- Resin penukar ion yang dianalisa adalah kesadahan  $\text{CaCO}_3$  dan silikat sebagai  $\text{SiO}_2$ .
- Air dalam boiler yang dianalisa meliputi pH, zat padat terlarut, kadar Fe, kadar  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{SO}_2$ ,  $\text{PO}_4$ , dan  $\text{SiO}_3$ .
- Air bebas mineral, yang dianalisa meliputi kesadahan, pH, jumlah  $\text{O}_2$  terlarut, dan kadar Fe.

Untuk mempermudah pelaksanaan program kerja laboratorium, maka laboratorium di pabrik ini dibagi menjadi 3 bagian yaitu:

- Laboratorium Fisika  
Bagian ini mengadakan pemeriksaan atau pengamatan terhadap sifat-sifat fisis bahan baku dan produk. Pengamatan yang dilakukan antara lain: *specific gravity*, viskositas, dan lain-lain.
- Laboratorium Analitik  
Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa terhadap sifat-sifat dan kandungan kimiawi bahan baku, produk akhir, analisa air dan bahan kimia yang digunakan seperti katalis dan lain-lain.
- Laboratorium Penelitian dan Pengembangan (Litbang)  
Tugas dari laboratorium litbang ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan yang berhubungan dengan kinerja proses yang digunakan. Sifat dari laboratorium ini berhubungan dengan kinerja proses yang digunakan.



Gambar VII.1 Diagram Alir pengolahan Air Utilitas

## BAB VIII

### LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES

#### VIII.1. Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik merupakan salah satu hal penting yang tidak dapat diabaikan dalam suatu perancangan pembangunan pabrik. Penentuan lokasi pabrik dapat mempengaruhi keberhasilan, kemajuan serta keberlangsungan dari suatu pabrik saat ini serta masa yang akan datang karena hal ini berkaitan dengan faktor produksi dan distribusi dari pabrik yang akan didirikan. Pemilihan lokasi pabrik yang tepat tak lepas dari pertimbangan terkait perhitungan biaya produksi dan distribusi minimal produk. Selain itu, untuk menentukan lokasi pabrik membutuhkan banyak pertimbangan dari berbagai macam aspek. Adapun aspek tersebut meliputi letak pasar (*marketing area*), ketersediaan bahan baku (*raw material*), transportasi, sarana utilitas (air, listrik, bahan bakar), dan ketersediaan sumber daya manusia. Berdasarkan aspek-aspek penentuan lokasi pabrik tersebut, maka ditentukanlah lokasi pabrik pembuatan polistirena dengan proses polimerisasi larutan di kawasan industri Serang, Banten.



Gambar VIII. 1. Lokasi Pra Rancangan Pabrik *Polystyrene*

## VIII.2. Layout Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat karyawan bekerja, tempat peralatan dan tempat menyimpan bahan. Tata letak pabrik yang tepat sangat penting untuk mendapatkan efisiensi, keselamatan dan kelancaran para pekerja serta keselamatan dan kelancaran proses. Untuk ruang kantor dan lainnya didirikan di area yang berdekatan dengan lokasi proses agar semua kegiatan pabrik dapat terkontrol dengan cepat. Untuk mencapai kondisi yang optimal maka hal-hal yang harus diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik adalah:

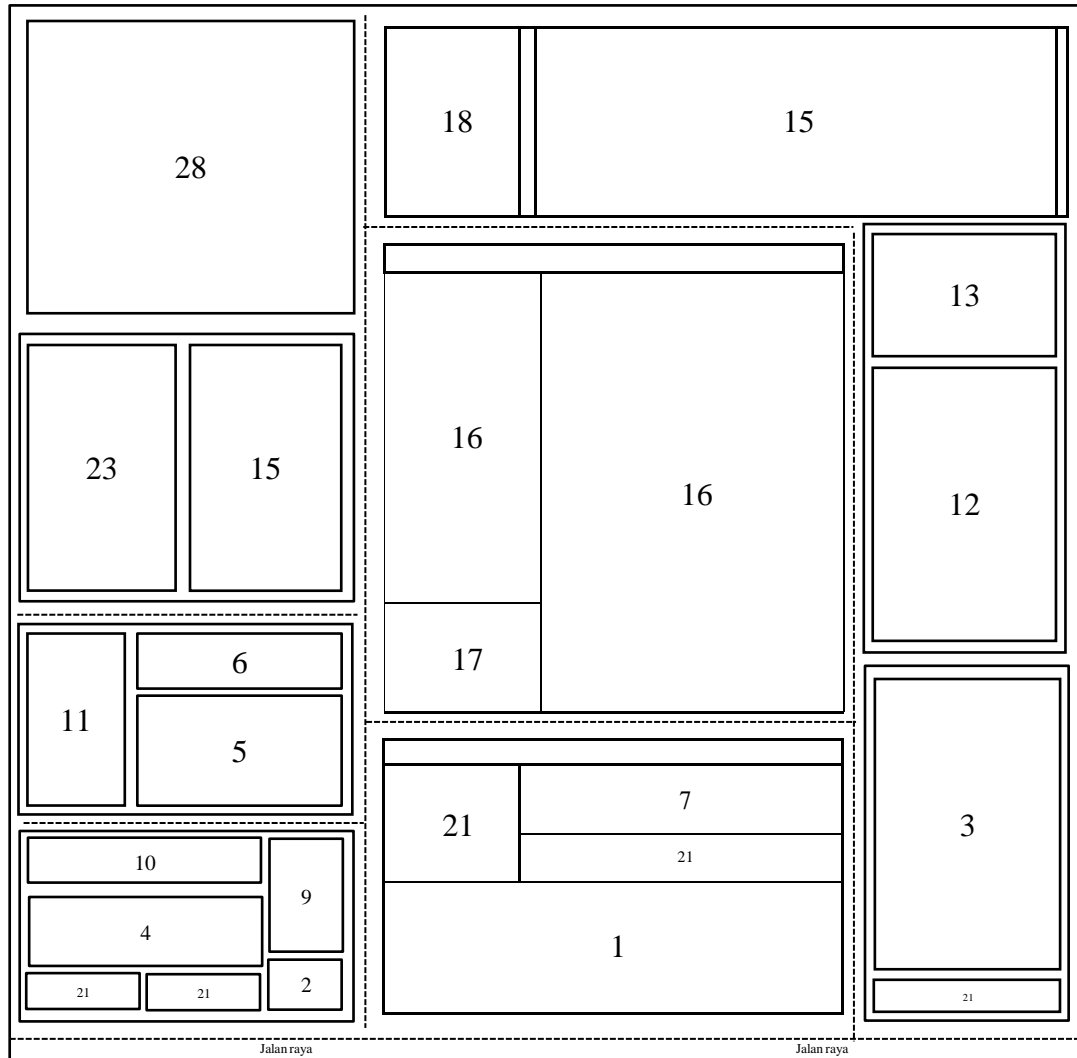
- Perluasan pabrik harus sudah direncanakan sejak awal sehingga masalah kebutuhan akan tempat tidak akan timbul dimasa mendatang.
- Penentuan tata letak pabrik harus memperhatikan masalah keamanan. Apabila terjadi hal-hal seperti kebakaran, ledakan, kebocoran gas atau asap beracun dapat ditanggulangi secara cepat dan tepat. Oleh karena itu ditempatkan alat-alat pengaman seperti hydrant, penampung air yang cukup, alat penahan ledakan, dan alat sensor untuk gas beracun. Tangki penyimpanan bahan baku atau produk yang berbahaya diletakkan pada tempat khusus sehingga dapat dikontrol dengan baik.
- Sistem konstruksi yang direncanakan adalah *outdoor* untuk menekan biaya bangunan dan gedung, dan juga karena iklim Indonesia memungkinkan konstruksi secara *outdoor*.
- Lahan terbatas sehingga diperlukan efisiensi dalam pemakaian dan pengaturan ruangan/ lahan.
- Instalasi dan utilitas juga harus diperhatikan, karena pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, steam, dan listrik, serta utilitas lainnya akan membantu proses produksi dan perawatannya.
- Pabrik harus memperhatikan aspek sosial dan ikut menjaga kelestarian lingkungan, batas maksimal kandungan komponen berbahaya pada limbah harus diperhatikan dengan baik. Untuk itu penambahan fasilitas pengolahan limbah buangan diperlukan, sehingga buangan limbah tersebut tidak berbahaya bagi komunitas yang ada disekitarnya. Berikut

merupakan rincian pendirian bangunan beserta luas tanahnya yang dapat dilihat pada Tabel VIII.1.

Tabel VIII. 1. Perincian Luas Tanah

No	Nama Lokasi	Luas (m2)
1	Kantor Utama	1400
2	Pos Keamanan/Satpam	40
3	Mess	1500
4	Parkir Karyawan dan Tamu	980
5	Parkir Truk	700
6	Ruang Timbang Truk	200
7	Kantor Teknik dan Produksi	1200
8	Klinik	200
9	Masjid	160
10	Kantin	225
11	Bengkel	500
12	Unit Pemadam Kebakaran	525
13	Gudang Produksi	3600
14	Gudang Alat	450
15	Laboratorium	480
16	Utilitas	1800
17	Area Proses	4050
18	<i>Control Room</i>	260
19	<i>Control Utilitas</i>	200
20	Perpustakaan	200
21	Jalan dan Taman	2800
22	Perluasan Pabrik	28000
Luas Tanah		49170
Luas Bangunan		18170





Gambar VIII. 2. Lay Out Pabrik Polystyrene

Keterangan:

- |                               |                                |
|-------------------------------|--------------------------------|
| 1. Kantor Utama               | 12. Gudang Produksi            |
| 2. Pos Keamanan/Satpam        | 13. Gudang Alat                |
| 3. Mess                       | 14. Laboratorium               |
| 4. Parkir Karyawan dan Tamu   | 15. Utilitas                   |
| 5. Parkir Truk                | 16. Area Proses                |
| 6. Ruang Timbang Truk         | 17. <i>Control Room</i>        |
| 7. Kantor Teknik dan Produksi | 18. <i>Control Utilitas</i>    |
| 8. Klinik                     | 19. Perluasan Pabrik           |
| 9. Masjid                     | 20. Perpustakaan               |
| 10. Kantin                    | 21. Taman                      |
| 11. Bengkel (v)               | 22. Unit Pemadam Kebakaran (v) |

### VIII.3. Layout Peralatan

Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam menentukan *lay out* peralatan proses pada pabrik polystyrene, antara lain:

#### A. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran 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. Cahaya

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

#### D. Lalu Lintas Manusia

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

#### E. Lalu Lintas Alat Berat

Hendaknya diperhatikan jarak antar alat dan lebar jalan agar seluruh alat proses dapat dicapai oleh pekerja dengan cepat dan mudah supaya jika terjadi gangguan alat proses dapat segera diperbaiki.

#### F. Pertimbangan Ekonomi

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

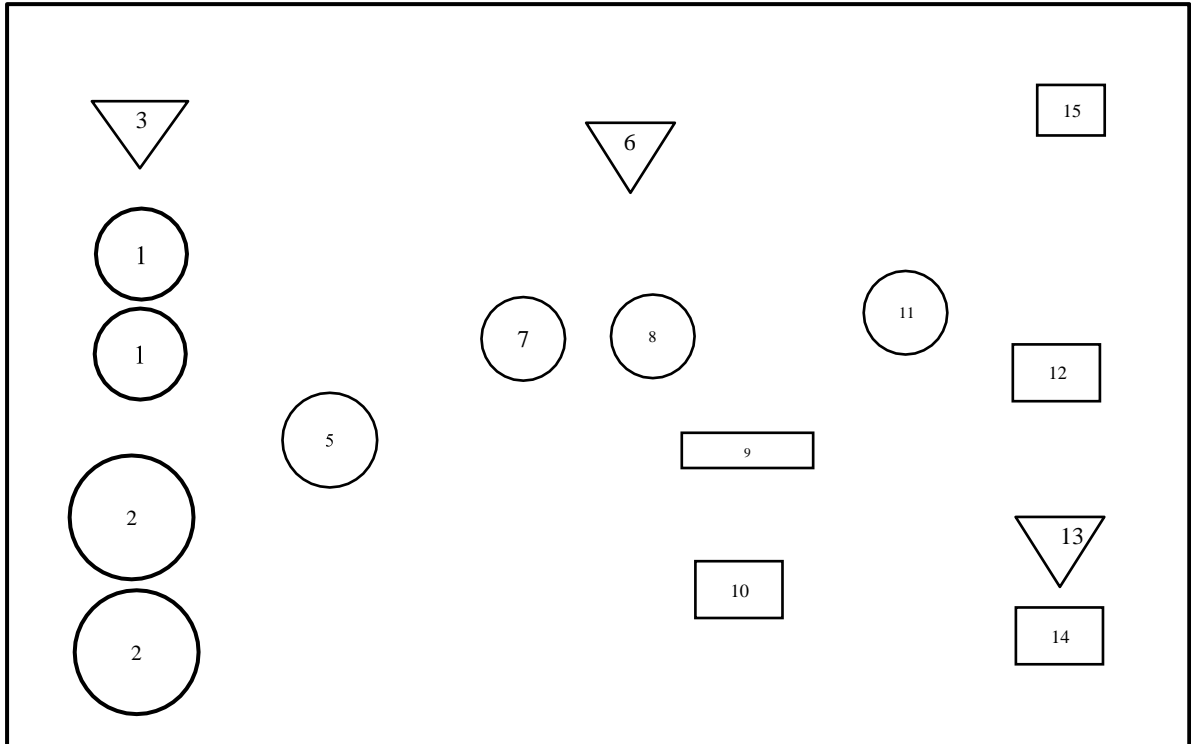
#### G. Tata Letak Alat Proses

Dalam penempatan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik, sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi pabrik. Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

- Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai
- Biaya material menjadi rendah dan menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk yang tidak penting

#### H. Jarak Antar Alat Proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi sebaiknya dipisahkan dengan alat proses lainnya yang memiliki suhu dan tekanan rendah, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut maka tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.



**Keterangan Gambar:**

- |                       |                        |
|-----------------------|------------------------|
| 1. Tanki Styrene      | 12. Crystalizer        |
| 2. Tanki Ethylbenzene | 13. Silo-03            |
| 3. Silo-01            | 14. Gudang Penyimpanan |
| 5. Mixer-01           | 15. Tanki Waste -02    |
| 6. Silo-02            |                        |
| 7. Reaktor-01         |                        |
| 8. Reaktor-02         |                        |
| 9. Filter Press       |                        |
| 10. Tanki Waste-01    |                        |
| 11. Flashdrum-01      |                        |

## **BAB IX**

### **STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN**

#### **IX.1. Organisasi Perusahaan**

Bentuk Perusahaan	: Perseroan Terbatas (PT)
Lapangan Produksi	: Industri <i>Polystyrene</i>
Kapasitas	: 60.000 Ton/Tahun
Status Permodalan	: Banten

Dalam perancangan ini, dikatakan bahwa perusahaan adalah Perseroan Terbatas. Perseroan Terbatas adalah suatu bentuk persekutuan yang modalnya berasal dari beberapa pemegang saham yang terdapat memiliki satu atau beberapa saham. Dasar pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas sebagai berikut:

- Mudah mendapat modal dengan cara menjual saham.
- Tanggung jawab terbatas pada para pemegang saham, dimana kekayaan perusahaan terpisah dari kekayaan pemegang saham.
- Pemilik dan pengurus terpisah satu dengan lainnya, dimana pemilik Perseroan Terbatas adalah para pemegang saham sedangkan pengurus adalah direksi. Oleh karena itu, pengurus dan perusahaan PT harus dipilih orang-orang yang cakap dalam bidangnya.
- Kehidupan dari PT lebih terjamin, tidak terpengaruh oleh kepentingan atau berhentinya seorang pemegang saham, direksi atau karyawan.
- Efisiensi dalam manajemen. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cakap dan berpengalaman.
- Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.
- Lapangan usaha lebih luas. Suatu PT dapat menarik modal yang sangat pesat dari masyarakat sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

## IX.2. Struktur Organisasi

Pola hubungan kerja dan lalu lintas wewenang berdasarkan struktur dapat dibedakan menjadi 3 sistem organisasi, yaitu:

1. Organisasi Garis
2. Organisasi *Staff and Line*
3. Organisasi Fungsional

Sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu sistem *staff and line organization* (sistem garis). Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas kerja, dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi dan kemudian ke kepala bagian, ke kepala seksi, diteruskan ke karyawan dibawahnya dilengkapi dengan *staff* ahli yang bertugas memberi saran kepada direktur. Selain itu, sistem organisasi ini memiliki kelebihan antara lain:

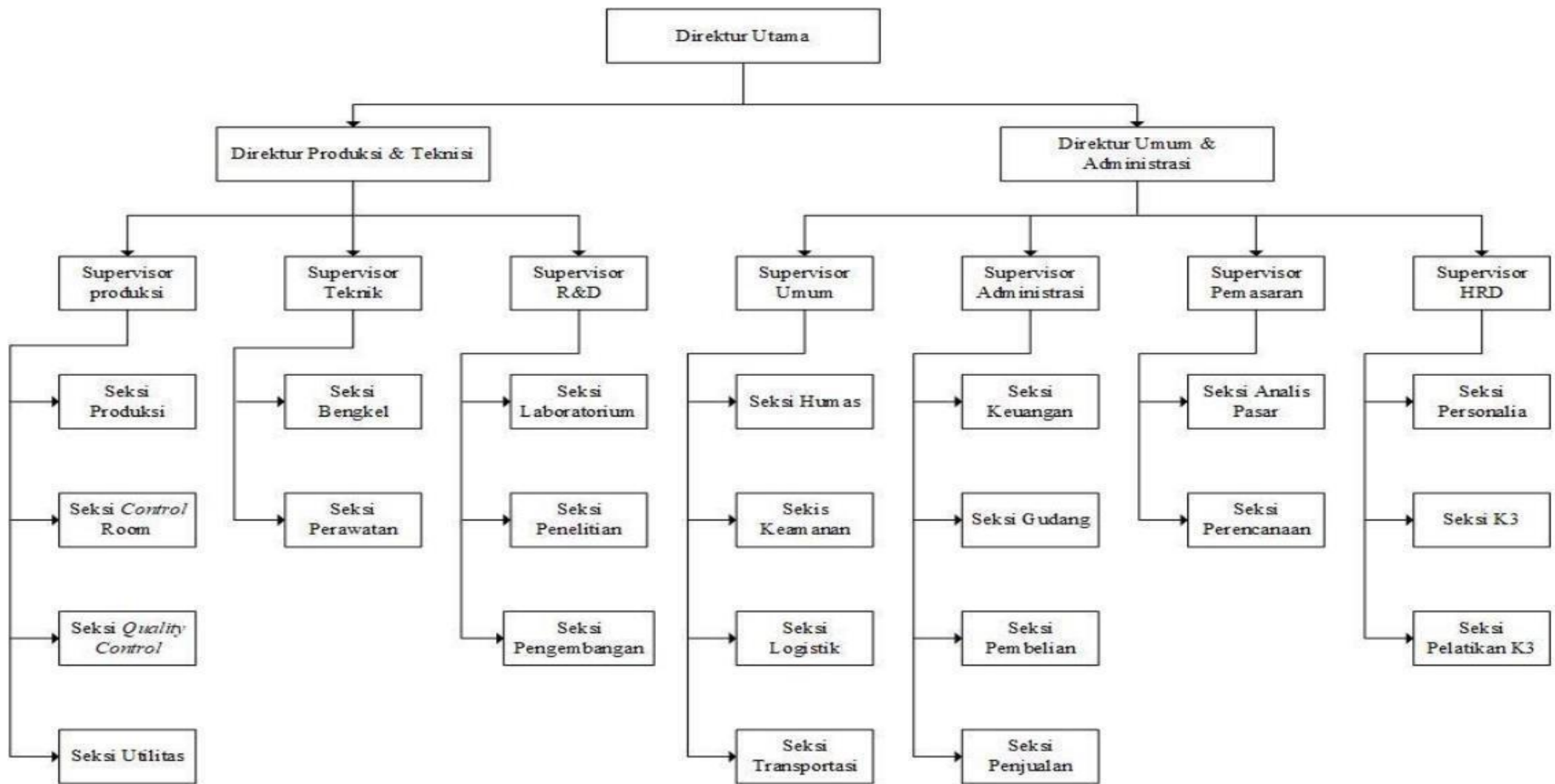
- Dapat digunakan dalam organisasi skala besar dengan susunan organisasi yang kompleks dan pembagian tugas yang beragam.
- Lebih mudah dalam pelaksanaan, pengawasan, dan pertanggung-jawaban. Dapat menghasilkan keputusan yang logis dan sehat.
- Memungkinkan konsentrasi dan loyalitas tinggi terhadap pekerjaan.
- Cocok untuk perubahan yang cepat.

