

PRA RENCANA PABRIK

**FENOL (C_6H_5OH) DARI BENZENA (C_6H_6) DAN ASAM SULFAT
(H_2SO_4) DENGAN PROSES SULFONASI
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR ACIDIFIER**

SKRIPSI

Diusun Oleh :

TOTO KHARISMASETYO. P

0914032



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
2013**

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK

**FENOL (C_6H_5OH) DARI BENZENA (C_6H_6) DAN ASAM SULFAT
(H_2SO_4) DENGAN PROSES SULFONASI
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR ACIDIFIER**

SKRIPSI

**Diajukan Sebagai Syarat Menempuh Wisuda
Sarjana Pada Jenjang Strata Satu (S-1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang**

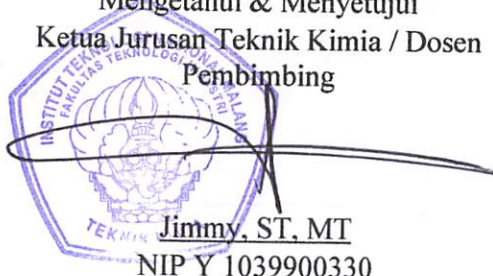
Disusun Oleh :

TOTO KHARISMASETYO. P

0914032

Malang, 15 Agustus 2013

Mengetahui & Menyetujui
Ketua Jurusan Teknik Kimia / Dosen
Pembimbing



Jimmy, ST, MT
NIP Y 1039900330

**BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

Nama : TOTO KHARISMASETYO PRASANTO
NIM : 0914032
Jurusan/Program Studi : TEKNIK KIMIA
Judul Skripsi : FENOL (C_6H_5OH) DARI BENZENA (C_6H_6) DAN ASAM SULFAT (H_2SO_4) DENGAN PROSES SULFONASI KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN.
Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Ujian Skripsi Jenjang Strata Satu (S-1) pada :
Hari : Kamis
Tanggal : 22 Agustus 2013
Nilai : B

Ketua,



Jimmy, ST, MT
NIP Y 1039900330

Sekretaris,



M. Istnaeny Hudha, ST, MT
NIP Y 1030400400

Anggota Penguji,

Penguji Pertama,



M. Istnaeny Hudha, ST, MT
NIP Y 1030400400

Penguji Kedua,



Rini Kartika Dewi, ST, MT
NIP Y 1030100370

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : TOTO KHARISMASETYO PRASANTO

NIM : 0914032

Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Skripsi yang berjudul :

PRA RENCANA PABRIK

FENOL (C_6H_5OH) DARI BENZENA (C_6H_6) DAN ASAM SULFAT (H_2SO_4) DENGAN PROSES SULFONASI KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Adalah Skripsi hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikasi serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain yang tidak disebutkan dari sumber aslinya.

Malang, Agustus 2013

Yang membuat pernyataan,



TOTO KHARISMASETYO. P

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa atas hikmat dan karuniaNya sehingga Skripsi yang berjudul "*Fenol (C₆H₅OH) dari benzena (C₆H₆) dan asam sulfat (H₂SO₄) dengan proses sulfonasi kapasitas 15.000 ton/tahun*" dapat terselesaikan dengan baik.

Skripsi ini diajukan sebagai syarat guna menempuh ujian Sarjana Jenjang Strata 1 (S-1) di Jurusan Teknik Kimia ITN Malang. Dengan terselesainya Skripsi ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Ir. Soeparno Djiwo, selaku Rektor ITN Malang.
2. Bapak Jimmy, ST, MT selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia ITN Malang dan dosen pembimbing Skripsi.
3. Rekan – rekan mahasiswa dan semua pihak yang turut membantu hingga terselesainya Skripsi ini.

Penyusun menyadari bahwa Skripsi ini masih jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu penyusun mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun dari semua pihak. Penyusun berharap Skripsi ini dapat berguna bagi penyusun secara pribadi maupun pembaca sekalian khususnya di bidang ilmu Teknik Kimia.

Malang, Agustus 2013

Penyusun

**PRA RENCANA PABRIK
FENOL (C₆H₅OH) DARI BENZENA (C₆H₆) DAN ASAM SULFAT (H₂SO₄)
DENGAN PROSES SULFONASI
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**

Disusun Oleh :
Toto Kharismasetyo. P 0914032

Dosen pembimbing :
Jimmy, ST, MT

ABSTRAK

Fenol dengan rumus kimia C₆H₅OH merupakan salah satu turunan dari alkohol berbentuk Liquid, dan tidak berwarna. Fenol memiliki berat molekul 94,11 g/mol, titik didih 182 °C. Kegunaan fenol antara lain sebagai bahan peledak, bahan perekat, Insektisida, Industri farmasi, zat pewarna. Proses pembuatan fenol dapat menggunakan proses clorobenzena, proses sulfonasi dan proses oksidasi toluene. Namun pada umumnya menggunakan proses sulfonasi dengan bahan baku benzene dengan asam sulfat kemudian hasil reaksi tersebut dinetralisasi dengan sodium sulfit. Kemudian dilanjutkan pengasaman dengan penambahan gas sulfur oksida dengan bantuan katalis asam sulfat.

Pabrik fenol direncanakan didirikan di desa kalimati balongan, indramayu tahun 2017 dengan kapasitas 15.000 ton/tahun. Model operasi yang diterapkan adalah sistem kontinue dengan waktu operasi 330 hari/tahun dan 24 jam/hari. Sistem Utilitas yang meliputi air, steam, listrik dan bahan bakar. Bentuk perusahaan ini adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi garis dan staf. Dari hasil perhitungan analisa ekonomi didapatkan TCI = Rp. 70.698.999.024; ROI_{AT} = 29,4 %; IRR = 28,17 %; POT = 3,4 tahun; BEP = 43,01 %. Dari hasil ekonomi tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik Fenol ini layak untuk didirikan.

Kata Kunci : Fenol, bahan perekat, sulfonasi

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
LEMBAR PERSETUJUAN	ii
BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI	iii
PERNYATAAN KEASLIAN ISI SKRIPSI	iv
KATA PENGANTAR.....	v
ABSTRAK.....	vi
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR GAMBAR.....	ix
DAFTAR TABEL	x
BAB I PENDAHULUAN	I-1
1.1. Latar Belakang	I-1
1.2. Bahan Baku Produk.....	I-2
1.3. Analisis Pasar	I-5
1.4. Pemilihan Lokasi Pabrik.....	I-7
BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES	II-1
2.1. Seleksi Proses	II-1
2.2. Pemilihan Proses.....	II-5
2.3. Uraian Proses.....	II-6
BAB III NERACA MASSA	III-1
BAB IV NERACA PANAS.....	IV-1
BAB V SPEKSIFIKASI PERALATAN	V-1
BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA.....	VI-1
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA	VII-1
7.1. Instrumentasi	VII-1
7.2. Keselamatan Kerja.....	VII-3
7.3. Pengamanan Alat.....	VII-7
7.4. Keselamatan Kerja Karyawan	VII-7
BAB VIII UTILITAS	VIII-1
8.1. Unit Penyediaan Air	VIII-1
8.2. Unit Penyediaan Steam.....	VIII-4
8.3. Unit Penyediaan Listrik	VIII-8
8.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar	VIII-8
8.5. Unit Pengolahan Limbah	VIII-8

BAB IX	TATA LETAK PABRIK	IX-1
9.1.	Tata Letak Pabrik.....	IX-1
9.2.	Tata Letak Peralatan	IX-3
9.3.	Perkiraan Luas Pabrik.....	IX-5
BAB X	STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN	X-1
10.1.	Bentuk Perusahaan	X-1
10.2.	Struktur Organisasi	X-2
10.3.	Tugas dan Tanggung Jawab Organisasi	X-3
10.4.	Jadwal dan Jam Kerja	X-8
10.5.	Pengelolaan dan Tingkat Pendidikan Karyawan	X-9
10.6.	Perencanaan Jumlah Tenaga Kerja.....	X-10
10.7.	Sistem Pengupahan.....	X-11
10.8.	Jaminan Sosial	X-13
BAB XI	ANALISA EKONOMI	XI-1
BAB XII	KESIMPULAN	XII-1
DAFTAR PUSTAKA		
APPENDIKS A. PERHITUNGAN NERACA MASSA		
APPENDIKS B. PERHITUNGAN NERACA PANAS		
APPENDIKS C. PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN		
APPENDIKS D. PERHITUNGAN UTILITAS		
APPENDIKS E. PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI		

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Lokasi Pendirian Pabrik.....	I-9
Gambar 2.1. Blok Diagram Fenol Proses Sulfonasi	II-2
Gambar 2.2. Blok Diagram Klorobenzene	II-3
Gambar 2.3. Blok Diagram Oksidasi Toluena.....	II-5
Gambar 9.1. Lokasi Pabrik Fenol.....	IX-2
Gambar 9.2. Tata Letak Peralatan	IX-4
Gambar 9.3. Tata Letak Peralatan Proses	IX-11
Gambar 10.1 Struktur Organisasi	X-14

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Data Eksport-Import Produksi Dan Komsumsi Fenol.....	I-6
Tabel 1.2. Data presentase kenaikan Fenol	I-6
Tabel 2.1. Perbandingan Proses.....	II-5
Tabel 7.1. Instrumentasi Peralatan Pabrik	VII-3
Tabel 7.2. Alat-alat Keselamatan Kerja.....	VII-7
Tabel 8.1. Data Kebutuhan Air Pabrik	XIII-4
Tabel 9.3. Perincian Luas Pabrik.....	IX-5
Tabel 10.1 Jadwal Jam.....	X-8
Tabel 10.2. Daftar Gaji Karyawan.....	X-11

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Alkohol memiliki rumus umum R-OH. Strukturnya serupa dengan air, tetapi satu hidrogennya diganti dengan satu gugus alkil. Gugus fungsi alkohol adalah gugus hidroksil -OH. Alkohol digolongkan ke dalam alkohol primer, sekunder, dan tersier bergantung apakah satu, dua, atau tiga gugus organik yang berhubungan dengan atom karbon pembawa hidroksil.

Fenol memiliki gugus yang sama seperti alkohol akan tetapi gugus fungsinya melekat langsung pada cincin aromatik. Tata namanya biasa dipergunakan nama yang lazim dengan akhiran -ol. ^[1]

Kebutuhan fenol sebagai bahan baku industri dari tahun ke tahun cenderung semakin meningkat. Meskipun di Indonesia sudah dapat memproduksi sendiri, tetapi untuk memenuhi kebutuhan tersebut hingga saat ini masih harus mengimpor dari berbagai negara. Maka dari itu perlu dipertimbangkan untuk menambah produksi fenol dalam negeri untuk menunjang kebutuhan yang terus meningkat tersebut. Diantaranya Jepang, Korea, Taiwan dan China. ^[2]

Fenol atau monohydroxybenzene dengan rumus kimia C_6H_5OH dan merupakan senyawa yang mengandung satu atau lebih gugus hydroxyl yang disertakan pada cincin aromatik. Fenol pertama kali dibuat dari cool tar pada tahun 1834 dan diberi nama carboic acid. Cool tar adalah satu-satunya bahan baku pembuatan fenol sampai pada perang dunia I.

Fenol merupakan senyawa berbentuk kristal berwarna putih maupun liquid dengan bau yang khas. Dalam produksinya, fenol merupakan produk sekunder terbesar ketiga dari benzene. Pada tahun 1974, sekitar 20% dari jumlah keseluruhan produksi benzene di Amerika Serikat telah digunakan untuk memproduksi fenol.

Pada pertengahan tahun 1920 perusahaan bahan kimia Dow membangun dua proses yang juga mengkonsumsi sejumlah besar klorobenzene. Proses pertama, klorobenzene dihidrolisa dengan ammonium hidroksidadengan katalis tembaga untuk memproduksi anilin. Proses ini digunakan kurang lebih selama 30 tahun. Proses kedua, hidrolisa klorobenzene dengan larutan natrium hidroksida dengan suhu dan tekanan yang tinggi untuk memproduksi fenol. Proses yang sama juga dikembangkan di Jerman

oleh LG Fanberwerke. Pabrik juga dibangun di beberapa negara Eropa setelah perang dunia II. Pada tahun 1930 sebuah perusahaan Raschig di Jerman telah mengembangkan proses yang berbeda dimana uap klorobenzene dihidrolisis dengan steam menggunakan katalis kalsium fosfat untuk memproduksi fenol dan HCl. Setelah itu pada tahun 1960 muncul proses pembuatan fenol dari asam benzoate. [3]

Di Eropa dan Asia terdapat beberapa industri yang memproduksi fenol, seperti di Jerman memproduksi fenol dengan kapasitas 250.000 ton per tahun dan Rusia dengan kapasitas 200.000 ton per tahun. Di negara Cina, fenol diproduksi dengan kapasitas 150.000 ton per tahun.

1.2. Bahan baku dan produk

a. Benzena (C₆H₆)

Sifat-sifat	
Bentuk	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Berat molekul	: 78,11 g/mol
Titik didih	: 80,1 °C
Titik leleh	: 5,5 °C
Cp	: 0,044 kkal/kg°C
Specific gravity	: 0,8787
Larut pada	: Larut dalam alkohol, kloroform dan aseton

b. Asam sulfat (H₂SO₄)

Sifat-sifat	
Bentuk	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Berat molekul	: 98,08 g/mol
Titik didih	: 270 °C
Titik leleh	: -35 °C
Cp	: 0,350 kkal/kg°C
Specific gravity	: 1,84
Larut pada	: Larut dalam etil alkohol

c. Natrium hidroksida (NaOH)

Sifat-sifat	
Bentuk	: Padat
Warna	: Putih
Berat molekul	: 40 g/mol
Titik didih	: 1338 °C
Titik leleh	: 323 °C
Cp	: 0,412 kkal/kg°C
Specific gravity	: 2,13
Larut pada	: Larut dalam air
Kelarutan pada air	: 109 gram/ 100 gram air

d. Natrium sulfit (Na₂SO₃)

Sifat-sifat	
Bentuk	: Padat
Warna	: Putih
Berat molekul	: 126,04 g/mol
Titik leleh	: 500 °C
Cp	: 0,328 kkal/kg°C
Specific gravity	: 2,63
Larut pada	: Larut dalam air
Kelarutan pada air	: 23 gram/ 100 gram air

e. Asam benzenesulfonat (C₆H₅SO₃H)

Sifat-sifat	
Bentuk	: padat
Warna	: putih
Berat molekul	: 158,18 g/mol
Titik leleh	: 51 °C
Cp	: 0,430 kkal/kg°C
Densitas	: 1,32 g/cm ³
Larut pada	: Larut dalam air dan alkohol

f. Natrium asam benzen sulfonat ($C_6H_5SO_3Na$)

Sifat-sifat	
Bentuk	: padat
Warna	: putih
Berat molekul	: 180,16 g/mol
Titik leleh	: 450 °C
Cp	: 0,255 kkal/kg°C
Densitas	: 1,124g/cm ³
Larut pada	: Larut dalam air

g. Natrium phenol (C_6H_5ONa)

Sifat-sifat	
Bentuk	: liquid
Warna	: putih
Berat molekul	: 181,2 g/mol
Titik leleh	: 450 °C
Titik didih	: 181,2 °C
Densitas	: 1,34g/cm ³
Larut pada	: Larut dalam air

h. Belerang oksida (SO_2)

Sifat-sifat	
Bentuk	: gas
Berat molekul	: 64,06 g/mol
Titik leleh	: -75,6 °C
Titik didih	: -10 °C
Tekanan uap	: 34 psig
Densitas gas	: 0,169 lb/ft ³

Sifat-sifat produk

Fenol banyak digunakan dalam berbagai macam industri, seperti :

- Industri bahan peledak
- Industri bahan perekat
- Insektisida
- Industri farmasi

- Sebagai zat pewarna ^[4]

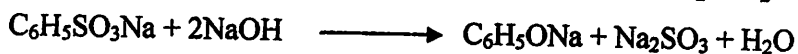
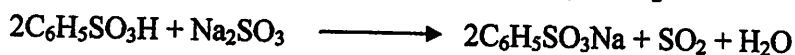
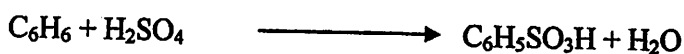
i Fenol (C₆H₅OH) ^[5]

Sifat-sifat	
Bentuk	: Liquid
Warna	: Tidak berwarna
Berat molekul	: 94,11 g/mol
Titik leleh	: 42 °C
Titik didih	: 182 °C
Cp	: 0,516 kkal/kg°C
Specific gravity	: 1,057
Larut pada	: Larut dalam alkohol, kloroform dan gliserol

1.3. Analisis Pasar

Perhitungan Economic Potential (EP) reaksi pembuatan fenoldari benzen dan asam sulfat dengan proses sulfonasi adalah sebagai berikut.

Pada reaksi pertama :



No	Material	BM	Harga/Kg (Rp)
1	C ₆ H ₆	78	9000
2	H ₂ SO ₄	98	2000
3	Na ₂ SO ₃	125	1000
4	NaOH	40	5000
5	C ₆ H ₅ OH	94	18000

Jumlah biaya keseluruhan untuk bahan baku = Rp. 14.500.000

Jumlah biaya keseluruhan untuk produk = Rp. 18.000.000

Economic Potential (EP) = Harga Produk – Harga Bahan Baku

$$= 18.000.000 - 14.500.000$$

$$= 3.500.000$$

Karena harga produk dikurangi harga bahan baku bernilai positif, maka secara Economic Potential pabrik ini layak didirikan.

Kapasitas produksi suatu pabrik perlu direncanakan terlebih dahulu dalam mendirikan pabrik, hal tersebut dilakukan untuk mengantisipasi permintaan baik dalam negeri serta mengurangi laju impor fenol dalam negeri. Pabrik fenol direncanakan didirikan pada tahun 2017 dengan peluang kapasitas yang ditujukan untuk menutupi nilai impor dari luar negeri.

Tabel 1.1. Data ekspor impor produksi dan konsumsi fenol.

Tahun	Ekspor (kg/tahun)	Impor (kg/tahun)	Produksi (kg/tahun)	Konsumsi
2007	140.356.174	21.866.456	47.000.000	165.489.71
2008	205.453.909	10.140.094	47.000.000	242.313.81
2009	11.302	1.094.999	47.000.000	45.916.30
2010	130	2.012.777	47.000.000	44.987.35
2011	2.532	3.086.279	47.000.000	43.916.25
2012	10.989	1.456.382	47.000.000	45.554.60
rata-rata	57.639.173	6.609.498	47.000.000	108.524.6

Tabel 1.2. Data Persentase kenaikan fenol tiap tahun

Tahun	Ekspor (%)	Impor (%)	Produksi (%)	Konsumsi (%)
2007	-	-	-	-
2008	46	-53,627	0	46
2009	-100	-89,201	0	-81
2010	-99	83,815	0	-2
2011	1848	53,334	0	-2
2012	334	-52,811	0	4
Rata-rata	406	-1,420	0	-10

- Untuk kenaikan rata-rata impor -1,420 %, maka perkiraan impor fenol pada tahun

2017 adalah :

$$\begin{aligned}
 M_1 &= P (1 + i)^n \\
 &= 1.456.382 (1 - 0,0142)^5 \\
 &= 1.355.874 \text{ kg/tahun}
 \end{aligned}$$

- Untuk kenaikan rata-rata produksi 0, maka perkiraan produksi fenol pada tahun 2017

adalah :

$$\begin{aligned}
 M_2 &= P (1 + i)^n \\
 &= 47.0000.000 (1 + 0)^5
 \end{aligned}$$

$$= 47.000.000 \text{ kg/tahun}$$

- Untuk kenaikan rata-rata ekspor 406 %, maka perkiraan ekspor fenol pada tahun 2017 adalah :

$$\begin{aligned} M_4 &= P (1 + i)^n \\ &= 47.0000.000 (1 + 4,06)^5 \\ &= 36.451.110 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

- Untuk kenaikan rata-rata konsumsi -10 %, maka perkiraan konsumsi fenol pada tahun 2017 adalah :

$$\begin{aligned} M_5 &= P (1 + i)^n \\ &= 45.554.607 (1 - 0,1)^5 \\ &= 26.899.540 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

- Sehingga kapasitas pabrik fenol yang akan didirikan pada tahun 2017 adalah :

$$\begin{aligned} M_1 + M_2 + M_3 &= M_4 + M_5 \\ M_3 &= (M_4 + M_5) - (M_1 + M_2) \\ M_3 &= (36.451.110 + 26.899.540) - (1.355.874 + 47.000.000) \\ M_3 &= 14.994.776 \text{ kg/tahun} = 14.994,776 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Dari perhitungan peluang kapasitas produksi maka ditetapkan kapasitas produksi pabrik baru fenol sebesar 15.000 ton/tahun. Dengan kapasitas tersebut diharapkan mampu memenuhi kebutuhan fenol di Indonesia dan mengurangi impor fenol.

1.4. Pemilihan Lokasi Pabrik

Lokasi yang dipilih untuk pendirian pabrik fenol ini adalah Balongan, Indramayu. Pemilihan lokasi ini didasari oleh beberapa faktor yaitu :

1. Letak sumber bahan baku

Bahan baku pembuatan fenol ini disuplai dari salah satu produsen benzen di pertaminadan dikirim lewat darat. Dipilih daerah ini karena dekat dengan daerah pesisir pantai. Sehingga memudahkan pengiriman bahan baku maupun produk.

2. Sarana pemasaran

Produk fenol ini rencananya akan dipasarkan ke PT Indo Abadi Sari Makmur dan PT Gempol Kurung yang bergerak di bidang farmasi sehingga untuk pemasaran tidak menjadi masalah.

3. **Sarana utilitas yang memadai**
Sarana utilitas meliputi air, bahan bakar, dan listrik. persediaan air merupakan syarat utama pendirian pabrik kimia, kebutuhan air ini diperoleh dari air sungai Cimanuk. Kebutuhan bahan bakar dari PertaminaIndramayu.Kebutuhan listrik diperoleh dari PLN dan generator.
4. **Terdapatnya sarana pengangkutan**
Lokasi pabrik ini daerah yang sudah ada sarana transportasi seperti pelabuhan maupun jalan raya sehingga sarana transportasi bahan baku dan produk akan lebih terjamin.
5. **Tenaga Kerja**
Kebutuhan tenaga kerja baik buruh maupun tenaga ahli dapat diperoleh di daerah ini karena merupakan kawasan industri.

BAB II

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

II. SELEKSI DAN URAIAN PROSES

2.1. Seleksi Proses

Proses pembuatan fenol (*synthetic phenol*) dapat dilakukan dengan berbagai cara, diantaranya :

1. Pembuatan fenol dengan proses sulfonasi
2. Pembuatan fenol dengan proses khlorobenzena (karbonat)
3. Pembuatan fenol dengan proses oksidasi toluena.

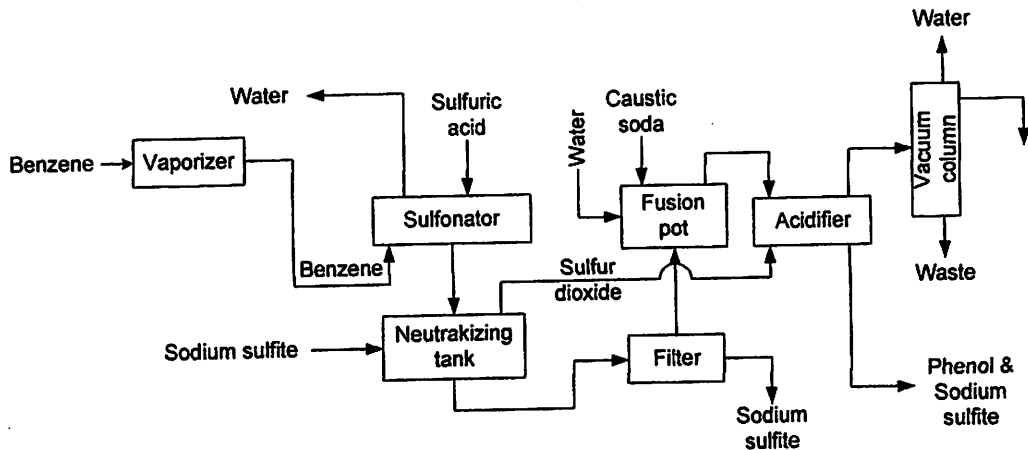
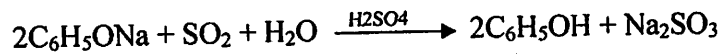
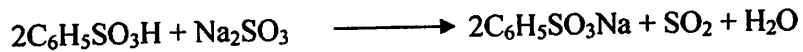
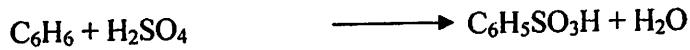
2.1.1. Pembuatan fenol dengan proses sulfonasi

Benzene disiapkan di sebuah sulfonator, direaksikan dengan asam sulfat pekat. Ketika konsentrasi asam sulfat di bawah 78 %, proses sulfonasi diberhenti. Dalam rangka untuk menghindari proses ini, sulfonasi yang dilakukan terus menerus dalam fase uap dengan melewati benzena uap melalui reaksi berlawanan arah dengan asam sulfat. Benzena bereaksi dengan asam dan juga menghilangkan reaksi azeotrop air. Zona reaksi yang dipertahankan pada suhu perkiraan dari 100°C dan tekanan 3,5 atm. Hasil sulfonator hanya sampai beberapa persen dari asam sulfat bebas, yang kemudian langsung dinetralisasi dalam tangki netralisasi.

Hasil sulfonasi secepat mungkin ke tangki menetralkan, yang berisi larutan natrium sulfit. Natrium karbonat juga dapat digunakan. Hasil reaksi sulfur oksida disalurkan ke tangki acidifier. Campuran Natrium benzene sulfonat tersebut dipisahkan dalam evaporator. Setelah itu dipompa ke mixer untuk direaksikan Natrium Hidroksida.

Didalam Furnase menyatu natrium hidroksida dan natrium benzena sulfonat dipanaskan sampai 300°C. Pada suhu ini 300-310°C dengan waktu berkisar 5-6 jam, natrium phenol dialirkan di bawah permukaan reaktor. Hasil kemudian masuk dalam reaktor acidifier. Pada reaktor acidifier terjadi proses pengasaman dengan penambahan katalis asam sulfat serta sulfur oksida dari proses netralisasi. Fenol yang belum murni akan dialirkan menuju dekanter lapisan bagian atas adalah fenol dan benzene sulfonat. Lapisan bagian atas didestilasi untuk mendapatkan fenol murni. Lapisan bawah natrium sulfit dan impuritis. Fenol yang dihasilkan 85-90%.

Reaksi



Gambar 2.1. Blok diagram proses pembuatan fenol dengan proses sulfonasi

2.1.2. Pembuatan fenol dengan proses khlorobenzena (karbonat)

Ini adalah dua proses modifikasi yaitu proses hidrolisis untuk fenol dengan khlorobenzena. Tetapi secara komersial kaustic soda yang digunakan untuk hidrolisis.

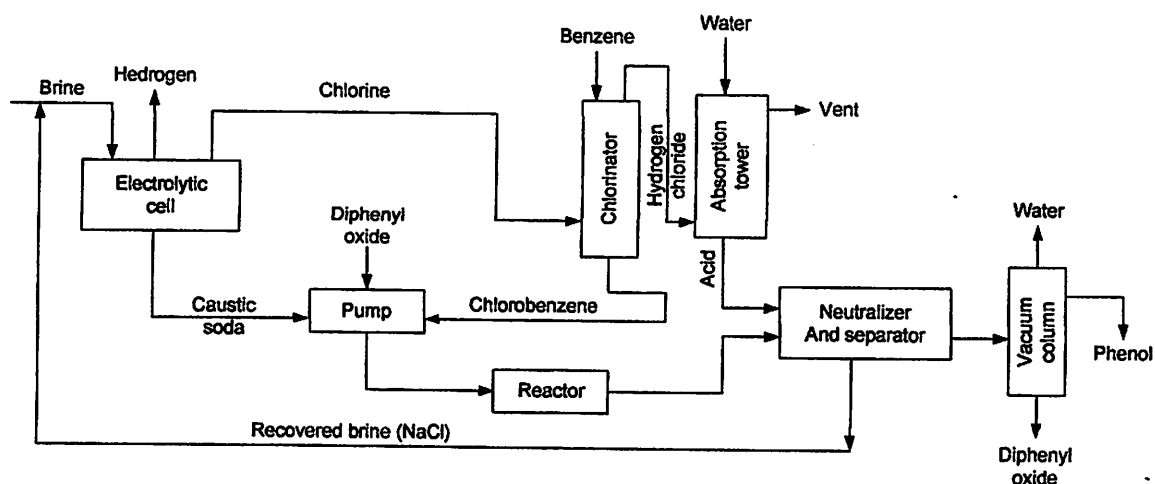
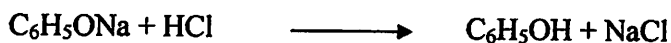
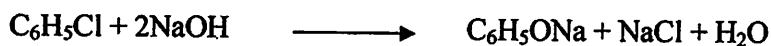
Di proses kaustik khlorobenzene (1 mole), 10% untuk berat diphenyl oxide (diphenyl ether), dan 10-15% kaustic soda adalah digunakan pompa bertekanan tinggi. Oksida diphenyl yang ditambahkan untuk menekan pembentukan selama hidrolisis reaktor. Bahan lainnya ditambahkan ke raktor dalam jumlah relatif kecil adalah bahan anti korosi (amina), pengemulsi dan katalis. Campuran ini dipompa melalui sebuah pipa baja penukar panas untuk reaktor (furnase). Di sini hidrolisis terjadi pada 272,1 atm dan suhu 400° C. Waktu tinggal adalah 15 menit. Jika penukar panas tidak memadai untuk menjaga suhu. Reaksi ditambahkan panas dapat disediakan oleh sesuai kehendak (gas buang atau organik sumber perpindahan panas).

