

**PRARANCANGAN PABRIK FENOL DARI KLOROBENZENE DAN
NaOH DENGAN KATALIS ZEOLIT KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN**

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



Oleh:

Nama : Armanizar Adji Gumilang

Nama : Genova Vrahda Mouxa P

NIM : 17521086

NIM : 17521137

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

2023

HALAMAN PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

**PRA RANCANGAN PABRIK FENOL DARI KLOBENZEN DAN NAOH
DENGAN KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Armanizar Adji Gumilang

Nama : Genova Vrahda Mouxa Pratama

NIM : 17521086

NIM : 17521137

Yogyakarta, 25 Januari 2023

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

Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Armanizar Adji Gumilang



Genova Vrahda Mouxa Pratama

HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRA RANCANGAN PABRIK FENOL DARI KLOROBENZEN DAN
NAOH DENGAN KAPASITAS 40.000 TON/ TAHUN**

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Oleh:

Nama : Armanizar Adji Gumilang

Nama : Genova Vrahda M.P

NIM : 17521086

NIM : 17521137

Yogyakarta, 25 Januari 2023

Pembimbing I

Pembimbing II

 26/01/23

Dra. Kamariah M.S.



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

HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK FENOL DARI KLOBENZEN DAN NAOH DENGAN KAPASITAS 40.000 TON/ TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh:

Nama : Armanizar Adji Gumilang

NIM : 17521086

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

Yogyakarta, 16 Maret 2023

Tim Penguji

Ketua penguji
Dra. Kamariah M.S.

27/04/'23

(.....)

Anggota Penguji I
Lucky Wahyu Nuzulia Setyaningsih, S.T., M.Eng.



Anggota Penguji II
Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.



Mengetahui

Ketua program studi teknik kimia
Fakultas teknologi industri
Universitas islam Indonesia



Cholila Tamzysi, S.T., M.Eng.

KATA PENGANTAR



Assalamualaikum warrohmatullahi wabarokatuh

Puji dan syukur alhamdulillah penulis panjatkan kehadiran Tuhan Yang Maha Esa karena berkat rahmat, hidayah dan karuniaNya penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir Perancangan Pabrik yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Fenol dari Klorobenzene dan NaOH dengan kapasitas 40.000 Ton/Tahun”

Tugas Akhir Perancangan Pabrik ini merupakan serangkaian tugas yang harus dilaksanakan oleh setiap mahasiswa sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulis menyadari bahwa selama Penyusunan Tugas Akhir ini tidak lepas dari bantuan dan dukungan dari berbagai pihak. Maka dalam kesempatan ini, Penulis ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Kedua orangtua dan segenap keluarga yang selalu mendukung dan mendoakan selama mengenyam Pendidikan S1 Teknik Kimia di kampus ini dan dalam penyusunan Tugas Akhir, sehingga Tugas Akhir ini dapat selesai dengan baik.
2. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Prodi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia Yogyakarta.
3. Ibu Dra. Kamariah M.S. selaku Dosen pembimbing I Tugas Akhir Prodi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia Yogyakarta yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan

Tugas Akhir ini.

4. Ibu Dr. Diana S.T.,M.Sc. selaku Dosen pembimbing II Tugas Akhir Prodi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia Yogyakarta yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
5. Teman-teman sesama Jurusan Teknik Kimia UII 2017 Khususnya Reski serta Serta semua pihak lainnya yang tidak bisa disebutkan penulis satu persatu yang telah memberikan dukungan spiritual maupun moril.

Penulis menyadari bahwa Tugas Akhir ini masih jauh dari sempurna dan masih banyak kekurangan, oleh karena itu kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan penulis. Akhir kata semoga Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, Aamiin.

Wassalamu'alaikum Wr., Wb.

DAFTAR ISI

HALAMAN PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	i
HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI	iii
KATA PENGANTAR.....	iii
DAFTAR ISI.....	vi
DAFTAR TABEL	ix
DAFTAR GAMBAR	xi
ABSTRAK.....	xii
ABSTRACT.....	xiii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik.....	1
1.2 Kapasitas Perancangan	2
1.3 Tinjauan Pustaka	11
1.3.1 Pembuatan Fenol dari Klorobenzene dan NaOH	11
1.3.2 Pembuatan Fenol dari Cumene	12
1.3.3 Pembuatan fenol dengan sulfonasi benzena.....	13
1.3.4 Pembuatan Fenol dari Oksiklorinasi Benzena (Proses Raschig)	14
BAB II PERANCANGAN PRODUK	16
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	16
2.2 Pengendalian Kualitas.....	17
2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku dan Produk	17
2.2.2 Pengendalian Proses Produksi.....	18
2.2.3 Pengendalian Kuantitas.....	20
BAB III PERANCANGAN PROSES	21
3.1 Uraian Proses.....	21
3.2 Spesifikasi Alat.....	23
3.2.1 Tangki Penyimpanan Klorobenzena (T-01).....	23
3.2.2 Tangki Penyimpanan NaOH (T-02)	24

