

**PRARANCANGAN PABRIK SODIUM STIRENA SULFONAT  
DARI 2 BROMO ETIL BENZENA  
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

**PRARANCANGAN PABRIK**

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



Disusun Oleh:

Nama: Hielmy Nur Ahsani  
No. Mahasiswa: 19521177

Nama: Hidayat Firdaus  
No. Mahasiswa: 19521179

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

**2023**

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL  
PRA RANCANGAN PABRIK SODIUM STIRENA  
SULFONAT DARI 2-BROMO ETIL BENZENA  
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Disusun Oleh :

Nama	:	Hielmy Nur Ahsani	Nama	:	Hidayat Firdaus
NIM	:	19521177	NIM	:	19521179

Yogyakarta, 6 September 2023

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



**Hielmy Nur Ahsani**



**Hidayat Firdaus**

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**

**PRARANCANGAN PABRIK SODIUM STIRENA SULFONAT  
DARI 2 BROMO ETIL BENZENA  
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

**PRA RANCANGAN PABRIK**

**Disusun Oleh:**

**Nama : Hielmy Nur Ahsani                      Nama : Hidayat Firdaus**

**NIM : 19521177                                      NIM : 19521179**

**Yogyakarta, 6 September 2023**

**Pembimbing,**



**Dr. Diana, S.T., M.Sc**

**NIK : 005210101**

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**  
**PRARANCANGAN PABRIK SODIUM STIRENA SULFONAT**  
**DARI 2 BROMO ETIL BENZENA**  
**KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

Nama : Hielmy Nur Ahsani Nama : Hidayat Firdaus

No. Mahasiswa : 19521177 No. Mahasiswa : 19521179

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


Yogyakarta, 27 September 2023

Tim Penguji


Ketua Penguji

  
Dr. Diana, S.T., M.Sc.

Anggota 1

  
23/10/2023  
Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng.

Anggota 2

  
16/10/2023  
Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

**Mengetahui,**

**ketua Program Studi Teknik Kimia**

**Fakultas Teknologi Industri**

**Universitas Islam Indonesia**



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

## KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum wr wb

Puji syukur ke hadirat Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan Karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad SAW, sahabat serta pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **“PRARANCANGAN PABRIK SODIUM STIRENA SULFONAT DARI 2 BROMO ETIL BENZENA KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terimakasih kepada:

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan rahmat dan karunianya.
2. Kedua orang tua tercinta. Kami sangat bangga menjadi anak ayah dan ibu yang menjadikan kami selalu ingin menjadi yang terbaik untuk keluarga. Terima kasih atas segala dorongan semangat dan motivasi terlebih anggaran selama mengenyam pendidikan S1 Teknik Kimia di UII.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Dr. Ifa Puspasari S.T., M.Eng, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

6. Ibu Dr. Diana, S.T., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan, bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
7. Seluruh civitas akademik di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
8. Teman – teman Teknik Kimia 2019 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan doa.
9. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa di dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk menyempurnakan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, Amin.

Wassalamu'alaikum wr wb.

## DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL .....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING .....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI .....	iii
KATA PENGANTAR .....	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	xiii
DAFTAR GAMBAR .....	xx
DAFTAR GRAFIK.....	xxi
DAFTAR LAMPIRAN.....	xxii
ABSTRAK .....	xxiii
ABSTRACT.....	xxiv
BAB I PENDAHULUAN .....	1
1.1    Latar Belakang .....	1
1.2    Kapasitas Perancangan .....	2
1.2.1    Kebutuhan Bahan Baku.....	2
1.2.2    Ketersediaan Bahan Baku .....	2
1.2.3    Kebutuhan Sodium Stirena Sulfonat di Indonesia .....	3
1.2.4    Ekspor Sodium Stirena Sulfonat Indonesia.....	4
1.2.5    Konsumsi Sodium Stirena Sulfonat .....	6
1.2.6    Peluang Sodium Stirena Sulfonat .....	7
1.2.7    Kapasitas Pabrik Sodium Stirena Sulfonat di Dunia.....	7
1.3    Tinjauan Pustaka .....	8
1.3.1    Pemilihan Proses .....	10
1.4    Tinjauan Termodinamika dan Kinetika.....	11
1.4.1    Tinjauan Termodinamika .....	11
1.4.2    Tinjauan Kinetika.....	15
BAB II PERANCANGAN PRODUK .....	20
2.1    Spesifikasi Produk.....	20
2.1.1    Sodium Stirena Sulfonat ( $C_8H_7SO_3Na$ ) .....	20

2.1.2	Natrium Bromida (NaBr) .....	21
2.1.3	2-Bromo Etil Benzena Sulfonat (C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br).....	22
2.2	Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Penunjang .....	22
2.2.1	2-Bromo Etil Benzena (C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br).....	22
2.2.2	Etilen Bromida (C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Br <sub>2</sub> ).....	23
2.2.3	Natrium Hidroksida (NaOH 50%) .....	24
2.2.4	Sulfur Trioksida (SO <sub>3</sub> ) .....	24
2.2.5	Boron Trioksida (B <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ) .....	25
2.2.6	Metilen Klorida (CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub> ) .....	25
2.2.7	Diklorobenzena (C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub> ) .....	26
2.2.8	Air (H <sub>2</sub> O).....	27
2.2.9	Asam Sulfat (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) .....	27
2.3	Pengendalian Kualitas .....	28
2.3.1	Pengendalian Kualitas Bahan Baku .....	28
2.3.2	Pengendalian Kualitas Proses .....	28
2.3.3	Pengendalian Kualitas Produk .....	29
<b>BAB III PERANCANGAN PROSES.....</b>		<b>30</b>
3.1	Diagram Alir Proses dan Material.....	30
3.1.1	Diagram Alir Kualitatif .....	30
3.1.2	Diagram Alir Kuantitatif .....	31
3.2	Uraian Proses.....	32
3.2.1	Tahap Persiapan Bahan Baku.....	32
3.2.2	Tahap Reaksi .....	32
3.2.3	Tahap Pemurnian .....	33
3.3	Spesifikasi Alat.....	34
3.3.1	Reaktor 1 .....	34
3.3.2	Reaktor 2 .....	35
3.3.3	Spesifikasi Alat Pemisah dan Unit Operasi Pendukung .....	37
3.3.4	Spesifikasi Alat Penyimpanan .....	45
3.3.5	Spesifikasi Alat Transportasi .....	51
3.3.4	Spesifikasi Alat Penukar Panas .....	72
3.4	Neraca Massa .....	82



3.4.1	Mixing Point 1 .....	82
3.4.2	Tangki Pencampur 1 .....	83
3.4.3	Reaktor 1 .....	83
3.4.4	Tangki pencampur 2.....	83
3.4.5	Dekanter 1 .....	84
3.4.6	Menara Distilasi .....	84
3.4.7	Mixing point 2.....	85
3.4.8	Reaktor 2 .....	85
3.4.9	Rotary drum filter.....	85
3.4.10	Dekanter 2 .....	86
3.4.11	Evaporator .....	86
3.4.12	Crystalizer .....	86
3.4.13	Sentrifuse .....	87
3.4.14	Rotary Dryer.....	87
3.4.15	Ball mill.....	87
3.4.16	Screen.....	87
3.5	Neraca Panas .....	88
3.5.1	<i>Mixer 1</i> .....	88
3.5.2	<i>Heater 1</i> .....	88
3.5.3	<i>Heater 2</i> .....	88
3.5.4	Reaktor 1 .....	89
3.5.5	<i>Mixer 2</i> .....	89
3.5.6	<i>Cooler 1</i> .....	90
3.5.7	<i>Heater 3</i> .....	90
3.5.8	Menara Distilasi .....	90
3.5.9	<i>Mixing Point</i> .....	91
3.5.10	<i>Cooler 2</i> .....	91
3.5.11	<i>Heater 4</i> .....	92
3.5.12	Reaktor 2 .....	92
3.5.13	<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> .....	93
3.5.14	Evaporator .....	93
3.5.15	<i>Crystallizer</i> .....	93

3.5.16	<i>Rotary Dryer</i> .....	94
3.5.17	<i>Cooling Conveyor</i> .....	94
3.5.18	<i>Cooler 3</i> .....	94
3.5.19	<i>Heater 5</i> .....	95
BAB IV PERANCANGAN PABRIK .....		96
4.1	Lokasi Pabrik.....	96
4.1.1	Faktor Primer .....	97
4.1.2	Faktor Sekunder .....	98
5.2	Tata Letak Pabrik .....	99
5.3	Organisasi Perusahaan.....	103
5.3.1	Bentuk Perusahaan .....	103
5.3.2	Struktur Organisasi .....	104
5.4	Tugas dan Wewenang .....	106
5.4.1	Pemegang Saham .....	106
5.4.2	Dewan Komisaris .....	106
5.4.3	Direktur Utama.....	106
5.4.4	Staff Ahli.....	107
5.4.5	Direktur .....	107
5.4.6	Sekretaris.....	108
5.4.7	Kepala Bagian .....	108
5.4.8	Kepala Seksi.....	108
5.4.9	Kepala sub-seksi.....	111
5.5	Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	112
5.5.1	Karyawan <i>non shift</i> .....	112
5.5.2	Karyawan <i>shift</i> .....	112
5.6	Jumlah, penggolongan pekerja dan sistem penggajian.....	114
5.6.1	Jumlah Pekerja .....	114
5.6.2	Penggolongan Jabatan.....	116
5.6.3	Sistem Gaji Pegawai .....	117
5.7	Catatan.....	120
5.8	Kesejahteraan Pegawai .....	121
5.8.1	Tunjangan.....	121

5.8.2	Cuti.....	121
5.8.3	Pakaian Kerja .....	121
5.8.4	Pengobatan .....	121
BAB V UTILITAS.....		122
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	124
5.1.1	Air Kebutuhan umum.....	124
5.1.2	Total Kebutuhan Air .....	128
5.2	Unit Pembangkit Steam.....	128
5.3	Unit Pembangkit Listrik .....	128
5.4	Unit Penyedia Bahan Bakar .....	132
5.5	Unit Penyedia Udara Tekan.....	132
5.6	Unit Pengolahan Limbah.....	133
5.7	Spesifikasi Alat Utilitas .....	134
5.7.1	Perancangan Alat Pengolahan Air .....	134
5.7.2	Pengolahan Air Sanitasi ( <i>Domestic Water</i> ) .....	136
5.7.3	Pengolahan Air Pendingin.....	137
5.7.4	Pengolahan Air Proses .....	138
5.7.5	Spesifikasi Alat Transportasi .....	141
5.7.6	Pengolahan Air Limbah .....	155
BAB VI EVALUASI EKONOMI .....		157
6.1	Penaksiran Harga Peralatan.....	158
6.2	Dasar Perhitungan .....	160
6.3	Perhitungan Biaya .....	161
6.3.1	<i>Capital Investment</i> .....	161
6.3.2	<i>Manufacturing Cost</i> .....	161
6.3.3	<i>General Expense</i> .....	162
6.4	Analisa Kelayakan.....	162
6.5	Analisa Perhitungan .....	164
6.6	Analisa Kelayakan.....	167
6.6.1	Return on Investment (ROI) .....	168
6.6.2	Pay Out Time (POT) .....	168
6.6.3	Break Event Point (BEP) .....	168

6.6.4	Shut Down Point (SDP) .....	170
6.6.5	Discounted Cash Flow Rate (DCFR).....	170
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN .....		171
7.1	Kesimpulan.....	171
7.2	Saran .....	172
DAFTAR PUSTAKA .....		173
LAMPIRAN A .....		175
LAMPIRAN B .....		186
LAMPIRAN C .....		196

## DAFTAR TABEL

Tabel I.1 Impor Sodium Stirena Sulfonat Indonesia.....	3
Tabel I.2 Ekspor Sodium Stirena Sulfonat Indonesia .....	5
Tabel I.3 Kapasitas pabrik pengguna Sodium Stirena Sulfonat di Indonesia .....	6
Tabel I.4 Pabrik Sodium Stirena Sulfonat di dunia.....	7
Tabel I.5 Perbandingan Jenis Proses Sulfonasi Berdasarkan Perbedaan Zat Pensulfonasinya .....	10
Tabel I.6 Enthalpy komponen pada suhu 298K.....	12
Tabel I.7 Energi Bebas Gibbs Komponen.....	13
Tabel II.1 Spesifikasi Sodium Stirena Sulfonat .....	20
Tabel II.2 Spesifikasi Natrium Bromida .....	21
Tabel II.3 Spesifikasi 2-Bromo Etil Benzena Sulfonat .....	22
Tabel II.4 2-Bromo Etil Benzena .....	22
Tabel II.5 Spesifikasi Etilen Bromida.....	23
Tabel II.6 Spesifikasi Natrium Hidroksida .....	24
Tabel II.7 Spesifikasi Sulfur Trioksida .....	24
Tabel II.8 Spesifikasi Boron Trioksida .....	25
Tabel II.9 Spesifikasi Metilen Klorida.....	25
Tabel II.10 Spesifikasi Diklorobenzena .....	26
Tabel II.11 Spesifikasi Air .....	27
Tabel II.12 Spesifikasi Asam Sulfat.....	27
Tabel III.1 Spesifikasi Reaktor 1 .....	34
Tabel III.2 Spesifikasi Reaktor 2 .....	35
Tabel III.3 Spesifikasi Tangki Pencampur 1 .....	37
Tabel III.4 Spesifikasi Tangki Pencampur 2.....	37
Tabel III.5 Spesifikasi Dekanter 1 .....	38
Tabel III.6 Spesifikasi Menara Distilasi.....	38

Tabel III.7 Spesifikasi Rotary Drum Vacuum Filter.....	39
Tabel III.8 Spesifikasi Dekanter 2 .....	40
Tabel III.9 Spesifikasi Evaporator .....	41
Tabel III.10 Spesifikasi Crystallizer .....	42
Tabel III.11 Spesifikasi Sentrifuse .....	43
Tabel III.12 Spesifikasi Rotary Dryer .....	43
Tabel III.13 Spesifikasi Ball Mill.....	44
Tabel III.14 Spesifikasi Screen .....	44
Tabel III.15 Spesifikasi Tangki Penyimpanan 1 .....	45
Tabel III.16 Spesifikasi Tangki Penyimpanan 2 .....	46
Tabel III.17 Spesifikasi Tangki Penyimpanan 3 .....	47
Tabel III.18 Spesifikasi Tangki Penyimpanan 4 .....	48
Tabel III.19 Spesifikasi Tangki Penyimpanan 5 .....	49
Tabel III.20 Spesifikasi Accumulator .....	50
Tabel III.21 Spesifikasi Silo.....	50
Tabel III.22 Spesifikasi Gudang Produk .....	51
Tabel III.23 Spesifikasi Pompa 1 .....	51
Tabel III.24 Spesifikasi Pompa 2 .....	52
Tabel III.25 Spesifikasi Pompa 3 .....	53
Tabel III.26 Spesifikasi Pompa 4 .....	53
Tabel III.27 Spesifikasi Pompa 5 .....	54
Tabel III.28 Spesifikasi Pompa 6 .....	55
Tabel III.29 Spesifikasi Pompa 7 .....	56
Tabel III.30 Spesifikasi Pompa 8 .....	57
Tabel III.31 Spesifikasi Pompa 9 .....	57
Tabel III.32 Spesifikasi Pompa 10 .....	58
Tabel III.33 Spesifikasi Pompa 11 .....	59
Tabel III.34 Spesifikasi Pompa 12 .....	60

Tabel III.35 Spesifikasi Pompa 13 .....	60
Tabel III.36 Spesifikasi Pompa 14 .....	61
Tabel III.37 Spesifikasi Pompa 15 .....	62
Tabel III.38 Spesifikasi Pompa 16 .....	63
Tabel III.39 Spesifikasi Pompa 17 .....	64
Tabel III.40 Spesifikasi Pompa 18 .....	64
Tabel III.41 Spesifikasi Pompa 19 .....	65
Tabel III.42 Spesifikasi Pompa 20 .....	66
Tabel III.43 Spesifikasi Pompa 21 .....	67
Tabel III.44 Spesifikasi Screw Conveyor 1 .....	67
Tabel III.45 Spesifikasi Screw Conveyor 2 .....	68
Tabel III.46 Spesifikasi Siklon.....	68
Tabel III.47 Spesifikasi Blower .....	69
Tabel III.48 Spesifikasi Cooling Conveyor .....	69
Tabel III.49 Spesifikasi Bucket Elevator .....	70
Tabel III.50 Spesifikasi Expansion Valve 1.....	70
Tabel III.51 Spesifikasi Expansion Valve 2.....	71
Tabel III.52 Spesifikasi Expansion Valve 3.....	71
Tabel III.53 Spesifikasi Heater 1 .....	72
Tabel III.54 Spesifikasi Heater 2 .....	73
Tabel III.55 Spesifikasi Heater 3 .....	74
Tabel III.56 Spesifikasi Cooler 1 .....	75
Tabel III.57 Spesifikasi Heater 4 .....	76
Tabel III.58 Spesifikasi Cooler 2 .....	77
Tabel III.59 Spesifikasi Cooler 3 .....	78
Tabel III.60 Spesifikasi Heater 5 .....	79
Tabel III.61 Spesifikasi Kondensor.....	80
Tabel III.62 Spesifikasi Reboiler .....	81

Tabel III.63 Neraca Massa Mixing Point 1 .....	82
Tabel III.64 Neraca Massa Tangki Pencampur 1 .....	83
Tabel III.65 Neraca Massa Reaktor 1 .....	83
Tabel III.66 Neraca Massa Tangki Pencampur 2.....	83
Tabel III.67 Neraca Massa Dekanter 1 .....	84
Tabel III.68 Neraca Massa Menara Distilasi.....	84
Tabel III.69 Neraca Massa Mixing Point 2.....	85
Tabel III.70 Neraca Massa Reaktor 2 .....	85
Tabel III.71 Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter.....	85
Tabel III.72 Neraca Massa Dekanter 2 .....	86
Tabel III.73 Neraca Massa Evaporator .....	86
Tabel III.74 Neraca Massa Crystalizer.....	86
Tabel III.75 Neraca Massa Sentrifuse .....	87
Tabel III.76 Neraca Massa Rotary Dryer .....	87
Tabel III.77 Neraca Massa Ball Mill.....	87
Tabel III.78 Neraca Massa Screen .....	87
Tabel III.79 Neraca Panas Tangki Pencampur 1 .....	88
Tabel III.80 Neraca Panas Heater 1 .....	88
Tabel III.81 Neraca Panas Heater 2 .....	88
Tabel III.82 Neraca Panas Reaktor 1 .....	89
Tabel III.83 Neraca Panas Tangki Pencampur 2.....	89
Tabel III.84 Neraca Panas Cooler 1 .....	90
Tabel III.85 Neraca Panas Heater 3 .....	90
Tabel III.86 Neraca Panas Menara Distilasi .....	90
Tabel III.87 Neraca Panas Mixing Point 2.....	91
Tabel III.88 Neraca Panas Cooler 2 .....	91
Tabel III.89 Neraca Panas Heater 4 .....	92
Tabel III.90 Neraca Panas Reaktor 2 .....	92



Tabel III.91 Neraca Panas Rotary Drum Vacuum Filter.....	93
Tabel III.92 Neraca Panas Evaporator .....	93
Tabel III.93 Neraca Panas Crystallizer .....	93
Tabel III.94 Neraca Panas Rotary Dryer.....	94
Tabel III.95 Neraca Panas Cooling Conveyor .....	94
Tabel III.96 Neraca Panas Cooler 3 .....	94
Tabel III.97 Neraca Panas Heater 5 .....	95
Tabel IV.1 Luas Bangunan .....	100
Tabel IV.2 Jumlah Karyawan .....	114
Tabel IV.3 Rincian Golongan Jabatan .....	117
Tabel IV.4 Rincian Gaji .....	117
Tabel V.1 Kebutuhan Air Domestik .....	125
Tabel V.2 Kebutuhan Air Proses .....	125
Tabel V.3 Kebutuhan Air Pendingin.....	126
Tabel V.4 Kebutuhan Air Steam.....	127
Tabel V.5 Total Kebutuhan Air .....	128
Tabel V.6 Kebutuhan Steam .....	128
Tabel V.7 Pemakaian Listrik Pada Alat Utilitas .....	131
Tabel V.8 Total Kebutuhan Listrik .....	132
Tabel V.9 Spesifikasi Clarifier.....	134
Tabel V.10 Spesifikasi Bak Skimmer .....	134
Tabel V.11 Spesifikasi Tangki Pelarutan $Al_2(SO_4)_3$ .....	135
Tabel V.12 Spesifikasi Bak Sedimentasi .....	135
Tabel V.13 Spesifikasi Sand Filter.....	136
Tabel V.14 Spesifikasi Bak Air Bersih .....	136
Tabel V.15 Spesifikasi Bak Klorinasi .....	136
Tabel V.16 Spesifikasi Bak Air Sanitasi.....	137
Tabel V.17 Spesifikasi Bak Air Dingin .....	137

Tabel V.18 Spesifikasi Water Cooling Tower .....	138
Tabel V.19 Spesifikasi Tangki HCl .....	138
Tabel V.20 Spesifikasi Kation Exchanger .....	139
Tabel V.21 Spesifikasi Tangki NaOH .....	139
Tabel V.22 Spesifikasi Anion Exchanger .....	140
Tabel V.23 Spesifikasi Bak Air Lunak .....	140
Tabel V.24 Spesifikasi Deaerator .....	141
Tabel V.25 Spesifikasi Pompa Air Sungai.....	141
Tabel V.26 Spesifikasi Pompa Bak Skimmer .....	142
Tabel V.27 Spesifikasi Pompa $Al_2(SO_4)_3$ .....	143
Tabel V.28 Spesifikasi Pompa HCl .....	143
Tabel V.29 Spesifikasi Pompa Bak Sedimentasi .....	144
Tabel V.30 Spesifikasi Pompa Bak Air Bersih 1 .....	145
Tabel V.31 Spesifikasi Pompa Bak Air Bersih 2.....	145
Tabel V.32 Spesifikasi Pompa Bak Air Bersih 3.....	146
Tabel V.33 Spesifikasi Pompa Kation Exchanger .....	147
Tabel V.34 Spesifikasi Pompa NaOH.....	148
Tabel V.35 Spesifikasi Pompa Bak Air Lunak 1 .....	148
Tabel V.36 Spesifikasi Pompa Bak Air Lunak 2 .....	149
Tabel V.37 Spesifikasi Pompa Deaerator .....	150
Tabel V.38 Spesifikasi Pompa Bak Air Dingin .....	150
Tabel V.39 Spesifikasi Pompa Water Cooling Tower.....	151
Tabel V.40 Spesifikasi Pompa Bak Klorinasi.....	152
Tabel V.41 Spesifikasi Pompa Bahan Bakar Generator .....	153
Tabel V.42 Spesifikasi Pompa Bahan Bakar Boiler .....	153
Tabel V.43 Spesifikasi Pompa $Na_2CO_3$ .....	154
Tabel V.44 Spesifikasi Bak Penampungan Limbah.....	155
Tabel V.45 Spesifikasi Bak Netralisasi.....	155

Tabel V.46 Spesifikasi Bak Pengendapan Limbah .....	155
Tabel V.47 Spesifikasi Bak Aerasi .....	156
Tabel V.48 Spesifikasi Tangki Pelarutan Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> .....	156
Tabel VI.1 Indeks Harga Peralatan .....	158
Tabel VI.2 Physical Plant Cost (PPC) .....	164
Tabel VI.3 Direct Plant Cost (DPC) .....	165
Tabel VI.4 Fix Capital Investment (FCI).....	165
Tabel VI.5 Direct Manufacturing Cost (DMC) .....	165
Tabel VI.6 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	166
Tabel VI.7 Total Manufacturing Cost (MC) DMC + IMC + FMC .....	166
Tabel VI.8 Working Capital Investment (WCI) .....	166
Tabel VI.9 General Expense (GE) .....	167
Tabel VI.10 Total Profit.....	167
Tabel VI.11 Fixed Annual Cost (Fa).....	168
Tabel VI.12 Regulated Annual Cost (Ra).....	169
Tabel VI.13 Variable Annual Cost (Va) .....	169
Tabel VI.14 Sales Annual Cost (Sa) .....	169
Tabel VI.15 Discounted Cash Flow Rate (DCFR) .....	170

## DAFTAR GAMBAR

Gambar IV.1 Rencana Lokasi Pabrik.....	96
Gambar IV.2 Rencana Tata Letak Pabrik Sodium Stirena Sulfonat.....	101
Gambar IV.3 Rancangan Denah Alat Proses Pabrik Sodium Stirena Sulfonat ..	102
Gambar IV.4 Struktur Organisasi .....	105
Gambar IV.5 Gambar Jadwal Karyawan .....	113

## **DAFTAR GRAFIK**

Grafik I.1 Proyeksi impor Sodium Stirena Sulfonat Indonesia .....	4
Grafik I.2 Ekspor Sodium Stirena Sulfonat Indonesia.....	5
Grafik VI.1 Analisa Kelayakan Pabrik Sodium Stirena Sulfonat .....	170

## DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A.....	173
LAMPIRAN B.....	180
LAMPIRAN C.....	187

## ABSTRAK

Pembangunan sektor industri di Indonesia sedang mengalami peningkatan, salah satunya pada sub sektor industri kimia. Sodium stirena sulfonat merupakan senyawa kristal padat berwarna putih dengan rumus kimia  $C_8H_7SO_3Na$ . Produk sodium stirena sulfonat dapat digunakan sebagai resin penukar ion dan bahan untuk meningkatkan kualitas warna untuk *acrylic*. Sodium stirena sulfonat dibuat dengan dua tahap proses yaitu tahap sulfonasi dan tahap dehidrogenasi dengan bahan baku 2-bromo etil benzena, bentuk padatan yang dihasilkan memiliki kemurnian 98%. Pemasaran sodium stirena sulfonat diutamakan untuk konsumsi dalam negeri namun juga dapat dipasarkan keluar negeri. Pabrik sodium stirena sulfonat direncanakan berkapasitas 10.000 ton/tahun didirikan pada tahun 2027 di kawasan industri Modern Cikande, Serang, Banten dengan luas lahan 24.719 m<sup>2</sup>. Dalam pengoperasiannya, pabrik ini memerlukan 169 karyawan, energi listrik sebanyak 152,1577 kw dan 57.113,2524 kg/jam air. Pendirian sodium stirena sulfonat ini diproyeksikan memiliki keuntungan sebelum pajak sebesar Rp.363.194.241.501 dan sesudah pajak sebesar Rp.290.555.393.201, sehingga diperoleh nilai BEP sebesar 56%, SDP sebesar 34,17%, ROI sebelum pajak 61,88% dan setelah pajak 49,50%, POT sebelum pajak sebesar 1,39 tahun dan setelah pajak 1,68 tahun, serta DCFR sebesar 14%. Berdasarkan analisis parameter ekonomi maka pabrik sodium stirena sulfonat dengan kapasitas 10.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

**Kata kunci:** dehidrogenasi, sodium stirena sulfonat, sulfonasi, 2-bromo etil benzena.

## ABSTRACT

*The development of the industrial sector in Indonesia is experiencing an increase, one of which is the chemical industry sub-sector. Sodium Stirena Sulfonat is a white solid crystalline compound with the chemical formula  $C_8H_7SO_3Na$ . This compound is produced from a sulfonation and hydrogenation process with the raw materials 2-Bromo Etil Benzena and Metilen Klorida . Sodium Stirena Sulfonat functions as an ion exchange resin and a material to improve the color quality of acrylic. Sodium Stirena Sulfonat is made with two stages of the process, namely the sulfonation stage and followed by the dehydrogenation stage which produces a solid form having a purity of 98%. Marketing of Sodium Stirena Sulfonat is prioritized for domestic consumption and is also marketed abroad. The Sodium Stirena Sulfonat plant has a capacity of 10,000 tons/year and is planned to be built in 2027 in the Modern Cikande industrial area, Serang, Banten with a land area of 24,719 m<sup>2</sup>. In operation, this factory requires 169 employees, 152,1577 kw of electrical energy and 57.113,2524 kg/hour of water. The establishment of Sodium Stirena Sulfonat with a capacity of 10,000 tons of product per year has a profit before tax of IDR 363,194,241,501 and after tax of IDR 290,555,393,201, so that a BEP value of 56%, SDP of 34.17%, ROI before tax of 61.88% and 49.50% after tax, POT before tax of 1.39 years and 1.68 years after tax, and DCFRR of 14%. Based on the analysis of economic parameters, the Sodium Stirena Sulfonat plant with a capacity of 10,000 tons/year is feasible to build.*

**Keywords:** *dehydrogenation, sodium stirena sulfonat, sulfonation, 2-Bromo Etil Benzena*



# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1 Latar Belakang**

Banyaknya pabrik kimia yang berdiri di Indonesia menunjukkan perkembangan industri pada sektor bahan kimia sangat pesat. Perkembangan industri kimia ini ditujukan untuk memenuhi kebutuhan bahan kimia dalam negeri sekaligus membantu memecahkan masalah ketenagakerjaan yaitu dengan meningkatnya kapasitas industri tersebut.

Sodium stirena sulfonat adalah satu jenis industri kimia yang cukup berdampak bagi industri kimia di Indonesia. Salah satu pabrik yang memproduksi sodium stirena sulfonat di Indonesia adalah PT. Eternal Buana Chemical Industries, Tangerang dengan kapasitas pabrik 10.000 ton/tahun. Menurut Badan Pusat Statistik (BPS), permintaan sodium stirena sulfonat dalam negeri dari tahun ke tahun mengalami fluktuasi, namun masih sangat diperlukan bagi perkembangan industri di Indonesia. Kebutuhan sodium stirena sulfonat di Indonesia, selain dari PT. Eternal Buana Chemical Industries, namun masih dipenuhi oleh impor dari luar negeri, terutama impor dari China dan Amerika Serikat. Sehingga untuk mengatasi hal ini dapat dilakukan dengan meningkatkan kapasitas pabrik yang telah berdiri atau dapat dilakukan dengan mendirikan pabrik sodium stirena sulfonat baru untuk melengkapi kebutuhan tersebut.

Pendirian pabrik sodium stirena sulfonat di Indonesia memiliki prospek yang baik dimasa mendatang. Dengan mendirikan pabrik sodium stirena sulfonat ini dapat memenuhi permintaan domestik yang masih ketergantungan pada negara lain, juga pada sektor ekonomi Indonesia akan semakin baik karena dapat menyerap tenaga kerja dalam negeri. Sehingga dengan pembangunan sektor industri ini dapat memperkuat struktur perekonomian nasional, menciptakan peluang berbagai industri lainnya serta meningkatkan ketahanan ekonomi nasional.

Sodium stirena sulfonat dengan rumus kimia  $C_8H_7SO_3Na$  merupakan senyawa berbentuk kristal padat berwarna putih. Senyawa ini dihasilkan dari proses

sulfonasi dan dehidrogenasi dengan bahan baku 2-bromo etil benzena. Sodium stirena sulfonat dapat digunakan sebagai resin penukar ion dan bahan untuk meningkatkan kualitas warna untuk *acrylic* (Othmer, 1967). Selain itu juga dapat digunakan sebagai bahan baku maupun bahan penunjang industri kimia lain, seperti:

1. Bahan penolong dalam produksi *polyester* fiber, rayon dan serat *polypropylene*.
2. Bahan penolong untuk meningkatkan kualitas warna untuk bahan katun.
3. Sebagai membran pertukaran proton dalam aplikasi sel bahan bakar.
4. Dalam dunia medis digunakan untuk obat mengurangi kadar kalium yang tinggi dalam darah.

## **1.2 Kapasitas Perancangan**

Dalam penentuan kapasitas produksi suatu industri diupayakan dengan sebaik mungkin. Baik dari segi teknis, ekonomis dan finansial, juga senantiasa memperhatikan dari segi ketersediaan bahan baku serta analisa peluang pasar. Penentuan kapasitas perancangan harus lebih besar dari kapasitas minimum, atau sama dengan kapasitas pabrik yang telah berjalan. Penentuan kapasitas perancangan pabrik sodium stirena sulfonat terdapat beberapa pertimbangan antara lain:

### **1.2.1 Kebutuhan Bahan Baku**

Dalam pembuatan sodium stirena sulfonat diperlukan kebutuhan bahan baku yaitu 2-bromo etil benzena sebesar 11.451 ton/tahun,  $\text{SO}_3$  sebesar 11.451 ton/tahun,  $\text{CH}_2\text{Cl}_2$  sebesar 120.874 ton/tahun,  $\text{H}_2\text{SO}_4$  sebesar 643 ton/tahun, dan NaOH sebesar 4.446 ton/tahun.

### **1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku**

Ketersediaan bahan 2-bromo etil benzena diperoleh secara impor salah satunya yaitu pabrik yang berasal dari China, Shancong Moris Chemical Co, Ltd., dengan kapasitas 120.000 ton/tahun.  $\text{SO}_3$  dari Biotechnology Co., Ltd, Shanghai,

China dengan kapasitas 20.000 ton/tahun, CH<sub>2</sub>Cl<sub>2</sub> didapatkan dari Dow Corning, Carrolton, united states dengan kapasitas 221.537 ton/tahun, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dari PT. Timur Raya Tunggal, Karawang, Jawa Barat dengan kapasitas 69.200 ton/tahun, dan NaOH didapatkan dari PT. Sulfindo Adiusaha, Serang, Banten dengan kapasitas 22.667 ton/tahun. Sehingga untuk pemenuhan bahan baku tidak perlu dikhawatirkan.

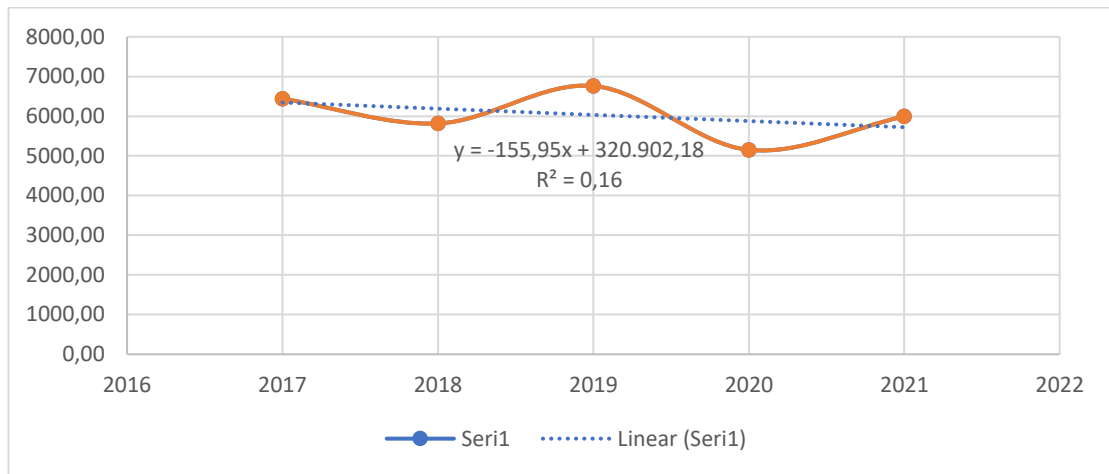
### 1.2.3 Kebutuhan Sodium Stirena Sulfonat di Indonesia

Kebutuhan Sodium Stirena Sulfonat di Indonesia dari tahun ke tahun berjalan secara fluktuatif. Berdasarkan data statistik tentang perdagangan luar negeri Indonesia yang diterbitkan oleh (BPS, 2022), jumlah impor sodium styrena sulfonate sejak tahun 2017 sampai 2021 dapat dilihat dari Tabel I.1 berikut ini:

*Tabel I.1 Impor Sodium Stirena Sulfonat Indonesia*

Tahun	Besarnya Impor (Ton)
2017	6.441,44
2018	5.817,70
2019	6.764,11
2020	5.151,25
2021	5.994,91

Dari Tabel I.1 diatas dapat diperkirakan bahwa kebutuhan sodium stirena sulfonat di Indonesia untuk tahun-tahun mendatang yaitu dengan memproyeksikan dengan Grafik I.1 berikut:



*Grafik I.1 Proyeksi impor Sodium Stirena Sulfonat Indonesia*

Berdasarkan grafik diatas, diperoleh persamaan regresi linear:

$$y = -155,95x + 320.902,18$$

Keterangan:

y = Kapasitas produksi pabrik yang akan direncanakan

x = Tahun yang akan dicari

Dari persamaan diatas diketahui hasil proyeksi impor pada tahun 2027 adalah:

$$\begin{aligned} \text{Impor tahun 2027} &= -155,95x + 320.902,18 \\ &= -155,95*(2027) + 320.902,18 \\ &= 4.791,53 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

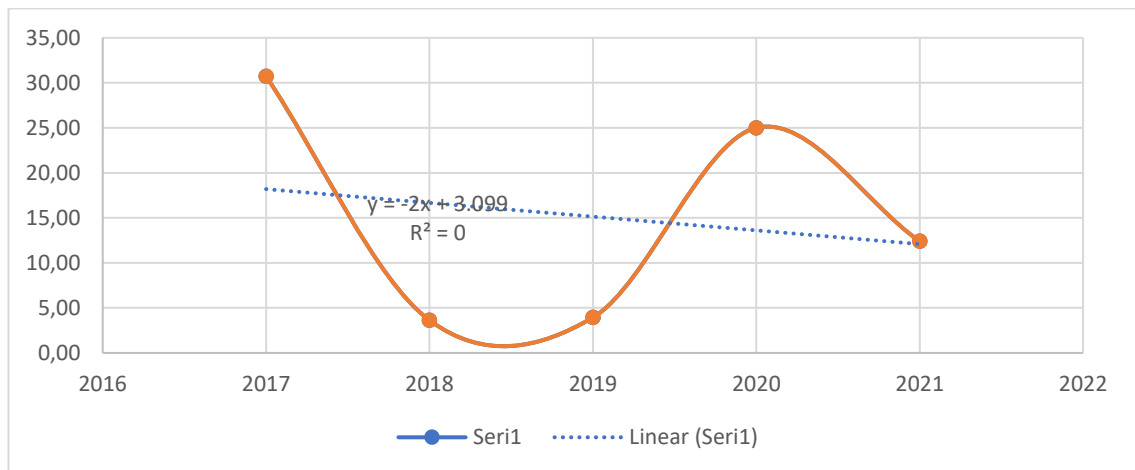
#### 1.2.4 Ekspor Sodium Stirena Sulfonat Indonesia

Besarnya ekspor Sodium Stirena Sulfonat Indonesia dari tahun ke tahun berjalan secara fluktuatif. Berdasarkan data statistik tentang perdagangan luar negeri Indonesia yang diterbitkan oleh (BPS, 2022), jumlah ekspor Sodium Stirena Sulfonat sejak tahun 2017 sampai 2021 dapat dilihat dari Tabel I.2 berikut ini:

Tabel I.2 Ekspor Sodium Stirena Sulfonat Indonesia

Tahun	Besarnya Ekspor (Ton)
2017	30,72
2018	3,63
2019	3,93
2020	25,00
2021	12,40

Dari tabel diatas dapat diperkirakan bahwa kebutuhan sodium stirena sulfonat di Indonesia untuk tahun-tahun mendatang yaitu dengan memproyeksikan dengan Grafik I.2. **Kesalahan! Sumber referensi tidak ditemukan.** berikut:



Grafik I.2 Ekspor Sodium Stirena Sulfonat Indonesia

Berdasarkan grafik diatas, diperoleh persamaan regresi linear:

$$y = -2x + 3.099$$

Keterangan:

y = Kapasitas produksi pabrik yang akan direncanakan

x = Tahun yang akan dicari

Dari persamaan diatas diketahui hasil proyeksi ekspor pada tahun 2027 adalah:

$$\begin{aligned}
 \text{Ekspor tahun 2027} &= -2x + 3.099 \\
 &= -2*(2027) + 3.099 \\
 &= -955 \text{ ton/ tahun}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan tersebut dapat diasumsikan bahwa pada tahun 2027 tidak ada nilai ekspor Sodium Stirena Sulfonat. Terlihat dari grafik pada tahun-tahun sebelumnya nilai ekspor Sodium Stirena Sulfonat Indonesia cenderung mengalami penurunan.