Reaksi produk, yang terdiri dari natrium phenate, natrium klorida, air, dan reaktan yang tidak bereaksi, yang didinginkan dengan melewati panas penukar ke acidifier (netralisasi). Lapisan organik dipisahkan dan recycle. Lapisan berair kemudian dicampur dengan asam hidroklorid untuk mengkonversi natrium phenate untuk fenol yang tertuang di bawah vakum dan suling untuk memberikan fenol dengan

nilai jual kualitas USP. Menghasilkan 90-95% dengan berat berdasarkan khlorobenzene: konversi 35-45%. Setelah fenol dituang, sisa lapisan larutan, kebanyakan natrium klorida, larutan fenol dilanjutkan oleh penyulingan uap.

Yang terpenting dari proses kaustik adalah ketika air garam natrium klorida dan benzena digunakan sebagai bahan baku. Air garam diubah dalam sel elektrolitik hidrogen, klorida dan kaustic soda. Benzena diklorinasi, menghasilkan khlorobenzena dan asam klorida. Khlorobenzena terhidrolisis, menggunakan larutan kaustic soda. Natrium phenate diasamkan oleh asam klorida (produk dari klorinasi), fenol terbaik dan air garam. Sisa reaksi akan dikembali pada awal siklus. Proses ini saat ini digunakan oleh satu perusahaan di Amerika Serikat. Untuk mengambil keuntungan penuh dari proses ini, hal ini diperlukan untuk beroperasi pada skala yang membenarkan *recovery* (pemulihan) dan *recovery* oleh-produk, α dan p-phenylphenol dan difenil oksida.

Reaksi



Gambar 2.2. Blok diagram proses pembuatan fenol dengan proses khlorobenzena

2.1.3. Pembuatan fenol dengan proses oksidasi toluena

Konversi toluena menjadi fenol ada 2 tahap berurutan liquid fase dan oksidasi udara. Tahapan pertama, toluena dioksidasi menjadi asam benzoat. Dan tahapan kedua, asam benzoat dioksidasi menjadi fenol.

Toluene dioksidasi menjadi asam benzoik, proses asam benzoik dijelaskan dibawah ini. Produksi fenol, asam benzoat yang sudah dicuci dari tahapan pertama

kemudian dicairkan di biphenyl, Dicampur dengan jumlah kecil asam benzoat, dan masuk ke reaktor (oksidator). Campuran udara dan uap sparged ke reaktor, di mana asam benzoat ini teroksidasi untuk fenol. Didalam reaktor kondisi dipertahankan 230° C dan tekanan 3 atm. Uap Fenol dan asam benzoat dilanjutkan kolom destilasi pendahuluan. Konversi dari asam benzoat di dalam oksidator 70-80%. Dengan rendemen fenol 90%.

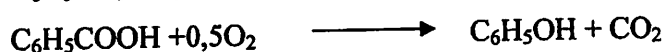
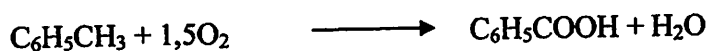
Didalam kolom destilasi pendahuluan, fenol dan fase uap air yang berlebih, dan asam benzoat keluar dari bawah kolom dan diteruskan ke reaktor. Mungkin hasil bawah dari reactor adalah sisa yang tidak bereaksi dan air panas, methanol, atau bahan organik yang sudah didaur ulang.

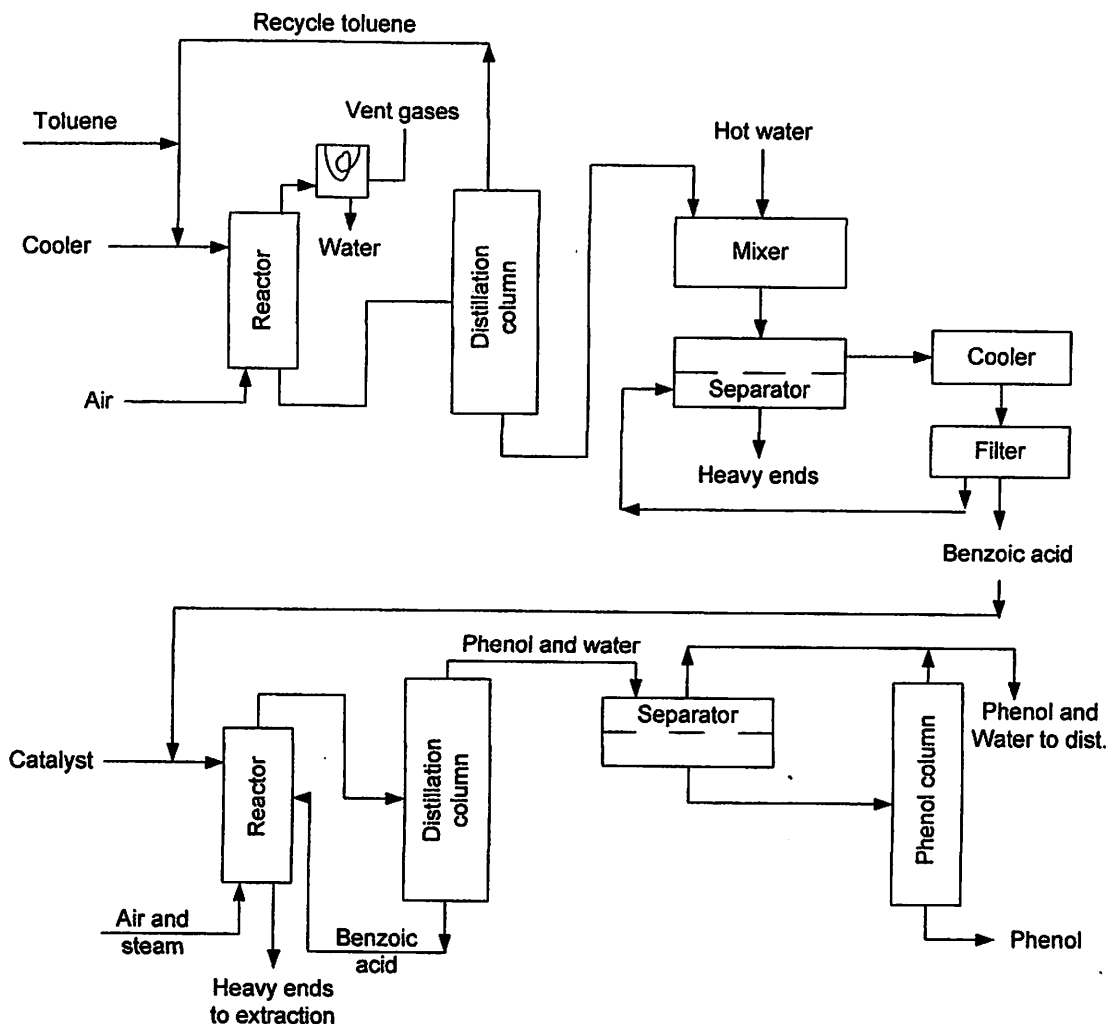
Didalam kondensat campuran fenol-air yang berasal dari kolom destilasi memisahkan dua lapisan. Paling bawah, kaya fenol, lapisan ini dikirim ke fenol kolom, dimana azeotrop air dihilangkan dan produk fenol keluar dari bawah kolom. Mungkin proses lebih lanjutnya fenol akan dimurnikan untuk memenuhi USP specification.

Fenol direcovery dari lapisan air dari kolom pendahuluan, dan azeotrop dari fenol kolom, difrasinasi lebih lanjut. Gas yang tidak terkondensasi dari reaktor kondensor didinginkan lebih dulu untuk *recovery* organik.

Proses secara keseluruhan rendemen dari toluene adalah 80%.

Reaksi:





Gambar 2.3. Blok diagram proses pembuatan fenol dengan proses oksidasi toluena

2.2. Pemilihan Proses

Tabel 2.1 perbandingan antar proses

Parameter	Proses pembuatan fenol		
	Sulfonasi	Chlorobenzena	Oksidasi Toluena
1. Analisa teknis			
- Bahan baku	C_6H_6	C_6H_5Cl	$C_6H_5CH_3$
- Katalis	H_2SO_4		Copper, cobalt
- Kondisi operasi:			
➤ Suhu	150°C	400°C	230°C
➤ Tekanan	3,5 atm	272,1 atm	3 atm
➤ Yield	85-90%	90-95%	90%

2. Analisa ekonomi			
- Biaya operasi	Relatif murah	Relatif murah	Relatif mahal
- Biaya investasi	Relatif murah	Relatif mahal	Relatif mahal
- Biaya katalis	Murah	-	Sedang
- Biaya bahan pembantu	Murah	Murah	-

Berdasarkan uraian diatas, maka proses yang dipilih untuk pembuatan Fenol (C_6H_5OH) adalah proses Pembuatan Fenol dari Benzena dan Asam Sulfat dengan proses sulfonasi. Hal ini disebabkan oleh:

1. Suhu reaksi lebih rendah
2. Yield yang diperoleh cukup tinggi (85-90%)
3. Tekanan 3,5 atm
4. Analisa Investasi yang sedang

2.3. Uraian Proses

Pada pembuatan fenol dari benzena dan asam sulfat dengan proses sulfonasi dapat dilakukan melalui tahap-tahap sebagai berikut:

1. Tahapan persiapan bahan baku
2. Tahap reaksi
3. Tahap pemisahan
4. Tahap pemurnian
5. Tahap penanganan produk

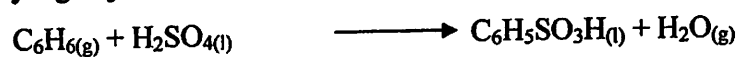
2.3.1. Tahapan persiapan bahan baku

Asam sulfat pekat 96% dari storage (F-111) dipompa (L-112) dan dipanaskan terlebih dahulu sampai suhu $100^\circ C$ menuju sulfonator (R-110) dan uap benzena yang diuapkan melalui vaporizer (V-116) juga dimasukkan ke sulfonator pada suhu $100^\circ C$ dan tekanan 3,5 atm. Kemudian di dalam sulfonator akan terjadi reaksi antara asam sulfat pekat dan uap benzena.

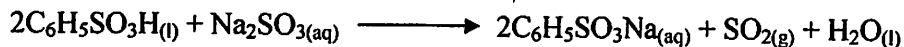
2.3.2. Tahapan persiapan reaksi

Didalam sulfonator terjadi reaksi antara asam sulfat pekat dan uap benzena sehingga akan terbentuk air. Benzena yang tidak bereaksi dikeluarkan dari atas sulfonator didinginkan oleh kondensor dan ditampung.

Reaksi yang terjadi dalam sulfonator yaitu:

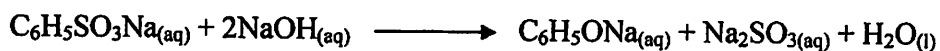


Reaksi ini dijaga pada temperatur 100°C dan tekanan 3,5 atm kemudian secara langsung dinetralkan ke tangki netralisasi (R-120). Sedangkan benzene sulfonat dialirkan ke tangki netralisasi juga dimasukkan larutan natrium sulfit tangki pelarut (M-124). Kemudian dalam tangki netralisasi terjadi reaksi pada suhu 150°C dan tekanan 3,5 atm lalu menghasilkan natrium benzene sulfonat. yaitu:



Natrium benzene sulfonat disalurkan ke evaporator (V-137) untuk pemekatan dari 57% ke 78%. Dan disalurkan ke dalam mixer, natrium benzene sulfonat dicampur dengan Natrium hidroksida dari tangki pelarut (M-134). Kemudian hasil natrium phenol dipompa menuju ke mixer lalu produknya dipompa menuju furnace (Q-140). Di dalam furnace suhunya dijaga pada 300°C selama 5 jam dan tekanan 3,5 atm agar terjadi reaksi antara Natrium benzen sulfonat dan soda kaustik.

Reaksi yang terjadi dalam furnace yaitu:



Hasilnya yaitu campuran natrium phenat dan benzene sulfonat dialirkan acidifier (R-150) untuk diasamkan dengan sulfur dioksida yang berasal dari tangki netralisasi pada suhu 150°C dan tekanan 3,5 atm. Reaksi yang terjadi yaitu:



2.3.3. Tahap pemisahan

Setelah dari acidifier dialirkan secara langsung ke decanter (H-162) untuk pemisahan dengan komponen yang terlarut dalam air. Larutan sodium sulfit dan impuritisnya ditampung.

2.3.4. Tahap pemurnian

Fenol yang belum murni kemudian didestilasi (D-160). Fenol yang titik didihnya lebih rendah dari benzene sulfonat akan ke atas (destilat) dan ditampung sebagai prosuk. Sedangkan bagian bawah tau battom juga ditampung.

2.3.5. Tahap penanganan produk

Produk fenol yang diperoleh dengan kemurniaan 90% ditampung dalam tangki penampung. Pengemasannya dalam container tertutup untuk mencegah penyerapan air dan siap untuk dipasarkan.

BAB III NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 15.000 ton
Waktu operasi = 330 hari / tahun
= 15.000 ton / tahun : 330 hari / tahun
= 45,4545 ton / hari x 1.000 Kg / ton
= 45.455 kg / hari = 1.894 kg/jam

Satuan operasi = kg/jam

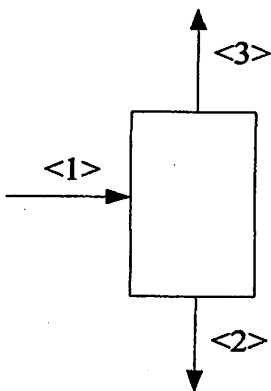
Basis perhitungan = 2.740,90 kg/jam C_6H_6

Berat molekul komponen :

C_6H_6	=	78	kg/kmol
H_2SO_4	=	98	kg/kmol
$C_6H_5SO_3H$	=	158	kg/kmol
H_2O	=	18	kg/kmol
Na_2SO_3	=	126	kg/kmol
$C_6H_5SO_3Na$	=	180	kg/kmol
SO_2	=	64	kg/kmol
$NaOH$	=	40	kg/kmol
C_6H_5ONa	=	116	kg/kmol
C_6H_5OH	=	94	kg/kmol

1. Vaporizer (V-116)

Fungsi : Untuk merubah fase liquid menjadi fase gas



Aliran <1> = Aliran C_6H_6 dari storage

Aliran <2> = Aliran C_6H_6 liquid ke tangki penampung

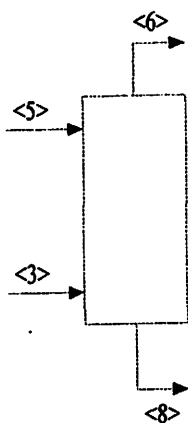
Aliran <3> = Aliran C_6H_6 gas ke sulfonator

Neraca Massa

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Aliran <1>		Aliran <2>	
C ₆ H ₆	2.738,159	C ₆ H ₆	273,816
H ₂ O	2,741	H ₂ O	2,467
		Aliran <3>	
		C ₆ H ₆	2.464,343
		H ₂ O	0,274
Total	2.740,900	Total	2.740,900

2. Sulfonator (R-110)

Fungsi : Untuk mereaksikan C₆H₆ gas dengan H₂SO₄ liquid



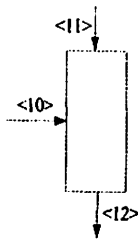
- Aliran <3> = Aliran C₆H₆ gas dari vaporizer
 Aliran <5> = Aliran H₂SO₄ liquid dari storage
 Aliran <6> = Aliran C₆H₆ gas ke tangki penampung
 Aliran <8> = Aliran C₆H₅SO₃H ke netralizer

Neraca Massa

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Aliran <3>		Aliran <6>	
C ₆ H ₆	2.464,343	C ₆ H ₆	246,434
H ₂ O	0,274	Aliran <8>	
Aliran <5>		C ₆ H ₅ SO ₃ H	4.492,687
H ₂ SO ₄	3.870,282	H ₂ SO ₄	1.083,679
H ₂ O	161,262	H ₂ O	673,361
Total	6.496,161	Total	6.496,161

3. Tangki pelarut Na₂S(M-124)

Fungsi : Untuk melarutkan Na₂SO₃



Aliran <10> = Aliran Na₂SO₃ dari storage

Aliran <11> = Aliran H₂O dari water proses

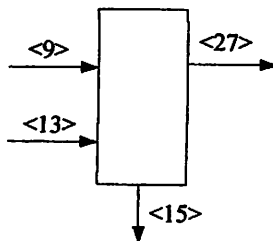
Aliran <12> = Aliran Na₂SO₃ ke netralisasi

Neraca Massa

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Aliran <10>		Aliran <12>	
Na ₂ SO ₃	2.239,235	Na ₂ SO ₃	2.239,235
Impuritis	93,301	Impuritis	93,301
Aliran <11>		H ₂ O	8.330,486
H ₂ O	8.330,486		
Total	10.663,023	Total	10.663,023

4. Netralizer (R-120)

Fungsi : Untuk mereaksikan C₆H₅SO₃H dengan Na₂SO₃



Aliran <9> = Aliran dari sulfonator

Aliran <13> = Aliran dari tangki pelarut Na₂SO₃

Aliran <27> = Aliran SO₂ gas ke acidifier

Aliran <15> = Aliran dari netralizer ke evaporator

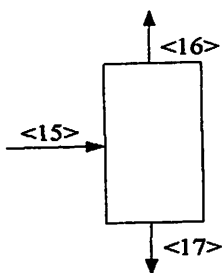
Neraca Massa

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Aliran <9>		Aliran <27>	
C ₆ H ₅ SO ₃ H	4.492,687	SO ₂	818,920
H ₂ SO ₄	1.083,679	Aliran <15>	

H ₂ O	673,361	C ₆ H ₅ SO ₃ Na	4.606,426
Aliran <13>		C ₆ H ₅ SO ₃ H	449,269
Na ₂ SO ₃	2.239,235	Na ₂ SO ₃	626,986
Impuritis	93,301	H ₂ SO ₄	1.083,679
H ₂ O	8.330,486	H ₂ O	9.234,169
		Impuritis	93,301
Total	16.912,749	Total	16.912,749

5. Evaporato (V-137)

Fungsi : Untuk memekatkan natrium benzen sulfonat dari 57% menjadi 87%



Aliran <15: = Aliran dari netralizer

Aliran <16: = Aliran ke kondensor

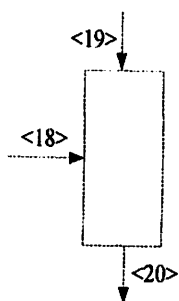
Aliran <17: = Aliran ke tangki pencampur

Naraca Massa

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Aliran <15>		Aliran <16>	
C ₆ H ₅ SO ₃ Na	4.606,426	C ₆ H ₅ SO ₃ Na	4.606,426
C ₆ H ₅ SO ₃ H	449,269	C ₆ H ₅ SO ₃ H	449,269
Na ₂ SO ₃	626,986	Na ₂ SO ₃	626,986
H ₂ SO ₄	1.083,679	H ₂ SO ₄	1.083,679
H ₂ O	9.234,169	H ₂ O	6.063,714
Impuritis	93,301	Impuritis	93,301
		Aliran <17>	
		H ₂ O	3.170,455
Total	16.093,829	Total	16.093,829

6. Tangki pelarut NaOH (M-134)

Fungsi : Untuk melarutkan NaOH



Aliran <18> = Aliran NaOH dari storage

Aliran <19> = Aliran H₂O dari water proses

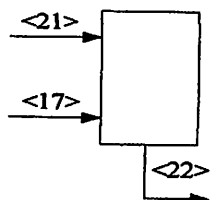
Aliran <20> = Aliran NaOH ke tangki pencampur

Neraca Massa

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Aliran <18>		Aliran <20>	
NaOH	2.559,125	NaOH	2.559,125
Impuritis	25,850	Impuritis	25,850
Aliran <19>		H ₂ O	2.371,537
H ₂ O	2.371,537		
Total	4.956,512	Total	4.956,512

7. Tangki Pencamp (M-130)

Fungsi : untuk mencampur C₆H₅SO₃Na dan NaOH



Aliran <17> = Aliran dari evaporator

Aliran <21> = Aliran dari tangki pelarut NaOH

Aliran <22> = Aliran ke furnace

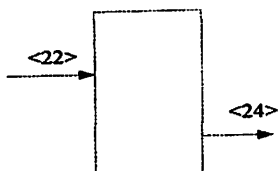
Neraca Massa

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Aliran <17>		Aliran <22>	
C ₆ H ₅ SO ₃ Na	4.606,426	C ₆ H ₅ SO ₃ Na	4.606,426
C ₆ H ₅ SO ₃ H	449,269	C ₆ H ₅ SO ₃ H	449,269

Na ₂ SO ₃	626,986	Na ₂ SO ₃	626,986
H ₂ SO ₄	1.083,679	H ₂ SO ₄	1.083,679
H ₂ O	6.063,714	H ₂ O	8.435,251
Impuritis	93,301	Impuritis	119,151
Aliran <21>		NaOH	2.559,125
NaOH	2.559,125		
Impuritis	25,850		
H ₂ O	2.371,537		
Total	17.879,887	Total	17.879,887

8. Furnace (Q-140)

Fungsi : Untuk mereaksikan C₆H₅SO₃Na dengan NaOH



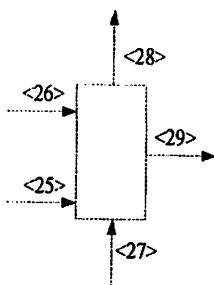
Aliran <22> = Aliran dari tangki pencampur
 Aliran <24> = Aliran ke acidifier

Neraca Massa

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Aliran <22>		Aliran <24>	
C ₆ H ₅ SO ₃ Na	4.606,426	C ₆ H ₅ ONa	2.671,727
C ₆ H ₅ SO ₃ H	449,269	C ₆ H ₅ SO ₃ Na	460,643
Na ₂ SO ₃	626,986	C ₆ H ₅ SO ₃ H	449,269
H ₂ SO ₄	1.083,679	Na ₂ SO ₃	3.529,034
H ₂ O	8.435,251	H ₂ SO ₄	1.083,679
Impuritis	119,151	H ₂ O	8.849,829
NaOH	2.559,125	Impuritis	119,151
		NaOH	716,555
Total	17.879,887	Total	17.879,887

9. Acidifier (R-150)

Fungsi : Untuk mereaksikan C_6H_5ONa dengan SO_2 dan H_2O



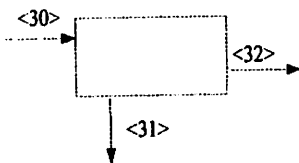
- Aliran <27> = Aliran SO_2 gas dari netralizer
 Aliran <25> = Aliran dari furnace
 Aliran <26> = Aliran katalis H_2SO_4 96% dari storage
 Aliran <28> = Aliran SO_2 gas sisa ke tangki penampung
 Aliran <29> = Aliran ke kolom dekanter

Neraca Massa

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Aliran <27>		Aliran <29>	
SO_2	818,920	C_6H_5ONa	267,173
Aliran <25>		$C_6H_5SO_3H$	449,269
C_6H_5ONa	2.671,727	$C_6H_5SO_3Na$	460,643
$C_6H_5SO_3Na$	460,643	Na_2SO_3	4.834,956
$C_6H_5SO_3H$	449,269	$NaOH$	716,555
Na_2SO_3	3.529,034	Impuritis	119,151
H_2SO_4	1.083,679	C_6H_5OH	1.948,518
H_2O	8.849,829	H_2SO_4	1.831,631
Impuritis	119,151	H_2O	8.694,434
$NaOH$	716,555	Aliran <28>	
Aliran <26>		SO_2	155,595
H_2SO_4	747,952		
H_2O	31,165		
Total	19.477,924	Total	19.477,924

12. Decanter (H-162)

Fungsi : Untuk memisahkan C_6H_5OH dari H_2O



Aliran <30> = Aliran dari acidifier

Aliran <32> = Aliran produk keluar dekanter

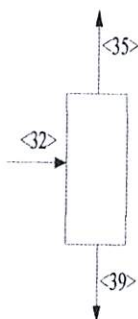
Aliran <31> = Aliran produk samping

Neraca Massa

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Aliran <30>		Aliran <32>	
H_2O	8.694,434	C_6H_5OH	1.938,776
C_6H_5OH	1.948,518	$C_6H_5SO_3H$	447,022
$C_6H_5SO_3H$	449,269	Aliran <31>	
$C_6H_5SO_3Na$	460,643	H_2O	8.694,434
C_6H_5ONa	267,173	C_6H_5OH	9,743
H_2SO_4	1.831,631	$C_6H_5SO_3H$	2,246
Na_2SO_3	4.834,956	$C_6H_5SO_3Na$	460,643
$NaOH$	716,555	C_6H_5ONa	267,173
Impuritis	119,151	H_2SO_4	1.831,631
		Na_2SO_3	4.834,956
		$NaOH$	716,555
		Impuritis	119,151
Total	19.322,329	Total	19.322,329

12. Kolom Destilasi (D-160)

Fungsi : Untuk memisahkan C_6H_5OH dari $C_6H_5SO_3H$



Aliran <32> = Aliran dari acidifier

Aliran <35> = Aliran destilat

Aliran <39> = Aliran bottom

Neraca Massa

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Aliran <32>		Aliran <35>	
C_6H_5OH	1.938,776	C_6H_5OH	1.900,000
$C_6H_5SO_3H$	447,022	$C_6H_5SO_3H$	40,232
		Aliran <39>	
		C_6H_5OH	38,776
		$C_6H_5SO_3H$	406,790
Total	2.385,798	Total	2.385,798



BAB IV
NERACA PANAS

Kapasitas produksi = 15.000 ton
 Waktu operasi = 330 hari / tahun
 = 15.000 ton / tahun : 330 hari / tahun
 = 45,45 ton / hari x 1.000 Kg / ton
 = 45.454,55 kg / hari = 1.894 kg/jam
 Satuan operasi = kkal/jam

steam yang digunakan adalah saturated steam dengan:

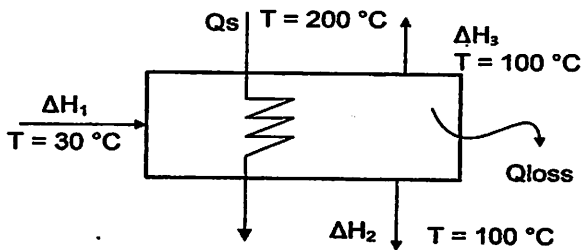
$T = 200 \text{ }^{\circ}\text{C} = ; P = 2.320 \text{ kPa}$
 $\lambda = 443,6 \text{ kkal/jam}$

Basis perhitungan = 2.740,90 kg/jam C_6H_6

Suhu referensi = 25 $^{\circ}\text{C}$

1. Vaporizer (V-116)

Fungsi : Untuk mengubah cairan benzene menjadi gas



Neraca panas total : $\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_{\text{loss}}$

Dimana

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam benzene (C_6H_6) masuk vaporizer

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam benzene (C_6H_6) keluar vaporizer (liquid)

ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam benzene (C_6H_6) keluar vaporizer (gas)

Q_s = Panas yang terkandung dalam steam masuk

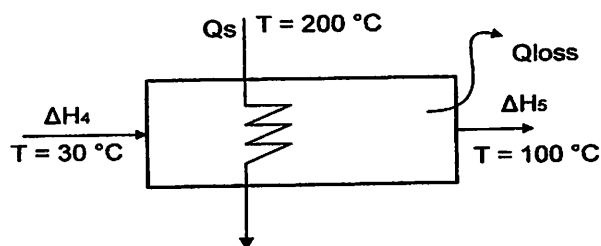
Q_{loss} = Panas yang hilang

Neraca Panas

Aliran Panas Masuk (kkal/jam)		Aliran Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	15.061,43	ΔH_2	53.341,40
Q_s	532.609,27	ΔH_3	468.249,74
		Q_{loss}	26.079,56
Total	547.670,70	Total	547.670,70

2. Heater (E-113)

Fungsi : Untuk menaikkan suhu H_2SO_4 sebelum masuk sulfonator



$$\text{Neraca panas total : } \Delta H_{4\ 30} + Q = \Delta H_{4\ 100} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana

ΔH_4 = Panas yang terkandung dalam H_2SO_4 masuk

ΔH_5 = Panas yang terkandung dalam H_2SO_4 keluar

Q_{loss} = Panas yang hilang

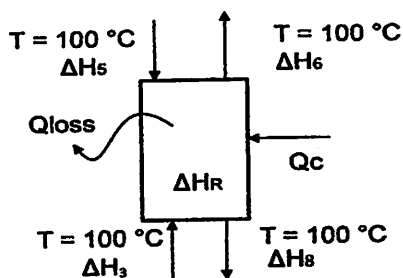
Q_s = Panas yang terkandung dalam steam

Neraca Panas

Aliran Panas Masuk (kkal/jam)		Aliran Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_4	76.154,17	ΔH_5	1.903.854,34
Q	1.922.892,89	Q_{loss}	95.192,72
Total	1.999.047,06	Total	1.999.047,06

3. Sulfonator (R-110)

Fungsi : Untuk mereaksikan C_6H_6 gas dengan H_2SO_4 liquid



$$\text{Neraca panas total : } \Delta H_5 + Q_c + \Delta H_3 = \Delta H_6 + \Delta H_8 + \Delta H_R + Q_{\text{loss}}$$

Dimana

ΔH_5 = Panas yang terkandung dalam H_2SO_4 masuk

ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam C_6H_6 gas masuk sulfonator