3.2.3	Tangki Penyimpanan HCl (T-03)	24
3.2.4	Mixer (M-01)	25
3.2.5	Mixer (M-02)	26
3.2.6	Vaporizer (V-01)	27
3.2.7	Separator (S-01)	28
3.2.8	Reaktor (R-01)	28
3.2.9	Reaktor (R-02)	29
3.2.10	Dekanter (D-01)	30
3.2.11	Evaporator	31
3.2.12	Kristalizer	31
3.2.13	Rotary Dryer	32
3.2.14	Screw Conveyor 01	33
3.2.15	Screw Conveyor 02	33
3.2.16	Silo C ₆ H ₅ OH (S-101)	34
3.2.17	Cooler	35
3.2.18	Heater -02	36
3.2.19	Pompa	37
3.3	Perencanaan Produksi	39
BAB IV PERANCANGAN PABRIK		41
4.1	Lokasi Pabrik	41
4.1.1	Faktor Primer	42
4.1.2	Faktor Sekunder	44
4.2	Tata Letak Pabrik	45
4.3	Tata Letak Alat Proses	49
4.3.1	Aliran Bahan Baku dan Produk	49
4.3.2	Aliran Udara	49
4.3.3	Pencahayaan	50
4.3.4	Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan	50
4.3.5	Pertimbangan Ekonomi	50
4.3.6	Jarak Antar Alat Proses	50
4.4	Alir Proses dan Material	51

4.4.1	Neraca Massa Total	51
4.4.2	Neraca Massa per Alat	52
4.4.3	Neraca Panas Total	55
4.4.4	Neraca Panas Tiap Alat.....	55
4.5	Diagram Alir	60
4.6	Perawatan (maintenance)	62
4.7	Utilitas.....	63
4.7.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System) 63	
4.7.2	Unit Penyediaan Udara Instrument (Instrument Air System)	67
4.7.3	Unit Pembangkit dan Pendistribusian Listrik.....	67
4.8	Organisasi Perusahaan	68
4.8.1	Bentuk Perusahaan.....	68
4.8.2	Struktur Organisasi	70
4.8.3	Tugas dan Wewenang.....	72
4.8.4	Jabatan dan Keahlian	77
4.8.5	Jumlah Karyawan	79
4.8.6	Pembagian Jam Kerja	81
4.8.7	Catatan	83
4.8.8	Sistem Gaji Karyawan	84
4.8.9	Fasilitas Karyawan	86
4.9	Evaluasi Ekonomi	88
4.9.1	Penaksiran Harga Alat	90
4.9.2	Dasar Perhitungan.....	92
4.9.3	Perhitungan Biaya.....	93
BAB V PENUTUP.....		104
5.1	Kesimpulan	104
5.2	Saran	105
DAFTAR PUSTAKA.....		106
LAMPIRAN A.....		108

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Fenol di Indonesia pada tahun 2014-2020	3
Tabel 1.2 Daftar Nama Perusahaan Fenol di Indonesia.....	4
Tabel 1.3 Data Ekspor Fenol di Indonesia tahun 2014-2020	5
Tabel 1.4 Konsumsi Fenol untuk Produk Resin Fenol di Indonesia	7
Tabel 1.5 Konsumsi Fenol untuk Produk Anilin Fenol di Indonesia	8
Tabel 1.6 Konsumsi Fenol untuk Produk Bisphenol-A Fenol di Indonesia	8
Tabel 1.7 Data Import Beberapa Negara di Asean tahun 2017-2020	10
Tabel 1.8 Perbandingan Keempat Proses Pembuatan Fenol.....	14
Tabel 2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	16
Tabel 3.1 Spesifikasi Pompa	37
Tabel 3.2 Spesifikasi Pompa	38
Tabel 4.1 Rincian Luas Area Pabrik Fenol Kapasitas 40.000 ton/tahun	48
Tabel 4.2 Neraca Massa Total.....	51
Tabel 4.3 Neraca Massa Mixer 1.....	52
Tabel 4.4 Neraca Massa Mixer 2.....	52
Tabel 4.5 Neraca Massa Reaktor.....	52
Tabel 4.6 Neraca Massa Netralizer.....	53
Tabel 4.7 Neraca Massa Dekanter.....	53
Tabel 4.8 Neraca Massa Evaporator.....	53
Tabel 4.9 Neraca Massa Kristalizer.....	54
Tabel 4.10 Neraca Massa Rotary Dryer.....	54
Tabel 4.11 Neraca Panas Total.....	55
Tabel 4.12 Neraca Panas Mixer 1.....	55
Tabel 4.13 Neraca Panas Mixer 2.....	56
Tabel 4.14 Neraca Panas Reaktor 1.....	56
Tabel 4.15 Neraca Panas Reaktor 2.....	56
Tabel 4.16 Neraca Panas Dekanter.....	57
Tabel 4.17 Neraca Panas Evaporator.....	57
Tabel 4.18 Neraca Panas Kristalizer.....	58

Tabel 4.19 Neraca Panas Rotary Dryer.....	58
Tabel 4.20 Neraca Panas HE-01.....	59
Tabel 4.21 Neraca Panas HE-02.....	59
Tabel 4.22 Neraca Panas HE-03.....	59
Tabel 4.23 Kebutuhan Air.....	66
Tabel 4.24 Kebutuhan Daya Listrik Pabrik.....	68
Tabel 4.25 Rincian Jenjang Pendidikan Karyawan	77
Tabel 4.26 Jumlah Karyawan.....	80
Tabel 4.27 Jadwal Kerja Masing-Masing per Kelompok	83
Tabel 4.28 Gaji Karyawan	84
Tabel 4.29 Indeks Harga Alat.....	90
Tabel 4.30 Indeks Harga Alat Tahun 2025	91
Tabel 4.31 Physical Plant Cost Tabel 4. 30 Direct Plant Cost (DPC)	93
Tabel 4.32 Direct Plant Cost (DPC)	94
Tabel 4.33 Fixed Capital Investment (FCI)	94
Tabel 4.34 Total Working Capital Investment (WCI).....	94
Tabel 4.35 Direct Manufacturing Cost (DMC)	96
Tabel 4.36 Indirect Manufacturing Cost (IMC)	96
Tabel 4.37 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	96
Tabel 4.38 Total Manufacturing Cost (TMC).....	97
Tabel 4.39 Pengeluaran Umum (General Expense)	97
Tabel 4.40 Total Production Cost (TPC)	97
Tabel 4.41 Fixed Cost (Fa).....	100
Tabel 4.42 Variabel Cost (Va).....	100
Tabel 4.43 Regulated Cost (Ra)	101