Sesuai dengan kebutuhan dan keadaan dalam pabrik, maka disusun struktur organisasi yang disertai dengan tugas dari masing-masing bagian adalah sebagai berikut:

- Direktur Utama

Bertugas memimpin dan mengorganisir jalannya perusahaan secara keseluruhan baik secara teknis maupun non teknis serta ekonomis sesuai dengan yang ditetapkan direksi dan bertanggung jawab penuh atas proses operasi dalam pabrik.

- Direktur  
Bertugas membantu Direktur Utama dalam melaksanakan tugas yang bersifat teknis, organisasi, dan administrasi.
- Kepala Bagian (*Supervisor*)  
Bertugas membantu Direktur dalam mengelola pabrik.
- Kepala Seksi  
Bertugas membantu kepada bagian (*supervisor*) dalam melaksanakan tugas-tugas.



Gambar IX. 1. Struktur Organisasi Perusahaan Pabrik POLYSTYRENE



### **IX.3. Tugas dan Wewenang**

#### **IX.3.1 Pemegang Saham**

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang terbentuk Perseroan Terbatas adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada rapat umum tersebut para pemegang saham bertugas untuk:

- Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris
- Mengangkat dan memberhentikan direktur
- Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

#### **IX.3.2 Dewan Komisaris**

Dewan Komisaris merupakan pelaksana dari pemilik saham dan tanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas dewan komisaris meliputi:

- Menilai dan menyetujui direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya pemasaran.
- Mengawasi tugas direksi.
- Membantu direksi dalam hal yang penting.

#### **IX.3.3 Direktur Utama**

Direktur utama adalah pemegang saham terpilih yang diangkat oleh rapat umum pemegang saham yang bertindak sebagai pemegang pimpinan tertinggi dan bertanggung jawab terhadap seluruh hasil kegiatan usaha perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab pada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama membawahi

direktur teknik dan produksi serta direktur keuangan dan umum.

Tugas direktur utama antara lain adalah:

- Menentukan sasaran akhir (final goal) bagi perusahaan dan merumuskan kebijakan-kebijakan sehingga organisasi dapat mencapai goal tersebut.
- Menentukan strategi perusahaan.
- Memilih dan mengangkat manager direktur.
- Memberikan pertimbangan-pertimbangan penting dalam rangka pengambilan keputusan, yang mempunyai dampak terhadap seluruh kehidupan perusahaan.
- Mengevaluasi hasil kerja manager direktur selama kurun waktu tertentu dan menentukan kebijakan-kebijakan untuk pengambilan keputusan langkah-langkah pembetulan.
- Menentukan kebijakan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaan pada pemegang saham pada rapat umum pemegang saham.
- Menjaga kestabilan manajemen perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan dan karyawan.
- Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat umum pemegang saham.
- Mengkoordinasi kerjasama dengan direktur teknik dan produksi serta direktur keuangan dan umum serta personalia.

#### IX.3.4 Wakil Direktur Utama

Wakil direktur utama adalah pimpinan tertinggi organisasi yang memegang komando, memimpin seluruh anggota organisasi untuk mengarah ke objek maupun sasaran yang dituju. Tugas-tugasnya adalah:

- Berdasarkan sasaran akhir (final goal) yang telah ditentukan, menyusun pemecahan baik dikaitkan dengan fungsi maupun waktunya, dari strategi perusahaan yang merupakan rencana jangka panjang, disusun rencana jangka menengah dan pendek.

- Menjalankan dan memimpin kegiatan-kegiatan perusahaan sehari-hari, terutama mengkoordinasi kegiatan fungsi-fungsi yang ada di dalam perusahaan seperti produksi, pemasaran, finansial, personal, akuntansi.
- Merumuskan bersama-sama manager-manager fungsional, mengenai kebijakan-kebijakan tentang operasional perusahaan.
- Mengendalikan perusahaan apakah rencana jangka menengah dan pendek telah dapat dicapai dan selanjutnya memutuskan tindakan koreksi yang diperlukan agar semakin hari semakin dapat dilaksanakan kegiatan-kegiatan untuk mencapai tujuan secara efektif dan efisiensi.

#### IX.3.5 Sekretaris

Sekretaris adalah karyawan perusahaan yang menjalankan fungsi pelayanan (asisten) khususnya kepada manager direktur dan manager-manager fungsional. Tugas-tugasnya adalah melayani hubungan (komunikasi) baik yang melalui surat maupun komunikasi langsung.

- Melaksanakan kegiatan-kegiatan produksi dengan jalan memimpin dan mengkoordinasikan para bawahannya dalam rangka pencapaian tujuan produksi yang telah ditetapkan.
- Memelihara kelancaran proses produksi dan mengembangkan rencana-rencana teknik produksi untuk produksi yang dijual.
- Mengendalikan kegiatan operasional produksi dengan mengadakan evaluasi terhadap hasil kegiatan produksi diikuti dengan pengambilan tindakan perbaikan yang diperlukan.
- Ikut melaksanakan dan memupuk kelompok diantara para manager fungsional.

#### IX.3.6 Staff Ahli dan Litbang Ahli

Staff ahli dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu dewan direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staff ahli bertanggung jawab

kepada direktur utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang staff ahli antara lain:

- Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan
- Mengadakan evaluasi teknik dan ekonomi perusahaan.
- Memberikan saran dalam bidang hukum.

Penelitian dan pengembangan terdiri dari ahli-ahli sebagai pembantu direktur utama dan bertanggung jawab kepada direktur utama. Litbang terdiri dari dua bidang, yaitu bidang penelitian dan bidang pengembangan. Tugas dan wewenang Litbang yaitu mempertinggi nilai suatu produk, mempertinggi efisiensi suatu kerja, dan memperbaiki proses suatu pabrik atau perencanaan alat pengembangan produksi.

#### IX.3.7 Direktur

Secara umum tugas direktur adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Direktur bertanggung jawab kepada direktur utama, terdiri dari direktur teknik dan produksi serta direktur umum dan keuangan. Tugas direktur teknik dan produksi antara lain bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang produksi dan teknik, mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya. Tugas direktur teknik umum dan keuangan antara lain bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang keuangan, bidang umum dan pemasaran serta mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya.

#### IX.3.8 Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan serta membawahi seksi-seksi dalam lingkungan bagiannya. Kepala bagian bertanggung jawab kepada direktur.

### IX.3.9 Kepala Bagian Umum

Kepala bagian umum bertanggung jawab kepada direktur umum dan keuangan dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan. Kepala bagian umum membawahi seksi personalia, seksi humas, dan seksi keamanan. Tugas seksi personalia adalah membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya, mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis dan melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan. Tugas seksi humas adalah mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat luar. Tugas seksi keamanan adalah menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan, mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan kedalam lingkungan perusahaan, menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan interen perusahaan.

### IX.3.10 Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada direktur umum dan keuangan dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Kepala bagian pemasaran membawahi seksi pembelian dan pemasaran. Tugas seksi pembelian adalah melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan dan mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang. Tugas seksi pemasaran adalah merencanakan strategi penjualan hasil strategi dan mengatur distribusi barang dari gudang.

### IX.3.11 Kepala Bagian Keuangan

Bertanggung jawab kepada direktur utama dan keuangan dalam bidang keuangan. Kepala bagian keuangan membawahi seksi administrasi dan kas. Tugas seksi administrasi adalah menyelenggarakan catatan hutang piutang, administrasi persediaan

kantor, dan pembukuan serta masalah pajak. Tugas seksi kas adalah mengadakan perhitungan tentang gaji dan intensif karyawan, menghitung uang perusahaan, mengamankan uang, dan membuat prediksi keuangan masa depan.

#### IX.3.12 Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala bagian produksi membawahi bagian proses, seksi pengendalian proses, dan seksi laboratorium. Tugas seksi proses adalah menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang, mengawasi jalannya proses dan produksi. Tugas seksi pengendalian proses adalah menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan kerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada. Tugas seksi 64 laboratorium adalah mengawasi dan menganalisa produk, serta mengawasi hal-hal tentang buangan produk.

#### IX.3.13 Kepala Bagian Teknik

Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang peralatan, dan utilitas, mengkoordinir kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala bagian teknik membawahi seksi pemeliharaan melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik. Tugas seksi utilitas adalah melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses air, *steam*, dan tenaga kerja

#### IX.3.14 Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bidangnya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bidang masing-masing agar memperoleh hasil-hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala bidangnya masing-masing sesuai dengan seksinya.

#### IX.4. Pembagian Jam Kerja

Pabrik *Polystyrene* ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam setahun dan 24 jam dalam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shut down*. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan pada pabrik *Polystyrene* ini terbagi menjadi dua yaitu:

##### 1) Karyawan *Non-Shift*

Karyawan *non shift* merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi, yang termasuk kelompok ini adalah kepala seksi ke atas dan semua karyawan bagian umum. Jam kerja yang berlaku untuk karyawan non produksi dalam seminggu adalah 5 hari dengan jumlah kerja maksimum 45 jam selama seminggu dan selebihnya dihitung sebagai lembur. Dimana lembur untuk hari-hari biasa adalah 1,5 kali jam kerja sedangkan pada hari-hari besar (hari libur) adalah 2 kali jam kerja. Adapun jam kerja untuk karyawan non produksi dapat diatur dengan perincian sebagai berikut:

- Hari Senin – Jumat : Pukul 07.00 – 16.00 WIB
- Hari Sabtu : Libur

Sedangkan jam istirahat diatur sebagai berikut:

- Hari Senin – Kamis : Pukul 12.00 – 13.00 WIB
- Hari Jumat : Pukul 11.30 – 13.00 WIB
- Hari Minggu dan hari libur besar semua karyawan *non-shift* libur.

##### 2) Karyawan *Shift*

Merupakan karyawan yang secara langsung menangani dan terlibat dalam proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan pabrik serta kelancaran produksi. Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian *shift* dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat-tempat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus. Pembagian *shift* dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran *shift* sedangkan

1 regu libur. Adapun jam kerja *shift* dalam 1 hari diatur dalam 3 *shift* sebagai berikut:

- *Shift* I : Pukul 07.00 – 15.00
- *Shift* II : Pukul 15.00 – 23.00
- *Shift* III : Pukul 23.00 – 07.00

Jam kerja *shift* berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapat pergantian *shift* setiap 3 hari kerja sekali. Karyawan *shift* bekerja dengan sistem 3 hari kerja, 1 hari libur. Pada hari minggu dan hari libur hari besar semua karyawan *shift* tidak libur. Sedangkan tempat-tempat khusus, seperti bagian keamanan, bagian proses kontrol, dan utilitas juga dilakukan pembagian kerja yang diatur dalam pembagian *shift* seperti yang telah diatur di atas dan seluruh karyawan mendapat cuti selama 12 hari setiap tahunnya.

#### **IX.5. Perincian Tugas dan Keahlian**

Pembagian Jabatan:

- |    |                                  |   |
|----|----------------------------------|---|
| 1  | Direktur Utama                   | : Sarjana Teknik Kimia                  |
| 2  | Direktur Teknik dan Produksi     | : Sarjana Teknik Kimia                  |
| 3  | Direktur Keuangan dan Umum       | : Sarjana Ekonomi                       |
| 4  | <i>Staff</i> Ahli dan Litbang    | : Sarjana Teknik<br>Kimia/Ekonomi/Hukum |
| 5  | Sekretaris                       | : Akademi Sekretaris                    |
| 6  | Kepala Bagian Produksi           | : Sarjana Teknik Kimia                  |
| 7  | Kepala Bagian Teknik             | : Sarjana Teknik Mesin                  |
| 8  | Kepala Bagian Keuangan           | : Sarjana Ekonomi                       |
| 9  | Kepala Bagian Pemasaran          | : Sarjana Ekonomi                       |
| 10 | Kepala Bagian Umum               | : Sarjana Teknik Kimia                  |
| 11 | Kepala Seksi Proses              | : Sarjana Teknik Kimia                  |
| 12 | Kepala Seksi Pengendalian Proses | : Sarjana Teknik Elektro                |
| 13 | Kepala Seksi Laboratorium        | : Sarjana Teknik Kimia                  |
| 14 | Kepala Seksi Utilitas            | : Sarjana Teknik Mesin                  |
| 15 | Kepala Seksi Pemeliharaan        | : Sarjana Teknik Mesin                  |



16	Kepala Seksi Administrasi	: Sarjana Manajemen
17	Kepala Seksi Kas	: Sarjana Akuntansi
18	Kepala Seksi Pemasaran	: DIII Semua Jurusan
19	Kepala Seksi Pembelian	: DIII Manajemen
20	Kepala Seksi Keamanan	: DIII semua jurusan
21	Kepala Seksi Humas	: DIII Public Relation
22	Kepala Seksi Personalia	: Sarjana Psikologi
23	Kepala Satpam	: Purna, Perwira, TNI/Polisi
24	Operator	: DIII Teknik Informatika
25	Karyawan Biasa	: SMU/SMK
26	Karyawan Pemeliharaan	: STM
27	Medis	: Dokter
28	Paramedis	: Perawat
29	Lain-lain	: SD/SMP/Sederajat

## **IX.6. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji**

### **IX.6.1 Sistem Kepegawaian**

Pembagian karyawan pabrik ini dapat dibagi menjadi tiga golongan sebagai berikut:

- Karyawan Tetap, Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan jabatan, keahlian dan masa kerja.
- Karyawan Harian, Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.
- Karyawan Borongan, Yaitu karyawan yang dikaryakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

## IX.6.2 Sistem Penggajian Karyawan

Sistem penggajian yang berlaku bagi para karyawan adalah sistem yang berupa gaji bulanan yang diberikan setiap awal bulan sekali dengan besarnya gaji didasarkan atas ketentuan sebagai berikut:

- Karyawan Tetap, yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan jabatan, keahlian dan masa kerja.
- Karyawan Harian, yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.
- Karyawan Borongan, Yaitu karyawan yang dikaryakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

Jenis gaji pegawai di perusahaan ini juga dibagi menjadi tiga golongan yaitu:

- Gaji bulanan  
Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap. Besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.
- Gaji harian  
Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.
- Gaji lembur  
Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan. Besarnya sesuai dengan peraturan.  
Daftar gaji karyawan dapat dilihat pada Tabel IX.1.

## IX. 1. Daftar Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji Per Tahun (Rp)
Direktur Utama	1	Rp31.450.727	Rp408.859.451,00
Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp26.957.766	Rp350.450.958,00
Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp26.957.766	Rp350.450.958,00
Kepala Bagian ( <i>General Manager</i> )	7	Rp17.971.844	Rp1.635.437.804,00
Kepala Seksi ( <i>Manager</i> )	12	Rp13.478.883	Rp2.102.705.748,00
Karyawan Proses dan Utilitas	60	Rp6.739.442	Rp4.852.397.880,00
Laboran	12	Rp5.391.553	Rp776.383.660,80
HSE	8	Rp5.391.553	Rp517.589.107,20
Karyawan lain	150	Rp4.942.257	Rp8.896.062.780,00
Satpam	20	Rp5.391.553	Rp1.293.972.768,00
Sekretaris	7	Rp8.087.330	Rp679.335.703,20
Medis	8	Rp8.985.922	Rp862.648.512,00
Paramedis	8	Rp6.739.442	Rp646.986.384,00
Sopir	3	Rp4.492.961	Rp161.746.596,00
<i>Cleaning Service</i>	40	Rp4.492.961	Rp2.156.621.280,00
<b>Total</b>	<b>338</b>	<b>Rp 177.471.960</b>	<b>Rp25.691.649.590,20</b>

### IX.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa:

#### IX.7.1 Tunjangan

Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan bersangkutan.

- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- Tunjangan lembur yang diberikan pada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

#### IX.7.2 Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan pada karyawan sejumlah 3 pasangan/tahun. Khusus untuk operator selain pakaian dinas juga diberikan juga baju khusus operator, safety shoes dan helm pengaman yang sesuai standar keselamatan kerja.

#### IX.7.3 Cuti

- Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.
- Cuti sakit diberikan pada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

#### IX.7.4 Pengobatan

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

#### IX.7.5 BPJS Ketenagakerjaan

BPJS Ketenagakerjaan diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawannya lebih dari 10 orang atau dengan gaji karyawan 1.000.000,00/bulan.

### **IX.8. Manajemen Perusahaan**

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang fungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk jadi dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan. Manajemen produksi meliputi manajemen perusahaan dan pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat.

Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindarkan terjadinya penyimpangan - penyimpangan yang tidak terkendali. Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian. Perencanaan adalah merupakan suatu tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan kearah yang sesuai.

## BAB X EVALUASI EKONOMI

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

1. *Percent Return on Investmen* (ROI)
2. *Pay Out Time* (POT)
3. *Break Even Point* (BEP)
4. *Shut Down Point* (SDP)
5. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR)

Untuk meninjau faktor-faktor diatas perlu dilakukan penafsiran terhadap beberapa faktor, yaitu:

1. Penafsiran Modal Industri (*Total Capital Investment*), yang terdiri dari:
  - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
  - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Production Cost*), yang terdiri dari:
  - a. Biaya Pengeluaran (*Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)
3. Total Pendapatan (*Sales Price*).

(Peter, 1991)

### X.1. Penaksiran Harga Peralatan

Setiap tahunnya harga peralatan proses tiap alat-alat berbeda tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti pada setiap tahunnya sangatlah sulit, sehingga dibutuhkan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui data-data indeks harga pada tahun-tahun sebelumnya.