ΔH_6 = Panas yang terkandung dalam C_6H_6 gas sisa keluar sulfonator

ΔH_8 = Panas yang terkandung dalam produk keluar sulfonator

ΔH_R = Panas reaksi

Q_{loss} = Panas yang hilang

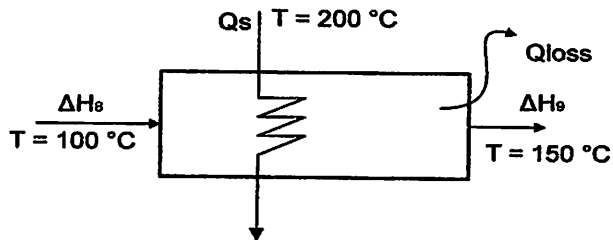
Q_c = Panas yang diserap

Neraca Panas

Aliran Panas Masuk (kkal/jam)		Aliran Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_3	493.266,27	ΔH_6	25.123,36
ΔH_5	694.220,17	ΔH_8	756.958,60
HR	38.261,65	Q_c	404.562,02
		Q_{loss}	39.104,10
Total	1.225.748,08	Total	1.225.748,08

4. Heater (E-127)

Fungsi : Untuk menaikkan suhu $C_6H_5SO_3H$ sebelum masuk netralizer



Neraca panas total : $\Delta H_8 + Q_s = \Delta H_9 + Q_{\text{loss}}$

Dimana

ΔH_8 = Panas yang terkandung dalam $C_6H_5SO_3H$ masuk

ΔH_9 = Panas yang terkandung dalam $C_6H_5SO_3H$ keluar

Q_{loss} = Panas yang hilang

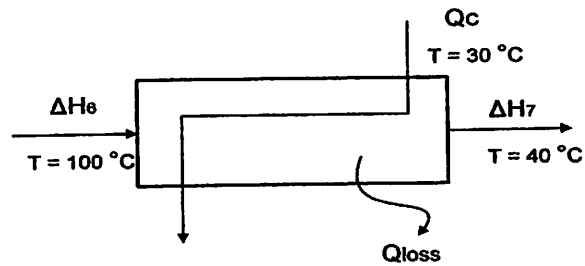
Q_s = Panas yang terkandung dalam steam

Neraca Panas

Aliran Panas Masuk (kkal/jam)		Aliran Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_8	756.958,60	ΔH_9	1.261.597,67
Q_s	567.718,95	Q_{loss}	63.079,88
Total	1.324.677,55	Total	1.324.677,55

5. Cooler (E-128)

Fungsi : Untuk menurunkan temperatur



$$\text{Neraca panas total : } \Delta H_6 = \Delta H_7 + Q_{\text{loss}} + Q_c$$

Dimana

ΔH_6 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk

ΔH_7 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar

Q_{loss} = Panas yang hilang

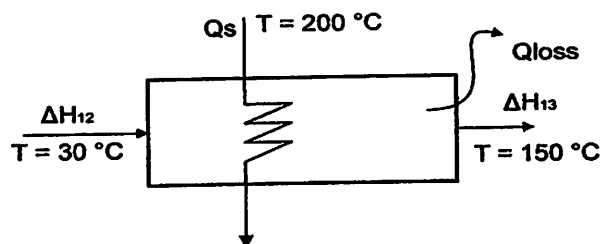
Q_c = Panas yang diserap oleh air pendingin

Neraca Panas

Aliran Panas Masuk (kkal/jam)		Aliran Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_6	25.123,36	ΔH_7	5.024,67
		Q_c	19.847,46
		Q_{loss}	251,23
Total	25.123,36	Total	25.123,36

6. Heater (E-126)

Fungsi : Untuk menaikkan suhu Na_2SO_3 sebelum masuk netralizer



$$\text{Neraca panas total : } \Delta H_{12} + Q_s = \Delta H_{13} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana

ΔH_{12} = Panas yang terkandung dalam Na_2SO_3 masuk

ΔH_{13} = Panas yang terkandung dalam Na_2SO_3 keluar

Q_{loss} = Panas yang hilang

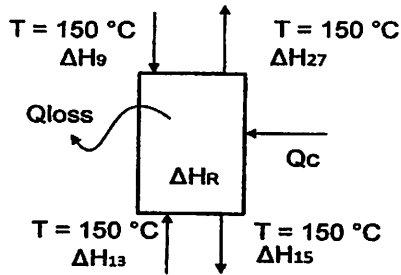
Q_s = Panas yang terkandung dalam steam

Neraca Panas

Aliran Panas Masuk (kkal/jam)		Aliran Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_{12}	3.363,66	ΔH_{13}	84.091,43
Q_s	84.932,34	Q_{loss}	4.204,57
Total	88.296,00	Total	88.296,00

7. Tangki netralisasi (R-120)

Fungsi : Untuk mereaksikan $C_6H_5SO_3H$ dengan Na_2SO_3



Neraca panas total : $\Delta H_9 + \Delta H_{13} + Q_c = \Delta H_{27} + \Delta H_{15} + Q_{loss} + \Delta H_R$

Dimana

ΔH_9 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk

ΔH_{13} = Panas yang terkandung dalam Na_2SO_3 masuk

ΔH_{27} = Panas yang terkandung dalam SO_2 gas sisa keluar netralisasi

ΔH_{15} = Panas yang terkandung dalam produk keluar sulfonator

ΔH_R = Panas reaksi

Q_{loss} = Panas yang hilang

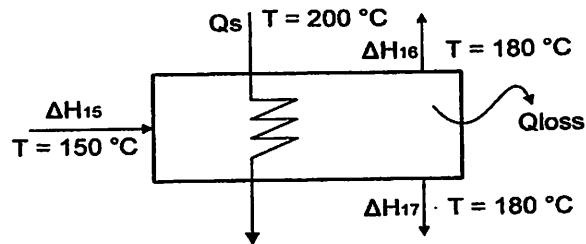
Q_c = Panas yang terkandung dalam pendingin

Neraca Panas

Aliran Panas Masuk (kkal/jam)		Aliran Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_9	1.261.597,67	ΔH_{27}	63.537,97
ΔH_{13}	752.864,54	ΔH_{15}	5.900.834,51
Q_c	4.258.448,00	H_R	10.319,11
		Q_{loss}	298.218,62
Total	6.272.910,21	Total	6.272.910,21

8. Evaporato (V-137)

Fungsi : Untuk memekatkan natrium benzensulfonat dari 57% menjadi 87%



Neraca panas total : $\Delta H_{15} + Q_s = \Delta H_{16} + \Delta H_{17} + Q_{loss}$

Dimana

ΔH_{15} = Panas yang terkandung dalam produk masuk

ΔH_{16} = Panas yang terkandung dalam produk keluar H₂O

ΔH_{17} = Panas yang terkandung dalam produk keluar

Q_{loss} = Panas yang hilang

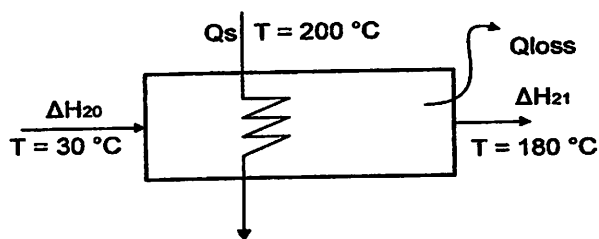
Q_s = Panas yang terkandung dalam steam

Neraca Panas

Aliran Panas Masuk (kkal/jam)		Aliran Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_{15}	5.900.834,51	ΔH_{16}	5.197.292,57
Q	1.782.052,02	ΔH_{17}	2.119.742,22
		Q_{loss}	365.851,74
Total	7.682.886,54	Total	7.682.886,54

9. Heater (E-136)

Fungsi : Untuk menaikkan suhu NaOH sebelum masuk mixer



Neraca panas total : $\Delta H_{20} + Q_s = \Delta H_{21} + Q_{loss}$

Dimana

ΔH_{20} = Panas yang terkandung dalam NaOH masuk

ΔH_{21} = Panas yang terkandung dalam NaOH keluar

Q_{loss} = Panas yang hilang

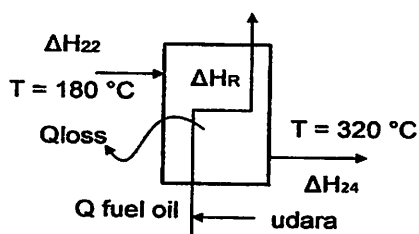
Q_s = Panas yang terkandung dalam steam

Neraca Panas

Aliran Panas Masuk (kkal/jam)		Aliran Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_{20}	155.722,94	ΔH_{21}	4.827.411,24
Q_s	4.913.058,86	Q_{loss}	241.370,56
Total	5.068.781,80	Total	5.068.781,80

10. Furnace (Q-140)

Fungsi : Untuk mereaksikan $C_6H_5SO_3Na$ dan $NaOH$



Neraca panas total : $\Delta H_{22} + Q_{\text{fuel oil}} = \Delta H_{24} + Q_{\text{loss}} + \Delta H_r$

Dimana

ΔH_{22} = Panas yang terkandung dalam bahan masuk

ΔH_{24} = Panas yang terkandung dalam produk keluar

ΔH_r = Panas reaksi

Q_{loss} = Panas yang hilang

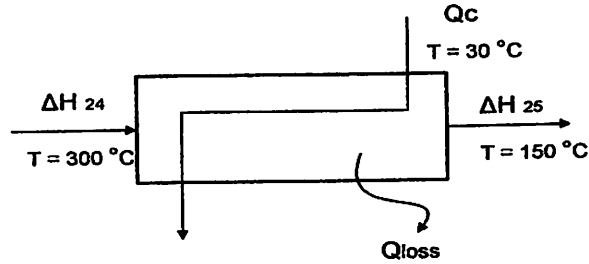
$Q_{\text{fuel oil}}$ = Panas masuk

Neraca Panas

Aliran Panas Masuk (kkal/jam)		Aliran Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_{22}	10.024.703,81	ΔH_{24}	14.028.847,80
Q total fuel	4.701.517,02	Q_{loss}	701.442,39
		ΔH_r	-4.069,37
Total	14.726.220,83	Total	14.726.220,83

11. Cooler (E-151)

Fungsi : Untuk menurunkan temperatur



Neraca panas total : $\Delta H_{24} = \Delta H_{25} + Q_{loss} + Q_c$

Dimana

ΔH_{24} = Panas yang terkandung dalam bahan masuk

ΔH_{25} = Panas yang terkandung dalam bahan keluar

Q_{loss} = Panas yang hilang

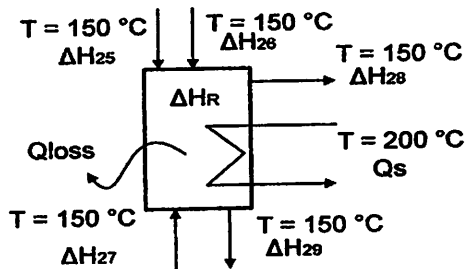
Q_c = Panas yang diserap oleh air pendingin

Neraca Panas

Aliran Panas Masuk (kkal/jam)		Aliran Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_{24}	14.028.847,80	ΔH_{25}	6.376.749,00
		Q_c	7.333.261,35
		Q_{loss}	318.837,45
Total	14.028.847,80	Total	14.028.847,80

12. Acidifier (R-150)

Fungsi : Untuk mereaksikan $C_6H_5SO_3Na$ dengan NaOH liquid



Neraca panas total : $\Delta H_{20} + \Delta H_{21} + \Delta H_{10} + \Delta H_R = \Delta H_{22} + Q_{loss} + \Delta H_{23} + Q_s$

Dimana

ΔH_{25} = Panas yang terkandung dalam bahan masuk

ΔH_{26} = Panas yang terkandung dalam katalis

ΔH_{27} = Panas yang terkandung dalam SO_2 gas masuk

ΔH_{28} = Panas yang terkandung dalam SO_2 gas keluar

ΔH_{29} = Panas yang terkandung dalam produk keluar acidifier

ΔH_R = Panas reaksi

Q_{loss} = Panas yang hilang

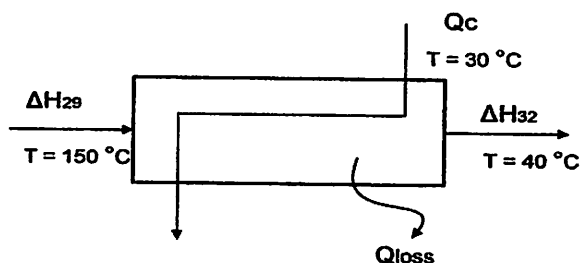
Q_s = Panas yang terkandung dalam steam

Neraca Panas

Aliran Panas Masuk (kkal/jam)		Aliran Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_{25}	6.376.749,00	ΔH_{28}	12.072,21
ΔH_{26}	351.126,19	ΔH_{29}	6.135.461,96
ΔH_{27}	63.537,97	Q_s	296.093,80
H_R	-38.484,27	Q_{loss}	309.300,92
Total	6.752.928,89	Total	6.752.928,89

13. Cooler (E-161)

Fungsi : Untuk menurunkan temperatur



Neraca panas total : $\Delta H_{29} = \Delta H_{32} + Q_{loss} + Q_c$

Dimana

ΔH_{29} = Panas yang terkandung dalam bahan masuk

ΔH_{32} = Panas yang terkandung dalam bahan keluar

Q_{loss} = Panas yang hilang

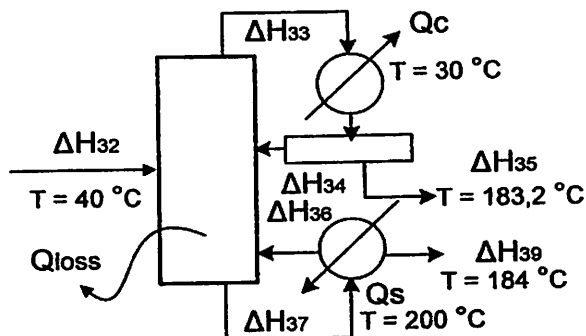
Q_c = Panas yang diserap oleh air pendingin

Neraca Panas

Aliran Panas Masuk (kkal/jam)		Aliran Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_{29}	6.867.485,71	ΔH_{32}	824.098,29
		Q_c	6.002.182,51
		Q_{loss}	41.204,91
Total	6.867.485,71	Total	6.867.485,71

14. Kolom destila (D-160)

Fungsi : Untuk menaikkan memisahkan produk dengan $C_6H_5SO_3H$



$$\text{Neraca panas total : } \Delta H_{32} + Q_s = \Delta H_{35} + \Delta H_{39} + Q_c + Q_{\text{loss}}$$

Dimana

ΔH_{32} = panas yang terkandung dalam bahan masuk kolom distilasi

ΔH_{33} = panas yang terbawa uap keluar kolom destilasi menuju kondensor

ΔH_{34} = panas yang terbawa oleh liquid sebagai refluks dari kondensor ke kolom distilasi

ΔH_{35} = panas yang terbawa oleh liquid sebagai produk

ΔH_{37} = panas yang terkandung dalam bottom keluar kolom destilasi menuju reboiler

ΔH_{36} = panas yang terbawa uap sebagai refluks dari reboiler

ΔH_{39} = panas yang terbawa oleh produk bottom keluar reboiler

Q_c = panas yang diberikan oleh pendingin kondensor

Q_s = panas yang diberikan oleh steam pada reboiler

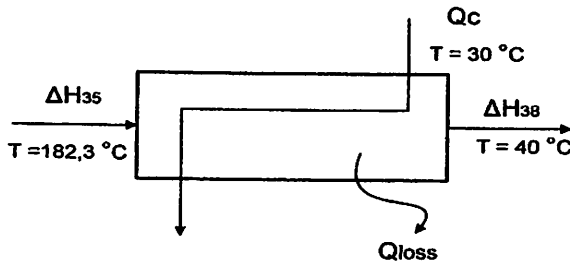
Q_{loss} = panas yang hilang

Neraca panas

Aliran Panas Masuk (kkal/jam)		Aliran Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_{32}	3619,3802	ΔH_{35}	572227,3505
Q_s	621881,2592	ΔH_{39}	22155,3786
		Q_c	1332,1656
		Q_{loss}	29785,7447
Jumlah	625500,6395	Jumlah	625500,6395

15. Cooler (E-167)

Fungsi : Untuk menurunkan temperatur Destilat



Neraca panas total : $\Delta H_{35} = \Delta H_{38} + Q_{loss} + Q_c$

Dimana

ΔH_{35} = Panas yang terkandung dalam bahan masuk

ΔH_{38} = Panas yang terkandung dalam bahan keluar

Q_{loss} = Panas yang hilang

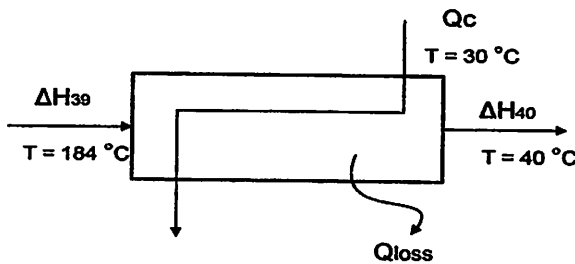
Q_c = Panas yang diserap oleh air pendingin

Neraca Panas

Aliran Panas Masuk (kkal/jam)		Aliran Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_{35}	90.011.362,24	ΔH_{38}	8.583.410,26
		Q_c	80.998.781,47
		Q_{loss}	429.170,51
Total	90.011.362,24	Total	90.011.362,24

16. Cooler (E-168)

Fungsi : Untuk menurunkan temperatur Bottom



Neraca panas total : $\Delta H_{39} = \Delta H_{40} + Q_{loss} + Q_c$

Dimana

ΔH_{39} = Panas yang terkandung dalam bahan masuk

ΔH_{40} = Panas yang terkandung dalam bahan keluar

Q_{loss} = Panas yang hilang

Q_c = Panas yang diserap oleh air pendingin

Neraca Panas

Aliran Panas Masuk (kkal/jam)		Aliran Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_{39}	3.522.705,19	ΔH_{40}	332.330,68
		Qc	3.173.757,98
		Qloss	16.616,53
Total	3.522.705,19	Total	3.522.705,19

BAB V
SPEKIFIKASI PERALATAN

No	Nama Alat	Kode	Type	Spesifikasi Alat			Jml
				Spek	Jumlah	Satuan	
1.	Acidifier	R-150	Silinder vertikal	Toto Kharismasetyo Prasanto			1
2.	Storage Natrium Hidroksida	F-131	Gudang	Panjang	346,13	in	1
				Lebar	173,07	in	
				Tinggi	259,60	in	
3.	Belt Conveyor	J-122	Continuous	Panjang	10	m	1
				v	1	m/s	
				P	2	Hp	
4.	Bucket Elevator	J-123	Continuous	Lebar	7	in	1
				v	48,7	ft/min	
				P	0,5	Hp	
5.	Tangki Pelarut		Silinder vertikal	Do	32	in	1
				Di	31,6	in	
				Ls	47,4	in	
				ts	3/16	in	
				tha	3/16	in	
				thb	3/16	in	
6.	Pompa	L-125	Centrifugal	P	1	hp	1
				pipa	2 in sch 40	in	
7.	Heater	E-113	Shell and Tube	Shell			1
				IDs	19 ¼	in	
				B	2	in	
				Pt	1,833	in	
				de	0,73	in	
				Tube			

				L	6	ft	
				a'	0,165	ft	
				a''	0,3271	ft ² /dt	
				di	0,92	ft	
8.	Storage Asam Sulfat	F-111	Silinder vertikal	Do	216	in	1
				Di	215,5	in	
				Ls	323,25	in	
				ts	1/4	in	
				tha	1/4	in	
				thb	1/4	in	
9.	Pompa	L-112	Centrifugal	P	1	hp	1
				pipa	2 in sch 40	in	
10.	Heater	E-113	Shell and Tube	Shell			1
				IDs	12	in	
				B	2	in	
				Pt	1,833	in	
				de	0,73	in	
				Tube			
				L	6	ft	
				a'	0,165	ft	
				a''	0,3271	ft ² /dt	
				di	0,92	ft	
11.	Storage Benzena	F-114	Silinder vertikal	Do	240	in	2
				Di	239,5	in	
				Ls	359,25	in	
				ts	1/4	in	
				tha	1/4	in	
				thb	1/4	in	
12.	Pompa	L-115	Centrifugal	P	1	hp	1
				pipa	2 in sch 40	in	

13.	Vaporizer	V-116	Single vaporizer	L pipa	16	16	1
				Tube	12	unit	
				pipa	1 in BWG 16	in	
				Pitch	triangular		
14.	Tangki Sulfonator	R-110	Silinder vertikal	Do	68	in	1
				Di	67,25	in	
				Ls	85,75	in	
				ts	3/16	in	
				tha	1/5	in	
				thb	3/16	in	
15.	Storage Sodium Sulfit	E-171	Gudang	Panjang	307,57	in	1
				Lebar	153,78	in	
				Tinggi	230,67	in	
16.	Belt Conveyor	J-132	Continuous	Panjang	10	m	1
				v	1	m/s	
				P	2	Hp	
17.	Bucket Elevator	J-118	Continuous	Lebar	7	in	1
				v	52,11	ft/min	
				P	0,5	Hp	
18.	Tangki Pelarut	M-124	Silinder vertikal	Do	40	in	1
				Di	39,63	in	
				Ls	59,44	in	
				ts	3/16	in	
				tha	3/16	in	
				thb	3/16	in	
19.	Pompa	L-125	Centrifugal	P	1	hp	1
				pipa	2 in sch 40	in	
20.	Heater	E-126	Shell andTube	Sell			1
				IDs	15 ¼	in	
				B	2	in	

				Pt	1,833	in	
				de	0,73	in	
				Tube			
				L	6	ft	
				a'	0,165	ft	
				a''	0,3271	ft ² /dt	
				di	0,92	ft	
21.	Reaktor	R-120	Silinder vertikal	Do	90	in	1
				Di	89,63	in	
				Ls	130	in	
				ts	3/16	in	
				tha	1/5	in	
				thb	3/16	in	
22.	Mixer	M-130	Silinder vertikal	Do	102	in	1
				Di	101,63	in	
				Ls	152,44	in	
				ts	3/16	in	
				tha	3/16	in	
				thb	3/16	in	
				blade	axial turbin 4 blades		
23.	Pompa	L-141	Centrifugal	P	1	hp	1
				pipa	2 in sch 40	in	
24.	Pompa		Centrifugal	P	1	hp	
				pipa	¼ in sch 80	in	
25.	Blower	E-143	Centrifugal	P	25	Hp	1
26.	Furnace	Q-140	Box typer	Hf	493	in	1
				L	688,5	in	
				H	297,5	in	
27.	Cooler	E-150	Shell and Tube	Shell			1
				IDs	8	in	

				B	2	in	
				Pt	1,833	in	
				de	0,73	in	
				Tube			
				L	6	ft	
				a'	0,165	ft	
				a''	0,3271	ft ² /dt	
				di	0,92	ft	
				Shell			
				IDs	8	in	
				B	2	in	
				Pt	1,833	in	
				de	0,73	in	
				IDs	8	in	1
				Tube			
				L	6	ft	
				a'	0,165	ft	
				a''	0,3271	ft ² /dt	
				di	0,92	ft	
28.	Cooler	E-161	Shell and Tube				
29.	Pompa	L-163	Centrifugal	P	1	hp	1
				pipa	1 ¼ in sch 40	in	
30.	Kolom Destilasi	D-160	Sieve tray	Stage	10	buah	1
				D	1,5	m	
				L weir	0,05	m	
				P weir	1,2	m	
				Vol	0,9719	m ³	
31.	Kondensor	E-164		D	1,193	m	1
				P	1,789	m	
				Vol	2	m ³	
32.	Reboiler	E-166		D	1,193	m	1

			P	1,789	m		
			Vol	2	m ³		
33.	Decanter	D-162	Silinder horizontal	Do	60	in	1
				Di	59,63	in	
				Ls	89,44	in	
				ts	3/16	in	
				tha	3/16	in	
				thb	3/16	in	
34.	Evaporator	V-137	Single effect	Do	84	in	1
				Di	83,38	in	
				Ls	121,41	in	
				ts	5/16	in	
				tha	3/16	in	
				thb	1/4	in	
35.	Tangki Penampung Bahan Bakar		Silinder vertikal	Do	180	in	1
				Di	179,63	in	
				Ls	107,78	in	
				ts	3/16	in	
				tha	3/16	in	
				thb	3/16	in	

BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama alat	: Reaktor (Toto Kharismasetyo Prasanto)		
Kode alat	: R-150		
Fungsi	: untuk meraksikan C_6H_5ONa dengan SO_2		
Jumlah	: 1 buah		
Type	: Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished dan tutup bawah conical dengan sudut puncak 90°		
Perlengkapan	: Pengaduk dan jaket pemanas		
Kondisi operasi :	- Temperatur	=	150 °C
	- Tekanan	=	3,6 bar = 3,55292 atm
	- Waktu operasi	=	1 jam
	- Fase	=	liquid - gas
	- Densitas campuran	=	1,057 g/cm ³ = 65,9885 lb/ft ³
Direncanakan :	- Bahan konstruksi	=	HAS SA 240 grade M type 316
	allowable stress (f)	=	18750
	- Pengelasan	=	double welded butt joint (E = 0,8)
	- Faktor korosi	=	1/8
	- Bahan masuk	=	19477,9238 kg/jam = 42941,0307 lb/jam

6.1. Rancangan dimensi reaktor

A. Menentukan volume reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{bahan masuk} &= 19477,9238 \text{ kg/jam} \\
 &= 42941,0307 \text{ lb/jam} \\
 \rho \text{ campuran} &= 1,057 \text{ g/cm}^3 \\
 &= 65,9885 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}} \\
 &= \frac{42941,03072 \text{ lb/jam}}{65,9885 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 650,7350 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{volume liquid} &= 650,7350 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} = 650,73496 \text{ ft}^3 \\ \text{Volume ruang kosong untuk reaktor berpengaduk dan jaket} &: 25\% V_{\text{Total}} \\ \text{Volume total} &= \text{Volume liquid} + \text{Volume ruang kosong} \\ &= 650,73496 \text{ ft}^3 + 25\% V_{\text{Total}} \\ 75\% V_{\text{Total}} &= 650,73496 \text{ ft}^3 \\ V_{\text{Total}} &= 867,64662 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

B. Menentukan dimensi vessel

1. Diameter Vessel

$$\text{asumsi : } L_s = 1,5 \text{ di}$$

$$\text{Volume total} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup atas}}$$

$$\text{Volume total} = \frac{\pi di^3}{24 \tan 1/2\alpha} + \frac{\pi}{4} \times di^2 \times L_s + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$867,6466 \text{ ft}^3 = \frac{3,14}{24} \times \frac{di^3}{1} + \frac{3,14}{4} \times di^2 \times 1,5 \cdot di + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$867,6466 \text{ ft}^3 = 1,3930 \text{ di}^3$$

$$di^3 = 622,84699$$

$$di = 8,5401 \text{ ft}$$

$$= 102,4817 \text{ in}$$

2. Menghitung volume liquid dalam silinder (V_{ls})

$$\begin{aligned} V_{ls} &= V_{\text{liquid}} - V_{\text{tutup bawah}} \\ &= 650,73496 - \frac{\pi di^3}{24 \tan 1/2\alpha} \\ &= 650,73496 - \frac{3,14}{24} \times \frac{622,8469907}{1} \\ &= 569,2458 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

3. Menghitung tinggi liquid dalam silinder (L_{ls})

$$\begin{aligned} L_{ls} &= \frac{V_{ls}}{(\pi/4) \times di^2} \\ &= \frac{569,2458}{(3,14/4) \times 102,482} \\ &= 7,0759 \text{ ft} = 84,9113 \text{ in} \end{aligned}$$

4. Menghitung tekanan design (pi)

$$P_i = P_{\text{atm}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hisrostatik}} &= \frac{\rho (HL - 1)}{144} \\
 &= \frac{65,9885 \times (7,0759 - 1)}{144} \\
 &= 2,7843 \text{ psia} \\
 P_i &= 52,2280 \text{ psia} + 2,7843 \text{ psia} \\
 &= 55,0123 \text{ psia} = 40,3123 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

5. Menghitung tebal silinder (ts)

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{P_i \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0,6P_i)} + C \\
 &= \frac{40,3123 \times 102,4817}{2(18750 \times 0,80 - 0,6 \times 40,3123)} + 1/8 \\
 &= 0,2629 \\
 &= \frac{2,1035}{8} \approx 3/8 \text{ in}
 \end{aligned}$$

standarisasi do

$$\begin{aligned}
 d_o &= d_i + 2 \text{ ts} \\
 &= 102,4817 + 2 \times 3/8 \\
 &= 103,2317 \text{ in}
 \end{aligned}$$

berdasarkan tabel 5.7 halaman 90 Brownell,

standarisasi do = 108 in

$$\begin{aligned}
 d_i &= d_o - 2 \text{ ts} \\
 &= 108 - 2 \times 3/8 \\
 &= 107,2500 \text{ in} \\
 &= 8,9375 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

cek hubungan Ls dengan di

$$\begin{aligned}
 \text{Volume total} &= \frac{\pi d_i^3}{24 \tan 1/2\alpha} + \frac{\pi}{4} \times d_i^2 \times L_s + 0,0847 d_i^3 \\
 867,6466 \text{ ft}^3 &= \frac{3,14 \times 713,918}{24 \times 1} + \frac{3,14}{4} \cdot 79,87891 \cdot L_s \\
 &\quad + 0,0847 \cdot 713,918 \\
 867,6466 \text{ ft}^3 &= 93,4042 + 62,7049 L_s + 60,46883 \\
 867,6466 \text{ ft}^3 &= 153,87307 + 62,7049 L_s \\
 713,7736 \text{ ft}^3 &= 62,7049 L_s
 \end{aligned}$$

$$L_s = 11,3831 \text{ ft}$$

$$\frac{L_s}{D} = \frac{11,3831}{8,9375} = 1,2736$$

C. Menentukan dimensi tutup

1. Menghitung dimensi tutup atas (standart dished)

berdasarkan tabel 5.7 halaman 90 buku Brownell,

$$\begin{aligned} - r &= 102 \\ - icr &= 6 \frac{1}{2} \\ - sf &= 3 \end{aligned}$$

Tebal tutup atas (tha)