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Hubungan antara Tahun dan Kebutuhan Impor Fenol diIndonesia menurut data Uncomtrade	3
Gambar 1.2 Hubungan antara Tahun dan Jumlah Ekspor Fenol diIndonesia menurut data Uncomtrade.....	6
Gambar 4.1 Lokasi Pendirian Pabrik Fenol	41
Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik, Skala 1:1.000 (cm)	49
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses Skala 1 : 1000 (cm).....	51
Gambar 4.4 Diagram alir kualitatif.....	60
Gambar 4.5 Diagram Alir Kuantitatif.....	61
Gambar 4.6 Diagram Alir Utilitas	66
Gambar 4.7 Bagan dan Struktur Organisasi Perusahaan	71
Gambar 4.8 Hubungan antara Tahun dan Indeks Harga	92
Gambar 4.9 Grafik Evaluasi Ekonomi.....	103

ABSTRAK

Fenol banyak dimanfaatkan untuk pembuatan Bisphenol-A 30%, resin fenolic 43%, kaprolaktam 15%, anilin 7% dan alkil fenol 5% dari fenol. Namun di Indonesia hanya ada pabrik pembuatan bisphenol-a, resin fenolic dan anilin. Untuk memenuhi kebutuhan fenol maka didirikan pabrik fenol dari klorobenzene dan NaOH yang dirancang dengan kapasitas 40.000 ton/tahun. melalui proses kaustikasi dengan *fixed bed multitube reactor* dengan katalis zeolit. Reaksi terjadi pada tekanan 204 atm pada suhu 365°C. Klorobenzen sebanyak 28.489,010 ton/tahun masuk ke reaktor 1 (R-01). Sebanyak 20.259,152 ton/tahun NaOH 40% diencerkan di mixer hingga mencapai 10% untuk masuk ke reaktor (R-01). Hasil keluar reaktor kemudian ditambahkan HCl sebanyak 10.001,060 ton/tahun untuk dinetralkan. Yield dari proses ini adalah 90%. Setelah dilakukan pemisahan dan pemurnian, produk fenol dimasukan ke kristalizer sebanyak 53.650,063 ton/tahun sehingga pada hasil akhir fenol yang diperoleh berupa slurry. Pabrik ini akan didirikan di Serang, Banten, diatas tanah seluas 31.240 m² termasuk area untuk perluasan. Tenaga kerja yang dibutuhkan 254 orang. Pabrik bekerja secara kontinyu 24 jam sehari selama 330 hari dalam setahun. Dari hasil ekonomi diperoleh modal tetap Rp 1.076.576.164.181, modal kerja sebesar Rp 2.212.167.680.243, manufacturing cost sebesar Rp 2.504.910.500.580, general expenses Rp 526.180.694.037, keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 214.371.811.176,84, keuntungan sesudah pajak sebesar Rp 102.898.469.365, ROI sebelum pajak 20%, ROI sesudah pajak 10%, POT sebelum pajak 4 tahun, POT sesudah pajak 6 tahun, BEP sebesar 58,14%, SDP sebesar 35,01%, DCFR sebesar 7,71%. Dari hasil evaluasi ekonomi dapat disimpulkan bahwa pabrik fenol dengan kapasitas 40.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

Kata Kunci : fenol, *fixed bed reactor*, klorobenzene, NaOH, reaksi kaustikasi

ABSTRACT

Phenol is widely used for the manufacture of Bisphenol-A 30%, 43% Phenolic resin, 15% Caprolactam, 7% aniline and 5% alkyl phenol from phenol. But in Indonesia there are only factories for the production of bisphenol-A, phenolic resin and aniline/ to meet the demand for phenol, a phenol plant was built from chlorobenzene and NaOH, which was designed with a capacity of 40,000 tons/year by caustic reaction using Fixed bed Reactor with Zeolite as catalyst. The reaction works at 204 atm and 365°C. 28,489,010 tons/year of chlorobenzene enters reactor fixed bed at 300°C. 20,259,152 tons/year of NaOH 40% is diluted at mixer to NaOH 10%. Then, 10,001,060 tons/year of HCL is added to the product of reactor at neutralization reactor (R-02). Yield of this process is 90%. After the product is separated and purified. 53,650,063 tons/year of phenol is crystallized by crystallizer so the product becomes slurry. The plant is established in Serang, Banten in the area of 31,240 m² including the expansion area with 254 employees. The plant works continuously within 24 hours per day for 330 days per year. From the economic evaluation, the results are Rp 1,076,576,164,181 of fixed capital, Rp 2,212,167,680,423/year of working capital, Rp 2,504,910,500,580/year of manufacturing cost, Rp 526,180,694,037/year and Rp 102,898,469,365/year, pre-tax and after taxes of ROI are 20% and 10%, POT before and after tax are 4 and 6 years, and then 58,14% of BEP, 35,01% of SDP and 7,71% of DCFR. From the economic evaluation, it can be concluded that the phenol plant with a capacity of 40,000 ton/year is decent to establish

Keyword : caustic reaction, chlorobenzene, Fixed Bed Reactor, NaOH, phenol.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Memasuki era perdagangan bebas, negara Indonesia perlu mengembangkan sektor-sektor yang menunjang untuk perkembangan ekonomi. Salah satu diantaranya adalah pembangunan di sektor industri termasuk pembangunan di sektor industri kimia. Sejalan dengan meningkatnya kebutuhan akan berbagai bahan penunjang untuk proses-proses dalam industri, maka perlu adanya pendirian pabrik-pabrik baru yang tidak hanya untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, namun berorientasi ekspor. Salah satunya adalah pabrik fenol.