Kapasitas Produksi : 38.000 ton/tahunSatu

tahun operasi : 330 hari

Nilai Kurs (2022) : Rp 15.635,35

Pabrik didirikan pada 2027

Waktu umur pabrik : 10 Tahun

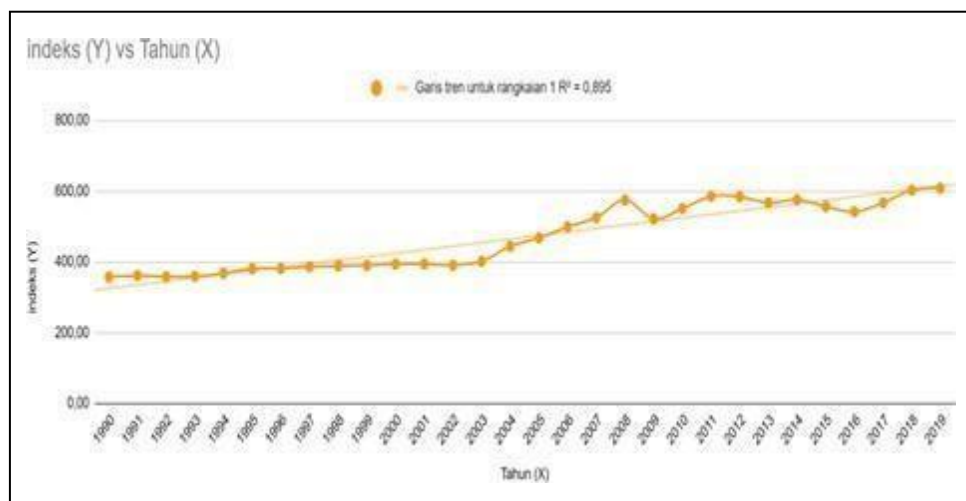
Cara penaksiran biaya dan biaya evaluasi ekonomi ini menggunakan metode indeks biaya. Harga-harga yang diperoleh berdasarkan indeks dari *Chemical Engineering Plant Cost Index* dapat dilihat pada Tabel X.1

Tabel X. 1. Indeks dari *Chemical Engineering Plant Cost Index*

Tahun (X)	indeks (Y)	X (tahun-ke)
1990	357,60	1
1991	361,3	2
1992	358,20	3
1993	359,20	4
1994	368,10	5
1995	381,10	6
1996	381,70	7
1997	386,5	8
1998	389,5	9
1999	390,6	10
2000	394,1	11
2001	394,3	12
2002	390,4	13
2003	402	14
2004	444,2	15

Tahun (X)	indeks (Y)	X (tahun-ke)
2005	468,2	16
2006	499,6	17
2007	525,4	18
2008	575,4	19
2009	521,9	20
2010	550,8	21
2011	585,7	22
2012	584,6	23
2013	567,3	24
2014	576,1	25
2015	556,8	26
2016	541,7	27
2017	567,5	28
2018	603,10	29
2019	608,70	30
<b>60135</b>	<b>14091,60</b>	<b>465</b>

Sumber: Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI), 2017



Gambar X. 1. Grafik Ekstrapolasi Indeks Harga



Dari data pada Gambar X.1. diperoleh persamaan  $y = 9,9572x - 19489,39$  Maka indeks untuk tahun 2027 diperkirakan = 693,7559 Nilai tukar mata uang Amerika Serikat terhadap rupiah pada tanggal 7 Desember 2022 diambil (1 US\$ = Rp. 15.635,35) Penentuan harga alat menggunakan persamaan:

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

(Aries and Newton, 1954)

Dimana:

Ex = Harga alat pada tahun 2027

Ey = Harga alat pada tahun referensi 2014

Nx = Indeks harga pada tahun 2027

Ny = Indeks harga pada tahun referensi 2014

Tabel X. 2. Daftar Harga Alat Proses

Nama Alat	Code Alat	Jumlah	Parameter Harga	Harga \$		Total Harga	
				Tahun 2014	Tahun 2027	\$	Rp.
Tangki	T-01	1	Volume (Gallon)	211.859	255.127	225.345	3.523.351.595
Tangki	T-02	1	Volume (Gallon)	211.859	213.167	213.167	3.332.942.687
Tangki	T-03	1	Volume (Gallon)	211.859	237.221	237.221	3.709.039.620
Mixer	M-01	1	Volume (Gallon)	742.100	746.890	746.890	11.677.888.425
Mixer	M-02	1	Volume (Gallon)	742.100	746.890	746.890	11.677.888.425
Silo	S-01	1	Weight (pound)	180.401	217.244	217.244	3.396.685.837
Silo	S-02	1	Weight (pound)	180.401	217.244	217.244	3.396.685.837
Silo	S-03	1	Weight (pound)	180.401	217.244	217.244	3.396.685.837
Reaktor	R-01	1	Diameter (Inch)	187.900	189.113	189.113	2.956.845.755
Reaktor	R-02	1	Diameter (Inch)	187.900	189.113	189.113	2.956.845.755

Nama Alat	Code Alat	Jumlah	Parameter Harga	Harga \$		Total Harga	
				Tahun 2014	Tahun 2027	\$	Rp.
<i>Filter press</i>	FP-01	1	Diameter (Inch)	86.500	87.058	87.058	1.361.187.641
<i>Flash drum</i>	FD-01	1	Diameter (Inch)	169.800	170.896	170.896	2.672.019.208
Condenser	CD-01	1	Diameter (Inch)	76.800	77.296	77.296	1.208.545.790
<i>Cooler</i>	CL-01	1	Diameter (Inch)	32.500	32.710	32.710	511.428.883
<i>Heat exchanger</i>	HE-01	1	Diameter (Inch)	18.000	18.116	18.116	283.252.920
<i>Heat exchanger</i>	HE-02	1	Diameter (Inch)	18.000	18.116	18.116	283.252.920
<i>Heat exchanger</i>	HE-03	1	Diameter (Inch)	18.000	18.116	18.116	283.252.920
<i>Crystallizer</i>	CR-01	1	Volume (gallon)	83.500	84.039	84.039	1.313.978.822
Pompa	P-01	1	Area (ft <sup>2</sup> )	15.200	15.298	15.298	239.191.354
Pompa	P-02	1	Area (ft <sup>2</sup> )	15.200	15.298	15.298	239.191.354
Pompa	P-03	1	Area (ft <sup>2</sup> )	15.200	15.298	15.298	239.191.354
Pompa	P-04	1	Area (ft <sup>2</sup> )	15.200	15.298	15.298	239.191.354
Pompa	P-05	1	Area (ft <sup>2</sup> )	15.200	15.298	15.298	239.191.354
Pompa	P-06	1	Area (ft <sup>2</sup> )	15.200	15.298	15.298	239.191.354
Pompa	P-07	1	Area (ft <sup>2</sup> )	15.200	15.298	15.298	239.191.354
Pompa	P-08	1	Area (ft <sup>2</sup> )	15.200	15.298	15.298	239.191.354
Pompa	P-09	1	Area (ft <sup>2</sup> )	15.200	15.298	15.298	239.191.354
Pompa	P-10	1	Area (ft <sup>2</sup> )	15.200	15.298	15.298	239.191.354
Pompa	P-11	1	Area (ft <sup>2</sup> )	15.200	15.298	15.298	239.191.354
Pompa	P-12	1	Area (ft <sup>2</sup> )	15.200	15.298	15.298	239.191.354
<i>Belt Conveyor</i>	BC-01	1	Diameter (Inch)	27.100	32.635	32.635	510.253.193
<i>Belt Conveyor</i>	BC-02	1	Diameter (Inch)	27.100	32.635	32.635	510.253.193
<i>Belt Conveyor</i>	BC-02	1	Diameter (Inch)	27.100	32.635	32.635	510.253.193
<i>Hopper</i>	H-01	1	Volume (ft <sup>3</sup> )	11.000	13.247	13.247	207.113.842
<i>Hopper</i>	H-01	1	Volume (ft <sup>3</sup> )	11.000	13.247	13.247	207.113.842
<b>Total</b>		<b>32</b>	<b>-</b>	<b>3.825.580</b>	<b>4.606.872</b>	<b>4.606.872</b>	<b>72.030.051.971</b>

Tabel X. 3. Daftar Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Parameter Harga	Harga \$		Total Harga	
				Harga 2014	Tahun 2027	\$	Rp
Tangki Water	TU-01	1	Volume (gallon)	208.100,00	209.443,25	209.443,25	3.274.718.476
Tangki Water	TU-02	1	Volume (gallon)	208.100,00	209.443,25	209.443,25	3.274.718.476
Premix Tank	TU-03	1	Volume (gallon)	252.000,00	253.626,61	253.626,61	3.965.540.875
Tangki Klorinator	TU-04	1	Volume (gallon)	99.400,00	100.041,61	100.041,61	1.564.185.567
Boiler Water Tank	TU-05	1	Volume (gallon)	118.800,00	119.566,83	119.566,83	1.869.469.269
Tangki Bahan Bakar	TU-06	2	Volume (gallon)	236.100,00	237.623,98	475.247,96	7.430.668.258
Tangki Bahan Bakar	TU-07	2	Volume (gallon)	236.100,00	237.623,98	475.247,96	7.430.668.258
Bak Pengendapan Awal	BU-01	1	Volume (gallon)	205.400,00	206.725,82	206.725,82	3.232.230.538
Bak Penampungan Sementara	BU-02	1	Volume (gallon)	123.700,00	124.498,46	124.498,46	1.946.577.009
Bak Distribusi	BU-03	1	Volume (gallon)	119.000,00	119.768,12	119.768,12	1.872.616.524
Bak Air Pendingin	BU-04	1	Volume (gallon)	125.600,00	126.410,72	126.410,72	1.976.475.928
Clarifier	CLU	1	Diameter (m)	159.000,00	160.026,32	160.026,32	2.502.067.457
Cooling Tower	CTU	1	Load (Btu/hr)	102.600,00	103.262,26	103.262,26	1.614.541.642

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Parameter Harga	Harga \$		Total Harga	
				Harga 2014	Tahun 2027	\$	Rp
Kation & Anion <i>Exchanger</i>	KEU & AEU	1	Volume (gallon)	105.900,00	106.583,57	106.583,57	1.666.471.34
Deaerator	DAU	1	Volume (gallon)	105.900,00	106.583,57	106.583,57	1.666.471.34
Boiler	BLU	1	Capacity (lb/hr)	1.495.000,00	1.504.649,95	1.504.649,95	23.525.728.60
Kompresor	KU	1	Power (HP)	77.300,00	77.798,96	77.798,96	1.216.413.92
<i>Sand Filter</i>	FU	1	Area (ft <sup>2</sup> )	115.000,00	115.742,30	115.742,30	1.809.671.43
Generator	GU	1	Power (kW)	26.230,00	26.399,31	26.399,31	412.762.44
Pompa	PU-01	1	Diameter (Inch)	24.800,00	24.960,08	24.960,08	390.259.57
Pompa	PU-02	1	Diameter (Inch)	24.800,00	24.960,08	24.960,08	390.259.57
Pompa	PU-03	1	Diameter (Inch)	24.800,00	24.960,08	24.960,08	390.259.57
Pompa	PU-04	1	Diameter (Inch)	24.800,00	24.960,08	24.960,08	390.259.57
Pompa	PU-05	1	Diameter (Inch)	24.800,00	24.960,08	24.960,08	390.259.57
Pompa	PU-06	1	Diameter (Inch)	24.800,00	24.960,08	24.960,08	390.259.57
Pompa	PU-07	1	Diameter (Inch)	24.800,00	24.960,08	24.960,08	390.259.57
Pompa	PU-08	1	Diameter (Inch)	21.700,00	21.840,07	21.840,07	341.477.13

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Parameter Harga	Harga \$		Total Harga	
				Harga 2014	Tahun 2027	\$	Rp
Pompa	PU-09	1	Diameter (Inch)	24.800,00	24.960,08	24.960,08	390.259.57
Pompa	PU-10	1	Diameter (Inch)	14.600,00	14.694,24	14.694,24	229.749.59
Pompa	PU-11	1	Diameter (Inch)	14.600,00	14.694,24	14.694,24	229.749.59
Pompa	PU-12	1	Diameter (Inch)	14.600,00	14.694,24	14.694,24	229.749.59
Pompa	PU-13	1	Diameter (Inch)	14.600,00	14.694,24	14.694,24	229.749.59
Pompa	PU-14	1	Diameter (Inch)	14.600,00	14.694,24	14.694,24	229.749.59
Pompa	PU-15	1	Diameter (Inch)	14.600,00	14.694,24	14.694,24	229.749.59
Pompa	PU-16	1	Diameter (Inch)	14.600,00	14.694,24	14.694,24	229.749.59
<b>Total</b>		<b>37</b>		<b>4.441.53</b>	<b>4.470.19</b>	<b>4.945.44</b>	<b>77.323.798.26</b>

## X.2. Perhitungan Capital Investment

*Capital Investment* adalah sejumlah uang (modal) yang ditanam (investasi) untuk mendirikan sarana produksi (pabrik) dan mengoperasikannya. *Capital Investment* terdiri dari:

### A. Fixed Capital Investment (Modal Tetap)

*Fixed Capital Investment* adalah modal yang digunakan untuk pembelian alat, pemasangan alat, biaya listrik, tanah dan bangunan sampai pendirian pabrik yang siap untuk berproduksi dan fasilitas-fasilitasnya. Perhitungan *Fixed Capital Investment* dapat dilihat pada Tabel X.4.

Tabel X. 4. *Fixed Capital Investment*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	72.748.863	1.137.453.936.814
2	<i>Cotractor's fee</i>	5.819.909	90.996.314.945
3	<i>Contingency</i>	14.549.773	227.490.787.363
4	<i>Enviromental cost</i>	1.575.460	24.632.860.701
6	<i>Plant Start Up</i>	465.593	7.279.705.196
<b>Total</b>		<b>95.159.597</b>	<b>1.486.158.834.771</b>

B. *Working Capital Invesment* (Modal Kerja)

*Working Capital Investment* adalah biaya/modal yang diperlukan untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu. Perhitungan *Working Capital Investment* dapat dilihat pada Tabel X.5.

Tabel X. 5. *Working Capital Investment*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	1.426.246	22.299.858.075
2	<i>In Process Inventory</i>	72.670	1.136.225.509
3	<i>Product Inventory</i>	5.787.198	90.484.867.838
4	<i>Extended Credit</i>	10.133.333	158.438.213.333
5	<i>Available Cash</i>	11.570.222,30	180.904.475.219
<b>Total</b>		<b>28.987.557</b>	<b>453.181.748.772</b>

**X.3. Perhitungan Biaya Produksi**

Biaya produksi (*Manufacturing Cost*) adalah sejumlah biaya/modal yang dibutuhkan untuk proses produksi agar menghasilkan barang/produk. Biaya produksi secara garis besar dibedakan menjadi 3 jenis:

C. *Direct Manufacturing Cost* (DMC)/Biaya Produksi Langsung

Adalah biaya produksi yang langsung berhubungan dengan proses produksi, dan bersangkutan khusus dalam pembuatan produk.

D. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*/Biaya Produksi tidak Langsung

Adalah biaya produksi yang masih dipengaruhi oleh kapasitas produksi akan tetapi memberikan pengaruh langsung terhadap proses produksi.

E. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)* / Biaya Produksi Tetap

Adalah biaya produksi yang tidak tergantung pada waktu dan tingkat produksi, sepanjang tahun pengeluaran ini tetap baik pabrik pada kapasitas penuh maupun saat pabrik dalam keadaan tidak berproduksi.

Pada Tabel X.6 terdapat Harga bahan baku untuk pembuatan Epiklorohidrin sebagai berikut:

Tabel X. 6. Harga Bahan Baku

<b>Komponen</b>	<b>Kebutuhan (Kg/Tahun)</b>	<b>Harga (\$ / kg</b>	<b>Harga (Rp) / Kg</b>	<b>Harga (Rp) / Tahun</b>
<i>Styrene</i>	18.111.095,9840	0,96	15.010	271.846.391.609
<i>Ethylbenzene</i>	15.623.468,5906	1	18.762	293.134.079.553
<i>Polybutadiena</i>	9.229.693,1457	3	46.906	432.928.448.176
<i>benzoyl peroxide</i>	309.061,4888	15	234.530	72.484.268.245
<b>Total</b>				<b>1.070.393.187</b>

Tabel X. 7. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

<b>No</b>	<b>Jenis</b>	<b>Biaya (\$)</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
1	<i>Raw Material</i>	68.459.816	1.070.393.187.583
2	Tenaga Kerja	914.746	14.302.378.995
3	<i>Supervisor</i>	91.475	1.430.237.899
4	<i>Maintenance</i>	6.661.172	104.149.752.351
5	<i>Plant Supplies</i>	999.176	15.622.462.853
6	<i>Royalty &amp; Patents</i>	12.160.000	190.125.856.000
7	Utilitas	60.405	944.459.435
Total		89.346.790	1.396.968.335.116

Tabel X. 8. *Indirect Manufacturing Cost ( IMC)*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Payroll Overhead</i>	137.211,95	2.145.356.849
2	<i>Laboratory</i>	182.949,27	2.860.475.799
3	<i>Plant Overhead</i>	914.746,33	14.302.378.995
4	<i>Packaging and Shipping</i>	24.320.000,00	380.251.712.000
<b>Total</b>		<b>25.554.907,54</b>	<b>399.559.923.643</b>

Tabel X. 9. *Fixed Manufacturing Cost ( FMC )*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Depreciation</i>	9.515.959,70	148.785.360.502
2	<i>Property Taxes</i>	1.903.191,94	29.757.072.100
3	<i>Insurance</i>	951.595,97	14.878.536.050
<b>Total</b>		<b>12.370.747,61</b>	<b>193.420.968.652</b>

Tabel X. 10. *Manufacturing Cost*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Direct M.C</i>	89.346.790,13	1.396.968.335.116
2	<i>Indirect M.C</i>	25.554.907,54	399.559.923.643
3	<i>Fixed M.C</i>	12.370.747,61	193.420.968.652
<b>Total</b>		<b>127.272.445,29</b>	<b>1.989.949.227.411</b>

#### F. *General Expense*

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



Tabel X. 11. *General Expense*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Administration	7.909.929	123.674.511.015
2	<i>Sales Expense</i>	27.999.938	437.788.830.030
3	<i>Research</i>	10.181.796	159.195.938.193
4	<i>Finance</i>	24.085.741	376.588.992.905
Total		70.177.404	1.097.248.272.143

#### X.4. Analisis Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial untuk didirikan atau tidak, maka dilakukan analisa/evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

##### G. *Percent Profit On Sales* (POS)

$$POS = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Total penjualan produk}} \times 100\%$$

##### H. *Return On Investment* (ROI)

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

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

##### I. *Pay Out Time* (POT)

*Pay Out Time* adalah waktu pengambilan modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui waktu yang dibutuhkan dalam pengembalian investasi.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan tahunan} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

##### J. *Break Even Point* (BEP)

*Break Even Point* adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlah yang sama. Dengan break 79 even

point kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga per unit yang dijual agar mendapatkan keuntungan.

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

Dimana:

Fa = *Fixed manufacturing cost*

Ra = *Regulated cost*

Va = *Variabel cost*

Sa = Penjualan produk

#### K. *Shut Down Point (SDP)*

*Shut Down Point* adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Karena lebih murah untuk menutup pabrik dan membayar *fixed expense* (Fa) dibandingkan harus produksi.