#### 1.2.5 Konsumsi Sodium Stirena Sulfonat

Besarnya konsumsi Sodium Stirena Sulfonat Indonesia dapat diproyeksikan dari kapasitas pabrik terpasang di Indonesia yang memerlukan Sodium Stirena Sulfonate sebagai bahan. Beberapa pabrik terpasang di Indonesia yang memerlukan Sodium Stirena Sulfonate sebagai bahan dapat dilihat dari Tabel I.3 berikut ini:

*Tabel I.3 Kapasitas pabrik pengguna Sodium Stirena Sulfonat di Indonesia*

No	Nama Perusahaan	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)
1	PT. Perdana Chemindo Perkasa	23.000
2	PT. Delta Puro Indonesia	17.000
3	PT Nippon Shokubai	20.500
4	PT Astari Niagara Internasional	29.000
5	PT. Polychem Indonesia	39.500
6	PT ZI-Techasia (Zuellig Industrial)	20.000

Dari tabel diatas dapat diperkirakan bahwa kebutuhan Sodium Stirena Sulfonat di Indonesia diasumsikan setidaknya sekitar 20% dari kapasitas produksi masing pabrik terpasang, yaitu:

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan tahun 2027} &= (23.000 + 17.000 + 20.500 + 29.000 + 39.500 + \\
 &\quad 20.000)*20\% \\
 &= 29.800 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan tersebut dapat diasumsikan bahwa pada tahun 2027 dibutuhkan sekitar 29.800 ton Sodium Stirena Sulfonat.

#### 1.2.6 Peluang Sodium Stirena Sulfonat

Berdasarkan data *supply* dan *demand* pada tahun 2027 maka dapat dihitung peluang pasar kalsium silikat pada tahun 2027 menggunakan persamaan:

$$\text{Peluang} = \text{Demand} - \text{Supply}$$

$$\text{Peluang} = (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Impor} + \text{Produksi dalam negeri})$$

$$\text{Peluang} = (0 + 29.800) - (4.947,48 + 10.000) \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Peluang} = 14.853,48 \text{ ton/tahun}$$

Dari perhitungan ini diperoleh nilai peluang sebesar 14.853,48 ton/tahun. Nilai ini menunjukkan nilai *demand* lebih tinggi daripada *supply*.

#### 1.2.7 Kapasitas Pabrik Sodium Stirena Sulfonat di Dunia.

Penentuan kapasitas pabrik sodium stirena sulfonat juga dipertimbangkan berdasarkan kapasitas pabrik sodium stirena sulfonat yang telah berjalan. Kapasitas pabrik sodium stirena sulfonat yang telah berdiri terlihat pada Tabel I.4 berikut.

Tabel Kapasitas produksi industri Sodium Stirena Sulfonat di dunia:

*Tabel I.4 Pabrik Sodium Stirena Sulfonat di dunia.*

No	Nama Perusahaan	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)
1	Perrigo (Irlandia)	18.000
2	KVK-Tech, Inc (America)	15.000
3	Sinoconvoy New Material Co., Ltd. China)	12.000
4	PT. Eternal Buana Chemical Industries (Indonesia)	10.000
5	Natural Micron Chem Tech Co., Ltd. (China)	2.400
6	Haihang Industry Co., Ltd (China)	1.200

Besarnya kapasitas pabrik yang berdiri dapat dipertimbangkan dari nilai *demand* dan *supply*. Hal ini dapat kita tinjau dari kedua nilai tersebut untuk menentukan kapasitas pabrik yang akan didirikan. Penentuan kapasitas pabrik juga dapat dilihat dari industri yang sudah berdiri di Indonesia yaitu PT. Eternal Buana Chemical Industries dengan kapasitas 10.000 ton/tahun serta industri yang membutuhkan sodium stirena sulfonat contohnya di industri PT. Perdana Chemindo Perkasa, PT. Delta Puro Indonesia, PT Nippon Shokubai, PT. Polychem Indonesia, PT Astari Niagara Internasional, PT ZI-Techasia (Zuellig Industrial) dan lain-lainnya, dengan proyeksi memerlukan sekitar 29800 ton/tahun. Dengan melalui perhitungan diperoleh nilai peluang 14.853,48 ton pada tahun 2027 mendatang. Berdasarkan data-data yang telah dipaparkan maka ditentukanlah kapasitas pabrik sodium stirena sulfonat yang akan didirikan pada tahun 2027 sebesar 10.000 ton/tahun guna menutupi kebutuhan sodium stirena sulfonat di Indonesia dan dapat mengurangi nilai impor sodium stirena sulfonate, juga diharapkan mampu mencapai tahap ekspor.

### 1.3 Tinjauan Pustaka

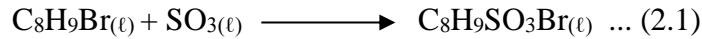
Dalam perancangan pabrik sodium stirena sulfonat agar mencapai kualitas produk yang diinginkan, maka perlu memilih proses yang tepat agar proses produksi lebih efektif dan efisien. Pembuatan sodium stirena sulfonat dari 2-bromo etil benzena diproduksi melalui 2 tahap proses. Tahap pertama merupakan proses sulfonasi dan tahap kedua merupakan proses dehidrogenasi. Pada proses sulfonasi dapat dibedakan berdasarkan zat pensulfonasinya, berikut perbandingan zat pensulfonasi:

#### a. Proses Sulfonasi $\text{SO}_3$

2-bromo etil benzena ( $\text{C}_8\text{H}_9\text{Br}$ ) dan metil klorida ( $\text{CH}_2\text{Cl}_2$ ) dialirkan dengan pompa menuju ke dalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB). Sulfur trioksida ( $\text{SO}_3$ ) dimasukkan ke dalam RATB sehingga terjadinya reaksi sulfonasi. Pelarut yang digunakan pada proses sulfonasi adalah metilen klorida, karena pelarut metilen klorida memiliki titik didih yang tinggi, tidak dapat larut dalam air, inert,



dan relatif murah (Groggins, 1980). Reaksi menggunakan proses sulfonasi  $\text{SO}_3$  yaitu:



Proses sulfonasi ini berlangsung pada suhu berkisar  $-20\text{ }^\circ\text{C}$  hingga  $80\text{ }^\circ\text{C}$  menghasilkan konversi sebesar 90%, tekanan 1 atm dan waktu operasi 1–3 jam. Analisa produk akhir sodium stirena sulfonat yang dihasilkan yaitu berkisar 95%-98% dan kandungan air 2%-5%. Sulfur trioksida yang digunakan dalam proses sulfonasi pada reaktor tidak hanya mensulfonasi 2-bromo etil benzena tapi juga mengakibatkan terjadinya reaksi. Produk samping *vinylaryl sulfonic acid anhydride* yang terbentuk sekitar 10%-30% dari berat basis 2-bromo etil benzena. Reaksi samping ini terjadi pada suhu di atas  $50\text{ }^\circ\text{C}$ , dengan demikian proses reaksi sulfonasi ini dilakukan pada suhu  $50\text{ }^\circ\text{C}$ . (Goodshaw, 1963).



Setelah proses sulfonasi dilanjutkan dengan proses dehidrogenasi. Larutan NaOH 50% ditambahkan untuk menyempurnakan produk yang diinginkan, untuk membentuk sulfonat, menetralkan asam berlebih dan menetralkan hidrogen halida pada proses dehidrogenasi. Pada proses dehidrogenasi larutan kaustik soda yang digunakan adalah NaOH, karena NaOH relatif mudah larut, murah dan lebih mudah pengadaannya dan sudah digunakan secara luas dalam dunia industri. Reaksi yang terjadi:



Proses dehidrogenasi ini berlangsung pada suhu  $75\text{ }^\circ\text{C}$ , tekanan 1 atm, selama 1-2 jam, dan konversi yang dicapai 80% (Othmer, 1967).

#### **b. Proses Sulfonasi $\text{H}_2\text{SO}_4$**

Pada tahap sulfonasi ini asam sulfat yang digunakan adalah  $\text{H}_2\text{SO}_4$  98%. 2-bromo etil benzena ( $\text{C}_8\text{H}_9\text{Br}$ ) dan metilen klorida ( $\text{CH}_2\text{Cl}_2$ ) dioperasikan dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB). Asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) dimasukkan ke dalam reaktor sehingga terjadinya reaksi sulfonasi. Reaksi terjadi pada suhu yang

rendah antara 30 °C hingga 55 °C, tekanan 1 atm dan waktu operasi 4 jam. Proses ini menghasilkan konversi 55-65% (Goodshaw, 1963). Reaksi menggunakan proses sulfonasi H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> yaitu:



Setelah proses sulfonasi di atas, kemudian dilanjutkan dengan proses dehidrogenasi dimana proses tersebut sama seperti pada proses dehidrogenasi dengan zat pensulfonasi SO<sub>3</sub>.

### 1.3.1 Pemilihan Proses

Pemilihan proses dilakukan dengan membandingkan keuntungan dan kerugian semua proses pembuatan sodium stirena sulfonat yang telah diuraikan:

*Tabel I.5 Perbandingan Jenis Proses Sulfonasi Berdasarkan Perbedaan Zat Pensulfonasinya*

Komponen Pembanding	Jenis proses berdasarkan zat pensulfonasi	
	Sulfonasi SO <sub>3</sub>	Sulfonasi H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Zat pensulfonasi	SO <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Temperatur operasi	-20 °C – 80 °C	30 °C – 55 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
Waktu operasi	1– 4 jam	4 jam
Konversi	90%	55-65%
ΔG <sub>Reaksi</sub>	-22995 Btu/lbmol	-24167 Btu/lbmol
Kelebihan	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Laju reaksi relatif cepat.</li> <li>• Kapasitas reaktor minimal.</li> <li>• Reaksi bersifat lengkap.</li> <li>• Kelarutannya tinggi.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Reaksi samping relatif sedikit</li> </ul>

Kekurangan	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Viskositasnya tinggi.</li> <li>• Reaksi samping relatif banyak.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Viskositasnya rendah</li> <li>• Laju reaksi lambat</li> <li>• Kapasitas reaktor besar.</li> <li>• Reaksi bersifat partial.</li> <li>• Kelarutannya rendah.</li> </ul>
------------	---	--

Pada proses sulfonasi dipilih  $\text{SO}_3$  sebagai zat pensulfonasi karena memiliki reaksi yang lengkap dengan laju reaksi yang cepat dan kapasitas reaktor yang minimal, sedangkan mengenai kelemahan-kelemahan reaksi sulfonasi dengan  $\text{SO}_3$ , sekarang ini telah ditemukan metode-metode untuk meminimalisir kelemahan reaksi tersebut (Kirk & Othmer, 1967).

Pada proses sulfonasi pelarut yang digunakan adalah metilen klorida, karena pelarut ini memiliki titik didih yang tinggi, inert, relatif murah, dan tidak dapat larut dalam air (Groggins, 1980).

Pada proses dehidrogenasi larutan caustic soda yang digunakan adalah NaOH, karena NaOH, relatif lebih murah dan lebih mudah pengadaannya karena sudah digunakan secara luas dalam dunia industri. NaOH mudah larut dalam air dan merupakan alkali yang kuat (Kirk & Othmer, 1967).

#### 1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

Tinjauan termodinamika dan kinetika ini berisi data-data yang dibutuhkan dalam menentukan jenis reaktor yang digunakan, alat proses serta untuk mengetahui kondisi reaksi dari kedua tahapan reaksi sebelum menjadi sodium stirena sulfonat.

##### 1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika ditujukan untuk mengetahui apakah reaksi bersifat endotermis atau eksotermis, dan arah reaksi (reversible/irreversible). Penentuan panas reaksi berjalan secara endotermis atau eksotermis dapat diketahui dengan perhitungan panas pembentukan standar ( $\Delta H_f^\circ$ ) pada tekanan 1 atm dan

suhu 298 K. Nilai ( $\Delta H^\circ$ ) masing-masing komponen pada suhu 298 K dapat dilihat pada Tabel I.6 sebagai berikut:

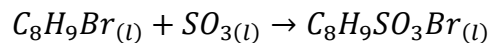
Tabel I.6 Enthalpy komponen pada suhu 298K

Komponen	$\Delta H_f$ (kJ/mol)	Referensi
SO <sub>3</sub>	-395,753	(Perry, 1999)
H <sub>2</sub> O	-285,83	(Perry, 1999)
NaOH	8,368	(Perry, 1999)
NaBr	25,69	(Perry, 1999)
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br	57,40	(Perry, 1999)
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	-542,63	(Perry, 1999)
C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na	-280,4	(Perry, 1999)

Untuk menghitung entalpi panas reaksi digunakan persamaan:

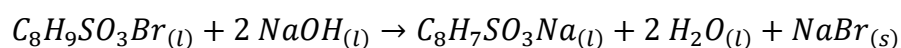
$$H_f \text{ reaksi } 298K = \sum(n \times H_f) \text{ produk} - \sum(n \times H_f) \text{ reaktan}$$

Reaksi yang terjadi pada reaktor 1:



$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_{R \ 298K} &= \sum(n \times H_f) \text{ Produk} - \sum(n \times H_f) \text{ Reaktan} \\ &= \Delta H^\circ_f C_8H_9SO_3Br - (\Delta H^\circ_f C_8H_9Br + \Delta H^\circ_f SO_3) \\ &= (-542,63) - (57,40 + (-395,753)) \\ &= -204,2770 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Reaksi yang terjadi pada reaktor 2:



$$\Delta H^\circ_{R \ 298K} = \sum(n \times H_f) \text{ Produk} - \sum(n \times H_f) \text{ Reaktan}$$

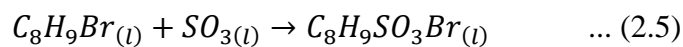
$$\begin{aligned}
&= (\Delta H_f^\circ C_8H_7SO_3Na + \Delta H_f^\circ NaBr + 2 (\Delta H_f^\circ H_2O)) - (\Delta H_f^\circ C_8H_9SO_3Br \\
&\quad + 2 (\Delta H_f^\circ NaOH)) \\
&= (-280,4 + 25,69 + 2(-285,83)) - (-542,63 + 2(8,368)) \\
&= -300,4760 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

Karena nilai  $\Delta H_f^\circ$  bernilai negatif, maka reaksi bersifat eksotermis. Sedangkan penentuan arah reaksi berjalan secara *reversible* atau *irreversible* dapat diketahui dari nilai kesetimbangan kimia yang dipengaruhi oleh energi bebas Gibbs pada Tabel I.7 (Yaws, 1999):

Tabel I.7 Energi Bebas Gibbs Komponen

Komponen	$\Delta G_f^\circ$ (kJ/mol)	Referensi
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br	143,21	(Perry, 1999)
SO <sub>3</sub>	-371,02	(Perry, 1999)
NaOH	-379,4	(Perry, 1999)
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	-439,96	(Perry, 1999)
C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na	-325,06	(Perry, 1999)
NaBr	-16,59	(Perry, 1999)
H <sub>2</sub> O	-237,14	(Perry, 1999)

Reaksi pada reaktor 1:

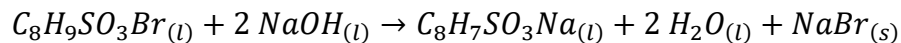


Menghitung energi bebas Gibbs reaksi pada suhu 298 K

$$\begin{aligned}
\Delta G_{R, 298K}^\circ &= \sum (n \times H_f) \text{ Produk} - \sum (n \times H_f) \text{ Reaktan} \\
&= \Delta G_f^\circ C_8H_9SO_3Br - (\Delta G_f^\circ C_8H_9Br - \Delta G_f^\circ SO_3) \\
&= (-439,96) - (143,21 - (-371,02)) \\
&= -954,19 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan energi bebas Gibbs menunjukkan bahwa  $\Delta G^\circ_{R\ 298\ K}$  bernilai negatif sehingga reaksi pembuatan sodium stirena sulfonat merupakan reaksi irreversibel.

Reaksi pada reaktor 2:



Menghitung energi bebas Gibbs reaksi pada suhu 298 K:

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ_{R\ 298K} &= \sum (n \times H_f) \text{ Produk} - \sum (n \times H_f) \text{ Reaktan} \\ &= (\Delta G^\circ_f C_8H_7SO_3Na - \Delta G^\circ_f NaBr - 2 (\Delta G^\circ_f H_2O)) - (\Delta G^\circ_f C_8H_9SO_3Br \\ &\quad - 2 (\Delta G^\circ_f NaOH)) \\ &= (-325,06 - (-16,59) - 2(-237,14)) - (-439,96 - 2(-379,4)) \\ &= -153,03 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan energi bebas Gibbs menunjukkan bahwa  $\Delta G^\circ_{R\ 298\ K}$  bernilai negatif sehingga reaksi pembuatan sodium stirena sulfonat merupakan reaksi irreversibel.

Konstanta Keseimbangan Reaksi pada 298 K

Berdasarkan persamaan Smith Van Ness edisi 5, diperoleh persamaan:

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ_{R\ 298K} &= -R \times T \times \ln K \\ \ln K^\circ &= \frac{\Delta G^\circ_{R\ 298K}}{-R \times T} = \frac{-153,03 \text{ J/mol}}{-8,314 \text{ J/mol.K} \times 298 \text{ K}} = 61,7661 \\ K &= 1,0637 \end{aligned}$$

Konstanta kesetimbangan reaksi pada suhu operasi 323 K (50°C) pada reaktor 1. Nilai konstanta kesetimbangan pada keadaan standar 298 K, dihitung nilai konstanta kesetimbangan reaksi pada suhu 323 K.

$$\ln \frac{K}{K^\circ} = -\frac{\Delta H^\circ}{R} \left( \frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right)$$

$$\ln \frac{K}{1,0637} = -\frac{-204,2770 \times 10^3 \text{ J/mol}}{8,314 \text{ J/mol.K}} \left( \frac{1}{323\text{K}} - \frac{1}{298 \text{ K}} \right)$$

$$\ln \frac{K}{1,0637} = 6,3816$$

$$K = 628,5210$$

Dari perhitungan di atas dapat dilihat harga  $K > 1$  sehingga dapat disimpulkan reaksi bersifat irreversible atau searah.

Konstanta kesetimbangan reaksi pada suhu operasi 348 K (75°C) pada reaktor 2

Nilai konstanta kesetimbangan pada keadaan standar 298 K, dihitung nilai konstanta kesetimbangan reaksi pada suhu 348 K.

$$\ln \frac{K}{K^\circ} = -\frac{\Delta H^\circ}{R} \left( \frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right)$$

$$\ln \frac{K}{1,0637} = -\frac{-300,4760 \times 10^3 \text{ J/mol}}{8,314 \text{ J/mol.K}} \left( \frac{1}{323\text{K}} - \frac{1}{298 \text{ K}} \right)$$

$$\ln \frac{K}{1,0637} = 9,3869$$

$$K = 12690,7348$$

Dari perhitungan di atas dapat dilihat harga  $K > 1$  sehingga dapat disimpulkan reaksi bersifat irreversible atau searah.

#### 1.4.2 Tinjauan Kinetika

Sebelum menentukan jenis rancangan aliran reaktor, maka perlu mencari data kinetik dari reaksi sulfonasi dan reaksi dehidrogenasi. Tinjauan kinetika digunakan untuk menentukan nilai kecepatan laju reaksi, agar dapat digunakan untuk merancang reaktor. Persamaan perancangan menyatakan ketergantungan

nilai k (nilai konstanta laju reaksi) pada suhu untuk proses elementer sesuai dengan persamaan Arrhenius sebagai berikut:

$$k = A \cdot \exp \frac{-Ea}{RT} \quad \text{atau} \quad -\frac{d[A]}{dt} = A \cdot \exp \frac{-Ea}{RT} [A]^\alpha [B]^\beta$$

Arrhenius mengembangkan konsepnya tentang variasi laju reaksi terhadap suhu melalui argumen termodinamika kesetimbangan persamaan Van't Hoff

$$\frac{d[\ln K]}{dT} = \frac{\Delta H^\circ}{RT^2} \quad \text{maka} \quad k = A \cdot \exp \frac{-\Delta H}{RT}$$

Reaksi sulfonasi ini dilakukan pada suhu 50 °C. Proses ini menghasilkan konversi sebesar 90%, tekanan 1 atm dan waktu operasi 1–3 jam. Analisis hasil akhir sodium stirena sulfonat 95%-98% dan air 2%-5% (Goodshaw, 1963)

Bedasarkan experimen *continues preparation of sodium styrene sulfonate* (Goodshaw, 1963)

$$C_{A0} = 0,5485 \text{ kmol}/m^3$$

$$C_{B0} = 0,5862 \text{ kmol}/m^3$$

$$C_A = 0,0549 \text{ kmol}/m^3$$

$$C_B = 0,0926 \text{ kmol}/m^3$$

Menurut harga k

$$(-r_A) = \frac{-dC_A}{dt}$$

$$\frac{-dC_A}{dt} = -k \cdot C_A \cdot C_B$$

$$\frac{dx}{(C_{A0} - X_A)(C_{B0} - X_A)} = k \cdot dt$$

$$\frac{dx}{(C_{A0} - X_A)^2} = k \cdot dt$$



Diintegrasikan:

$$\int_{X_0}^{X_A} \frac{dx}{(C_{A0} \cdot X_A)^2} = k \int_{t_0}^t dt$$

$$\int_{X_0}^{X_A} \frac{dx}{(C_{A0} \cdot X_A)^2} = k \cdot t$$

$$\frac{1}{C_{A0} \cdot X_A} - \frac{1}{C_{A0}} = k \cdot t$$

$$\frac{1}{C_A} - \frac{1}{C_{A0}} = k \cdot 1$$

$$\frac{1}{0,0549} - \frac{1}{0,5485} = 1 \cdot k$$

$$\frac{5,49E - 01}{3,01E - 02} - \frac{5,49E - 01}{3,01E - 02} = 1 \cdot k$$

$$\frac{4,94E - 01}{3,01E - 02} = 1 \cdot k$$

$$16,4080 = 1 \cdot k$$

$$k = 16,4080 \frac{L}{\text{kmol} \cdot \text{jam}}$$

$$(-r_A) = 0,0833 \frac{\text{kmol}}{L \cdot \text{jam}}$$

Reaksi dehidrogenasi berlangsung pada suhu 75 °C, selama 1/4 – 1/2 jam. Pada proses ini menggunakan NaOH dengan konsentrasi 50% Kondisi reaksi pada suhu 75 °C, tekanan 1 atm, konversi yang dicapai 80% (Othmer, 1967).

Bedasarkan eksperimen *continues preparation of sodium styrene sulfonate* (Goodshaw, 1963)

$$C_{A0} = 2,954 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{B0} = 4,726 \text{ kmol/m}^3$$

Menurut harga  $k$ :

$$(-r_A) = k \cdot C_A^2 \cdot C_B$$

$$-\frac{dC_A}{dt} = k \cdot C_A^2 \cdot C_B$$

dengan:

$$C_A = C_{A0}(1 - X)$$

$$-dC_A = C_{A0} \cdot dx$$

$$C_B = C_{B0} - C_{A0} \cdot X$$

maka,

$$C_{A0} \cdot \frac{dx}{dt} = k \cdot C_{A0}^2 \cdot (1 - X)^2 \cdot (C_{B0} - C_{A0} \cdot X)$$

misal:

$$\frac{C_{B0}}{C_{A0}} = M$$

$$\frac{4,726}{2,954} = 1,60$$

Sehingga:

$$C_{A0} \cdot \frac{dx}{dt} = k \cdot C_{A0}^2 \cdot (1 - X)^2 \cdot (M - X)$$

$$\frac{dx}{dt} = k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X)^2 \cdot (M - X)$$

$$\int_0^x \frac{dx}{(1 - X)^2 \cdot (M - X)} = k \cdot C_{A0} \int_0^t dt$$

$$\frac{-m + 1 + (x - 1)[\ln(x - 1) - \ln(m - x)]}{(m - 1)^2 \cdot (x - 1)} \int_0^x = k \cdot C_{A0} \int_0^t dt$$

$$\frac{-m + 1 + (x - 1)[\ln(x - 1) - \ln(m - x)]}{(m - 1)^2 \cdot (x - 1)} - \frac{-m + 1 + (0 - 1)[\ln(0 - 1) - \ln(m - 0)]}{(m - 1)^2 \cdot (0 - 1)}$$

$$= k \cdot C_{A0}^2 (t - 0)$$

$$\frac{-m + 1 + (x - 1)[\ln(x - 1) - \ln(m - x)]}{(m - 1)^2 \cdot (x - 1)} - \frac{m - 1 - \ln(m)}{-(m - 1)^2} = k \cdot C_{A0}^2 t$$

$$k = 1 / C_{A0}^2 t \frac{-m + 1 + (x - 1)[\ln(x - 1) - \ln(m - x)]}{(m - 1)^2 \cdot (x - 1)} + \frac{m - 1 - \ln(m)}{-(m - 1)^2}$$

$$k = 1 / 2,954^2 \cdot 1 \frac{-1,6 + 1 + (0,8 - 1)[\ln(0,8 - 1) - \ln(1,8 - 0,8)]}{(1,6 - 1)^2 \cdot (0,8 - 1)} + \frac{1,6 - 1 - \ln(1,6)}{-(1,6 - 1)^2}$$

$$k = 1,8612 \text{ m}^3 \cdot \text{kmol/jam}$$

$$(-r_A) = k \cdot (C_{A0}(1 - X_A)^2) \cdot (C_{B0} - (2C_{A0} \cdot X_A))$$

$$(-r_A) = 1,8612 \cdot (2,954(1 - 0,8)^2) \cdot (4,726 - (2 \cdot 2,954 \cdot 0,8))$$

$$(-r_A) = 3,687 \text{ kmol/m}^3 \text{ jam}$$

## **BAB II**

### **PERANCANGAN PRODUK**

Sodium stirena sulfonat dapat digunakan untuk berbagai aplikasi dalam industri, bahan ini dapat berperan sebagai monomer fungsional dalam produksi berbagai jenis polimer seperti polistirena sulfonat, polivinil alkohol dan poliakrilamida yang mana polimer ini digunakan dalam berbagai aplikasi, termasuk pengolahan, pembuatan kertas dan pemurnian minyak.

Sodium stirena sulfonat juga dapat digunakan dalam produksi berbagai jenis pelapis, sealant, dan perekat. Kemampuannya untuk membentuk ikatan yang kuat dengan berbagai permukaan membuatnya berguna dalam produksi pelapis berperforma tinggi yang tahan terhadap air, bahan kimia, dan radiasi UV. Selain itu, juga digunakan dalam produksi resin penukar ion, yang digunakan dalam berbagai aplikasi, seperti pemurnian, pelunakan air, dan desalinasi. Resin penukar ion digunakan untuk menghilangkan kotoran dari air dengan menukar ion, dan membantu meningkatkan selektivitas dan kapasitas resin ini.

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan perancangan pabrik sodium stirena sulfonat dirancang berdasarkan variabel-variabel utama yaitu: spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu dan pengendalian kualitas.

#### **2.1 Spesifikasi Produk**

##### **2.1.1 Sodium Stirena Sulfonat ( $C_8H_7SO_3Na$ )**

*Tabel II.1 Spesifikasi Sodium Stirena Sulfonat*

Fase	: Cair
Kemurnian, %	: 98 %
Impuritas, %	: 2 %

Berat molekul, kg/kgmol	: 206
Titik didih, °C	: 309,4
Titik beku, °C	: 49,6
Densitas, kmol/m <sup>3</sup>	: 0,5597
Kapasitas panas, J/kmol °k	: 4,549
Panas pembentukan, 25 °C, kkal/gmol	: 13,11
Panas laten penguapan, 25 °C, kkal/kg	: 51,1079
Kelarutan	: Larut dalam air

### 2.1.2 Natrium Bromida (NaBr)

*Tabel II.2 Spesifikasi Natrium Bromida*

Fase	: Cair
Berat molekul, kg/kgmol	: 102,894
Titik didih, °C	: 1.390
Titik beku, °C	: 50
Densitas, g/cm <sup>3</sup>	: 3,21
Viskositas, Mpa.s	: 1,42
Kapasitas panas, J/kmol.K	: 51,4
Konduktivitas panas, w/m.K	: 5,6
Kelarutan	: Mudah larut dalam air 94,32g/100ml

### 2.1.3 2-Bromo Etil Benzena Sulfonat (C<sub>8</sub>H<sub>9</sub>SO<sub>3</sub>Br)

Tabel II.3 Spesifikasi 2-Bromo Etil Benzena Sulfonat

Fase	: Cair
Berat molekul, kg/kgmol	: 265,122
Titik didih, °C	: 302,468
Densitas, gr/cm <sup>3</sup>	: 0,7480
Viskositas, Mpa.s	: 3,07
Kapasitas panas, J/kmol.K	: 1900,64
Kelarutan	: Tidak larut dalam air

## 2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Penunjang

### 2.2.1 2-Bromo Etil Benzena (C<sub>8</sub>H<sub>9</sub>Br)

Tabel II.4 2-Bromo Etil Benzena

Fase	: Cair
Kemurnian, %	: 98
Impuritas, %	: 2 (C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Br <sub>2</sub> )
Berat molekul, kg/kgmol	: 185,06
Titik didih, °C	: 219
Viskositas, Mpa.s	: 0,596
Kapasitas panas, J/kmol.K	: 0,2230
Viskositas	: 0,6044

Densitas, gr/ml, 25 °C	: 1,3550
Panas pembentukan, 25 °C, kkal/gmol	: 13,11
Panas laten penguapan, 25 °C, kkal/kg	: 44,3827
Konduktivitas panas, W/m.K	: 0,17945
Kelarutan	: 0,9156 gr C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br/gr H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> : Tidak larut pada asam encer (< 30%)

### 2.2.2 Etilen Bromida (C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>Br<sub>2</sub>)

Tabel II.5 Spesifikasi Etilen Bromida

Fase	: Cair
Berat molekul, kg/kgmol	: 188
Titik didih, °C	: 131,4
Titik Beku	: 9,9
Viskositas, Mpa.s	: 1,727
Densitas, g/cm <sup>3</sup>	: 2,18
Kapasitas panas, J/kmol.K	: 134,7
Panas pembentukan, 25 °C, kkal/gmol	: 0,067
Konduktivitas panas, W/m.K	: 0,17935
Kelarutan	: 0,8597 gr C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br/gr H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> : Tidak larut dalam asam encer (<30%)

### 2.2.3 Natrium Hidroksida (NaOH 50%)

Tabel II.6 Spesifikasi Natrium Hidroksida

Fase	: Cair
Kemurnian, %	: 50
Impuritas, %	: 50 (H <sub>2</sub> O)
Berat molekul, kg/kgmol	: 40
Titik didih, °C	: 1390
Viskositas, Mpa.s	: 78
Densitas, g/cm <sup>3</sup>	: 1,77
Kapasitas panas, J/kmol.K	: 59,5
Panas pembentukan, 25 °C, kkal/gmol	: -102,506
Konduktivitas panas, Btu/jam ft <sup>2</sup> °F	: 0,881

### 2.2.4 Sulfur Trioksida (SO<sub>3</sub>)

Tabel II.7 Spesifikasi Sulfur Trioksida

Fase	: Cair
Kemurnian, %	: 95
Impuritas, %	: 5 (B <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )
Berat molekul, kg/kgmol	: 80
Titik didih, °C	: 44,8
Viskositas, Mpa.s	: 26,7



Densitas, g/cm <sup>3</sup>	: 1,92
CP rata-rata, (20-60) °C, kkal/kg°C	: 0,77
Panas pembentukan, 25 °C, kkal/gmol	: -94,534
Konduktivitas panas, w/m-K	: 0,92882

### 2.2.5 Boron Trioksida (B<sub>2</sub>O<sub>3</sub>)

*Tabel II.8 Spesifikasi Boron Trioksida*

Fase	: Cair
Berat molekul, kg/kgmol	: 69,64
Titik didih, °C	: 2250
Viskositas, Mpa.s	: 4,96
Densitas, g/cm <sup>3</sup>	: 2,460
Kapasitas panas, J/kmol °k	: 66,9
Panas pembentukan, 25 °C, kkal/gmol	: -300,98
Kelarutan	: Tidak larut dalam asam encer (<30%)

### 2.2.6 Metilen Klorida (CH<sub>2</sub>Cl<sub>2</sub>)

*Tabel II.9 Spesifikasi Metilen Klorida*

Fase	: Cair
Kemurnian, %	: 98,5
Impuritas, %	: 1,5 (C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub> )

Berat molekul, kg/kgmol	: 85
Titik didih, °C	: 39,9
Viskositas, MPa.s	: 0,413
Densitas, g/cm <sup>3</sup>	: 1,33
Kapasitas panas, J/kmol.K	: 1,188
Panas laten penguapan, 25 °C, kkal/kg	: 78,7
Konduktivitas panas, W/m-K	: 0,1392
Kelarutan	: 10,67 gr C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br/gr H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> : Tidak larut dalam asam pekat (>60%)

### 2.2.7 Diklorobenzena (C<sub>6</sub>H<sub>4</sub>Cl<sub>2</sub>)

Tabel II.10 Spesifikasi Diklorobenzena

Fase	: Cair
Berat molekul, kg/kgmol	: 147,004
Titik didih, °C	: 180,19
Titik beku, °C	: 16,7
Viskositas, Mpa.s	: 1,0656
Densitas, g/cm <sup>3</sup>	: 1,30
Kapasitas panas, J/kmol °k	: 1,131
Konduktivitas panas, W/m-k	: 0,124
Kelarutan	: Tidak larut dalam asam pekat (>60%)

### 2.2.8 Air (H<sub>2</sub>O)

Tabel II.11 Spesifikasi Air

Fase	: Cair
Berat molekul, kg/kgmol	: 18
Titik didih, °C	: 100
Titik beku, °C	: 0
Viskositas, Mpa.s	: 0,890
Densitas, g/ml	: 0,9970
Kapasitas panas, J/kmol.k	: 75,385
Konduktivitas panas, W/m-k	: 0,6065

### 2.2.9 Asam Sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)

Tabel II.12 Spesifikasi Asam Sulfat

Fase	: Cair
Kemurnian	: 98 %
Impuritas	: 2 % (H <sub>2</sub> O)
Berat molekul, g/mol	: 98,08
Titik didih, °C	: 337
Viskositas, Mpa.s	: 20,10
Densitas, g/cm <sup>3</sup>	: 1,83

Kapasitas panas, J/kmol.k	: 26,7
Panas pembentukan, Btu/lb.mol	: -316048

(*Chemical properties, Chemical Book*)

## 2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik sodium stirena sulfonat ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses, dan pengendalian kualitas produk.

### 2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. apabila setelah dianalisa ternyata tidak sesuai, maka ada kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada supplier. Oleh karena itu sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku dan bahan-bahan pembantu dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik.

### 2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian proses produksi pabrik ini meliputi aliran dan alat sistem control.

#### 1. Alat Sistem Kontrol

- a. Sensor, digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, thermocouple untuk sensor suhu.
- b. *Controller* dan indikator, meliputi level indikator dan control, *temperature indicator control, pressure control, flow control*.
- c. *Actuator* digunakan untuk manipulate agar variabelnya sama dengan variabel *controller*. Alat yang digunakan *automatic control valve* dan manual *hand valve*.

## 2. Aliran Sistem Kontrol

- a. Aliran *pneumatic* (aliran udara tekan) digunakan untuk valve dari *controller* ke *actuator*.
- b. Aliran elektrik (aliran listrik) digunakan untuk data dari sensor ke *controller*
- c. Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk flow dari sensor ke *controller*.

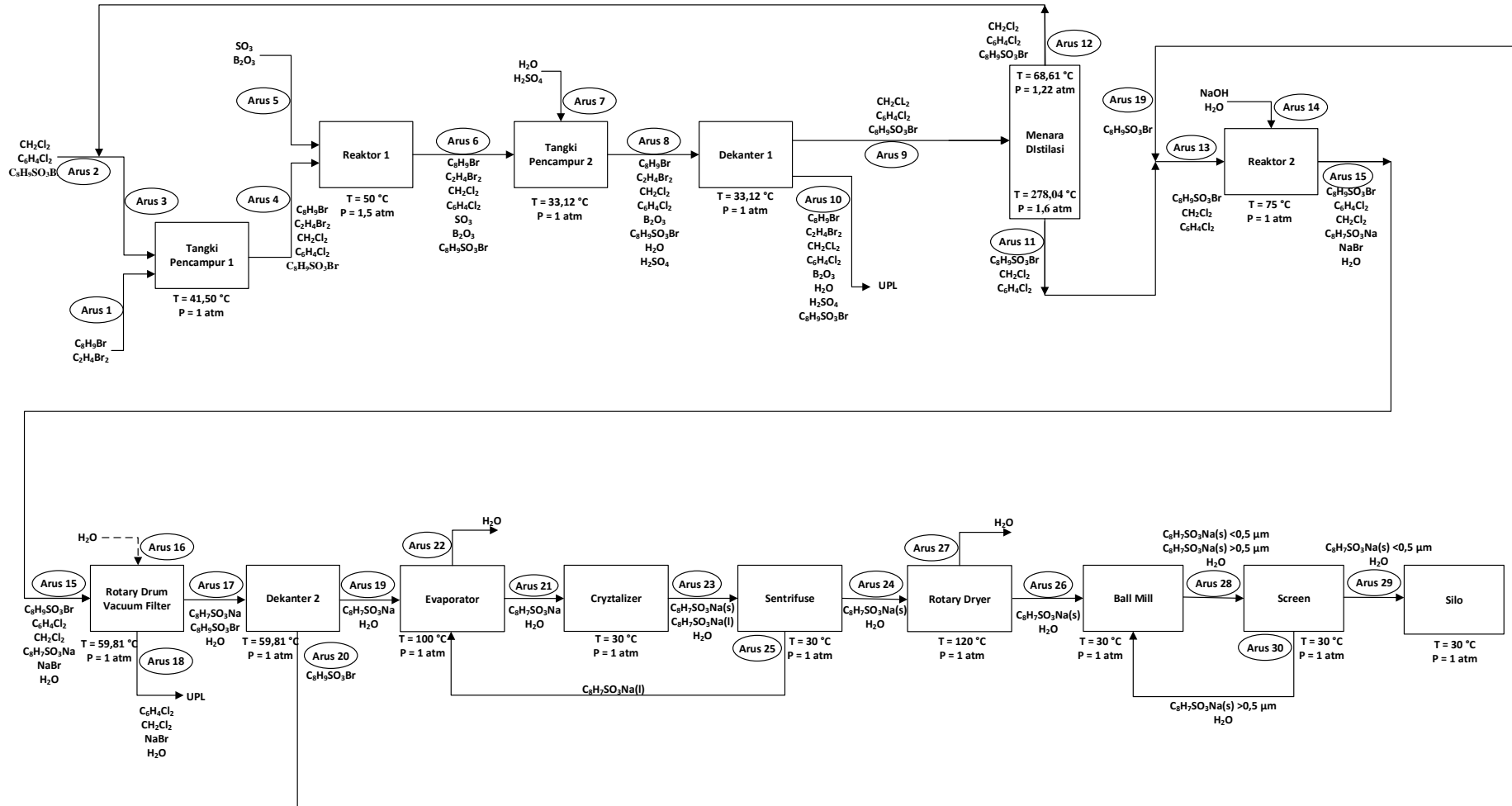
### 2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan. Pengendalian dilakukan setiap tahapan proses mulai dari bahan baku hingga menjadi produk. Pengendalian ini meliputi pengawasan terhadap mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. semua pengawasan mutu dapat dilakukan dengan analisis bahan di laboratorium maupun penggunaan alat kontrol.