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0,885 \times P_i \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0,1P_i)} + C \\ &= \frac{0,885 \times 40,3123 \times 107,2500}{2(18750 \times 0,80 - 0,1 \times 40,3123)} + \frac{1}{8} \\ &= 0,2526 \\ &= \frac{2,0206}{8} \approx \frac{3}{8} \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi tutup atas (ha)

$$\begin{aligned} h_a &= 0,169 \times d_i \\ &= 0,1690 \times 107,250 \\ &= 18,1253 \text{ in} \\ &= 1,51044 \text{ ft} \end{aligned}$$

2. Menentukan dimensi tutup bawah

Tebal tutup bawah (thb)

$$\begin{aligned} t_{hb} &= \frac{P_i \cdot d_i}{2 \cos \frac{1}{2} \alpha (f \cdot E - 0,6P_i)} + C \\ &= \frac{40,3123 \times 107,2500}{2 \times 1 \times 18750 \times 0,80 - 1 \times 107,3} + \frac{1}{8} \\ &= 0,3297 \\ &= \frac{2,6375}{8} \approx \frac{3}{8} \text{ in} \\ &= \frac{1/2 d}{\tan \frac{1}{2} \alpha} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{53,6250}{1} \\
 &= 53,6250 \text{ in} \\
 &= 4,46875 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas, maka diperoleh dimensi reaktor sebagai berikut:

- do = 108 in
- di = 107,2500 in
- Ls = 136,5966 in
- ts = 3/8
- tinggi reaktor = tinggi (tutup atas + silinder + tutup bawah) + sf
- = 211,3469 in
- = 17,6122 ft
- tha = 3/8 in
- ha = 18,1253 in
- thb = 3/8 in
- hb = 53,6250 in

6.2. Perhitungan Nozzle

Perencanaan:

- a. Nozzle pada tutup standart dished
 - Nozzle untuk pemasukan bahan baku
 - Nozzle untuk pemasukan katalis asam sulfat
 - Nozzle untuk pemasukan gas SO₂
 - Nozzle untuk pengeluaran gas SO₂
- b. Nozzle pada jaket
 - Nozzle untuk manhole
 - Nozzle untuk steam inlet pada jaket
 - Nozzle untuk kondensat out pada jaket
- c. Nozzle pada tutup bawah conical
 - Nozzle untuk pengeluaran produk
- d. Digunakan flange standart dengan type welding neck pada:
 - Nozzle untuk pemasukan produk
 - Nozzle untuk pemasukan katalis asam sulfat
 - Nozzle untuk pemasukan gas SO₂
 - Nozzle untuk pengeluaran gas SO₂
 - Nozzle untuk pengeluaran produk

Dasar Perhitungan

a. Nozzle untuk pemasukan bahan baku

$$\text{Rate umpan masuk} = 17879,8867 \quad \text{kg/jam} = 39417,99816 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas umpan} = 1,7452 \quad \text{g/cm}^3 = 108,9528 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viscositas} = 1,5613 \quad \text{lb/ft.s}$$

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{\text{Rate umpan masuk}}{\text{Densitas umpan}}$$

$$= \frac{14779,32829}{108,9528}$$

$$= 135,6489 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0377 \text{ ft}^3/\text{s}$$

dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\begin{aligned} \text{ID optimal} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0377^{0,45} \times 108,9528^{0,13} \\ &= 1,64118 \text{ in} \\ &= 0,1368 \text{ ft} \end{aligned}$$

dari Geankoplis app. A-5 halaman 892 maka dipilih pipa dengan ukuran:

$$\text{- Ukuran pipa} = 2 \text{ in sch. 80}$$

$$\text{- OD} = 2,3750 \text{ in}$$

$$\text{- ID} = 1,9390 \text{ in}$$

$$\text{- A} = 0,02050 \text{ ft}^2$$

$$v = \frac{Q_f}{A} = 1,83806 \text{ ft/s}$$

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{di v \rho}{\mu} \\ &= \frac{2 \times 1,8381 \times 108,9528}{1,5613} \\ &= 256,53 \end{aligned}$$

b. Nozzle untuk pemasukan umpan katalis

$$\text{Rate umpan masuk} = 779,1170 \quad \text{kg/jam} = 1717,641229 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas umpan} = 1,7690 \quad \text{g/cm}^3 = 110,4387 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viscositas} = 1,5613 \quad \text{lb/ft.s}$$

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{\text{Rate umpan masuk}}{\text{Densitas umpan}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{1717,641229}{110,4387} \\
 &= 15,5529 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0043 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\begin{aligned}
 \text{ID optimal} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,0043^{0,45} \times 110,4387^{0,13} \\
 &= 0,62037 \text{ in} \\
 &= 0,0517 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

dari Geankoplis app. A-5 halaman 892 maka dipilih pipa dengan ukuran:

- Ukuran pipa = 3/4 in sch. 80
- OD = 1,0500 in
- ID = 0,7420 in
- A = 0,00300 ft²

$$v = \frac{Q_f}{A} = 1,44008 \text{ ft/s}$$

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{di \ v \ \rho}{\mu} \\
 &= \frac{3/4 \times 1,4401 \times 110,4387}{1,5613} \\
 &= 76,40
 \end{aligned}$$

c. Nozzle untuk pemasukan gas SO₂

$$\text{Rate SO}_2 = 818,9201 \text{ kg/jam} = 1805,3913 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas SO}_2 = 0,0066 \text{ g/cm}^3 = 0,4120 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viscositas} = 0,0023 \text{ lb/ft.s}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{Rate CO}_2}{\text{Densitas CO}_2} \\
 &= \frac{1805,391334}{0,4120} \\
 &= 4381,6137 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 1,2171 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\begin{aligned}
 \text{ID optimal} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 1,2171^{0,45} \times 0,4120^{0,13}
 \end{aligned}$$

$$= 3,79669 \text{ in}$$

$$= 0,3164 \text{ ft}$$

dari Geankoplis app. A-5 halaman 892 maka dipilih pipa dengan ukuran:

- Ukuran pipa = 4 in sch. 80
- OD = 4,5000 in
- ID = 3,5260 in
- A = 0,07986 ft²

$$v = \frac{Q_f}{A} = 15,2406 \text{ ft/s}$$

$$N_{re} = \frac{di \cdot v \cdot \rho}{\mu}$$

$$= \frac{2 \times 15,2406 \times 0,4120}{0,0023}$$

$$= 5460,62$$

d. Nozzle untuk pengeluaran SO₂

$$\text{Rate SO}_2 \text{ keluar} = 155,5948 \quad \text{kg/jam} = 343,0243534 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas SO}_2 = 0,0066 \quad \text{g/cm}^3 = 0,4120 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viscositas} = 0,0023 \quad \text{lb/ft.s}$$

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{\text{Rate SO}_2 \text{ keluar}}{\text{Densitas SO}_2}$$

$$= \frac{343,0243534}{0,4120}$$

$$= 832,5066 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,2313 \text{ ft}^3/\text{s}$$

dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\text{ID optimal} = 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times 0,2313^{0,45} \times 0,4120^{0,13}$$

$$= 1,79823 \text{ in}$$

$$= 0,1499 \text{ ft}$$

dari Geankoplis app. A-5 halaman 892 maka dipilih pipa dengan ukuran:

- Ukuran pipa = 2 in sch. 80
- OD = 2,3750 in
- ID = 1,9390 in
- A = 0,02050 ft²

$$v = \frac{Q_f}{A} = 11,2806 \text{ ft/s}$$

$$N_{re} = \frac{d_i v \rho}{\mu}$$

$$= \frac{2 \times 11,2806 \times 0,4120}{0,0066}$$

$$= 1408,49$$

e. Nozzle untuk pengeluaran produk

$$\text{Rate produk keluar} = 19322,3289 \text{ kg/jam} = 42598,00637 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas produk} = 1,7452 \text{ g/cm}^3 = 108,9528 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viscositas} = 1,5613 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{\text{Rate produk keluar}}{\text{Densitas produk}}$$

$$= \frac{42598,00637}{108,9528}$$

$$= 390,9766 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,1086 \text{ ft}^3/\text{s}$$

dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\text{ID optimal} = 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times 0,1086^{0,45} \times 108,9528^{0,13}$$

$$= 2,64264 \text{ in}$$

$$= 0,2202 \text{ ft}$$

dari Geankoplis app. A-5 halaman 892 maka dipilih pipa dengan ukuran:

- Ukuran pipa = 3 1/2 in sch. 80

- OD = 4,0000 in

- ID = 3,3640 in

- A = 0,06170 ft²

$$v = \frac{Q_f}{A} = 1,7602 \text{ ft/s}$$

$$N_{re} = \frac{d_i v \rho}{\mu}$$

$$= \frac{2 \times 1,7602 \times 108,9528}{1,7452}$$

$$= 219,78$$

f. Nozzle untuk manhole

Lubang manhole berdasarkan standart yang ada yaitu 20 in

(Brownell and Young item 3, 4 dan 5 halaman 351)

berdasarkan fig. 12.2 Brownell and Young halaman 221, diperoleh dimensi pipa:

- Ukuran pipa (NPS) : 20 in
- Diameter luar (DO) : 27 1/2 in
- Ketebalan flange minimum (T) : 1 11/16 in
- Diameter lubang (R) : 23 in
- Diameter hubungan pada titik pengelasan (K) : 20 in
- Diameter huubngan pada alas (E) : 22 in
- Tebal nozzle (L) : 5 11/15 in
- Diameter dalam nozzle (B) : 19,25 in
- Jumlah lubang baut : 20 buah
- Diameter baut : 1 1/8 in

g. Nozzle untuk steam inlet dan kondensat out

Lubang untuk pemasukan dan pengeluaran steam dan kondensat dianggap sama dengan tebal jaket, yaitu : 3/16 sehingga berdasarkan fig. 12.2 Brownell and Young halaman 221, diperoleh dimensi pipa:

- Ukuran pipa (NPS) : 1/2 in
- Diameter luar (DO) : 3 1/2 in
- Ketebalan flange minimum (T) : 7/16 in
- Diameter lubang (R) : 1 3/8 in
- Diameter hubungan pada titik pengelasan (K) : 0,84 in
- Diameter huubngan pada alas (E) : 1 3/8 in
- Tebal nozzle (L) : 1 7/8 in
- Diameter dalam nozzle (B) : 0,62 in
- Jumlah lubang baut : 4 buah
- Diameter baut : 5/8 in

Dari Brownel & Young tabel 12.2 halaman 221 diperoleh dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih flange standart type wlding neck dengan dimensi nozzle:

- Nozzle A : Nozzle untuk pemasukan umpan produk
- Nozzle B : Nozzle untuk pemasukan umpan katalis
- Nozzle C : Nozzle untuk pemasukan SO₂
- Nozzle D : Nozzle untuk pengeluaran gas SO₂

- Nozzle E : Nozzle untuk pengeluaran produk
- Nozzle F : Nozzle untuk manhole
- Nozzle G : Nozzle untuk steam inlet dan kondensat out
- NPS : ukuran pipa nominal, in
- A : Diameter luar flange, in
- T : Ketebalan minimum flange, in
- R : diameter luar bagian yang menonjol, in
- E : Diameter hubungana atas, in
- K : Diameter hubungan pada titik pengelasan, in
- L : panjang julakan, in
- B : diameter dalam flange, in

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2,38	2 1/2	2,07
B	3/4	3 7/8	1/2	1 11/16	1 1/2	1,05	2 1/16	0,82
C	4	9	15/16	6 3/16	5 5/16	4,5	3	4,03
D	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2,38	2 1/2	2,07
E	3 1/2	8 1/2	15/16	5 1/2	4 13/16	4	2 13/16	3,55
F	20	27 1/2	1 11/16	23	22	20	5 11/16	19,25
G	1/2	3 1/2	7/16	1 3/8	1 3/8	0,84	1 7/8	0,62

6.3. Perhitungan Pengaduk

Perencanaan pengaduk:

- Jenis pengaduk : axial turbin 4 blades sudut 45°
- Bahan impeller : high alloy steel SA 240 grade M type 316
- Bahan poros pengaduk : Hot roller SAE 1020

$$Dt/Di = 2,4 - 3,0$$

$$Zi/Di = 0,75 - 1,3$$

$$Zl/Di = 2,7 - 3,9$$

$$W/Di = 0,17$$

(G.G. Brown halaman 507)

Dimana:

- Dt : Diameter dalam silinder
- Di : Diameter impeller
- Zi : Tinggi impeller dari dasar tangki
- Zl : Tinggi liquid dalam silinder

W : Lebar baffle impeller

Perhitungan dimensi pengaduk

a. menentukan diameter impeller

$$Dt/Di = 3$$

$$Di = Dt/3$$

$$Di = \frac{107,2500 \text{ in}}{3}$$

$$= 35,7500 \text{ in} = 2,9792 \text{ ft}$$

b. Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

$$Zi/Dt = 1$$

$$Zi = 1 \times Di$$

$$Zi = 1 \times 35,7500$$

$$= 35,7500 \text{ in} = 2,9792 \text{ ft}$$

c. Menentukan panjang impeller

$$L/Di = \frac{1}{4}$$

$$L = \frac{1}{4} Di$$

$$= \frac{1}{4} \times 35,7500$$

$$= 8,9375 \text{ in}$$

d. Menentukan lebar impeller

$$W/Di = 0,17$$

$$W = 0,17 \times Di$$

$$= 0,17 \times 35,7500$$

$$= 6,0775 \text{ in} = 0,5065 \text{ ft}$$

e. Menentukan tebal blades

$$J/Dt = \frac{1}{12}$$

$$J = Dt/12$$

$$J = \frac{107,2500 \text{ in}}{12}$$

$$= 8,9375 \text{ in} = 0,7448 \text{ ft}$$

f. Menentukan jumlah pengaduk

$$n = \frac{H \text{ liquid}}{2 \times Di^2}$$

$$n = \frac{7,0759}{2 \times 8,8754}$$

$$n = 0,39862 \approx 1 \text{ buah}$$

Perhitungan daya pengaduk

$$P = \frac{\phi \times \rho \times n^3 \times Di^5}{gc}$$

dimana:

- P = daya pengaduk
 ϕ = power number
 ρ = densitas bahan = 65,9885 lb/ft³
 Di = diameter impeller = 2,9792 ft
 gc = 32,2 lb.ft/s².lbf
 n = putaran pengaduk, ditetapkan = 150 rpm = 2,5 rps

(Perry, ed. 7 halaman 18-13)

Menghitung bilangan Reynold

$$N_{Re} = \frac{L^2 n \rho}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{0,7448^2 \cdot 2,5 \cdot 65,9885}{0,8966}$$

$$= 102,065558 = 1,0207 \cdot 10^2 \quad (\text{Turbulen, } N_{re} > 10^4)$$

Dari G.G. Brown fig. 4.77 halaman 507, diperoleh $\phi = 0,7$

$$P = \frac{\phi \times \rho \times n^3 \times Di^5}{gc}$$

$$= \frac{0,7 \times 65,9885 \times 2,5^3 \times 2,9792^5}{32,2}$$

$$= 5260,22737 \text{ lb.ft/s}$$

$$= \frac{5260,22737}{550}$$

$$= 9,56405 \text{ Hp}$$

Kehilangan-kehilangan daya:

- Gain losses (kebocoran daya pada proses dan bearing) diperkirakan 10% dari daya masuk
- Transmission system losses (kebocoran belt atau gear) diperkirakan 15% dari daya masuk

sehingga daya yang dibutuhkan

$$\begin{aligned} P \text{ yang dibutuhkan} &= (0,1 + 0,15) P + P \\ &= 0,25 \times 9,5640 + 9,5640 \\ &= 11,9551 \text{ Hp} \approx 12 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Jadi digunakan pengaduk dengan daya 12 Hp

Perhitungan Poros Pengaduk

1. Diameter poros

$$T = \frac{\pi \cdot S \cdot D^3}{16}$$

(Hesse, pers. 16-1 hal 465)

Dimana:

$$T = \text{momen puntir (lb.in)} = \frac{63025 \text{ H}}{N} \quad (\text{Hesse, hal 469})$$

$$H = \text{daya motor pada poros} = 12 \text{ Hp}$$

$$N = \text{putaran pengaduk} = 150 \text{ rpm}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} T &= \frac{63025 \text{ H}}{N} = \frac{63026 \times 12}{150} \\ &= 5023,19834 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Dari Hesse tabel 16-1 halaman 457 untuk bahan Hot Rolled Steel SAE 1020 mengandung karbon = 20% dengan batas = 36000 lb/in²

S = maksimum design shering stress yang diijinkan

$$\begin{aligned} S &= 20\% \times 36000 \text{ lb/in}^2 \\ &= 7200 \end{aligned}$$

Diameter pengaduk (D)

$$\begin{aligned} D^3 &= \frac{16 \times T}{\pi \times S} \\ &= \frac{16 \times 5023,1983}{3,14 \times 7200} \\ D^3 &= 3,55499 \text{ in} \end{aligned}$$

$$D = 1,5262 \text{ in}$$

2. Panjang poros (L)

Rumus:

$$L = h + l - Z_i$$

Dimana:

L : Panjang poros (ft)

l : jarak impeller dari dasar tangki = 8,9375 in = 0,7448 ft

Z_i : panjang poros di atas bejana tangki = 25,3825 in = 2,1152 ft

h : tinggi silinder + tinggi tutupp atas = 136,5966 + 18,1253 in
= 154,7219 in = 12,8935 ft

$$L = 154,7219 + 8,9375 - 25,3825$$

$$= 138,2769 \text{ in} = 11,5231 \text{ ft}$$

Kesimpulan dimensi pengaduk:

Type	: axial turbin 4 blades sudut 45°
Di	: 35,7500 in = 2,9792 ft
Z _i	: 25,3825 in = 2,1152 ft
W	: 6,0775 in = 0,5065 ft
L	: 8,9375 in = 0,7448 ft
J	: 8,9375 in = 0,7448 ft
n	: 1 buah
daya	: 12 Hp
diameter poros	: 1,5262 in
panjang poros	: 138,2769 in = 11,5231 ft

6.4. Perhitungan sparger

- Diameter pengaduk : 35,7500 in = 2,9792 ft
- velocity gas : 2,6352 ft/s
- Rate volumetrik : 1,2171 ft³/s

Rancangan

$$\text{Luas spray} = \frac{\text{Rate volumetrik}}{\text{velocity gas}}$$

$$= 0,4619 \text{ ft}^2$$

Trial ukuran pipa

trial memenuhi jika D spray < D vessel

$$\text{OD} = 1,05 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 0,82 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{luas lubang spray} &= \frac{\pi}{4} D^2 \\ &= \frac{3,14}{4} 0,82^2 \\ &= 0,5330 \text{ in}^2 = 0,0037 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

menentukan jarak antar lubang dan luas satu segitiga

$$\begin{aligned} \text{pt} &= 1,35 \times \text{Di} \\ &= 1,1124 \text{ in} = 0,0927 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{luas } \Delta &= 1/2 \text{ alas} \times \text{tinggi} (\sin 60) \\ &= (1/2 \times 1,1124) \times (1/2 \times (1,112 \times 0,866)) \\ &= 0,2679 \text{ in}^2 = 0,0019 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

menentukan jumlah lubang

$$\begin{aligned} \text{jumlah lubang} &= \frac{\text{Luas spray}}{\text{luas satu segitiga}} \\ &= \frac{0,4619}{0,0019} \\ &= 248,257 = 248 \text{ lubang} \end{aligned}$$

6.5. Perhitungan Jacket Pemanas

Dalam reaktor, reaksi yang terjadi adalah reaksi endotermis pada suhu 30°C, jadi dibutuhkan jacket pemanas dengan steam sebagai media pemanas untuk menjaga agar suhu tetap pada 150°C.

Menghitung volume pemanas

$$\text{Rate steam} = 667,4154 \text{ kg/jam}$$

$$= 1471,3840 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ steam pada } 200^\circ\text{C} = 0,0842 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,00526 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate volumetrik} =$$

$$= \frac{\text{Rate steam}}{\rho \text{ steam pada } 200^\circ\text{C}}$$

$$= \frac{1471,38}{0,00526}$$

$$= 279911,4 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 279911,4 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume steam} &= 279911,4 \times 0,25 \text{ jam} \\ &= 69977,853 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Menghitung tekanan design (pi)

$$\begin{aligned}P_i &= P \text{ vapour} + P \text{ hidrostatik} \\ P \text{ hidrostatik} &= \frac{\rho (HL - 1)}{144} \\ &= \frac{0,0053 \times (7,0759 - 1)}{144} \\ &= 0,0002 \text{ psia} \\ P_i &= 44,4880 \text{ psia} + 0,0002 \text{ psia} \\ &= 44,4882 \text{ psia} \\ &= 29,7882 \text{ psig}\end{aligned}$$

Diameter jaket

$$\text{Diameter luar reaktor} = 108 \text{ in} = 9,0000 \text{ ft}$$

$$\alpha = 90^\circ$$

$$V \text{ jaket} = V \text{ di tutup bawah} + V \text{ di silinder}$$

$$\begin{aligned}V \text{ jaket} &= \frac{\pi d_i^3}{24 \tan 1/2\alpha} + \frac{\pi}{4} \times d_i^2 \times L_s \\ 69977,85 \text{ ft}^3 &= \frac{3,14}{24} \times \frac{(d_{ij} - OD_R)^3}{1} + \frac{3,14}{4} \times (d_{ij} - OD_R)^2 \times 7,0759 \\ 69977,85 \text{ ft}^3 &= 0,13083 \times (d_{ij}^3 - 24d_{ij}^2 + 192d_{ij} - 512) + \\ &\quad 5,5546 \times (d_{ij}^2 - 16d_{ij} + 64) \\ 69977,85 \text{ ft}^3 &= (0,13083 d_{ij}^3 - 3,140 d_{ij}^2 + 25,12 d_{ij} - 66,9867) + \\ &\quad (5,5546 d_{ij}^2 - 88,8738 d_{ij} + 355,495) \\ 69977,85 \text{ ft}^3 &= 0,13083 d_{ij}^3 + 2,4146 d_{ij}^2 - 63,754 d_{ij} + 288,5085 \\ 69689,34 \text{ ft}^3 &= 0,13083 d_{ij}^3 + 2,4146 d_{ij}^2 - 63,754 d_{ij} \\ d_{ij} &= 3,02969 \text{ ft} \\ &= 36,3562 \text{ in}\end{aligned}$$

Menghitung tebal jaket

$$\begin{aligned}t_j &= \frac{P_i \cdot d_{ij}}{2(f \cdot E - 0,6P_i)} + C \\ &= \frac{29,7882 \times 36,3562}{2(18750 \times 0,80 - 0,6 \times 29,7882)} + 1/8 \\ &= 0,1611\end{aligned}$$

$$= \frac{2,5783}{16} \approx 3/16$$

standarisasi do_j

$$\begin{aligned} do_j &= di + 2 t_j \\ &= 36,3562 + 2 \times 3/16 \\ &= 36,7312 \text{ in} \end{aligned}$$

berdasarkan tabel 5.7 halaman 90 Brownell,

standarisasi $do_j = 38 \text{ in}$

$$\begin{aligned} di_j &= do - 2 t_j \\ &= 38 - 2 \times 3/16 \\ &= 37,6250 \text{ in} \\ &= 3,13542 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$- r = 36$$

$$- icr = 2 \ 3/8$$

$$- sf = 2$$

$$\cos 1/2 \alpha = 0,7071$$

$$\begin{aligned} t_{hb} &= \frac{\pi \cdot di}{2 \cos 1/2 \alpha (f \cdot E - 0,6 \pi)} + C \\ &= \frac{29,7882 \times 37,6250}{1,4142 \times 18750 \times 0,80 - 0,6 \times 37,6250} + 1/8 \\ &= 0,1779 \\ &= \frac{2,8466}{16} \approx 3/16 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_b &= \frac{1/2 d}{\tan 1/2 \alpha} \\ &= \frac{18,1781}{1} \\ &= 18,1781 \text{ in} \\ &= 1,51484 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas, maka diperoleh dimensi jaket sebagai berikut:

- Bahan konstruksi = HAS SA 240 grade M type 316
- diameter luar (do_j) = 38 in
- diameter dalam (di_j) = 37,6250 in
- tinggi jaket (L_j) = 84,9113 in

- tebal jaket (t_{sj}) = 3/16
- tebal tutup bawah jaket (t_{hb_j}) = 8/45 in
- tinggi tutup bawah jaket (hb_j) = 18,1781 in

6.6. Sambungan Tutup (Head) dengan Dinding Reaktor

Bagian tutup reaktor dan bagian shell reaktor dihubungkan secara flange dan bolting untuk mempermudah perbaikan dan perawatan reaktor.

1. Gasket

Dari Brownell & Young, fig. 12.11 hal. 228, didapatkan :

- Bahan konstruksi : Flange metal, jacketed, asbestos filled, stainless steel
- Gasket factor (m) : 3,75
- design seating stres : 9000 psia

2. Bolting

Dari Brownell & Young, App. D-4 hal. 344, didapatkan :

- Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 193 Grade B8c type 347
- Tensile strength m_i : 75000 psia
- Allowable stress (f) : 15000

3. Flange

Dari Brownell & Young, App. D-4 hal. 342, didapatkan :

- Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
- Tensile strength m_i : 75000 psia
- Allowable stress (f) : 18750
- Type flange : Ring flange loose type

6.5.1. Perhitungan Lebar Gasket

Dari Brownell & Young, persamaan 12.2 hal. 226 :

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - p \cdot m}{y - p(m + 1)}}$$

Dimana :

- d_o = diameter luar gasket
- d_i = diameter dalam gasket
- y = yield stress = 9000 psia
- p = internal pressure = 52,2280 psia
- m = gasket factor = 3,75

Diketahui di gasket = di shell 107,250 in = 8,9375 ft

Maka didapatkan :

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{9000 - (43,5233 \times 3,75)}{9000 - 43,5233(3,75 + 1)}}$$

$$d_o = 1,00298 \times 8,9375$$

$$d_o = 8,96 \text{ ft} = 108 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar gasket minimum} &= \frac{d_o - d_i}{2} \\ &= \frac{107,57 - 107,250}{2} \\ &= 0,15977 \approx 1/6 \end{aligned}$$

$$\text{Diambil gasket (n)} = 1/6 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{D rata-rata gasket (G)} &= d_o + n \\ &= 107,250 \text{ in} + 0,063 \text{ in} \\ &= 107,313 \text{ in} = 8,9427 \text{ ft} \end{aligned}$$

6.5.2. Perhitungan Jumlah dan Ukuran Baut (Bolting)

▪ Perhitungan beban baut

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.88 hal. 240 :

Beban gasket supaya tidak bocor (H_y)

$$W_{m2} = H_y = \pi \cdot b \cdot G \cdot y$$

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.12 hal. 229 :

Lebar setting gasket bawah:

$$\begin{aligned} b_o &= n/2 \\ &= 0,0799 \end{aligned}$$

- Sehingga didapatkan H_y :

$$\begin{aligned} H_y = W_{m2} &= 3,14 \times 0,0799 \times 107,313 \times 9000 \\ H_y &= 242260,9035 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.90 hal. 240 :

Beban baut agar tidak bocor (H_p)

$$H_p = 2 \cdot \pi \cdot b \cdot G \cdot m \cdot p$$

$$\begin{aligned} H_p &= 2 \times 3,14 \times 0,0799 \times 107,313 \times 3,75 \times 52,2280 \\ H_p &= 10543,9979 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.89 hal. 240 :

Beban karena tekanan dalam (H)

$$H = \pi/4 \cdot G^2 \cdot p$$

$$H = 0,79 \times 107,313^2 \times 52,2280$$

$$H = 472142,9453 \text{ lb}$$

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.91 hal. 240 :

Total berat beban pada kondisi operasi (W_{ml})

$$W_{ml} = H + H_p$$

$$= 472142,9453 \text{ lb} + 10543,9979 \text{ lb}$$

$$= 482686,9431 \text{ lb}$$

Karena $W_{ml} > W_{m2}$, maka yang mengontrol adalah W_{ml} .

- *Perhitungan luas minimum bolting area*

Dari Brownell & Young, persamaan 12.93 hal. 240 :

$$A_{ml} = \frac{W_{ml}}{f_b}$$

$$= \frac{482686,9431}{15000}$$

$$= 32,2 \text{ in}^2 = 0,22 \text{ ft}^2$$

- *Perhitungan Bolting Optimum*

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal. 188 :

- Ukuran baut = 1 in

- Root area = 0,55 in²

$$\text{Jumlah bolting optimum} = \frac{A_{ml}}{\text{root area}}$$

$$= \frac{32,1791}{0,551}$$

$$= 58,4 \approx 59 \text{ buah}$$

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal. 188 dan tabel 12.3 halaman 227:

- Bolt spacing = 2 1/4 in

- Minimum radial distance (R) = 1 3/8 in

- Edge distance (E) = 1 1/16 in

- Bolting circle diameter (C) :

$$C = d_i \text{ shell} + 2(1,415 \cdot g_o + R)$$

- Dimana :

- di shell = 107,250 in
- g_o = tebal shell (ts)
= 3/8

- Maka bolting circle diameter (C) :

$$C = 107,250 + 2 \left[(1,415 \times \frac{3}{8}) + 1 \frac{3}{8} \right]$$

$$= 111,061 \text{ in}$$

- Diameter luar flange

$$OD = C + 2 E$$

$$= 111,0613 + 2 \times 1 \frac{1}{16}$$

$$= 113,1863 \text{ in} = A$$

Check lebar gasket

$$A_b \text{ actual} = \text{jumlah bolt} \times \text{root area}$$

$$A_b \text{ actual} = 59 \times 0,55 \text{ in}^2$$

$$A_b \text{ actual} = 32,7301 \text{ in}^2$$

Lebar gasket minimum

$$L = A_b \text{ actual} \times \frac{f}{2 \times \pi \times y \times G}$$

$$= 32,7301 \times \frac{15000}{2 \times 3,14 \times 9000 \times 107,313}$$

$$= 0,08094 \text{ in}$$

Karena $L < n$ 0,15977 in, jadi perhitungan bolting optimum memenuhi.