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

#### L. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)*

Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan “DCFRR” dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Persamaan untuk menentukan DCFR:

$$(FC + WC) \times (1 + i)^n = \sum_{j=1}^n C_j (1 + i)^{n-1} + (WC + Sv)$$

Dimana,

FC = *Fixed capital*

WC = *Working capital*

SV = *Salvage value*

C = *Cash flow : Profit after taxes + Depresiasi + Finance*

N (Umur pabrik) = 10 tahun

I	= Nilai DCFRR
<b>X.5. Analisa Keuntungan</b>	
Total Penjualan	= Rp 3.802.517.120.000,00
<i>Total Production Cost</i>	= Rp 3.087.197.499.555
Keuntungan Sebelum Pajak	= Rp 715.319.620.445
Pajak (30% dari Keuntungan)	= Rp 214.595.886.134
Keuntungan Setelah Pajak	= Rp 500.723.734.312
<b>X.6. Analisa Kelayakan</b>	
M. <i>Return Of Investment</i> (ROI)	
- Sebelum Pajak	= 48%
- Setelah Pajak	= 34%
N. <i>Pay Out Time</i> (POT)	
- Sebelum Pajak	= 1,72 Tahun
- Setelah Pajak	= 4,09 Tahun
O. <i>Percent Profit on Sales</i> (POS)	
- Sebelum Pajak	= 18,83%
- Setelah Pajak	= 13,18%
<b>X.7. Break Even Point (BEP) dan Shut Down Point (SDP)</b>	
P. <i>Fixed Cost</i> (Fa)	
- Depreciation	= Rp 148.785.360.502
- Property taxes	= Rp 29.757.072.100
- Insurance	= Rp 14.878.536.050
- Total Fa	= Rp 193.420.968.652
Q. <i>Variable Cost</i> (Va)	
- <i>Raw material</i>	= Rp 1.070.393.187.583
- <i>Packaging and Shipping</i>	= Rp 380.251.712.000
- <i>Utilities</i>	= Rp 944.459.435
- <i>Roylty &amp; Patent</i>	= Rp 190.125.856.000
- Total Va	= Rp <b>1.641.715.215.018</b>
R. <i>Regulated Cost</i> (Ra)	
- Gaji Karyawan	= Rp 14.302.378.995

- *Payroll Overhead* = Rp. 2.145.356.849
- *Supervision* = Rp. 1.430.237.899
- *Laboratorium* = Rp. 2.860.475.799
- *General Expense* = Rp. 1.097.248.171.143
- *Maintenance* = Rp. 104.149.752.351
- *Plant Supplies* = Rp. 15.622.462.853
- Total Nilai Ra = **Rp. 1.237.758.936.890**
- 0,3Ra = Rp. 371.327.681.067
- 0,7Ra = Rp. 866.431.255.823

- *Sales (Sa)* = **Rp. 3.802.517.120.000**

Diperoleh:

**BEP** = 43,59%

**SDP** = 28,67%

#### X.8. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

- *Fixed Capital (FC)* = Rp. 1.486.158.834.771
- *Working Capital (WC)* = Rp. 453.181.748.772
- *Cash Flow* = *Profit After Taxes + Depreciation + inance*
- Asumsi: = *Cash Flow (CF)* tetap setiap tahun
- CF = Rp. 1.026.098.087.718
- *Salvage Value (SV) SV* = Rp. 148.785.360.502

Persamaan DCFRR:

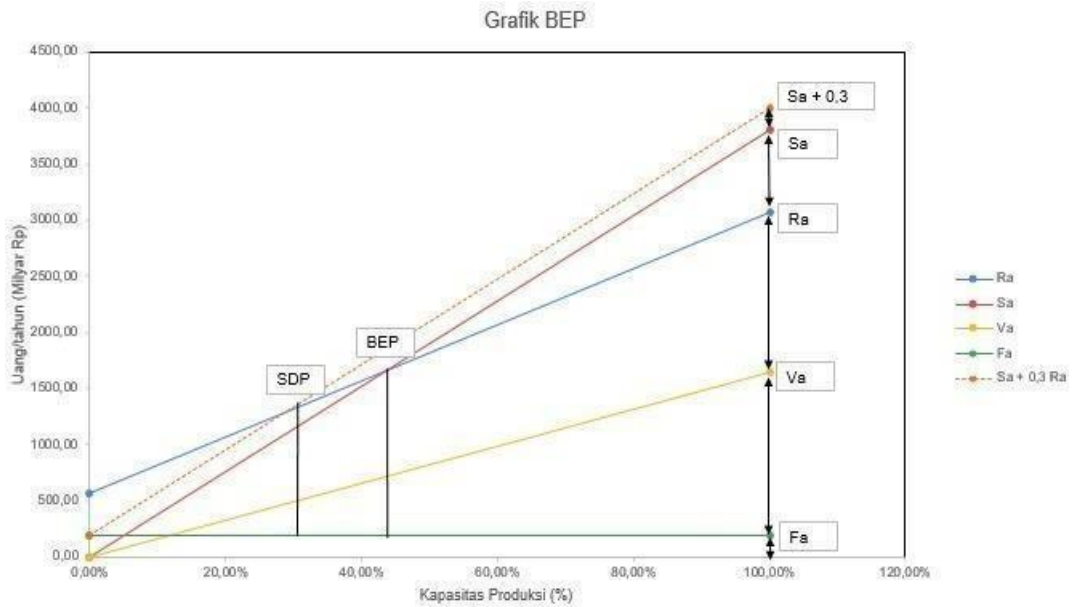
$$(FC + WC) \times (1 + i)^n = \sum_{j=1}^n C_j(1 + i)^{n-1}(WC + Sv)$$

Perhitungan sistem trial and error diselesaikan dengan aplikasi Ms. Excel dengan metode *goal seek* atau *solver analysis*. Dengan trial and error menggunakan Ms. Excel diperoleh DCFR (i) = 52,31 %

Tabel X. 12. Hasil Trial Nilai Interest (i) Menggunakan Ms. Excel

nilai i	R	S	R-S
1,0000	1,9859E+15	1,0505E+15	9,3551E+14
0,9000	1,1890E+15	6,9852E+14	4,9050E+14

0,8000	6,9244E+14	4,5731E+14	2,3513E+14
0,7000	3,9097E+14	2,9457E+14	9,6297E+13
0,6000	2,1323E+14	1,8654E+14	2,6293E+13
0,5231	1,3036E+14	1,3036E+14	0,0000E+0



Gambar X. 2. Grafik Perhitungan Ekonomi

## BAB XI KESIMPULAN

Dalam prarancangan pabrik *Polystyrene* (POLYSTYRENE) dengan kapasitas 38.000 ton/tahun dapat diambil beberapa kesimpulan:

1. Pabrik akan didirikan di Kawasan Industri Serang, Banten, dengan pertimbangan mudah mendapatkan bahan baku, tenaga kerja, pengembangan pabrik, ketersediaan air dan listrik, serta mempunyai prospek pemasaran yang baik.
2. Berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, maka pabrik *Polystyrene* (POLYSTYRENE) ini tergolong pabrik beresiko tinggi.
3. Berdasarkan perhitungan evaluasi ekonomi, maka diperoleh hasil sebagai berikut:
  - a. Keuntungan pabrik sebelum pajak diperoleh sebesar Rp 715.319.620.445 Sedangkan keuntungan pabrik setelah pajak diperoleh sebesar Rp.500.723.734.312
  - b. Nilai ROI sebelum pajak sebesar 48% dan nilai ROI sesudah pajak sebesar 34%. Menurut Aries and Newton (1955), untuk pabrik kimia beresiko rendah harga ROI sebelum pajak minimum sebesar 11%, sehingga memenuhi syarat.
  - c. *Pay Out Time* sebelum pajak 1,72 tahun dan sesudah pajak 4,09 tahun.
  - d. Diperoleh nilai *Break Even Point* (BEP) sebesar 43,63%. Untuk pabrik di Indonesia nilai BEP sekitar 40% sampai 60%.
  - e. Diperoleh nilai *Shut Down Point* (SDP) sebesar 28,69%
  - f. Nilai *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) diperoleh sebesar 61,3700%.

Dengan mempertimbangkan hasil perhitungan evaluasi ekonomi diatas maka pabrik *Polystyrene* kapasitas 38.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

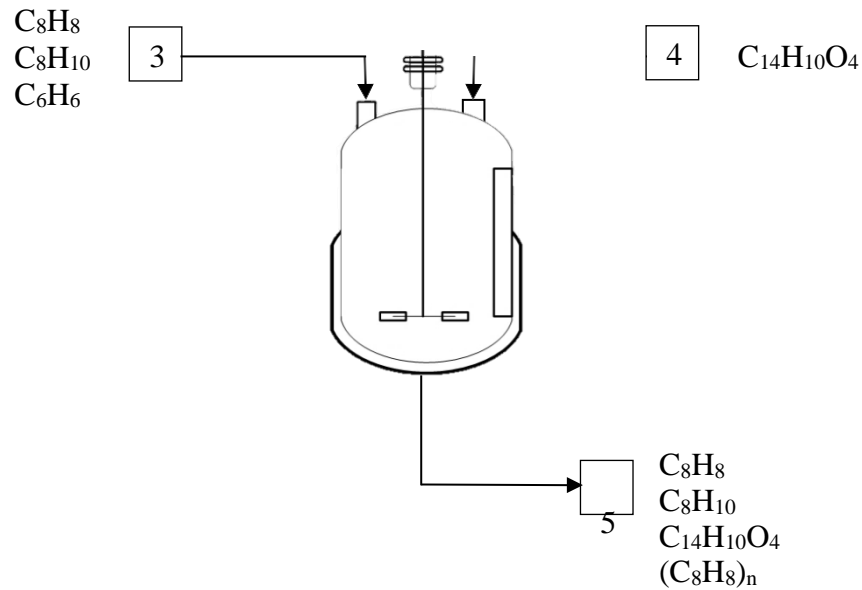
## DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistik, 2022. *Statistik Indonesia*. [Online] Available at: [www.bps.go.id](http://www.bps.go.id) [Accessed Kamis Maret 2022].
- Bergstrom, E. V. and Mitchell, J. G., 1966. *Hydrocarbon pyrolysis reactor*. s.l.:US3283028.
- Brandrup, J., Immergut, E.H., 1975. "*Polimer Handbook*" 2nd. New York: John Wiley and Sons, Inc.
- Chen, kai, Peter Voth, dkk., 2000. Single-Component Polymerization Catalysts for Ethylene and Styrene. *Synthesis, Characterization, and Reactivity of Alkyl and Hydrido Yttrium Complexes Containing a Linked Amido-Cyclopentadienyl Ligand*, pp. 228-243.
- C. Kotoulas, A. Krallis, P. Pladis, and C. Kiparissides, 2003. A Comprehensive Kinetic Model for The Combined Chemical and Thermal Polymerization of Styrene Up To High Conversions. *Macromol. Chem. Phys*, Volume 204, pp. 1305-1314.
- Hui, A.W and Hamielec, A.E., 1972. Thermal Polymerization of Styrene at High Conversion and Temperature. *An Experimental Study*, p. 749.
- Kirk, R.E., Othmer, V.R., 1982. Encyclopedia of Chemical Technology. pp. 452-606.
- Laur Eva, Evgueni Kirillov, and Jean-Francois Carpentier, 2017. Engineering of Syndiotactic and Isotactic Polystyrene-Based Copolymers via Stereoselective Catalytic Polymerization. *Molecules*, p. 594.
- M. A. Villalobos, A. E. Hamielec, and P. E. Wood, 1993. Bulk and Suspension Polymerization of Styrene In The Presence of n-Pentane. *An Evaluation of Monofunctional and Bifunctional Initiation*, Volume Vol. 50, pp. 327-343.
- Patent, U., 1979. *Process For producing-Impact Polystyrene*. United States Patent, Patent No. 4,153,647.
- Patent, U. S., 1983. Washington DC, Patent No. 4.419.488,.
- Perry, Robert H, 1997. *Perry's Chemical Engineers Handbook*. 7 ed. New York: McGraw-Hill.
- Piero Frediani, Andrea Undri, Luca Rosi et al, 2014. Polystyrene Synthesis, Characteristics and Applications. *Chemistry Research and Applications*.
- Ranz-JosefDietzen, H. et al., 2010. United State, Patent No. US 7,776,244B2.
- Rossenberger, J.A., 1983. Devolatilization of Polymers. *Fundamental Equipment Applications*.
- S.C. Moldoveanu, 2005. Analytic Pyrolysis Of Synthetic Organic Polymer. *Techniques And Instrumentation In Analytical Chemistry*.
- Stevens, Malcolm P, 1999. *Polymer Chemistry*. New York: Library of Congress Cataloging .

- Yoon Won Jung, Jea Hoon Ryu, and Yeung Ho Park , 1998. Calculation Of Molecular Weight Distribution In Styrene Polymerization Initiated By A Binary Initiator System. *Korean J. Chem. Eng.*, pp. 330-335.
- Yu Ning, 2015. Study of the Kinetics of Free Radical Polymerization of Styrene in a Three Dimensional Network and Applications for Used Tire Recycling. *HAL Open Science*, p. 64.
- Zhaojun, Xue, Qixin Zhuang, Xiaoyun Liu, et al, 2012. Understanding High-Impact Polystyrene Blends Better. *Society of Plastic Engineers*.



**LAMPIRAN A**  
**REAKTOR (R-01 dan R-02)**



Gambar 1. Reaktor I Alir Berpengaduk (RATB)

Dimana :

Arus 3 : Keluaran *mixer-01* (M-01) yang terdiri dari  $C_8H_8$ ,  $C_8H_{10}$  dan  $C_6H_6$ .

Arus 4 : Inisiator berupa  $C_{14}H_{10}O$

Arus 5 : produk berupa  $C_8H_8$ ,  $C_8H_{10}$ ,  $C_{14}H_{10}O_4$ ,  $(C_8H_8)_n$ .

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi *polymerisasi* karet *styrene* menjadi Polystyrene

Jumlah : 2 Buah

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304*

Perlengkapan Reaktor I

- Pengaduk
- Jaket pendingin

Perlengkapan Reaktor II

- Pengaduk
- Koil pendingin

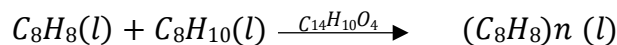
Kondisi Operasi

- Suhu : 130 °C
- Tekanan : 4,5 atm
- Waktu reaksi : 8 menit
- Konversi R-01 : 0,86
- Konversi R-02 : 0,98

## A. Menentukan Konversi, Suhu, dan Waktu Optimum

### A.1. Kinetika Reaksi

Reaksi pembentukan *Polystyrene* :



Polimerisasi yang terjadi yaitu pada satu fase, dimana hanya terdiri dari monomer *styrene* dan inisiator (*benzoyl peroksida*) menghasilkan viskositas yang tinggi dari dan reaksi yang eksotermis (Putri, Citra Andika, 2008). Laju polimerisasi meningkat seiring dengan kenaikan konversi. Peningkatan laju polimerisasi dapat meningkatkan kandungan padatan polimer yang dihasilkan. Tahap polimerisasi dilakukan satu tahap, dimana saat reaksi mencapai temperatur 90 °C terjadi kenaikan kandungan padatan (solid content), kemudian saat reaksi menyentuh suhu 130 °C *benzoyl peroksida* yang meleleh (mulai bereaksi dengan reaksi) akan membentuk pada tahap propagasi hingga konversi menyentuk 98% saat produk *polystyrene* telah terbentuk.

Data pendukung :

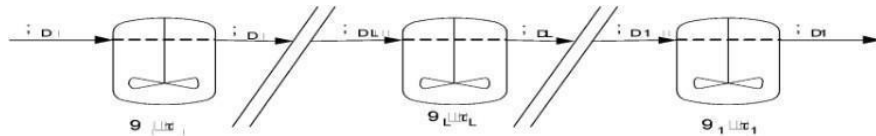
- Faktor efisiensi (f) : 0,8
  - Konversi reaktor mencari optimasi : 98%
  - Konstanta inisiasi (kd) : 99,8132 /jam
  - Konstanta propagasi (kp) :  $5,4 \times 10^6$  L/mol.jam
  - Konstanta terminasi (kt) :  $1,5 \times 10^{10}$  L/mol.jam
- (Brandrup, 1995)

Kapasitas

$$\text{kapasitas} = 60.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times 1.000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{24 \text{ jam}}$$

$$\text{Kapasitas} = 7575,7576 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Reaksi Polimerisasi pada reaktor CSTR (Reaktor Tangki Alir Berpengaduk) dipasang secara seri dengan 1 reaktor.



Untuk mencari nilai dari volume reaktor digunakan persamaan orde setengah dengan nilai kecepatan reaksi (-ra), adalah:

$$(-ra) = -\frac{dC_m}{dt} = k \cdot [Ci]^{0,5} \cdot [CM] \quad (1)$$

$$(-ra) = k \cdot [Ci]^{0,5} \cdot [CM] \quad (2)$$

$$k = kp \left( \frac{f \times kd}{kt} \right)^{0,5} \quad (3)$$

Dari persamaan (3), didapatkan nilai  $k = 395$  ( $L^2/(mol^2 \cdot jam)$ )

Untuk mencari nilai dari waktu tinggal dan volume dari reaktor digunakan persamaan:

$$\text{waktu tinggal } (q) = \frac{V}{fv} \quad (4)$$

$$\text{input} - \text{output} - \text{reaksi} = \text{akumulasi} \quad (5)$$

$$Fv \cdot C_{ao} - Fv \cdot C_a - (-ra)V = 0 \quad (6)$$

$$V = \frac{Fv \times Xa}{k \times Ci^{0,5} \times (1 - Xa)} \quad (7)$$

## B. Optimasi Jumlah Reaktor

Dirancang :

Besarnya volume reaktor dan waktu tinggal adalah sama

$$V_1 = V_2 = V_i = V_N = V \quad (8)$$

$$t_1 = t_2 = t_3 = t_N = t \quad (9)$$

Adapun algoritma perhitungan optimasi reaktor sebagai berikut :

1. Menentukan jumlah reaktor (N) buah
2. Trial konversi (Xa1 sampai Xa, N-1)
3. Menghitung t1 sampai tN
4. Jika t1 ~ t2... ~ tN maka perhitungan sudah benar, jika tidak maka ulangi perhitungan dari no.2
5. Menghitung volume tiap reaktor
6. Menghitung volume total reaktor
7. Menghitung harga relatif reaktor

Persamaan yang digunakan :

1. Jika untuk 1 buah reaktor mempunyai volume V1 harganya C1 maka untuk N buah reaktor :

$$C_N = N C_1 \left( \frac{V_{N,i}}{V_t} \right)^{0,6} \quad (10)$$

2. Maka harga relatif untuk N buah reaktor dengan volum masing-masing Vi adalah :

$$C_{N,relatif} = \frac{C_N}{C_1} = N \left( \frac{V_{N,i}}{V_t} \right)^{0,6} \quad (11)$$

### B.1. Perhitungan Optimasi Jumlah Reaktor

- Jumlah reaktor = 1

Tabel 2. Trial Reaktor N=1

N	t (jam)	Xa, N-1	Xa,N	V <sub>n</sub> ,m <sup>3</sup>	V <sub>tot</sub> ,m <sup>3</sup>	C <sub>relatif</sub>
1	1	0	0,98	27,1969	27,1969	40000
Rata-rata	1			27,1969		

- Jumlah reaktor = 2

Tabel 3. Trial Reaktor N=2

N	t (jam)	Xa, N-1	Xa,N	V <sub>n</sub> ,m <sup>3</sup>	V <sub>tot</sub> ,m <sup>3</sup>	C <sub>relatif</sub>
1	0,1447	0	0,858	3,3697	3,3697	3463,7727
2	0,1447	0,8586	0,98	3,3697		
Rata-rata	0,1447			3,3697		

- Jumlah reaktor = 3

Tabel 4. Trial Reaktor N=3

N	t (jam)	Xa, N-1	Xa,N	V <sub>n</sub> ,m <sup>3</sup>	V <sub>tot</sub> ,m <sup>3</sup>	C <sub>relatif</sub>
1	0,0998	0	0,4620	2,3318	6,9789	5305,7116
2	0,0998	0,4620	0,8963	2,3318		
3	0,0998	0,8963	0,98	2,3318		
Rata-rata	0,0998			2,3318		

- Jumlah reaktor = 4

Tabel 5. Trial Reaktor N=4

N	t (jam)	Xa, N-1	Xa,N	V <sub>n</sub> ,m <sup>3</sup>	V <sub>tot</sub> ,m <sup>3</sup>	C <sub>relatif</sub>
1	0,0482	0	0,7638	1,1232	1,1232	5431,5665
2	0,0482	0,7637	0,8963	1,1232		
3	0,0482	0,8962	0,9545	1,1232		
4	0,0482	0,9545	0,98	1,1232		
Rata-rata	0,0482			1,1232		

Tubulasi waktu reaksi dan harga relatif untuk berbagai reaktor

Tabel 6. Jumlah Reaktor, Waktu Reaksi, dan Harga Relatif

Reaktor	Waktu	Harga
1	2	40000
2	0,2292	3463,7727
3	0,1581	5305,7116
4	0,0482	5431,5665

Dari data-data yang ditampilkan terlihat bahwa harga RATB akan paling murah jika menggunakan 2 reaktor. Namun optimasi diatas tidak memperhitungkan kebutuhan space dan perlengkapan lain di reaktor, seperti kebutuhan pompa, kebutuhan pengaduk dan lain-lain. Kebutuhan seperti yang disebut diatas akan semakin besar dengan semakin banyaknya jumlah reaktor. Olehkarena itu jumlah reaktor yang dipakai 2 mengingat karena harga reaktor dengan harga perawatan reaktor lebih tinggi penggunaan jika menggunakan 3 atau 4 reaktor.