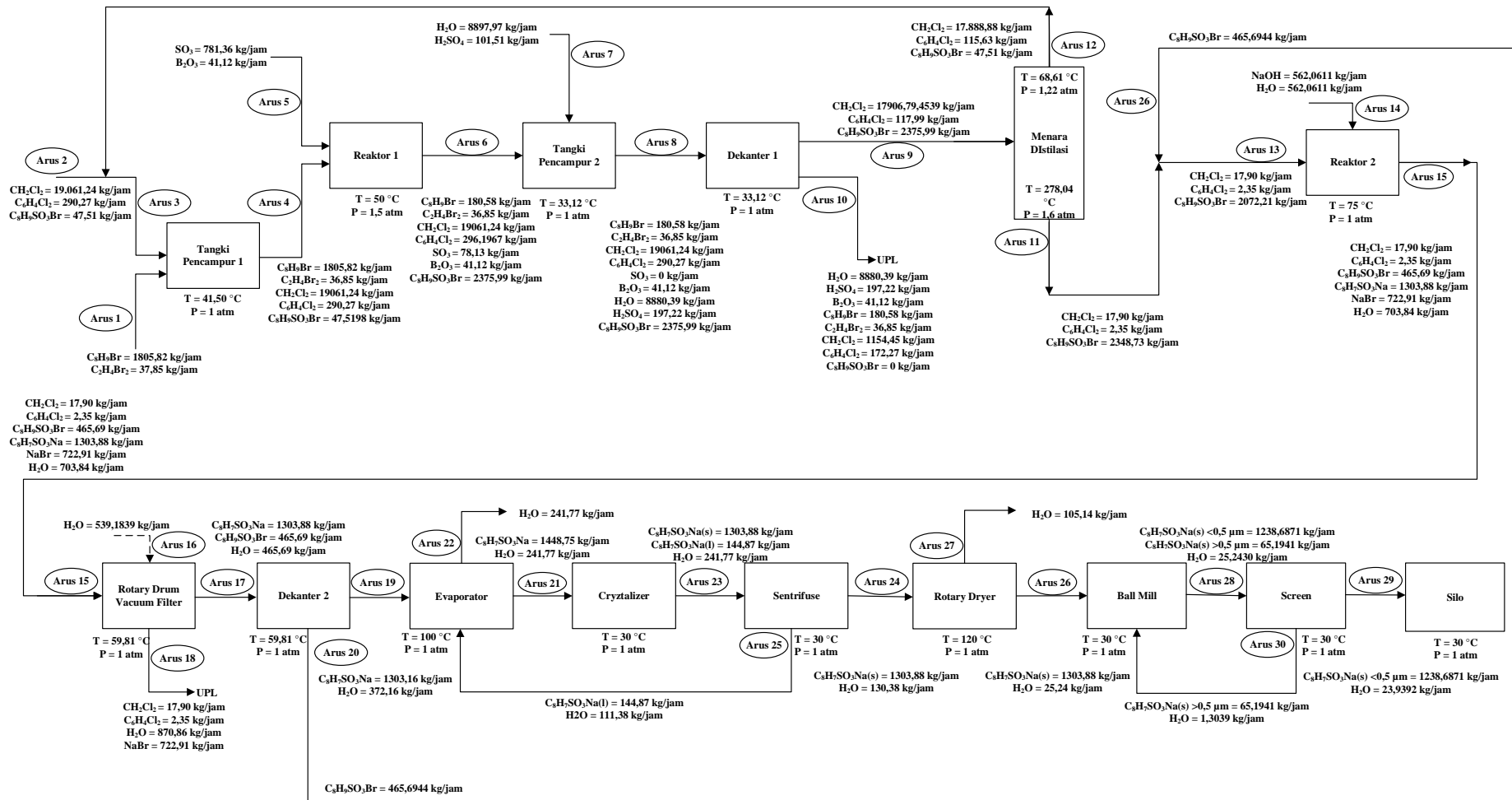
# BAB III PERANCANGAN PROSES

## 3.1 Diagram Alir Proses dan Material

### 3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



### 3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



### 3.2 Uraian Proses

Proses pembuatan sodium stirena sulfonat dari 2-Bromo Etil Benzena secara umum terdapat beberapa tahapan, yaitu:

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap reaksi
3. Tahap pemurnian hasil

#### 3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Mula-mula bahan baku berupa  $C_8H_9Br$  dari tangki penyimpanan dengan kemurnian 98% dilarutkan dengan  $CH_2Cl_2$  di dalam tangki pencampur 1 dengan tujuan untuk melarutkan  $C_8H_9Br$ . Kemudian campuran  $C_8H_9Br$  dan  $CH_2Cl_2$  yang keluar dari tangki pencampur 1 dan  $SO_3$  yang keluar dari tangki dipanaskan sampai suhu  $50^\circ C$  dan selanjutnya dialirkan menggunakan pompa menuju reaktor 1.

#### 3.2.2 Tahap Reaksi

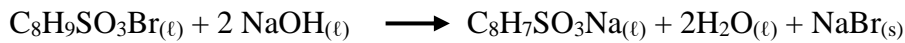
Kondisi reaksi pada reaktor 1 yaitu pada suhu  $50^\circ C$ , tekanan 1 atm, konversi 90% terhadap  $C_8H_9SO_3Br$  selama 1 jam. Reaktor yang dipakai adalah reaktor alir tangki berpengaduk dan dilengkapi dengan jaket pendingin karena reaksi pada Reaktor 1:



Hasil reaksi dari reaktor 1 berupa  $C_8H_9SO_3Br_{(l)}$  dialirkan ke tangki pencampur 2 menggunakan pompa kemudian ditambahkan  $H_2O$  untuk merubah  $SO_3$  menjadi  $H_2SO_4$ . Hasil dari tangki pencampur 2 dipompa ke dekanter 1 untuk dipisahkan, hasil atas berupa fraksi berat yaitu  $CH_2Cl_2$ ,  $C_6H_4Cl$ ,  $C_8H_9SO_3Br$  di alirkan ke menara distilasi, sedangkan hasil bawah berupa fraksi ringan yaitu  $C_8H_9Br$ ,  $C_2H_4Br_2$ ,  $CH_2Cl_2$ ,  $C_6H_4Cl_2$ ,  $H_2O$  dan  $H_2SO_4$  dialirkan menuju unit pengolahan limbah (UPL). Hasil atas dari menara distilasi berupa  $CH_2Cl_2$  dan  $C_6H_4Cl$  di *recycle* menuju tangki bahan, kemudian hasil bawah  $C_8H_9SO_3Br$  akan



dialirkan menuju reaktor 2 untuk direaksikan dengan NaOH 50% . Reaksi yang terjadi adalah dehidrogenasi, Reaksi yang terjadi pada reaktor 2:



Kondisi reaksi pada reaktor yang kedua adalah pada suhu 75 °C, tekanan 1 atm, selama 1/2 jam dan konversi yang dicapai 80%.

### 3.2.3 Tahap Pemurnian

Hasil dari reaktor 2 di alirkan ke dalam *rotary drum vacuum filter* menggunakan pompa untuk menyaring padatan NaBr. Kemudian hasil dari *rotary drum vacuum filter* berupa  $\text{C}_8\text{H}_7\text{SO}_3\text{Na}$ ,  $\text{C}_8\text{H}_9\text{SO}_3\text{Br}$  dan  $\text{H}_2\text{O}$  akan dimasukkan ke dalam dekanter 2 untuk proses pemisahan. Hasil bawah dekanter 2 berupa  $\text{C}_8\text{H}_9\text{SO}_3\text{Br}$  di *recycle* ke aliran masuk reaktor 2. Selanjutnya produk berupa  $\text{C}_8\text{H}_7\text{SO}_3\text{Na}$  dan  $\text{H}_2\text{O}$  masuk kedalam evaporator untuk menguapkan sebagian besar air.  $\text{C}_8\text{H}_7\text{SO}_3\text{Na}$  hasil evaporator akan dikristalkan di dalam *crystalizer*, keluaran *crystalizer* berupa campuran kristal  $\text{C}_8\text{H}_7\text{SO}_3\text{Na}_{(\text{s})}$  dan  $\text{C}_8\text{H}_7\text{SO}_3\text{Na}_{(\ell)}$  akan dimasukan kedalam sentrifuge untuk proses pemisahan, kemudian  $\text{C}_8\text{H}_7\text{SO}_3\text{Na}_{(\ell)}$  di *recycle* ke *crystalizer*. Hasil  $\text{C}_8\text{H}_7\text{SO}_3\text{Na}_{(\text{s})}$  dimasukkan kedalam *rotary dryer* untuk mengurangi kembali Sebagian air yang masih ada,  $\text{C}_8\text{H}_7\text{SO}_3\text{Na}_{(\text{s})}$  akan digiling sesuai ukuran menggunakan ballmill,  $\text{C}_8\text{H}_7\text{SO}_3\text{Na}_{(\text{s})}$  hasil ballmill akan di saring menggunakan screen menyesuaikan ukuran kemudian disimpan dalam silo untuk proses pengemasan dan disimpan dalam gudang produk.

### 3.3 Spesifikasi Alat

#### 3.3.1 Reaktor 1

Tabel III.1 Spesifikasi Reaktor 1

Kode	R-210		
Nama	Reaktor CSTR tangki berpengaduk dengan <i>Jacket</i> pendingin		
Fungsi	Mereaksikan $C_8H_9Br$ dengan $SO_3$ untuk menghasilkan $C_8H_9SO_3Br$		
<b>Kondisi operasi</b>			
Tekanan	1,5 atm	=	22,04 psi
Suhu	50 °C	=	323,15 K
<b>Bahan Konstruksi</b>	<i>Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>		
Diameter shell	2,6767 m		
Tinggi shell	2,6767 m		
Tebal shell	0,3125 in		
Volume shell	15,0538 m <sup>3</sup>		
Tinggi reaktor	3,7389 m		
Volume reaktor	18,3056 m <sup>3</sup>		
<b>Dimensi Head</b>			
Tinggi head:	0,5311	m	
Tebal head :	0,1875	in	
Volume head :	3,2518	m <sup>3</sup>	
<b>Pengaduk</b>			
Jenis impeller :	<i>Turbin with 6 flat blade</i>		
Jumlah impeller :	1		
Jumlah baffle :	4		
Jumlah pengaduk:	1		
Diameter pengaduk :	0,8922	m	
Tinggi pengaduk :	0,1784	m	
Lebar pengaduk :	0,2231	m	

Jarak pengaduk :	0,8922	m
Lebar baffle :	0,2231	m
Kecepatan pengadukan :	88,7195	rpm
Power pengadukan :	30	Hp

### **Jaket Pendingin**

Bahan jaket :	<i>Stainless Steel</i>	
Diameter dalam jaket :	2,6862	m
Diameter luar jaket :	2,9402	m
Tinggi jaket :	2,6767	m
Tebal jaket :	0,5000	in
Beban pendingin :	28.175,01	KJ/Jam
Luas selubung reaktor :	22,4965	m <sup>2</sup>

### 3.3.2 Reaktor 2

*Tabel III.2 Spesifikasi Reaktor 2*

Kode	R-310	
Nama	Reaktor CSTR tangki berpengaduk dengan <i>Jaket</i> pendingin	
Fungsi	Mereaksikan $C_8H_9SO_3Br$ dengan NaOH untuk menghasilkan $C_8H_7SO_3Na$	
	<b>Kondisi Operasi</b>	
Tekanan	1 atm	= 14,7 psi
Suhu	75 °C	= 348,15 K
<b>Bahan Konstruksi</b>	<i>Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>	
Diameter shell :	1,3737	m
Tinggi shell :	1,3737	m
Tebal shell :	0,1875	in
Volume shell :	2,0350	m <sup>3</sup>

Tinggi Reaktor :	1,9320	m
Volume Reaktor :	2,4751	m <sup>3</sup>

#### **Dimensi Head**

Tinggi head:	0,2791	m
Tebal head :	0,1875	in
Volume head :	0,4401	m <sup>3</sup>

#### **Pengaduk**

Jenis impeller :	Turbin with 6 flat blade	
Jumlah impeller :	1	
Jumlah baffle :	4	
Jumlah pengaduk:	1	
Diameter pengaduk :	0,4579	m
Tinggi pengaduk :	0,0916	m
Lebar pengaduk :	0,1145	m
Jarak pengaduk :	0,4579	m
Lebar baffle :	0,1145	m
Kecepatan pengadukan :	4,2723	rpm
Power pengadukan :	0,05	Hp

#### **Jaket Pendingin**

Bahan jaket :	Stainless Stell	
Diameter dalam jaket:	1,3832	m
Diameter luar jaket :	1,6372	m
Tinggi jaket :	1,3737	m
Tebal jaket :	0,25	in
Beban pendingin :	89.229,34	kJ/Jam
Luas selubung reaktor:	5,9255	m <sup>2</sup>

---

### 3.3.3 Spesifikasi Alat Pemisah dan Unit Operasi Pendukung

Tabel III.3 Spesifikasi Tangki Pencampur 1

Kode alat	M-140	
Fungsi	Mencampurkan $C_8H_9Br$ dengan pelarut $CH_2Cl_2$	
Tipe	Silinder tegak dengan alas datar dan tutup Torispherical	
Bahan Konstruksi	Low-alloy SA-204 Grade A	
Kapasitas	15,75	$m^3$
Tekanan	1	atm
Temperatur	30	$^{\circ}C$
Diameter	2,10	m
Tinggi Tangki	5,25	m
Tebal Dinding	0,0063	m
Jumlah pengaduk	1	
Power motor	2	Hp

Tabel III.4 Spesifikasi Tangki Pencampur 2

Kode alat	:	M-230	
Fungsi	:	Mencampur keluaran Reaktor 1 dengan $H_2O$ Silinder tegak dengan alas datar dan tutup	
Tipe	:	Torispherical	
Bahan Konstruksi	:	Low-alloy SA-204 Grade A	
Kapasitas	:	16,38	$m^3$
<b>Kondisi Operasi</b>			
Tekanan	:	1	atm
Temperatur	:	30	$^{\circ}C$
<b>Spesifikasi</b>			
Diameter	:	2,43	m
Tinggi Tangki	:	6,08	m
Tebal Dinding	:	0,0063	m
Jumlah pengaduk	:	1	
Power motor	:	2	Hp

Tabel III.5 Spesifikasi Dekanter 1

Kode	H-232	
Material	Stainless Steel SA 204 grade C	
Geometri	Silinder Horizontal	
Jumlah	1 Unit	
<b>Kondisi Operasi</b>		
Suhu	33,1	°C
Tekanan	1	atm
<b>Spesifikasi</b>		
Tebal Shell	0,8750	in
Tinggi Head	26	cm
Tebal Head	0,1875	in
Diameter	1,25	m
Panjang	2,50	m
Jenis Head	Torispherical Head	
Waktu Tinggal	2,43	menit
ID Pipa Input	4,50	in
OD Pipa Input	3,39	in
ID Pipa Output Atas	2,47	in
OD Pipa Output Atas	2,88	in
ID Pipa Output Bawah	3,07	in
OD Pipa Output Bawah	3,50	in

Tabel III.6 Spesifikasi Menara Distilasi

Kode	D-240	
Fungsi	Memisahkan $C_8H_9SO_3Br$ dengan $CH_2Cl_2$ dan $C_6H_4Cl_2$	
Tipe	Plate tower (sieve tray) berbentuk torispherical roof	
Jumlah	1 alat	
<b>Kondisi Operasi Umpan Menara</b>		
Tekanan	1	atm
Suhu	52	°C
<b>Kondisi Operasi Puncak Menara</b>		

Tekanan	1,2248	atm
Suhu	68,6117	°C
<b>Kondisi Operasi Dasar Menara</b>		
Tekanan	1,6	atm
Suhu	278	°C
<b>Plate</b>		
Jumlah Plate	14	buah
Panjang Weir	0,6528	m
Diameter Hole	0,005	m
Tebal Tray	0,003	m
Jumlah Lubang	2185,1626	buah
<b>Dimensi Menara</b>		
Tinggi Menara	9,9503	m
Diameter	0,8478	m
Tebal <i>Shell</i>	0,1875	in
<b>Dimensi Head</b>		
Tebal Head	0,1875	in
Tinggi Head	7,5648	in
<b>Ukuran Pipa Pemasukan Umpan</b>		
ID	2,067	in
OD	2,38	in
<b>Ukuran Pipa Pengeluaran Uap Puncak</b>		
ID	13,25	in
OD	14	in
<b>Ukuran Pipa Pengeluaran Reflux Menara</b>		
ID	12,09	in
OD	12,75	in
<b>Ukuran Pipa Pengeluaran Dasar Menara</b>		
ID	0,824	in
OD	1,05	in
<b>Ukuran Pipa Pengeluaran Vapor Reboiler</b>		
ID	17,25	in
OD	18	in

Tabel III.7 Spesifikasi Rotary Drum Vacuum Filter

Kode	H-312
Fungsi	Memisahkan padatan yang melarut dari keluaran Reaktor 2

Tipe	<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Jumlah	1	unit
<b>Kondisi Operasi</b>		
Suhu	62	°C
Tekanan	1	atm
<b>Spesifikasi</b>		
Kecepatan Putar Filter	0,0083	rps
Periode Putar	120	s
Sudut Kontak	10,94°	
Pembuatan		
<b>Cake</b>		
Luas Permukaan Drum	307,72	ft
Diameter Drum	7	ft
Panjang Drum	14	ft
Power Pompa Vakum	4,89	Hp
Power Input	5	Hp

*Tabel III.8 Spesifikasi Dekanter 2*

Kode	H-315	
Material	Stainless Steel SA 204 grade C	
Geometri	Silinder Horizontal	
Jumlah	1 Unit	
<b>Kondisi Operasi</b>		
Suhu	62	°C
Tekanan	1	atm
<b>Spesifikasi</b>		
Tebal Shell	0,8750	in
Tinggi Head	11,74	cm
Tebal Head	0,19	in



Diameter	0,34	m
Panjang	0,6776	m
Jenis Head	Torispherical Head	
Waktu Tinggal	0,1425	menit
ID Pipa Input	1,66	in
OD Pipa Input	1,28	in
ID Pipa Output Atas	1,28	in
OD Pipa Output Atas	1,05	in
ID Pipa Output Bawah	0,7420	in
OD Pipa Output Bawah	1,32	in

Tabel III.9 Spesifikasi Evaporator

Kode	V-320	
Fungsi	Menguapkan sebagian besar kandungan air dalam larutan $C_8H_7SO_3Na$ .	
Tipe	<i>Short-Tube Vertical Evaporator</i>	
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>	
Jumlah	1	buah
	<b>Kondisi Operasi</b>	
Tekanan	1	atm
Suhu	100	°C
Kapasitas	2,80	m <sup>3</sup>
	<b>Silinder</b>	
Diameter dalam	52,58	in
Diameter luar	54	in
Tinggi	78,87	in
Tebal	0,1875	in
	<b>Tutup</b>	
Jenis	Torispherical Dished Head	
Tebal	0,1875	in

Tinggi	11,24 in
--------	----------

Tabel III.10 Spesifikasi Crystallizer

Kode	:	E-330	
Fungsi	:	Mengkristalkan $C_8H_7SO_3Na(l)$ keluaran dari evaporator	
Tipe	:	<i>Swenson Walker Crystallizer</i>	
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel, SA 283 Grade C</i>	
Jumlah	:	1	Unit
Rate masuk	:	1818,35	kg/jam
<b>Kondisi Operasi</b>			
Tin			
Bahan masuk	:	150	°C
Pendingin masuk	:	25	°C
Tout			
Bahan keluar	:	30	°C
Pendingin keluar	:	40	°C
Tekanan			
Bahan	:	1	atm
Pendingin	:	1	atm
<b>Spesifikasi</b>			
Q pendingin	:	353572,74	kJ/jam
Jumlah pendingin	:	5632,19	kg/jam
Luas Transfer			
panas	:	104,67	ft <sup>2</sup>
<i>Overall</i>			
<i>Coefficient</i>	:	52,37	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Panjang	:	40	ft
Diameter	:	1,67	ft
<i>Power</i> Pengaduk	:	0,50	Hp

Tabel III.11 Spesifikasi Sentrifuse

Kode	:	H-332
Fungsi	:	Memisahkan $C_8H_7SO_3Na(s)$ dari <i>mother liquor</i> <i>disk-bowl centrifuge</i> berbentuk silinder tegak dengan tutup bawah berbentuk konis ( $\alpha = 45^\circ$ ) dan lubang
Tipe	:	pengeluaran berbentuk bulat.
Bahan		
Konstruksi	:	Carbon steel SA-240 Grade A
Jumlah	:	1 Unit
Kapasitas maksimum	:	8,5186 gpm
<b>Kondisi Operasi</b>		
Suhu	:	30 °C
Tekanan	:	1 atm
<b>Dimensi Sentrifuge</b>		
Tinggi <i>shell</i>	:	9,12 m
Tekanan <i>design</i>	:	15,36 psia
Diameter		
sentrifuge	:	3,04 m
Kecepatan putar	:	500 rpm
<i>Stress</i> sentrifuge	:	0,4446 atm
Power	:	10 Hp
Tinggi		
sentrifuge	:	10,63 m

Tabel III.12 Spesifikasi Rotary Dryer

Kode :	B-336
Fungsi :	Mengeringkan $C_8H_7SO_3Na(s)$
Jenis :	Radial flight with a 45 lip C
Dasar pemilihan :	Sesuai untuk pengeringan padatan

Bahan konstruksi :	Carbon steel SA-285 grade C	
Jumlah :	1	Unit
<b>Kondisi Operasi</b>		
Suhu :	120	°C
Tekanan :	1	atm
<b>Spesifikasi</b>		
Diameter :	1,210	m
Panjang :	10,99	m
Tebal shell :	0,50	inch
Kemiringan :	4	cm/m
Kecepatan putar :	5,77	rpm
Waktu tinggal :	12,23	menit
Daya motor :	15	Hp

Tabel III.13 Spesifikasi Ball Mill

Kode	:	C-340	
Fungsi	:	Menghaluskan $C_8H_7SO_3Na$ menjadi serbuk	
Jenis	:	<i>Double Toothed-Ball Crusher</i>	
Bahan	:	<i>Carbon Steel</i>	
<b>Kondisi operasi</b>			
Suhu	:	30	°C
Tekanan	:	1	atm
<b>Spesifikasi</b>			
Kapasitas	:	1,5933	Ton/jam
Diameter ball	:	1,5, 2 dan 3	in
Kecepatan ball	:	35 rpm	rpm
Daya motor	:	10	Hp

Tabel III.14 Spesifikasi Screen

Kode	:	H-341
------	---	-------

		Menyeragamkan ukuran $C_8H_7SO_3Na$ sebelum
Fungsi	:	masuk ke silo 2
Tipe	:	<i>Vibrating Screen</i>
Bahan	:	<i>Carbon steel</i>
<b>Kondisi Operasi</b>		
Suhu	:	30 °C
Tekanan	:	1 atm
<b>Spesifikasi</b>		
		Ditetapkan kapasitas 20 ton/ ft luas/mm
Kapasitas <i>screen</i>	:	lubang/24jam
Ukuran produk	:	100 mesh
		Digunakan kecepatan vibrasi = 3600 vibrasi
Kecepatan vibrasi	:	permenit
Luas penampang	:	5760 in <sup>2</sup>
Power	:	4 Hp

### 3.3.4 Spesifikasi Alat Penyimpanan

Tabel III.15 Spesifikasi Tangki Penyimpanan 1

Kode	F-110	
Fungsi	Menyimpan bahan metil klorida	
Jenis Tangki	Silinder tegak, alas datar dan tutup <i>cone roof</i>	
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>	
<b>Kondisi Operasi</b>		
Tekanan	:	1 atm
Temperatur	:	30 °C
<b>Dimensi Tangki</b>		
Diameter	:	18 m
Tinggi	:	7 m
Tebal	:	0,1875 in
Volume Tangki	:	1.334 m <sup>3</sup>

<b>Tebal Shell</b>			
Plate 1	:	0,1875	inchi
Plate 2	:	0,1875	inchi
Plate 3	:	0,1875	inchi
<b>Dimensi Head</b>			
Tebal Head	:	3/4	inchi
Tinggi Head	:	10,19	m
Waktu Penyimpanan	:	30	Hari
Diameter Pipa			
Pengeluaran	:	1,61	inchi
Diameter Pipa			
Pengisian	:	23,25	inchi
Jumlah Tangki	:	4	unit

Tabel III.16 Spesifikasi Tangki Penyimpanan 2

Kode	F-120		
Fungsi	Menyimpan bahan 2-Bromo Etil Benzena		
Jenis Tangki	Silinder tegak, alas datar dan tutup <i>cone roof</i>		
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>		
<b>Kondisi Operasi</b>			
Tekanan	:	1	atm
Temperatur	:	30	°C
<b>Dimensi Tangki</b>			
Diameter	:	14	m
Tinggi	:	7	m
Tebal	:	0,1875	in
Volume Tangki	:	1.081	m <sup>3</sup>
<b>Tebal Shell</b>			
Plate 1	:	0,1875	inchi
Plate 2	:	0,1875	inchi

<b>Dimensi Head</b>		
Tebal Head	:	3/4 inchi
Tinggi Head	:	4,613117396 m
Waktu Penyimpanan	:	30 hari
Diameter Pipa		
Pengeluaran	:	1,049 inchi
Diameter Pipa		
Pengisian	:	19,25 inchi
Jumlah Tangki	:	1 unit

Tabel III.17 Spesifikasi Tangki Penyimpanan 3

Kode	F-130	
Fungsi	Menyimpan bahan Sulfur Trioksida	
Jenis Tangki	Silinder tegak, alas datar dan tutup <i>cone roof</i>	
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>	
<b>Kondisi Operasi</b>		
Tekanan	:	1 atm
Temperatur	:	30 °C
<b>Dimensi Tangki</b>		
Diameter	:	9 m
Tinggi	:	5 m
Tebal	:	0,1875 in
Volume Tangki	:	0,3211 m <sup>3</sup>
<b>Tebal Shell</b>		
Plate 1	:	0,1875 inchi
Plate 2	:	0,1875 inchi
<b>Dimensi Head</b>		
Tebal Head	:	1/2 inchi
Tinggi Head	:	1,83 m
Waktu Penyimpanan	:	30 hari

Diameter Pipa			
Pengeluaran	:	0,824	inchi
Diameter Pipa			
Pengisian	:	0,824	inchi

Tabel III.18 Spesifikasi Tangki Penyimpanan 4

Kode	F-220		
Fungsi	Menyimpan bahan Asam Sulfat		
Jenis Tangki	Silinder tegak, alas datar dan tutup <i>cone roof</i>		
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>		
<b>Kondisi Operasi</b>			
Tekanan	:	1	atm
Temperatur	:	30	°C
<b>Dimensi Tangki</b>			
Diameter	:	6	m
Tinggi	:	5	m
Tebal	:	0,1875	in
Volume Tangki	:	143,0843	m <sup>3</sup>
<b>Tebal Shell</b>			
Plate 1	:	0,1875	inchi
Plate 2	:	0,1875	inchi
<b>Dimensi Head</b>			
Tebal Head	:	1/2	inchi
Tinggi Head	:	0,78	m
Waktu Penyimpanan	:	30	hari
Diameter Pipa			
Pengeluaran	:	0,622	inchi
Diameter Pipa Pengisian	:	10,02	inchi
Jumlah Tangki	:	1	unit



Tabel III.19 Spesifikasi Tangki Penyimpanan 5

Kode	F-260	
Fungsi	Menyimpan bahan Natrium Hidroksida	
Jenis Tangki	Silinder tegak, alas datar dan tutup <i>cone roof</i>	
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>	
<b>Kondisi Operasi</b>		
Tekanan	:	1 atm
Temperatur	:	30 °C
<b>Dimensi Tangki</b>		
Diameter	:	11 m
Tinggi	:	5 m
Tebal	:	0,1875 in
Volume Tangki	:	436 m <sup>3</sup>
<b>Tebal Shell</b>		
Plate 1	:	0,1875 inchi
Plate 2	:	0,1875 inchi
<b>Dimensi Head</b>		
Tebal Head	:	1/2 inchi
Tinggi Head	:	2,57 m
Waktu Penyimpanan	:	30 hari
Diameter Pipa		
Pengeluaran	:	1,049 inchi
Diameter Pipa		
Pengisian	:	15,25 inchi
Jumlah Tangki	:	1 unit

Tabel III.20 Spesifikasi Accumulator

Kode	F-232	
Fungsi	Menampung distilat dari Menara Distilasi	
Jenis Tangki	Horizontal Drum Tutup Torispherical	
Jenis Bahan	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>	
<b>Kondisi Operasi</b>		
Tekanan	: 1,2248	atm
Temperatur	: 46,5006	°C
<b>Dimensi Tangki</b>		
Diameter	: 1,0687	m
Panjang	: 3,2060	m
Tebal	: 0,1875	in
Volume Tangki	: 2,9707	m <sup>3</sup>
<b>Dimensi Head</b>		
Tebal Head	: 1/4	inchi
Panjang Head	: 0,23	m
Waktu Penyimpanan	: 0	hari
Diameter Pipa		
Pengeluaran	: 6,625	inchi
Diameter Pipa		
Pengisian	: 6,625	inchi
Jumlah Tangki	: 1	unit

Tabel III.21 Spesifikasi Silo

Kode	F-344	
Fungsi	Menyimpan produk $C_8H_7SO_3Na$	
Jenis Tangki	Silinder tegak, tutup datar dan alas berbentuk kerucut	
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 309</i>	
<b>Kondisi Operasi</b>		
Tekanan:	1	atm
Temperatur:	30	°C
<b>Dimensi Tangki</b>		
Diameter:	5,33	m
Tinggi:	13,33	m
Tebal:	0,38	in

Volume Tangki:	239,18	m <sup>3</sup>
Waktu Penyimpanan	15	hari
Jumlah	1	unit

Tabel III.22 Spesifikasi Gudang Produk

Kode	:	F-350
Fungsi	:	Menyimpan produk akhir untuk kebutuhan selama 30 hari
Tipe	:	Gudang berbentuk persegi panjang ditutup atap.
Panjang gudang	:	16,1729 m
Lebar gudang	:	16,1729 m
Tinggi gudang	:	8,0864 m

### 3.3.5 Spesifikasi Alat Transportasi

Tabel III.23 Spesifikasi Pompa 1

Kode	:	L - 111
Fungsi	:	Mengalirkan CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub> dari tangki bahan baku ke tangki pencampur 1
Type	:	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller	:	<i>Mixed flow impeller</i>
Jumlah	:	1
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial Steel</i>
Suhu	:	30°C
Tekanan	:	1 atm
Total Head(m)	:	5,4 m
<b>Spesifikasi :</b>		
Kapasitas	:	62,60 gpm
Rate Volumetrik	:	418,44 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	:	2,72 ft/s
<b>Ukuran Pipa :</b>		

ID	:	3,068	in
OD	:	3,500	in
IPS	:	3,000	in
Flow Area	:	7,380	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	:	61	%
Power Pompa	:	0,65	HP
Power Motor	:	1	HP

Tabel III.24 Spesifikasi Pompa 2

Kode	:	L-121	
Fungsi	:	Mengalirkan C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br dari tangki tangki pencampur 1	
Type	:	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller	:	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah	:	1	
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial Steel</i>	
Suhu	:	30°C	
Tekanan	:	1 atm	
Total Head(m)	:	5,4 m	
<b>Spesifikasi :</b>			
Kapasitas	:	8,78	gpm
Rate Volumetrik	:	58,71	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	:	2,10	ft/s
<b>Ukuran Pipa :</b>			
ID	:	1,308	in
OD	:	1,660	in
IPS	:	1,250	in
Flow Area	:	1,500	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	:	44	%
Power Pompa	:	0,09	HP
Power Motor	:	0,17	HP

Tabel III.25 Spesifikasi Pompa 3

Kode	:	L-131	
Fungsi	:	Mengalirkan SO <sub>3</sub> dari tangki bahan baku ke reaktor 1	
Type	:	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller	:	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah	:	1	
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial Steel</i>	
Suhu	:	30°C	
Tekanan	:	1,5 atm	
Total Head(m)	:	3,5 m	
Spesifikasi :			
Kapasitas	:	1,98	gpm
Rate Volumetrik	:	13,26	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	:	1,19	ft/s
Ukuran Pipa :			
ID	:	0,824	in
OD	:	1,050	in
IPS	:	0,750	in
Flow Area	:	0,534	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	:	44	%
Power Pompa	:	0,024	HP
Power Motor	:	0,167	HP

Tabel III.26 Spesifikasi Pompa 4

Kode	:	L-141	
Fungsi	:	Memompa larutan dari tangki pencampur 1 ke reaktor 1	
Type	:	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller	:	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah	:	1	

---

Bahan			
Konstruksi	:	<i>Commercial Steel</i>	
Suhu	:	50°C	
Tekanan	:	1,5 atm	
Total Head(m)	:	3,5 m	
Spesifikasi :			
Kapasitas	:	72,58	gpm
Rate			
Volumetrik	:	485,15	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan			
Aliran	:	1,83	ft/s
Ukuran Pipa :			
ID	:	4,026	in
OD	:	4,500	in
IPS	:	4,000	in
Flow Area	:	12,700	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	:	62	%
Power Pompa	:	0,44	HP
Power Motor	:	0,75	HP

---

*Tabel III.27 Spesifikasi Pompa 5*

---

Kode	:	L-211	
Fungsi	:	Memompa larutan dari reaktor 1 ke tangki pencampur 2	
Type	:	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller	:	Mixed flow impeller	
Jumlah	:	1	
Bahan Konstruksi	:	Commercial Steel	
Suhu	:	50°C	
Tekanan	:	1 atm	
Total Head(m)	:	5,4 m	
Spesifikasi :			

---

Kapasitas	:	74,28	gpm
Rate Volumetrik	:	495,96	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	:	1,87	ft/s
Ukuran Pipa :			
ID	:	4,026	in
OD	:	4,500	in
IPS	:	4,000	in
Flow Area	:	12,700	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	:	63	%
Power Pompa	:	0,69	HP
Power Motor	:	1	HP

Tabel III.28 Spesifikasi Pompa 6

Kode	:	L-221	
Fungsi	:	Memompa H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> dari tangki bahan ke tangki pencampur 2	
Type	:	Centrifugal Pump	
Impeller	:	Mixed flow impeller	
Jumlah	:	1	
Bahan Konstruksi	:	Commercial Steel	
Suhu	:	30°C	
Tekanan	:	1 atm	
Total Head	:	3 m	
<b>Spesifikasi :</b>			
Kapasitas	:	0,24	gpm
Rate Volumetrik	:	1,57	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan			
Aliran	:	0,73	ft/s
<b>Ukuran Pipa :</b>			
ID	:	0,364	in
OD	:	0,540	in

IPS	:	0,250	in
Flow Area	:	0,104	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	:	42	%
Power Pompa	:	0,01	HP
Power Motor	:	0,13	HP

Tabel III.29 Spesifikasi Pompa 7

Kode	:	L-231	
Fungsi	:	Memompa larutan dari tangki pencampur 2 ke dekanter 1	
Type	:	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller	:	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah	:	1	
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial Steel</i>	
Suhu	:	30°C	
Tekanan	:	1 atm	
Total Head(m)	:	2 m	
<b>Spesifikasi :</b>			
Kapasitas	:	107,87	gpm
Rate Volumetrik	:	721,02	ft <sup>3</sup> /s
<b>Kecepatan</b>			
Aliran	:	2,72	ft/s
<b>Ukuran Pipa :</b>			
ID	:	4,026	in
OD	:	4,500	in
IPS	:	4,000	in
Flow Area	:	12,700	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	:	70	%
Power Pompa	:	0,37	HP
Power Motor	:	0,50	HP



Tabel III.30 Spesifikasi Pompa 8

Kode	:	L-233B	
Fungsi	:	Memompa larutan keluaran atas dekanter 1 ke UPL	
Type	:	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller	:	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah	:	1	
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial Steel</i>	
Suhu	:	30°C	
Tekanan	:	1 atm	
Total Head(m)	:	2 m	
<b>Spesifikasi :</b>			
Kapasitas	:	41,93	gpm
Rate Volumetrik	:	280,28	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	:	2,81	ft/s
<b>Ukuran Pipa :</b>			
ID	:	2,469	in
OD	:	2,880	in
IPS	:	2,500	in
Flow Area	:	4,790	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	:	55	%
Power Pompa	:	0,19	HP
Power Motor	:	0,50	HP

Tabel III.31 Spesifikasi Pompa 9

Kode	:	L-233A	
Fungsi	:	Memompa larutan bawah dekanter 1 ke menara distilasi	
Type	:	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller	:	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah	:	1	
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial Steel</i>	

---

Suhu	:	30°C	
Tekanan	:	1 atm	
Total Head(m)	:	2 m	
<b>Spesifikasi :</b>			
Kapasitas	:	88,88	gpm
Rate Volumetrik	:	460,37	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	:	2,99	ft/s
<b>Ukuran Pipa :</b>			
ID	:	3,068	in
OD	:	3,500	in
IPS	:	3,000	in
Flow Area	:	7,380	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	:	61	%
Power Pompa	:	1,42	HP
Power Motor	:	2,00	HP

---

Tabel III.32 Spesifikasi Pompa 10

---

Kode	:	L-249	
Fungsi	:	Memompa larutan bawah menara distilasi ke reaktor 2	
Type	:	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller	:	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah	:	1	
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial Steel</i>	
Suhu	:	30°C	
Tekanan	:	1 atm	
Total Head(m)	:	4 m	
<b>Spesifikasi :</b>			
Kapasitas	:	11,15	gpm
Rate Volumetrik	:	74,52	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	:	2,39	ft/s

---

---

<b>Ukuran Pipa :</b>			
ID	:	1,380	in
OD	:	1,660	in
IPS	:	1,250	in
Flow Area	:	1,500	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	:	42	%
Power Pompa	:	0,09	HP
Power Motor	:	0,17	HP

---

Tabel III.33 Spesifikasi Pompa 11

---

Kode	:	L-246	
Fungsi	:	Memompa larutan atas menara distilasi untuk di <i>recycle</i>	
Type	:	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller	:	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah	:	1	
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial Steel</i>	
Suhu	:	30°C	
Tekanan	:	1 atm	
Total Head(m)	:	4 m	
<b>Spesifikasi :</b>			
Kapasitas	:	58,75	gpm
Rate Volumetrik	:	392,69	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	:	2,55	ft/s
<b>Ukuran Pipa :</b>			
ID	:	3,068	in
OD	:	3,500	in
IPS	:	3,000	in
Flow Area	:	7,380	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	:	60	%
Power Pompa	:	0,48	HP
Power Motor	:	0,75	HP

---

Tabel III.34 Spesifikasi Pompa 12

Kode	:	L-243	
Fungsi	:	Memompa larutan untuk <i>reflux</i> menara distilasi	
Type	:	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller	:	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah	:	1	
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial Steel</i>	
Suhu	:	30°C	
Tekanan	:	1 atm	
Total Head(m)	:	3 m	
<b>Spesifikasi :</b>			
Kapasitas	:	36,10	gpm
Rate Volumetrik	:	241,28	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan			
Aliran	:	2,42	ft/s
<b>Ukuran Pipa :</b>			
ID	:	2,469	in
OD	:	2,880	in
IPS	:	2,500	in
Flow Area	:	4,790	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	:	52	%
Power Pompa	:	0,18	HP
Power Motor	:	0,25	HP