- *Perhitungan Moment*

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.94 hal. 242, untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan uap dalam) :

$$W = \left(\frac{A_m + A_b}{2} \right) f_a \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.94 hal. 242})$$

$$W = \left(\frac{21,1 + 21,6815}{2} \right) \times 15000$$

$$= 486819,4431 \text{ lb}$$

Jarak radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt circle :

$$hg = \frac{C - G}{2} \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.101 hal. 242})$$

$$h_G = \frac{111,061 - 107,313}{2}$$

$$= 1,87 \text{ in}$$

- Moment flange (M_a) :

Dari Brownell & Young, halaman 243 :

$$M_a = W \times h_G$$

$$M_a = 486819,4431 \times 1,87$$

$$M_a = 912482,1937 \text{ lb.in}$$

- Dari Brownell & Young, pers. 12.95 hal. 243 :

Dalam kondisi operasi :

$$W = W_{ml} = 482686,9431 \text{ lb}$$

- Hidrastic and force pada daerah dalam flange (H_D)

Dari Brownell & Young, pers. 12.96 hal. 243 :

$$H_D = 0,785 \cdot B^2 \cdot p$$

Dimana :

- B = do shell reaktor = 108 in
- p = tekanan operasi = 52,2280 lb/in²

Maka :

$$H_D = 0,785 \times 108^2 \times 52,2280$$

$$H_D = 478211,913 \text{ lb}$$

- Jarak radial bolt circle pada aksi (h_D)

Dari Brownell & Young, pers. 12.100 hal. 243 :

$$h_D = \frac{C - B}{2}$$

$$= \frac{111,06 - 108}{2} = 1,53 \text{ in}$$

- Moment M_D

Dari Brownell & Young, pers. 12.96 hal. 242 :

$$M_D = H_D \times h_D$$

$$= 478211,913 \times 1,53$$

$$M_D = 731963 \text{ lb.in}$$

- Perbedaan antara beban baut flange dengan gaya hidrostatik total (H_G)

$$H_G = W - H$$

$$= 482686,9431 - 472142,9453$$

$$= 10543,998 \text{ lb}$$

- **Moment MG**

Dari Brownell & Young, pers. 12.98 hal. 242 :

$$\begin{aligned} M_G &= H_G \times h_G \\ &= 10543,998 \times 1,87 \\ &= 19763,4060 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, pers. 12.97 hal. 242 :

$$\begin{aligned} H_T &= H - H_D \\ &= 472142,9453 - 478211,913 \\ &= 6068,9677 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, pers. 12.102 hal. 244 :

$$\begin{aligned} h_T &= \frac{h_D + h_G}{2} \\ &= \frac{1,53 + 1,87}{2} \\ &= 1,7 \text{ in} \end{aligned}$$

- **Moment MT**

Dari Brownell & Young, pers. 12.97 hal. 242 :

$$\begin{aligned} M_T &= H_T \times h_T \\ &= 6068,9677 \times 1,7 \\ M_T &= 10332,4175 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Moment total pada keadaan operasi (M_o) :

$$\begin{aligned} M_o &= M_D + M_G + M_T \\ &= 731963,1093 + 19763,4060 + 10332,41751 \text{ lb.in} \\ &= 762058,9328 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

$$\text{Karena } M_a < M_o, \text{ maka } m_{\max} = M_a = 912482,1937 \text{ lb.in}$$

6.5.3. Perhitungan Tebal Flange

Dari Brownell & Young, pers. 12.85 hal. 239 :

$$f_T = \frac{Y \cdot M_o}{t^2 \cdot B}$$

Sehingga didapatkan rumus :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M}{f \times B}}$$

$$k = A/B$$

Dimana :

- A = diameter luar flange = 113,1863 in
- B = diameter dalam f = 111,0613 in
- f = stress yang diijinkan untuk bahan flange = 18750 psia

Maka :

$$k = A/B = 1,01913$$

Dari Brownell & Young, fig. 12.22 hal 238, didapatkan :

- Y = 96
- M = 912482,1937 lb.in

Sehingga tebal flange :

$$t = \sqrt{\frac{96 \times 573447,766}{18750 \times 99,094}}$$

$$t = 6,49 \text{ in}$$

Kesimpulan Perancangan :

1. Flange

- Bahan konstruksi : High Alloy Stell SA 240 Grade M type 316
- Tensile strength minim : 75000 psia
- Allowable stress (f) : 18750
- Tebal flange : 6,49 in
- Diameter dalam (Di) : 111,061 in
- Diameter luar (Do) : 113,1863 in
- Type flange : Ring flange loose type

2. Bolting

- Bahan konstruksi : High Alloy Stell SA 193 Grade M type 347
- Tensile strength minim : 75000 psia
- Ukuran baut : 1 in
- Jumlah baut : 59 buah
- Allowable stress (f) : 15000

3. Gasket

- Bahan konstruksi : asbestos filled
- Gasket factor (m) : 3,75
- Min design seating stre : 9000 psia
- Tebal gasket (n) : 3/16 in

6.7. Perhitungan Sistem Penyangga Reaktor

Sistem penyangga dirancang agar mampu untuk penyangga beban reaktor dan perlengkapannya.

- Berat shell reaktor
- Berat tutup atas standart dishead
- Berat tutup bawah reaktor
- Berat liquid dalam reaktor
- Berat pengaduk dan perlengkapannya
- Berat jaket pemanas
- Berat attachment

Dasar Perhitungan :

a. Berat shell reaktor

Rumus :

$$W_s = \pi/4 (d_o^2 - d_i^2) H \cdot \rho$$

Dimana :

- W_s = berat shell reaktor, lb
- d_o = diameter luar shell = 108 in = 9,0000 ft
- d_i = diameter dalam shell = 107,250 in = 8,9375 ft
- H = tinggi shell reaktor (L_s) = 136,5966 in = 11,3831 ft
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 b/ft³

(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)

Berat shell reaktor :

$$\begin{aligned} W_s &= 0,79 \times (9^2 - 8,9375^2) \times 11,383 \times 489 \\ &= 4898,6807 \text{ lb} \\ &= 2222,0270 \text{ kg} \end{aligned}$$

Berat tutup atas standart dishead

Rumus :

$$W_d = A \cdot t \cdot \rho$$

$$A = 6,28 \cdot L \cdot h$$

(Hesse, pers. 4-16 hal. 92)

Dimana :

- W_d = berat tutup atas reaktor, lb
- A = luas tutup atas standart dishead, ft²
- t = tebal tutup atas (tha) = 6/16 in = 0,375 ft
- ρ = ρ bahan konstruksi = 489 b/ft³

(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)

- L = crown radius = 102 in = 9 ft
- h = tinggi tutup atas reaktor = 18,1253 in = 1,51 ft

Luas tutup atas :

$$A = 6,28 \times 102 \times 18,1253$$

$$= 11610,3101 \text{ in}^2 = 80,6272 \text{ ft}^2$$

Berat tutup atas :

$$W_d = 80,6272 \times 0,03 \times 489$$

$$W_d = 1232,08 \text{ lb} = 558,869 \text{ kg}$$

b. Berat tutup bawah conical

Rumus :

$$W_d = A \cdot t \cdot \rho$$

$$A = 0,785 (D + m) \quad + 0,78 d^2$$

(Hesse, pers. 4-16 hal. 92)

Dimana :

- W_d = berat tutup bawah reaktor, (lb - m)
- A = luas tutup bawah conical, ft²
- t = tebal tutup bawah (thb) = 6/16 in = 0,3750 in
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³
(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)
- D = diameter dalam silinder = 107,250 in = 8,9375 ft
- h = tinggi tutup bawah reaktor = 53,6250 in = 4,4688 ft
- m = flat spot diameter = ½ D = ½ 107
= 53,625 in = 4,4688 ft

Luas tutup bawah :

$$A = 0,785 \times (8,9375 + 4,469) \times \sqrt{(4 \times (3,9740)^2) + (7,9479 - 3,974)}$$

$$+ 0,78 \times (8,9375)^2$$

$$A = 158,958133 \text{ ft}^2 = 22889,9712 \text{ in}^2$$

Berat tutup bawah : (250,7873 ft²) x (0,1875/12)ft x (489 lb/ft³)

$$W_d = 158,9581 \times 0,0313 \times 489$$

$$W_d = 2429,0790 \text{ lb} = 1101,8230 \text{ kg}$$

c. Berat liquid dalam reaktor

Rumus :

$$W_l = m \cdot t$$

Dimana :

- m = berat larutan dalam reaktor = 42941,0307 lb/jam
- t = waktu tinggal liquid dalam reaktor = 1 jam

Maka :

$$\begin{aligned} W_1 &= 42941,0307 \times 1 \\ &= 42941,0307 \text{ lb} \\ &= 19477,9238 \text{ kg} \end{aligned}$$

d. Berat poros pengaduk dalam reaktor

Rumus :

$$\begin{aligned} W_p &= V \cdot \rho \\ V &= \pi/4 \cdot D^2 \cdot L \end{aligned}$$

Dimana :

- W_p = berat poros pengaduk dalam reaktor, lb
- V = volume poros pengaduk, ft³
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³
(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)
- D = diameter poros pengaduk = 1,526204 in = 0,1272 ft
- L = panjang poros pengaduk = 138,2769 in = 11,523072 ft

Volume poros pengaduk :

$$\begin{aligned} V &= (\pi/4) \times (0,1156 \text{ ft})^2 \times (12,2785 \text{ ft}) \\ &= 0,14632 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Berat poros pengaduk :

$$\begin{aligned} W_p &= (0,1287 \text{ ft}^3) \times (489 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 71,5500 \text{ lb} \\ &= 32,4549 \text{ kg} \end{aligned}$$

e. Berat impeller dalam reaktor

Rumus :

$$\begin{aligned} W_1 &= V \cdot \rho \\ V &= 4 (\rho \cdot l \cdot t) \\ p &= D_p/2 \end{aligned}$$

Dimana :

- W_1 = berat impeller dalam reaktor, lb
- V = volume dari total blades, ft³

- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³
(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)
- p = panjang 1 kupingan blade, ft
- l = lebar 1 kupingan blade = 6,0775 in = 0,5065 ft
- t = tebal 1 kupingan blade = 8,9375 in = 0,7448 ft
- D_p = diameter pengaduk = 35,7500 in = 2,9792 ft

Volume impeller pengaduk :

- p = $D_p / 2$
= (2,6493 ft) / 2
= 1,48958 ft
- V = (4) x (1,3247 ft) x (0,4504 ft) x (0,6623 ft)
= 2,24752 ft

Berat impeller pengaduk :

$$\begin{aligned} W_l &= (1,5806 \text{ ft}^3) \times (489 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 1099 \text{ lb} \\ &= 499 \text{ kg} \end{aligned}$$

f. Berat jaket pemanas

Berat jaket

$$W_{\text{jaket}} = (\pi/4) \times (d_{o_j} - d_{i_j})^2 \times T_j \times \rho$$

Dimana :

- W_{jaket} = berat jaket, lb
- d_{o_j} = diameter luar jaket = 38 in = 3 ft
- d_{i_j} = diameter dalam jaket = 37,625 = 3,135417 ft
- T_j = Tinggi jaket = 84,9113 ft
- ρ = densitas bahan konstruksi = 489 lb/ft³

(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)

Berat jaket :

$$\begin{aligned} W_{\text{jaket}} &= (\pi/4) \times [(15) - (14,8958)]^2 \text{ft}^2 \times (6,1958 \text{ ft}) \times (489 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 4583,59644 \text{ lb} \\ &= 2079,1057 \text{ kg} \end{aligned}$$

Berat steam

$$\begin{aligned} V_{\text{steam}} \times \rho_{\text{steam}} &= 69977,853 \text{ ft}^3 \times 0,00526 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 367,846 \text{ lb} \\ &= 166,854 \text{ kg} \end{aligned}$$

Jadi

$$\begin{aligned} W_{\text{jaket} + \text{steam}} &= 2079,1057 \text{ kg} + 166,854 \text{ kg} \\ &= 2245,9596 \text{ kg} \end{aligned}$$

g. Berat Attachment

Berat attachment merupakan berat dari seluruh perlengkapan seperti nozzle, dan sebagainya.

Dari Brownell & Young, hal. 157 :

$$W_a = 18\% W_s$$

Dimana :

- W_a = berat attachment, lb
- W_s = berat shell reaktor = 4898,6807 lb = 2222,0270 kg

Sehingga :

$$\begin{aligned} W_a &= (0,18) \times (1757,8048 \text{ lb}) \\ &= 399,9649 \text{ kg} \end{aligned}$$

h. Berat Sparger

$$\text{Rate volumetrik} = 1,2171 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume sparger} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 1,2171 \text{ ft}^3/\text{s} \times (1 \text{ jam} \times 3600 \text{ s/jam}) \\ &= 4381,6137 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Sehingga, berat sparger (W_{sp}):

$$\text{Densitas} = 3,0490 \text{ g/m}^3 = 0,19034 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\begin{aligned} W_{sp} &= \text{Volume} \times \text{densitas} \\ &= 4381,6137 \times 0,1903424 \\ &= 834,006935 \text{ lbm} = 378,297205 \text{ kg} \end{aligned}$$

Berat Total Reaktor

Bagian	Berat (kg)
W_{shell}	2222,0270
$W_{\text{tutup atas}}$	558,8695
$W_{\text{tutup bawah}}$	1101,8230
W_{liq}	19477,9238
$W_{\text{poros pengaduk}}$	32,4549
W_{pengaduk}	498,5198
W_{sparger}	378,2972

$W_{\text{jaket + steam}}$	2245,9596
$W_{\text{attachment}}$	399,9649
W_{total}	26915,8395

Dengan faktor keamanan adalah 10%, maka berat total berat reaktor

$$\begin{aligned}
 &= (1,1) \times (26739,3634 \text{ kg}) \\
 &= 29607,4235 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

6.8. Perhitungan Kolom Penyangga Reaktor (Leg)

Perencanaan :

- Menggunakan 4 buah kolom penyangga (kaki penahan)
- Jenis kolom yang digunakan : I beam

Dasar Perhitungan :

a. Beban tiap kolom

Dari Brownell & Young, pers. 10.76 hal. 197 :

$$P = \frac{4 \cdot P_w \cdot (H - L) + \Sigma W}{n \cdot D_{bc} + n}$$

Dimana :

- P = beban tiap kolom, lb
- P_w = total beban permukaan karena angin, lb
- H = tinggi vessel dari pondasi, ft
- L = jarak antara vessel dengan dasar pondasi, ft
- D_b = diameter anchor bolt circle, ft
- n = jumlah support
- ΣW = berat total, lb
- P = beban kompresi total maksimum untuk tiap leg, lb

Reaktor diletakkan di dalam ruangan, sehingga tidak dipengaruhi adanya tekanan angin (beban tekanan angin tidak dikontrol).

Maka berlaku rumus :

$$P_w = 0$$

$$P = \frac{\Sigma W}{n}$$

$$P = \frac{29607,4235}{4} = 7401,8559 \text{ kg} = 16318,13144 \text{ lb}$$

Direncanakan :

- Jarak kolom penyangga dari tanah (L) = 5 ft
 - Tinggi reaktor (H) = 211,3469 in = 17,6122 ft
 - Panjang penyangga = $\frac{1}{2}(H + L)$
 = $\frac{1}{2}(17,4712 + 5)$ ft
 = 11,3061 ft = 135,6734 in
- Jadi panjang penyangga = 11,3061 ft = 135,6734 in

b. Trial ukuran I beam

Trial ukuran I beam 4" ukuran 12 x 5 dengan pemasangan memakai beban eksentrik (terhadap sumbu).

Dari Brownell & Young, App. G-3 hal. 355, didapatkan :

- Nominal size = 5 in
- Berat = 10 lb
- Area of section (A_y) = 2,87 in²
- Depth of beam (h) = 5 in
- a = 1,5 in
- Width of flange (b) = 3 in
- I = 12,1 in⁴
- Axis (r) = 2,05 in

Analisa terhadap sumbu Y-Y

Dengan :

$$- L/r = (135,673 / 2,05)$$

$$L/r = 66,2 \qquad (136,3269 \text{ in}) / (4,83 \text{ in})$$

Karena L/r antara 60 - 200, maka :

$$- f_c = \frac{18000}{1 + \left(\frac{(L/r)^2}{18000} \right)}$$

$$= \frac{18000}{1 + \left(\frac{(66,2)^2}{18000} \right)}$$

$$= 14477,1610 \text{ psia}$$

$$- f_{\text{eksentrik}} = \frac{P \times (a + 1/2 b)}{I_{1-1} / 1/2 b}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{16318,1314 \times (1,5 + 1,5)}{12,1 / 1,5} \\
 &= 6068,7266 \\
 - \quad A &= \frac{P}{f_c - f_{\text{eksentrik}}} \\
 &= \frac{16318,1314}{8408,4344} \\
 &= 1,94069 \text{ in}^2 < 3 \text{ in}^2 \text{ (memadai)}
 \end{aligned}$$

Karena $A < A$ yang tersedia, berarti trial I beam sudah memadai.

Kesimpulan perancangan penyangga (leg) :

- Ukuran I beam = 5 x 3 in
- Berat = 10 lb
- Jumlah penyangga = 4 buah
- Peletakan beban dengan beban eksentrik.

6.9. Base Plate

Perencanaan :

- Dibuat base plate dengan toleransi panjang adalah 5 % dan toleransi lebar 20 %.

(Hesse, hal. 163)

- Digunakan besi cor sebagai bahan konstruksi dari base plate.

Dasar Perhitungan :

a. Luas base plate

Rumus :

$$A_{bp} = \frac{P}{f_{bp}}$$

Dimana :

- A_{bp} = luas base plate, in²
- P = beban dari tiap-tiap = 16318,1314 lb
- f_{bp} = stress yang diterima oleh pondasi bearing capacity yang terbuat dari beton
= 600 lb/in²

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 A_{bp} &= \frac{16318,1314}{600} \\
 &= 27,1969 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

b. Panjang dan lebar base plate

$$A_{bp} = p \times l$$

Dimana :

- A_{bp} = luas base plate
= 27,1969 in²
- p = panjang base plate, in
= $2m + 0,95h$
- l = lebar base plate, in
= $2n + 0,8b$

Diasumsikan $m = n$

(Hesse, hal. 163)

$$b = 3 \text{ in}$$

$$h = 5 \text{ in}$$

Maka :

$$A_{bp} = (2m + 0,95h) \times (2n + 0,8b)$$

$$27,1969 = [2m + (0,95 \times 5)] \times [2n + (0,8 \times 3)]$$

$$27,1969 = (2m + 4,75) \times (2m + 2,4) \qquad 0,87705 \qquad 15,619$$

$$27,1969 = 4m^2 + 14,3m + 11,4$$

$$15,7969 = 4m^2 + 14,3m$$

$$0 = 4m^2 + 14,3m - 15,6186$$

Dengan menggunakan rumus abc, didapatkan :

$$m_{1,2} = \frac{(-14,3) \pm \sqrt{(14,3)^2 - (4 \times 4) \cdot (-15,6186)}}{2 \times 4}$$

$$m_1 = 0,8770$$

$$m_2 = -4,45$$

$$\text{Diambil } m = 0,87705$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{- Panjang base plate (p)} &= 2m + 0,95h \\ &= (2 \times 0,8770) + (0,95 \times 5) \\ &= 6,5041 \text{ in} \approx 7 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{- Lebar base plate (l)} &= 2n + 0,8b \\ &= (2 \times 0,8770) + (0,8 \times 3) \\ &= 4,15 \text{ in} \approx 5 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari perhitungan didapatkan panjang base plate 7 in dan lebar base plate 6 in, maka ditetapkan ukuran base plate yang digunakan adalah 7 x 5 in dengan luas (A) = 35 in².

c. Peninjauan terhadap bearing capacity (f)

$$f = \frac{P}{A}$$

Dengan :

- f = bearing capacity, lb/in²
- P = beban tiap kolom = 16318,1314 lb
- A = luas base plate = 35 in²

Maka :

$$\begin{aligned} f &= \frac{16318,1314}{35} \\ &= 466,2323 \text{ lb/in}^2 < 600 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Karena $f < f_{bp}$, maka dimensi base plate sudah memenuhi

d. Peninjauan terhadap harga m dan n

- Panjang base plate (p)

$$\begin{aligned} p &= 2m + 0,95h \\ 7 &= 2m + (0,95 \times 5) \\ m &= 0,73684 \end{aligned}$$

- Lebar base plate (l)

$$\begin{aligned} l &= 2n + 0,8b \\ 5 &= 2n + (0,8 \times 3) \\ n &= 1,04167 \end{aligned}$$

Karena harga $n > m$, maka tebal base plate dihitung berdasarkan harga n.

e. Tebal base plate

Dari Hesse, pers. 7-12 hal. 163 :

$$t = \sqrt{0,00015 \cdot f \cdot n^2}$$

Dengan :

- t = tebal base plate, in
- f = actual unit pressure yang terja = 466 psi
- n = 1 in

Tebal base plate

$$t = \sqrt{0,00015 \times 463,1754 \times (1,0417)^2}$$

$$\sqrt{0,00015 \times 463,1754 \times (1,0417)^2}$$

$$= 0,28 \text{ in} \approx 1 \text{ in}$$

Jadi digunakan tebal base plate 1 in

f. Ukuran baut

Beban tiap baut :

$$\begin{aligned} P_{\text{baut}} &= \frac{P}{n_{\text{baut}}} \\ &= \frac{16318,1314}{4} \\ &= 4079,5329 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$A_{\text{baut}} = \frac{P_{\text{baut}}}{f_{\text{baut}}}$$

$$\begin{aligned} \text{Dimana } f_{\text{baut}} &= \text{stress tiap baut max} \\ &= 12000 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

$$A_{\text{baut}} = \frac{4079,53}{12000}$$

$$A_{\text{baut}} = 0,34 \text{ in}^2$$

$$d \text{ baut} = 0,66$$

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal. 188 diperoleh ukuran baut dengan dimensi baut sebagai berikut :

$$\text{ukuran baut (d)} = 7/8 \text{ in}$$

$$\text{Root area (A)} = 0,42 \text{ in}^2$$

6.10. Perhitungan Lug dan Gusset

Dasar Perhitungan :

Dari gambar 10.6, hal 191, Brownell diperoleh :

a. Lebar Lug

$$\begin{aligned} A = \text{lebar lug} &= \text{ukuran baut} + 9 \text{ in} \\ &= 7/8 + 9 \text{ in} \\ &= 9,8750 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} B = \text{jarak antar gusset} &= \text{ukuran baut} + 8 \text{ in} \\ &= 7/8 + 8 \text{ in} \\ &= 8,8750 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Lebar Gusset

$$\text{Lebar gusset (L)} = 2 (\text{lebar kolom} - 0,5 \text{ ukuran baut})$$

$$= 2 \times (5 - 4/9)$$

$$= 9,1250 \text{ in}$$

Lebar lug atas (a) = 0,5 (panjang kolom + ukuran baut)

$$= 1 \times (7 + 4/9)$$

$$= 3,2813 \text{ in}$$

Perbandingan tebal base plate = $\frac{B}{L}$

(Brownell & Young Hal 193)

$$= \frac{8,8750}{9,1250} = 0,97 \text{ in}$$

Dari tabel 10.6, hal 192, Brownell didapat $\gamma_1 = 0,565$

$$e = 0,5 \times \text{nut dimension}$$

$$= 0,5 \times 1 \frac{7}{16}$$

$$= 0,7188 \text{ in}$$

c. Tebal Plate Horizontal (Lug)

Menentukan maksimum bending moment sepanjang sumbu radial

Dari persamaan 10.40, hal 192, Brownell :

$$M_y = \frac{P}{4\pi} \left[(1 + \mu) \times \ln \frac{2L}{\pi \cdot e} + (1 - \gamma_1) \right]$$

Dimana :

$$P = \text{beban tiap baut} = 16318,1314 \text{ lb}$$

$$\mu = \text{posson's ratio} = 0,3 \text{ untuk steel}$$

$$L = \text{panjang horisontal plate bawah} = 7$$

$$e = \text{nut dimension} = 1,438 \text{ in}$$

$$\gamma_1 = 0,565$$

Jadi :

$$M_y = \frac{16318,1314}{4\pi} \left[(1 + 0,3) \times \ln \frac{2 \times 7}{\pi \times 1,438} + (1 - 0,565) \right]$$

$$= 4194,4770 \text{ lb}$$

M_y disubstitusikan ke persamaan 10.41, hal 193, Brownell diperoleh :

$$thp = \sqrt{\frac{6 \times 1514,7762}{15000}}$$

$$= 1,2953 \text{ in}$$

Maka digunakan plate dengan tebal = 1,2953 in

d. Tebal Plate Vertikal (Gusset)

Dari fig 10.6, hal 191, Brownell dan pers 10.47 hal 194, diperoleh tebal

$$\begin{aligned} \text{gusset min} &= \frac{3}{8} \times \text{thp} \\ &= \frac{3}{8} \times 1,2953 \\ &= 0,4857 \text{ in} \end{aligned}$$

e. Tinggi Gusset

$$\begin{aligned} \text{hg} &= A + \text{ukuran baut} \\ &= 9,8750 + 7/8 \\ &= 10,7500 \text{ in} \end{aligned}$$

f. Tinggi Lug

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Lug} &= \text{hg} + 2 \text{ thp} \\ &= 10,7500 + 2 \times 1,2953 \\ &= 13,6 \text{ in} \end{aligned}$$

g. Kesimpulan perencanaan lug dan gusset :

◊ Lug

- Lebar = 9,8750 in
- Tebal = 1,2953 in
- Tinggi = 13,5906 in

◊ Gusset

- Lebar = 9,1250 in
- Tebal = 0,4857 in
- Tinggi = 10,7500 in

6.11. Perhitungan Pondasi

Perencanaan :

- Beban total yang harus ditahan pondasi :
 - Berat reaktor total
 - Berat kolom penyangga
 - Berat base plate
- Ditentukan :
 - Masing-masing penyangga diberi pondasi
 - Spesifik untuk semua penyangga sama

Dasar Perhitungan :**a. Berat total reaktor**

$$W = 29607,4235 \text{ lb} = 13429,8392 \text{ kg}$$

b. Beban yang harus ditanggung tiap kolom

Rumus :

$$W_{bp} = p \cdot l \cdot t \cdot \rho$$

Dimana :

- p = panjang base plate = 7 in = 0,5833 ft
- l = lebar base plate = 5 in = 0,4167 ft
- t = tebal base plate = 1 in = 0,0833 ft
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³

Beban yang ditanggung tiap kolom :

$$\begin{aligned} W_{bp} &= (0,5833 \text{ ft}) \times (0,4167 \text{ ft}) \times (0,0833 \text{ ft}) \times (489 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 9,9 \text{ lb} \end{aligned}$$

c. Beban tiap penyangga

Rumus :

$$W_p = L \cdot A \cdot F \cdot \rho$$

Dimana :

- L = tinggi kolom = 11,3061 ft
- A = luas kolom I beam = 2,87 in² = 0,0199 ft²
- F = faktor koreksi = 3,4
- ρ = densitas dari bahan = 489 lb/ft³

Beban tiap penyangga :

$$\begin{aligned} W_p &= (11,3606 \text{ ft} \times 0,0199 \text{ ft}^2 \times 3,4) \times (489 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 375 \text{ lb} \end{aligned}$$

d. Beban total

$$\begin{aligned} W_{total} &= W + W_{bp} + W_p \\ &= (29413,2998 + 9,9 + 376) \text{ lb} \\ &= 29991,9737 \text{ lb} \end{aligned}$$

Dianggap hanya ada gaya vertikal dan berat kolom itu sendiri bekerja pada pondasi, maka diambil :

- Luas atas = 15 x 15 in
- Luas bawah = 40 x 40 in
- Tinggi = 20 in

- Luas permukaan tanah rata-rata :

$$A = 40 \times 40 = 1600 \text{ in}^2$$

Volume pondasi :

$$\begin{aligned} V &= A \times t \\ &= (1600 \text{ in}^2) \times (20 \text{ in}) \\ &= 32000,000 \text{ in}^3 = 18,5185 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

- Berat pondasi :

$$W = V \times \rho$$

Dimana :

$$\rho = \text{densitas semen} = 144 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Maka } W &= (18,5185 \text{ ft}^3) \times (144 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 2666,6667 \text{ lb} \\ &= 1209,5921 \text{ kg} \end{aligned}$$

- Tekanan tanah :

Pondasi didirikan diatas semen sand dan gravel, dengan :

- Save bearing minimum = 5 ton/ft²
- Save bearing maximum = 10 ton/ft²

Kemampuan tekanan tanah sebesar :

$$\begin{aligned} P &= 5 \text{ ton/ft}^2 \times \frac{2240 \text{ lb} \times 1 \text{ ft}}{1 \text{ ton} \times 144 \text{ in}^2} \\ &= 77,7777778 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Tekanan pada tanah :

$$P = \frac{W}{A}$$

Dimana :

- W = berat beban total + berat pondasi
- A = luas bawah pondasi = (40 x 40)in² = 1600 in²

Sehingga :

$$P = \frac{2666,6667 + 29991,974}{1600}$$

$$P = 20,4117 \text{ lb/in}^2 < 77,8 \text{ lb/in}^2$$

Karena tekanan yang diberikan tanah lebih kecil daripada kemampuan tanah menahan pondasi, maka pondasi dengan ukuran (15 x 15) in untuk luas atas dan (40 x 40) in untuk luas bawah dengan tinggi pondasi 20 in dapat digunakan.