### C. Neraca Massa Reaktor

Dari hasil trail and error yang dilakukan pada perhitungan optimasi jumlah reaktor, dapatkan nilai konversi produk keluaran untuk reaktor 1 dan reaktor

2 sebesar 0,8586 dan 0,98. Sehingga, massa umpan yang masuk didapatkan sebagai berikut :

Tabel 7. Neraca massa Reaktor 1

komponen	Input (Kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C <sub>8</sub> H <sub>8</sub>	5227,1258		746,1858
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	4342,0805		608,4283
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	87,8140		87,8140
C <sub>14</sub> H <sub>10</sub> O <sub>4</sub>		202,5690	46,5909
(C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> ) <sub>n</sub>			8402,5706
Total	9891,5893		9891,5893

Tabel 8. Neraca massa Reaktor 2

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 8	Arus 9
C <sub>8</sub> H <sub>8</sub>	746,1858	14,9237
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	608,4283	12,1686
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	87,8140	87,8140
C <sub>14</sub> H <sub>10</sub> O <sub>4</sub>	46,5909	17,9967
(C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> ) <sub>n</sub>	8402,5706	9758,6863
Total	9891,5893	9891,5893

#### D. Neraca Panas Reaktor

Suhu Operasi = 130 °C = 403,15 K

Suhu referensi = 25 °C = 298,15 K

Data kapasitas panas bahan berupa padatan pada suhu 298 K

Elemen atom	(J/mol.K)
C	10,89
H	7,56
O	13,42

Data kapasitas panas untuk cairan pada suhu 298 K (cP)

Ikatan	cP (J/mol.K)
$-CH_2-$	30,38
$=CH_2$	21,78
$\begin{array}{c}   \\ =C- \end{array}$	15,9
$=CH-$	21,34
$\begin{array}{c}   \\ -CH- \end{array}$	20,92
$-CH_3$	38,82

(Perry's, 1999)

Persamaan yang digunakan :

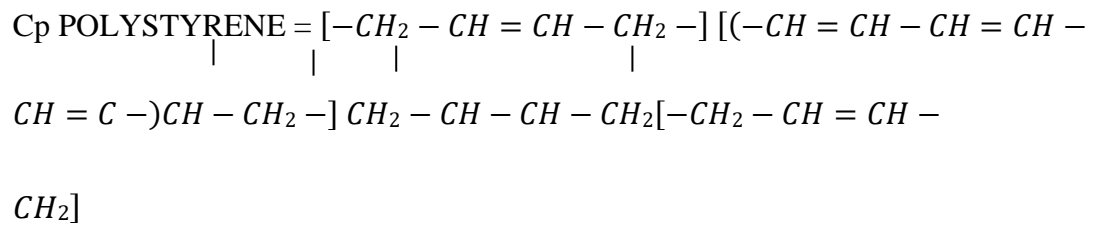
$$C_p \text{ liq} = A + B \cdot T + C \cdot (T^2) + D \cdot (T^3)$$

komponen	A	B	C	D
$C_8H_8$	66,7370	0,88405	-0,0021	$2,33 \cdot 10^{-6}$
$C_8H_{10}$	102,1110	0,5595	-0,0015	$2,01 \cdot 10^{-6}$
$(C_4H_6)_n$	11,4158	0,2488	0,0001	$4,18 \cdot 10^{-8}$
$C_6H_6$	-31,6620	1,3043	-0,0036	$3,82 \cdot 10^{-6}$

(Yaw's, 2015)



Rumus molekul POLYSTYRENE dalam mencari nilai Cp :



maka, nilai Cp dari POLYSTYRENE adalah:

$$\begin{aligned} \text{Cp Polystyrene} &= 7(-\underset{|}{\text{CH}_2} -) + 9(-\underset{|}{\text{CH}} =) + 1(-\underset{|}{\text{C}} =) + 3((-\underset{|}{\text{CH}} -)) \\ &= 7(30,38) + 9(21,34) + 1(15,9) + 3(20,92) \\ &= 483,38 \text{ J/mol.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Cp BP} &= \text{C}_{14}\text{H}_{10}\text{O}_4 \\ &= [14(\text{C}) + 10(\text{H}) + 4(\text{O})] \\ &= [14(10,89) + 10(7,56) + 4(13,42)] \\ &= 281,74 \text{ J/mol.K} \end{aligned}$$

Tabel Kapasita Panas (Cp) seluruh Komponen

Komponen	Cp (Kj/Kmol)
$\text{C}_8\text{H}_8$	204,8224
$\text{C}_8\text{H}_{10}$	203,2917
$\text{C}_6\text{H}_6$	155,8720
$\text{C}_8\text{H}_{8-n}$	483,3800
$\text{C}_{14}\text{H}_{10}\text{O}_4$	281,7400

### D.1. Menghitung Kalor Reaktor 1

- Panas Arus Masuk (130 °C ke 25 °C)

Komponen	Cp. ΔT (Kj/Kmol)	Fm (Kmol/jam)	Q		
			Arus 3	Arus 4	Arus 5
C <sub>8</sub> H <sub>8</sub>	204,8224	50,7416	10393,0127 5		1469,572003
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	203,2917	40,7932	4324,08047 6		1166,8719
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	155,8720	1,1258	175,483954 3		175,4839543
C <sub>8</sub> H <sub>8-n</sub>	483,3800	31,9489			15443,47739
C <sub>14</sub> H <sub>10</sub> O 4	281,7400	0,8371		235,833841	54,24178343
Total				3828,6916	

Maka, total panas pada arus masuk sebesar 3828,6916 Kj/jam =  
915,0793 Kkal/jam

- Panas Reaksi

Data entalpi pembentukan standar ( $\Delta H_f^\circ$ )

Tabel Estimasi Panas Pembentukan Standar 289K ( $\Delta H_f^\circ$ )

Ikatan	$\Delta H_f^\circ$ (kJ/Kmol)
-CH <sub>2</sub> -	-20,64
= CH <sub>2</sub>	-9,63
 = C -	83,99
= CH -	37,97
 -CH -	29,89

Dimana :  $\Delta H_f^\circ 298k = 68,29 + Ni \cdot \Delta Hi$

Keterangan :

$\Delta H_f^\circ 298k$  = Panas pembentukan standar pada suhu 298K  
(kJ/Kmol)

Ni = Jumlah elemen atom pada senyawa i

Hi = Nilai panas pembentukan

Tabel Data Antoine Panas Pembentukan Standar  $\Delta H_f^\circ$

Komponen	A	B	C
$C_8H_8$	168,53	-0,08109	$4,45 \cdot 10^{-5}$
$C_8H_{10}$	56,067	-0,1041	$5,48 \cdot 10^{-5}$
$C_6H_6$	99,103	-0,0643	$3,34 \cdot 10^{-5}$

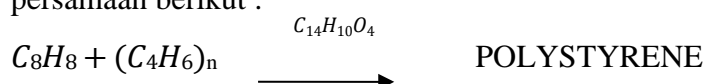
Dimana :  $\Delta H_f^\circ = A + BT + CT^2$  (kJ/kmol)

(Yaws, 1999)

Sehingga diperoleh  $\Delta H_f^\circ$  untuk masing-masing senyawa seperti berikut :

Komponen	$\Delta H_f^\circ$ 298,15K (kJ/Kmol)
$C_8H_8$	143,5201
$C_{14}H_{10}O_4$	691,9100
$C_8H_{10}$	23,6093
$(C_8H_8)_n$	439,2
$C_6H_6$	78,9848

Panas reaksi standar pada suhu  $25^\circ C$  dapat diperoleh dengan persamaan berikut :



$$\begin{aligned} \Delta H_{r0} &= \sum_{produk} V_i \Delta H_{f0} - \sum_{reaktan} V_i \Delta H_{f0} \\ &= -503,96 \text{ kJ/Kmol} \end{aligned}$$

Maka, panas reaksi standar = -498,8242kJ/Kmol

Jumlah panas yang bereaksi = 5171,5833Kmol/jam

Panas reaksi = -2490442,9814kJ/jam  
= -595230,1581Kkal/jam

- Neraca Panas Total

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ/jam	kJ/jam
Umpan	15128,4110	
Produk		18309,6470
Reaksi	-2490442,9814	
Pendingin	2493624,217	
Total	18309,6470	18309,64703

**E. Menentukan Dimensi Reaktor 1**

**E.1. Menentukan volume Reaktor**

Diketahui :

$$\text{Waktu tinggal didalam reaktor (t)} = 0,1147 \text{ jam}$$

$$\text{Laju alir komponen masuk reaktor (Fv)} = 23,2912 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan didalam reaktor (V)} &= Fv \times t \\ &= 23,2912 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,1147 \text{ jam} \\ &= 3,3697 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dalam perancangan reaktor dengan proses kontinyu, dianjurkan untuk mengambil *over design* sebesar 20% volume cairan (Timmerhaus, 1991). Maka dari itu, design volume reaktor menjadi 120% dari volume cairan dalam reaktor.

$$\begin{aligned}
 \text{Volume reaktor} &= \text{Volume cairan} \times (1+20\%) \\
 &= 3,3697 \text{ m}^3 \times 1,20 \\
 &= 4,0436 \text{ m}^3 \\
 &= 4043,6052 \text{ liter} \\
 &= 1068,2073 \text{ gallon}
 \end{aligned}$$

## E.2. Menentukan Dimensi Reaktor

Terdapat 3 jenis atap pada vessel :

### *a. Flanged and standard dishhead Head*

Digunakan untuk *vessel* yang menampung fluida bersifat volatil serta memiliki tekanan operasi yang rendah. Atap jenis ini biasanya digunakan untuk tangki dengan dimensi yang relatif kecil.

### *b. Torispherical Flanged and Dishhead Head*

Digunakan untuk *vessel* dengan rentang tekanan 15 psig (1 atm) – 200 psig dan memiliki harga yang ekonomis.

### *c. Elliptical Flanged and Dishhead Head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan yang tinggi dengan rentang tekanan 100 psig dan tekanan diatas 200 psig.

Dari ketiga jenis atap tersebut, dipilihlah :

Bentuk = Silinder tegak dengan *head* dan *bottom* *Throposherical Heads*

Alasan = Tekanan operasi sebesar 1 atm serta harganya yang lebih ekonomis

Diketahui :

Diameter (D) : Tinggi (H) = 1 : 2

Tinggi (H) = 2D

$V_{head} = V_{bottom} = 0,000049D^3$  (dalam inch)

(Brownell, 1959)

$$\begin{aligned}
 V_{head} &= 2,9902D^3 \\
 &= 0,0847D^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{reaktor}} &= V_{\text{head}} + V_{\text{bottom}} + V_{\text{vessel}} \\ &= 2(0,0847D^3) + \frac{\pi}{4} D^2 H \end{aligned}$$

$$= 2(0,0847D^3) + 1,57D^3$$

$$V_{\text{reaktor}} = 1,7394D^3$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Diameter tangki (ID)} &= \sqrt[3]{\frac{V_r}{4,0436}} \\ &= 1,3707 \text{ m} \\ &= 53,9663 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi shell (Hs)} &= 2D \\ &= 2 \times 1,3707 \text{ m} \\ &= 2,7415 \text{ m} \\ &= 107,9327 \text{ in} \end{aligned}$$

### E.3. Menghitung Tebal Tangki Dinding reaktor (ts)

Reaktor terdiri dari 2 penutup, yakni penutup atas (*head*) dan penutup bawah (*bottom*).

Persamaan untuk menghitung *head* tangki dengan jenis *throphosherical heads*:

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

Keterangan :

P = Tekanan *design*

ri = Jari-jari dalam *shell*

f = *Stress* yang diijinkan

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi

#### E.4. Bahan konstruksi

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304*. Bahan konstruksi ini tahan akan suhu operasi yang tinggi serta memiliki pertahanan yang baik terhadap fluida yang bersifat korosif.

Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Min Tensile	Notes	For Metal Temp					
						-20 to 100	200	300	400	500	600
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600
SA-167	5	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900
SA-167	6	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900
SA-167	8	309	25 Cr-12 Ni	75,000	...	18,750	18,750	17,300	16,700	16,600	16,500
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(3)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200
SA-167	11	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100
SA-240	A	410	13 Cr	65,000	...	16,250	15,600	15,100	14,600	14,150	13,850
SA-240	B	...	15 Cr	70,000	...	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600
SA-240	C	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900
SA-240	D	430	17 Cr	70,000	(9)	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600
SA-240	M	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100
SA-240	O	405	12 Cr-Al	60,000	...	15,000	15,000	14,700	14,400	13,950	13,400
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600
SA-240	T	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900

Berdasarkan data pada item 4 dalam buku Brownell and Young hal 343, nilai stress maksimum (f) yang diijinkan pada suhu 130 °C (266 °F) sebesar 16650 psi.

#### E.5. Jari-Jari dalam Shell

$$\begin{aligned} \text{Jari-jari dalam shell (ri)} &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{53,9663 \text{ in}}{2} \\ &= 26,9832 \text{ in} \end{aligned}$$

#### E.6. Efisiensi Sambungan

Sambungan yang dipilih adalah *Double Welded butt Joint* dengan nilai efisiensi (E) menurut Brownell and Young pada halaman 254 tabel 132 sebesar 0,8.

Type of Joint	Limitations	Base Joint Efficiency, per cent	Radio-graphed	Thermally treated	Maximum Joint Efficiency, per cent
Double-welded butt joint	None		No	No	80
Single-welded butt joint	Longitudinal joints not over 1 1/4 in. thick.	85	No	Yes	85
Single-welded butt joint with backing strip	No thickness limitation on circumferential joints.		Yes	No	90
			Yes	Yes	95

### E.7. Faktor Korosi

Dalam tabel 6 Timmerhaus hal.426, faktor korosi (C) yang diijinkan adalah  $\frac{1}{8}$   
= 0,125.

### E.8. Tekanan Perancangan

$$P_{\text{Operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

Menurut Coulson hal. 673, tekanan desain dianjurkan 5-10% di atas tekanan kerja normal. Maka diambil tekanan desain 10% di atas tekanan operasi normal. Sehingga :

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times P_{\text{operasi}}$$

$$= 35,2702 \text{ psia}$$

### E.9. Tebal Dinding Reaktor (ts)

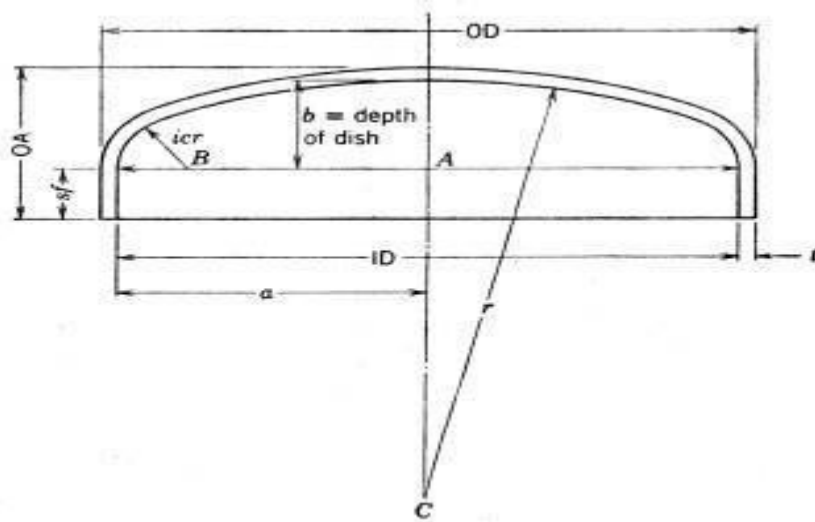
$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6} + C$$

$$ts = 0,1263 \text{ inch}$$

(Brownell and Young, hal.88).

Dipilih ukuran standar  $ts = \frac{3}{16} = 0,19 \text{ inch} = 0,0048 \text{ m}$

### E.10. Menentukan Jenis, Tebal dan Tinggi Head Reaktor



Gambar 3. Head Reaktor



Keterangan gambar :

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

### **E.11. Menentukan Tebal Head**

Jenis *head* yang dipilih adalah *head* dengan bentuk *throphosherical heads* dengan bahan konstruksi yang digunakan adalah *Stainless Steel SA-167 Grade 3* karena tekanan operasi yang dirancang masih dalam rentang tekanan 15-200 psi dan juga harganya lebih ekonomis. Selain itu *head* bentuk ini lebih mudah dibuat.

Nilai *stress* yang diijinkan untuk *head* tipe ini sebesar 16650 psi (Brownell and Young, hal 342). Faktor korosi untuk bahan *Stainless Steel* adalah 0,125 in. Sambungan yang digunakan adalah *double weldedbut joint* dengan efisiensi sebesar 0,8 (Brownell and young, tabel 13.2, hal 254).

Persamaan yang digunakan untuk menghitung tebal *head throphosherical heads* sebagai berikut :

$$th = \frac{0,885 \cdot P \cdot ri}{f \cdot E - 0,1 \cdot P} + C$$

Keterangan :

- P = Tekanan design
- ri = Jari-jari dalam *shell*
- f = *Stress* yang diijinkan
- E = Efisiensi sambungan
- C = Faktor korosi

Maka,

$$th = 0,2307 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih nilai th standar} = \frac{1}{4} \text{ in} = 0,25 \text{ in}$$

$$= 0,0064 \text{ m}$$

### **E.12. Menentukan Tinggi Head**

Diketahui :

$$ID = 53,9663 \text{ in}$$

Untuk tebal 1/4 in, standar *straight flange* (sf) sebesar 1 1/2 - 2 1/2 in, dipilih nilai 1,5 in.