Tabel III.35 Spesifikasi Pompa 13

Kode	:	L-261	
Fungsi	:	Memompa NaOH dari tangki penyimpanan ke reaktor 2	
Type	:	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller	:	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah	:	1	

---

Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial Steel</i>	
Suhu	:	75°C	
Tekanan	:	1 atm	
Total Head(m)	:	3 m	
<b>Spesifikasi :</b>			
Kapasitas	:	4,14	gpm
Rate Volumetrik	:	27,65	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	:	1,54	ft/s
<b>Ukuran Pipa :</b>			
ID	:	1,049	in
OD	:	1,320	in
IPS	:	1,000	in
Flow Area	:	0,864	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	:	42	%
Power Pompa	:	0,043	HP
Power Motor	:	0,083	HP

---

*Tabel III.36 Spesifikasi Pompa 14*

---

Kode	:	L-311	
Memompa larutan dari reaktor 2 ke <i>rotary drum</i>			
Fungsi	:	<i>vacuum filter</i>	
Type	:	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller	:	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah	:	1	
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial Steel</i>	
Suhu	:	75°C	
Tekanan	:	1 atm	
Total Head(m)	:	5 m	
<b>Spesifikasi :</b>			
Kapasitas	:	13,43	gpm

---

Rate Volumetrik	:	89,76	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	:	2,12	ft/s
<b>Ukuran Pipa :</b>			
ID	:	1,610	in
OD	:	1,900	in
IPS	:	1,500	in
Flow Area	:	2,720	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	:	42	%
Power Pompa	:	0,20	HP
Power Motor	:	0,50	HP

Tabel III.37 Spesifikasi Pompa 15

Kode	:	L-313	
Fungsi	:	Memompa NaBr dari <i>rotary drum vacuum</i> ke UPL	
Type	:	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller	:	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah	:	1	
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial Steel</i>	
Suhu	:	62°C	
Tekanan	:	1 atm	
Total Head(m)	:	3 m	
<b>Spesifikasi :</b>			
Kapasitas	:	3,42	gpm
Rate Volumetrik	:	22,89	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	:	1,27	ft/s
<b>Ukuran Pipa :</b>			
ID	:	1,049	in
OD	:	1,320	in
IPS	:	1,000	in
Flow Area	:	1,680	in <sup>2</sup>

Efisiensi pompa	:	42	%
Power Pompa	:	0,045	HP
Power Motor	:	0,083	HP

Tabel III.38 Spesifikasi Pompa 16

Kode	:	L-314	
		Memompa larutan dari <i>rotary drum vacuum filter</i> ke	
Fungsi	:	dekanter 5	
Type	:	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller	:	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah	:	1	
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial Steel</i>	
Suhu	:	62°C	
Tekanan	:	1 atm	
Total Head(m)	:	2 m	
<b>Spesifikasi :</b>			
Kapasitas	:	14,81	gpm
Rate Volumetrik	:	98,97	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	:	2,33	ft/s
<b>Ukuran Pipa :</b>			
ID	:	1,610	in
OD	:	1,900	in
IPS	:	1,500	in
Flow Area	:	2,720	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	:	42	%
Power Pompa	:	0,069	HP
Power Motor	:	0,125	HP

Tabel III.39 Spesifikasi Pompa 17

Kode	:	L-316A	
Fungsi	:	Memompa keluaran atas dekanter 2 ke evaporator	
Type	:	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller	:	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah	:	1	
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial Steel</i>	
Suhu	:	62°C	
Tekanan	:	1 atm	
Total Head(m)	:	2,5 m	
<b>Spesifikasi :</b>			
Kapasitas	:	12,71	gpm
Rate Volumetrik	:	84,92	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	:	2,00	ft/s
<b>Ukuran Pipa :</b>			
ID	:	1,610	in
OD	:	1,900	in
IPS	:	1,500	in
Flow Area	:	2,720	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	:	42	%
Power Pompa	:	0,066	HP
Power Motor	:	0,125	HP

Tabel III.40 Spesifikasi Pompa 18

Kode	:	L-316B	
Fungsi	:	Memompa keluaran bawah dekanter 2 ke <i>mixing point (recycle)</i>	
Type	:	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller	:	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah	:	1	



---

Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial Steel</i>	
Suhu	:	62°C	
Tekanan	:	1 atm	
Total Head(m)	:	3 m	
<b>Spesifikasi :</b>			
Kapasitas	:	2,19	gpm
Rate Volumetrik	:	14,67	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	:	1,32	ft/s
<b>Ukuran Pipa :</b>			
ID	:	0,824	in
OD	:	1,050	in
IPS	:	0,750	in
Flow Area	:	1,130	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	:	42	%
Power Pompa	:	0,018	HP
Power Motor	:	0,050	HP

---

*Tabel III.41 Spesifikasi Pompa 19*

---

Kode	:	L-321	
Fungsi	:	Memompa larutan keluaran evaporator ke <i>crystallizer</i>	
Type	:	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller	:	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah	:	1	
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial Steel</i>	
Suhu	:	100°C	
Tekanan	:	1 atm	
Total Head(m)	:	2 m	
<b>Spesifikasi :</b>			
Kapasitas	:	11,84	gpm
Rate Volumetrik	:	79,17	ft <sup>3</sup> /s

---

Kecepatan Aliran	:	1,87	ft/s
<b>Ukuran Pipa :</b>			
ID	:	1,610	in
OD	:	1,900	in
IPS	:	1,500	in
Flow Area	:	2,710	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	:	42	%
Power Pompa	:	0,044	HP
Power Motor	:	0,083	HP

Tabel III.42 Spesifikasi Pompa 20

Kode	:	L-331	
Fungsi	:	Memompa larutan dari <i>crystallizer</i> ke sentrifuse	
Type	:	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller	:	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah	:	1	
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial Steel</i>	
Suhu	:	30°C	
Tekanan	:	1 atm	
Total Head(m)	:	10 m	
<b>Spesifikasi :</b>			
Kapasitas	:	7,44	gpm
Rate Volumetrik	:	49,73	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	:	1,60	ft/s
<b>Ukuran Pipa :</b>			
ID	:	1,380	in
OD	:	1,660	in
IPS	:	1,250	in
Flow Area	:	2,280	in <sup>2</sup>

Efisiensi pompa	:	42%	%
Power Pompa	:	0,155	HP
Power Motor	:	0,250	HP

Tabel III.43 Spesifikasi Pompa 21

Kode	:	L-333	
Fungsi	:	Memompa larutan sentrifuse ke <i>crystalizer (recycle)</i>	
Type	:	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller	:	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah	:	1	
Bahan Konstruksi	:	<i>Commercial Steel</i>	
Suhu	:	30°C	
Tekanan	:	1 atm	
Total Head(m)	:	2 m	
<b>Spesifikasi :</b>			
Kapasitas	:	2,09	gpm
Rate Volumetrik	:	13,97	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	:	1,26	ft/s
<b>Ukuran Pipa :</b>			
ID	:	0,824	in
OD	:	1,050	in
IPS	:	0,750	in
Flow Area	:	0,534	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	:	42	%
Power Pompa	:	0,041	HP
Power Motor	:	0,083	HP

Tabel III.44 Spesifikasi Screw Conveyor 1

Kode	J-334
------	-------

Fungsi	Memindahkan produk dari sentrifuse menuju rotary dryer	
Tipe	<i>vented single screw</i>	
Jumlah	1	unit
Rate Volumetrik	0,6068	ft <sup>3</sup> /menit
Panjang <i>Screw</i>	15	ft
<i>Diameter Flight</i>	9	ft
Diameter Pipa	2,5	ft
Diameter <i>Shaft</i>	2	ft
<i>Power</i>	0,13	Hp

Tabel III.45 Spesifikasi Screw Conveyor 2

Kode	J-342	
Fungsi	Mengangkut $C_8H_7SO_3Na$ <i>recycle</i> padat dari <i>screen</i> menuju <i>ballmill</i>	
Tipe	<i>vented single screw</i>	
Jumlah	1	unit
Rate Volumetrik	0,0441	ft <sup>3</sup> /menit
Panjang <i>Screw</i>	15	ft
<i>Diameter Flight</i>	9	ft
Diameter Pipa	2,5	ft
Diameter <i>Shaft</i>	2	ft
<i>Power</i>	0,13	Hp

Tabel III.46 Spesifikasi Siklon

Kode	H-337	
Fungsi	Untuk memisahkan udara dengan produk yang keluar dari rotary dryer	
Tipe	<i>Cyclone Separator</i>	
Jumlah	1 unit	

Kondisi operasi	30 °C	
Tekanan	1 atm	
Rate Gas	6,5183	ft <sup>3</sup> /s
Luas Penampang	18,7726	in <sup>2</sup>
Tekanan Siklon	1	atm
<i>Tebal Sheel</i>	0,1875	in
Tebal Tutup atas	0,2500	in
Tebal tutup Bawah	0,1875	in

Tabel III.47 Spesifikasi Blower

Kode	G-335	
Fungsi	Menghisap udara di umpankan ke dalam <i>rotary dryer</i>	
Jenis	<i>Backward curve blade centrifugal blower</i>	
Jumlah	1	buah
Laju udara	5728,5757	ft <sup>3</sup> /min
Tekanan	3,5244	psia
Power	1,25	hp

Tabel III.48 Spesifikasi Cooling Conveyor

Kode	E-338	
Fungsi	Mengangkut dan mendinginkan C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na dari <i>rotary dryer</i> menuju <i>cyclone</i>	
Tipe	<i>Horizontal Screw Conveyor - Rotary Cutoff valve</i>	
Bahan	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>	
Temperatur	30°C	
Tekanan	1	atm
Kapasitas	2	ton/jam
Diameter <i>shaft</i>	2	in
Kecepatan putaran	80	rpm
Diameter bagian umpan	9	in

Panjang <i>screw conveyor</i>	30,00	ft
Power motor	0,85	Hp
Panjang jaket pendingin	5	ft
Tebal jaket pendingin	0,1875	in

Tabel III.49 Spesifikasi Bucket Elevator

Kode	J-343	
Fungsi	Mengangkut $C_8H_7SO_3Na$ padat dari <i>screen</i> ke silo	
Jumlah	1	unit
Rate Bahan	1262,6263	kg/jam
Kapasitas Design	1388,8889	ft <sup>3</sup> /menit
Ukuran <i>Bucket Elevator</i>	(6 x 4 x 41/4 - 12) in	
Lebar <i>Bucket</i>	6	in
<i>Projection bucket</i>	4	in
Jarak antar <i>Bucket</i>	12	in
Kecepatan <i>Bucket</i>	225	ft/menit
<i>Power Bucket Elevator</i>	2,5	HP

Tabel III.50 Spesifikasi Expansion Valve 1

Kode	G-212	
Nama Alat	<i>Expansion Valve</i>	
Fungsi	Menurunkan tekanan dari reaktor 1 menuju mixer 2	
Jenis	<i>Globe Valve Open</i>	
Kapasitas	17628,3251	kg/jam
Pin	1,5	atm
Pout	1	atm
Dimensi Alat		
ID	6,065	in
OD	6,625	in

a't	28,9	ft <sup>2</sup>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Stainless Steel AISI type 316</i>	

Tabel III.51 Spesifikasi Expansion Valve 2

Kode	G-244	
Nama Alat	<i>Expansion Valve</i>	
Fungsi	Menurunkan tekanan dari kondensor ke tangki CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	
Jenis	<i>Globe Valve Open</i>	
Kapasitas	14431,9950	kg/jam
Pin	1,2	atm
Pout	1	atm
Dimensi Alat		
ID	17,25	in
OD	18	in
a't	234	ft <sup>2</sup>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Stainless Steel AISI type 316</i>	

Tabel III.52 Spesifikasi Expansion Valve 3

Kode	G-248	
Nama Alat	<i>Expansion Valve</i>	
Fungsi	Menurunkan tekanan dari reboiler menuju reaktor 2	
Jenis	<i>Globe Valve Open</i>	
Kapasitas	1862,4971	kg/jam
Pin	1,6	atm
Pout	1	atm
Dimensi Alat		
ID	2,067	in
OD	2,38	in
a't	3,35	ft <sup>2</sup>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Stainless Steel AISI type 316</i>	

### 3.3.4 Spesifikasi Alat Penukar Panas

Tabel III.53 Spesifikasi Heater 1

Kode	:	E-142	
Fungsi	:	Memanaskan $C_8H_9Br$ dan $CH_2Cl_2$ menuju Reaktor 1	
Type	:	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>	
Jumlah	:	1	Unit
Luas Area	:	8,30	ft <sup>2</sup>
Panjang	:	20	ft
Jumlah Hairpins	:	1	Buah
$U_C$	:	298,66	Btu/(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )
$U_D$	:	72,57	Btu/(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )
Rd	:	0,0104	(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )/Btu
<b>Kondisi Operasi</b>			
Tin			
Annulus	:	42	°C
Inner pipe	:	270	°C
Tout			
Annulus	:	50	°C
Inner pipe	:	270	°C
Tekanan			
Annulus	:	1	atm
Inner pipe	:	1	atm
<b>Annulus (Light Organic)</b>			
IPS	:	2,00	in
Inside Diameter	:	2,07	in
Outside Diameter	:	2,38	in
<b>Inner Pipe (Steam Pemanas)</b>			
IPS	:	1 1/4	in



<i>Inside Diameter</i>	:	1 3/8	in
<i>Outside Diameter</i>	:	1 2/3	in

Tabel III.54 Spesifikasi Heater 2

Kode	:	E-132	
Fungsi	:	Memanaskan SO <sub>3</sub> dan B <sub>2</sub> O <sub>3</sub> menuju Reaktor 1	
Type	:	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>	
Jumlah	:	1	Unit
Luas Area	:	0,50	ft <sup>2</sup>
Panjang	:	20	ft
Jumlah Hairpins	:	1	Buah
U <sub>C</sub>	:	64,23	Btu/(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )
U <sub>D</sub>	:	2,17	Btu/(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )
R <sub>d</sub>	:	0,446	(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )/Btu

**Kondisi Operasi**

*Tin*

Annulus	:	30	°C
<i>Inner pipe</i>	:	270	°C

*Tout*

Annulus	:	50	°C
<i>Inner pipe</i>	:	270	°C

Tekanan

Annulus	:	1	atm
<i>Inner pipe</i>	:	1	atm

**Annulus (Udara) (Medium Organic)**

IPS	:	2	in
<i>Inside Diameter</i>	:	2,067	in
<i>Outside Diameter</i>	:	2,380	in

**Inner Pipe (Gas Pemanas)**

IPS	:	1 1/4	in
<i>Inside Diameter</i>	:	1 3/8	in
<i>Outside Diameter</i>	:	1 2/3	in

Tabel III.55 Spesifikasi Heater 3

Kode	:	E-317	
Fungsi	:	Untuk memanaskan bahan keluaran dari Dekanter 1 menuju Menara Distilasi	
<i>Type</i>	:	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>	
Jumlah	:	1	Unit
Luas Area	:	4,87	ft <sup>2</sup>
Panjang	:	20	ft
Jumlah Hairpins	:	1	Buah
U <sub>C</sub>	:	431,52	Btu/(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )
U <sub>D</sub>	:	21,28	Btu/(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )
R <sub>d</sub>	:	0,4460	(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )/Btu
<b>Kondisi Operasi</b>			
<i>Tin</i>			
Annulus	:	30	°C
<i>Inner pipe</i>	:	270	°C
<i>Tout</i>			
Annulus	:	52	°C
<i>Inner pipe</i>	:	270	°C
Tekanan			
Annulus	:	1	atm
<i>Inner pipe</i>	:	1	atm
<b>Annulus (Udara) (Medium Organic)</b>			
IPS	:	2	in

<i>Inside Diameter</i>	:	2,067	in
<i>Outside Diameter</i>	:	2,380	in
<b>Inner Pipe (Gas Pemanas)</b>			
IPS	:	1 1/4	in
<i>Inside Diameter</i>	:	1 3/8	in
<i>Outside Diameter</i>	:	1 2/3	in

*Tabel III.56 Spesifikasi Cooler 1*

Kode:	E-212		
Fungsi	:Mendinginkan produk reaktor 1 menuju Dekanter 1		
Jumlah	:1 Unit		
Type	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>		
Jenis Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>		
Jumlah Tube:	66	Buah	
<b>Kondisi Operasi</b>			
Tin	Shell	50	°C
	Tube (°C)	25	°C
Tout	Shell (°C)	30	°C
	Tube (°C)	40	°C
Tekanan	<i>Shell</i> (atm)	1	atm
	<i>Tube</i> (atm)	1	atm
<b>Cold Fluid: Tube (Air Pendingin)</b>			
BWG	8,0000	in	
IDt	0,6700	in	
ODt	1,0000	in	
Flow area	0,3550	in <sup>2</sup>	
Passes	2		

---

<b>Hot Fluid: Shell (Liquid)</b>		
IDs	15,2500	in
Baffle	14,9450	in
Passes	1	
A	277,8336	ft <sup>2</sup>
Ud	136,2502	
Uc	259,6471	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Rd	0,0025	
Rd min	0,0010	

---

*Tabel III.57 Spesifikasi Heater 4*

---

Kode	:	E-262	
Fungsi	:	Memanaskan NaOH menuju reaktor 2	
Type	:	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>	
Jumlah	:	1	Unit
Luas Area	:	0,9166	ft <sup>2</sup>
Panjang	:	20	ft
Jumlah Hairpins	:	1	Buah
U <sub>C</sub>	:	108,3429	Btu/(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )
U <sub>D</sub>	:	4,0074	Btu/(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )
Rd	:	0,2403	(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )/Btu
<b>Kondisi Operasi</b>			
Tin			
	Annulus	:	30 °C
	Inner pipe	:	270 °C
Tout			
	Annulus	:	75 °C
	Inner pipe	:	270 °C
Tekanan			

---

Annulus	:	1	atm
Inner pipe	:	1	atm
<b>Annulus (Medium Organic)</b>			
IPS	:	2	in
Inside Diameter	:	2	in
Outside Diameter	:	2	in
<b>Inner Pipe (Steam Pemanas)</b>			
IPS	:	1 1/4	in
Inside Diameter	:	1 3/8	in
Outside Diameter	:	1 2/3	in

Tabel III.58 Spesifikasi Cooler 2

Kode	:	E-250	
Fungsi	:	Mendinginkan C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br dari <i>mixing point</i> ke Reaktor 2	
Type	:	Double Pipe Heat Exchanger	
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA 283 grade C	
Jumlah	:	1	Unit
Luas Area	:	54,19	ft <sup>2</sup>
Panjang	:	20	ft
Jumlah Hairpins	:	5	Buah
U <sub>C</sub>	:	118,71	Btu/(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )
U <sub>D</sub>	:	75,00	Btu/(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )
R <sub>d</sub>	:	0,0049	(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )/Btu
<b>Kondisi Operasi</b>			
<i>Tin</i>			
Annulus	:	262	°C
Inner pipe	:	25	°C
<i>Tout</i>			
Annulus	:	75	°C
Inner pipe	:	40	°C

---

Tekanan			
Annulus	:	1	atm
Inner pipe	:	1	atm
<b>Annulus (<i>Medium Organic</i>)</b>			
IPS	:	2	in
<i>Inside Diameter</i>	:	2,067	in
<i>Outside Diameter</i>	:	2,380	in
<b>Inner Pipe (<i>Air Pendingin</i>)</b>			
IPS	:	1 1/4	in
<i>Inside Diameter</i>	:	1 3/8	in
<i>Outside Diameter</i>	:	1 2/3	in

---

*Tabel III.59 Spesifikasi Cooler 3*

---

Kode:	E-245		
Fungsi	:Mendinginkan produk reaktor 1 ke Dekanter 2		
Jumlah	:1 Unit		
Type	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>		
Jenis Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>		
Jumlah Tube	:	66	Buah
<b>Kondisi Operasi</b>			
Tin			
	Shell	47	°C
	Tube (°C)	25	°C
Tout			
	Shell (°C)	30	°C
	Tube (°C)	40	°C
Tekanan			
	Shell (atm)	1	atm
	Tube (atm)	1	atm
<b><i>Cold Fluid: Tube (Air Pendingin)</i></b>			

---

BWG	8,0000	in
IDt	0,6700	in
ODt	1,0000	in
Flow area	0,3550	in <sup>2</sup>
Passes	2	
<b>Hot Fluid: Shell (Liquid)</b>		
IDs	15,2500	in
Baffle	14,9450	in
Passes	1	
A	277,8336	ft <sup>2</sup>
Ud	117,1689	
Uc	259,6471	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Rd	0,0032	
Rd min	0,0010	

*Tabel III.60 Spesifikasi Heater 5*

Kode	:	-
Fungsi	:	Memanaskan udara untuk blower ke <i>rotary dryer</i>
Type	:	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
Jumlah	:	1 Unit
Luas Area	:	1,62 ft <sup>2</sup>
Panjang	:	12 ft
Jumlah Hairpins	:	1 Buah
U <sub>C</sub>	:	77,04 Btu/(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )
U <sub>D</sub>	:	10,31 Btu/(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )
Rd	:	0,0840 (Jam.°F.ft <sup>2</sup> )/Btu
<b>Kondisi Operasi</b>		
Tin		
Annulus	:	30 °C

Tout	Inner pipe	:	270	°C
	Annulus	:	120	°C
	Inner pipe	:	270	°C
Tekanan	Annulus	:	1	atm
	Inner pipe	:	1	atm
<b>Annulus (<i>Light Organic</i>)</b>				
IPS		:	2,00	in
<i>Inside</i> Diameter		:	2,07	in
<i>Outside</i> Diameter		:	2,38	in
<b>Inner Pipe (<i>Steam Pemanas</i>)</b>				
IPS		:	1 1/4	in
<i>Inside</i> Diameter		:	1,38	in
<i>Outside</i> Diameter		:	1,66	in

*Tabel III.61 Spesifikasi Kondensor*

Kode	:	E-238	
Fungsi	:	Untuk mengembunkan uap hasil atas menara distilasi	
Tipe	:	<i>Double Pipe Cooler</i>	
Bahan	:		
Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>	
Jumlah	:	1	Unit
Luas Area	:	31,82	ft <sup>2</sup>
Panjang	:	20	ft
Jumlah	:		
Hairpins	:	2	Buah
U <sub>C</sub>	:	446,18	BTU/(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )
U <sub>D</sub>	:	122,32	BTU/(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )
Rd	:	0,0059	(Jam.°F.ft <sup>2</sup> )/BTU
<b>Kondisi Operasi</b>			
Tin			
	Annulus	:	69 °C
	Inner pipe	:	25 °C
Tout			



Annulus	:	46,5	°C
Inner pipe	:	40	°C
Tekanan			
Annulus	:	1	atm
Inner pipe	:	1	atm
<b>Annulus (Medium Organic)</b>			
IPS	:	3	in
Inside			
Diameter	:	3,068	in
Outside			
Diameter	:	3,500	in
<b>Inner Pipe (Air Pendingin)</b>			
IPS	:	2	in
Inside			
Diameter	:	2,067	in
Outside			
Diameter	:	2,380	in

Tabel III.62 Spesifikasi Reboiler

Kode	:	E-247
Fungsi	:	Menguapkan sebagian hasil bawah menara destilasi
Jenis Alat	:	Kettle reboiler ( <i>shell and tube</i> )
Jumlah	:	1 unit
Shell Side	:	Cold Fluid (hasil bawah md)
Tube Side	:	Fluida Panas ( <i>steam</i> )
Luas Transfer Panas	:	226,1 ft <sup>2</sup>
<b>Kondisi Operasi</b>		
Tin		
tube	:	270 °C
shell	:	265,29 °C
Tout		
Tube	:	270 °C
Shell	:	265,37 °C
Tekanan		
shell	:	1,156782 atm
Tube	:	55,03 atm
<b>Spesifikasi Shell</b>		
Bahan	:	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>
ID Shell	:	0,411157038 m

panjang (L)	:	3,6576	m
Baffle	:	0,308367778	m
Pass Shell	:	1	

#### Spesifikasi tube

Bahan	:	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>	
jumlah tube (Nt)	:	62	buah
Pass tube (nt)	:	1	
pitch tube	:	1,5625	Triangular
BWG	:	14	
OD tube	:	1,25	inch
ID tube	:	1,08	inch
Pressure Drop	:	0,8800	psi

### 3.4 Neraca Massa

Hasil Perhitungan neraca massa pada proses pembuatan sodium stirena sulfonat dari 2-bromo etil benzene dengan kapasitas produksi 10.000 ton/tahun diuraikan sebagai berikut:

Kapasitas produksi	:	10.000 ton/tahun
	:	1262,6263 kg/jam
Basis perhitungan	:	1 jam operasi
Waktu operasi	:	330 hari/tahun
Bahan baku	:	C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br
Produk	:	Sodium stirena sulfonat C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na

#### 3.4.1 Mixing Point 1

Tabel III.63 Neraca Massa Mixing Point 1

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	F2	F12	F3
CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	1172,3584	17888,8874	19061,2458
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	174,6396	115,6332	290,2728
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	0	47,5198	47,5198

<b>Total</b>	<b>1346,9980</b>	<b>18052,0404</b>	<b>19399,0384</b>
	<b>19399,0384</b>		

### 3.4.2 Tangki Pencampur 1

Tabel III.64 Neraca Massa Tangki Pencampur 1

<b>Komponen</b>	<b>Input (kg/jam)</b>		<b>Output (kg/jam)</b>
	<b>F1</b>	<b>F3</b>	<b>F4</b>
C8H9Br	1805,8287	0	1805,8287
C2H4Br2	36,8536	0	36,8536
CH2Cl2	0	19061,2458	19061,2458
C6H4Cl2	0	290,2728	290,2728
C8H9SO3Br	0	47,5198	47,5198
<b>Total</b>	<b>1842,6824</b>	<b>19399,0384</b>	<b>21241,7208</b>
	<b>21241,7208</b>		

### 3.4.3 Reaktor 1

Tabel III.65 Neraca Massa Reaktor 1

<b>Komponen</b>	<b>Input (kg/jam)</b>		<b>Output (kg/jam)</b>
	<b>F4</b>	<b>F5</b>	<b>F6</b>
C8H9Br	1805,8287	0	180,5829
C2H4Br2	36,8536	0	36,8536
SO3	0	781,3626	78,1363
B2O3	0	41,1243	41,1243
CH2Cl2	19061,2458	0	19061,2458
C6H4Cl2	290,2728	0	290,2728
C8H9SO3Br	47,5198	0	2375,9920
<b>Total</b>	<b>21241,7208</b>	<b>822,4869</b>	<b>22064,2077</b>
	<b>22064,2077</b>		

### 3.4.4 Tangki pencampur 2

Tabel III.66 Neraca Massa Tangki Pencampur 2

<b>Komponen</b>	<b>Input (kg/jam)</b>	<b>Output (kg/jam)</b>
-----------------	-----------------------	------------------------

	<b>F6</b>	<b>F7</b>	<b>F8</b>
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br	180,5829	0	180,5829
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Br <sub>2</sub>	36,8536	0	36,8536
SO <sub>3</sub>	78,1363	0	0
B <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	41,1243	0	41,1243
CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	19061,2458	0	19061,2458
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	290,2728	0	290,2728
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	2375,9920	0	2375,9920
H <sub>2</sub> O	0	8897,9779	8880,3970
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	101,5118	197,2290
<b>Total</b>	<b>22064,2077</b>	<b>8999,4898</b>	<b>31063,6975</b>
	<b>31063,6975</b>		

### 3.4.5 Dekanter 1

Tabel III.67 Neraca Massa Dekanter 1

<b>Komponen</b>	<b>Input (kg/jam)</b>	<b>Output (kg/jam)</b>	
	<b>F8</b>	<b>F9</b>	<b>F10</b>
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br	180,5829	0	180,5829
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Br <sub>2</sub>	36,8536	0	36,8536
B <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	41,1243	0	41,1243
CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	19061,2458	17906,7942	1154,4516
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	290,2728	117,9931	172,2797
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	2375,9920	2375,9920	0
H <sub>2</sub> O	8880,3970	0	8880,3970
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	197,2290	0	197,2290
<b>Total</b>	<b>31063,6974</b>	<b>20400,7792</b>	<b>10662,9182</b>
		<b>31063,6974</b>	

### 3.4.6 Menara Distilasi

Tabel III.68 Neraca Massa Menara Distilasi

<b>Komponen</b>	<b>Input (kg/jam)</b>	<b>Output (kg/jam)</b>	
	<b>F9</b>	<b>F11</b>	<b>F12</b>
CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	17906,7942	17,9068	17888,8874
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	117,9931	2,3599	115,6332
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	2375,9920	2328,4721	47,5198
<b>Total</b>	<b>20400,7792</b>	<b>2348,7388</b>	<b>18052,0404</b>

		<b>20400,7792</b>
--	--	-------------------

### 3.4.7 Mixing point 2

Tabel III.69 Neraca Massa Mixing Point 2

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	F11	F20	F13
CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	17,9068	0	17,9068
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	2,3599	0	2,3599
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	1862,7777	465,6944	2328,4721
<b>Total</b>	<b>1883,0444</b>	<b>465,6944</b>	<b>2348,7388</b>
	<b>2348,7388</b>		

### 3.4.8 Reaktor 2

Tabel III.70 Neraca Massa Reaktor 2

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	F13	F14	F15
CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	17,9068	0	17,9068
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	2,3599	0	2,3599
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	2072,2108	0	465,6944
NaOH	0	562,0611	0
H <sub>2</sub> O	0	562,0611	703,8405
C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na	0	0	1303,8812
NaBr	0	0	722,9170
<b>Total</b>	<b>2092,4775</b>	<b>1124,1222</b>	<b>3216,5997</b>
	<b>3216,5997</b>		

### 3.4.9 Rotary Drum Vacuum Filter

Tabel III.71 Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	F15	F16	F17	F18
CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	17,9068	0	0	17,9068
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	2,3599	0	0	2,3599
C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na(l)	1303,8812	0	1303,8812	0

H <sub>2</sub> O	703,8405	539,1839	372,1619	870,8625
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	465,6944	0	465,6944	0
NaBr	722,9170	0	0	722,9170
<b>Total</b>	<b>3216,5997</b>	<b>539,1839</b>	<b>2141,7374</b>	<b>1614,0461</b>
	<b>3755,7836</b>		<b>3755,7836</b>	

#### 3.4.10 Dekanter 2

Tabel III.72 Neraca Massa Dekanter 2

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	F17	F19	F20
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	465,6944	0	465,6944
H <sub>2</sub> O	1303,8812	372,1619	0
C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na	372,1619	1303,8812	0
<b>Total</b>	<b>2141,7374</b>	<b>1676,0430</b>	<b>465,6944</b>
		<b>2141,7374</b>	

#### 3.4.11 Evaporator

Tabel III.73 Neraca Massa Evaporator

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	F19	F25	F21	F22
C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na	1303,8812	144,8757	1448,7568	0
H <sub>2</sub> O	372,1619	111,3856	241,7737	241,7737
<b>Total</b>	<b>1676,0430</b>	<b>256,2613</b>	<b>1690,5306</b>	<b>241,7737</b>
	<b>1932,3043</b>		<b>1932,3043</b>	

#### 3.4.12 Crystalizer

Tabel III.74 Neraca Massa Crystalizer

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	F21	F23
C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na <sub>(l)</sub>	1448,7568	144,8757
C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na <sub>(s)</sub>	0	1303,8812
H <sub>2</sub> O	241,7737	241,7737
<b>Total</b>	<b>1690,5306</b>	<b>1690,5306</b>

### 3.4.13 Sentrifuse

Tabel III.75 Neraca Massa Sentrifuse

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	F23	F24	F25
C8H7SO3Na(s)	1303,8812	1303,8812	0
C8H7SO3Na(l)	144,8757	0	144,8757
H2O	241,7737	130,3881	111,3856
<b>Total</b>	<b>1690,5306</b>	<b>1434,2693</b>	<b>256,2613</b>
		<b>1690,5306</b>	

### 3.4.14 Rotary Dryer

Tabel III.76 Neraca Massa Rotary Dryer

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	F25	F26	F27
C8H7SO3Na(s)	1303,8812	1303,8812	0
H2O	130,3881	25,2430	105,1451
<b>Total</b>	<b>1434,2693</b>	<b>1329,1242</b>	<b>105,1451</b>
		<b>1434,2693</b>	

### 3.4.15 Ball Mill

Tabel III.77 Neraca Massa Ball Mill

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 26	Arus 30	Arus 28
C8H7SO3Na(s) < 50 µm	1238,6871	0	1238,6871
C8H7SO3Na(s) > 50 µm	0	65,1941	65,1941
H2O	23,9392	1,3039	25,2430
<b>Total</b>	<b>1329,1242</b>		<b>1329,1242</b>

### 3.4.16 Screen

Tabel III.78 Neraca Massa Screen

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	F28	F29	F30
C8H7SO3Na(s) < 50 µm	1238,6871	1238,6871	0

C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na <sub>(s)</sub> > 50 μm	65,1941	0	65,1941
H <sub>2</sub> O	25,2430	23,9392	1,3039
<b>Total</b>	<b>1329,1242</b>	<b>1262,6263</b>	<b>66,4979</b>
		<b>1329,1242</b>	

### 3.5 Neraca Panas

#### 3.5.1 Tangki Pencampur 1

Tabel III.79 Neraca Panas Tangki Pencampur 1

Komponen Energi	ALIRAN MASUK	ALIRAN KELUAR
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
Q in	20205,1801	-
Q out	-	18907,9815
ΔHp	-	1297,1986
Total	20205,1801	20205,1801

#### 3.5.2 Heater 1

Tabel III.80 Neraca Panas Heater 1

ALIRAN MASUK		ALIRAN KELUAR	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br	8978,8156	C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br	45313,1286
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Br <sub>2</sub>	129,5812	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Br <sub>2</sub>	654,7096
CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	114834,2359	CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	582451,0608
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	1837,6909	C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	9273,6221
<b>Jumlah</b>	<b>125780,3236</b>	<b>Jumlah</b>	<b>637692,5210</b>
<i>Q<sub>steam</sub></i>			
Komponen	Energi (kJ/jam)		
<i>Steam</i>	511912,1974		
<b>Jumlah</b>	<b>511912,1974</b>		
<b>Total</b>	<b>637692,5210</b>	<b>Total</b>	<b>637692,5210</b>

#### 3.5.3 Heater 2

Tabel III.81 Neraca Panas Heater 2

ALIRAN MASUK		ALIRAN KELUAR	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
SO <sub>3</sub>	12505,7162	SO <sub>3</sub>	62832,7367
B <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	298,2268	B <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1544,3465
<b>Jumlah</b>	<b>12803,9430</b>	<b>Jumlah</b>	<b>64377,0832</b>



<i>Q<sub>steam</sub></i>			
Komponen	Energi (kJ/jam)		
<i>Steam</i>	51573,1402		
<b>Jumlah</b>	<b>51573,1402</b>		
<b>Total</b>	<b>64377,0832</b>	<b>Total</b>	<b>64377,0832</b>

### 3.5.4 Reaktor 1

Tabel III.82 Neraca Panas Reaktor 1

ALIRAN MASUK		ALIRAN KELUAR	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br	45313,1286	C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br	4531,3129
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Br <sub>2</sub>	654,7096	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Br <sub>2</sub>	654,7096
CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	582451,0608	CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	6283,2737
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	9273,6221	C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	1544,3465
<b>Jumlah</b>	<b>637692,5210</b>	C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	582451,0608
		SO <sub>3</sub>	9273,6221
<b>Komponen</b>	<b>Energi (kJ/jam)</b>	B <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	86012,6250
SO <sub>3</sub>	62832,7367	<b>Jumlah</b>	<b>690750,9504</b>
B <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1544,3465	<i>Q<sub>reaksi</sub></i>	
<b>Jumlah</b>	<b>64377,0832</b>	<b>Komponen</b>	<b>Energi (kJ/jam)</b>
		Jumlah	-15136,0260
<b>Komponen</b>	<b>Energi (kJ/jam)</b>	<b>Total</b>	<b>-15136,0260</b>
<i>Cooling water</i>	-26454,6798		
<b>Jumlah</b>	<b>-26454,6798</b>		
<b>Total</b>	<b>675614,9245</b>	<b>Total</b>	<b>675614,9245</b>

### 3.5.5 Tangki Pencampur 2

Tabel III.83 Neraca Panas Tangki Pencampur 2

Komponen Energi	ALIRAN MASUK	ALIRAN KELUAR
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
Q in	51788,0993	-
Q out	-	169279,5025
ΔH <sub>p</sub>	-	-117491,4032
Total	51788,0993	51788,0993

### 3.5.6 Cooler 1

Tabel III.84 Neraca Panas Cooler 1

ALIRAN MASUK		ALIRAN KELUAR	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br	4531,3129	C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br	897,8816
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Br <sub>2</sub>	654,7096	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Br <sub>2</sub>	129,5812
CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	6283,2737	CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	1250,5716
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	1544,3465	C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	298,2268
SO <sub>3</sub>	582451,0608	SO <sub>3</sub>	114834,2359
B <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	9273,6221	B <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1837,6909
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	86012,6250	C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	17033,4689
<b>Jumlah</b>	<b>690750,9504</b>	<b>Jumlah</b>	<b>136281,6569</b>
<i>Q<sub>cw</sub></i>			
<b>Komponen</b>	<b>Energi (kJ/jam)</b>		
<i>Cooling water</i>	-554469,2936		
<b>Jumlah</b>	<b>-554469,2936</b>		
<b>Total</b>	<b>136281,6569</b>	<b>Total</b>	<b>136281,6569</b>

### 3.5.7 Heater 3

Tabel III.85 Neraca Panas Heater 3

ALIRAN MASUK		ALIRAN KELUAR	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	107879,2566	CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	582726,0663
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	747,0036	C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	4012,6919
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	17033,4687	C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	91562,4844
<b>Jumlah</b>	<b>125659,7289</b>	<b>Jumlah</b>	<b>678301,2426</b>
<i>Q<sub>steam</sub></i>			
<b>Komponen</b>	<b>Energi (kJ/jam)</b>		
<i>Steam</i>	552641,5137		
<b>Jumlah</b>	<b>552641,5137</b>		
<b>Total</b>	<b>678301,2426</b>	<b>Total</b>	<b>678301,2426</b>

### 3.5.8 Menara Distilasi

Tabel III.86 Neraca Panas Menara Distilasi

ALIRAN MASUK		ALIRAN KELUAR	
<i>Q<sub>feed</sub></i>		<i>Q<sub>distilat</sub></i>	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)

CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	582726,0663	CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	468897,6669
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	4012,6919	C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	3172,0705
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	91562,4844	C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	1476,9493
<b>Jumlah</b>	<b>678301,2426</b>	<b>Jumlah</b>	<b>473546,6867</b>
<b><i>Q<sub>reboiler</sub></i></b>		<b><i>Q<sub>bottom</sub></i></b>	
<b>Komponen</b>	<b>Energi (kJ/jam)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Energi (kJ/jam)</b>
<i>Steam</i>	42336,9148	CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	5306,2376
<b>Jumlah</b>	<b>42336,9148</b>	C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	655,0021
		C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	732841,1645
		<b>Jumlah</b>	<b>738802,4042</b>
		<b><i>Q<sub>condensor</sub></i></b>	
		<b>Komponen</b>	<b>Energi (kJ/jam)</b>
		<i>Cooling water</i>	-491710,9335
		<b>Jumlah</b>	<b>-491710,9335</b>
<b>Total</b>	<b>720638,1574</b>	<b>Total</b>	<b>720638,1574</b>