Dimensi Peralatan :**1. Dimensi tangki :**

• Bahan konstruksi	= High Alloy Stell SA 240 Grade M type 316
• Do (diameter luar)	= 108,00 in
• Di (diameter dalam)	= 107,25 in
• t_s (tebal silinder)	= 6/16 in
• L_s (tinggi silinder)	= 136,5966 in
• t_{ha} (tebal tutup atas)	= 6/16 in
• h_a (tinggi tutup atas)	= 18,1253 in
• t_{hb} (tebal tutup bawah)	= 6/16 in
• h_b (tinggi tutup bawah)	= 53,6250 in
• Tinggi reaktor	= 211,3469 in

2. Dimensi pengaduk :

• Jenis pengaduk	= axial turbin 4 blades sudut 45°
• Bahan impeller	= High Alloy Stell SA 240 Grade M type 316
• Diameter impeller (DI)	= 35,7500 in
• Tinggi impeller (ZI)	= 25,3825 in
• Panjang impeller (I)	= 8,9375 in
• Lebar impeller (W)	= 6,0775 in
• Daya pengaduk	= 12 Hp
• Diameter poros	= 1,5262 in
• Panjang poros (L)	= 138,2769 in
• Jumlah pengaduk	= 1 buah

3. Nozzle untuk pemasukan bahan baku

• Type	= Welding neck
• Ukuran nominal pipa (NPS)	= 2 in
• Diameter luar flange (A)	= 6 in
• Ketebalan flange minimum (T)	= 12/16 in
• Diameter luar bagian yang menonjol (R)	= 3 5/8 in
• Diameter hubungan atas (E)	= 3 1/16 in
• Diameter hub. pada titik pengelasan (K)	= 2,4 in
• Panjang julukan (L)	= 2 1/2 in
• Diameter dalam flange (B)	= 2,07 in

4. Nozzle untuk pemasukan umpan katalis

• Type	=	Welding neck
• Ukuran nominal pipa (NPS)	=	3/4 in
• Diameter luar flange (A)	=	3 7/8 in
• Ketebalan flange minimum (T)	=	1/2 in
• Diameter luar bagian yang menonjol (R)	=	1 11/16 in
• Diameter hubungan atas (E)	=	1 1/2 in
• Diameter hub. pada titik pengelasan (K)	=	1,05 in
• Panjang julakan (L)	=	2 1/16 in
• Diameter dalam flange (B)	=	0,82 in

5. Nozzle untuk pemasukan gas SO₂

• Type	=	Welding neck
• Ukuran nominal pipa (NPS)	=	4 in
• Diameter luar flange (A)	=	9 in
• Ketebalan flange minimum (T)	=	15/16 in
• Diameter luar bagian yang menonjol (R)	=	6 1/5 in
• Diameter hubungan atas (E)	=	5 5/16 in
• Diameter hub. pada titik pengelasan (K)	=	4 1/2 in
• Panjang julakan (L)	=	3 in
• Diameter dalam flange (B)	=	4 in

6. Nozzle untuk pengeluaran gas CO₂

• Type	=	Welding neck
• Ukuran nominal pipa (NPS)	=	2 in
• Diameter luar flange (A)	=	6 in
• Ketebalan flange minimum (T)	=	12/16 in
• Diameter luar bagian yang menonjol (R)	=	3 5/8 in
• Diameter hubungan atas (E)	=	3 1/16 in
• Diameter hub. pada titik pengelasan (K)	=	2,38 in
• Panjang julakan (L)	=	2 1/2 in
• Diameter dalam flange (B)	=	2,07 in

7. Nozzle untuk pengeluaran produk

• Type	=	Welding neck
• Ukuran nominal pipa (NPS)	=	3 1/2 in
• Diameter luar flange (A)	=	8 1/2 in

- Ketebalan flange minimum (T) = 15/16 in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = 5 1/2 in
- Diameter hubungan atas (E) = 4 13/16 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 4 in
- Panjang julakan (L) = 2 13/16 in
- Diameter dalam flange (B) = 3,55 in

8. Nozzle untuk Man Hole

- Type = Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS) = 20 in
- Diameter luar flange (A) = 27 1/2 in
- Ketebalan flange minimum (T) = 1 11/16 in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = 23 in
- Diameter hubungan atas (E) = 22 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 20 in
- Panjang julakan (L) = 5 11/16 in
- Diameter dalam flange (B) = 19,25 in

9. Nozzle untuk steam inlet dan kondensat outlet

- Type = Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS) = 1 in
- Diameter luar flange (A) = 3 1/2 in
- Ketebalan flange minimum (T) = 7/16 in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = 1 in
- Diameter hubungan atas (E) = 1 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 0,84 in
- Panjang julakan (L) = 1 7/8 in
- Diameter dalam flange (B) = 0,62 in

10. Jaket Pemanas

- Bahan konstruksi = HAS SA 240 grade M type 316
- diameter luar (do_j) = 38 in
- diameter dalam (di_j) = 37,6250 in
- tinggi jaket (L_j) = 84,9113 in
- tebal jaket (ts_j) = 3/16
- tebal tutup bawah jaket (t_{hb_j}) = 0,1779 in
- tinggi tutup bawah jaket (hb_j) = 18,1781 in

11. Flange

- Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
- Tensile strength minimum = 75000 psia
- Allowable stress (f) = 18750
- Tebal flange = 6,4858 in
- Diameter dalam (Di) flange = 111,061 in
- Diameter luar (Do) flange = 113,1863 in
- Type flange = Ring flange loose type

12. Bolting

- Bahan konstruksi = H A S SA 193 Grade B8c type 347
- Tensile strength minimum = 75000 psia
- Ukuran baut = 1 in
- Jumlah baut = 59 buah
- Allowable stress (f) = 15000

13. Gasket

- Bahan gasket = Asbestos filled
- Lebar (L) = 0,081 in
- Tebal gasket (n) = 3/16 in
- Gasket faktor (m) = 3,75
- Diameter rata-rata (G) = 107,313 in

14. Sistem Penyangga

- Jenis = Kolom I beam
- Jumlah = 4 buah
- Panjang (L) = 135,6734 in
- Ukuran I beam = 5 x 3 in²
- Area of section (Ay) = 2,87 in
- Depth of beam (h) = 5 in
- Width of flange (b) = 3 in
- Axis (r) = 2,05 in

15. Base Plate

- Panjang (p) = 7 in
- Lebar (l) = 5 in
- Tebal (t) = 1 in
- Ukuran baut = 7/8 in

- Jumlah baut = 4 buah
- Bahan = Cast iron

16. Lug

- Lebar = 9,8750 in
- Tebal = 1,2953 in
- Tinggi = 13,5906 in

17. Gusset

- Lebar gusset = 9,1250 in
- Tebal gusset = 0,4857 in
- Tinggi gusset = 10,7500 in

18. Sistem Pondasi

- Luas atas = 15 x 15 in
- Luas bawah = 40 x 40 in
- Tinggi Pondasi = 20 in
- Bahan = Cemen Sand dan Gravel

19. Sistem Pondasi

- Jarak antar lubang (Pt) = 1,1124 in
- Luas Δ = 0,2679 in
- Jumlah Lubang = 248 lubang





BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Dalam Pabrik atau perusahaan, kelancaran sistem kerja peralatan proses yang sesuai dengan rancangan adalah suatu hal yang penting. Namun karena pada prakteknya keadaan tidak terlalu ideal, maka hal itu sulit tercapai. Operasi proses dikatakan normal jika kondisi yang telah dirancang dapat dipenuhi selama proses berlangsung.

Untuk memenuhi kinerja peralatan yang baik, dalam jangka waktu tertentu perlu dilakukan *shut down maintenance*, yaitu pemeliharaan seluruh peralatan proses untuk pembersihan dan perbaikan alat. Setelah pemeliharaan dan pembersihan selesai, maka proses bias kembali dijalankan (*start up*). Pada masa *start up* ini diharapkan pabrik dapat berjalan dengan lancar dan baik.

Instrumentasi dan keselamatan kerja adalah dua faktor yang penting dalam suatu industri guna meningkatkan kualitas dan kuantitas produk. Instrumentasi digunakan untuk mengontrol jalannya suatu proses agar dapat dikendalikan sesuai dengan yang diinginkan. Sedangkan keselamatan kerja juga harus diperhatikan untuk mencegah kerugian nyawa, alat, sarana dan prasarana pabrik yang dapat timbul sewaktu-waktu. Dengan pertimbangan tersebut perlu adanya suatu bagian yang berfungsi untuk mengontrol peralatan proses dan manajemen tentang keselamatan kerja.

Dalam pengaturan dan pengendalian kondisi operasi dan peralatan proses sangatlah diperlukan adanya peralatan (instrumentasi) kontrol. Dimana instrumentasi ini merupakan suatu alat petunjuk atau indikator, suatu perekam, atau suatu pengontrol (*controller*). Dalam industri kimia banyak variabel yang perlu diukur dan dikontrol, seperti tekanan, temperatur, ketinggian cairan, kecepatan aliran dan sebagainya.

7.1. Instrumentasi

Instrumentasi merupakan bagian yang sangat penting dalam suatu industri. Instrumentasi ini dapat berupa petunjuk (indikator), perekam (recorder) dan pengontrol (*controller*). Dalam industri kimia banyak variabel proses yang perlu diukur maupun dikontrol seperti suhu, ketinggian cairan, kecepatan aliran dan lain – lain. Pada dasarnya alat control hanya digunakan pada alat yang mempengaruhi kualitas dan kuantitas produk yang dihasilkan.

Tujuan penggunaan instrumentasi ini diharapkan akan tercapai hal-hal berikut ini :

- a. Menjaga keamanan operasi suatu proses dengan jalan:
 - Menjaga variabel proses supaya berada dalam batas yang diperbolehkan.
 - Mendeteksi situasi bahaya dengan membuat tanda-tanda bahaya dan memutuskan hubungan secara otomatis.
- b. Untuk mendapatkan rate produksi yang diinginkan.
- c. Untuk menjaga kualitas produksi.
- d. Efisiensi kerja akan lebih meningkat dan biaya produksi rendah.

Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam instrumentasi yaitu:

- Jenis instrumentasi
- Range yang diperlukan untuk pengukuran
- Ketelitian yang dibutuhkan
- Pengaruh pemasangan instrumentasi pada kondisi proses
- Faktor ekonomi

Dalam Pra Rencana Pabrik Pembuatan Fenol ini, instrument yang digunakan berupa alat control otomatis maupun manual. Hal ini tergantung dari sistem peralatan dan faktor pertimbangan teknis serta ekonomis.

Instrumentasi yang digunakan pada pabrik fenol ini adalah:

1. *Level Indikator (LI)*

Alat ini berfungsi untuk mengetahui ketinggian fluida yang ada dalam tangki penampung agar tidak melebihi batas yang ditentukan dan mengetahui masih ada tidaknya ketersediaan bahan dalam tangki

2. *Flow Controller (FC)*

Dipasang pada alat untuk mengendalikan laju alir fluida melalui perpipaan sehingga air yang masuk ke peralatan proses tetap konstan

3. *Pressure Controller (PC)*

Dipasang pada alat yang memerlukan penjagaan tekanan agar beroperasi pada tekanan konstan

4. *Temperature Controller (TC)*

Dipasang pada alat yang memerlukan penjagaan suhu agar beroperasi pada suhu konstan

5. Weight Controller (WC)

Alat ini dipasang pada aliran solid, untuk mengatur aliran padatan agar selalu sama dan seragam

6. pH Controller (pHC)

dipasang pada alat yang prosesnya dipengaruhi oleh pH, agar pH selalu konstandalam alat tersebut

Secara keseluruhan, instrumentasi peralatan pabrik phenol dapat dilihat pada tabel 7.1. Instrumentasi peralatan pabrik

Tabel 7.1. Instrumentasi peralatan pabrik

No.	Nama Alat	Kode Alat	Kode Instrumen
1.	Sulfonator	R-110	PC, TC, FC
2.	Heater H_2SO_4	E-113	TC
3.	Vaporizer	V-116	TC
4.	Reaktor netralisasi	R-120	TC,PHC
5.	Tangki pelarut Na_2SO_3	M-124	LC
6.	Heater Na_2SO_3	E-126	TC
7.	Heater $C_6H_5SO_3H$	E-127	TC
8.	Mixer	R-130	LC
9.	Tangki pelarut NaOH	M-134	LC
10.	Furnace	Q-140	TC
11.	Acidifier	R-150	PC,TC, FC
12.	Heater C_6H_5ONa	E-151	TC
13.	Destilasi	D-160	LC
14.	Cooler	E-161	TC
15.	kondensor	E-164	TC
16.	Reboiler	E-166	TC
17.	Cooler C_6H_5OH	E-167	TC
18.	Cooler Na_2SO_3	E-168	TC

7.2. Keselamatan Kerja

Dalam suatu industri kimia, keselamatan kerja merupakan faktor yang sangat diperhatikan. Hal ini karena menyangkut keselamatan manusia dan kelancaran proses produksi. Jadi apabila keselamatan kerja diperhatikan dan dilaksanakan dengan baik dan sepenuhnya, maka dampaknya adalah bahwa para pekerja dapat bekerja dengan perasaan tenang dan aman, sehingga akan meningkatkan produktifitas kerja.

Pada umumnya bahaya-bahaya yang terjadi dalam suatu pabrik disebabkan oleh kecelakaan mesin-mesin pabrik, kebocoran bahan-bahan yang berbahaya, peledakan, kebakaran dan lain-lain.

Beberapa faktor yang dapat menyebabkan terjadinya keselamatan kerja, yaitu:

1. Latar belakang pekerja

Merupakan sifat atau karakter yang tidak baik dari pekerja yang merupakan sifat dasar pekerja maupun lingkungan yang dapat mempengaruhi pekerja dalam melakukan pekerjaannya, sehingga dapat menyebabkan kelalaian pekerja.

2. Kelalaian kerja

Adanya sifat gugup, tegang, mengabaikan keselamatan, dan lain-lain, akan menyebabkan pekerja akan melakukan tindakan yang tak aman

3. Tindakan yang tidak aman dan bahaya mekanis atau fisik.

Tindakan yang tidak aman dari pekerja seperti berdiri di bawah beban tersuspensi, menjalankan mesin tanpa pelindung, atau bahaya mekanis seperti gear yang tidak dilindungi, penerangan yang tidak cukup, dan sebagainya.

4. Kecelakaan

Kecelakaan ini dapat berupa jatuhnya pekerja, pekerja tertumbuk benda yang melayang, pekerja yang terbentur benda yang jatuh dari atas dan sebagainya, sehingga dapat menimbulkan luka.

Bahaya-bahaya tersebut dapat terjadi pada pabrik, sehingga harus diperhatikan cara untuk mengatasinya. Adapun cara untuk mengatasinya adalah sebagai berikut:

1. Keselamatan konstruksi

- Konstruksi bangunan dan peralatan produksi baik langsung maupun tak langsung harus cukup kuat serta pemilihan bahan konstruksinya harus tepat
- Pada tempat-tempat berbahaya harus diberi peringatan yang jelas
- Jarak antara peralatan, mesin-mesin serta alat proses harus diperhatikan

2. Bahaya yang disebabkan oleh adanya api, listrik dan kebakaran

- Tangki bahan bakar jaraknya harus cukup jauh dari tempat yang dapat menyebabkan kebakaran
- Untuk mencegah dan mengurangi bahaya-bahaya yang timbul, maka digunakan isolasi panas, isolasi listrik, dan pada tempat bertekanan tinggi harus diberi penghalau atau pagar

3. Memberikan penjelasan-penjelasan mengenai bahaya yang dapat terjadi dan memberikan cara pencegahannya
4. Memasang tanda-tanda bahaya, seperti alarm peringatan jika terjadi bahaya
5. Penyediaan alat-alat pencegahan kebakaran, akibat listrik maupun api
6. Ventilasi

Ruangan kerja harus mendapatkan ventilasi yang cukup, sehingga pekerja dapat leluasa untuk menghirup udara segar, yang berarti ikut serta menjamin kesehatan dan keselamatan kerja

7. Tangki-tangki

Bahaya yang paling besar adalah tangki-tangki yang bertekanan tinggi. Hal-hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah:

- Perencanaan tangki harus sesuai dengan aturan yang berlaku, termasuk pemilihan bahan konstruksi, memperhitungkan faktor korosi dan lain-lain
- Pemasangan alat-alat kontrol yang baik dan sesuai, yaitu *pressure control*, *level control* dan *temperature control*

8. Reaktor

Hal-hal yang perlu dilakukan untuk mencegah kecelakaan adalah:

- Perencanaan reaktor harus sesuai dengan ketentuan-ketentuan yang berlaku mengenai bahan konstruksi, faktor korosi dan lain-lain
- Perencanaan isolasi harus baik dengan memperhatikan perpindahan panas yang terjadi
- Pemasangan alat-alat kontrol yang baik dan sesuai, yaitu *pressure control*, *level control* dan *temperature control*

9. Perpipaan

- Jalur proses yang terletak di atas permukaan tanah lebih baik daripada diletakkan di bawah tanah, karena dapat menyebabkan timbulnya bahaya akibat kebocoran dan sulit untuk mengetahui letak kebocoran
- Pengaturan dari perpipaan dan valve penting untuk mengamankan operasi. Jika terjadi kebocoran pada *check valve*, sebaiknya diatasi dengan pemasangan *block valve* di samping *check valve* tersebut

- Sebelum pipa-pipa dipasang, sebaiknya dilakukan tes hidrostatis yang bertujuan untuk mencegah terjadinya stress yang berlebihan pada bagian-bagian tertentu atau pada bagian fondasi

10. Karyawan

Pada karyawan terutama operator, perlu diberi bimbingan atau pengarahan agar karyawan dapat melaksanakan tugasnya dengan baik dan tidak membahayakan

11. Listrik

Pada pengoperasian peralatan listrik perlu dipasang peralatan pengaman berupa pemutus arus untuk mencegah jika sewaktu-waktu terjadi hubungan singkat/korsleting yang dapat menyebabkan kebakaran. Juga perlu diadakan pemeriksaan adanya kabel yang terkelupas yang dapat membahayakan pekerja jika tersentu kabel tersebut

12. Pencegahan dan penanggulangan kebakaran

- Bangunan, seperti *work shop*, laboratorium dan kantor hendaknya berjauhan dengan unit operasi
- Antara unit yang satu dengan unit yang lain hendaknya dipisahkan sehingga dapat menghambat jalannya api ketika terjadi kebakaran
- Pengamanan jika terjadi kebakaran harus dilengkapi dengan baju tahan api dan alat bantu pernapasan
- Larangan merokok di lingkungan pabrik, kecuali pada tempat-tempat yang telah disediakan
- Penempatan kabel dan kawat listrik yang diatur rapi dan jauh dari tempat-tempat panas
- Pemasangan alat pemadam kebakaran di setiap tempat yang paling rawan dan pemasangannya harus pada tempat yang mudah dijangkau

13. Pengamanan dan pengontrolan terhadap kebakaran

Apabila terjadi kebakaran, api harus dilokalisasi, harus dapat diketahui kemungkinan apa saja yang dapat terjadi dan bagaimana cara mengatasi.

Untuk pemakaian alat-alat pemadam kebakaran harus diketahui terlebih dahulu jenis-jenis api, yang dibedakan atas:

- Kelas A, api biasa yang ditimbulkan oleh bahan-bahan yang dapat terbakar seperti kayu, kertas dan kotoran-kotoran yang terdapat di dalam pabrik. Unt

penanganan jenis api ini diperlukan pembahasan pada bagian yang terbakar dan sekitarnya.

- Kelas B, api yang ditimbulkan oleh cairan yang mudah terbakar, seperti residu. Penanganan api jenis ini dengan cara memberikan penutup atau pembungkus bahan-bahan yang dapat dianggap sesuai dengan keperluan diatas.
- Kelas C, api jenis ini ditimbulkan dari perlengkapan listrik atau dari hubungan pendek. Untuk keperluan pemadamannya, alat harus tidak mengandung listrik atau tidak dapat dialiri listrik.
- Kelas D, api yang ditimbulkan oleh bahan-bahan yang mudah meledak. Untuk hal seperti ini diperlukan jenis penanganan tertentu.

Media yang dapat digunakan untuk pemadaman jenis-jenis api diatas antara lain:

- Soda Acid Extinguished untuk api kelas A.
- Carbon Dioxide Extinguished untuk api kelas A, C dan D.
- Dry Chemical Extinguished untuk kelas A, B, C dan D.

7.3. Pengamanan Alat

Untuk menghindari kerusakan alat, seperti peledakan atau kebakaran, maka pada alat tertentu perlu dipasang suatu pengaman, seperti safety valve, isolasi, dan pemadam kebakaran.

7.4. Keselamatan Kerja Karyawan

Pada karyawan, terutama operator, perlu diberikan bimbingan atau pengarahan agar karyawan dapat melaksanakan tugasnya dengan baik dan tidak membahayakan keselamatan jiwa. Alat pelindung yang diperlukan pada pre rencana pabrik dapat dilihat pada table berikut:

Tabel 7.2. Alat-Alat Keselamatan Kerja pada Pabrik Kalsium Klorida

No.	Alat Pelindung	Lokasi Pengamanan
1.	Masker	Storage, laboratorium
2.	Topi pengaman (helm)	Storage, unit proses
3.	<i>Earplug</i> (pengaman telinga)	Storage, unit proses
4.	Sepatu karet	Storage, unit proses
5.	Sarung tangan	Storage, laboratorium
6.	Hydrant (unit pemadam kebakaran)	Semua ruangan di area pabrik
7.	Baju khusus (jas lab)	Laboratorium





BAB VIII

UTILITAS

Unit utilitas merupakan salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu industri kimia. Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi 4 unit, yaitu :

1. Unit penyediaan air
2. Unit penyediaan steam
3. Unit penyediaan tenaga listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar

1. Unit Penyediaan Air

Berfungsi untuk memenuhi kebutuhan air baik ditinjau dari segi kuantitas maupun kualitasnya. Dari segi kuantitas air merupakan jumlah kebutuhan air yang harus dipenuhi sedangkan dari segi kualitas air menyangkut syarat air yang harus dipenuhi.

1.1. Air umpan boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuatan steam yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhan steam pada pabrik phenol sebesar 33.110,1622 kg/jam. Air umpan boiler disediakan dengan excess 25 % sebagai pengganti steam yang hilang, yang diperkirakan adanya kebocoran akibat dari transmisi sebesar 10 % dan faktor keamanan 15 % sehingga kebutuhan air umpan boiler adalah sebanyak 36.421,1784 kg/jam.

Air untuk keperluan ini harus memenuhi syarat-syarat agar air tidak merusak boiler (ketel). Dari *Perry's edisi 6, hal 976* didapatkan bahwa air umpan boiler harus memenuhi persyaratan sebagai berikut :

- Total padatan (total dissolved solid) = 3500 ppm
- Alkanitas = 700 ppm
- Padatan terlarut = 300 ppm
- Silika = 60 – 100 ppm
- Besi = 0,5 ppm

- Oksigen = 0,007 ppm
- Kesadahan = 0
- Kekeruhan = 175 ppm
- Minyak = 7 ppm
- Residu fosfat = 140 ppm

Selain harus memenuhi persyaratan tersebut diatas, air umpan boiler harus bebas dari :

1. Zat – zat yang menyebabkan korosi, yaitu gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 .
2. Zat – zat yang menyebabkan busa, yaitu zat organik, anorganik dan zat – zat ta larut dalam jumlah yang besar.

Untuk memenuhi persyaratan tersebut dan untuk mencegah kerusakan pada boiler, sebelum digunakan air umpan boiler harus diolah lagi terlebih dahulu melalui:

- Demineralisasi, untuk menghilangkan ion – ion pengganggu.
- Deaerator, untuk menghilangkan gas – gas terlarut.

1.2 Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman dan kebutuhan yang lain.

Air sanitasi yang dipergunakan harus memenuhi syarat kualitas air sebagai berikut :

a. Syarat fisik

- Berada di bawah suhu udara
- Warnanya jernih
- pH netral
- Tidak berbusa
- Kekeruhan kurang dari 1 ppm SiO_2
- Tidak berasa
- Tidak berbau

b. Syarat kimia

- Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg

Air pendingin pada Pra Rencana Pabrik Phenol ini sebesar 37014,5117 kg/jam.

1.4. Air proses

Air proses pada Pra Rencana Pabrik Phenol ini sebesar 10702,0233 kg/jam, yang digunakan sebagai tangki pelarut NaOH sebesar 8330,4864 kg/jam dan sebagai tangki pelarut Na₂SO₃ sebesar 2371,5369 kg/jam.

Tabel 8.1. Data kebutuhan air pabrik

No.	Keperluan	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Air umpan boiler	81.770,8483
2.	Air sanitasi	2.383,6758
3.	Air pendingin	37.014,5117
4.	Air Proses	10702,0233
Jumlah		131871,0591

2. Unit Pengolahan Steam

Bahan baku pembuatan steam adalah Air Umpan Boiler. Steam yang dibutuhkan dalam proses pembuatan Phenol sebanyak 77808,8811 kg/jam mempunyai kondisi :

- Tekanan = 473,15 kpa
- Temperatur = 200°C

Zat-zat yang terkandung dalam air umpan boiler yang dapat menyebabkan kerusakan pada boiler adalah :

- Kadar zat terlarut (soluble matter) yang tinggi
- Zat padat terlarut (suspended solid)
- Garam-garam kalsium dan magnesium
- Zat organik (organik matter)
- Silika, sulfat, asam bebas dan oksida

Syarat-syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler :

- a. Tidak boleh membuih (berbusa)

Busa disebabkan oleh adanya solid matter, suspended matter dan kebasaaan yang tinggi. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa :

- Tidak mengandung zat-zat kimia beracun
- c. Syarat mikrobiologis
 - Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat fisik air

Kebutuhan air sanitasi pada Pra Rencana Pabrik Phenol ini adalah :

1. Untuk kebutuhan karyawan
Menurut standar WHO kebutuhan air untuk tiap orang = 120 L/hari/orang
2. Untuk laboratorium dan taman.
Direncanakan kebutuhan air untuk taman dan laboratorium adalah sebesar 50% dari kebutuhan karyawan.
3. Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air.
Air sanitasi untuk pemadam kebakaran dan air cadangan direncanakan sebesar 40% dari kebutuhan air sanitasi.
Sehingga didapatkan kebutuhan air sanitasi untuk pabrik Phenol sebesar 2383,6758 kg/jam.

1.3. Air pendingin

Berfungsi sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas. Menggunakan air sebagai media pendingin ini disebabkan karena :

- Air merupakan materi yang mudah didapat
- Mudah dikendalikan dan dikerjakan
- Dapat menyerap panas
- Tidak mudah menyusut karena pendinginan
- Tidak mudah terkondensasi

Selain sebagai media pendingin air harus memenuhi persyaratan tertentu yaitu tidak mengandung :

- besi penyebab korosi
- silika penyebab kerak
- hardness yang memberikan efek pada pembuatan kerak
- minyak penyebab menurunnya efisiensi heat transfer yang merupakan makanan mikroba yang dapat menyebabkan terbentuknya endapan.

- Kesulitan pembacaan tinggi liquida dalam boiler.
- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat yang mengakibatkan adanya solid-solid yang menempel dan mengakibatkan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lebih lanjut.

Untuk mengatasi hal ini, perlu adanya pengontrolan terhadap adanya kandungan lumpur, kerak dan alkalinitas air umpan boiler.

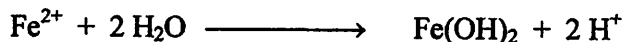
- b. Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler.

Kerak dalam boiler akan menyebabkan :

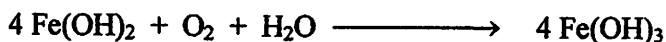
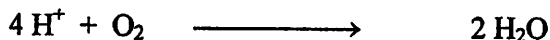
- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat.

- c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa.

Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan organik, serta gas-gas H_2S , SO_2 , NH_3 , CO_2 , O_2 , yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu :

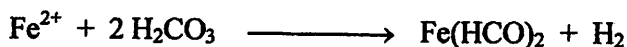


Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :



Adanya bikarbonat dalam air akan menyebabkan terbentuknya CO_2 , karena pemanasan dan adanya tekanan. CO_2 yang terjadi bereaksi dengan air menjadi asam karbonat. Asam karbonat akan bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Dengan adanya pemanasan (kalor), garam bikarbonat ini membentuk CO_2 lagi.

Reaksi yang terjadi :



Proses Pengolahan Air Pada Unit Pengolahan Air

Air bersih digunakan untuk memenuhi kebutuhan air proses, air sanitasi, air pendingin dan air umpan boiler.

Proses pengolahan air sungai tersebut adalah :

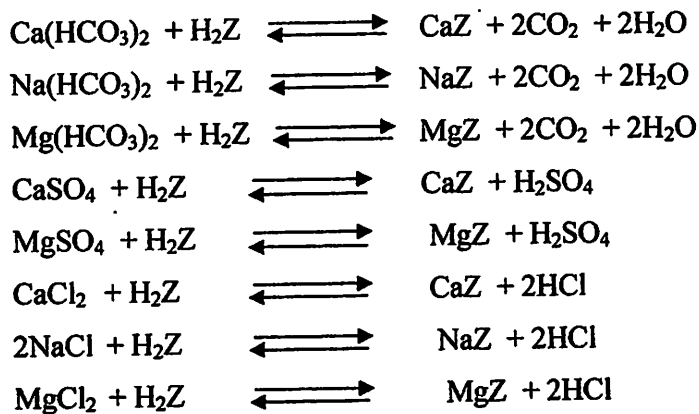
a. Pengolahan air sanitasi

Air dari bak air bersih dialirkan dengan pompa (L-241) menuju bak klorinasi (F-240) dan ditambahkan desinfektan klor (Cl_2) sebanyak 1 ppm yang diinjeksikan langsung ke dalam pipa. Dari bak klorinasi, air dialirkan menuju bak air sanitasi (F-243) dengan menggunakan pompa (L-242) dan siap untuk dipergunakan sebagai air sanitasi.

b. Pelunakan air umpan boiler

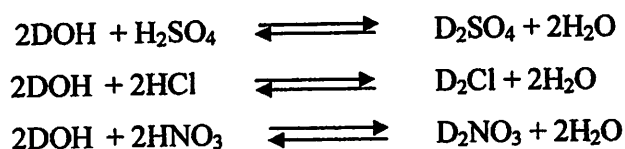
Pelunakan air boiler yang dilakukan dengan pertukaran ion dalam demineralisasi yang terdiri dari dua tangki, yaitu tangki kation exchanger (D-220A) dan anion exchanger (F-220B). Kation exchanger yang digunakan adalah resin zeolit (H_2Z) dan anion yang digunakan adalah deacidite (DOH).