Senyawa fenol meliputi aneka ragam senyawa yang berasal dari tumbuhan, yang mempunyai ciri sama yaitu cincin aromatik yang mengandung satu atau dua substituen hidroksil. Fenol disebut juga hidrosibenzena mempunyai rumus molekul C_6H_5OH . Fenol mempunyai banyak kegunaan diantaranya sebagai bahan baku pembuatan bisfenol-A yang digunakan dalam industri plastik, bahan baku industri kaprolaktan yang digunakan dalam pembuatan nilon dan bahan baku dalam pembuatan fenolik resin yang banyak digunakan dalam industri amplas dan industri kayu. Fenol banyak dimanfaatkan untuk pembuatan Bisphenol-A 30%, resin Fenolic 43%, Kaprolaktam 15%, anilin 7% dan alkil fenol 5% dari fenol. Namun di Indonesia hanya ada pabrik pembuatan Bisphenol-A, Resin Fenolic dan Anilin.

Di Indonesia peningkatan permintaan produk kimia berbahan baku fenol tergolong tinggi, namun Indonesia sendiri masih impor fenol dalam jumlah besar.

Berdasarkan data dari UNcomtrade jumlah impor fenol di Indonesia pada tahun 2020 mencapai 16.948 ton/tahun. Hal ini menunjukkan Indonesia tidak dapat memanfaatkan peluang untuk menambah devisa negara yang diharapkan dapat memberikan kontribusi yang besar bagi pendapatan negara. Permintaan impor yang besar menunjukkan bahwa industri kimia di Indonesia tidak berkembang, yang juga berarti bahwa teknologi proses manufaktur tidak berkembang, terutama dalam produksi fenol. Dengan pendirian

Pabrik tersebut dapat membantu menyediakan bahan baku serta diharapkan juga dapat menjadi komoditi ekspor. Pendirian pabrik fenol diharapkan mendapat dukungan dari pemerintah dalam era industrialisasi di Indonesia. Didirikannya pabrik fenol ini dengan mempertimbangkan beberapa aspek yang dapat menguntungkan industri di Indonesia antara lain :

1. Mengurangi ketergantungan kebutuhan fenol terhadap negara lain
2. Memacu pertumbuhan industri-industri baru yang menggunakan phenol sebagai bahan baku dan bahan pembantu.
3. Meningkatnya devisa negara.
4. Menambah lapangan pekerjaan baru di sektor industri kimia.

1.2 Kapasitas Perancangan

Untuk menentukan kapasitas pabrik yang akan didirikan maka perlu mempertimbangkan hal-hal sebagai berikut :

a) Supply

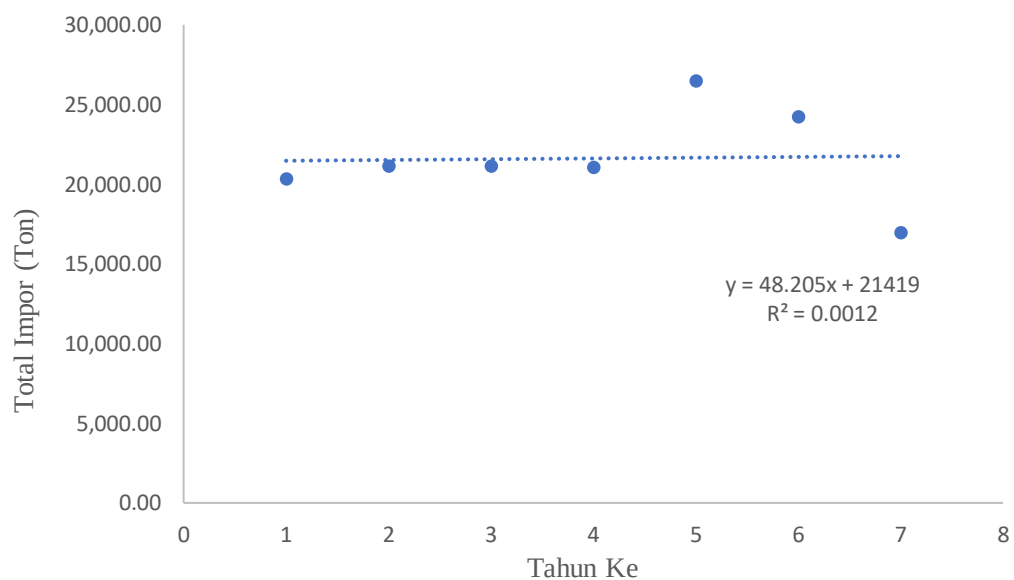
- **Data Impor**

Penentuan kapasitas produksi berdasarkan pada kebutuhan impor fenol untuk memenuhi kapasitas minimum pabrik yang sudah beroperasi. Tabel 1.1 menjelaskan kebutuhan fenol di Indonesia.