### 3.5.9 Mixing Point 2

Tabel III.87 Neraca Panas Mixing Point 2

ALIRAN MASUK		ALIRAN KELUAR	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	905559,6578	C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	929142,9002
<b>Jumlah</b>	<b>905559,6578</b>	<b>Jumlah</b>	<b>929142,9002</b>
<b>Komponen</b>	<b>Energi (kJ/jam)</b>		
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	23583,2425		
<b>Jumlah</b>	<b>23583,2425</b>		
<b>Total</b>	<b>929142,9002</b>	<b>Total</b>	<b>929142,9002</b>

### 3.5.10 Cooler 2

Tabel III.88 Neraca Panas Cooler 2

ALIRAN MASUK		ALIRAN KELUAR	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	929142,9002	C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	170596,6025
<b>Jumlah</b>	<b>929142,9002</b>	<b>Jumlah</b>	<b>170596,6025</b>
<b><i>Q<sub>cw</sub></i></b>			
<b>Komponen</b>	<b>Energi (kJ/jam)</b>		
<i>Cooling water</i>	-758546,2977		
<b>Jumlah</b>	<b>-758546,2977</b>		

<b>Total</b>	<b>170596,6025</b>	<b>Total</b>	<b>170596,6025</b>
--------------	--------------------	--------------	--------------------

### 3.5.11 Heater 4

Tabel III.89 Neraca Panas Heater 4

ALIRAN MASUK		ALIRAN KELUAR	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
NaOH	6120,8166	NaOH	61160,7098
H <sub>2</sub> O	11776,7770	H <sub>2</sub> O	117323,4749
<b>Jumlah</b>	<b>17897,5936</b>	<b>Jumlah</b>	<b>178484,1847</b>
<i>Q<sub>steam</sub></i>			
Komponen	Energi (kJ/jam)		
Steam	160586,5911		
<b>Jumlah</b>	<b>160586,5911</b>		
<b>Total</b>	<b>178484,1847</b>	<b>Total</b>	<b>178484,1847</b>

### 3.5.12 Reaktor 2

Tabel III.90 Neraca Panas Reaktor 2

ALIRAN MASUK		ALIRAN KELUAR	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	170596,6025	C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na <sub>(l)</sub>	60501,8959
<b>Jumlah</b>	<b>170596,6025</b>	H <sub>2</sub> O	146918,2057
		C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	34119,3205
Komponen	Energi (kJ/jam)	NaBr	35527,6242
NaOH	61160,7098	<b>Jumlah</b>	<b>277067,0463</b>
H <sub>2</sub> O	117323,4749	<i>Q<sub>reaksi</sub></i>	
<b>Jumlah</b>	<b>178484,1847</b>	Komponen	Energi (kJ/jam)
<i>Q<sub>steam</sub></i>		Jumlah	<b>-35992,0672</b>
Komponen	Energi (kJ/jam)		
Steam	-108005,8082		
<b>Jumlah</b>	<b>-108005,8082</b>		
<b>Total</b>	<b>241074,9791</b>	<b>Total</b>	<b>241074,9791</b>

### 3.5.13 Rotary Drum Vacuum Filter

Tabel III.91 Neraca Panas Rotary Drum Vacuum Filter

ALIRAN MASUK		ALIRAN KELUAR	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na	60501,8959	NaBr	32586,7691
H <sub>2</sub> O	146918,2057	H <sub>2</sub> O	154851,9227
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	34119,3205	<b>Jumlah</b>	<b>187438,6918</b>
NaBr	35527,6242		
<b>Jumlah</b>	<b>277067,0463</b>	<b>Komponen</b>	<b>Energi (kJ/jam)</b>
		C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na	16904,8212
<b>Komponen</b>	<b>Energi (kJ/jam)</b>	H <sub>2</sub> O	66175,7506
H <sub>2</sub> O	0,0000	C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	6547,7828
<b>Jumlah</b>	<b>0,0000</b>	<b>Jumlah</b>	<b>89628,3546</b>
<b>Total</b>	<b>277067,0463</b>	<b>Total</b>	<b>277067,0463</b>

### 3.5.14 Evaporator

Tabel III.92 Neraca Panas Evaporator

ALIRAN MASUK		ALIRAN KELUAR	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na	41825,5111	H <sub>2</sub> O	75729,2635
H <sub>2</sub> O	54117,2960	<b>Jumlah</b>	<b>75729,2635</b>
<b>Jumlah</b>	<b>95942,8072</b>	<b>Q<sub>19</sub></b>	
<b>Q<sub>steam</sub></b>		<b>Komponen</b>	<b>Energi (kJ/jam)</b>
<b>Komponen</b>	<b>Energi (kJ/jam)</b>	H <sub>2</sub> O	75729,2635
Steam	157545,6687	C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na	102029,9490
<b>Jumlah</b>	<b>157545,6687</b>	<b>Jumlah</b>	<b>177759,2124</b>
<b>Total</b>	<b>253488,4759</b>	<b>Total</b>	<b>253488,4759</b>

### 3.5.15 Crystallizer

Tabel III.93 Neraca Panas Crystallizer

ALIRAN MASUK		ALIRAN KELUAR	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na <sub>(l)</sub>	102029,9490	C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na <sub>(s)</sub>	7428,6652
H <sub>2</sub> O	75729,2635	C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na <sub>(l)</sub>	658,4829
<b>Jumlah</b>	<b>177759,2124</b>	H <sub>2</sub> O	5065,8467
<b>Q<sub>cw</sub></b>		<b>Jumlah</b>	<b>13152,9948</b>
<b>Komponen</b>	<b>Energi (kJ/jam)</b>	<b>Q<sub>kristalisasi</sub></b>	

<i>Cooling water</i>	-164739,9151	<b>Komponen</b>	<b>Energi (kJ/jam)</b>
<b>Jumlah</b>	<b>-164739,9151</b>	<b>Jumlah</b>	<b>-133,6974</b>
<b>Total</b>	<b>13019,2974</b>	<b>Total</b>	<b>13019,2974</b>

### 3.5.16 Rotary Dryer

Tabel III.94 Neraca Panas Rotary Dryer

ALIRAN MASUK		ALIRAN KELUAR	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na	7428,665169	H <sub>2</sub> O	14535,7145
H <sub>2</sub> O	2732,001452	<b>Jumlah</b>	<b>14535,7145</b>
<b>Jumlah</b>	<b>10160,6666</b>		
<i>Q<sub>steam</sub></i>		Komponen	Energi (kJ/jam)
Komponen	Energi (kJ/jam)	H <sub>2</sub> O	23258,2802
<i>Steam</i>	29250,3092	C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na	1616,9811
<b>Jumlah</b>	<b>29250,3092</b>	<b>Jumlah</b>	<b>24875,2613</b>
<b>Total</b>	<b>39410,9758</b>	<b>Total</b>	<b>39410,9758</b>

### 3.5.17 Cooling Conveyor

Tabel III.95 Neraca Panas Cooling Conveyor

ALIRAN MASUK		ALIRAN KELUAR	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na <sub>(s)</sub>	23258,2802	C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na <sub>(s)</sub>	7428,6652
H <sub>2</sub> O	1616,9811	H <sub>2</sub> O	528,9134
<b>Jumlah</b>	<b>24875,2613</b>	<b>Jumlah</b>	<b>7957,5786</b>
<i>Q<sub>cw</sub></i>			
Komponen	Energi (kJ/jam)		
<i>Cooling water</i>	-16917,6827		
<b>Jumlah</b>	<b>-16917,6827</b>		
<b>Total</b>	<b>7957,5786</b>	<b>Total</b>	<b>7957,5786</b>

### 3.5.18 Cooler 3

Tabel III.96 Neraca Panas Cooler 3

ALIRAN MASUK		ALIRAN KELUAR	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	468897,6669	CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	107771,3774
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	3172,0705	C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	732,0635

C8H9SO3Br	1476,9493	C8H9SO3Br	340,6694
<b>Jumlah</b>	<b>473546,6867</b>	<b>Jumlah</b>	<b>108844,1103</b>
<i>Q<sub>cw</sub></i>			
<b>Komponen</b>	<b>Energi (kJ/jam)</b>		
<i>Cooling water</i>	-364702,5764		
<b>Jumlah</b>	<b>-364702,5764</b>		
<b>Total</b>	<b>108844,1103</b>	<b>Total</b>	<b>108844,1103</b>

### 3.5.19 Heater 5

Tabel III.97 Neraca Panas Heater 5

ALIRAN MASUK		ALIRAN KELUAR	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
N2	13895,22	C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br	264724,82
O2	14088,64	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Br <sub>2</sub>	270484,59
<b>Jumlah</b>	<b>27983,86</b>	<b>Jumlah</b>	<b>535209,40</b>
<i>Q<sub>steam</sub></i>			
<b>Komponen</b>	<b>Energi (kJ/jam)</b>		
<i>Steam</i>	507225,55		
<b>Jumlah</b>	<b>507225,55</b>		
<b>Total</b>	<b>535209,40</b>	<b>Total</b>	<b>535209,40</b>

## BAB IV

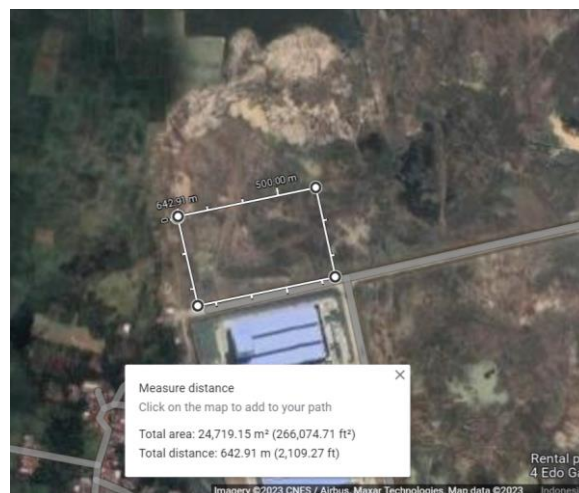
### PERANCANGAN PABRIK

Perancangan pabrik merupakan syarat penting untuk memperkirakan biaya dan keperluan lainnya secara akurat sebelum mendirikan pabrik yang meliputi desain sarana perpipaan, fasilitas bangunan, jenis dan jumlah peralatan dan kelistrikan. Hal ini secara khusus akan memberikan informasi yang dapat diandalkan terhadap biaya bangunan dan tempat sehingga dapat diperoleh perhitungan biaya yang terperinci sebelum pendirian.

#### 4.1 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi berdirinya suatu pabrik merupakan salah satu aspek penting yang harus diperhatikan dalam merancang pabrik. Secara geografis, penentuan lokasi pabrik sangat menentukan kemajuan serta kelangsungan dari suatu industri kini dan pada masa yang akan datang karena berpengaruh terhadap faktor produksi dan distribusi dari pabrik yang didirikan. Pemilihan lokasi pabrik harus tepat berdasarkan perhitungan biaya produksi dan distribusi yang seminimal mungkin serta pertimbangan sosiologi dan budaya masyarakat di sekitar lokasi pabrik. (Timmerhaus,2004).

Dalam perancangan pabrik Sodium Stirena Sulfonat dengan kapasitas 10.000 ton/tahun ini direncanakan akan didirikan di kawasan industri Modern Cikande Tangerang, Banten. Dengan lokasi pendirian dapat dilihat dari Gambar 4.1



*Gambar IV.1 Rencana Lokasi Pabrik*



Dalam pra-rancangan pabrik sodium stirena sulfonat yang didirikan di sekitar Kawasan Industri Tangerang, Banten ini meninjau dari beberapa pertimbangan sebagai berikut:

#### 4.1.1 Faktor Primer

Faktor primer merupakan faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik yang meliputi proses produksi dan distribusi.

##### a. Persediaan Bahan Baku

Lokasi pabrik sebaiknya dekat dengan penyediaan bahan baku dan pemasaran produk untuk menghemat biaya transportasi. Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan sodium stirena sulfonat berupa  $C_8H_9Br$ ,  $CH_2Cl_2$ , dan  $SO_3$ , serta bahan pendukung berupa  $H_2SO_4$  dan  $NaOH$ . 2-Bromo Etil Benzena ( $C_8H_9Br$ ) diperoleh melalui impor dari Shandong Moris Chemical Co, LTD., China;  $SO_3$  dari Biotechnology Co., Ltd, Shanghai, China;  $CH_2Cl_2$  didapatkan dari Dow Corning, Carrolton, United States;  $H_2SO_4$  dari PT. Timur Raya Tunggal, Karawang, Jawa Barat dan  $NaOH$  didapatkan dari PT. Sulfindo Adiusaha, Serang, Banten Pengiriman bahan baku dapat dilakukan melalui darat maupun jalan laut hingga ke kawasan industri Modern Cikande, Serang, Banten.

##### b. Pemasaran Produk

Pemasaran merupakan salah satu hal yang sangat mempengaruhi studi kelayakan proses. Dengan pemasaran yang tepat akan menghasilkan keuntungan dan menjamin kelangsungan proyek, sodium stirena sulfonat merupakan bahan yang sangat dibutuhkan oleh banyak industri baik sebagai bahan utama atau sebagai bahan pembantu. Sehingga diusahakan pendirian pabrik dilakukan di suatu kawasan industri.

##### c. Penyediaan Utilitas

Utilitas yang diperlukan adalah pembangkit listrik, unit penyediaan bahan bakar, unit pembangkit *steam*, unit pengadaan dan pengolahan air, kebutuhan listrik yang diperoleh dari PT. Perusahaan Listrik Negara (PLN).

#### d. Transportasi

Sarana transportasi di kawasan industri Tangerang, Banten ini dapat terbilang sangat memadai karena memiliki berbagai jalur lalu lintas darat serta ketersediaan jalur untuk sarana transportasi yang cukup besar untuk menyuplai bahan baku atau mengirimkan produk dalam jumlah banyak

Kawasan Industri Modern Cikande berlokasi strategis di Cikande, Serang, Banten; kira-kira 68 km dari Jakarta, 76 km dari Pelabuhan Tanjung Priok dan 60 km dari Bandara Internasional Soekarno-Hatta. Modern Cikande dapat diakses melalui tol Jakarta-Merak kemudian keluar melalui pintu tol Ciujung. Pelabuhan Bojonegara yang berjarak dekat dengan kawasan dan akan menjadi sentra pengangkutan barang untuk keperluan ekspor-impor terbesar di Indonesia.

#### e. Tenaga Kerja

Sebagai kawasan industri, daerah ini merupakan salah satu tujuan para pencari kerja. Berdasarkan data yang dirilis oleh Badan Pusat Statistik (BPS) Banten, tingkat pengangguran terbuka (TPT) di Banten per february 2023 mencapai 7,97% atau sebanyak 486.170 orang. Dengan adanya pabrik berlokasi di Tangerang, Banten ini diharapkan tingkat pengangguran terbuka dapat menurun dengan adanya lapangan pekerjaan yang tersedia.

### 4.1.2 Faktor Sekunder

#### a. Kebijakan Pemerintah

Daerah Tangerang yang merupakan daerah industri mempermudah pendirian pabrik dikarenakan pemerintah daerah yang sudah terbiasa dengan pendirian pabrik di daerah tersebut. Pemerintah Tangerang yang ingin meningkatkan kondisi perindustrian daerah ini juga akan diuntungkan dengan adanya pendirian pabrik baru ini. Oleh karena itu maka pendirian pabrik ini akan mendapat dukungan dari pemerintah baik pusat maupun daerah, sehingga fasilitas dan perijinan pendirian pabrik akan dipermudah. Di samping itu, pabrik yang didirikan juga harus berwawasan lingkungan, artinya keberadaan pabrik tersebut tidak mengganggu atau

merusak lingkungan sekitarnya dan tidak bertentangan dengan kebijakan pemerintah.

b. Lingkungan Masyarakat Sekitar

Sikap masyarakat sekitar cukup terbuka dengan berdirinya pabrik sodium stirena sulfonat, hal ini disebabkan akan terjadi peningkatan kesejahteraan masyarakat karena akan tersedianya lapangan pekerjaan baru bagi mereka. Selain itu pendirian pabrik ini tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya karena dampak dan faktor-faktornya sudah dipertimbangkan sebelum pabrik berdiri.

c. Sarana dan Prasarana Sosial

Sarana dan prasarana harus tersedia seperti jalan, transportasi, tempat ibadah, sarana pendidikan, rumah sakit, bank, hiburan, perumahan, serta adanya penyediaan bengkel industri sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

## 5.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah suatu perencanaan dan perintegrasian aliran dari komponen-komponen produksi suatu pabrik, sehingga diperoleh suatu hubungan yang efisien dan efektif antara operator, peralatan dan gerakan material dari bahan baku menjadi produk. Desain yang rasional harus memasukkan unsur lahan proses, storage (persediaan) dan lahan alternatif (*are handling*) dalam posisi yang efisien dan dengan mempertimbangkan faktor faktor sebagai berikut (Peters, 2004) :

- a. Urutan proses produksi,
- b. Pengembangan lokasi baru atau penambahan/perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang,
- c. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, steam proses, tenaga listrik dan bahan baku,
- d. Pemeliharaan dan perbaikan,

- e. Keamanan (*safety*) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja,
- f. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya memenuhi syarat,
- g. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi,
- h. Masalah pembuangan limbah cair,
- i. Service area seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

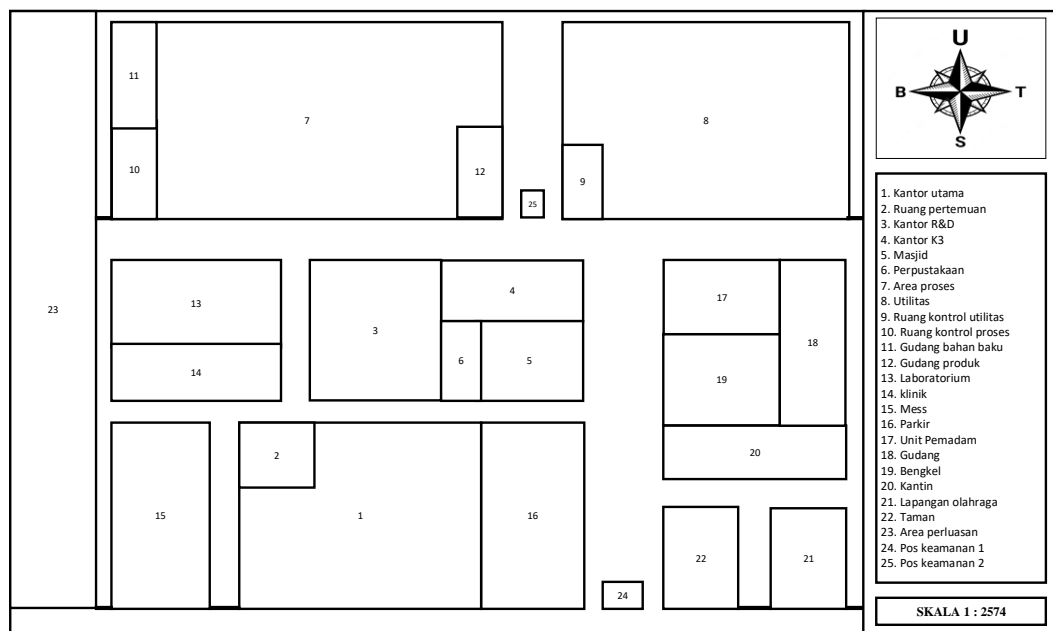
Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

*Tabel IV.1 Luas Bangunan*

No	Lokasi	Luas m <sup>2</sup>
1	Kantor utama	1802
2	Ruang pertemuan	257
3	Kantor R&D	772
4	Kantor K3	257
5	Masjid	257
6	Perpustakaan	309
7	Area proses	3862
8	Utilitas	2575
9	Ruang kontrol utilitas	412
10	Ruang kontrol proses	412
11	Gudang bahan baku	1159
12	Gudang produk	1030
13	Laboratorium	515
14	klinik	309
15	Mess	772
16	Parkir	901

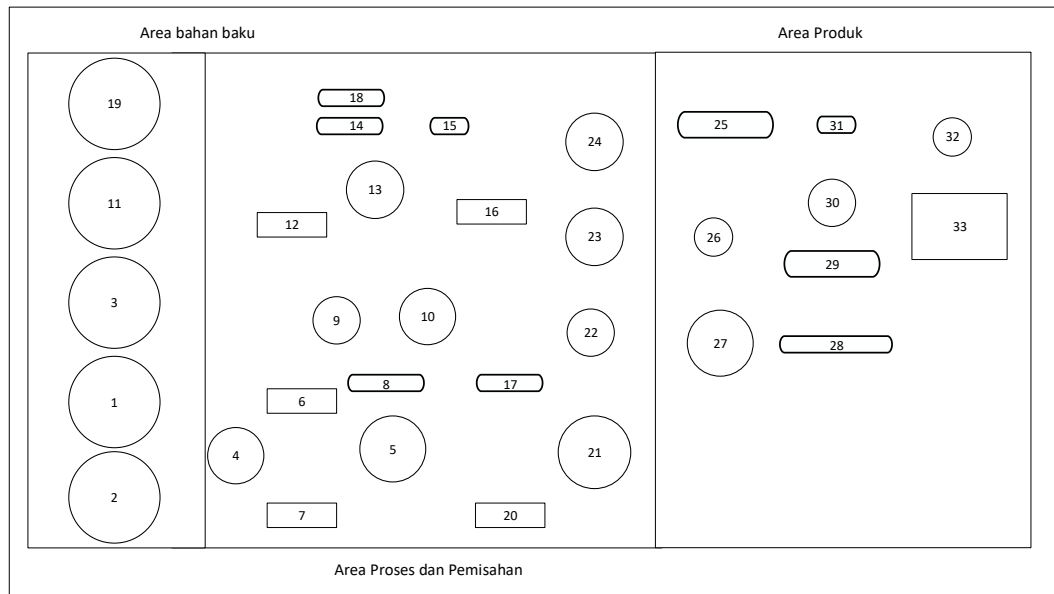
17	Unit Pemadam	283
18	Gudang	566
19	Bengkel	489
20	Kantin	515
21	Lapangan olahraga	180
22	Taman	180
23	Area perluasan	2317
24	Pos keamanan 1	10
25	Pos keamanan 2	10
26	Jalan	4563
Total		24719 m <sup>2</sup>

Tata letak pabrik secara keseluruhan tersaji dalam gambar IV.2:



Gambar IV.2 Rencana Tata Letak Pabrik Sodium Stirena Sulfonat

**DENAH ALAT PROSES PABRIK  
SODIUM STIRENA SULFONAT  
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN  
SKALA 1 : 1000**



*Gambar IV.3 Rancangan Denah Alat Proses Pabrik Sodium Stirena Sulfonat*

Keterangan :

- |   |                                      |
|---|--------------------------------------|
| 1. Tangki $\text{CH}_2\text{Cl}_2$        | 18. Cooler 3                         |
| 2. Tangki $\text{C}_8\text{H}_9\text{Br}$ | 19. Tangki $\text{NaOH}$             |
| 3. Tangki $\text{SO}_3$                   | 20. <i>Heater 4</i>                  |
| 4. Tangki Pencampur 1                     | 21. Reaktor 2                        |
| 5. Reaktor 1                              | 22. <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> |
| 6. <i>Heater 1</i>                        | 23. Dekanter 2                       |
| 7. <i>Heater 2</i>                        | 24. Evaporator                       |
| 8. <i>Cooler 1</i>                        | 25. <i>Crystallizer</i>              |
| 9. Tangki Pencampur 2                     | 26. Sentrifuse                       |
| 10. Dekanter 1                            | 27. <i>Rotary Dryer</i>              |
| 11. Tangki $\text{H}_2\text{SO}_4$        | 28. <i>Screw Conveyor</i>            |
| 12. <i>Heater 3</i>                       | 29. <i>Cooling Conveyor</i>          |

13. Menara Distilasi	30. <i>Ball Mill</i>
14. Kondensor	31. <i>Screen</i>
15. Accumulator	32. Silo
16. Reboiler	33. Gudang Produk
17. Cooler 2	

Untuk tata letak peralatan proses (Gambar IV.3) diletakkan berurutan dan tidak mengganggu proses kerja. Hal-hal yang harus dipertimbangkan dalam penyusunan alat proses adalah sebagai berikut:

1. Tata letak peralatan direncanakan sesuai dengan urutan produksi, hal ini bertujuan untuk memperoleh efisiensi yang tinggi.
2. Kebutuhan ruangan untuk setiap peralatan dan karyawan, hal ini bertujuan untuk memperoleh kenyamanan dalam bekerja.
3. Diusahakan tata letak alat proses disusun secara fungsional, hal ini untuk memudahkan dalam pengoperasiannya.
4. Pemipaan dipasang seefektif mungkin serta memperhatikan keselamatan kerja.
5. Distribusi utilitas yang ekonomis.

### **5.3 Organisasi Perusahaan**

#### **5.3.1 Bentuk Perusahaan**

Dalam menjalankan Pabrik Sodium Stirena Sulfonat ini diperlukan manajemen yang baik, maka dari itu diperlukan suatu struktur organisasi yang baik dan terstruktur sehingga tanggungjawab dan pembagian tugas jelas dan berjalan dengan baik. Pabrik dengan kapasitas 10.000 ton/tahun yang akan didirikan ini direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dalam Perseroan Terbatas (PT) pemegang saham hanya bertanggungjawab menyettor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham. Berikut merupakan alasan dipilihnya bentuk perusahaan (PT), yaitu:

- a. Mudah mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan.
- b. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- c. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.
- d. Efisiensi dari manajemen para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur yang cukup cakap dan berpengalaman.
- e. Lapangan usaha lebih luas karena suatu perseroan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usaha.
- f. Pemilik dan pengurus perusahaan merupakan orang-orang yang berbeda satu sama lain, pemilik perusahaan yaitu para pemegang saham dan pengurus perusahaan yaitu direksi beserta staffnya yang diawasi oleh dewan komisaris.

Adapun ciri-ciri Perseroan Terbatas (PT) adalah:

- a. Perusahaan didirikan dengan akta notaris berdasarkan kitab undang undang hukum dagang.
- b. Pemilik perusahaan adalah pemilik pemegang saham.
- c. Biasanya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham.
- d. Perusahaan dipimpin oleh direksi yang dipilih oleh para pemegang saham.
- e. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan memperhatikan undang-undang perburuhan.

### 5.3.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi yang jelas dan sistematis di dalam suatu perusahaan merupakan salah satu faktor yang berpengaruh terhadap kelangsungan dan kemajuan perusahaan karena berhubungan langsung dengan komunikasi dan kerjasama yang baik antar karyawan sehingga operasional perusahaan dapat

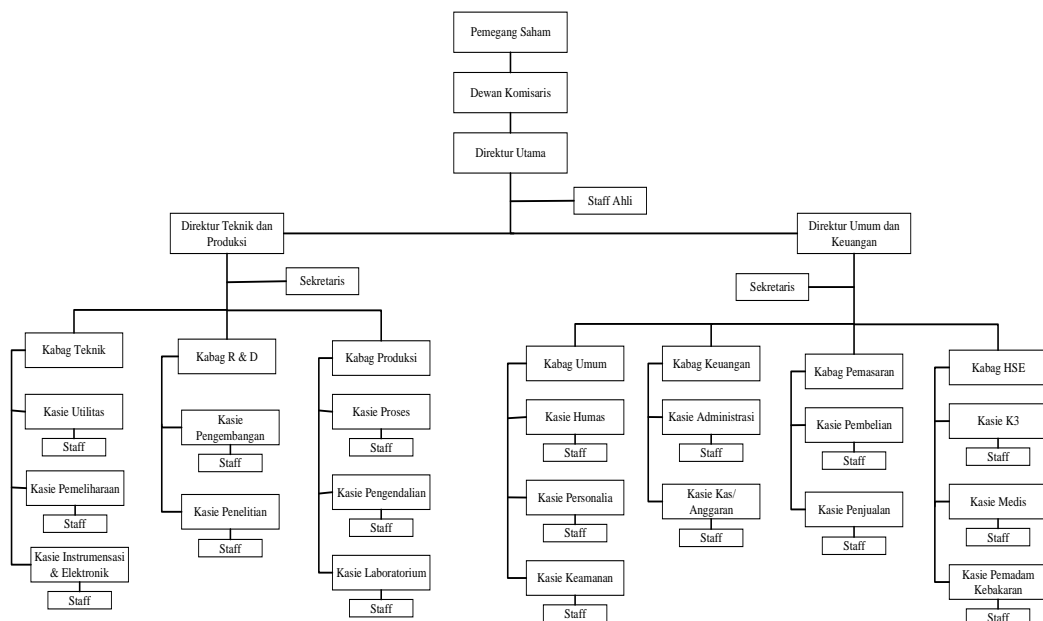


berjalan dengan baik. Setiap perusahaan bisa saja memiliki struktur organisasi yang berbeda beda tergantung pada kebutuhannya masing-masing.

Struktur organisasi berhubungan erat dengan jalannya aliran komunikasi dan tanggung jawab serta akan memberikan mandat sebagai berikut:

1. Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, hak, wewenang dan lain-lain.
2. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat dan para calon penanam modal.
3. Penempatan pegawai yang tepat sesuai dengan kebutuhan.
4. Memindahkan penyusunan program dan pengembangan manajemen.
5. Memudahkan pengaturan kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang terbukti kurang lancar.

Dalam menjalankan tugas dan wewenangnya, para pemegang saham yang merupakan pemilik perusahaan diwakili oleh Dewan Komisaris, sementara dalam hal tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh Direktur Utama yang dibantu oleh beberapa Direktur di bawahnya. Baik Dewan Komisaris maupun Direktur Utama dipilih oleh para pemegang saham dalam Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang merupakan kekuasaan tertinggi dalam perusahaan.



Gambar IV.4 Struktur Organisasi

## **5.4 Tugas dan Wewenang**

### **5.4.1 Pemegang Saham**

Pemegang saham (pemilik perusahaan) merupakan kumpulan individu yang mengumpulkan dana untuk membangun dan menjalankan operasi perusahaan. Badan tertinggi perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat tersebut, para pemegang saham menyatakan :

- a. Pengangkatan dan Pemberhentian Komite
- b. Pemilihan dan Pemberhentian Direksi
- c. Hitung laba rugi tahunan perusahaan dengan meninjau hasil operasi dan neracanya.

### **5.4.2 Dewan Komisaris**

Dewan komisaris merupakan pelaksana pemegang saham, hal ini untuk membuat dewan bertanggung jawab kepada pemegang saham. Tanggung jawab Dewan Komisaris meliputi:

- a. Mengevaluasi dan menyetujui rencana dewan untuk kebijakan dan tujuan umum Keuntungan perusahaan, alokasi sumber pendanaan, arah pemasaran.
- b. Mengawasi tugas-tugas direktur utama.
- c. Membantu direktur utama dalam hal-hal penting

### **5.4.3 Direktur Utama**

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan. Direktur utama bertanggungjawab kepada dewan komisaris terhadap segala kebijakan perusahaan yang telah diambil. Tugas dan wewenang direktur umum antara lain :

- a. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan, sehingga komunikasi antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen dapat berlangsung dengan baik.
- b. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
- c. Mengkoordinasi kerja sama antara bagian produksi dan bagian umum.

Dalam pelaksanaannya, Direktur utama membawahi Direktur Operasi & Produksi dan Direktur Administrasi & Umum.

#### 5.4.4 Staff Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direktur utama dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada direktur utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan weweng staf ahli meliputi:

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perancangan pengembangan Perusahaan
2. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
3. Memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

#### 5.4.5 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. Pada perusahaan ini 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 teknik, *reseatch development* (R&D) dan bidang produksi serta mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya. Sedangkan tugas direktur teknik umum dan keuangan antara lain bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang keuangan, bidang umum, bidang *health safety environmental* (HSE) dan pemasaran serta mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya.

#### 5.4.6 Sekretaris

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

#### 5.4.7 Kepala Bagian

Kepala bagian merupakan pimpinan dari kepala seksi dan bertanggung jawab kepada direktur produksi dan direktur keuangan dan umum. Ada dua kepala bagian yaitu kepala bagian produksi, teknik dan pemeliharaan dan kepala bagian keuangan dan umum.

Dalam perusahaan ini kepala bagian dibagi menjadi tujuh, yaitu:

1. Kepala bagian umum
2. Kepala bagian pemasaran
3. Kepala bagian *Health Safety Environmental* (HSE)
4. Kepala bagian keuangan
5. Kepala bagian teknik
6. Kepala bagian produksi
7. Kepala bagian *Research Development* (R&D)

#### 5.4.8 Kepala Seksi

Kepala seksi terdiri dari:

1. Kepala Seksi Proses

Bertanggung jawab kepada kepala bagian produksi dalam bidang mutu dan kelancaran proses produksi. Tugasnya adalah mengawasi jalannya proses dan produksi dan menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan sebelum diperbaiki oleh unit yang berwenang.

2. Kepala Seksi Pengendalian

Bertanggung jawab kepada kepala bagian produksi dalam hal kelancaran proses produksi yang berkaitan dengan keselamatan aktifitas produksi. Tuganya antara lain menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja,

mengurangi potensi bahaya yang ada, bertanggung jawab terhadap perencanaan dan keselamatan proses, instalasi peralatan karyawan dan lingkungan.

3. Kepala seksi Laboratorium

Bertanggung jawab kepada kepala bagian produksi dalam hal pengawasan dan analisa produksi. Tugas seksi laboratorium antara lain mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu, mengawasi dan menganalisa mutu hasil produksi, mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik dan membuat laporan berkala kepada kepala seksi produksi.

4. Kepala Seksi Pemeliharaan

Bertanggung jawab kepada kepala bagian teknik dalam bidang pemeliharaan peralatan, inspeksi dan keselamatan proses dan lingkungan, ikut memberikan bantuan teknik kepada seksi operasi. Tugasnya adalah merencanakan dan melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik serta memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

5. Kepala Seksi Instrumentasi dan Elektronik

Bertanggung jawab kepada kepala bagian teknik dalam hal kelistrikan. Tugasnya adalah melakukan penjagaan dan perawatan peralatan yang berhubungan dengan instrumentasi pabrik.

6. Kepala Seksi Utilitas

Bertanggung jawab kepada kepala bagian teknik dalam hal utilitas. Tugasnya adalah melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap dan tenaga listrik.

7. Kepala Seksi Penelitian

Bertanggung jawab kepada kepala bagian *research & development* dalam hal mutu produk. Tugasnya adalah melakukan riset guna mempertinggi mutu suatu produk.

8. Kepala Seksi Pengembangan

Bertanggung jawab kepada kepala bagian *research & development* dalam hal pengembangan produksi. Tugasnya adalah mengadakan pemilihan pemasaran produk ke suatu tempat, mempertinggi efisiensi kerja, mempertinggi mutu suatu produk, memperbaiki proses pabrik dan pengembangan produksi.

9. Kepala Seksi Penjualan

Bertanggung jawab kepada bagian pemasaran dalam bidang pemasaran hasil produksi. Tugasna adalah merencanakan strategi penjualan hasil produksi dan mengatur distribusi hasil produksi dari gudang.

10. Kepala Seksi Pembelian

Bertanggung jawab kepada kepala bidang pemasaran daam bidang penyediaan bahan baku dan peralatan. Tugasya adalah melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan, serta mengetahui harga pasaran dari duatu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

11. Kepala Seksi Personalia

Bertanggung jawab kepada kepala bagian umum dalam hal sumber daya manusia. Tugasnya adalah mengelola sumber daya manusia, membina tenaga kerja, menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya, mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang.

12. Kepala Seksi Humas

Bertanggung jawab kepada kepala bagian umum dalam hal hubungan masyarakat. Tugasnya adalah mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

13. Kepala Seksi Keamanan

Bertanggung jawab kepada kepala bagian umum yang menyangkut keamanan disekitar pabrik. Tugasnya adalah menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan, mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan atau bukan dilingkungan pabrik, serta menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan *intern* perusahaan.

14. Kepala Seksi Administrasi

Bertanggung jawab kepada kepala bagian keuangan dalam hal administrasi. Tugasnya adalah menyelenggrakan pencatatan hutang piutang, administrasi, persediaan kantor, pembukuan serta masalah perpajakan.

15. Kepala Seksi Kas/Anggaran

Bertanggung jawab kepada kepala bagian keuangan dalam hal keuangan/anggaran. Tugasnya adalah menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamalkan dan meramalkan tentang keuangan masa depan serta mengadakan perhitungan tentang gaji dan intensif karyawan.

16. Kepala Seksi Pemadam Kebakaran

Bertanggung jawab kepada kepala bagian *health safety environmental* (HSE) dalam hal tanggap darurat kecelakaan kerja dan kebakaran. Tugasnya adalah menghimbau dan melakukan pelatihan cara-cara penyelamatan diri dan pemadam api kebakaran dalam keadaan darurat.

17. Kepala Seksi Medis

Bertanggung jawab kepada kepala bagian *health and safety* dalam hal kesehatan. Tugasnya adalah melakukan cek up kondisi pekerja yang bekerja di pabrik serta melakukan pertolongan pertama apabila terjadi kecelakaan kerja.

18. Kepala Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3)

Bertanggung jawab kepada kepala bagian HSE dalam hal keselamatan dan kesehatan kerja dalam hal produksi maupun lingkungan kerja. Tugasnya adalah melakukan manajemen dan tata tertib keselamatan dan kesehatan kerja terhadap para pekerja dan karyawan perusahaan, serta melakukan pelatihan mengenai keselamatan dan kesehatan kerja untuk meningkatkan kualitas pekerja dan karyawan dalam memahami konsep "*behavior based safety*" dalam bekerja.

5.4.9 Kepala sub-seksi

Kepala sub-seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan unitnya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala seksi masing-masing, agar diperoleh hasil yang minimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bekerja membawahi beberapa *foreman* dan operator/karyawan dan bertanggung jawab terhadap kepala seksi masing-masing.

## 5.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik ini dijadwalkan beroperasi 330 hari dalam setahun dan 24 jam setiap hari. Hari yang tidak merupakan hari libur akan digunakan untuk perbaikan atau pemeliharaan dan penutupan (*maintenance* atau *shutdown*). Sementara itu, jam kerja karyawan di pabrik ini terbagi menjadi dua kategori, yaitu karyawan shift dan karyawan non shift.