Sehingga :

$$sf = 1,5 \text{ in}$$

$$icr = 6\%ID = 0,75 \text{ in}$$

$$a = ID/2 = 26,9832 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 23,7452 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 50,7283 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0,5} = 44,8278 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 9,1385 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka (OA)} &= th \text{ standar} + b + sf \\ &= 0,25 \text{ in} + 9,1385 \text{ in} + 1,5 \text{ in} \\ &= 10,8885 \text{ in} \\ &= 0,2766 \text{ m} \end{aligned}$$

### **E.13. Menentukan Tinggi Total Reaktor**

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total reactor} &= \text{Tinggi shell} + 2 \times \text{Tinggi head} \\ &= 107,9327 \text{ in} + 2(0,2766 \text{ inch}) \\ &= 3,2946 \text{ m} \end{aligned}$$

#### E.14. Menentukan Volume Head

Volume dari sebuah *Thorispherical Dished Head* dengan icr 6% ID

$$\begin{aligned}
 & \text{"Brownell and Young P.88)} \\
 V_{head} &= 0,000049ID^3 + \frac{\pi}{4} ID^2 \left( \frac{sf}{12} \right) \\
 V_{head} &= 2,9902ID^3 + \frac{\pi}{4} \left( \frac{ID}{12} \right)^2 \left( \frac{sf}{12} \right) \\
 V_{head} &= 16737,17695 \text{ in}^3 \\
 &= 0,2743 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

#### E.15. Menentukan Tinggi Cairan Dalam Tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Vlarutan dalam tangki (VL)} &= 3,3697 \text{ m}^3 \\
 \text{Vlarutan dalam shell (VLs)} &= \text{VL} - \text{V.Head} \\
 &= 3,3697 \text{ m}^3 - 0,2743 \text{ m}^3 \\
 &= 3,0954 \text{ m}^3 \\
 \text{Luas Penampang Tangki (A)} &= \frac{\pi}{4} ID^2 \\
 &= 1,4750 \text{ m}^2 \\
 \text{Tinggi cairan dalam tangki (HLs)} &= \frac{\text{VLs}}{A} \\
 &= 2,0986 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### E.16. Menghitung Luas Permukaan Dalam dan Luar Dinding Reaktor

##### 1. Luas permukaan dinding dalam

$$\begin{aligned}
 \text{Dinding vessel (Asi)} &= \pi \times ID \times Hs = 11,7997 \text{ m}^2 \\
 \text{Dinding head (Ahi)} &= 2 \times \left( 1,22 \times \frac{\pi}{4} ID^2 \right) = 3,5989 \text{ m}^2 \\
 \text{Luas total (Ai)} &= \text{Asi} + \text{Ahi} = 15,3987 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

##### 2. Luas permukaan dinding luar

$$\begin{aligned}
 \text{Dinding shell (Aso)} &= \pi \times (ID + 2 \times ts) \times Hs = 11,8817 \text{ m}^2 \\
 \text{Dinding head (Aho)} &= 2 \times \left( 1,22 \times \frac{\pi}{4} \times (ID + 2th)^2 \right) \\
 &= 3,6659 \text{ m}^2 \\
 \text{Luas total (Ao)} &= \text{Aso} + \text{Aho} = 15,5476 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

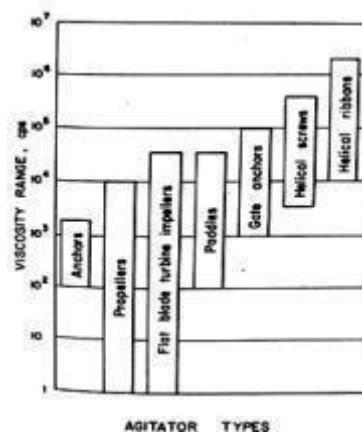
## F. Desain Pengaduk Reaktor

### F.1. Menentukan Jenis Pengaduk

Viskositas campuran dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$\mu_{campuran} = X_i \times \mu_{total}$$

Pemilihan jenis pengaduk dipertimbangkan dari viskositas campuran fluida yang diaduk. Diketahui viskositas campuran umpan yang masuk ke reaktor 1 sebesar 0,4778 cP.



Gambar 4. Macam-macam Jenis *Agitator*

Berdasarkan gambar 4, jenis pengaduk yang dapat dipilih adalah *Propeller* atau *Flat Blade Turbines Impellers*. Maka dipilih pengaduk dengan jenis *Flat Blade Turbines Impellers*.

## F.2. Desain Agitator

Diameter Impeller (DI)	$= \frac{1}{3}D$	= 0,4569 m
Tinggi turbin dasar tangki (Zi)	$= \frac{1}{3}D$	= 0,4569 m
Lebar blade pada turbin (h)	$= \frac{1}{8}D$	= 0,0571 m
Kedalaman baffle (	$= \frac{1}{12}D$	= 0,1142 m
Panjang blade (L)	$= \frac{1}{4}D$	= 0,1142 m
SG Larutan	$= \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho \text{ pelarut}}$	
	$= \frac{851,7207 \text{ kg}}{\text{kg}/\text{m}^3}$	

$$772,4567 / m^3$$

$$= 1,0976$$

$$\text{WELH} = \text{HLs} \times \text{SG larutan}$$

$$= 2,6488 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah Turbine} = \text{WELH} / \text{DI}$$

$$= 2,0490 \text{ m} / 0,4569 \text{ m}$$

$$= 6 \text{ buah}$$

### F.3. Menghitung Kecepatan Pengaduk

$$N = \frac{600}{\pi \cdot DI} \left( \frac{W}{2 \cdot X \cdot DI} \right)^2$$

$$N = \frac{600}{3,14 \times 0,3473}$$

$$N = 217,0194 \text{ rpm}$$

$$= 22,7147 \text{ rad/s}$$

$$= 3,6170 \text{ putaran/s}$$

$$= 5,1893 \text{ m/s}$$

Kecepatan pengaduk menurut Wallas hal.279 :

#### IMPELLER SPEEDS

With 1750 rpm electric motors, standard impeller speeds (Paul et al., 2004, p. 352) are 4, 5, 6, 7.5, 9, 11, 13.5, 16.5, 20, 25, 30, 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, 230, 280, 350, and 1750. In addition, 1200 rpm electric motors are readily available.

Maka dipilih kecepatan pengadukan standar = 230 rpm

$$= 4,67 \text{ rps}$$

### F.4. Menentukan Bilangan Reynold

Untuk menghitung bilangan reynold digunakan persamaan berikut:

$$NRe = \frac{\rho \times N \times DI^2}{\mu}$$

Keterangan :

$\rho$  = Densitas campuran umpan masuk

$N$  = Kecepatan pengadukan

$DI$  = Diameter *impeller*

$\mu$  = Viskositas campuran umpan

Dari persamaan tersebut, didapatkan nilai bilangan *reynold*

$$NRe = 1033,3367$$

Ketetapan nilai power number ( $N_p$ ) untuk agitator jenis *flat sixblade open turbine* dengan nilai  $NRe > 10$  adalah 5,5 (Rese H.F, 1957).

### F.5. Menghitung Tenaga Pengaduk

Persamaan yang digunakan untuk menghitung tenaga pengaduk (P) adalah :

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times DI^5$$

Keterangan :

P = Daya penggerak (watt)

$N_p$  = Power number

$\rho$  = Densitas campuran umpan masuk

N = Kecepatan pengadukan

DI = Diameter *impeller*

Maka, nilai daya penggerak :

$$\begin{aligned} P &= 5,5 \times 851,7207 \frac{kg}{m^3} \times (4,67 \text{ rps})^3 \times (0,4569 \text{ m})^5 \\ &= 475,9599 \text{ Watt} \\ &= 0,4760 \text{ kWatt} \\ &= 0,6383 \text{ hp} \end{aligned}$$

**Table 3.1.** Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

Dari Tabel 3.1 Towler hal.111, dipilih nilai efisiensi motor pengaduk sebesar 80%. Sehingga, daya motor penggerak yang diperlukan menjadi:

$$P = \frac{3,5115 \text{ hp}}{0,80}$$

$$= 0,5 \text{ hp}$$

Sesuai dengan daya motor standar pengaduk pada “*Process design for Chemical and Petrochemical Plants*” oleh Ludwig, E.F, maka dipilih daya motor standar sebesar 5 hp.

### G. Perancangan Alat Pendingin

Medium pendingin yang digunakan adalah air dengan suhu 30 °C dengan tekanan 1 atm.

Tc1 (suhu air masuk)	30 °C	86 °F	303,15 K
Tc2 (suhu air keluar)	45 °C	113 °F	318,15 K
Tc <sub>avg</sub> (Suhu rata-rata)	37,5 °C	99,5 °F	310,65 K
Tr	50 °C	122 °F	323,15 K

Data sifat fisis air pada suhu T<sub>avg</sub> (37,5 °C) :

$$\text{Berat molekul (BMc)} = 18,02$$

$$\text{Konduktifitas panas (kc)} = 0,6224 \text{ W/m.K}$$

$$\text{Densitas } (\rho_c) = 0,4807 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Kapasitas panas (Cpc)} = 75,3058 \text{ J/Kmol.K}$$

$$\text{Viskositas } (\mu_c) = 0,6970 \text{ Pa.s}$$

#### R.1. Perancangan Pendingin pada Reaktor 1 (R-01)

##### S.1.1. Kebutuhan Air Pendingin (Wa)

Panas yang harus diserap (Q)

$$Q = 595990,4917 \text{ Kkal/jam}$$

$$= 473015,8350 \text{ Btu/jam}$$



Maka, kebutuhan air pendingin :

$$W_a = \frac{Q_{cw}}{C_p \cdot (T_2 - T_1)}$$

$$W_a = 81167,68966 / \text{Kg jam}$$

## R.2. Pemilihan Media Pendingin

a.  $LMTD = \frac{(T_{c2} - T_{c1})}{\ln \frac{(T_R - T_{c1})}{(T_R - T_{c2})}}$

$$LMTD = \frac{(45 - 30)}{\ln \frac{(50 - 30)}{(50 - 45)}}$$

$$= 10,8202 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 283,97 \text{ K}$$

$$= 51,4764 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Menurut Kern (1983 : 840), fluida yang digunakan bernilai UD = 75-150. Maka dipilih nilai UD sebesar 85 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.F.

b. Menghitung Luas Permukaan Panas yang Dibutuhkan (Aj)

$$A_j = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$A_j = \frac{473015,8350 \text{ Btu/jam}}{85 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F} \times 51,4764 \text{ F}}$$

$$= 114,8623 \text{ ft}^2$$

$$= 16540,1773 \text{ in}$$

$$= 10,6711 \text{ m}^2$$

Desain Aj dilebihkan 20%, maka

:

$$A_j = 1,2 \times 114,8623 \text{ ft}^2$$

$$A_j = 137,8348 \text{ ft}^2$$

$$= 19848,2128 \text{ in}$$

$$= 12,8053 \text{ m}^2$$

c. Menghitung Luas Penampang *Shell* and *Bottom* Tangki (At, Ab, Ar)

Diketahui, data yang dibutuhkan :

$$OD = 1,0546 \text{ m}$$

$$L = 2,0839 \text{ m}$$

Menghitung luas selimut reaktor :

$$\begin{aligned}
 Ar &= (\pi \times OD \times L) \\
 &\quad + (2 \times \pi \times r^2) \\
 &= 13,4237 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan Aj dengan Ar diatas, dapat disimpulkan bahwa luas perpindahan panas (Aj) lebih kecil daripada luas selimut eaktor (Ar). Maka pendingin yang digunakan berupa jaket

Menghitung kebutuhan pendingin dengan data sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 Q &= -626204,75 \text{ kkal/jam} \\
 &= 496995,7886 \text{ Btu/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_{pc} &= 75,3058 \text{ J/Kmol.K} \\
 &= 0,0075 \text{ kJ/kmol.K}
 \end{aligned}$$

$$BMc = 18 \text{ g/mol}$$

$$\begin{aligned}
 \rho &= 953,87 \text{ Kg/m}^3 \\
 &= 59,5484 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0,0007 \text{ Kg/m.s} \\
 &= 1,7922 \text{ lb/ft.jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 k &= 0,62 \text{ W/m.K} \\
 &= 0,36 \text{ Btu/jam.ft}^2(\text{F/ft})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_c &= 178941,11 \text{ lb/jam} \\
 &= 81167,68966 \text{ Kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$F_{vp} = \frac{W_c}{\rho} = \frac{188012,69 \text{ lb/jam}}{59,5481 \text{ lb/ft}^3} = 302070 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

d. Menghitung dimensi Jaket reaktor

Spesifikasi jaket:

Diameter ekivalen Jaket (DE), agar jaket annulus daoot diperlakukan seperti pipa aau tuba maka perlu ada koreksi terhadap diameter yang disebut Diameter ekivalen.

Menghitung tebal dinding shell jaket

$$t_j = \frac{(P.DJ) + C \text{ lb/jam}}{f_a.E^{(-0,6)*P} \text{ lb/ft}^3} = 0,1279$$

maka dipilih standar tj yaitu 1/8 inch atau 0,125 inch

## H. Menghitung Kalor Reaktor 2

### H.1. Panas Arus Masuk (130 °C ke 25 °C)

Komponen	Cp. $\Delta T$ (Kj/Kmol)	Fm (Kmol/jam)	Fm.Cp. $\Delta T$ (Kj/jam)
C <sub>8</sub> H <sub>8</sub>	133,86	3,1096	416,2481
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	20348,42	2,6780	54492,09567
(C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> ) <sub>n</sub>	12488,97	1,0365	12945,13472
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	15472,35	0,7698	11911,0224
C <sub>14</sub> H <sub>10</sub> O <sub>4</sub>	29582,7	0,0242	715,5392
(C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> ) <sub>n</sub>	50754,9	17,7273	899747,7016
Total			980227,7416

Maka, total panas pada arus masuk sebesar 980227,7416 kj/jam =  
234280,053 Kkal/jam

## I. Menentukan Dimensi Reaktor 2

### I.1. Menentukan volume Reaktor 2

Diketahui :

$$\text{Waktu tinggal didalam reaktor (t)} = 0,1447 \text{ jam}$$

$$\text{Laju alir komponen masuk reaktor (Fv)} = 1,7550 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan didalam reaktor (V)} &= Fv \times t \\ &= 0,2540 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dalam perancangan reaktor dengan proses kontinyu, dianjurkan untuk mengambil *over design* sebesar 20% volume cairan (Timmerhaus, 1991). Maka dari itu, *design volume* reaktor menjadi 120% dari volume cairan dalam reaktor.

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor} &= \text{Volume cairan} \times (1+20\%) \\ &= 0,2540 \text{ m}^3 \times 1,20 \\ &= 0,3048 \text{ m}^3 \\ &= 304,8264 \text{ liter} \\ &= 80,5266 \text{ gallon} \end{aligned}$$

## I.2. Menentukan Dimensi Reaktor 2

Bentuk = silinder tegak dengan *head* dan *bottom Throposherical Heads*

Alasan = Tekanan operasi sebesar 1 atm serta harganya yang lebih ekonomis

Diketahui :

Diameter (D) : Tinggi (H) = 1 : 2

Tinggi (H) = 2D

$V_{head} = V_{bottom} = 0,000049D^3$  (dalam I)

(Brownell, 1959)

$$\begin{aligned}V_{head} &= 2,9902D^3 \\ &= 0,0847D^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}V_{reaktor} &= V_{head} + V_{bottom} + V_{vessel} \\ &= 2(0,0847D^3) + \frac{\pi}{4} D^2H \\ &= 2(0,0847D^3) + 1,57D^3\end{aligned}$$

$$V_{reaktor} = 1,7394D^3$$

Maka,

$$\begin{aligned}\text{Diameter tangki (ID)} &= \sqrt[3]{\frac{V_r}{0,5791}} \\ &= 0,5791 \text{ m} \\ &= 22,7973 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi shell (Hs)} &= 2D \\ &= 2 \times 0,5791 \text{ m} \\ &= 1,1581 \text{ m} \\ &= 45,5947 \text{ in}\end{aligned}$$

## I.3. Menghitung Tebal Tangki Dinding reaktor (ts)

Reaktor terdiri dari 2 penutup, yakni penutup atas (*head*) dan penutup bawah (*bottom*).

Persamaan untuk menghitung head tangki dengan jenis *throposherical heads*:

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

Keterangan :

P = Tekanan *design*

ri = Jari-jari dalam *shell*

f = *Stress* yang diijinkan

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi

a. Bahan konstruksi

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304*. Bahan konstruksi ini tahan akan suhu operasi yang tinggi serta memiliki pertahanan yang baik terhadap fluida yang bersifat korosif.

Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Min Tensile	Notes	For Metal Temp					
						-20 to 100	200	300	400	500	600
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600
SA-167	5	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900
SA-167	6	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900
SA-167	8	309	25 Cr-12 Ni	75,000	...	18,750	18,750	17,300	16,700	16,600	16,500
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(3)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200
SA-167	11	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100
SA-240	A	410	13 Cr	65,000	...	16,250	15,600	15,100	14,600	14,150	13,850
SA-240	B	...	15 Cr	70,000	...	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600
SA-240	C	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900
SA-240	D	430	17 Cr	70,000	(9)	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600
SA-240	M	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100
SA-240	O	405	12 Cr-Al	60,000	...	15,000	15,000	14,700	14,400	13,950	13,400
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600
SA-240	T	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900

Berdasarkan data pada item 4 dalam buku Brownell and Young hal 343, nilai tress maksimum (f) yang diijinkan pada suhu 130 °C (266 °F) sebesar 16650 psi.

b. Jari-Jari dalam *Shell*

$$\begin{aligned}
 \text{Jari-jari dalam shell (ri)} &= \frac{ID}{2} \\
 &= \frac{22,7973 \text{ in}}{2} \\
 &= 22,7973 \text{ in}
 \end{aligned}$$

c. Efisiensi Sambungan

Sambungan yang dipilih adalah *Double Welded butt Joint* dengan nilai efisiensi (E) menurut Brownell and Young pada halaman 254 tabel 132 sebesar 0,8.