Tabel 1.1 Data Impor Fenol di Indonesia pada tahun 2014-2020

Tahun ke -	Tahun	Jumlah (Ton)
1	2014	20.337,179
2	2015	21.134,872
3	2016	21.125,192
4	2017	21.037,097
5	2018	26.492,053
6	2019	24.209,669
7	2020	16.948,27

Sumber : UNcomtrade



Gambar 1.1 Hubungan antara Tahun dan Kebutuhan Impor Fenol di Indonesia menurut data Uncomtrade

Untuk menentukan kebutuhan fenol dengan tahun elevasi 2025, dari data impor diatas diperoleh persamaan regresi linear, yaitu:

$$y = 48,205x + 21.419 \dots \dots \dots (1)$$

dengan: x = Tahun ke-

y = Kebutuhan produk pada tahun ke- x (ton/tahun)

dengan nilai $x = 12$ (2014-2025), diperkirakan kebutuhan fenol di Indonesia pada tahun 2025 adalah :

$$\begin{aligned} y &= 48,205x + 21.419 \\ &= (48,205 \times 12) + 21.419 \\ &= 21.997,46 \text{ ton / tahun} \end{aligned}$$

• **Produksi**

Di Indonesia tercatat 4 pabrik Fenol yang beroperasi dengan kapasitas produksi masing-masing sebagai berikut :

Tabel 1.2 Daftar Nama Perusahaan Fenol di Indonesia

No.	NAMA PERUSAHAAN	KAPASITAS (Ton/Tahun)
1	PT. Metropolitan Penol Pratama	40.000
2	PT. Lambang Tri Usaha	45.000
3	PT. Batu Penggal Chemical Industri	35.000
4	PT. Bumi Banjar Utama Sakti	5.250
Total		125.250

Sumber : (<http://bppt.go.id>)

Dari data produksi dalam negeri diatas, produksi Fenol dianggap tetap pada nilai 125.250 ton/tahun karena pabrik telah beroperasi pada kapasitas terpasangnya.

Berdasarkan data impor dan produksi Fenol di Indonesia pada tahun 2025 yang telah diketahui, maka dapat ditentukan nilai supply Fenol di Indonesia yaitu

$$\begin{aligned}\text{Supply} &= \text{Impor} + \text{Produksi} \\ &= (21.997,46 + 125.250) \text{ ton/tahun} \\ &= 147.247,6 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

b) Demand

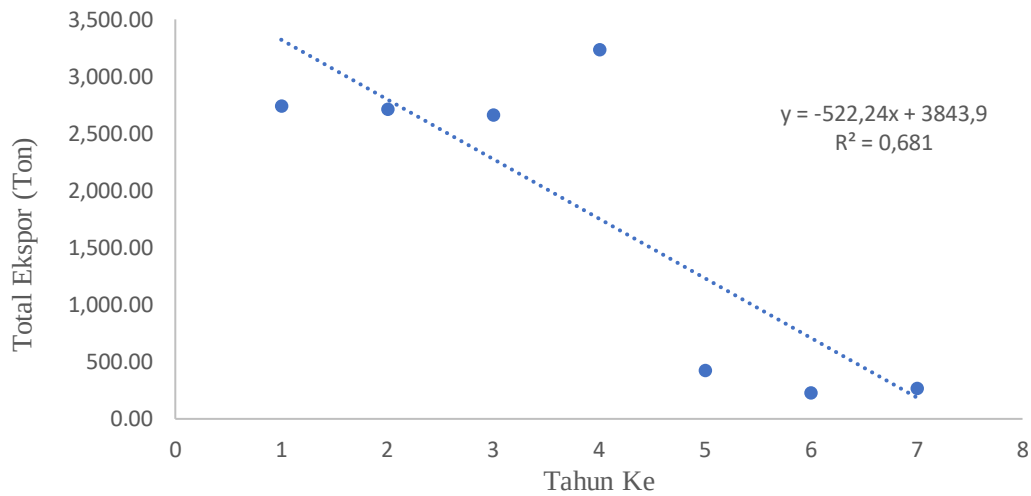
• **Data Ekspor**

Berikut ini merupakan data ekspor fenol di Indonesia.

Tabel 1.3 Data Ekspor Fenol di Indonesia tahun 2014-2020

Tahun ke-	Tahun	Jumlah (Ton)
1	2014	2.742,12
2	2015	2.714,998
3	2016	2.664,542
4	2017	3.236,494
5	2018	424,77
6	2019	231,746
7	2020	269,997

Sumber : UNcomtrade



Gambar 1.2 Hubungan antara Tahun dan Jumlah Ekspor Fenol di Indonesia menurut data Uncomtrade

Untuk menentukan kebutuhan fenol dengan tahun elevasi 2025, dari data ekspor diatas diperoleh persamaan regresi linear, yaitu:

$$y = -522,24x + 3.843,9 \dots \dots \dots (2)$$

dengan: x = Tahun ke-

y = Kebutuhan produk pada tahun ke- x (ton/tahun)

dengan nilai $x = 12$ (2014-2025), diperkirakan kebutuhan fenol di Indonesia pada tahun 2025 adalah :

$$\begin{aligned} y &= -522,24x + 3.843,9 \\ &= (-522,24 \times 12) + 3.843,9 \\ &= -2422,98 \text{ ton / tahun} \end{aligned}$$

Nilai y minus, artinya di tahun 2025 diperkirakan tidak ada nilai ekspor fenol yang dilakukan pada tahun tersebut.

- **Konsumsi Dalam Negeri**

Fenol banyak dimanfaatkan untuk pembuatan Bisphenol-A 30%, resin

Fenolik 35%, Kaprolaktam 15%, anilin 5% dan alkil fenol 7% (Kirk & Othmer, 1996). Namun di Indonesia hanya ada pabrik pembuatan Bisphenol-A, Resin Fenolic dan Anilin. Maka data konsumsi fenol terdapat pada Tabel 1.4, Tabel 1.5 dan Tabel 1.6.