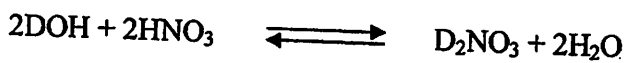
Dalam tangki kation exchanger terjadi reaksi-reaksi sebagai berikut :



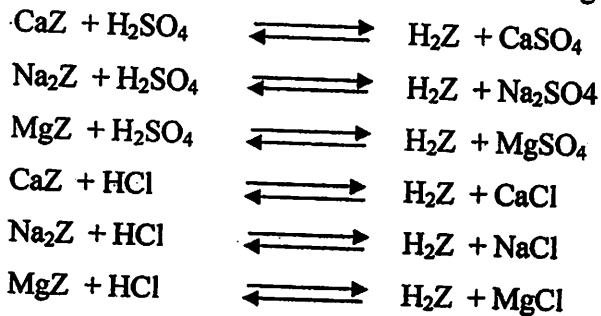
Ion-ion bikarbonat, sulfat dan klor diikat dengan ion Z membentuk CO_2 dan air, H_2SO_4 dan HCl . Selanjutnya air yang bersifat asam ini dialirkan ke tangki anion exchanger (F-220B) untuk dihilangkan anion-anion yang mengganggu proses. Resin yang digunakan dalam anion exchanger adalah Deacidite (DOH)

Dalam tangki anion exchanger terjadi reaksi sebagai berikut :



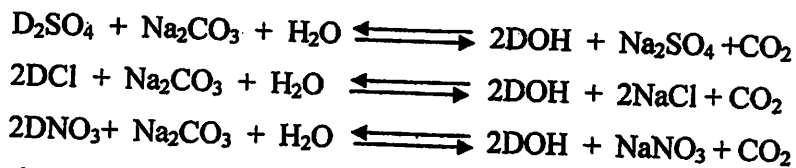


Pemakaian resin yang terus menerus menyebabkan resin tidak aktif lagi. Hal ini dapat diketahui dari pemeriksaan kesadahan air umpan boiler. Resin yang sudah tidak aktif menunjukkan bahwa resin sudah tidak jenuh dan perlu diregenerasi. Regenerasi hidrogen exchanger dilakukan dengan menggunakan asam sulfat atau asam klorida. Dengan reaksi sebagai berikut :



Sedangkan regenerasi anion exchanger dengan menggunakan larutan Na_2CO_3 atau NaOH .

Reaksi yang terjadi :



Setelah keluar dari demineralisasi, air umpan boiler telah bebas dari ion-ion pengganggu. Untuk memenuhi kebutuhan umpan boiler, air lunak ditampung dalam bak air lunak (F-223) yang selanjutnya dipompa (L-224) ke deaerator (D-225) untuk menghilangkan gas-gas impuritis pada air umpan boiler dengan sistem pemanasan. Dari deaerator air siap diumpankan ke boiler (Q-227), dari bak air umpan boiler (F-223) dengan pompa (L-224). Steam yang dihasilkan boiler didistribusikan ke peralatan dan kondensat yang dihasilkan di recycle.

c. Pengolahan air pendingin

Untuk memenuhi kebutuhan air pendingin dari bak air bersih, air dipompa (L-233) ke bak air pendingin (F-232) kemudian dialirkan ke peralatan dengan pompa (L-231). Setelah digunakan air direcycle ke cooling tower (P-230) dan selanjutnya dari cooling tower, air di recycle ke bak air pendingin kembali.

3. Unit Penyediaan Listrik

Listrik yang dibutuhkan pada Pra Rencana Pabrik Phenol ini adalah yang meliputi :

- Proses : 60,02885 kW
- Penerangan : 120,1992kW

Kebutuhan listrik untuk proses, penerangan, instrumen dan lain-lain dipenuhi oleh PLN. Sedangkan apabila ada matinya listrik, maka digunakan satu generator AC bertenaga diesel berkekuatan 251,5kW, dengan satu buah generator tambahan.

4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan pada pabrik, yaitu pada boiler dan generator sebesar 6382,8986 L/jam. Bahan bakar yang digunakan adalah diesel oil. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

- Harganya relatif murah
- Mudah didapat
- Viscositasnya relatif lebih rendah sehingga mudah mengalami pengabutan
- Heating valuenya relatif tinggi
- Tidak menyebabkan kerusakan pada alat-alat

Dari tabel 9.9 dan fig. 9-9, Perry 6th ed, spesifikasi bahan bakar didapat :

- Flash point = 38°C (100°F)
- Pour point = -6°C (21,2°F)
- Densitas = 55 lb/ft³
- Heating value = 19000 Btu/lb

5. Pengolahan Limbah

Pada Pra Rencana Pabrik Phenol ini memiliki kepedulian terhadap lingkungan disekitarnya. Bentuk kepedulian tersebut antara lain diwujudkan melalui pemantauan analisa mengenai dampak lingkungan, menyusun rencana pengelolaan lingkungan dan rencana pemantauan lingkungan.

Limbah yang dihasilkan dari pabrik Phenol adalah :

- Limbah Gas.

Limbah gas dan pembakaran bahan bakar yang digunakan pada unit utilitas. Untuk mengatasinya, asap yang dihasilkan dilewatkan melalui sebuah cerobong yang cukup tinggi dan disemprot dengan air untuk menangkap abu dan gas yang berbahaya, sehingga tidak mengganggu lingkungan dan masyarakat sekitarnya.

- Limbah Cair

Limbah cair yang dihasilkan berupa cairan. Untuk penanganannya menggunakan beberapa tahap :

a. Pengolahan Pendahuluan (Pre Treatment)

Pada proses ini dilakukan pengambilan benda-benda terapung.

b. Pengolahan Pertama (Primary Treatment)

Pada tahap pengolahan ini bertujuan untuk mengendapkan padatan-padatan dan zat-zat yang terlarut yang tidak dapat mengendap secara grafitasi, dengan menambahkan zat kimia tertentu sebagai flokulan dan koagulan.

c. Pengolahan Kedua (Secondary Treatment)

Pengolahan kedua menggunakan proses biologis untuk mengurangi bahan-bahan organik melalui mikroorganisme yang ada didalamnya. Pada tahap ini juga dilakukan aerasi yang bertujuan untuk meningkatkan kandungan oksigen dalam limbah cair tersebut. Proses aerasi ini dilakukan hingga didapatkan nilai BOD, COD, dan DO yang memenuhi standard yang telah ditetapkan pemerintah.

d. Pengolahan Ketiga (Tertiary Treatment)

Pengolahan ketiga dilakukan untuk menetralkan pH limbah cair dan membunuh bakteri dengan cara menambahkan zat penetral dan desinfektan ke dalamnya. Dalam proses ini juga digunakan karbon aktif dan ion exchanger untuk menyerap ion-ion yang terlarut dalam limbah.





BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

9.1. Tata letak pabrik

Tata letak pabrik adalah suatu rencana dari pengaturan yang paling efektif dan fasilitas-fasilitas fisik dan tenaga kerja untuk menghasilkan produk. Tata letak pabrik meliputi perencanaan kebutuhan ruangan untuk semua aktivitas dalam suatu pabrik yang meliputi kantor, gudang, kamar dan semua fasilitas lain yang ada hubungannya dengan keseluruhan operasi proses dalam rangka menghasilkan produk.

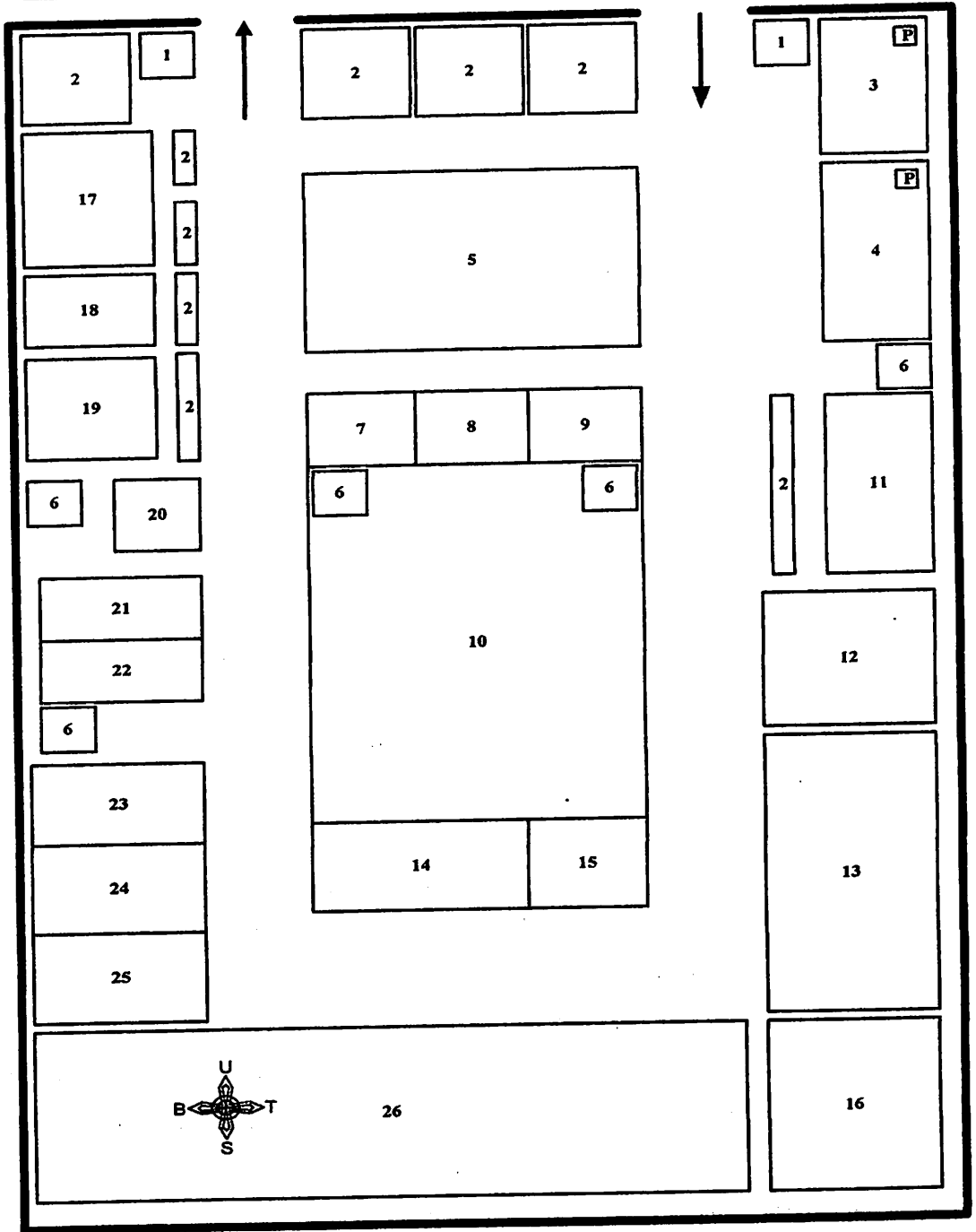
Tujuan utama perencanaan tata letak pabrik adalah untuk memperoleh laba maksimum dengan jalan pengaturan semua fasilitas pabrik untuk memanfaatkan yang sebesar-besarnya dari keseluruhan perangkat produk simeliputi, manusia, bahan mesin dan modal.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik fenol adalah sebagai berikut :

- Distribusi secara ekonomis dari kebutuhan sarana utilitas meliputi steam, air, listrik dan bahan bakar
- Kemungkinan perluasan pabrik dimasa depan
- Kemungkinan timbulnya bahaya-bahaya seperti kebakaran, ledakan, timbulnya gas atau asap dan lain-lainnya.
- Masalah penyaluran zat-zat buangan pabrik (waste disposal)
- Adanya ruang yang cukup untuk pergerakan pekerja dan pemindahan barang-barang
- Pondai, bangunan dan mesin-mesin
- Bentuk dan kerangka bangunan
- Perencanaan ruangan, ventilasi pendinginan ruangan dan fasilitas-fasilitas lain seperti menara pendingin, peralatan udara tekan, system pengolahan air limbah, peralatan tenaga listrik darurat, pemadam kebakaran

Tata letak pabrik dapat dibagi menjadi 2 bagian :

1. Tata letak bangunan
2. Tata letak peralatan



Gambar 9.2. Tata Letak Prarencana Pabrik Pembuatan Fenol

Keterangan :

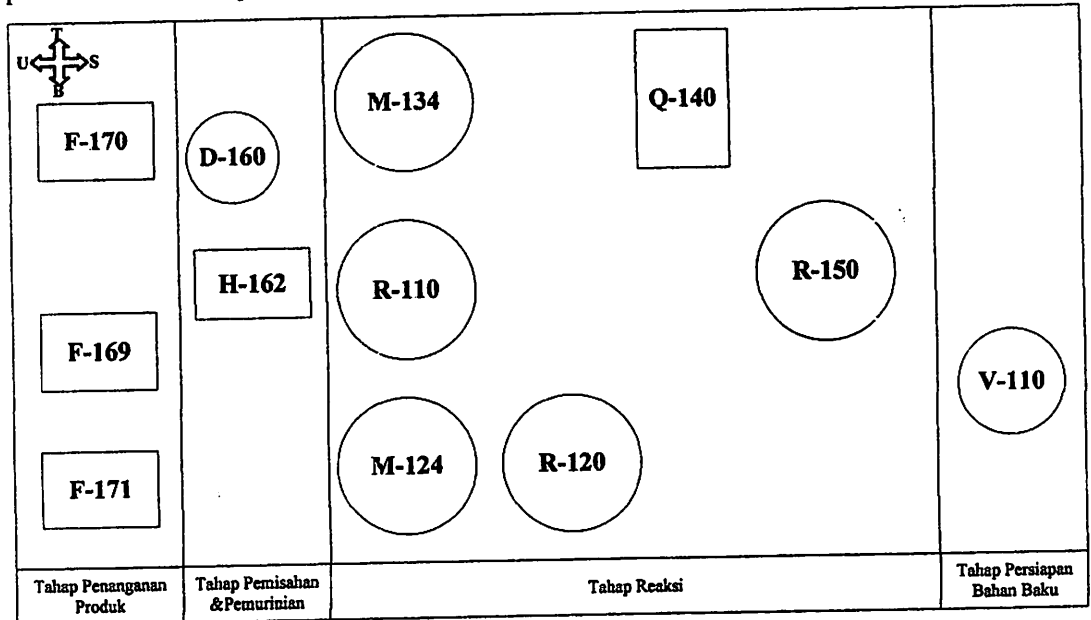
1. Pos keamanan/ penjagaan
2. Taman
3. Parkir tamu
4. Parkir karyawan
5. Kantor pusat
6. Toilet
7. Departemen produksi
8. Departemen teknik
9. Laboratorium dan pengendalian mutu
10. Area proses
11. Kantor penelitian dan pengembangan
12. Area bahan baku
13. Utilitas
14. Area produk
15. Ruang kontrol
16. Pengolahan limbah
17. Gedung serbaguna (aula)
18. Perpustakaan
19. Musholla
20. Koperasi
21. Kantin
22. Poliklinik
23. Pemadam kebakaran
24. Bengkel
25. Garasi
26. Area perluasan pabrik

9.2. Tata Letak Peralatan

Hal-hal yang harus diperhatikan dalam penentuan tata letak peralatan pabrik pembuatan fenol dari benzene dengan proses sulfonasi adalah:

- Letak ruangan yang cukup antara peralatan yang satu dengan yang lainnya, dengan tujuan untuk memudahkan pemeriksaan, perawatan dan menjamin keselamatan

- Diusahakan agar setiap alat tersusun berurutan menurut fungsinya masing-masing sehingga tidak menyulitkan dalam pengoperasian
 - Diusahakan agar dapat menimbulkan suasana kerja yang menyenangkan
- Tata letak drai peralatan yang ada pada pabrik pembuatan fenol dari benzene dengan proses sulfonasi dapat dilihat pada gambar 9.3.



Gambar 9.3. Tata Letak Peralatan Pabrik Pembuatan Fenol

Keterangan gambar :

- V – 110 : Vaporizer
 M – 134 : Mixer NaOH
 R – 110 : Sulfonator
 M– 124 : Mixer Na_2SO_3
 R – 120 : Reaktor Netralisasi
 Q – 140 : Furnace
 R – 150 : Acidifier
 H – 162 : Dekanter
 D – 160 : Destilasi
 F – 169 : Storage $\text{C}_6\text{H}_5\text{SO}_3\text{H}$
 F – 170 : Storage $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$
 F – 171 : Storage Na_2SO_3

9.3. Perkiraan Luas Pabrik

Perkiraan luas pabrik pembuatan fenol dari benzene dengan proses sulfonasi dapat dilihat secara rinci pada tabel 9.2.

Tabel 9.2. Perincian Luas Pabrik

No.	Lokasi	Ukuran (m)		Jumlah	Luas (m ²)
		p	l		
1	Pos keamanan/ penjagaan	5	5	2	50
2	Taman	10	10	5	500
3	Parkir tamu	15	10	1	150
4	Parkir karyawan	10	20	1	200
5	Kantor pusat	30	20	1	600
6	Toilet	2	1	5	10
7	Departemen produksi	10	8	1	80
8	Departemen teknik	10	8	1	80
9	Laboratorium dan pengendalian mutu	10	8	1	80
10	Area proses	30	40	1	1200
11	Kantor penelitian dan pengembangan	20	10	1	200
12	Area bahan baku	5	5	1	25
13	Utilitas	30	15	1	450
14	Area produk	10	20	1	200
15	Area produksamping	10	10	1	100
16	Ruang kontrol	10	10	1	100
17	Pengolahan limbah	20	15	1	300
18	Gedung serbaguna (aula)	12	15	1	180
19	Perpustakaan	8	12	1	96
20	Musholla	12	12	1	144
21	Koperasi	8	8	1	64
22	Kantin	8	15	1	120
23	Poliklinik	8	15	1	120
24	Pemadam kebakaran	10	15	1	150
25	Bengkel	10	15	1	150
26	Garasi	10	15	1	150



27	Area perluasan pabrik	20	65	1	1300
TOTAL				36	6799

Jadi pada Pra Rencana Pabrik Pembuatan Fenol dibutuhkan tanah seluas 6799 m².



BAB X

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

Suatu perusahaan biasanya memiliki suatu bentuk organisasi yang berfungsi sebagai bentuk hubungan yang memiliki sifat dinamis, dimana dapat menyesuaikan diri terhadap segala sesuatu perubahan, yang pada hakekatnya merupakan suatu bentuk yang dengan sadar diciptakan manusia untuk mencapai suatu tujuan tertentu.

Pada umumnya organisasi dibuat dalam suatu struktur yang merupakan gambaran secara skematis tentang hubungan antar departemen untuk mencapai suatu tujuan tertentu. Agar suatu pengelolaan perusahaan dapat menciptakan sasaran secara efektif dan hasil produksi yang besar, maka harus diperhitungkan elemen dasar yang diperlukan dalam suatu perusahaan sebagai alat pelaksanaan dalam mencapai tujuan tertentu. Elemen dasar itu terdiri dari:

- Manusia (*man*)
- Bahan (*material*)
- Mesin (*machine*)
- Metode (*method*)
- Uang (*money*)
- Pasar (*market*)

10.1. Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas

Lokasi pabrik : Desa Kalimati Kecamatan Jatibarang, Indramayu

Kapasitas produksi : 15.000 ton/tahun

Modal : Penanaman modal dalam negeri dan penanaman modal asing

Pabrik pembuatan fenolini merupakan perusahaan swasta nasional yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Bentuk ini digunakan dengan alasan:

1. Kedudukan atau wewenang antara pimpinan perusahaan dan para pemegang saham (pemilik) terpisah satu sama lain
2. Terbatasnya tanggung jawab para pemegang saham karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran perusahaan dipegang oleh pimpinan perusahaan dan

setiap pemegang saham hanya mungkin menderita kerugian sebesar jumlah yang ditanamkan pada PT yang bersangkutan

3. Kemungkinan terhimpunnya modal yang besar dan mudah, yaitu dengan membagi modal atas sejumlah saham-sahamnya. PT dapat menarik dari banyak orang
4. Kehidupan PT lebih terjamin karena tidak berpengaruh oleh berhentinya salah seorang pemegang saham, direktur dan karyawan. Ini berarti suatu PT mempunyai potensi hidup lebih permanen dari bentuk perusahaan lainnya
5. Adanya efisiensi dalam perusahaan. Tiap bagian dalam PT dipegang oleh orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Tiap orang atau tiap bagian mempunyai bagian dengan tugas yang jelas, sehingga ada dorongan untuk mengerjakan sebaik-baiknya.

10.2. Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi perusahaan ini adalah sistem garis dan staf, alasan pemakaian sistem ini adalah:

1. Umumnya digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus menerus dan berproduksi secara massal
2. Terdapat kesatuan pimpinan dan pemerintah, sehingga disiplin kerja lebih baik
3. Masing-masing kepala bagian/manajer secara langsung bertanggung jawab atas aktifitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan
4. Pimpinan tertinggi pabrik dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris
5. Anggota dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberikan nasihat dan saran kepada direktur

Disamping alasan tersebut, ada beberapa kebaikan yang dapat mendukung pemakaian sistem organisasi garis dan staf, yaitu:

1. Dapat digunakan oleh setiap organisasi besar, apapun tujuannya, betapapun luas tugas dan kompleks susunan organisasinya
2. Pengambilan keputusan yang sehat lebih mudah dapat diambil, karena adanya staf ahli
3. Perwujudan "the right man in the right place" lebih mudah dilaksanakan

10.3. Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab dalam Organisasi

1. Dewan Komisaris

Dewan komisaris ini bertindak sebagai wakil dari pemegang saham, dewan komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu oleh RUPS apabila mereka bertindak bertentangan dengan anggaran dasar atau kepentingan perseoan tersebut. Dewan komisaris dipilih dalam RUPS dari kalangan pemegang saham yang mempunyai saham terbanyak dari perseroan tersebut.

Adapun tugas dewan komisaris, yaitu:

- Mengawasi direktur utama agar tindakan tidak merugikan perusahaan
- Menetapkan kebijakan perusahaan
- Menyetujui atau menolak rencana yang diajukan oleh direktur utama
- Mengadakan evaluasi atau pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan
- Memberikan nasihat kepada direktur utama bila direktur utama ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan

2. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan yang bertanggung jawab pada dewan komisaris dan membawahi direktur teknik dan produksi serta direktur keuangan dan administrasi. Tugas dan wewenang direktur utama, yaitu:

- Bertanggung jawab pada dewan komisaris
- Menetapkan kebijaksanaan peraturan dan tata tertib, baik keluar maupun keluar perusahaan
- Mengkordinasikan kerjasama antara direktur teknik dan produksi dengan direktur keuangan dan administrasi
- Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan
- Bertanggung jawab ata kelancaran perusahaan

3. Penelitian dan Pengembangan (LITBANG)

Divisi LITBANG bersifat independent. Divisi ini bertanggung jawab langsung kepada direktur utama. Divisi ini bertugas mengembangkan secara kreatif dan inovatif segala aspek perusahaan terutama yang berkaitan dalam peningkatan kualitas produksi, sehingga mampu bersaing dengan produk

competitor. Penelitian dan pengembangan juga dapat berfungsi sebagai staf ahli yang mengontrol dan menanggulangi masalah yang timbul.

4. Direktur Teknik dan Produksi

Direktur teknik dan produksi bertanggung jawab kepada direktur utama dalam hal:

- Pengawasan produksi dan peralatan pabrik
- Merencanakan dan mengontrol semua kegiatan yang berkaitan dari mulai bahan baku hingga menghasilkan produk

5. Direktur Keuangan dan Administrasi

Tugas direktur dan administrasi berkaitan dengan kegiatan produksi tetapi sangat erat hubungannya dengan kegiatan pabrik, karena dalam perusahaan, direktur ini mengatur dan mengelola segala hal yang berkaitan dalam lingkungan eksternal perusahaan. Dengan membawahi:

- Pemasaran
- Keuangan
- Sumber Daya Manusia (SDM)
- Umum

Tugas utamanya adalah memajemen kegiatan perusahaan diluar kegiatan perusahaan.

6. Kepala Bagian

Tugas dan wewenang kepala bagian:

- Membantu direktur teknik dan produksi atau direktur keuangan dan administrasi dalam melaksanakan aktifitas pada bagian masing-masing.
- Memberikan pengawasan dan pengarahan terhadap seksi-seksi dibawahnya.
- Menyusun laporan hasil dari bagian masing-masing.
- Bertanggung jawab atas kerja bawahannya.

Kepala bagian terdiri dari:

a. Kepala bagian teknik

Kepala bagian teknik adalah kepala bagian yang bertanggungjawab atas semua kegiatan yang berhubungan erat dengan produksi. Dalam hal ini bukan produksi secara langsung, tetapi sebagai penunjang dalam proses produksinya.

Divisi yang dibawahinya:

- Divisi bengkel dan perawatan

Bertugas untuk merawat, memelihara dan mempersiapkan peralatan dan fasilitas yang digunakan untuk proses produksi serta memperbaiki peralatan yang rusak dan mempersiapkan suku cadangnya, agar peralatan tersebut dapat digunakan lagi dalam proses produksi.

- Divisi utilitas

Bertugas alam mempersiapkan listrik, baik berasal dari PLN maupun dari generator guna menunjang kelangsungan proses produksi serta mensupply aliran air yang digunakan selama proses produksi berlangsung.

b. Kepala bagian produksi

Kepala bagian produksi adalah kepala bagian yang bertanggung jawab diatas semua kegiatan produksi. Divisi yang dibawahinya:

- Divisi pengendalian mutu dan laboratorium

Bertugas mengawasi dan mengontrol kualitas produksi, agar produk yang diterima konsumen mempunyai kualitas yang sesuai dengan keinginan konsumen dan memiliki standar yang telah ditetapkan seperti divisi-divisi yang lainnya. Divisi yang tergabung dalam bagian produksi mempunyai tugas masing-masing bertanggung jawab langsung terhadap kepala bagian produksi.

- Divisi pengendalian proses

Bertugas dalam segala hal yang berkaitan dengan kegiatan produksi secara langsung. Dalam hal ini masih terbagi atas divisi-divisi kecil yang menangani secara khusus mengenai spesialisasi prosesnya, misalnya: divisi reaktor, divisi destilasi, dan sebagainya yang sesuai dengan proses produksinya.

- Divisi produksi

Bertugas merancang kebutuhan bahan baku, dan proses produksi yang efisien dan ekonomis. Dengan perencanaan yang baik akan dihasilkan produk yang baik pula.

- Divisi gudang

Bertugas pada pengepakan atau pengemasan produk jadi dan menimbun atau menyimpan dalam gudang serta merencanakan pengiriman produk keluar pabrik.

- c. Kepala bagian pemasaran

Kepala bagian pemasaran mempunyai tugas menentukan daerah pemasaran dan melakukan riset pasar serta menangani masalah promosi.

Kepala bagian pemasaran membawahi divisi-divisi sebagai berikut:

- Divisi market dan riset

Bertugas meneliti dan mengupayakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dengan tepat sehingga hasil produksi mempunyai harga jual yang terjangkau.

- Divisi penjualan

Bertugas menjual hasil produksi dengan harga jual yang telah ditetapkan, dan juga memiliki tugas mengatur pembelian bahan baku dan peralatan lainnya.

- Divisi promosi

Bertugas mengenalkan produk kepada konsumen-konsumen yang membutuhkan atau pabrik-pabrik lainnya yang menggunakan bahan baku fenol untuk keperluan produksi yang lain. Selain itu juga menarik minat konsumen untuk membeli.

- d. Kepala bagian keuangan

Kepala bagian keuangan bertugas untuk mengatur keuangan serta menangani penyediaan serta pembelian baik bahan baku maupun peralatan. Kepala bagian keuangan bertanggung jawab kepada direktur administrasi mengenai pengeluaran dan pemasukan keuangan. Kepala bagian keuangan membawahi divisi-divisi sebagai berikut:

- Divisi pembukuan dan keuangan

Divisi ini bertugas untuk menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan-persediaan kantor, pembukuan serta masalah-masalah perpajakan.

- Divisi penyediaan dan pembelian

Divisi ini bertugas untuk melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang diperlukan perusahaan.

e. Kepala bagian sumber daya manusia

Kepala bagian sumber daya manusia mempunyai tugas untuk merencanakan, mengelola dan memberdayakan sumber daya manusia, baik sumber daya manusia yang sudah ada maupun merekrut sumber daya manusia yang baru. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur administrasi. Selain itu kepala bagian sumber daya manusia juga mempunyai tugas untuk mengatur masalah karyawan, jenjang karir, dan masalah penempatan karyawan. Divisi-divisi yang dibawahinya meliputi:

- Divisi transportasi

Bertugas untuk mengatur transportasi karyawan, khususnya bagi karyawan wanita yang bekerja pada shift malam.

- Divisi ketenagakerjaan

Bertugas untuk mengatur semua kegiatan yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan, mulai dari mengatur tunjangan, menjamin kesehatan karyawan, pemberian cuti, JAMSOSTEK sampai mengatur pension karyawan.