Type of Joint	Limitations	Basic Joint Efficiency, per cent	Radio-graphed	Thermally Stress-Relieved	Maximum Joint Efficiency, per cent
Double-welded butt joint	None		No	No	80
Single-welded butt joint with backing strip	Longitudinal joints not over 1½ in. thick. No thickness limitation on circumferential joints.	80	No	Yes	85
			Yes	Yes	95

d. Faktor Korosi

Dalam tabel 6 Timmerhaus hal.426, faktor korosi (C) yang diijinkan adalah  $\frac{1}{8} = 0,125$ .

e. Tekanan Perancangan

$$P_{\text{Operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

Menurut Coulson hal. 673, tekanan desain dianjurkan 5-10% di atas tekanan kerja normal. Maka diambil tekanan desain 10% di atas tekanan operasi normal. Sehingga :

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times P_{\text{operasi}} \\ = 32,3310 \text{ psia}$$

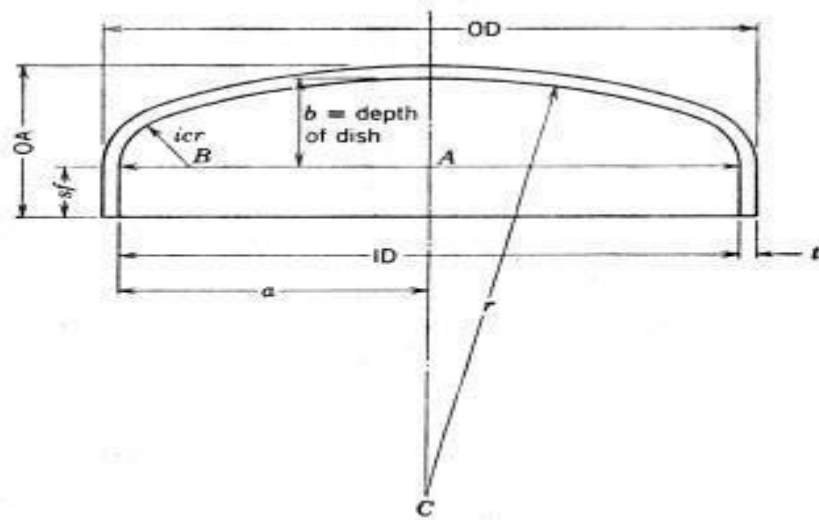
f. Tebal Dinding Reaktor (ts)

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

$$ts = 0,1256 \text{ inch} \quad (\text{Brownell and Young, hal.88}).$$

$$\text{Dipilih ukuran standar } ts = \frac{3}{16} = 0,19 \text{ inch} = 0,0048 \text{ m}$$

## J. Menentukan Jenis, Tebal dan Tinggi *Head* Reaktor 2



Gambar 3. *Head* Reaktor

Keterangan gambar :

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

### J.1. Menentukan Tebal *Head*

Jenis *head* yang dipilih adalah *head* dengan bentuk *throphosherical heads* dengan bahan konstruksi yang digunakan adalah *Stainless Steel SA-167 Grade 3* karena tekanan operasi yang dirancang masih dalam rentang tekanan 15-200 psi dan juga harganya lebih ekonomis. Selain itu *head* bentuk ini lebih mudah dibuat.

Nilai *stress* yang diijinkan untuk *head tipe* ini sebesar 16650 psi (Brownell and Young, hal 342). Faktor korosi untuk bahan *Stainless*



*Steel* adalah 0,125 in. Sambungan yang digunakan adalah *double welded but joint* dengan efisiensi sebesar 0,8 (Brownell and young, tabel 13.2, hal 254).

Persamaan yang digunakan untuk menghitung tebal *head throposherical heads* sebagai berikut :

$$th = \frac{0,885 \cdot P \cdot ri}{f \cdot E - 0,1 \cdot P} + C$$

Keterangan :

P = Tekanan *design*

ri = Jari-jari dalam *shell*

f = *Stress* yang diijinkan

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi

Maka,

th = 0,2054 *inch*

Dipilih nilai th standar =  $\frac{1}{4}$  *inch* = 0,25 *inch*  
= 0,0064 m

### K. Menentukan Tinggi *Head*

Diketahui :

ID = 41,0403 in

Untuk tebal 1/4 *inch*, standar *straight flange* (sf) sebesar 1 1/2 - 2 1/2 *inch*, dipilih nilai 1,5 *inch*.

Sehingga :

sf = 1,5 in

icr = 6% ID = 0,5625 in

a = ID/2 = 11,3987 in

AB = a - icr = 10,0308 in

BC = r - icr = 21,4295 in

AC = (BC<sup>2</sup> - AB<sup>2</sup>)<sup>0,5</sup> = 18,9369 in

b = r - AC = 3,8604 in

Maka (OA) = th standar + b + sf

$$= 5,5479 \text{ in}$$

$$= 0,1409 \text{ m}$$

#### L. Menentukan Tinggi Total Reaktor 2

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total reactor} &= \text{Tinggi shell} + 2 \times \text{Tinggi head} \\ &= 1,4399 \text{ m} \end{aligned}$$

#### M. Menentukan Volume Head

Volume dari sebuah *Thorispherical Dished Head* dengan icr 6% ID  
"Brownell and Young P.88)

$$V_{head} = 0,000049ID^3 + \frac{\pi}{4} \frac{(ID)^2 (sf)}{12}$$

$$V_{head} = 2,9902ID^3 + \frac{\pi}{4} \frac{(ID)^2 (sf)}{12}$$

$$\begin{aligned} V_{head} &= 0,9347 \text{ in}^3 \\ &= 0,0265 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

#### N. Menentukan Tinggi Cairan Dalam Tangki

$$\text{Vlarutan dalam tangki (VL)} = 0,2540 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Vlarutan dalam shell (VLs)} &= \text{VL} - \text{V.Head} \\ &= 0,2276 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Penampang Tangki (A)} &= \frac{\pi}{4} \times ID^2 \\ &= 0,2632 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki (HLs)} &= \frac{VLs}{A} \\ &= 0,8645 \text{ m} \end{aligned}$$

#### O. Menentukan Tinggi Shell

Diketahui :

$$VT = 1,7784 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell (Vs)} &= VT - V_{head} \\ &= 1,7784 \text{ m}^3 - 0,1284 \text{ m}^3 \\ &= 1,6500 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Penampang tangki A} &= \frac{\pi ID^2}{4} \\ &= \frac{3,14}{4} \times 1,0424 \text{ m} \\ &= 0,8530 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi shell (Ls)} &= \frac{Vs}{A} \\ &= \frac{1,6500}{0,8530} \\ &= 1,9343 \text{ m} \end{aligned}$$

**P. Menghitung Luas Permukaan Dalam dan Luar Dinding Reaktor 2**

**P.1. Luas permukaan dinding dalam**

$$\begin{aligned} \text{Dinding vessel (Asi)} &= \pi \times ID \times Hs = 6,8231 \text{ m}^2 \\ \text{Dinding head (Ahi)} &= 2 \times (1,22 \times \frac{\pi}{4} ID^2) = 2,0814 \text{ m}^2 \\ \text{Luas total (Ai)} &= Asi + Ahi = 8,9055 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

**P.2. Luas permukaan dinding luar**

$$\begin{aligned} \text{Dinding shell (Aso)} &= \pi \times (ID \times 2 \times ts) \times Hs = 6,8865 \text{ m}^2 \\ \text{Dinding head (Aho)} &= 2 \times (1,22 \times \frac{\pi}{4} \times (ID + 2th)^2) = 2,1324 \text{ m}^2 \\ \text{Luas total (Ao)} &= Aso + Aho = 9,0189 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

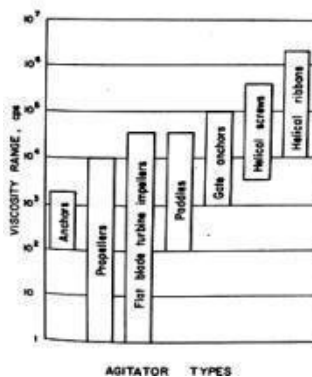
**Q. Desain Pengaduk Reaktor**

**Q.1. Menentukan Jenis Pengaduk**

Viskositas campuran dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$\mu_{campuran} = X_i \times \mu_{total}$$

Pemilihan jenis pengaduk dipertimbangkan dari viskositas campuran fluida yang diaduk. Diketahui viskositas campuran umpan yang masuk ke *reactor 2* sebesar 0,4790 cP.



Gambar 4. Macam-macam Jenis Agitator

Berdasarkan gambar 4, jenis pengaduk yang dapat dipilih adalah *Propeller* atau *Flat Blade Turbines Impellers*. Maka dipilih pengaduk dengan jenis *Flat Blade Turbines Impellers*.

**Q.2. Desain Agitator**

$$\begin{aligned} \text{Diameter Impeller (DI)} &= \frac{1}{3}D &= 0,3472 \text{ m} \\ \text{Tinggi turbin dasar tangki (Zi)} &= \frac{1}{3}D &= 0,3475 \text{ m} \\ \text{Lebar blade pada turbin (h)} &= \frac{1}{8}D &= 0,0434 \text{ m} \\ \text{Kedalaman baffle} &= \frac{1}{12}D &= 0,0869 \text{ m} \\ \text{Panjang blade (L)} &= \frac{1}{4}D &= 0,0869 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{SG Larutan} &= \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho \text{ pelarut}} \\ &= \frac{851,7207 \text{ kg}}{766,9396 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 1,1071 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{WELH} &= \text{HLs} \times \text{SG larutan} \\ &= 1,5868 \text{ m} \times 1,1071 \\ &= 2,0435 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Turbine} &= \text{WELH} / \text{DI} \\ &= 2,0435 \text{ m} / 0,3475 \text{ m} \\ &= 6 \text{ buah} \end{aligned}$$

**Q.3. Menghitung Kecepatan Pengaduk**

$$\begin{aligned} N &= \frac{600}{\pi \cdot DI} \left( \frac{WELH}{2 \times DI} \right)^2 \\ N &= \frac{600}{3,14 \times 0,3473} \times \left( \frac{6,7043}{2 \times 0,3473} \right)^{0,5} \\ N &= 287,4294 \text{ rpm} \\ &= 30,0843 \text{ rad/s} \\ &= 4,7905 \text{ putaran/s} \\ &= 5,2268 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Kecepatan pengaduk menurut Wallas hal.279 :

#### IMPELLER SPEEDS

With 1750 rpm electric motors, standard impeller speeds (Paul et al., 2004, p. 352) are 4, 5, 6, 7.5, 9, 11, 13.5, 16.5, 20, 25, 30, 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, 230, 280, 350, and 1750. In addition, 1200 rpm electric motors are readily available.

Maka dipilih kecepatan pengadukan standar = 280 rpm  
= 4,67 rps

#### Q.4. Menentukan Bilangan Reynold

Untuk menghitung bilangan reynold digunakan persamaan berikut:

$$NRe = \frac{\rho \times N \times DI^2}{\mu}$$

Keterangan :

$\rho$  = Densitas campuran umpan masuk

$N$  = Kecepatan pengadukan

$DI$  = Diameter *impeller*

$\mu$  = Viskositas campuran umpan

Dari persamaan tersebut, didapatkan nilai bilangan *reynold*

$$NRe = 1025,1234$$

Ketetapan nilai *power number* ( $N_p$ ) untuk agitator *jenis flat six blade open turbine* dengan nilai  $NRe > 10$  adalah 5,5 (Rese H.F, 1957).

#### Q.5. Menghitung Tenaga Pengaduk

Persamaan yang digunakan untuk menghitung tenaga pengaduk ( $P$ ) adalah :

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times DI^5$$

Keterangan :

$P$  = Daya penggerak (watt)

$N_p$  = *Power number*

$\rho$  = Densitas campuran umpan masuk

$N$  = Kecepatan pengadukan

DI = Diameter *impeller*

Maka, nilai daya penggerak :

$$\begin{aligned} P &= 5,5 \times 849,0416 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times (4,7905 \text{ rps})^3 \times (0,3475 \text{ m})^5 \\ &= 2600,4186 \text{ Watt} \\ &= 2,6004 \text{ kWatt} \\ &= 3,4872 \text{ hp} \end{aligned}$$

**Table 3.1.** Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

Dari Tabel 3.1 Towler hal.111, dipilih nilai efisiensi motor pengaduk sebesar 80%. Sehingga, daya motor penggerak yang diperlukan menjadi :

$$\begin{aligned} P &= \frac{3,4872 \text{ hp}}{0,80} \\ &= 2,7898 \text{ hp} \end{aligned}$$

Sesuai dengan daya motor standar pengaduk pada “*Process design for Chemical and Petrochemical Plants*” oleh Ludwig, E.F, maka dipilih daya motor standar sebesar 3 hp.

## R. Perancangan Alat Pendingin

Medium pendingin yang digunakan adalah air dengan suhu 30 °C dengan tekanan 1 atm.

Tc1 (suhu air masuk)	30 °C	86 °F	303,15 K
Tc2 (suhu air keluar)	45 °C	113 °F	318,15 K
Tc,avg (Suhu rata-rata)	37,5 °C	99,5 °F	310,65 K

Tr	50 °C	122 °F	323,15 K
----	-------	--------	----------

Data sifat fisis air pada suhu  $T_{avg}$  (37,5 °C) :

- Berat molekul (BMc) = 18,02  
 Konduktifitas panas (kc) = 0,6224 W/m.K  
 Densitas ( $\rho_c$ ) = 0,4807 Kg/m<sup>3</sup>  
 Kapasitas panas (Cpc) = 75,3058 J/Kmol.K  
 Viskositas ( $\mu_c$ ) = 0,6970 Pa.s

### R.1. Perancangan Pendingin pada Reaktor 2 (R-02)

#### R.1.1. Kebutuhan Air Pendingin (Wa)

Panas yang harus diserap (Q)

$$Q = 626204,7537 \text{ Kkal/jam}$$

$$= 496995,7886 \text{ Btu/jam}$$

Maka, kebutuhan air pendingin :

$$Wa = \frac{Q_{cw}}{C_p \cdot (T_2 - T_1)}$$

$$Wa = 25990 \text{ mol/jam}$$

$$= 1443,8889 \text{ Kg/jam}$$

#### R.1.2. Pemilihan Media Pendingin

##### a. LMTD

$$LMTD = \frac{(T_{c2} - T_{c1})}{\ln \frac{(T_R - T_{c1})}{(T_R - T_{c2})}}$$

$$LMTD = \frac{(45 - 30)}{\ln \frac{(50 - 30)}{(50 - 45)}}$$

$$= 10,8202 \text{ °C}$$

$$= 283,97 \text{ K}$$

$$= 51,4764 \text{ °F}$$

Menurut Kern (1983 : 840), *fluida* yang digunakan bernilai UD = 75-150. Maka dipilih nilai UD sebesar 85 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.F.

##### b. Menghitung Luas Permukaan Panas yang Dibutuhkan (Aj)

$$A_j = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$A_j = \frac{496995,7886 \text{ Btu/jam}}{85 \text{ Btu/jam.ft}^2.F \times 51,4764 F}$$

$$= 113,5862 \text{ ft}^2$$

$$= 16356,4199 \text{ in}$$

$$= 10,5525 \text{ m}^2$$

Desain  $A_j$  dilebihkan 20%, maka

:

$$A_j = 1,2 \times 113,5862 \text{ ft}^2$$

$$A_j = 136,3035 \text{ ft}^2$$

$$= 19627,7039 \text{ in}$$

$$= 12,6630 \text{ m}^2$$

## R.2. Menghitung Kecepatan Pengaduk

$$N = \frac{600}{\pi \cdot DI} \left( \frac{WELH}{2 \times DI} \right)^2$$

$$N = \frac{600}{3,14 \times 0,3473} \times \left( \frac{6,7043}{2 \times 0,3473} \right)^{0,5}$$

$$N = 287,4294 \text{ rpm}$$

$$= 30,0843 \text{ rad/s}$$

$$= 4,7905 \text{ putaran/s}$$

$$= 5,2268 \text{ m/s}$$

Kecepatan pengaduk menurut Wallas hal.279 :

### IMPELLER SPEEDS

With 1750 rpm electric motors, standard impeller speeds (Paul et al., 2004, p. 352) are 4, 5, 6, 7.5, 9, 11, 13.5, 16.5, 20, 25, 30, 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, 230, 280, 350, and 1750. In addition, 1200 rpm electric motors are readily available.

$$\text{Maka dipilih kecepatan pengadukan standar} = 280 \text{ rpm}$$

$$= 4,67 \text{ rps}$$

### R.3. Menentukan Bilangan Reynold

Untuk menghitung bilangan *reynold* digunakan persamaan berikut:

$$NRe = \frac{\rho \times N \times DI^2}{\mu}$$



Keterangan :

$\rho$  = Densitas campuran umpan masuk

$N$  = Kecepatan pengadukan

$DI$  = Diameter *impeller*

$\mu$  = Viskositas campuran umpan

Dari persamaan tersebut, didapatkan nilai bilangan *reynold*

$$NRe = 1025,1234$$

Ketetapan nilai *power number* ( $N_p$ ) untuk agitator jenis *flat six blade open turbine* dengan nilai  $NRe > 10$  adalah 5,5 (Rese H.F, 1957).

#### **R.4. Menghitung Tenaga Pengaduk**

Persamaan yang digunakan untuk menghitung tenaga pengaduk ( $P$ ) adalah :

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times DI^5$$

Keterangan :

$P$  = Daya penggerak (watt)

$N_p$  = *Power number*

$\rho$  = Densitas campuran umpan masuk

$N$  = Kecepatan pengadukan

$DI$  = Diameter *impeller*

Maka, nilai daya penggerak :

$$P = 5,5 \times 849,0416 \frac{kg}{m^3} \times (4,7905 \text{ rps})^3 \times (0,3475 \text{ m})^5$$

$$= 2600,4186 \text{ Watt}$$

$$= 2,6004 \text{ kWatt}$$

$$= 3,4872 \text{ hp}$$

**Table 3.1.** Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

Dari Tabel 3.1 Towler hal.111, dipilih nilai efisiensi motor pengaduk sebesar 80%. Sehingga, daya motor penggerak yang diperlukan menjadi :

$$P = \frac{3,4872 \text{ hp}}{0,80}$$

$$= 2,7898 \text{ hp}$$

Sesuai dengan daya motor standar pengaduk pada “*Process design for Chemical and Petrochemical Plants*” oleh Ludwig, E.F, maka dipilih daya motor standar sebesar 3 hp.

### S. Perancangan Alat Pendingin

Medium pendingin yang digunakan adalah air dengan suhu 30 °C dengan tekanan 1 atm.

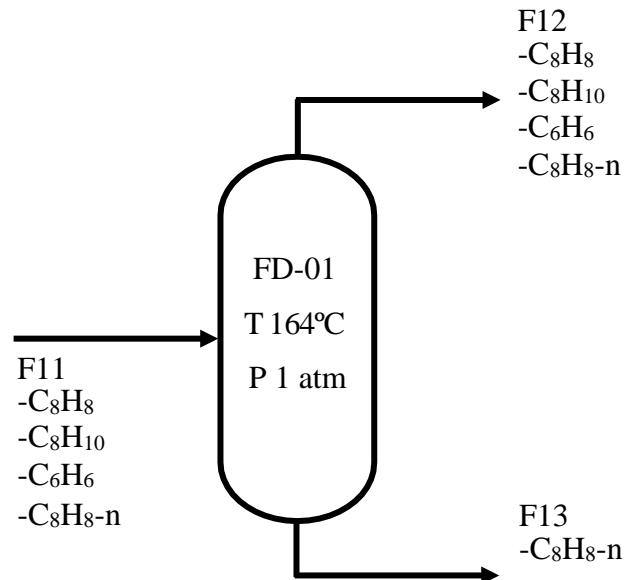
Tc1 (suhu air masuk)	30 °C	86 °F	303,15 K
Tc2 (suhu air keluar)	45 °C	113 °F	318,15 K
Tc,avg (Suhu rata-rata)	37,5 °C	99,5 °F	310,65 K
Tr	50 °C	122 °F	323,15 K

Data sifat fisis air pada suhu T<sub>avg</sub> (37,5 °C) :

Berat molekul (BMc)	= 18,02
Konduktifitas panas (kc)	= 0,6224 W/m.K
Densitas (ρc)	= 0,4807 Kg/m <sup>3</sup>
Kapasitas panas (Cpc)	= 75,3058 J/Kmol.K
Viskositas (μc)	= 0,6970 Pa.s

## LAMPIRAN B

### FLASHDRUM(DV-01)



Gambar Unit flashdrum (FD-01)

Fungsi : Memisahkan produk *Polystyrene* dengan kemurnian 98% sebagai hasil bawah dari pelarut.