Tabel 1.4 Konsumsi Fenol untuk Produk Resin Fenol di Indonesia

No	Nama Pabrik	Lokasi	Konsumsi Fenol (Ton/Tahun)
1	PT. Indopherin Jaya	Probolinggo, Jawa Timur	4.980
2	PT. Dynea Mugi Indonesia	Medan, Sumatra Utara	4.900
3	PT. Intan Wijaya Internasional	Banjarmasin, Kalimantan Selatan	26.390
4	PT. Susel Prima Permai	Palembang, Sumatra Selatan	6.160
5	PT. Superin Utama Adhesive	Medan, Sumatra Utara	5.600
6	PT. Binajaya Rodakarya	Jakarta Barat	5.460
7	PT. Perawang Perkasa	Pekanbaru, Riau	8.750
8	PT. Lakosta Indah	Kalimantan Timur	15.260
9	PT. Korindo Abadi	Tanjung Pinang, Riau	15.400
10	PT. Meranti Mustika	Sampit, Kalimantan Tengah	9.100
11	PT. Continental Solvido	Cilegon, Banten	6.405
12	PT. Duta Pertiwi N	Pontianak, Kalimantan Barat	7.560
13	PT. Arjuna Utama Kimia	Surabaya, Jawa Timur	16.450
14	PT. Sabak Indah	Jambi	22.260
Total Fenol yang dibutuhkan			154.675

Tabel 1.5 Konsumsi Fenol untuk Produk Anilin Fenol di Indonesia

No	Nama Pabrik	Lokasi	Konsumsi Fenol (Ton/Tahun)
1	PT. Inti Everspring Indonesia	Serang, Banten	98,75
2	PT. Clariant Indonesia	Tangerang, Banten	1.110
3	PT. Dystar Colour Indonesia	Cilegon, Banten	165
4	PT. Multikimia Intipelangi	Bekasi, Jawa Barat	37,5
Total Fenol yang dibutuhkan			1.411,35

Sumber : (<http://daftarperusahaanindonesia.com>)

Tabel 1.6 Konsumsi Fenol untuk Produk Bisphenol-A Fenol di Indonesia

No	Nama Pabrik	Lokasi	Konsumsi Fenol (Ton/Tahun)
1	PT. Indo Nan Pao Resin Chemical	Tangerang, Banten	3.600
2	PT. Phodia	Jakarta Selatan	6.000
Total Fenol yang dibutuhkan			9.600

Sumber : (<http://daftarperusahaanindonesia.com>)

Berdasarkan data diatas jumlah kebutuhan fenol di Indonesia yaitu 154.675 ton/tahun + 1.411,35 ton/tahun + 9.600 ton/tahun = 165.686,35 ton/tahun.

Dari data ekspor dan konsumsi fenol yang telah didapatkan maka dapat ditentukan nilai *demand* (permintaan) Fenol di Indonesia, yaitu:

$$\begin{aligned}
 Demand &= \text{Ekspor} + \text{Konsumsi} \\
 &= 0 + 165.686,35 \\
 &= 165.686,35 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan proyeksi impor, ekspor, konsumsi dan produksi pada tahun

2025, maka peluang pasar untuk Fenol dapat ditentukan kapasitas perancangan pabrik sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\text{Peluang} &= \text{Demand} - \text{Supply} \\ &= (165.686,35 - 147.247,6) \text{ ton/tahun} \\ &= 18.438,75 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

Berdasarkan latar belakang, maka dipilih kapasitas produksi sebesar 40.000 ton/tahun. Kapasitas ini ditetapkan dengan pertimbangan antara lain :

1. Dapat membantu memenuhi kebutuhan fenol dalam negeri.
2. Dengan melihat peluang pendirian kapasitas pabrik Fenol di Indonesia berdasarkan data *supply demand* bahwa kapasitas 40.000 ton/tahun dapat memberi keuntungan.

Produk berlebih akan diekspor ke negara-negara disekitar Indonesia seperti Malaysia, Singapura, Myanmar, Filipina dan Australia karna kebutuhan import masing-masing negara masih tergolong cukup besar. Dapat dilihat data pada tabel dibawah :

Tabel 1.7 Data Import Beberapa Negara di Asean tahun 2017-2020

Tahun	Negara	Import setiap Negara (Ton)	Jumlah import setiap tahun (Ton)
2017	Malaysia	16.843,119	93.621,11
	Vietnam	3.965,245	
	Singapura	0,6078	
	Thailand	72.812,746	
2018	Malaysia	27.248,025	78.426,35
	Vietnam	7.667,758	
	Singapura	2.684,666	
	Thailand	40.825,9	
2019	Malaysia	25.053,258	56.978,20
	Vietnam	5.137,129	
	Singapura	0	
	Thailand	26.787,809	
2020	Malaysia	22.663,706	489.858,19
	Vietnam	5.800,159	
	Singapura	421.311	
	Thailand	40.083,32	

Sumber : UNData

Ketersediaan bahan baku juga merupakan hal penting yang harus dipertimbangkan dalam perancangan. Bahan baku NaOH dan HCl yang digunakan dapat diperoleh dari PT. Asahimas Chemical, Cilegon, Banten, Katalis diperoleh dari PT. Kimpo Indotama, Tangerang Banten. Sedangkan C_6H_5Cl diperoleh secara

impor dari Shenyu Energy Development Co. Ltd, China. Katalis

1.3 Tinjauan Pustaka

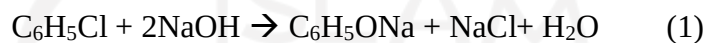
Fenol merupakan zat bening yang beracun dengan bau yang khas. Nama lain dari fenol adalah hydroxybenzene, carbolic atau phenic acid dengan rumus kimianya C_6H_5OH dan memiliki struktur grup hidroksil ($-OH$) yang terikat dengan sebuah cincin phenyl yang juga merupakan senyawa aromatik. Fenol dapat dibuat dari oksidasi parsial benzena atau asam benzoat, dengan proses cumene atau dengan proses Raschig. Dapat juga ditemukan sebagai produk dari oksidasi batu.