### 5.5.1 Karyawan *non shift*

Karyawan *non shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk para karyawan *non shift* adalah direktur, staf ahli, kepala bagian, kepala seksi serta seluruh yang tugasnya berada di kantor. Karyawan *non shift* dalam satu minggu bekerja selama 5 hari dengan jam kerja sebagai berikut:

Senin-Kamis: 08.00-16.00 WIB (istirahat 12.00-13.00)

Jumat: 08.00-16.00 WIB (istirahat 11.30-13.30)

Sabtu-Minggu: Hari libur, termasuk hari libur nasional

### 5.5.2 Karyawan *shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi sehingga tidak dapat ditinggalkan. Yang termasuk karyawan *shift* ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang dan bagian utilitas, pengendalian, laboratorium, termasuk petugas keamanan yang menjaga keamanan selama proses produksi berlangsung. Para karyawan akan bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam 3 shift dengan pengaturan sebagai berikut :

*Shift* Pagi: 08.00 16.00

*Shift* Sore: 16.00-00.00

*Shift* Malam: 00.00-08.00

Jadwal kerja terbagi menjadi empat minggu dan empat kelompok. Setiap kelompok kerja mendapatkan libur satu kali dari tiga kali *shift*. Setiap kelompok



mendapatkan giliran 6 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap *shift* dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Berikut adalah jadwal kerja karyawan *shift*:

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

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

Gambar IV.5 Gambar Jadwal Karyawan

Keterangan : 1,2,3 dst : Hari ke-

A, B, C, D : Regu Kerja

I, II, III : Shift

 : Libur

## 5.6 Jumlah, penggolongan pekerja dan sistem penggajian

### 5.6.1 Jumlah Pekerja

Tabel IV.2 Jumlah Karyawan

No	Jabatan	Jumlah
1	Dewan Komisaris	1
2	Direktur Utama	1
3	Direktur Teknik dan Produksi	1
4	Direktur Keuangan dan Umum	1
5	Staff Ahli	1
6	Sekretaris	1
7	Kepala Bagian Produksi	1
8	Kepala Bagian Teknik	1
9	Kepala Bagian R & D	1
10	Kepala Bagian Keuangan	1
11	Kepala Bagian Pemasaran	1
12	Kepala Bagian Umum	1
13	Kepala Bagian HSE	1
14	Kepala Seksi Personalia	1
15	Kepala Seksi Humas	1
16	Kepala Seksi Keamanan	1
17	Kepala Seksi Pembelian	1
18	Kepala Seksi Penjualan	1
19	Kepala Seksi Administrasi	1
20	Kepala Seksi Kas/Anggaran	1
21	Kepala Seksi Proses	1
22	Kepala Seksi Pengendalian	1
23	Kepala Seksi Laboratorium	1
24	Kepala Seksi Pemeliharaan	1

25	Kepala Seksi Instrumentasi dan Elektronik	1
26	Kepala Seksi Utilitas	1
27	Kepala Seksi Pengembangan	1
28	Kepala Seksi Penelitian	1
29	Kepala Seksi Pemadam Kebakaran	1
30	Kepala Seksi Medis	1
31	Kepala Seksi K3	1
32	Karyawan Bagian Personalia	1
33	Karyawan Bagian Humas	1
34	Karyawan Keamanan	
	<i>Shift</i>	
	Kepala Regu	4
	<i>Security</i>	4
35	Karyawan Bagian Pembelian	3
36	Karyawan Bagian Penjualan	3
37	Karyawan Bagian Administrasi	2
38	Karyawan Kas/Anggaran	2
39	Karyawan Bagian Pengendalian	4
40	Karyawan Proses	
41	<i>Non-Shift</i>	
	<i>Staff</i> Administrasi	1
42	<i>Shift</i>	
	Kepala Regu	4
	Operator	36
43	Karyawan Laboratorium	
44	<i>Non-Shift</i>	
	Kepala Laboratorium	1
	<i>Staff</i> Administrasi	1
45	<i>Shift</i>	
	Kepala Regu	4

	<i>Staff Process Quality Control</i>	2
	<i>Staff Raw Material Quality Control</i>	2
	<i>Staff Product Quality Control</i>	2
46	Analisis	2
47	Karyawan Instrumentasi dan Elektronik	2
48	Karyawan Pemeliharaan	2
49	Karyawan Utilitas	
50	<i>Non-Shift</i>	
	<i>Staff Administrasi</i>	1
51	<i>Shift</i>	
	Kepala Regu	4
	Operator	24
52	Karyawan Pengembangan	2
53	Karyawan Penelitian	4
54	Karyawan Pemadam Kebakaran	4
55	Karyawan Medis	4
56	Karyawan K3	3
57	Sopir	3
58	<i>Office Boy</i>	4
59	Pesuruh & Tukang Kebun	2
	Total	169

### 5.6.2 Penggolongan Jabatan

Dalam mendirikan suatu pabrik harus adanya penggolongan jabatan, karena hal ini akan berkaitan dengan keberlangsungan pabrik untuk bersaing di pasaran. Berikut rincian penggolongan jabatan:

Tabel IV.3 Rincian Golongan Jabatan

<b>Jabatan</b>	<b>Penggolongan</b>
Dewan Komisaris	S-2
Direktur Utama	S-2
Kepala Bagian	S-1
Kepala Seksi	S-1
Perawat	D-3/D-4/S-1
Karyawan	D-3/S-1
Satpam	SLTA
Supir	SLTA
<i>Cleaning Service</i>	SLTA

### 5.6.3 Sistem Gaji Pegawai

a. Gaji harian

Gaji harian adalah gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap.

b. Gaji bulanan

Gaji bulanan adalah gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan.

c. Gaji lembur

Gaji lembur adalah gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok yang sudah ditentukan.

Perincian gaji sesuai dengan jabatan adalah sebagai berikut:

Tabel IV.4 Rincian Gaji

<b>No</b>	<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Gaji</b>	
			<b>(/bulan)</b>	
1	Dewan Komisaris	1	Rp	50.000.000
2	Direktur Utama	1	Rp	40.000.000
3	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp	32.500.000
4	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp	32.500.000

5	Staff Ahli	1	Rp	11.500.000
6	Sekretaris	1	Rp	10.500.000
7	Kepala Bagian Produksi	1	Rp	12.500.000
8	Kepala Bagian Teknik	1	Rp	12.500.000
9	Kepala Bagian R & D	1	Rp	12.500.000
10	Kepala Bagian Keuangan	1	Rp	12.500.000
11	Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp	12.500.000
12	Kepala Bagian Umum	1	Rp	12.500.000
13	Kepala Bagian HSE	1	Rp	12.500.000
14	Kepala Seksi Personalialia	1	Rp	8.500.000
15	Kepala Seksi Humas	1	Rp	8.500.000
16	Kepala Seksi Keamanan	1	Rp	8.500.000
17	Kepala Seksi Pembelian	1	Rp	8.500.000
18	Kepala Seksi Penjualan	1	Rp	8.500.000
19	Kepala Seksi Administrasi	1	Rp	8.500.000
20	Kepala Seksi Kas/Anggaran	1	Rp	8.500.000
21	Kepala Seksi Proses	1	Rp	8.500.000
22	Kepala Seksi Pengendalian	1	Rp	8.500.000
23	Kepala Seksi Laboratorium	1	Rp	8.500.000
24	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	Rp	8.500.000
25	Kepala Seksi Instrumentasi dan Elektronik	1	Rp	8.500.000
26	Kepala Seksi Utilitas	1	Rp	8.500.000
27	Kepala Seksi Pengembangan	1	Rp	8.500.000
28	Kepala Seksi Penelitian	1	Rp	8.500.000
29	Kepala Seksi Pemadam Kebakaran	1	Rp	8.500.000
30	Kepala Seksi Medis	1	Rp	9.000.000
31	Kepala Seksi K3	1	Rp	10.000.000
32	Karyawan Bagian Personalialia	1	Rp	5.200.000

33	Karyawan Bagian Humas	1	Rp	5.200.000
34	Karyawan Keamanan			
	<i>Shift</i>			
	Kepala Regu	4	Rp	24.000.000
	<i>Security</i>	4	Rp	19.200.000
35	Karyawan Bagian Pembelian	3	Rp	14.400.000
36	Karyawan Bagian Penjualan	3	Rp	14.400.000
37	Karyawan Bagian Administrasi	2	Rp	9.600.000
38	Karyawan Kas/Anggaran	2	Rp	9.600.000
39	Karyawan Bagian Pengendalian	4	Rp	19.200.000
40	Karyawan Proses			
41	<i>Non-Shift</i>			
	<i>Staff Administrasi</i>	1	Rp	4.800.000
42	<i>Shift</i>			
	Kepala Regu	4	Rp	26.000.000
	Operator	36	Rp	198.000.000
43	Karyawan Laboratorium			
44	<i>Non-Shift</i>			
	Kepala Laboratorium	1	Rp	6.500.000
	<i>Staff Administrasi</i>	1	Rp	4.800.000
45	<i>Shift</i>			
	Kepala Regu	4	Rp	26.000.000
	<i>Staff Process Quality Control</i>	2	Rp	10.400.000
	<i>Staff Raw Material Quality Control</i>	2	Rp	10.400.000
	<i>Staff Product Quality Control</i>	2	Rp	10.400.000
46	Analisis	2	Rp	10.400.000
47	Karyawan Instrumentasi dan Elektronik	2	Rp	10.200.000
48	Karyawan Pemeliharaan	2	Rp	10.200.000

49	Karyawan Utilitas		
50	<i>Non-Shift</i>		
	Staff Administrasi	1	Rp 5.100.000
51	<i>Shift</i>		
	Kepala Regu	4	Rp 24.800.000
	Operator	24	Rp 122.400.000
52	Karyawan Pengembangan	2	Rp 10.200.000
53	Karyawan Penelitian	4	Rp 20.400.000
54	Karyawan Pemadam Kebakaran	4	Rp 20.400.000
55	Karyawan Medis	4	Rp 20.400.000
56	Karyawan K3	3	Rp 15.300.000
57	Sopir	3	Rp 14.400.000
58	<i>Office Boy</i>	4	Rp 18.000.000
59	Pesuruh & Tukang Kebun	2	Rp 9.000.000
	Total	169	Rp 1.148.800.000

## 5.7 Catatan

### a. Cuti tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu dan tidak bisa diakumulasikan.

### b. Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (*non shift*), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan shift, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (*overtime*).

### c. Kerja Lembur (*Overtime*)

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.



d. Sistem gaji karyawan

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya.

## **5.8 Kesejahteraan Pegawai**

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan kepada karyawan, diantaranya sebagai berikut:

### **5.8.1 Tunjangan**

- a. Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang.
- c. Tunjangan lembur untuk karyawan yang bekerja di luar jam kerja diberikan berdasarkan jumlah jam kerja.

### **5.8.2 Cuti**

- a. Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.
- b. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu (1) tahun.

### **5.8.3 Pakaian Kerja**

Pakaian kerja yang diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

### **5.8.4 Pengobatan**

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

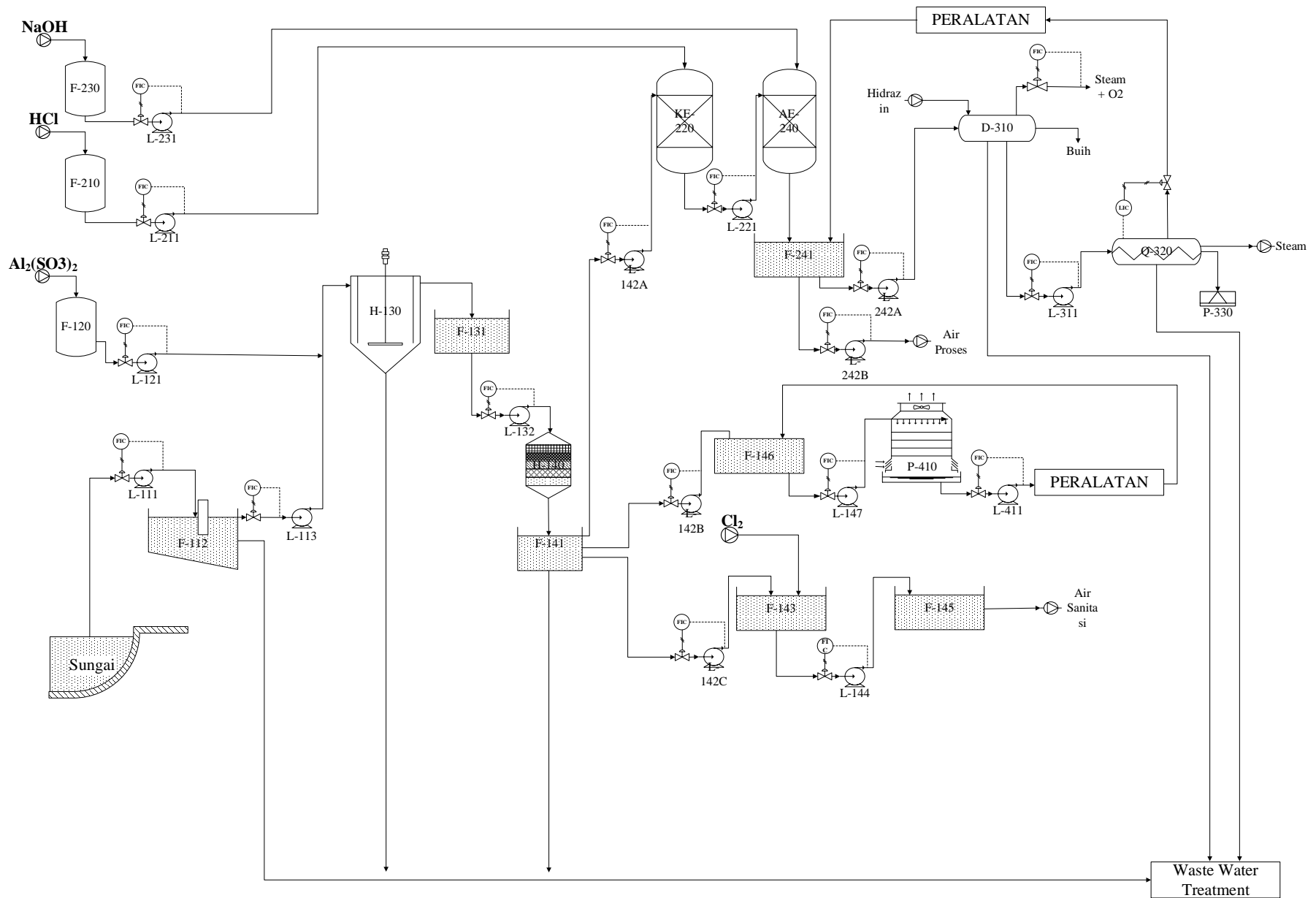
## **BAB V**

### **UTILITAS**

Unit utilitas merupakan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang adalah sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan. Beberapa utilitas yang diperlukan dalam perancangan pabrik pabrik sodium stirena sulfonat ini, meliputi:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit *Steam*
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyediaan Bahan Bakar
5. Unit Penyediaan Udara Tekan
6. Unit Pengolahan Limbah

# DIAGRAM PENGOLAHAN AIR UTILITAS



## 5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Unit Penyediaan dan Pengolahan Air bertugas menyediakan dan mengolah air bersih yang akan digunakan untuk memenuhi kebutuhan air di pabrik. Dalam perancangan pabrik sodium stirena sulfonat, sumber air yang digunakan adalah sumber air sungai Ciujung. Berikut beberapa pertimbangan dalam menggunakan air sungai sebagai sumber air.

- a. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan relatif murah, sedangkan pengolahan air laut lebih rumit dan biaya pengolahan biasanya lebih tinggi karena lebih banyak kandungan garam mineral di dalamnya yang perlu dipisahkan. Tetapi dengan faktor letak pabrik yang dekat dengan sumber air sungai.
- b. Air Sungai merupakan sumber kontinyu yang tinggi, sehingga kekurangan air dapat dihindari.

Berikut ini merupakan kebutuhan air yang diperlukan untuk aktivitas pabrik sodium stirena sulfonat yang akan berdiri di Tangerang, Banten:

### 5.1.1 Air Kebutuhan umum

#### a. Air Domestik

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

- Air jernih
- Tidak berbau
- Tidak berasa
- Tidak mengandung zat organik dan anorganik
- Tidak beracun

Perkiraan pemakaian air domestik untuk berbagai kebutuhan ditunjukkan pada Tabel VI.1 di bawah ini:

Tabel V.1 Kebutuhan Air Domestik

No.	Keperluan	Jumlah Air (kg/jam)
1.	Karyawan	427
2.	Laboratorium	42,72
3.	Kebersihan dan Taman	42,72
4.	Bengkel	42,72
5.	Perumahan Karyawan	42,72
6.	Pemadam Kebakaran dan Cadangan Air	657,8794
Total		1.795,51

Total kebutuhan air untuk sanitasi Kehilangan akibat kebocoran diperkirakan 10% sehingga make up dari sumber air adalah 1.975,0641 kg/jam

b. Air Kebutuhan Proses

Kebutuhan air proses pada pabrik pembuatan sodium stirena sulfonat adalah 810,7659 kg/jam yaitu yang berasal dari tangki pencampur 2 (M-220), dan *rotary drum vacuum filter* (H-273). Kebutuhan air proses pada pabrik pembuatan sodium stirena sulfonat ditunjukkan pada tabel berikut:

Tabel V.2 Kebutuhan Air Proses

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
1	M-220	Tangki Pencampur 2	7124,4344
3	H-273	<i>Rotary Drum V. Filter</i>	538,6276
<b>Total</b>			<b>7.663,0620</b>

Direncanakan banyaknya air proses yang disuplai dengan excess 20%, dengan make up untuk kebutuhan air proses direncanakan 10% excess, sehingga kebutuhannya sebesar 11.034,8093 kg/jam

c. Air Pendingin

Air pendingin merupakan air yang digunakan sebagai media pendingin pada proses produksi. Beberapa hal yang menjadi pertimbangan digunakannya air pendingin sebagai media pendingin, antara lain :

- Air pendingin diperoleh dengan mudah dan dalam jumlah besar.
- Mudah dilakukan pengaturan dan pengolahan.
- Memiliki daya serap terhadap panas per satuan volume cukup tinggi.
- Tidak terdekomposisi.

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

- Besi, karena dapat menyebabkan korosi.
- Silika, karena dapat menyebabkan kerak.
- Oksigen terlarut, karena dapat menyebabkan korosi.
- Minyak, karena dapat menyebabkan gangguan pada film *corrosion inhibitor*, penurunan *heat exchanger coefficient* dan menimbulkan endapan karena minyak dapat menjadi makanan bagi mikroba.

Tabel V.3 Kebutuhan Air Pendingin

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
1	R-210	Reaktor 1	355,4913
2	E-212	Cooler 1	7054,2868
3	E-234	Cooler 2	9208,1818
4	E-317	Cooler 3	4642,9673
5	E-231	Kondensor	3374,6359
6	R-310	Reaktor 2	1305,3711
7	H-330	Crystallizer	3224,6847
8	E-318	Cooling Conveyor	269,2120
<b>Total</b>			<b>29.434,8288</b>

Direncanakan banyaknya air proses yang disuplai dengan excess 20%, dengan make up untuk kebutuhan air proses direncanakan 10% excess, sehingga kebutuhannya sebesar 42.386,1534 kg/jam

d. Air Pemanas

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

- Air jernih
- Tidak berbau dan berasa
- Tidak mengandung zat organik dan anorganik

*Tabel V.4 Kebutuhan Air Steam*

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
1	E-142	Heater 1	255,4393
2	E-132	Heater 2	25,7345
3	E-252	Heater 3	275,0191
4	E-244	Heater 4	99,9757
5	E-317	Heater 5	316,1072
6	V-320	Evaporator	109,5395
7	E-247	Reboiler Menara Distilasi	349,2333
<b>Total</b>			<b>1.431,0213</b>

Direncanakan banyaknya air proses yang disuplai dengan over *design* 20%, sehingga kebutuhannya sebesar 1.717,22 kg/jam.

### 5.1.2 Total Kebutuhan Air

Tabel V.5 Total Kebutuhan Air

No.	Penggunaan	Jumlah (kg/jam)
1	Steam	1717,2256
2	Air Pendingin	42386,1534
3	Air Proses	11034,8093
4	Air Sanitasi	1975,0641
<b>Total</b>		<b>57113,2524</b>

### 5.2 Unit Pembangkit Steam

Unit Pembangkit *Steam* bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi.

Tabel V.6 Kebutuhan Steam

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
1	E-142	Heater 1	255,4393
2	E-132	Heater 2	25,7345
3	E-252	Heater 3	275,0191
4	E-244	Heater 4	99,9757
5	E-317	Heater 5	316,1072
6	V-320	Evaporator	109,5395
7	E-247	Reboiler Menara Distilasi	349,2333
<b>Total</b>			<b>1431,0213</b>

### 5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik di pabrik ini diperoleh dari PLN, selain dari PLN listrik cadangan didapatkan dari generator pabrik apabila listrik dari PLN mengalami kendala. Hal



ini bertujuan agar pasokan listrik dapat berlangsung kontinyu dan tidak ada gangguan listrik yang padam.

Kebutuhan listrik di pabrik ini antara lain :

- Listrik untuk AC
- Listrik untuk laboratorium dan bengkel
- Listrik untuk keperluan proses dan utilitas
- Listrik untuk penerangan
- Listrik untuk instrumentasi

Kelebihan menggunakan listrik PLN adalah biayanya murah, sedangkan kekurangan menggunakan listrik PLN adalah kontinyu dari penyediaan listrik tenaganya tidak tetap dan kurang terjamin.

Pemakaian listrik untuk peralatan proses produksi, yaitu:

*Tabel V.7 Pemakaian Listrik Pada Alat Proses*

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Daya (Hp)
1	L-111	Pompa CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	1	1,000
2	L-121	Pompa C <sub>3</sub> H <sub>9</sub> Br	1	0,167
3	L-131	Pompa SO <sub>3</sub>	1	0,167
4	M-140	Tangki Pencampur 1	1	2,000
5	L-141	Pompa Tangki Pencampur 1	1	0,750
6	R-210	Reaktor 1	1	20
7	L-231	Pompa H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1	0,125
8	M-220	Tangki Pencampur 2	1	2,000
9	L-221	Pompa Tangki Pencampur 2	1	0,500
10	L-223A	Pompa Hasil Atas Dekanter 1	1	0,500
11	L-223B	Pompa Hasil Bawah Dekanter 1	1	2,000
12	L-225A	Pompa Hasil Bawah Menara Distilasi ke Reaktor 2	1	0,167

13	L-225B	Pompa Hasil Atas Menara Distilasi ke Tangki CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	1	0,750
14	L-233	Pompa Reflux Menara Distilasi	1	0,250
15	L-251	Pompa NaOH	1	0,083
16	R-310	Reaktor 2	1	0,050
17	L-311	Pompa Reaktor 1	1	1,000
18	H-312	<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>	1	7,500
19	L-311	Pompa Reaktor 2	1	0,500
20	L-313	Pompa Cake <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>	1	0,083
21	L-314	Pompa Filtrat <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>	1	0,125
22	L-316A	Pompa Hasil Atas Dekanter 5	1	0,125
23	L-316B	Pompa Hasil Bawah Dekanter 5	1	0,050
24	L-321	Pompa Evaporator	1	0,083
25	E-330	<i>Crystallizer</i>	1	0,500
26	L-331	Pompa <i>Crystallizer</i>	1	0,250
27	H-332	Sentrifuse	1	10,000
28	L-333	Pompa Sentrifuse	1	0,083
29	J-334	<i>Screw Conveyor</i>	1	0,125
30	G-335	<i>Blower</i>	1	1,250
31	B-336	<i>Rotary Dryer</i>	1	15,000
32	E-338	<i>Cooling Conveyor</i>	1	0,850
33	C-340	<i>Ball Mill</i>	1	10,000
34	H-341	Screen	1	4,000
35	J-342	<i>Screw Conveyor Recycle</i>	1	0,125
36	J-343	<i>Bucket Elevator</i>	1	2,500
<b>Total</b>			36	79,7

Pemakaian listrik pada daerah pengolahan air (*water treatment*), yaitu:

Tabel V.8 Pemakaian Listrik Pada Alat Utilitas

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Daya (Hp)
1	H-130	<i>Clarifier</i>	1	3
2	L-111	Pompa Air Sungai	1	7,5
3	L-113	Pompa <i>Skimmer</i>	1	2
4	F-120	Tangki Pelarutan Alum $Al_2(SO_4)_3$	1	5
5	L-121	Pompa Alum $Al_2(SO_4)_3$	1	0,05
6	L-132	Pompa Bak Sedimentasi	1	1,5
7	L-142B	Pompa Bak Air Bersih 2	1	2
8	L-142C	Pompa Bak Air Bersih 3	1	0,0833
9	L-147	Pompa Air Pendingin	1	5
10	L-411	Pompa Water Cooling Tower	1	3
11	L-144	Pompa Klorinasi	1	0,0833
12	P-410	<i>Water Cooling Tower</i>	1	7
13	L-142A	Pompa Bak Air Bersih 1	1	0,5
14	L-211	Pompa Tangki HCL	1	0,05
15	L-221	Pompa <i>Kation Exchanger</i>	1	0,5
16	L-231	Pompa Tangki NaOH	1	0,05
17	L-242A	Pompa Bak Air Lunak 1	1	0,75
18	L-242B	Pompa Bak Air Lunak 2	1	0,125
19	L-311	Pompa Air Daerator	1	0,25
20	-	Tangki Pelarutan $Na_2CO_3$	1	0,05
21	-	Pompa Bahan Bakar Generator	1	0,05

22	-	Pompa Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	1	0,05
23	-	Pompa Bahan Bakar Reboiler	1	0,05
<b>Total</b>			23	38,5916

Tenaga listrik yang dibutuhkan untuk instrumentasi 10% dari tenaga yang dibutuhkan untuk proses. Sehingga kebutuhan listrik untuk instrumentasi 8,8392 kw.

#### Total Kebutuhan Listrik

Tabel V.9 Total Kebutuhan Listrik

No.	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1.	Alat Proses dan Utilitas	88,3922
2.	Penerangan Bangunan dan Jalan	31,0937358
3.	Kebutuhan Listrik Instrumen proses	8,8392
4.	Kebutuhan Listrik lainnya	10
Total		138,3252

Ditetapkan faktor keamanan 10% dari kebutuhan listrik total menjadi 152,1577 kW

#### 5.4 Unit Penyedia Bahan Bakar

Pada unit penyedia bahan bakar bertujuan menyediakan bahan bakar yang dipergunakan pada *boiler* dan *generator*. Bahan bakar yang digunakan adalah solar sebesar 170,4683 L/jam.

#### 5.5 Unit Penyedia Udara Tekan

Pada unit penyedia udara tekan mempunyai fungsi untuk menyediakan kebutuhan udara yang dibutuhkan semua dari alat *controller* memenuhi kebutuhan udara tekan untuk alat-alat yang bekerja dengan prinsip pneumatic terutama alat-alat kontrol. Pada dasarnya, proses yang terjadi pada unit ini adalah mengurangi

berat jenis udara dari kandungan kondensat sebelum masuk ke unit instrumen udara. Kebutuhan udara tekan diperkirakan sebesar 113 m<sup>3</sup>/jam

## 5.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah dari pabrik sebelum dibuang tentunya harus diolah terlebih dahulu, karena limbah tersebut mengandung bermacam-macam zat yang dapat membahayakan makhluk hidup. Demi kelestarian lingkungan hidup, maka setiap pabrik harus mempunyai unit pengolahan limbah. Sumber-sumber limbah cair pabrik sodium stirena sulfonat meliputi:

### 1. Limbah proses

Proses pembuatan sodium stirena sulfonat menghasilkan limbah cair dengan jumlah 6304,2847 liter/jam.

### 2. Limbah cair hasil pencucian peralatan pabrik

Limbah ini diperkirakan mengandung kerak dan kotoran-kotoran yang melekat pada peralatan pabrik dengan jumlah 120 liter/jam.

### 3. Limbah domestik

Limbah ini mengandung bahan organik sisa pencernaan yang berasal dari kamar mandi di lokasi pabrik, serta limbah dari kantin berupa limbah padat dan limbah cair dengan jumlah 50 liter/jam. Limbah domestik dari pabrik sodium stirena sulfonat diolah pada *septic tank* yang tersedia di lingkungan pabrik sehingga tidak membutuhkan pengolahan tambahan.

### 4. Limbah laboratorium

Limbah yang berasal dari laboratorium dengan jumlah 50 liter/jam ini mengandung bahan-bahan kimia yang digunakan untuk menganalisa mutu bahan baku yang dipergunakan dan mutu produk yang dihasilkan, serta yang dipergunakan untuk penelitian dan pengembangan proses.

## 5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

### 5.7.1 Perancangan Alat Pengolahan Air

Tabel V.10 Spesifikasi Clarifier

Nama Alat	:	Clarifier
Kode	:	H-130
Fungsi	:	Tempat terjadinya koagulasi dan flokulasi dengan penambahan koagulan alum ( $Al_2(SO_4)_3$ )
Tipe	:	<i>Gravity clarifier</i>
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 240 grade M</i>
Jumlah	:	1 buah
Diameter luar	:	78 in
Tebal <i>shell</i>	:	1 1/2 in
Diameter dalam	:	75 in
Daya	:	3 HP
Tinggi tangki	:	4,4778 m

Tabel V.11 Spesifikasi Bak Skimmer

Nama Alat	Bak Skimmer	
Kode	F-112	
Bentuk	Persegi Panjang	
Panjang	15,1309	m
Lebar	9,0786	m
Tinggi	6,0524	m
Bahan	Beton Bertulang	
Jumlah	1 buah	

Tabel V.12 Spesifikasi Tangki Pelarutan  $Al_2(SO_4)_3$

Nama Alat	:	Tangki pelarutan ( $Al_2(SO_4)_3$ )
Kode	:	F-120
Fungsi	:	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% selama 24 jam
Tipe	:	Tangki penampung berbentuk silinder tegak dengan alas datar dan tutup berbentuk <i>torispherical</i>
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 grade C</i>
Jumlah	:	1
Diameter luar	:	66 in
Tebal <i>shell</i>	:	3/16 in
Tebal tutup atas	:	1/4 in
Daya	:	5 Hp
Tinggi tangki	:	3,67 m

Tabel V.13 Spesifikasi Bak Sedimentasi

Nama Alat	Bak Sedimentasi	
Kode	F-131	
Bentuk	persegi panjang	
Panjang	15,1309	m
Lebar	9,0786	m
Tinggi	6,0524	m
Bahan	Beton Bertulang	
Jumlah	1 buah	

Tabel V.14 Spesifikasi Sand Filter

Nama alat	<i>Sand Filter</i>
Kode	H-140
Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus (kotoran) yang masih terdapat dalam air.
Tipe	Tangki berbentuk silinder tegak berisi tumpukan pasir dan kerikil
Jumlah	1 buah
Rate Volumetrik	55,43 m <sup>3</sup> /jam
Tinggi	2,88 m
Diameter	2,40 m

Tabel V.15 Spesifikasi Bak Air Bersih

Nama Alat	Bak Air Bersih
Kode	F-141
Bentuk	Persegi Panjang
Panjang	15,1309 m
Lebar	9,0786 m
Tinggi	6,0524 m
Bahan	Beton Bertulang
Jumlah	1 buah

### 5.7.2 Pengolahan Air Sanitasi (*Domestic Water*)

Tabel V.16 Spesifikasi Bak Klorinasi

Nama Alat	Bak Air Klorinasi
Kode	F-143
Bentuk	persegi panjang
Panjang	4,9417 m



Lebar	2,9650	m
Tinggi	1,9767	m
Bahan	Beton Bertulang	
Jumlah	1 buah	

*Tabel V.17 Spesifikasi Bak Air Sanitasi*

Nama Alat	Bak Air Sanitasi	
Kode	F-145	
Bentuk	persegi panjang	
Panjang	4,8179	m
Lebar	2,8908	m
Tinggi	1,9272	m
Bahan	Beton Bertulang	
Jumlah	1 buah	

### 5.7.3 Pengolahan Air Pendingin

*Tabel V.18 Spesifikasi Bak Air Dingin*

Nama Alat	Bak Air Dingin	
Kode	F-146	
Bentuk	Persegi Panjang	
Panjang	13,7328	m
Lebar	8,2397	m
Tinggi	5,4931	m
Bahan	Beton Bertulang	
Jumlah	1 buah	

Tabel V.19 Spesifikasi Water Cooling Tower

Nama alat	:Water Cooling Tower	
Kode	:P-410	
Fungsi	:Untuk mendinginkan air dari Bak Air Dingin	
Tipe	:Counterflow induced-draft cooling tower	
Jumlah	1	buah
Rate volumetrik	41,4567	m <sup>3</sup> /jam
Tinggi	37,3514	ft
Diameter	12,4505	ft
Daya	7	Hp

#### 5.7.4 Pengolahan Air Proses

Tabel V.20 Spesifikasi Tangki HCl

Nama Alat	:Tangki HCl	
Kode	:F-210	
Tugas	:Menimpan HCl yg digunakan untuk regenerasi resin pada <i>Kation Exchanger</i>	
Jenis	:Tangki silinder vertikal atap <i>conical</i> dan dasar rata.	
Kadar	5%	
Kapasitas	2	regenerasi
	552,96	kg
$\rho$	1137,6	kg/m <sup>3</sup>
Volume(V)	9,72	m <sup>3</sup>
Over design	20%	
Vol. design(V')	11,67	m <sup>3</sup>
D	2,46	m
H	2,46	m

Tabel V.21 Spesifikasi Kation Exchanger

Nama Alat	:Kation <i>Exchanger</i>
Kode	:KE-220
Fungsi	:Untuk menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg.
Tipe	:Tangki silinder tegak dengan tutup <i>torispherical</i>
Bahan	: <i>Carbon steel SA-285 grade C</i>
Jumlah	2 buah
Diameter	1,2097 m
Tinggi <i>head</i> atas	0,2683 m
Tinggi <i>head</i> bawah	0,2683 m
Tinggi <i>shell</i>	2,4194 m
Tinggi total	2,9560 m
Regenerasi	HCl 37%
Kebutuhan HCl	276,478 kg/jam

Tabel V.22 Spesifikasi Tangki NaOH

Nama Alat	Tangki NaOH
Kode	F-230
Tugas	Menyiapkan larutan NaOH yg digunakan untuk regenerasi resin pada <i>Anion Exchanger</i>
Jenis	Tangki silinder vertikal dengan atap <i>conical</i> dan dasar rata.
Kadar	5%
Kapasitas	2 regenerasi
	165,89 kg
$\rho$	1039 kg/m <sup>3</sup>
Volume(V)	3,19 m <sup>3</sup>
Over design	20%
Vol. design(V')	3,38 m <sup>3</sup>

D	1,70	m
H	1,70	m

*Tabel V.23 Spesifikasi Anion Exchanger*

Nama Alat	<i>Anion Exchanger</i>
Kode	AE-240
Fungsi	Untuk menghilangkan ion-ion negatif yang dapat menyebabkan kesadahan air
Tipe	Tangki silinder tegak dengan tutup <i>torispherical</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA-285 grade C</i>
Jumlah	2 buah
Diameter	1,2097 m
Tinggi <i>head</i> atas	0,2683 m
Tinggi <i>head</i> bawah	0,2683 m
Tinggi <i>shell</i>	2,4194 m
Tinggi total	2,9560 m
Regenerasi	NaOH 98%
Kebutuhan HCl	82,9436 kg/jam

*Tabel V.24 Spesifikasi Bak Air Lunak*

Nama Alat	Bak Air Lunak
Kode	F-241
Bentuk	Persegi Panjang
Panjang	9,100 m
Lebar	5,460 m
Tinggi	3,640 m
Bahan	Beton Bertulang
Jumlah	1 buah

Tabel V.25 Spesifikasi Deaerator

Nama Alat	:Deaerator
Kode	:D-310
Fungsi	:Menghilangkan gas - gas yang terlarut dalam air
Jenis	:Umpan boiler untuk mengurangi terjadinya korosi
Jumlah air umpan boiler	1298,15 kg/jam
Kecepatan volumetrik air	1,2981 m <sup>3</sup> /jam
Waktu tinggal	12 jam
Over design	20%
Kecepatan volumetrik air	1,5578 m <sup>3</sup> /jam
Jumlah tangki	1
Volume 1 tangki	18,693 m <sup>3</sup>
D = H	2,877 m

### 5.7.5 Spesifikasi Alat Transportasi

Tabel V.26 Spesifikasi Pompa Air Sungai

Nama Alat	Pompa Air Sungai
Kode :	L-111
Fungsi :	Memompa air dari sungai menuju skimer
Type :	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller :	<i>Mixed flow impeller</i>
Jumlah :	1 buah
Bahan Konstruksi :	<i>Commercial Steel</i>
Spesifikasi:	
Kapasitas :	293,02 gpm
Rate Volumetrik :	1958,57 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran :	3,25 ft/s

---

Ukuran Pipa:		
ID	6,065	in
OD	6,625	in
IPS	6,000	in
Flow Area	28,900	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	78%	
Power Pompa	4,73	HP
Power Motor	7,5	HP

---

*Tabel V.27 Spesifikasi Pompa Bak Skimmer*

---

Nama Alat	Pompa Bak Skimmer	
Kode :	L-113	
Fungsi :	Memompa air dari skimer menuju clarifier	
Type :	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller :	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah :	1	buah
Bahan Konstruksi :	<i>Commercial Steel</i>	
Spesifikasi:		
Kapasitas :	293,02	gpm
Rate Volumetrik :	1958,573	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran :	3,25	ft/s
Ukuran Pipa:		
ID	6,065	in
OD	6,625	in
IPS	6,000	in
Flow Area	28,900	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	78	%
Power Pompa	1,53	HP
Power Motor	2,000	HP

---

Tabel V.28 Spesifikasi Pompa  $Al_2(SO_4)_3$

Nama Alat	Pompa $Al_2(SO_4)_3$
Kode :	L-121
Fungsi :	Memompa larutan Alum $Al_2(SO_4)_3$ menuju clarifier
Type :	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller :	<i>Mixed flow impeller</i>
Jumlah :	1 buah
Bahan Konstruksi :	<i>Commercial Steel</i>
Spesifikasi:	
Kapasitas :	0,01 gpm
Rate Volumetrik :	0,08 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran :	0,07 ft/s
Ukuran Pipa:	
ID	0,269 In
OD	0,450 In
IPS	0,125 In
Flow Area	0,058 in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	42 %
	0,0001 HP
Power Motor	0,050 HP

Tabel V.29 Spesifikasi Pompa HCl

Nama Alat	Pompa HCl
Kode :	L-211
Fungsi :	Memompa HCl dari Tangki menuju <i>Kation Exchanger</i>
Type :	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller :	<i>Mixed flow impeller</i>
Jumlah :	1 buah
Bahan Konstruksi :	<i>Commercial Steel</i>
Spesifikasi:	

Kapasitas :	0,096	gpm
Rate Volumetrik :	0,64	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran :	0,29	ft/s
Ukuran Pipa:		
ID	0,364	in
OD	0,540	in
IPS	0,250	in
Flow Area	0,104	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	42	%
Power Pompa	0,0006	HP
Power Motor	0,05	HP

Tabel V.30 Spesifikasi Pompa Bak Sedimentasi

Nama Alat	Pompa Bak Sedimentasi	
Kode :	L-132	
Fungsi :	Memompa air Bak Sedimentasi menuju <i>Sand Filter</i>	
Type :	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller :	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah :	1	buah
Bahan Konstruksi :	<i>Commercial Steel</i>	
Spesifikasi:		
Kapasitas :	293,02	gpm
Rate Volumetrik :	1958,57	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran :	3,26	ft/s
Ukuran Pipa:		
ID	6,065	in
OD	6,625	in
IPS	6,000	in
Flow Area	28,900	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	79	%



Power Pompa	1,16 HP
Power Motor	1,5 HP

Tabel V.31 Spesifikasi Pompa Bak Air Bersih 1

Nama Alat	Pompa Bak Air Bersih 1
Kode :	L-142A
Fungsi :	Memompa air dari Bak Air Bersih menuju <i>Kation Exchanger</i>
Type :	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller :	<i>Mixed flow impeller</i>
Jumlah :	1 buah
Bahan Konstruksi :	<i>Commercial Steel</i>
Spesifikasi:	
Kapasitas :	63,74 gpm
Rate Volumetrik :	426,06 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran :	2,76 ft/s
Ukuran Pipa:	
ID	3,068 in
OD	3,500 in
IPS	3,000 in
Flow Area	7,380 in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	60 %
Power Pompa	0,339 HP
Power Motor	0,5 HP

Tabel V.32 Spesifikasi Pompa Bak Air Bersih 2

Nama Alat	Pompa Bak Air Bersih 2
Kode :	L-142B
Fungsi :	Memompa air dari bak Air Bersih menuju Bak Air Dingin
Type :	<i>Centrifugal Pump</i>