- Divisi personalia

Divisi ini bertugas untuk mencari tenaga kerja baru apabila perusahaan membutuhkan tenaga kerja baru. Tugasnya mulai dari penyebaran iklan lowongan, pengadaan tes, pemilihan dan pelatihan tenaga baru serta membuat perjanjian kerja.

f. Kepala bagian umum

Kepala bagian ini mempunyai tugas yang berhubungan dengan lingkungan diluar perusahaan tetapi berkaitan dengan perusahaan. Divisi-divisi yang dibawahinya meliputi:

- Divisi humas

Divisi ini bertugas untuk mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di lingkungan perusahaan serta menerima dan menyeleksi mahasiswa yang akan melakukan Praktek Kerja Nyata (PKN).

- Divisi keamanan dan kebersihan
- Divisi ini bertugas untuk menjaga dan memelihara keamanan serta kebersihan, agar pabrik yang didirikan tidak mengganggu lingkungan sekitar.

10.4. Jadwal Jam Kerja

Pabrik direncanakan bekerja dan beroperasi selama 330 hari di dalam satu tahun selama 24 jam dalam sehari, sisa harinya digunakan untuk perbaikan dan perawatan peralatan proses produksi atau yang dikenal dengan istilah *shut down*. Sesuai dengan peraturan pemerintah dalam jumlah jam kerja untuk karyawan adalah 40 jam dalam satu minggu, yang dibedakan dalam dua bagian, yaitu:

1. Untuk pegawai non shift

Pegawai non shift ini termasuk karyawan yang tidak langsung menangani operasi pabrik, misalnya direktur, kepala departemen, kepala divisi, karyawan kantor / administrasi dan divisi-divisi di bawah tanggung jawab non teknik.

Ketentuan jam kerja adalah sebagai berikut :

- Senin-kamis : 08.00 – 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)
- Jum'at : 08.00 – 16.00 (istirahat 11.00 – 13.00)
- Sabtu : 08.00 – 12.00

2. Untuk pegawai shift

Pegawai shift termasuk karyawan yang secara langsung menangani proses operasi pabrik, misalnya kepala shift, operator, gudang, keamanan dan keselamatan kerja.

Ketentuan jam kerja adalah sebagai berikut :

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

Untuk menjaga kelancaran pelaksanaan jam kerja secara bergilir, maka karyawan dibagi menjadi 4 regu, yaitu A, B, C, dan D. Dengan 4 regu kerja dan 3 regu kerja (shift) maka 1 regu kerja merupakan regu pengganti (cadangan). Adapun penggantian shift baru regu dapat dilihat pada tabel 10.1 dibawah ini :

Tabel 10.1 Jadwal Kerja Karyawan Pabrik

Hari	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Regu A	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P

Regu B	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S
Regu C	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M
Regu D	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L

10.5. Penggolongan dan Tingkat pendidikan Karyawan

Penggolongan karyawan dan tingkat pendidikan dalam struktur organisasi pada pra rencana pabrik pembuatan fenol adalah:

1. Direktur utama : Sarjana teknik kimia
2. Direktur
 - a. Direktur teknik dan produksi : Sarjana teknik kimia
 - b. Direktur keuangan dan administrasi : Sarjana administrasi
3. Penelitian dan pengembangan : Sarjana kimia (MIPA), Teknik Kimia,
4. Kepala bagian
 - a. Bagian teknik : Sarjana teknik mesin
 - b. Bagian produksi : Sarjana teknik kimia
 - c. Bagian pemasaran : Sarjana ekonomi
 - d. Bagian keuangan : Sarjana ekonomi
 - e. Bagian sumber daya manusia : Sarjana psikologi industri
 - f. Bagian umum : Sarjana teknik industri
5. Kepala divisi
 - a. Divisi bengkel dan perawatan : Sarjana teknik mesin
 - b. Divisi utilitas : Sarjana teknik mesin
 - c. Divisi mutu dan laboratorium : Sarjana teknik kimia (MIPA)
 - d. Divisi pengendalian proses : Sarjana teknik kimia
 - e. Divisi produksi : Sarjana teknik kimia
 - f. Divisi gudang : Sarjana teknik kimia
 - g. Divisi market dan riset : Sarjana ekonomi
 - h. Divisi penjualan : Sarjana ekonomi
 - i. Divisi promosi : Diploma public relation dan promotion
 - j. Divisi pembukuan dan keuangan : Sarjana ekonomi
 - k. Divisi penyediaan dan pembelian : Sarjana ekonomi
 - l. Divisi transportasi : Sarjana/Diploma teknik mesin
 - m. Divisi ketenagakerjaan : Sarjana teknik industri

- n. Divisi personalia : Sarjana hukum dan psikologi
- o. Divisi humas : Diploma public relation dan promotion
- p. Divisi keamanan dan kebersihan : Diploma/SMU/SMK
- q. Karyawan : Diploma/SMU/SMK

10.6. Perencanaan Jumlah Karyawan

Perhitungan jumlah tenaga kerja operasional didasarkan pembagian proses yang dilakukan. Pada Pabrik Fenol, proses yang dilakukan terbagi dalam beberapa tahap, yaitu:

- a. Proses utama
 1. Penyiapan bahan baku
 2. Tahap proses
 3. Tahap pemisahan dan pemurnian
 4. Tahap penanganan produk
- b. Tahap tambahan atau pembantu
 1. Laboratorium
 2. Utilitas, terdiri dari pengolahan air, boiler, listrik, dan pengolahan limbah
 3. Pemeliharaan
 4. Bengkel

Sehingga proses keseluruhan yang membutuhkan tenaga kerja operasional ada 8 tahapan proses. Dari *Vilbrant & Dryen*, Gambar 6.35 hal 235, diperoleh jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk kapasitas produksi 15.000 ton/tahun dan beroperasi 330 hari/tahun yaitu :

Step dalam proses = 7 tahap

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi (P)} &= (5.000 \text{ ton/th}) / (300 \text{ hari/tahun}) \\ &= 16,67 \text{ ton/hari.} \end{aligned}$$

Berdasarkan *Vilbrant, fig. 6.35, hal. 235*, didapatkan :

$$M = 15,2 (P)^{0,25} \text{ untuk } \textit{average conditions}$$

$$M = 15,2 \times (16,67)^{0,25}$$

$$M = 30,71 \text{ (orang jam/hari. Tahapan proses)}$$

Karena jumlah proses keseluruhan terbagi dalam 7 tahap, maka :

$$\begin{aligned} \text{Karyawan proses} &= 30,71 \text{ orang jam/hari.tahapan} \times 7 \text{ tahap} \\ &= 215 \text{ orang.jam/hari} \end{aligned}$$

Karena satu hari terdapat 3 shift kerja, maka :

$$\text{Karyawan Proses} = \frac{215 \text{ orang jam/hari}}{3 \text{ shift/hari}} = 72 \text{ orang jam/shift}$$

Karena setiap karyawan shift bekerja selama 8 jam / hari, maka :

$$\text{Karyawan proses} = \frac{72 \text{ orang.jam / shift}}{8 \text{ jam/hari}} = 8,95 \approx 9 \text{ orang hari/shift}$$

Karena karyawan shift terdiri atas 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu libur, maka :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah karyawan proses keseluruhan} &= 9 \text{ orang hari/shift} \times 4 \text{ regu} \\ &= 36 \text{ orang setiap hari (untuk 4 regu).} \end{aligned}$$

Jumlah karyawan dan staf = 81 orang

Jadi jumlah karyawan total yang diperlukan pada pabrik Fenol adalah 81+36 orang.

Perincian kebutuhan tenaga kerja dapat dilihat pada tabel 10.3.

10.7. Sistem Pengupahan Karyawan

Pada pabrik ini, sistem pengupahan berbeda-beda tergantung pada status karyawan dan tingkat pendidikan, serta besar kecilnya kedudukan, tanggung jawab dan keahliannya. Menurut status karyawan pabrik, dapat dibagi menjadi tiga golongan, dengan didasarkan atas kebutuhan dan perbedaan status ini, maka sistem pengupahan pada pabrik ini adalah:

1. Upah bulanan

Upah bulanan diberikan kepada karyawan tetapi besarnya berbeda-beda untuk setiap karyawan dan diberikan pada akhir bulan.

2. Upah mingguan

Upah harian diberikan kepada karyawan harian tetapi yang besarnya berbeda-beda untuk setiap karyawan dan diberikan pada setiap akhir pekan.

3. Upah borongan

Upah borongan diberikan kepada karyawan harian lepas atau karyawan borongan yang besarnya tidak tetap, tergantung pada macam pekerjaan yang dilakukan dan diberikan setelah pekerjaan itu selesai.

Tabel 10.3 Daftar Upah (Gaji) Karyawan

E. Gaji Pegawai

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp)	
			Per orang	Total
1	Direktur Utama	1	12.000.000	12.000.000

2	Direktur Teknik dan Produksi	1	9.000.000	9.000.000
3	Direktur Keuangan dan Adm.	1	8.000.000	8.000.000
4	Staf Litbang	2	3.500.000	7.000.000
5	Kepala Bagian Produksi	1	6.000.000	6.000.000
6	Kepala Bagian Teknik	1	5.000.000	5.000.000
7	Kepala Bagian Umum	1	5.000.000	5.000.000
8	Kepala Bagian Keuangan	1	5.000.000	5.000.000
9	Kepala Bagian Pemasaran	1	5.000.000	5.000.000
10	Kepala Seksi Proses	1	4.000.000	4.000.000
11	Kepala Seksi Laboratorium	1	3.500.000	3.500.000
12	Kepala Seksi Bahan Baku	1	3.500.000	3.500.000
13	Kepala Seksi Utilitas	1	3.500.000	3.500.000
14	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	3.000.000	3.000.000
15	Kepala Seksi Personalia (SDM)	1	3.000.000	3.000.000
16	Kepala Seksi Keamanan	1	2.500.000	2.500.000
17	Kepala Seksi Pengelolaan Limbah	1	3.000.000	3.000.000
18	Kepala Seksi Pembukuan	1	3.000.000	3.000.000
19	Kepala Seksi Keuangan	1	3.000.000	3.000.000
20	Kepala Seksi Penjualan	1	3.000.000	3.000.000
21	Kepala Seksi Gudang	1	3.000.000	3.000.000
22	Kepala Seksi Iklan dan Promosi	1	3.000.000	3.000.000
23	Karyawan Devisi Proses	36	1.720.000	61.920.000
24	Karyawan Devisi QC	3	1.720.000	5.160.000
25	Karyawan Devisi bahan baku	5	1.720.000	8.600.000
26	Karyawan Devisi Utilitas	7	1.720.000	12.040.000
27	Staf Devisi Bengkel & Perawatan	3	1.500.000	4.500.000
28	Karyawan Devisi Personalia	2	1.720.000	3.440.000
29	Karyawan Devisi Keamanan	5	1.500.000	7.500.000
30	Karyawan Devisi Administrasi	2	1.720.000	3.440.000
31	Karyawan Devisi Pembukuan	3	1.720.000	5.160.000
32	Karyawan Devisi Keuangan	5	1.720.000	8.600.000
33	Karyawan Devisi Penjualan	3	1.720.000	5.160.000
34	Karyawan Devisi Gudang	3	1.720.000	5.160.000
35	Karyawan Devisi Kesehatan	2	1.720.000	3.440.000
36	Karyawan Devisi Kebersihan	2	1.500.000	3.000.000
37	Sopir	5	1.500.000	7.500.000
38	Sekertaris	3	1.720.000	5.160.000
39	Karyawan pemadam Kebakaran	3	1.500.000	4.500.000
40	Dokter	2	2.500.000	5.000.000
Jumlah		117	Total	287.280.000

10.8. Jaminan Sosial

Selain mendapatkan gaji tetap setiap bulan, para karyawan juga menerima tunjangan atau jaminan sosial yang lain yang diberikan oleh perusahaan, sehingga kesejahteraan akan lebih terjamin dan diharapkan akan bekerja lebih giat.

Tunjangan/jaminan sosial tersebut, meliputi:

1. Tunjangan tahunan

Dalam setahun sekali, karyawan mendapat tunjangan sebesar gaji setiap bulan.

2. Insentif atau bonus

Insentif atau bonus yang diberikan tergantung pada keuntungan diakhir tahun dimana jumlah insentif tersebut tergantung pada jabatan dan golongan.

3. Perumahan

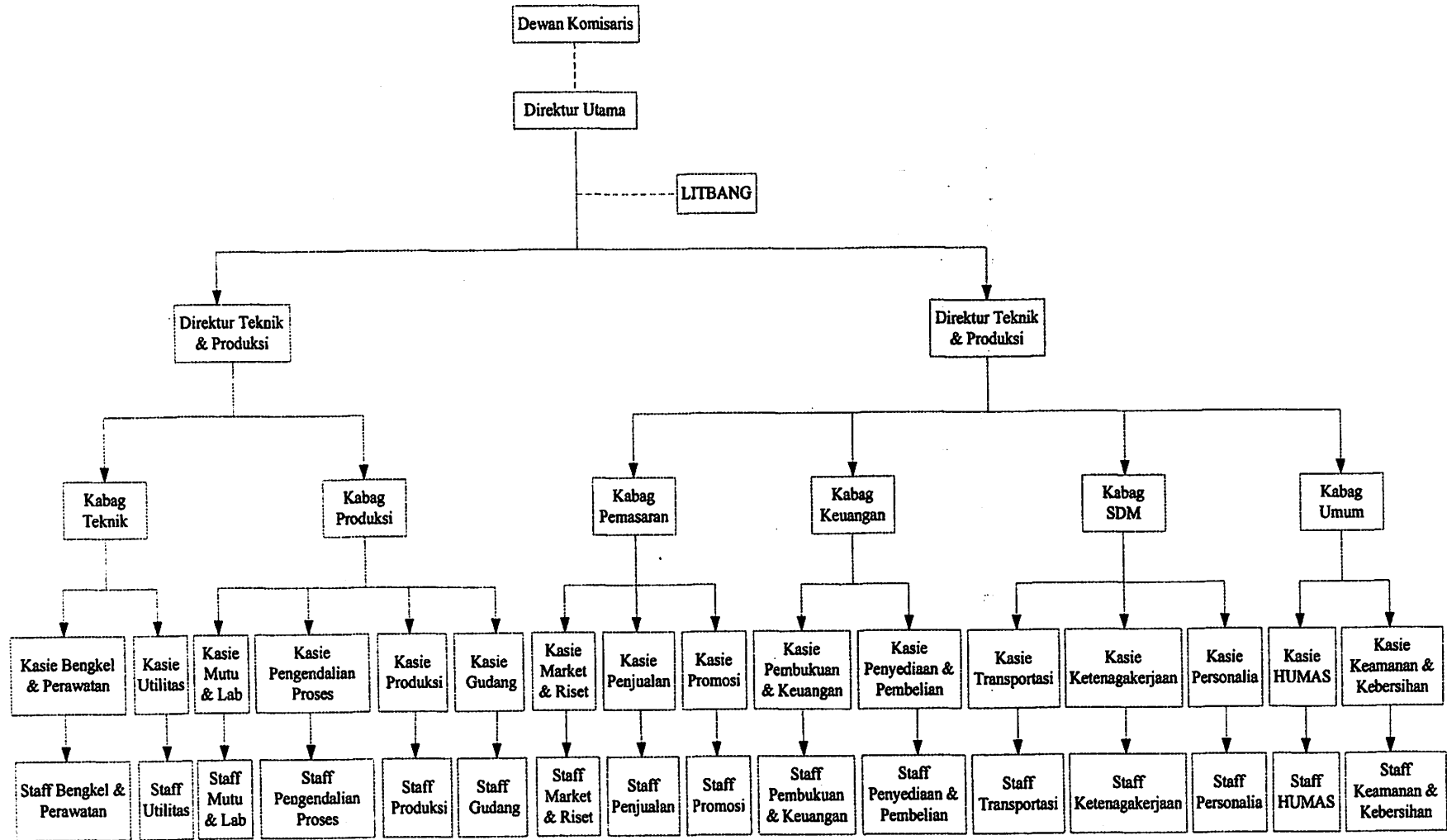
Perumahan diberikan terutama bagi karyawan yang menduduki jabatan penting, mulai dari direksi sampai kepala seksi.

4. Kesehatan

Untuk keperluan ini, perusahaan menyediakan poliklinik, yaitu untuk pengobatan para karyawan yang menderita sakit atau kecelakaan kerja dan biaya ditanggung oleh perusahaan.

5. Cuti

- Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan ijinnya.
- Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter.
- Cuti hamil selama 3 bulan bagi tenaga kerja wanita.
- Cuti untuk keperluan dinas dan perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan.



Gambar 10.1. Struktur Organisasi Pra Rencana Pabrik Pembuatan Fenol

BAB XI ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan suatu cara untuk mengetahui apakah pabrik tersebut layak didirikan atau tidak nya. Oleh karena itu ada beberapa evaluasi dan faktor pertimbangan sebagai berikut:

A. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

a. Biaya Langsung (DC)

1	Harga peralatan	E	=	Rp.	21.851.717.213,99
2	Instrument dan alat kontrol	10%	E	=	Rp. 2.185.171.721,40
3	Isolasi	8%	E	=	Rp. 1.748.137.377,12
4	Perpipaan terpasang	15%	E	=	Rp. 3.277.757.582,10
5	Listrik terpasang	8%	E	=	Rp. 1.748.137.377,12
6	Harga FOB 1-5	F	=	Rp.	30.810.921.271,73
7	Ongkos angkutan kapal laut	10%	F	=	Rp. 3.081.092.127,17
8	Harga C dan F, jumlah 6-7	G	=	Rp.	33.892.013.398,91
9	Biaya asuransi	1%	G	=	Rp. 338.920.133,99
10	Harga CIF, jumlah 8-9	H	=	Rp.	34.230.933.532,89
11	Biaya angkut barang ke plant	12%	H	=	Rp. 4.107.712.023,95
12	Pemasangan alat	15%	E	=	Rp. 3.277.757.582,10
13	Bangunan pabrik	15%	E	=	Rp. 3.277.757.582,10
14	Service vacilities	25%	E	=	Rp. 5.462.929.303,50
15	Tanah	4%	E	=	Rp. 874.068.688,56
16	Biaya langsung (DC)		=	Rp.	51.231.158.713,10

b. Biaya Tak Langsung (IC)

17	Engineering dan Supervisi	10%	DC	=	Rp. 5.123.115.871,31
18	Konstruksi	10%	DC	=	Rp. 5.123.115.871,31
	Total Modal Tak Langsung (IC)			=	Rp. 10.246.231.742,62

c. Fixed Capital Investment (FCI)

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\
 &= 51.231.158.713,10 + 10.246.231.742,62 \\
 &= \text{Rp. } 61.477.390.455,72
 \end{aligned}$$

d. Working Capital Investment (WCI)

$$\begin{aligned} \text{WCI} &= 15\% \times \text{FCI} \\ &= 15\% \times \text{Rp. } 61.477.390.456 \\ &= \text{Rp. } 9.221.608.568,4 \end{aligned}$$

e. Total Capital Investment (TCI)

$$\begin{aligned} \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\ &= 61.477.390.456 + 9.221.608.568 \\ &= \text{Rp. } 70.698.999.024 \end{aligned}$$

f. Modal Perusahaan

$$\begin{aligned} \text{Modal sendiri (MS)} \quad 60\% \text{ TCI} &= \text{Rp. } 42.419.399.414,45 \\ \text{Modal pinjaman (MP)} \quad 40\% \text{ TCI} &= \text{Rp. } 28.279.599.609,63 \end{aligned}$$

B. Penentuan Total Product Cost (TPC)

a. Biaya Produksi Langsung (Direct Production Cost/DPC)

- Bahan Baku		=	296.963.755.200
- Tenaga Kerja	TK	=	287.280.000
- Supervisi	10% TK	=	28.728.000
- Utilitas		=	10,0% TPC
- Pemeliharaan dan perbaikan (PP)	5% FCI	=	3.073.869.523
- Penyediaan operasi	10% PP	=	6.147.739.046
- Laboratorium	10% PP	=	6.147.739.046
- Patent dan Royalti	1% TPC	=	1% TPC
Biaya Produksi Langsung		=	312.649.110.814 + 11% TPC

b. Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)

- Depresiasi alat	10% FCI	=	6.147.739.046
- Depresiasi bangunan	3% FCI	=	1.844.321.714
- Pajak kekayaan	12% FCI	=	7.377.286.855
- Asuransi	0,6% FCI	=	368.864.343
- Bunga bank	12% MP	=	3.393.551.953
Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)		=	19.131.763.910

c. Biaya Overhead Pabrik

$$\text{Biaya Overhead } 40\% \text{ TK} + \text{PP} = 3.188.781.523$$

d. Biaya pengeluaran Pengeluaran Umum (General Expences/GE)

- Biaya Administrasi	10% PP	=	614.773.905
- Biaya distribusi dan pemasaran	5% TPC	=	5% TPC

- Biaya LITBANG $5\% \text{ TPC} = 5\% \text{ TPC}$
 Biaya Pengeluaran Umum (GE) = 614.773.904,6 + 10% TPC
- e. Biaya Produksi Total (TPC)
 $\text{TPC} = \text{DPC} + \text{FC} + \text{Biaya Overhead} + \text{GE}$
 $= 335.584.430.151 + 21\% \text{ TPC}$
 $\text{TPC} = \text{Rp. } 377.061.157.473$
- Maka, $\text{DPC} = \text{Rp. } 312.649.110.814 + 11\% \text{ TPC}$
 $= \text{Rp. } 315.807.182.640$
 $\text{GE} = \text{Rp. } 614.773.905 + 10\% \text{ TPC}$
 $= \text{Rp. } 683.082.116$

ANALISA PROFITABILITAS

Sesuai dengan Undang-Undang Pajak Penghasilan tahun 1984 (UU no. 7/1983) dan Undang-undang ketentuan umum dan tata cara perpajakan (UU no.6/1983) :

- 15% untuk laba sampai Rp. 25.000.000,-
- 25% untuk laba sampai Rp. 50.000.000,-
- 40% untuk laba sampai > Rp. 50.000.000,-

1. Laba Perusahaan

Laba Perusahaan, yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

Total penjualan pertahun = Rp. 411.749.514.000

Laba kotor = Harga Jual - Biaya Produksi

= Rp. 411.749.514.000 - Rp. 377.061.157.473,25

= Rp. 34.688.356.527

Pajak penghasilan = 40% x Laba kotor

= 40% x 34.688.356.527

= 13.875.342.611

Laba Bersih = Laba kotor x (1 - % pajak)

= Rp. 34.688.356.527 x | 1 - 0,4 |

= Rp. 20.813.013.916,05

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A) :

$C_A = \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat}$

= Rp. 20.813.013.916,05 + Rp. 6.147.739.045,57

= Rp. 26.960.752.961,62

2. Laju Pengembalian Modal (ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned} \text{ROI}_{\text{BT}} &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{34.688.356.527}{70.698.999.024} \times 100\% \\ &= 49\% \end{aligned}$$

b. ROI setelah pajak

$$\begin{aligned} \text{ROI}_{\text{AT}} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{20.813.013.916}{70.698.999.024} \times 100\% \\ &= 29,439\% \text{ dari modal investasi} \end{aligned}$$

3. Lama Pengembalian Modal (POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan / waktu yang diperlukan untuk pengembalian modal investasi.

$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= \frac{70.698.999.024}{20.813.013.916} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 3,4 \text{ tahun} \end{aligned}$$

4. Break Event Point (BEP)

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

a. Biaya Tetap (FC)

$$\text{FC} = \text{Rp. } 19.131.763.909,8$$

b. Biaya Variabel (VC)

$$\text{Bahan Baku pertahun} = \text{Rp. } 296.963.755.200$$

$$\text{Biaya Utilitas pertahun} = \text{Rp. } 37.706.115.747$$

Total Biaya Variabel (VC)	= Rp.	334.669.870.947
c. Biaya Semi Variabel (SVC)		
Biaya Umum (GE)	= Rp.	683.082.116
Biaya Overhead	= Rp.	3.188.781.523
Penyediaan operasi	= Rp.	6.147.739.046
Biaya laboratorium	= Rp.	6.147.739.046
Gaji karyawan langsung	= Rp.	287.280.000
Supervisi	= Rp.	28.728.000
Perawatan dan Pemeliharaan	= Rp.	3.073.869.523
Royalti	= Rp.	3.770.611.575
Total Biaya Semi Variable (SVC)	= Rp.	23.327.830.828

d. Harga Penjualan (S)

$$S = 411.749.514.000$$

maka,

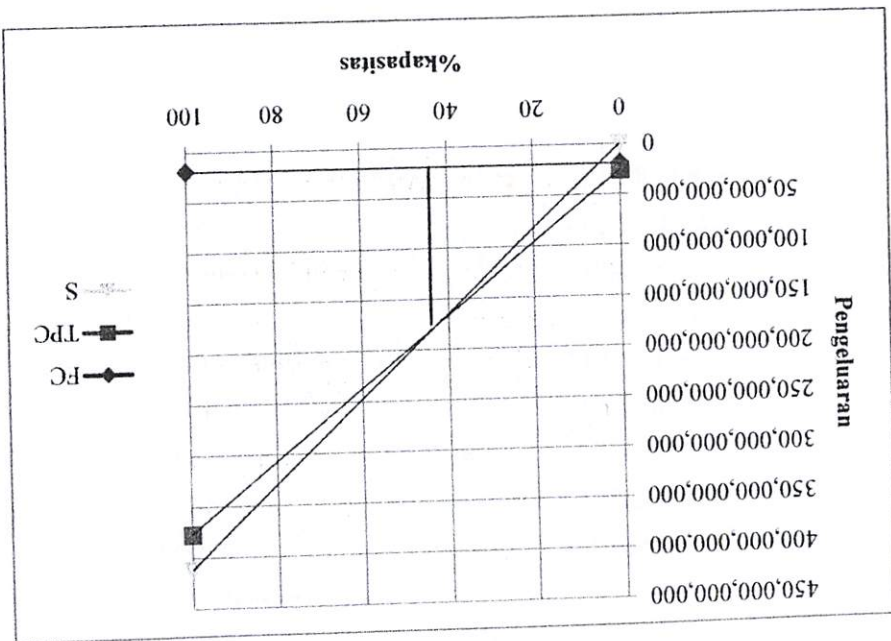
$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\ &= 43,0124\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Titik BEP terjadi pada} &= 43\% \times 411.749.514.000 \\ &= 177.103.420.512,50 \end{aligned}$$

Gambar

Nilai BEP untuk Pabrik fenol berada diantara nilai 30-60% sehingga nilai BEP diatas memadai.

	0	100
FC	19.131.763.910	19.131.763.910
TPC	26.130.113.158	377.061.157.473
S	0	411.749.514.000



BAB XII

KESIMPULAN

Dari hasil perhitungan pra rencana pabrik fenol dapat disimpulkan bahwa renacana pendirian pabrik ini cukup menguntungkan dengan memperhitungkan beberapa aspek antara lain:

a. Lokasi

- Bahan baku juga dipasok dari PT Pertamina Balongan
- Tersedianya air sungai yang cukup sehingga memudahkan pengadaan pengolahan air untuk utilitas.
- Penyediaan sumber tenaga listrik yang cukup.

b. Aspek sosial

Pendirian pabrik fenol ini bila ditinjau dari aspek social dinilai menguntungkan karena;

- Dapat menciptakan lapangan kerja
- Memberikan kesempatan kepada penduduk untuk mendapatkan penghasilan yang lebih baik dari sebelumnya

a. Aspek ekonomi

- Di Indonesia kebutuhan fenol semakin meningkat.
- Dapat mengurangi impor fenol

Hasil analisa studi kelayakan ekonomi pabrik adalah:

- TCI : Rp. 70.698.999.024
- POT : 3,4 tahun
- ROI_{AT} : 29,4 %
- ROI_{BT} : 49
- BEP : 43,01 %
- IRR : 28,17 %

b. Aspek pemasaran

Di Indonesia kebutuhan fenol semakin meningkat, baik didalam negeri maupun luar negeri



DAFTAR PUSTAKA

1. Fessenden, "*Dasar-dasar Kimia Organik*", 1997
 2. Biro Pusat Statistik, Surabaya
 3. Kirk R.F and Othmer D.F, "*Encyclopedya Of Chemical Technology*", Vol 4, 3rd edition, John Willey and Sons Inc, New York, 1954.
 4. <http://en.wikipedia.org/wiki/feno15>
 5. <http://MSDS Science Lab.com>
 6. Keyes, "*Industrial Chemicals*", 4th edition, John Willey and Sons Inc, New York, 1975.
 7. Perry, Robert H, "*Perry's Chemical Engineering Handbook*", 7th Edition, McGraw Hill Company, New York, USA, 1998.
 8. Brownell E. Lloyd, "*Process Equipment Design*", John Willey and Sons Inc, New Delhi, India, 1959.
 9. Geankoplis, Christie, "*Transport Processes and Unit Operations*", 3rd Edition, Prentice Hall Inc. New Delhi, India, 1997.
 10. Kern D.Q, "*Process Heat Transfer*", 2nd Edition, McGraw-Hill Inc, Singapore, 1988.
 11. Mc Cabe Warren, Smith Julian, Harriot Peter, "*Operasi Teknik Kimia*", Jilid I, PT. Gelora Aksara Pratama, Jakarta, Indonesia, 1994.
 12. Mc Cabe Warren, Smith Julian, Harriot Peter, "*Operasi Teknik Kimia*", Jilid II, PT. Gelora Aksara Pratama, Jakarta, Indonesia, 1994.
 13. Perry, Robert H, "*Perry's Chemical Engineering Handbook*", 6th Edition, McGraw Hill Company, New York, USA, 1998.
 14. Peter S. and Timmerhause, "*Plant Design and Economic for Chemical Engineering*", 4th edition, McGraw-Hill, Singapore, 1991.
 15. Smith, J.M, and Van Ness H.C, "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*", 2nd Edition, McGraw-Hill Book Company, New York, 1959.
 16. Ulrich D. Gael, "*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*", John Willey and Sons Inc, New York, USA, 1984.
- Wiley and Dryden, "*Chemical Engineering Plant Design*", 4th Edition, McGraw-Hill Book Company, New York, USA, 1959.