Pada tahun 1834 fenol pertama kali dibentuk dari isolasi aspal batu bara dan di kenal dengan nama asam karbol. Sebelum perang dunia pertama aspal batu bara merupakan satu-satunya sumber fenol. Sintesis fenol pertama kali di produksi dengan metode sulfonasi dari benzena dan hidrolisis sulfonat. Dalam perkembangannya, sintesis fenol mengalami banyak perubahan khususnya dalam proses pembuatan diantaranya proses Toluen-Asam Benzoat dan Dekomposisi Kumen Hidroperoksida. Pada tahun 1994 lebih dari 95% produksi fenol di dunia menggunakan proses sintesis fenol dengan proses Dekomposisi Kumen Hidroperoksida. Secara garis besar, proses pembuatan fenol adalah sebagai berikut :

1.3.1 Pembuatan Fenol dari Klorobenzene dan NaOH

Proses ini pertama kali dikomersialkan sekitar tahun 1920 dan masih digunakan pada beberapa pabrik, terutama di India. Pada proses ini, klorobenzena dihidrolisis menjadi natrium fenat dengan larutan natrium hidroksida 10-15%

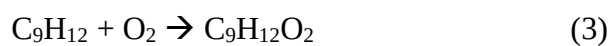
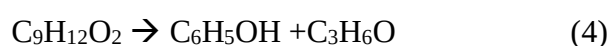
pada 275-500 °C dan tekanan 204 atm dengan menggunakan fixed bed multitube reactor dengan katalis zeolit. Natrium fenat kemudian dinetralkan dengan HCl. Setelah netralisasi, produk fenol dipisahkan dari fasa berair dengan menggunakan prinsip pengendapan gayaberasat (Tyman, 1996). Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Pada proses ini untuk memproduksi 1 ton fenol dibutuhkan klorobenzen sebanyak 2500 lb dan membutuhkan soda api sebanyak 2740 lb (Tyman, 1996). Katalis pada proses ini berumur 12-15 bulan sehingga biaya proses menjadi lebih hemat. Tetapi kekurangan pada proses ini adalah pada hasil fenol yang didapat tidak terlalu banyak. Selain itu proses ini menggunakan suhu yang tinggi sehingga resiko bahaya juga tinggi

1.3.2 Pembuatan Fenol dari Cumene

Saat ini proses produksi Fenol dengan bahan baku cumene merupakan proses yang paling banyak digunakan. Bahan baku cumene dioksidasi dengan oksigen dari udara menjadi cumene hidroperoksida. Pada proses ini Cumene Hydroperoxide yang terbentuk dengan cepat terdekomposisi menjadi fenol dan aseton, dengan menggunakan katalis asam kuat. Reaksi pembentukan fenol dari cumene adalah sebagai berikut:

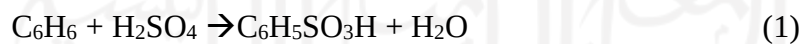
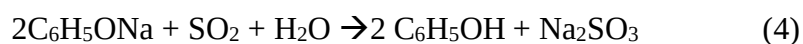


Keunggulan menggunakan proses ini adalah suhu dan tekanan rendah

sehingga resiko bahaya menjadi rendah serta prosesnya yang cepat untuk menghasilkan produk. Namun proses ini lebih rumit karena menggunakan katalis cair yang sulit dipisahkan dengan produk. Sehingga proses ini membutuhkan unit pengolahan tambahan untuk mengolah pemisahan produk dan membutuhkan biaya yang lebih tinggi.

1.3.3 Pembuatan fenol dengan sulfonasi benzena

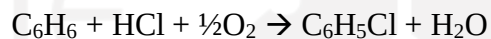
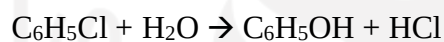
Proses ini dikomersialkan pada tahun 1914 dan hingga sekarang masih digunakan dalam skala industri di Jepang. Proses ini memiliki 4 tahapan yaitu sulfonasi benzen dengan asam sulfat, netralisasi asam benzen sulfonat, reaksi garam Na dalam cairan NaOH, dan pembentukan fenol. Pada proses ini, benzena disulfonasi dari oleum pada suhu 150 °C dalam reaktor menggunakan asam sulfat menjadi asam benzena sulfonat. Kemudian asam benzena sulfonat dinetralisasi menggunakan natrium sulfit menjadi natrium benzena sulfonat. Natrium benzena sulfonat direaksikan dengan 40 %wt NaOH untuk menghasilkan natrium fenat pada suhu 300°C. Treatment natrium fenat dengan sulfur dioksida melalui netralisasi asam benzena sulfonik untuk menghasilkan fenol dengan yield 85-92% terhadap benzena (Alain & Gilles, 1989). Reaksi yang terjadi yaitu :



Proses ini digunakan untuk produksi pada kapasitas rendah sehingga kurang menguntungkan apabila digunakan dalam skala kapasitas yang besar.