---

Impeller :	<i>Mixed flow impeller</i>
Jumlah :	1 buah
Bahan Konstruksi :	<i>Commercial Steel</i>
Spesifikasi:	
Kapasitas :	219,07 gpm
Rate Volumetrik :	1464,28 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran :	2,43 ft/s
Ukuran Pipa:	
ID	6,065 in
OD	6,625 in
IPS	6,000 in
Flow Area	28,900 in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	73 %
Power Pompa	1,627 HP
Power Motor	2 HP

---

*Tabel V.33 Spesifikasi Pompa Bak Air Bersih 3*

---

Nama Alat	Pompa Bak Air Bersih 3
Kode :	L-142C
Fungsi :	Memompa air dari Bak Air Bersih menuju Bak Klorinasi
Type :	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller :	<i>Mixed flow impeller</i>
Jumlah :	1 buah
Bahan Konstruksi :	<i>Commercial Steel</i>
Spesifikasi:	
Kapasitas :	10,208 gpm
Rate Volumetrik :	63,23 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran :	2,19 ft/s
Ukuran Pipa:	
ID	1,380 in

---

OD	1,660	in
IPS	1,250	in
Flow Area	1,500	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	42	%
Power Pompa	0,0659	HP
Power Motor	0,0833	HP

*Tabel V.34 Spesifikasi Pompa Kation Exchanger*

Nama Alat	<i>Pompa Kation Exchanger</i>	
Kode :	L-221	
Fungsi :	<i>Memompa air dari Kation Exchanger ke Anion Exchanger</i>	
Type :	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller :	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah :	1	buah
Bahan Konstruksi :	<i>Commercial Steel</i>	
Spesifikasi:		
Kapasitas :	63,743	gpm
Rate Volumetrik :	426,058	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran :	2,76	ft/s
Ukuran Pipa:		
ID	3,068	in
OD	3,500	in
IPS	3,000	in
Flow Area	7,380	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	61	%
Power Pompa	0,311	HP
Power Motor	0,5	HP

Tabel V.35 Spesifikasi Pompa NaOH

Nama Alat	Pompa NaOH
Kode :	L-231
Fungsi :	Memompa NaOH dari Tangki menuju <i>Anion Exchanger</i>
Type :	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller :	<i>Mixed flow impeller</i>
Jumlah :	1 buah
Bahan Konstruksi :	<i>Commercial Steel</i>
Spesifikasi:	
Kapasitas :	0,0178 gpm
Rate Volumetrik :	0,119 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran :	0,10 ft/s
Ukuran Pipa:	
ID	0,269 in
OD	0,405 in
IPS	0,125 in
Flow Area	0,058 in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	42 %
Power Pompa	0,0002 HP
Power Motor	0,05 HP

Tabel V.36 Spesifikasi Pompa Bak Air Lunak 1

Nama Alat	Pompa Bak Air Lunak 1
Kode :	L-242A
Fungsi :	Memompa air dari Bak Air Lunak menuju Daerator
Type :	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller :	<i>Mixed flow impeller</i>
Jumlah :	1 buah
Bahan Konstruksi :	<i>Commercial Steel</i>

---

Spesifikasi:		
Kapasitas :	6,709	gpm
Rate Volumetrik :	44,85	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran :	1,43	ft/s
Ukuran Pipa:		
ID	1,61	in
OD	1,90	in
IPS	1,50	in
Flow Area	2,04	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	42	%
Power Pompa	0,044	HP
Power Motor	0,125	HP

---

*Tabel V.37 Spesifikasi Pompa Bak Air Lunak 2*

---

Nama Alat	Pompa Bak Air Lunak 2	
Kode :	L-242B	
Fungsi :	Memompa air dari Bak Air Lunak menuju Daerator	
Type :	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller :	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah :	1	buah
Bahan Konstruksi :	<i>Commercial Steel</i>	
Spesifikasi:		
Kapasitas :	57,03	gpm
Rate Volumetrik :	381,21	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran :	2,48	ft/s
Ukuran Pipa:		
ID	3,07	in
OD	3,50	in
IPS	3,00	in
Flow Area	7,30	in <sup>2</sup>

---

Efisiensi pompa	60 %
Power Pompa	0,46 HP
Power Motor	0,75 HP

Tabel V.38 Spesifikasi Pompa Deaerator

Nama Alat	Pompa Deaerator
Kode :	L-311
Fungsi :	Memompa air dari Bak Air Lunak menuju Daerator
Type :	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller :	<i>Mixed flow impeller</i>
Jumlah :	1 buah
Bahan Konstruksi :	<i>Commercial Steel</i>
Spesifikasi:	
Kapasitas :	6,709 gpm
Rate Volumetrik :	44,85 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran :	1,44 ft/s
Ukuran Pipa:	
ID	1,38 in
OD	1,66 in
IPS	1,25 in
Flow Area	1,5 in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	42 %
Power Pompa	0,098 HP
Power Motor	0,25 HP

Tabel V.39 Spesifikasi Pompa Bak Air Dingin

Nama Alat	Pompa Bak Air Dingin
Kode :	L-147
Fungsi :	Memompa air dari Bak Air Dingin menuju <i>Water Cooling Tower</i>

---

Type :	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller :	<i>Mixed flow impeller</i>
Jumlah :	1 buah
Bahan Konstruksi :	<i>Commercial Steel</i>
Spesifikasi:	
Kapasitas :	218,095 gpm
Rate Volumetrik :	1457,76 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran :	2,42 ft/s
Ukuran Pipa:	
ID	6,07 in
OD	6,63 in
IPS	6,00 in
Flow Area	28,90 in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	74 %
Power Pompa	2,89 HP
Power Motor	5 HP

---

*Tabel V.40 Spesifikasi Pompa Water Cooling Tower*

---

Nama Alat	<i>Pompa Water Cooling Tower</i>
Kode :	L-411
Fungsi :	Memompa air dari <i>Water Cooling Tower</i> menuju Peralatan
<i>Type :</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller :	<i>Mixed flow impeller</i>
Jumlah :	1 buah
Bahan Konstruksi :	<i>Commercial Steel</i>
Spesifikasi:	
Kapasitas :	219,07 gpm
Rate Volumetrik :	1464,28 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran :	2,43 ft/s

---

---

Ukuran Pipa:		
ID	6,07	in
OD	6,63	in
IPS	6,00	in
Flow Area	28,90	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	74	%
Power Pompa	2,13	HP
Power Motor	3	HP

---

*Tabel V.41 Spesifikasi Pompa Bak Klorinasi*

---

Nama Alat	Pompa Bak Klorinasi	
Kode :	L-144	
Fungsi :	Memompa air dari Bak Klorinasi menuju Bak Sanitasi	
Type :	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller :	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah :	1	buah
Bahan Konstruksi :	<i>Commercial Steel</i>	
Spesifikasi:		
Kapasitas :	10,208	gpm
Rate Volumetrik :	68,23	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran :	2,19	ft/s
Ukuran Pipa:		
ID	1,38	in
OD	1,66	in
IPS	1,25	in
Flow Area	1,5	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	42	%
Power Pompa	0,05	HP
Power Motor	0,083	HP

---



Tabel V.42 Spesifikasi Pompa Bahan Bakar Generator

Fungsi :	Memompa bahan bakar dari Tangki menuju Generator	
Type :	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller :	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah :	1	buah
Bahan Konstruksi :	<i>Cast Iron</i>	
Spesifikasi:		
Kapasitas :	0,68	gpm
Rate Volumetrik :	4,56	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran :	1,15	ft/s
Ukuran Pipa:		
ID	0,49	in
OD	0,68	in
IPS	0,38	in
Flow Area	0,19	in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	42	%
Power Pompa	0,002	HP
Power Motor	0,05	HP

Tabel V.43 Spesifikasi Pompa Bahan Bakar Boiler

Fungsi :	Memompa bahan bakar dari Tangki menuju Boiler	
Type :	<i>Centrifugal Pump</i>	
Impeller :	<i>Mixed flow impeller</i>	
Jumlah :	1	buah
Bahan Konstruksi :	<i>Cast Iron</i>	
Spesifikasi:		
Kapasitas :	0,58	gpm
Rate Volumetrik :	3,88	ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran :	0,61	ft/s
Ukuran Pipa:		

ID	0,62 in
OD	0,84 in
IPS	0,50 in
Flow Area	0,30 in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	42 %
Power Pompa	0,007 HP
Power Motor	0,05 HP

*Tabel V.44 Spesifikasi Pompa Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>*

Nama Alat	Pompa Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>
Fungsi :	Memompa larutan Soda Abu (Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ) menuju clarifier
Type :	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller :	<i>Mixed flow impeller</i>
Jumlah :	1 buah
Bahan Konstruksi :	<i>Commercial Steel</i>
Spesifikasi:	
Kapasitas :	72,74 gpm
Rate Volumetrik :	486,21 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran :	43,79 ft/s
Ukuran Pipa:	
ID	0,82 in
OD	1,05 in
IPS	0,75 in
Flow Area	0,53 in <sup>2</sup>
Efisiensi pompa	62 %
Power Pompa	0,000074 HP
Power Motor	0,05 HP

### 5.7.6 Pengolahan Air Limbah

*Tabel V.45 Spesifikasi Bak Penampungan Limbah*

Nama Alat	Bak Penampungan Limbah	
Bentuk	persegi panjang	
Panjang	20,5964	m
Lebar	12,3579	m
Tinggi	8,2386	m
Bahan	Beton Bertulang	
Jumlah	1 buah	

*Tabel V.46 Spesifikasi Bak Netralisasi*

Nama Alat	Bak Netralisasi	
Bentuk	Persegi Panjang	
Panjang	5,6673	m
Lebar	3,4004	m
Tinggi	2,2669	m
Bahan	Beton Bertulang	
Jumlah	1 buah	

*Tabel V.47 Spesifikasi Bak Pengendapan Limbah*

Nama Alat	Bak Pengendapan Limbah	
Bentuk	Persegi Panjang	
Panjang	5,6673	m
Lebar	3,4004	m
Tinggi	2,2669	m
Bahan	Beton Bertulang	
Jumlah	1 buah	

Tabel V.48 Spesifikasi Bak Aerasi

Nama	Bak Aerasi	
Fungsi	Penambahan O <sub>2</sub> ke dalam air limbah, sehingga mengaktifkan mikroba yang dapat menguraikan limbah itu sendiri	
Tipe	Bak beton bertulang	
Jumlah	1 Buah	
Kapasitas	603,9197	m <sup>3</sup>
Luas	113,4156	m <sup>2</sup>
Dimensi		
Panjang (P)	10,65	m
Lebar (L)	10,65	m
Kedalaman (H)	5,32	m

Tabel V.49 Spesifikasi Tangki Pelarutan Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>

Nama Alat	Tangki Pelarutan (Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> )	
Fungsi	Menyimpan larutan Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> selama 24 jam	
Tipe	Tangki penampung berbentuk silinder tegak dengan alas datar dan tutup berbentuk <i>torispherical</i>	
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA 285 grade C</i>	
Jumlah	1	
Diameter luar	78	in
Tebal <i>shell</i>	0,1875	in
Tebal tutup atas	5/16	in
Daya	0,05	Hp
Tinggi tangki	4,36	m

## **BAB VI**

### **EVALUASI EKONOMI**

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi 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. Terdapat beberapa metode dasar yang dapat digunakan secara kuantitatif untuk menentukan apakah pabrik baru tersebut menarik secara ekonomi atau tidak menarik, diantaranya sebagai berikut.

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

Analisa metode pra rancangan tersebut dapat dilakukan dengan mengestimasi hal-hal sebagai berikut.

1. Total modal investasi (*total capital investment*) yang terdiri dari:
  - a) Modal tetap (*fixed capital investment*)
  - b) Modal kerja (*working capital investment*)
2. Penentuan biaya produksi (*production cost*) yang terdiri dari:
  - a) Biaya produksi (*production cost*)
  - b) Biaya pengeluaran produksi (*general expense*)
3. Pendapatan modal yang terdiri dari:
  - c) Biaya tetap (*fixed cost*)
  - d) Biaya variabel (*variable cost*)
  - e) Biaya mengambang (*regulated cost*)

## 6.1 Penaksiran Harga Peralatan

Biaya peralatan akan berubah tiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui biaya peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan biaya alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu indeks harga peralatan operasi pada tahun tersebut. Di dalam analisis ekonomi biaya-biaya alat maupun biaya-biaya lain diperhitungkan pada tahun analisis. Untuk mencari biaya pada tahun analisis, maka dicari indeks pada tahun analisis. Indeks harga tahun analisis dapat diperkirakan dengan data indeks dari tahun 1990 sampai tahun analisis, dan dapat dicari dengan persamaan regresi linier. Pada perancangan ini, tahun 2027 digunakan sebagai tahun dan untuk tahun analisis dipilih tahun 2027.

*Tabel VI.1 Indeks Harga Peralatan*

Tahun (X)	Indeks (Y)	X (tahun-ke)
1990	357,600	1
1991	361,300	2
1992	358,200	3
1993	359,200	4
1994	368,100	5
1995	381,100	6
1996	381,700	7
1997	386,500	8
1998	389,500	9
1999	390,600	10
2000	394,100	11

2001	394,300	12
2002	395,600	13
2003	402,000	14
2004	444,200	15
2005	468,200	16
2006	499,600	17
2007	525,400	18
2008	575,400	19
2009	521,900	20
2010	550,800	21
2011	585,700	22
2012	584,600	23
2013	567,300	24
2014	576,100	25
2015	556,800	26
2016	541,700	27
2017	567,500	28
2018	603,100	29
2019	607,500	31
2020	596,200	32
2021	708,000	33
2022	813,000	34

2023	679,047	35
2024	690,136	36
2025	701,225	37
2026	712,314	38
2027	712,49	39

(Peter Timmerhaus, 1990)

Persamaan yang diperoleh adalah  $y = 10,87 - 21321$

Dengan demikian, dapat diketahui bahwa indeks pada tahun 2023 sebesar 679,047. Harga alat lainnya dapat dihitung pada tahun evaluasi atau dapat ditentukan melalui referensi (Peter & Timmerhaus 1990 dan Aries & Newton 1995). Persamaan untuk harga alat pada tahun evaluasi yaitu (Aries & Newton, 1995) :

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

dengan:

$E_x$  : harga pembelian pada tahun 2027

$E_y$  : harga pembelian pada tahun referensi (2014)

$N_x$  : indeks harga pada tahun 2014

$N_y$  : indeks harga paada tahun 2027

## 6.2 Dasar Perhitungan

- a. Kapasitas pabrik sodium stirena sulfonat : 10.000 ton/tahun
- b. Satu tahun operasi : 330 hari
- c. Umur pabrik : 10 tahun
- d. Pabrik didirikan tahun : 2027
- e. Kurs mata uang tahun 2023 : 1 \$ = Rp 15.040,35



## 6.3 Perhitungan Biaya

### 6.3.1 *Capital Investment*

Modal investasi (*capital investment*) merupakan modal yang diperlukan untuk pembelian peralatan, pemasangan peralatan, dan pembangunan fasilitas-fasilitas produksi beserta fasilitas-fasilitas pendukung pabrik.

Modal ini terdiri dari :

1. *Fixed Capital Investment*

Adalah biaya keseluruhan yang meliputi instalasi alat proses, bangunan, alat bantu, dan kegiatan rekayasa dalam pendirian pabrik baru.

2. *Working Capital Investment*

Adalah modal yang diperlukan untuk menjalankan bisnis secara normal atau modal yang digunakan untuk melakukan kegiatan operasi suatu perusahaan.

### 6.3.2 *Manufacturing Cost*

Adalah penjumlahan antara *direct*, *indirect*, dan *fixed manufacturing cost* yang berkaitan dalam produksi. Biaya ini terdiri dari :

2. *Direct cost*

Merupakan pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

3. *Indirect cost*

Merupakan pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena pengoperasian pabrik.

4. *Fixed cost*

Merupakan biaya-biaya yang dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak, atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak bergantung waktu dan tingkat produksi.

### 6.3.3 General Expense

Pengeluaran umum dapat meliputi pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

## 6.4 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisis atau penilaian kelayakan. Beberapa metode yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah sebagai berikut.

- a. *Return On Investment* (ROI) yaitu kecepatan tahunan dimana keuntungan yang diperoleh akan mengembalikan modal yang dikeluarkan dan dinyatakan dalam persentase.

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

- b. *Pay Out Time* (POT) dapat didefinisikan sebagai berikut.
  1. Jumlah tahun yang dijalani dalam pengoperasian perusahaan atau pabrik sampai modal awal (*initial investment*) dapat diperoleh kembali.
  2. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
  3. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital}}{(\text{Keuntungan tahunan} + \text{depresiasi})}$$

- c. *Break Even Point* (BEP) didefinisikan sebagai berikut.
  1. Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
  2. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan

jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.

- d. Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan akan untung jika beroperasi di atas BEP.

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

Keterangan:

Fa : *annual fixed manufacturing cost* pada produksi maksimum

Ra : *annual regulated expenses* pada produksi maksimum

Va : *annual variable value* pada produksi maksimum

Sa : *annual sales value* pada produksi maksimum

- e. *Shut Down Point* (SDP) didefinisikan sebagai:

1. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).
2. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.
3. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
4. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.

- f. *Discounted Cash Flow Rate Of Return* (DCFR) didefinisikan sebagai berikut.

1. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.

2. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
3. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

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

Keterangan:

FC : *fixed capital*

WC : *working capital*

SV : *salvage value*

C : *cash flow : profit after tax + depresiasi + finance*

N : umur pabrik : 10 tahun

I : nilai DCFR

## 6.5 Analisa Perhitungan

Tabel VI.2 Physical Plant Cost (PPC)

No	Type of Capital Investment	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	\$ 8.418.798,48	Rp 128.984.411.552,81
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	\$ 2.104.699,62	Rp 32.246.102.888,20
3	<i>Instalasi cost</i>	\$ 1.480.953,68	Rp 22.689.691.389,88
4	<i>Pemipaan</i>	\$ 4.766.798,02	Rp 73.032.112.486,05
5	<i>Instrumentasi</i>	\$ 2.124.552,73	Rp 32.550.272.420,00
6	<i>Insulasi</i>	\$ 339.264,87	Rp 5.197.877.052,69
7	<i>Listrik</i>	\$ 1.262.819,77	Rp 19.347.661.732,92
8	<i>Bangunan</i>	\$ 3.493.023,80	Rp 53.516.617.680,00
9	<i>Land &amp; Yard Improvement</i>	\$ 2.613.747,83	Rp 40.045.230.457,20
			Rp
	<i>Physical Plant Cost</i>	\$ 26.604.658,81	407.609.977.659,75

Tabel VI.3 Direct Plant Cost (DPC)

No	Type of Capital Investment	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Engineering and Construction	\$ 5.320.931,76	Rp 81.521.995.531,95
2	Physical Plant Cost (PPC)	\$ 31.925.590,57	Rp 489.131.973.191,70
<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>		\$ 37.246.522,34	Rp 570.653.968.723,65

Tabel VI.4 Fix Capital Investment (FCI)

No	Type of Capital Investment	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Direct Plant Cost	\$ 31.925.590,57	Rp 489.131.973.191,70
2	Cotractor's fee	\$ 3.192.559,06	Rp 48.913.197.319,17
3	Contingency	\$ 3.192.559,06	Rp 48.913.197.319,17
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		\$ 35.118.149,63	Rp 538.045.170.510,87

Tabel VI.5 Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Raw material	\$ 112.019.599,23	Rp 1.716.252.279.833,42
2	Labor	\$ 900.489,52	Rp 13.796.400.000,00
3	Supervisor	\$ 180.097,90	Rp 2.759.280.000,00
4	Maintenance	\$ 11.493.212,61	Rp 176.087.510.349,01
5	Plant supplies	\$ 1.886.651.896,60	Rp 28.905.393.707.755,70
6	Maintenance	\$ 11.493.212,61	Rp 176.087.510.349,01
7	Utilities	\$ 574.621,93	Rp 8.803.782.619,07
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		\$ 2.023.313.130,40	Rp 30.999.180.470.906,20

Tabel VI.6 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Payroll overhead	\$ 135.073,43	Rp 2.069.460.000,00
2	Laboratory	\$ 90.048,95	Rp 1.379.640.000,00
3	Plant overhead	\$ 450.244,76	Rp 6.898.200.000,00
4	Packaging	\$ 9.020.556,74	Rp 138.203.949.843,94
5	Shipping	\$ 2.255.139,19	Rp 34.550.987.460,99
<b>Indirect Manufacturing</b>			
<b>Cost (IMC)</b>		<b>\$ 11.951.063,07</b>	<b>Rp 183.102.237.304,93</b>

Tabel VI.7 Total Manufacturing Cost (MC) DMC + IMC + FMC

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Depreciation	\$ 9.577.677,17	Rp 146.739.591.957,51
2	Property taxes	\$ 1.915.535,43	Rp 29.347.918.391,50
3	Insurance	\$ 383.107,09	Rp 5.869.583.678,30
4	Fixed Manufacturing Cost	\$ 11.876.319,69	Rp 181.957.094.027,31
<b>Total (MC) DMC + IMC + FMC</b>		<b>\$155.229.664,23</b>	<b>Rp 2.378.273.685.608,06</b>

Tabel VI.8 Working Capital Investment (WCI)

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Raw material inventory	\$ 10.183.599,93	Rp 156.022.934.530,31
2	Inprocess inventory	\$ 232.844.496,3	Rp 3.567.410.528.412,10
3	Product inventory	\$ 14.111.787,66	Rp 216.206.698.691,64
4	Extended credit	\$ 20.501.265,32	Rp 314.099.886.008,96
5	Available cash	\$ 14.111.787,66	Rp 216.206.698.691,64

<i>Working Capital Investment</i>			
	<i>(WCI)</i>	\$ 291.752.936,91	Rp 4.469.946.746.334,66
<i>Fix Capital Investment (FCI) +</i>			
<i>Working Capital Investment</i>			
	<i>(WCI)</i>	\$ 330.063.645,60	Rp 5.056.905.114.164,69

*Tabel VI.9 General Expense (GE)*

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Administration</i>	\$ 4.510.278,37	Rp 69.101.974.921,97
2	<i>Sales expense</i>	\$ 22.551.391,85	Rp 345.509.874.609,86
3	<i>Research</i>	\$ 6.314.389,72	Rp 96.742.764.890,76
4	<i>Finance</i>	\$ 13.202.545,82	Rp 202.276.204.566,59
	<i>General Expense (GE)</i>	\$ 46.578.605,77	Rp713.630.818.989,18
<i>Manufacturing Cost (MC) +</i>			
	<i>General Expense (GE)</i>	\$ 201.808.270,00	Rp3.091.904.504.597,25

*Tabel VI.10 Total Profit*

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>penjualan</i>	\$ 246.792.767.578,47	Rp3.781.111.992.069.760
2	<i>production cost</i>	\$ 220.850.321.756,95	Rp3.383.647.779.638.170
	<i>Total keuntungan</i>	\$ 25.942.445.821,53	Rp 397.464.212.431.595
<i>Keuntungan setelah</i>			
	<i>dikurangi dengan pajak 22%</i>	\$ 20.753.956.657,22	Rp 317.971.369.945.276

## 6.6 Analisa 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 atau evaluasi kelayakan ekonominya. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan ekonomi antara lain

adalah *Percent Return On Investment (ROI)*, *Pay Out Time (POT)*, *Break Even Point (BEP)* dan *Shut Down Point (SDP)*.

a. Sodium Stirena Sulfonat

Produksi : 10.000.000 Kg/Tahun  
 Harga jual : Rp 331731,62 /Kg  
 Total penjualan : 3.317.316.163.642,51 /Tahun

b. Natrium Bromida

Produksi : 5.719.193,83 Kg/Tahun  
 Harga Jual : Rp 24.091,25 /Kg  
 Total Penjualan : Rp 137.782.582.456,094 /Tahun

6.6.1 Return on Investment (ROI)

- ROI sebelum pajak = 61,88%
- ROI sesudah pajak = 49,50%

6.6.2 Pay Out Time (POT)

- POT sebelum pajak = 1,39 tahun
- POT sesudah pajak = 1,68 tahun

6.6.3 Break Event Point (BEP)

*Tabel VI.11 Fixed Annual Cost (Fa)*

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Depreciation</i>	\$ 9.577.677,17	Rp 146.739.591.957,51
2	<i>Property taxes</i>	\$ 1.915.535,43	Rp 29.347.918.391,50
3	<i>Insurance</i>	\$ 383.107,09	Rp 5.869.583.678,30
<i>Fixed Cost (Fa)</i>		\$ 11.876.319,69	Rp 181.957.094.027,31



Tabel VI.12 Regulated Annual Cost (Ra)

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Gaji karyawan	\$ 900.489,52	Rp 13.796.400.000,00
2	Payroll overhead	\$ 135.073,43	Rp 2.069.460.000,00
3	Supervision	\$ 180.097,90	Rp 2.759.280.000,00
4	Plant overhead	\$ 450.244,76	Rp 6.898.200.000,00
5	Laboratorium	\$ 90.048,95	Rp 1.379.640.000,00
6	Maintenance	\$ 11.493.212,61	Rp 176.087.510.349,01
7	Administration	\$ 4.510.278,37	Rp 69.101.974.921,97
8	Sales expense	\$ 22.551.391,85	Rp 345.509.874.609,86
9	Research	\$ 6.314.389,72	Rp 96.742.764.890,76
10	Finance	\$ 13.202.545,82	Rp 202.276.204.566,59
11	Plant Supplies	\$ 1.723.981,89	Rp 26.413.126.552,35
<i>Regulated Cost (Ra)</i>		\$ 61.551.754,84	Rp 943.034.435.890,54

Tabel VI.13 Variable Annual Cost (Va)

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Raw material	\$ 112.019.599,23	Rp 1.716.252.279.833,42
2	Packaging	\$ 9.020.556,74	Rp 138.203.949.843,94
3	Shipping	\$ 2.255.139,19	Rp 34.550.987.460,99
4	Utilities	\$ 574.621,93	Rp 8.803.782.619,07
5	Royalty and patent	\$ 4.510.278,37	Rp 69.101.974.921,97
<i>Variable Cost (Va)</i>		\$ 128.380.195,46	Rp 1.966.912.974.679,39

Tabel VI.14 Sales Annual Cost (Sa)

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Annual sales cost	\$ 225.513.918,55	Rp 3.455.098.746.098,60
<i>Sales Cost (Sa)</i>		\$ 225.513.918,55	Rp 3.455.098.746.098,60

Dengan demikian, nilai BEP yang diperoleh sebesar 56,14%

#### 6.6.4 Shut Down Point (SDP)

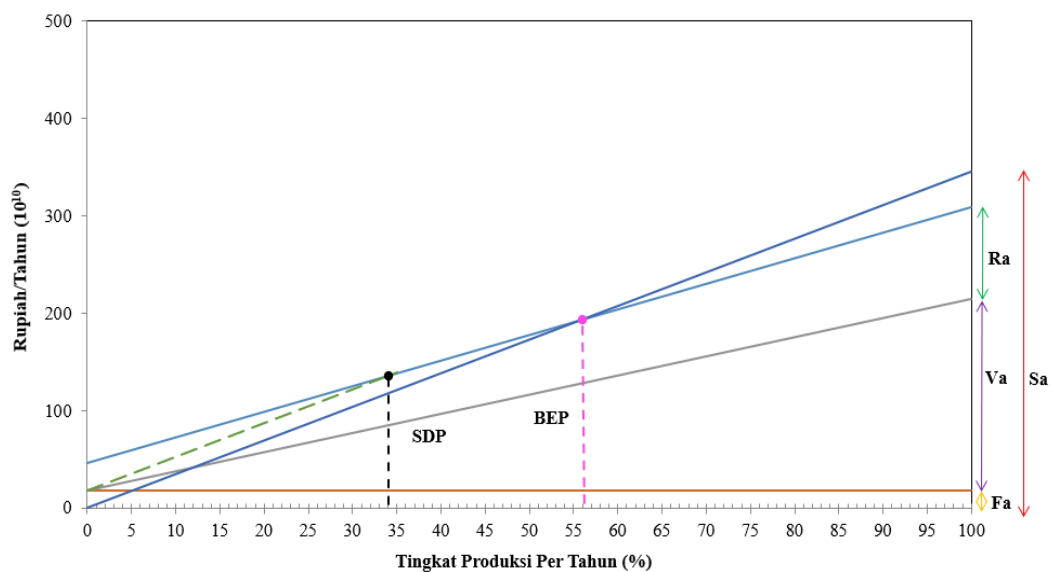
SDP yang diperoleh menunjukkan hasil 34,17%

#### 6.6.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

DCFR yang diperoleh sebesar 14%

Tabel VI.15 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Parameter	Terhitung	Persyaratan	Kriteria
ROI sebelum pajak	62%	a. Pabrik <i>high risk</i> minimal 44% b. Pabrik <i>low risk</i> minimal 11%	Memenuhi
POT sebelum pajak	1,39 tahun	a. Pabrik <i>high risk</i> maksimal 2 tahun b. Pabrik <i>low risk</i> maksimal 5 tahun	Memenuhi
BEP	56,14%	40-60%	Memenuhi
SDP	34,17%		
DCFR	14%	1,5 x bunga simpanan bank (5,75%)	Memenuhi



Grafik VI.1 Analisa Kelayakan Pabrik Sodium Stirena Sulfonat

## **BAB VII**

### **KESIMPULAN DAN SARAN**

#### **7.1 Kesimpulan**

Pabrik sodium stirena sulfonat dengan kapasitas 10.000 ton per tahun membutuhkan 1445,8912 kg/jam bahan baku berupa 2-bromo etil benzena. Berdasarkan perhitungan utilitas dapat diketahui bahwa jumlah kebutuhan air yang dibutuhkan adalah 57.113,2524 kg/jam yang akan digunakan untuk kebutuhan air proses, air pendingin, air steam, serta air domestik. Total daya yang dibutuhkan untuk peralatan proses dan keperluan lainnya sebesar 152,1577 kw.

Analisis risiko dilakukan untuk mendapatkan perbandingan antara pabrik dengan risiko besar dan kecil. Selain itu, analisis risiko dilakukan untuk mencari solusi atas segala risiko yang ditemukan. Pengendalian risiko dilakukan terhadap seluruh bahaya yang kemungkinan terjadi dan mempertimbangkan tingkat risiko untuk menentukan prioritas dalam pengendaliannya dan nilai investasinya.

Selain perhitungan teknis, perhitungan ekonomi juga dilakukan dalam pra rancangan ini. Berdasarkan perhitungan evaluasi ekonomi. Hasil analisa kelayakan tersebut diantaranya sebagai berikut.

1. Keuntungan yang diperoleh

Keuntungan sebelum dan sesudah pajak adalah Rp 363.194.241.501,36 dan Rp 290.555.393.201,09

2. *Return On Investment (ROI)*

Persentase ROI sebelum dan sesudah pajak sebesar 61,88% dan 49,50%. ROI sebelum pajak untuk pabrik berisiko tinggi adalah minimal 44%.

3. *Pay Out Time (POT)*

POT yang dihasilkan sebelum dan sesudah pajak adalah selama 1,391 tahun dan 1,681 tahun lamanya. POT sebelum pajak maksimum untuk pabrik berisiko tinggi adalah 2 tahun.

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

Persentase hasil perolehan BEP sebesar 56% dengan persentase SDP sebesar 34,17%.

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

DCFR yang diperoleh sebesar 14%.

Dengan mempertimbangkan hasil evaluasi ekonomi di atas, maka pabrik sodium stirena sulfonat dengan kapasitas 10.000 ton/tahun layak untuk dikaji lebih lanjut dan memenuhi syarat untuk didirikan

### **7.2 Saran**

1. Optimasi dalam pemilihan alat proses, alat penunjang, dan bahan baku perlu diperhatikan supaya keuntungan yang diperoleh dapat optimal.
2. Perancangan pabrik kimia tentunya perlu memperhatikan produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Brown, G.G. (1978). Unit Operation 14th ed, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons. Inc, New York.
- Brownell, L. E., & Young, E. H. (1959). Process equipment design: vessel design. John Wiley & Sons.
- Coulson, J. J., & Richardson, J. F. (1983). Chemical Equipment Design.
- Hill, C. G., & Root, T. W. (2014). Introduction to chemical engineering kinetics and reactor design. John Wiley & Sons.
- Kern, D.Q. (1985). Process Heat Transfer. Mc GrawHill Book Co. Ltd, New York.
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F. (1997). Encyclopedia of Chemical Technology, 4th ed., The Interscience Encyclopedia Inc, New York.
- Levenspiel, O. (1999). Chemical Reaction Engineering, John Wiley & Sons, New York.
- Mc Cabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (2018). Unit operation of chemical engineering. McGraw-Hill.
- Perry, R. H., Chilton, C. H., & Kirkpatrick, S. D. (1973). Chemical Engineers' Handbook. Section 3. McGraw Hill. New York, 1, 973.
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2003). Plant design and economics for chemical engineers (Vol. 4). New York: McGraw-Hill.
- Smith, J. M. (1950). Introduction to chemical engineering thermodynamics.
- Treybal, R. E. (1980). Mass transfer operations. New York, 466, 493-497.
- Ulrich, G. D. (1984). A guide to chemical engineering process design and economics (p. 295). New York: Wiley.

Yaws, C. L., Lin, X., & Bu, L. (1999). *Chemical Properties Handbook*. McGraw Hill Companies Inc., USA.

Badan Pusat Statistik Indonesia. 2022. *Data Ekspor-Import*.

McCabe, W. L., Smith, P. I., & Harriott, P. 1997. *Transport Processes and Unit Operation* Third Edition. New Jersey: Prentice Hall.

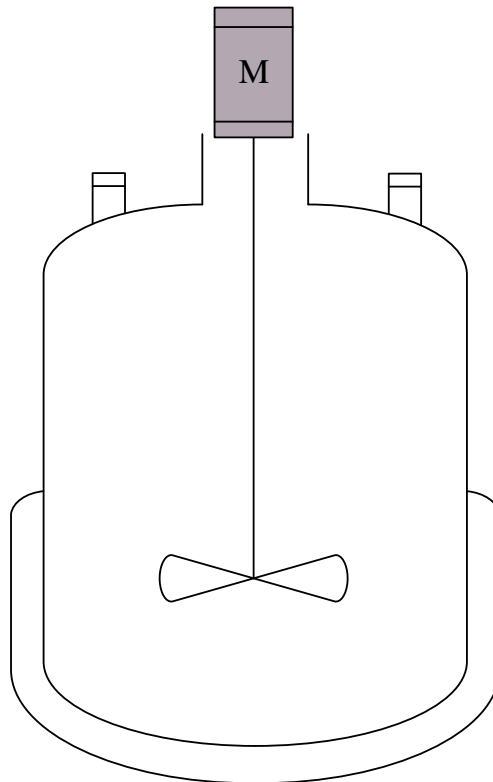
Goodshaw, 1963, *Process for Preparing Vinylaromatic Sulfonic Acid Salt*.

Groggins, 1980, *Unit Processes in Organic Synthesis*, McGraw- Hill Book Company, New York

Walas, S.M., 1990. *“Chemical Process Equipment (Selection and Design)”*. Butterworth-Heinemann, USA.

## LAMPIRAN A

### REAKTOR-01



*Gambar Lampiran 1 Desain CSTR*

- Fungsi** : Mereaksikan  $C_8H_9Br$  dengan  $SO_3$  untuk membentuk  $C_8H_9SO_3Br$
- Kondisi operasi** : Tekanan 1,5 atm  
Suhu  $50^\circ C$
- Tujuan** : 1. Menghitung neraca massa  
2. Menentukan konversi dan waktu tinggal  
3. Meghitung neraca panas  
4. Optimasi reaktor  
5. Perancangan reaktor
- Alasan penggunaan** : 1. Reaksi berjalan pada fase cair-cair  
2. Konstruksi sederhana

3. Harga alat relatif lebih murah
4. Perawatan dan pembersihan alat lebih mudah

### 1. Mencari Harga Konstanta Kecepatan Reaksi

Bedasarkan eksperimen *continues preparation of sodium styrene sulfonate* (Goodshaw, 1963)

$$C_{A0} = 0,5485 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{B0} = 0,5862 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_A = 0,0549 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_B = 0,0926 \text{ kmol/m}^3$$

Menurut harga  $k$

$$(-r_A) = \frac{-dC_A}{dt}$$

$$\frac{-dC_A}{dt} = -k \cdot C_A \cdot C_B$$

$$\frac{dx}{(C_{A0} - X_A)(C_{B0} - X_A)} = k \cdot dt$$

$$\frac{dx}{(C_{A0} - X_A)^2} = k \cdot dt$$

Diintegrasikan:

$$\int_{X_0}^{X_A} \frac{dx}{(C_{A0} - X_A)^2} = k \int_{t_0}^t dt$$

$$\int_{X_0}^{X_A} \frac{dx}{(C_{A0} - X_A)^2} = k \cdot t$$

$$\frac{1}{C_{A0} - X_A} - \frac{1}{C_{A0}} = k \cdot t$$



$$\frac{1}{C_A} - \frac{1}{C_{A0}} = k \cdot 1$$

$$\frac{1}{0,0549} - \frac{1}{0,5485} = 1 \cdot k$$

$$\frac{5,49E - 01}{3,01E - 02} - \frac{5,49E - 01}{3,01E - 02} = 1 \cdot k$$

$$\frac{4,94E - 01}{3,01E - 02} = 1 \cdot k$$

$$16,4080 = 1 \cdot k$$

$$k = 16,4080 \frac{L}{\text{kmol} \cdot \text{jam}}$$

$$(-r_A) = 0,0833 \frac{\text{kmol}}{L \cdot \text{jam}}$$

Reaksi Pembentukan  $C_8H_9SO_3Br$  dari  $C_8H_9Br$  dan  $SO_3$  yang memiliki perbandingan mol 1:1 yang memiliki konversi sebesar 90% (Goodshaw, 1963).