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Bahan : SA 167 tipe 316

Jumlah : 1 Unit

Dimana Arus umpan dan produk terdiri dari:

- Arus 8 : Hasil *Filtrat* dari *Filter Press* yang terdiri dari *Styrene* (C<sub>8</sub>H<sub>8</sub>), *Ethyl Benzene* (C<sub>8</sub>H<sub>10</sub>), *Benzene* (C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>), dan *Polystyrene*
- Arus 9 : Hasil atas unit flashdrum yang terdiri dari *Styrene* (C<sub>8</sub>H<sub>8</sub>), *Ethyl Benzene* (C<sub>8</sub>H<sub>10</sub>), *Benzene* (C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>), dan *Polystyrene* (C<sub>8</sub>H<sub>8</sub>)<sub>n</sub>.

- Arus 10 : Hasil bawah unit Flashdrum yang terdiri dari *Polystyrene* ( $C_8H_8$ )<sub>n</sub>

A. Neraca Massa Unit Devoltilisasi

Tabel 1. Neraca Massa Total FD-01

Komponen		BM	Masuk		Keluar			
			Arus 9		Arus 10		Arus 11	
			Kg/jam	kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam
<i>Styrene</i>	$C_8H_8$	14,625 2	0,1406	14,6252	0,1406	-	-	0,0000
<i>Ethyl benzene</i>	$C_8H_{10}$	11,925 2	0,1125	11,9252	0,1125	-	-	0,0000
<i>Benzene</i>	$C_6H_6$	86,057 7	1,1033	86,0577	1,1033	-	-	0,0000
polystyrene	$(C_8H_8)_n$	9563,5 126	36,3632	765,0810	2,9091	8798,4316	33,4541	18,2433
sub total			5388,7712	9676,1208	37,7196	877,6892	4,2655	8798,4316
Total			5388,7712		9676,1208			

B. Menghitung Neraca Panas yang di bawa Umpan (Hf)

$$C_p \text{ polystyrene} = -362,39 + 0,88904 T + 3910,9 T^{-0,5s}$$

(Bruce S. Hemingway, 1985)

Komponen		Fmol	cP (KJ/mol.K)	Q (KJ/jam)
<i>Styrene</i>	$C_8H_8$	0,1406	92,2615	12,9745
<i>Ethyl Benzene</i>	$C_8H_{10}$	0,1125	91,8344	10,3315
<i>Benzene</i>	$C_6H_6$	1,1033	64,7019	71,3859
polystyrene	$(C_8H_8)_n$	36,3632	92,8587	3376,6351

$$Q = 3471,3271 \text{ KJ/jam}$$

$$Q = 829,6680 \text{ Kkal/jam Panas}$$

laten (hv), pada  $T = 437 \text{ K}$

Komponen		Fmol	cP (KJ/mol.K)	Q (KJ/jam)
<i>Styrene</i>	$C_8H_8$	0,1406	89,4854	12,5841
<i>Ethyl Benzene</i>	$C_8H_{10}$	0,1125	56,8927	6,4005
<i>Benzene</i>	$C_6H_6$	1,1033	28,8722	31,8548
Polystyrene	$(C_8H_8)_n$	2,9091	92,8587	270,1308

Menghitung Panas Sensibel

$$H_{\text{vapor}} = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n,$$

Komponen		Fmol	dH vapor (Kj/mol)	Q (KJ/jam)
<i>Styrene</i>	C <sub>8</sub> H <sub>8</sub>	0,1406	34,9009	4,9080
<i>Ethyl Benzene</i>	C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	0,1125	33,9571	3,8202
<i>Benzene</i>	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	1,1033	23,9035	26,3729
Polystyrene	(C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> ) <sub>n</sub>	2,9091	7,0788	20,5926
total			99,8403	55,6937

$$Q = 55,6937 \text{ KJ/jam}$$

$$Q = 13,3111 \text{ Kkal/jam}$$

Total Panas Penguapan = panas sensibel + panas laten

Total Panas Penguapan = 90,0249 kkal/jam

Menghitung Panas yang di bawa *Liquid* POLYSTYRENE (Arus Bottom)

Komponen	cP (J/(mol K))	T	Q (KJ/jam)	Q (kkal/jam)	
Polystyrene	(C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> ) <sub>n</sub>	160,5478	453,15	5370,9832	1283,6972

### C. Perancangan

Flashdrum Asumsi:

- Proses Flashdrum yang digunakan menggunakan proses *Vacumm Flashchamber (Flashdrum)*
- *Flashdrum* bekerja dalam keadaan *Steady State*
- Konstanta kesetimbangan fase mengikuti persamaan  $K_i = P_{\text{vap } i} / P_{\text{total}}$

Variabel dalam *Flashdrum* yang digunakan:

- Rasio
- Suhu Operasi
- Tekanan Operasi

D. Persamaan Menghitung Rasio *Liquid* dan *Vapor*

Dimana, diperoleh dengan persamaan di bawah ini

$$F - L - V = 0 \quad (1)$$

Neraca Massa Komponen

$$Fz_f - Lx_i - Vy_i = 0 \quad (2)$$

Kesetimbangan Fasa

$$y_i = K_i \cdot x_i \quad (3)$$

Didefinisikan:

$$Rasio = \frac{V}{F} \quad (4)$$

Persamaan (1) dibagi dengan F, maka diperoleh:

$$1 - \frac{V}{F} - \frac{L}{F} = 0 \rightarrow 1 - Rasio = \frac{L}{F} \text{ atau } \frac{L}{F} = 1 - Rasio \quad (5)$$

Persamaan (2) dibagi F, dan substitusi persamaan (3) ke dalam  $y_i$  diperoleh

$$z_f - \frac{L}{F} \cdot (x_i) - \frac{V}{z_f F} (K_i) \cdot (x_i) = 0 \quad (6)$$

$$x_i = \frac{z_f F}{(1 - Rasio) + (Rasio \cdot K_i)} \quad (7)$$

Pada keadaan setimbang  $\sum x_i = 1$

E. Menghitung Rasio *Vapor* dan *Liquid*

Tekanan kondisi = 1 atm

Tekanan operasi = 1 atm

Suhu Operasi = 164 °C

Rasio = 0,0201

Data Tekanan Komponen

Komponen		P (mmHg)
<i>Styrene</i>	C <sub>8</sub> H <sub>8</sub>	1206,7433
<i>Ethyl Benzene</i>	C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	1522,7997
<i>Benzene</i>	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	5755,0098
Polystyrene	(C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> ) <sub>n</sub>	375,0000

Dengan data di atas, di dapatkan nilai rasio xi dan yi, yaitu:

Komponen		P (mmHg)	Zf (xi/xtotal)	Ki Puap/pcond	xi	yi
Styrene	C <sub>8</sub> H <sub>8</sub>	1.206,7433	0,0037	1,5878	0,0037	0,0059
Ethyl Benzene	C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	1.522,7997	0,0030	2,0037	0,0029	0,0059
Benzene	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	5.755,0098	0,0293	7,5724	0,0258	0,1956
Polystyrene	(C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> ) <sub>n</sub>	375,0000	0,9640	0,4934	0,9740	0,4806

Maka didapatkan nilai V/F adalah 0,0201, dimana nilai:

$$V = 0,0201 \times 37,7196 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

$$V = 0,7583 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

Nilai rasio Liquid:

$$L = F - V = 37,7196 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} - 0,7583 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

$$L = 36,9613 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

1. Menghitung komposisi cairan dan gas menggunakan rasio:

Komposisi cairan

Komponen		xf	kmol/jam	kg/jam
<i>styrene (liq)</i>	C <sub>8</sub> H <sub>8</sub>	0,0037	0,1362	14,1639
<i>ethyl benzene (liq)</i>	C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	0,0029	0,1081	11,4544
<i>Benzene</i>	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,0258	0,9550	74,4865
Polystyrene	(C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> ) <sub>n</sub>	0,9740	35,9988	9467,6760
sub total		1	37,1980	9567,7808

Untuk menghitung rapat massa cairan, digunakan persamaan:

$$\rho_l = \frac{F_w}{F_v}$$

Komponen		kg/jam	densitas (kg/m <sup>3</sup> )	m/rho
<i>styrene (liq)</i>	C <sub>8</sub> H <sub>8</sub>	0,0059	0,0044	0,4614
<i>ethyl benzene (liq)</i>	C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	0,0059	0,0044	0,4708
<i>Benzene</i>	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,1956	0,1483	11,5712
Polystyrene	(C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> ) <sub>n</sub>	0,4806	0,3644	95,8366
sub total		1	0,5216	108,3400

Dari data rapat massa cairan di atas, maka didapatkan rapat massa cairan:

$$\rho l = \frac{5.284,8589 \frac{Kg}{jam}}{5,1415 \frac{m^3}{jam}} = 1027,8729 \frac{kg}{m^3}$$

Komposisi Uap

Komponen		BM	kmol/jam	kg/jam
<i>styrene (liq)</i>	C <sub>8</sub> H <sub>8</sub>	104	0,0255	2,6508
<i>ethyl benzene (liq)</i>	C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	106	0,0324	3,4337
<i>Benzene</i>	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	78	0,1650	12,8708
Polystyrene	(C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> ) <sub>n</sub>	263	0,2671	70,2550
sub total			0,5825	103,9123

Untuk menghitung rapat massa uap, maka perlu dihitung massa molekul uap menggunakan persamaan:

$$Mw \text{ uap} = \frac{Fw \text{ rasio uap}}{Fm \text{ rasio uap}}$$

$$Mw \text{ uap} = \frac{108,340 \frac{kg}{jam}}{0,5216 \frac{kmol}{jam}}$$

$$Mw \text{ uap} = 207,6971 \text{ Kg/kmol}$$

Data Pendukung berupa

- $P = 785,8288475 \text{ mmHg} = 1,0477 \text{ bar}$
- $\rho v = \frac{Mw \text{ uap}}{Rg \times T} = 59,8506 \text{ kg/m}^3$

Menghitung kecepatan Linear:

$$v \text{ uap} = k \sqrt{\frac{P}{\rho v} - 1}$$

$$v \text{ uap} = 0,35 \frac{ft}{s} \times 0,3048 \sqrt{\frac{1045,0978 \frac{Kg}{m^3}}{59,8506 \frac{kg}{m^3}} - 1}$$

$$v \text{ uap} = 0,4328 \text{ m/s}$$

Menghitung Luas Penampang *Flashdrum* (A) dan debit Uap (Qvol.uap)

$$Qvol. \text{ uap} = \frac{Fw}{\rho v} = \frac{108,3400 \text{ Kg/jam}}{59,8506 \text{ kg/m}^3}$$

$$Qvol. \text{ uap} = 1,8102 \text{ m}^3/\text{s}$$



Luas penampang:

$$A = \frac{Q_{vol.uap}}{\rho v} = \frac{1,8102 \text{ m}^3/\text{s}}{59,8506 \text{ km}/\text{m}^3}$$

$$A = 0,0302 \text{ m}^2$$

## 2. Menentukan Diameter dan Tinggi *Flashdrum*

$$Dt = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,0302 \text{ m}^2}{3,14}}$$

$$Dt = 0,1963 \text{ meter}$$

Karena diameter minimum *flashdrum* sekitar 0,2398 meter, maka dipilih diameter sebesar 1 meter

$$Dt = 1 \text{ meter}$$

Untuk mencari tinggi *flashdrum* maka perlu diperhatikan lamanya waktu tinggal dan tinggi cairan pada *flashdrum* (Wallas, S.M, Chapter XVIII)

$$\theta = 10 \text{ menit} = 600$$

$$V = \text{kecepatan volumetrik} \times \text{waktu tinggal}$$

$$V = 1,5258 \text{ m}^3$$

Maka, luas penampang (A)

$$A = \frac{3,14 \times (1,5 \text{ meter})^2}{4} = 0,7850 \text{ meter}^2$$

Maka, tinggi cairan (Hi)

$$\text{Tinggi Cairan (Hi)} = \frac{1,5258 \text{ meter}^2}{0,7850 \text{ m}^2} = 0,5145 \text{ meter}$$

## 3. Spesifikasi *Flash Drum*

Dengan tinggi cairan (Hi) sebesar 0,5145 meter, maka dipilih rasio tinggi *flashdrum* berkisar 3 hingga 5 meter (Wallas, S.M, Chapter XVIII), sehingga dipilih rasio sebesar 1:3 pada diameter : tinggi

$$Ht = 3 \times 1 \text{ meter} = 3 \text{ meter}$$

*Flashdrum* yang dirancang mampu menahan kondisi operasi sebagai berikut:

*P design* : 151987,5 Pa  
*P gauge* : 50662,5 Pa  
 Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 167 tipe 316*  
 Dengan tingkat  
*allowable stress* : 18750 Psi  
*factor* korosi (C') : 0,1250 inch  
 : 0,0032 meter  
 Efisiensi sambungan : 0,8500

Maka nilai dari tebal dinding *flashdrum* (ts), adalah:  

$$Tebal\ dinding\ (ts) = \frac{P_{gauge} \times Diameter}{2 \times f_{all} \times Efisiensi \times P_{gauge}} + 0,0032$$

$$Tebal\ dinding\ (ts) = \frac{50662,5\ Pa \times 1,5\ meter}{2 \times 129241071,4\ Pa \times 0,8500 \times 50662,5\ Pa} + 0,0032$$

$$Tebal\ dinding\ (ts) = 0,0035\ meter = 0,1386\ inch$$

Dari data di atas, maka dipilih ts standart sebesar 0,1875 inch

Data Pendukung tebal tutup

*sf* : 3 inch  
 : 0,0762 meter  
*Jari jari = ids* : 2,1336 meter  
*Icr* : 5,1250 inch  
 : 0,1281 meter  
*BC = r-icr* : 2,0055 meter  
*AB = (ids/2)-icr* : 0,9387 meter  
*b* : 0,3614 meter  
*Tinggi Penutup* : t + b + sf  
 : 0,4455 meter

Maka tinggi total dari tangki *flashdrum* adalah:

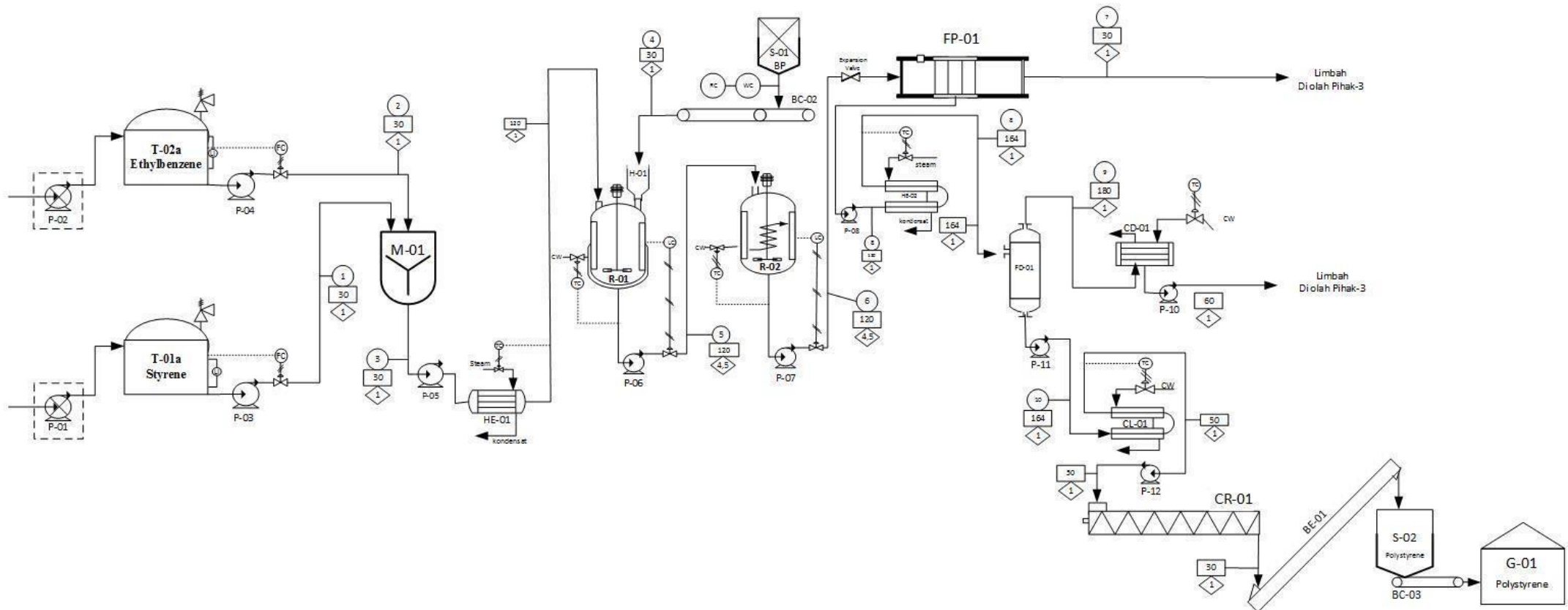
$$Tinggi\ total = Ht + 2 \times Tinggi\ Penutup$$

$$Tinggi\ total = 3\ meter + 2 \times 0,4455\ meter$$

$$Tinggi\ total = 3,8910\ meter$$

# PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

## PRARANCANGAN PABRIK *POLYSTYRENE* DARI MONOMER *STYRENE* DENGAN PROSES *BULK CONTINUOUS* KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus (Kg/jam)										
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11
C <sub>8</sub> H <sub>8</sub>	5277,1258		5277,1258		746,1856	14,9237	0,2985	14,6252	14,6252		
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	21,1933	4302,8872	4324,0805		608,4283	12,1686	0,2434	11,9252	11,9252		
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>		87,8140	87,8140		87,8140	87,8140	1,7563	86,0577	86,0577		
C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> -n					8402,5706	9758,6863	195,1737	9563,5126	765,0810	8798,4316	8798,4316
C <sub>14</sub> H <sub>10</sub> O <sub>4</sub>				202,5690	46,5909	17,9967	17,9967				

Keterangan	Keterangan
BC = Belt Conveyor	----- : Arus Listrik
BE = Belt Elevator	— : Arus Sinyal
CD = Condensor	◇ : Arus Utama
CL = Cooler	○ : Pressure, atm
CR = Crytalizer	▭ : Stream Number
FC = Flow Controller	⊠ : Temperature, °C
FP = Filter Press	⊞ : Valve Controller
G = Gudang	⊞ : Ventilasi
HE = Heat Exchanger	
LC = Level Controller	
LI = Level Indikator	
M = Mixer	
P = Pompa	
R = Reaktor	
RC = Ratio Controller	
S = Silo	
T = Tangki	
TC = Temp Controller	
WC = Weight Controller	



PRARANCANGAN PABRIK *POLYSTYRENE* DARI MONOMER *STYRENE* DENGAN PROSES *BULK CONTINUOUS* KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN

Disusun oleh :

**Az-ZahraSelcar Putri** (1900020036)

**Tsamara hamari** (2000020038)

Dosen Pembimbing

**Gita Indah Budiardi, S.T., M.T**

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA S-1  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS AHMAD DAHLAN  
VOGAKART A  
2023