Neraca massa bahan masuk reaktor :

Komponen	Input Kg/Jam	Output Kg/Jam
$C_8H_9Br$	1.805,8287	180,5829
$C_2H_4Br_2$	36,8536	36,8536
$SO_3$	781,3626	78,1363
$B_2O_3$	41,1243	41,1243
$CH_2Cl_2$	19.061,2458	19061,2458
$C_6H_4Cl_2$	290,2728	290,2728

C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	47,5198	2375,9920
Total	22.064,2077	22.064,2077

Sehingga reaksi pembentukan produk pada reaktor 1:

		C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br	+	SO <sub>3</sub>	→	C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br
		A		B		C
mula-mula	:	9,7585		9,7585		-
reaksi	:	8,7826		8,7826		8,7826
sisanya	:	0,9758		0,9758		8,7826

Kecepatan volumetrik umpan (F<sub>v</sub>)

$$F_{A0} = \frac{m_{C_8H_9Br}}{BM_{C_8H_9Br}} = \frac{1445,891 \text{ kg/jam}}{185,052 \text{ kg/kmol}} = 9,7585 \text{ kmol/jam}$$

$$F_A = \frac{m_{C_8H_9Br}}{BM_{C_8H_9Br}} = \frac{144,5891 \text{ kg/jam}}{185,052 \text{ kg/kmol}} = 0,9758 \text{ kmol/jam}$$

$$F_{B0} = \frac{m_{SO_3}}{BM_{SO_3}} = \frac{625,622 \text{ kg/jam}}{80,07 \text{ kg/kmol}} = 9,758 \text{ kmol/jam}$$

$$F_B = \frac{m_{SO_3}}{BM_{SO_3}} = \frac{62,562 \text{ kg/jam}}{80,07 \text{ kg/kmol}} = 0,9758 \text{ kmol/jam}$$

$$F_V = \frac{\text{massa campuran}}{\text{densitas campuran}} = \frac{22.064,20 \text{ kg/jam}}{1231,448 \text{ kg/m}^3} = 17,9173 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$C_{A0} = \frac{F_{A0}}{F_V} = \frac{9,7585 \text{ kmol/jam}}{17,92 \text{ m}^3/\text{jam}} = 0,5446 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{B0} = \frac{F_{B0}}{F_V} = \frac{9,7585 \text{ kmol/jam}}{17,92 \text{ m}^3/\text{jam}} = 0,5446 \text{ kmol/m}^3$$

$$X_A = \frac{F_{A0} - F_A}{F_{A0}} = \frac{9,7585 - 0,9758 \text{ kmol/jam}}{9,7585 \text{ kmol/jam}} = 0,9$$

$$X_B = \frac{F_{B0} - F_B}{F_{B0}} = \frac{9,7585 - 0,9578 \text{ kmol/jam}}{9,7585 \text{ kmol/jam}} = 0,9$$

$$C_A = C_{A0}(1 - X_A) = 0,5446 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} \times (1 - 0,9) = 0,0545 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_B = C_{B0} - (C_{A0} \cdot X_A) = 0,5446 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} - (0,5446 \times 0,9) = 0,0545 \text{ kmol/m}^3$$

Komponen	F <sub>0</sub>	F	C <sub>0</sub>	X	C
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br	9,758	0,9758	0,5446	0,90	0,0544
SO <sub>3</sub>	9,758	0,9758	0,5446	0,90	0,0544
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	0	8,7826	0,4902	1,00	0,4901

## 2. Mencari Volume Reaktor

Volume reaktor :

$$V = \frac{F_v \cdot C_{A0} \cdot X}{(-r_a)} = \frac{17,9173 \times 0,5446 \times 90\%}{0,0833} = 105,4068 \text{ m}^3$$

## 3. Mencari Dimensi Reaktor

Menentukan terlebih dahulu optimasi reaktor:

### 1 Reaktor :

V coba :	105,41	m <sup>3</sup>
X <sub>0</sub>	0	
X <sub>1</sub>	0,90	

### 2 Reaktor :

V 2 Coba	27,3749	m <sup>3</sup>
V <sub>1</sub>	27,3749	m <sup>3</sup>
X <sub>0</sub>	0,00	
X <sub>1</sub>	0,76	
X <sub>2</sub>	0,90	

**3 Reaktor :**

V3 coba	12,5449	m <sup>3</sup>
V2	12,5449	m <sup>3</sup>
v1	12,5449	m <sup>3</sup>
X0	0	
X1	0,67	
X2	0,84	
X3	0,90	

**4 Reaktor :**

V4 coba	7,8253	m <sup>3</sup>
V3	7,8253	m <sup>3</sup>
V2	7,8253	m <sup>3</sup>
V1	7,8253	m <sup>3</sup>
X0	0	
X1	0,61	
X2	0,79	
X3	0,86	
X4	0,90	

**5 Reaktor :**

V5 coba	5,6118	m <sup>3</sup>
V4	5,6118	m <sup>3</sup>
V3	5,6118	m <sup>3</sup>
V2	5,6118	m <sup>3</sup>
V1	5,6118	m <sup>3</sup>
X0	0	
X1	0,55	
X2	0,74	
X3	0,83	
X4	0,87	
X5	0,90	

n	Volume (m <sup>3</sup> )	V shell (m <sup>3</sup> )	V (gallon)	Harga (\$)	Harga Total (\$)	Total Volume (m <sup>3</sup> )
1	105,41	126,49	33.414,62	319.500	319.500	105,41
2	27,37	32,85	8.678,03	118.000	236.000	54,75
3	12,54	15,05	3.976,80	74.900	224.700	37,63
4	7,83	9,39	2.480,65	60.800	243.200	31,30
5	5,61	6,73	1.778,98	50.900	254.500	28,06

Untuk mempertimbangkan jumlah reaktor dengan harga kemudian dipilih 3 reaktor karena harga 3 unit reaktor lebih murah dibandingkan dengan yang lain.

#### 4. Mencari Diameter *Shell*

$$V_{\text{shell}} = \frac{\pi}{4} D^2 H$$

$$V_{\text{shell}} = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V_{\text{shell}}}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \times 15,05}{3,14}} = 2,6767 \text{ m} = 105,3802 \text{ in} = 8,782 \text{ ft}$$

$$H = \frac{4V_{\text{shell}}}{D^2 \pi} = 2,6767 \text{ m} = 105,3802 \text{ in}$$

#### 5. Menghitung Tebal Tangki

Tebal tangki ( $T_s$ ) dapat dihitung dengan menggunakan persamaan *Brownell eq* sebagai berikut.

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

Keterangan :

$T_s$  = tebal *shell* atau dinding (in)

P = tekanan desain (psia)

$r_i$  = jari-jari dalam *shell* (in)

F = *maximum allowable stress* = 18,750 psi

E = efisiensi pengelasan = 85%

C = faktor korosi = 0,125 in

$$\text{Maka, } T_s = \frac{(32,079 \text{ psig} \times 52,690 \text{ in})}{(18,750 \text{ psi} \times 85\% - 0,6 \times 32,079 \text{ psig})} + 0,125 \text{ in}$$

$$T_s = 0,2312 \text{ in}$$

## 6. Menghitung Tebal Head

$$T_h = \frac{P \cdot r \cdot c \cdot w}{2fE - 0.2P} + c$$

Keterangan :

$T_h$  = tebal head

$P$  = tekanan desain

$D_i$  = diameter

$f$  = tekanan maksimum

$E$  = efisiensi pengelasan

$C$  = faktor korosi

$$\text{Maka, } T_h = \frac{10,035 \text{ psig} \times 102 \text{ in} \times 1,7403 \text{ in}}{(2 \times 18,750 \text{ psig} \times 85\%) - (0,2 \times 10,035 \text{ psig})} + 0,125 \text{ in}$$

$$T_h = 0,181 \text{ in}$$

Dengan demikian, dipilih tebal head yang sesuai standar yaitu 0,1875 in.

## 7. Menghitung Tinggi Reaktor Total

$$ID = OD - 2T_s$$

$$= 108 - (2 \times 0,3125) \text{ in}$$

$$= 107,4 \text{ in}$$

Berdasarkan Table 5.11 Brownell & Young, untuk  $T_h = 0,1872 \text{ in}$  maka *standart straight flanged* ( $sf$ ) = 1,75

$$\text{Tinggi Head (OA)} = b + sf + T_h$$

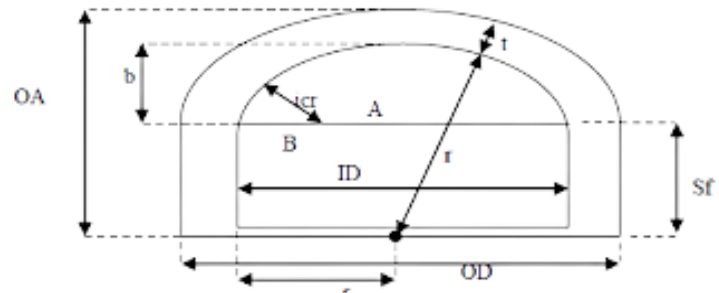
$$= (18,97 + 1,75 + 0,1875) \text{ in}$$

$$= 20,91 \text{ in}$$

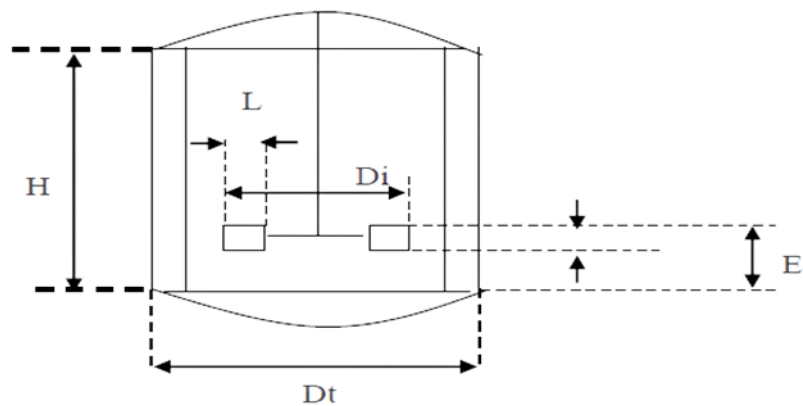
$$= 0,5311 \text{ m}$$

$$\text{Sehingga, tinggi total} = H \text{ shell} + (2 \times H \text{ head})$$

$$= 3,74 \text{ m}$$



### 8. Menghitung Tinggi Pengaduk



Karena campuran memiliki nilai viskositas  $<1000$  cP, maka dapat digunakan *six pitched blade turbine*. Selanjutnya, karena turbine memiliki range volume yang besar dan dapat digunakan untuk kecepatan putaran yang cukup tinggi maka dapat dipilih jenis *flat blade turbine impellers* sebagai pengaduk.

- Pengaduk : *flat blade impeller*
- Jumlah sudut (*blade*) : 6
- Jumlah baffle : 4
- Diameter pengaduk ( $D_i$ ) =  $ID/3 = 35,13$  in
- Tinggi pengaduk ( $W$ ) =  $D_i/5 = 7,03$  in
- Lebar pengaduk ( $L$ ) =  $D_i/4 = 276,59$  in
- Lebar baffle ( $B$ ) =  $ID/12 = 8,78$  in
- Jarak pengaduk dengan dasar tangki ( $E$ ) =  $35,13$  in
- Tinggi Cairan ( $ZL$ ) =  $105,38$  in
- Jumlah Pengaduk  $WELH/ID = 1,2$  (dipakai 1 pengaduk)

## 9. Perancangan Kebutuhan Air Pendingin

Menghitung panas yang diserap air pendingin :

$$\Delta H \text{ masuk} + \Delta H \text{ reaksi} = \Delta H \text{ keluar} + Q \text{ reaksi}$$

$$Q \text{ reaksi} = -15.135,91 \text{ kg/jam}$$

Q air pendingin	28.175,01 kj/jam	
T in	25°C	298,15 K
T out	40°C	313,15 K

$$\text{Kebutuhan air pendingin} = \frac{Q \text{ air pendingin}}{\int cp dT}$$

$$\text{Kebutuhan air pendingin} = 24,9117 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Menghitung } \Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 29,467 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{\Delta T_{LMTD} \cdot U \cdot D}$$

$$A = \frac{26.709,91 \text{ Btu/jam}}{29,467 \times 75 \text{ Btu/ft}^2}$$

$$A = 12,0859 \text{ ft}^2$$

$$A = 1,1228 \text{ m}^2$$

$$L = 3,14 \times D \times H$$

$$L = 22,496 \text{ m}^2$$

Luas selubung tangki > luas transfer panas, maka reaktor menggunakan jaket pendingin.

## 10. Perancangan Jaket Pendingin

$$Q \text{ yang diserap} = 28.175,01 \text{ kj/jam}$$

$$\rho \text{ air pendingin yang masuk} = 955,61 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Rate air pendingin} = 0,4697 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Diambil spasi jaket} = 5 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam jaket (DI)} = \text{diameter dalam} + (2 \times \text{tebal dinding}) + (2 \times \text{jarak jaket})$$

$$\text{Diameter dalam jaket (DI)} = 105,755 \text{ in}$$



Tebal dinding jaket :

Bahan = *Stainless steel*

H = 2,677 m

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{H-1}{144} \times \rho_{\text{air}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 3,2239 \text{ psia}$$

P desain = P desain reaktor + P hidrostatik

$$P_{\text{desain}} = 35,303 \text{ psia}$$

$$t = \frac{P_{\text{desain}} \times D_2}{fE - 0,6 P_{\text{desain}}} C$$

$$t_j = 0,382 \text{ in} \rightarrow \text{diambil tebal jaket standar} = 0,5 \text{ in}$$

Diameter luar jaket (D2) = D1 + (2 x tebal jaket)

$$D_{\text{luar}} = 96,629 \text{ in} = 2,454 \text{ m}$$

Luas yang dilalui air pendingin (A) = 1,1218 in

Luas yang dilalui air pendingin (A) = 0,00072 m<sup>2</sup>

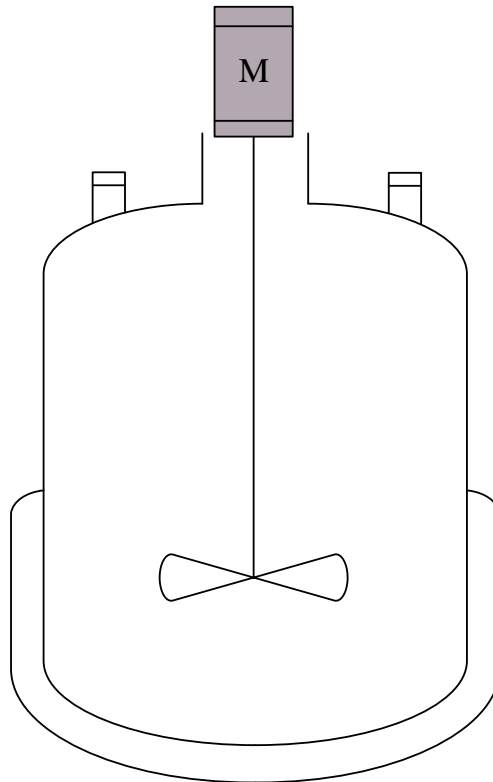
Kecepatan alir pendingin (v) :

$$v = \frac{Q_w}{A}$$

$$v = 649,07 \text{ m/jam}$$

## LAMPIRAN B

### REAKTOR-02



*Gambar 1 Desain CSTR*

- Fungsi** : Mereaksikan  $C_8H_9SO_3Br$  dengan  $NaOH$  untuk membentuk  $C_8H_7SO_3Na$
- Kondisi operasi** : Tekanan = 1 atm  
Suhu =  $75^\circ C$
- Tujuan** : 1. Menghitung neraca massa  
2. Menentukan konversi dan waktu tinggal  
3. Menghitung neraca panas  
4. Optimasi reaktor  
5. Perancangan reaktor
- Alasan penggunaan** : 1. Reaksi berjalan pada fase cair-cair

2. Konstruksi sederhana
3. Harga alat relatif lebih murah
4. Perawatan dan pembersihan alat lebih mudah

### 1. Mencari Harga Konstanta Kecepatan Reaksi

Bedasarkan eksperimen *continues preparation of sodium styrene sulfonate* (Goodshaw, 1963)

$$C_{A0} = 2,954 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{B0} = 4,726 \text{ kmol/m}^3$$

Menurut harga  $k$ :

$$(-r_A) = k \cdot C_A^2 \cdot C_B$$

$$-\frac{dC_A}{dt} = k \cdot C_A^2 \cdot C_B$$

dengan:

$$C_A = C_{A0}(1 - X)$$

$$-dC_A = C_{A0} \cdot dx$$

$$C_B = C_{B0} - C_{A0} \cdot X$$

maka,

$$C_{A0} \cdot \frac{dx}{dt} = k \cdot C_{A0}^2 \cdot (1 - X)^2 \cdot (C_{B0} - C_{A0} \cdot X)$$

misal:

$$\frac{C_{B0}}{C_{A0}} = M$$

$$\frac{4,726}{2,954} = 1,60$$

Sehingga:

$$C_{A0} \cdot \frac{dx}{dt} = k \cdot C_{A0}^2 \cdot (1 - X)^2 \cdot (M - X)$$

$$\frac{dx}{dt} = k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X)^2 \cdot (M - X)$$

$$\int_0^x \frac{dx}{(1-X)^2 \cdot (M-X)} = k \cdot C_{A0}^2 \int_0^t dt$$

$$\frac{-m+1+(x-1)[\ln(x-1)-\ln(m-x)]}{(m-1)^2 \cdot (x-1)} \int_0^x = k \cdot C_{A0}^2 \int_0^t dt$$

$$\frac{-m+1+(x-1)[\ln(x-1)-\ln(m-x)]}{(m-1)^2 \cdot (x-1)} - \frac{-m+1+(0-1)[\ln(0-1)-\ln(m-0)]}{(m-1)^2 \cdot (0-1)} = k \cdot C_{A0}^2 (t-0)$$

$$\frac{-m+1+(x-1)[\ln(x-1)-\ln(m-x)]}{(m-1)^2 \cdot (x-1)} - \frac{m-1-\ln(m)}{-(m-1)^2} = k \cdot C_{A0}^2 t$$

$$k = 1/C_{A0}^2 t \frac{-m+1+(x-1)[\ln(x-1)-\ln(m-x)]}{(m-1)^2 \cdot (x-1)} + \frac{m-1-\ln(m)}{-(m-1)^2}$$

$$k = 1/2,954^2 \cdot 1 \frac{-1,6+1+(0,8-1)[\ln(0,8-1)-\ln(1,8-0,8)]}{(1,6-1)^2 \cdot (0,8-1)} + \frac{1,6-1-\ln(1,6)}{-(1,6-1)^2}$$

$$k = 1,8612 \text{ m}^3 \cdot \text{kmol/jam}$$

$$(-r_A) = k \cdot (C_{A0}(1-X_A)^2) \cdot (C_{B0} - (2C_{A0} \cdot X_A))$$

$$(-r_A) = 1,8612 \cdot (2,954(1-0,8)^2) \cdot (4,726 - (2 \cdot 2,954 \cdot 0,8))$$

$$(-r_A) = 3,687 \text{ kmol/m}^3 \text{ jam}$$

Reaksi Pembentukan  $C_8H_7SO_3Na$  dari  $C_8H_9SO_3Br$  dan  $2NaOH$  yang memiliki perbandingan mol 1:2 yang memiliki konversi sebesar 80% (Kirk & Othmer, 1967)

Neraca massa bahan masuk reaktor :

Komponen	Input Kg/Jam	Output Kg/Jam
$C_8H_9SO_3Br$	2.072,21	465,69
NaOH	562,06	0,00
$H_2O$	562,06	703,84

C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na	0	1.303,88
NaBr	0	722,92
Total	3.196,33	3.196,33

Sehingga reaksi pembentukan produk pada reaktor 2:

		2 NaOH	+	C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> SO <sub>3</sub> Br	→	C <sub>8</sub> H <sub>7</sub> SO <sub>3</sub> Na	+	NaBr	+	2 H <sub>2</sub> O
		A		B		C		D		E
mula- mula	:	8,7826		14,0522		-				
reaksi	:	7,0261		14,0522		7,0261		7,0261		14,0522
sisa	:	1,7565		0		7,0261		7,0261		14,0522

$$F_{A0} = \frac{m \text{ C}_8\text{H}_9\text{SO}_3\text{Br}}{\text{BM C}_8\text{H}_9\text{SO}_3\text{Br}} = \frac{2.072 \text{ kg/jam}}{265 \text{ kg/kmol}} = 7,82 \text{ kmol/jam}$$

$$F_{B0} = \frac{m \text{ NaOH}}{\text{BM NaOH}} = \frac{562 \text{ kg/jam}}{40 \text{ kg/kmol}} = 14,05 \text{ kmol/jam}$$

$$F_V = \frac{\text{massa campuran}}{\text{densitas campuran}} = \frac{3.196,33 \text{ kg/jam}}{1165,86 \text{ kg/m}^3} = 2,7416 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$C_{A0} = \frac{F_{A0}}{F_V} = \frac{7,82 \text{ kmol/jam}}{2,7416 \text{ m}^3/\text{jam}} = 2,851 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{B0} = \frac{F_{B0}}{F_V} = \frac{14,05 \text{ kmol/jam}}{2,7416 \text{ m}^3/\text{jam}} = 5,1256 \text{ kmol/m}^3$$

## 2. Mencari Volume Reaktor

Volume reaktor :

$$V = \frac{F_V \cdot C_{A0} \cdot X_A}{(-r_A)} = 1,6958 \text{ m}^3$$

### 3. Mencari Dimensi Reaktor

#### 1 Reaktor :

V coba :	1,6958	m <sup>3</sup>
X0	0	
X1	0,80	

#### 2 Reaktor :

V 2 Coba	0,5775	m <sup>3</sup>
V1	0,5775	m <sup>3</sup>
X0	0	
X1	0,58	
X2	0,80	

#### 3 Reaktor :

V3 coba	0,3188	m <sup>3</sup>
V2	0,3188	m <sup>3</sup>
v1	0,3188	m <sup>3</sup>
X0	0,0	
X1	0,45	
X2	0,68	
X3	0,80	

#### 4 Reaktor :

V4 coba	0,2178	m <sup>3</sup>
V3	0,2178	m <sup>3</sup>
V2	0,2178	m <sup>3</sup>
V1	0,2178	m <sup>3</sup>
X0	0	
X1	0,37	
X2	0,59	
X3	0,72	
X4	0,80	

### 5 Reaktor :

V5 coba	0,1648	m3
V4	0,1648	m3
V3	0,1648	m3
V2	0,1648	m3
V1	0,1648	m3
X0	0	
X1	0,32	
X2	0,52	
X3	0,65	
X4	0,74	
X5	0,80	

n	Volume (m <sup>3</sup> )	V shell (m <sup>3</sup> )	V (gallon)	Harga (\$)	Harga Total (\$)	Volume Total (m <sup>3</sup> )
1	1,69585	2,04	537,59	25.800	25.800	1,6958
2	0,57750	0,69	183,07	15.300	30.600	1,1549
3	0,31879	0,38	101,06	11.700	35.100	0,9563
4	0,21783	0,26	69,05	9.100	36.400	0,8713
5	0,16484	0,20	52,26	7.800	39.000	0,8242

Untuk mempertimbangkan jumlah reaktor dengan pertimbangan harga kemudian dipilih 1 reaktor karena harga 1 reaktor lebih murah dibandingkan dengan 2 – 5 reaktor.

#### 4. Mencari Diameter Shell

$$V_{\text{shell}} = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V_{\text{shell}}}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \times 2,007}{3,14}} = 1,373 \text{ m} = 54,08 \text{ in} = 4,50 \text{ ft}$$

$$H = \frac{4V_{\text{shell}}}{D^2 \pi} = 1,373 \text{ m} = 54,08 \text{ in}$$

#### 5. Menghitung Tebal Tangki

Tebal tangki (Ts) dapat dihitung dengan menggunakan persamaan *Brownell eq (13.1)* sebagai berikut.

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

Keterangan :

$T_s$  = tebal *shell* atau dinding (in)

$P$  = tekanan desain (psia)

$r_i$  = jari-jari dalam *shell* (in)

$F$  = *maximum allowable stress* = 18,750 psi

$E$  = efisiensi pengelasan = 85%

$C$  = faktor korosi = 0,125 in

$$\text{Maka, } T_s = \frac{(17,637 \text{ psig} \times 25,538 \text{ in})}{(18,750 \text{ psi} \times 85\% - 0,6 \times 17,637 \text{ psig})} + 0,125 \text{ in}$$

$$T_s = 0,1549 \text{ in}$$

## 6. Menghitung Tebal *Head*

$$T_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2fE - 0,2P} + c$$

Keterangan :

$T_h$  = tebal head

$P$  = tekanan desain

$D_i$  = diameter

$f$  = tekanan maksimum

$E$  = efisiensi pengelasan

$C$  = faktor korosi

$$\text{Maka, } T_h = \frac{2,941 \text{ psig} \times 54 \text{ in} \times 1,7690 \text{ in}}{(2 \times 18,750 \text{ psig} \times 85\%) - (0,2 \times 2,941 \text{ psig})} + 0,125 \text{ in}$$

$$T_h = 0,134 \text{ in}$$

Dengan demikian, dipilih tebal head yang sesuai standar yaitu 0,1875 in.

## 7. Menghitung Tinggi Reaktor Total

$$ID = OD - 2T_s$$

$$= 54,21 - (2 \cdot 0,1875) \text{ in}$$

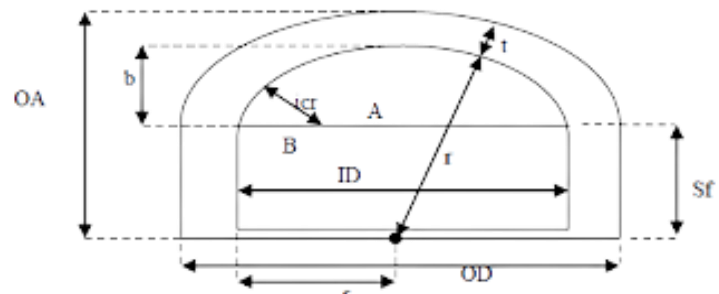
$$= 53,6 \text{ in}$$



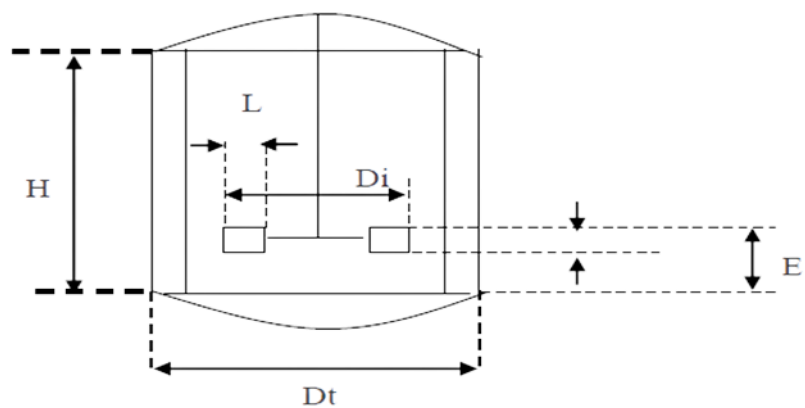
Berdasarkan Table 5.11 Brownell & Young, untuk  $T_h = 0,1875$  in maka *standart straight flanged* ( $sf$ ) = 1,75

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Head (OA)} &= b + sf + T_h \\ &= (9,051 + 1,75 + 0,1875) \text{ in} \\ &= 10,989 \text{ in} \\ &= 0,28 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga, tinggi total} &= H_{\text{shell}} + (2 \times H_{\text{head}}) \\ &= 1,932 \text{ m} \end{aligned}$$



### 8. Menghitung Tinggi Pengaduk



Karena campuran memiliki nilai viskositas  $<1000$  cP, maka dapat digunakan *six pitched blade turbine*. Selanjutnya, karena turbine memiliki range volume yang

besar dan dapat digunakan untuk kecepatan putaran yang cukup tinggi maka dapat dipilih jenis *flat blade turbine impellers* sebagai pengaduk.

- a. Pengaduk : *flat blade impeller*
- b. Jumlah sudu (*blade*) : 6
- c. Jumlah baffle : 4
- d. Diameter pengaduk ( $D_i$ ) =  $ID/3 = 18,03$  in
- e. Tinggi pengaduk ( $W$ ) =  $D_i/5 = 3,61$  in
- f. Lebar pengaduk ( $L$ ) =  $D_i/4 = 141,95$  in
- g. Lebar baffle ( $B$ ) =  $ID/12 = 4,51$  in
- h. Jarak pengaduk dengan dasar tangki ( $E$ ) =  $18,03$  in
- i. Tinggi Cairan ( $Z_L$ ) =  $0,03$  in
- j. Jumlah Pengaduk  $WELH/ID = 0,00075$  (dipakai 1 pengaduk)

## 9. Perancangan Kebutuhan Air Pendingin

Menghitung panas yang diserap air pendingin :

$$\Delta H \text{ masuk} + \Delta H \text{ reaksi} = \Delta H \text{ keluar} + Q \text{ reaksi}$$

$$Q \text{ reaksi} = -35.992,77 \text{ kg/jam}$$

Q air pendingin	88.229,34 kJ/jam	
T in	25°C	298,15 K
T out	40°C	313,15 K

$$\text{Kebutuhan air pendingin} = \frac{Q \text{ air pendingin}}{\int c_p dT}$$

$$\text{Kebutuhan air pendingin} = 78,89 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Menghitung } \Delta TLMTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

$$\Delta TLMTD = 75,70 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{\Delta TLMTD \cdot U_D}$$

$$A = \frac{89,229 \text{ Btu/jam}}{75,70 \times 75 \text{ Btu/ft}^2}$$

$$A = 14,8992 \text{ ft}^2$$

$$A = 1,3841 \text{ m}^2$$

$$L = 3,14 \times D \times H$$

$$L = 5,926 \text{ m}^2$$

luas selubung tangki > Luas transfer panas, maka reaktor menggunakan jaket pendingin.

## 10. Perancangan Jaket Pendingin

$$Q \text{ yang diserap} = 82.229,34 \text{ kJ/jam}$$

$$\rho_{\text{air pendingin yang masuk}} = 955,61 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Rate air pendingin} = 1,4874 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Diambil spasi jaket} = 5 \text{ in}$$

Diameter dalam jaket (DI) = diameter dalam + (2 x tebal dinding) + (2 x jarak jaket)

$$\text{Diameter dalam jaket (DI)} = 54,459 \text{ in}$$

Tebal dinding jaket :

$$\text{Bahan} = \textit{Stainless steel}$$

$$H = 1,374 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{H-1}{144} \times \rho_{\text{air}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 1,4446 \text{ psia}$$

$$P_{\text{desain}} = P_{\text{desain reaktor}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{desain}} = 19,081 \text{ psia}$$

$$t = \frac{P_{\text{desain}} \times D_2}{fE - 0,6 P_{\text{desain}}} C$$

$$t_j = 0,20 \text{ in} \rightarrow \text{diambil tebal jaket standar} = 0,25 \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar jaket (D2)} = D_1 + (2 \times \text{tebal jaket})$$

$$D_{\text{luar}} = 64,459 \text{ in} = 1,6372 \text{ m}$$

$$\text{Luas yang dilalui air pendingin (A)} = 0,6023 \text{ in}$$

$$\text{Luas yang dilalui air pendingin (A)} = 0,00039 \text{ m}^2$$

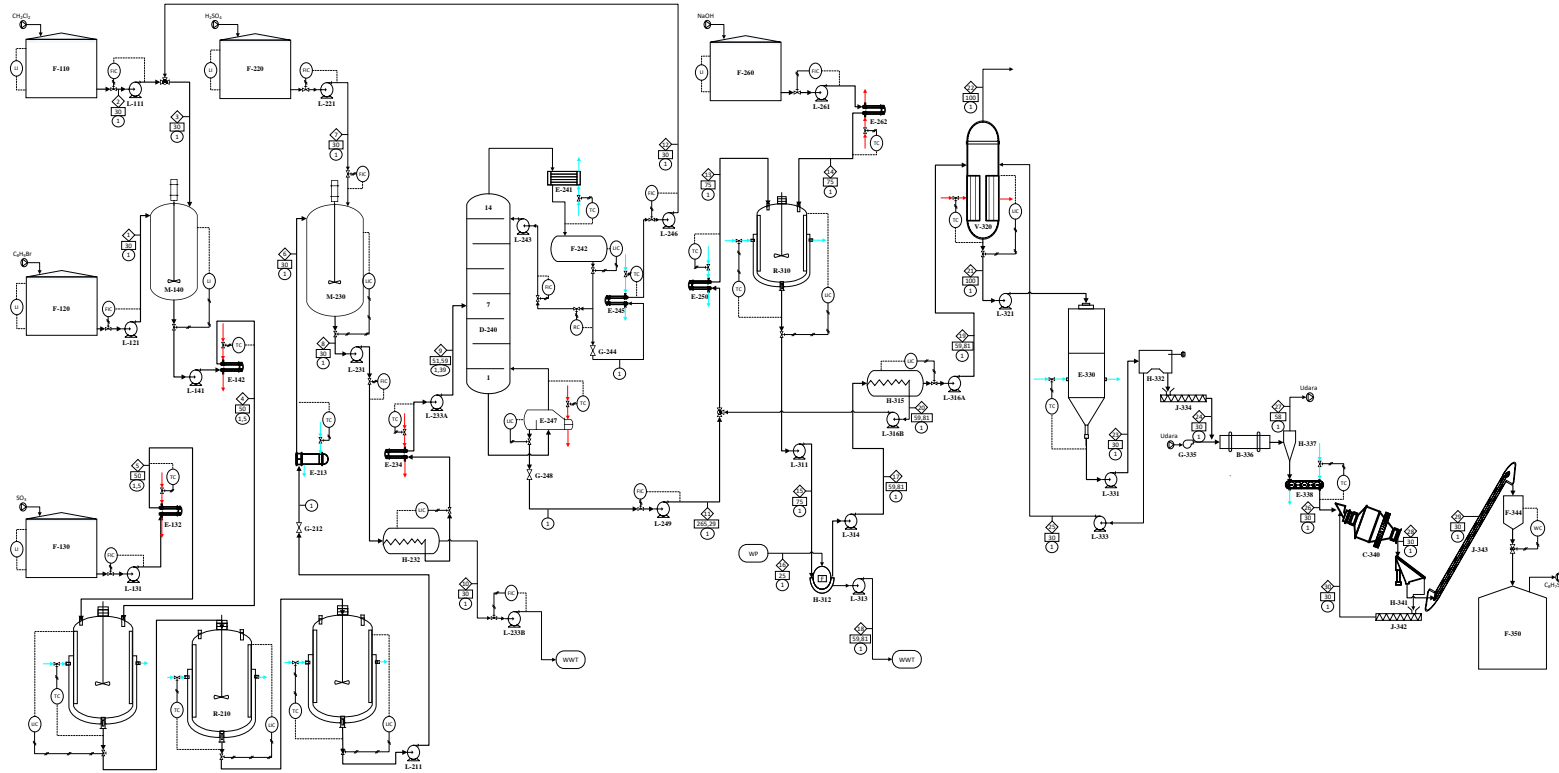
Kecepatan alir pendingin (v) :

$$v = \frac{Q_w}{A}$$

$$v = 3.828,98 \text{ m/jam}$$

# LAMPIRAN C

## PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRARANCANGAN PABRIK SODIUM STIRENA SULFONAT DARI 2-BROMO ETIL BENZENA KAPASITAS: 10.000 TONTAHUN



KOMPONEN	Aliran Massa (kg/jam)																													
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 15	Arus 16	Arus 17	Arus 18	Arus 19	Arus 20	Arus 21	Arus 22	Arus 23	Arus 24	Arus 25	Arus 26	Arus 27	Arus 28	Arus 29	Arus 30
C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br	1803,8237					1803,8237				1803,8237																				
C <sub>10</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub>																														
H <sub>2</sub> O																														
NaOH																														
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>																														
Na <sub>2</sub> S <sub>2</sub> O <sub>4</sub>																														
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>																														
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> > 50 µm																														
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> < 50 µm																														
Na <sub>2</sub> S <sub>2</sub> O <sub>4</sub>																														
TOTAL	1842,4824	1346,9988	19399,0384	21194,2089	822,4889	23844,2977	8999,4899	31663,6973	20488,9793	18662,9182	2348,7388	18852,6888	2348,7388	1124,1222	3214,8997	8394,8398	2141,9794	1614,8461	1676,6438	465,6944	1698,1386	241,7377	1698,1386	1434,2693	286,2613	1829,1242	185,1481	1829,1242	1842,6260	66,4979



ISLAM  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA  
2023

PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM  
PRARANCANGAN PABRIK SODIUM STIRENA SULFONAT DARI  
2-BROMO ETIL BENZENA DENGAN KAPASITAS 10.000 TONTAHUN

DEKUSIN OLEH:  
1. Hidayat Nur Abidin (19021177)  
2. Hidayat Nur Abidin (19021179)

Dosen Pembimbing:  
Dr. Dians, S. T., M.Sc.

### KETERANGAN

◇	Nomer Aliran	⊕	Bahan Baku
□	Temperature (°C)	⊖	Produk
⊖	Tekanan (atm)	⊖	Control Valve
WWT	Water Process	WWT	Waste Water Treatment
⊖	Flow Indicator Controller	⊖	Level Indicator
⊖	Weight Controller	⊖	Level Indicator Controller
⊖	Temperature Indicator Controller	⊖	Ratio Controller
⊖	Electric Connector	⊖	Arus Pendingin
⊖	Arus Pemompaan	⊖	Arus Pemanasan

No.	Aliran	Nama Aliran	Jumlah
1	F-100	Tangki CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	1
2	L-111	Pompa CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	1
3	F-200	Tangki C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br	1
4	L-121	Pompa C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br	1
5	F-100	Tangki NaOH	1
6	L-131	Pompa NaOH	1
7	E-132	Heater 2	1
8	M-140	Tangki Pemompaan 1	1
9	L-141	Pompa Tangki Pemompaan 1	1
10	E-142	Heater 1	1
11	R-200	Reaktor 1	1
12	L-211	Pompa Reaktor 1	1
13	G-312	Equation Valve 1	1
14	E-213	Cooler 1	1
15	F-200	Tangki H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1
16	L-221	Pompa H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1
17	M-230	Tangki Pemompaan 2	1
18	L-231	Pompa Tangki Pemompaan 2	1
19	R-233A	Reaktor 2	1
20	L-233A	Pompa Head Branch Dekanter 1	1
21	L-233B	Pompa Head Arm Dekanter 1	1
22	E-234	Heater 3	1
23	D-240	Menara Distilasi	1
24	E-241	Condenser	1
25	F-242	Tangki Accumulator	1
26	L-243	Pompa Reaktor Menara Distilasi	1
27	G-244	Equation Valve 2	1
28	E-245	Cooler 3	1
29	L-246	Pompa Recycle CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	1
30	E-247	Reaktor	1
31	G-248	Equation Valve 3	1
32	L-249	Pompa Head Branch Menara Distilasi	1
33	E-250	Cooler 2	1
34	E-260	Tangki NaOH	1
35	L-261	Pompa NaOH	1
36	E-262	Heater 4	1
37	R-300	Reaktor 2	1
38	L-311	Pompa Reaktor 2	1
39	H-312	Reaktor Drum Vacuum Filter	1
40	L-313	Pompa Cake	1
41	L-314	Pompa Drum	1
42	H-315	Dekanter 2	1
43	L-316A	Pompa Head Arm Dekanter 2	1
44	L-316B	Pompa Head Branch Dekanter 2	1
45	E-326	Evaporator	1
46	E-330	Cryotank	1
47	L-331	Pompa Cryotank	1
48	H-332	Reaktor	1
49	L-333	Pompa Recycle Sulfonasi	1
50	F-334	Scrubber Conveyor Sulfonasi	1
51	G-335	Heater	1
52	H-336	Reaktor Drum	1
53	H-337	Reaktor	1
54	E-338	Cooling Conveyor	1
55	G-340	Reaktor	1
56	H-341	Reaktor	1
57	F-342	Scrubber Conveyor Recycle Sistem	1
58	F-343	Reaktor Dekanter	1
59	F-344	Reaktor	1
60	F-350	Output Produk	1

# LAMPIRAN D

## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Hielmy Nur Ahsani  
No. MHS : 19521177
2. Nama Mahasiswa : Hidayat Firdaus  
No. MHS : 19521179
- Judul Prarancangan \*) :  
PRA RANCANGAN PABRIK SODIUM STIRENE SULFONAT DARI 2-BROMO  
ETHYLBENZENE KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN
- Mulai Masa Bimbingan : 09 April 2023  
Batas Akhir Bimbingan : 06 Oktober 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	12/10/2022	Pengarahan Tugas Akhir	
2	9/11/2022	Penentuan Kapasitas dan tinjauan kinetika	
3	16/01/2022	Revisi Kinetika	
4	5/07/2023	Pembuatan Diagram Alir	
5	11/07/2023	Pembuatan Neraca massa dan Neraca panas	
6	18/08/2023	Perancangan dan penentuan Reaktor	
7	19/08/2023	Revisi Reaktor	
8	28/08/2023	Perancangan alat besar dan kecil	
9	4/09/2023	PEFD dan Naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 5 September 2023

Pembimbing,



Dr. Diana, S.T., M.Sc.

\*)Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

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