1.3.4 Pembuatan Fenol dari Oksiklorinasi Benzena (Proses Raschig)

Proses ini pertama kali dilakukan pada tahun 1932 oleh *Khoene-Poulenc*. Reaksi klorinasi benzena menggunakan asam klorida dan udara dengan katalis besi dan tembaga klorida berlangsung pada suhu 200-260°C menghasilkan klorobenzena. Klorobenzena dihidrolisa pada *furnace* pada suhu 480°C dengan katalis SiO₂ dan membentuk fenol. HCl yang terbentuk pada proses ini kemudian di-*recycle*. *Yield* proses fenol terhadap benzena yang didapat sebesar 90% (Kirk & Othmer, 1996). Reaksi secara keseluruhan yang terjadi adalah sebagai berikut:



Tabel 1.8 Perbandingan Keempat Proses Pembuatan Fenol

	Klorobenzene dan NaOH	Cumene	Sulfonasi Benzene	Oksiklorinasi Benzene
Suhu	275-500°C	78°C	380°C	480°C
Tekanan	204 atm	1-3 atm	5 atm	8-9 atm
Bentuk Katalis	Padat	Cair	-	Padat
Umur Katalis	12-15 bulan	-	-	3-8 bulan
Katalis	Zeolit	Asam sulfat	-	Cobalt octanoate /naphthenae

Berdasarkan keempat proses di atas, maka untuk perancangan pabrik dipilih metode pembuatan fenol dari klorobenzen dan NaOH karena persediaan bahan baku mudah di dapat dan murah. Disamping itu, proses ini menggunakan katalis padat yang mudah dipisahkan dengan produk dibandingkan dengan proses cumene menggunakan katalis cair asam sulfat yang sulit dipisahkan dengan

produk karena diperlukan unit tambahan untuk mengolah pemisahan produk. Selain itu katalis zeolit berumur 12-15 bulan, lebih lama dibandingkan umur katalis cobalt octanoate yang berumur 3- 8 bulan sehingga biaya proses lebih murah.



BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, mekanisme pembuatan fenol dirancang berdasarkan variabel utama yaitu : spesifikasi bahan baku, spesifikasi produk dan pengendalian kualitas.

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Tabel 2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Spesifikasi	Bahan baku dan Produk			
	Klorobenzena	Natrium Hidroksida	Asam Klorida	Fenol
Rumus Molekul	C_6H_5Cl	NaOH	HCl	C_6H_5OH
Berat (kg/kmol)	112,5	40	36,5	94,11
Wujud (25°C, 1 atm)	Cair tidak berwarna	Cair	Cair tidak berwarna	Padat, berwarna putih
Titik Didih (°C, 1 atm)	131,6	140	180,58	182
Titik Lebur (°C, 1 atm)	-45,6	12	-62,25	42
Temperatur Kritis	615 K	380,15 °C	670 °C	694,2 °C
Tekanan Kritis	0,003 mmHg (50 °C)	49,8 atm	49,8 atm	61,3 mPa
Spesifik Gravity	1,1058 (air=1 gr/cc)	2,13 (air = 1 gr/cc)	0,81 (air=1 gr/cc)	3,24 (air = 1 gr/cc)
Kelarutan dalam air	Tidak larut dalam air	1000 g/L (25 °C)	Tercampur penuh	8.3 g/100 mL (20 °C)

Spesifikasi	Bahan baku dan Produk			
	Klorobenzena	Natrium Hidroksida	Asam Klorida	Fenol
Kadar	99,99% (berat)	40% (berat)	37 %	98%
Kondisi Penyimpanan	cair, 1 atm, 30 °C	cair, 1 atm, 30 °C	cair, 1 atm, 30 °C	padat, 1 atm, 30 °C

2.2 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas pada pabrik fenol ini memiliki 3 jenis antara lain : pengendalian kualitas bahan baku dan produk, pengendalian proses produksi dan pengendalian kuantitas

2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku dan Produk

Bahan baku mempunyai pengaruh yang besar untuk mendapatkan hasil mutu standar produk yang baik. Oleh karena itu, pengendalian kualitas bahan baku sangat penting dilakukan dalam kegiatan industri. Pengendalian kualitas yang dimaksudkan untuk menjaga kualitas produk yang dihasilkan.

Pengendalian kualitas bisa dilakukan salah satunya dengan pengecekan di laboratorium dengan melihat standar yang sudah ditentukan oleh pabrik. Jika sudah sesuai dengan standar maka bahan baku bisa dimasukkan kedalam proses, jika belum sesuai maka bisa dilakukan penjualan kembali bahan baku atau dikembalikan ke supplier.

Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara

system control sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan. Untuk mengetahui produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang ada maka dilakukan uji densitas, viskositas, volatilitas, kemurnian produk dan komposisi komponen produk.

2.2.2 Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan ini sudah harus dilakukan dari bahan baku sampai menjadi produk. Selain pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau disett baik itu *flow rate* bahan baku atau produk, *level control*, maupun *temperature control* dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau set semula baik secara manual atau otomatis.

Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Alat kontrol yang harus diset pada kondisi tertentu diantaranya:

a. *Level Control*

Merupakan alat yang dipasang pada bagian atas tangki. Jika belum sesuai

dengan kondisi yang diterapkan, maka akan timbul tanda atau isyarat berupa suara dan nyala lampu.

b. Flow Rate

Merupakan alat yang dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

c. Temperature Control

Merupakan alat yang dipasang didalam setiap alat proses. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda atau isyarat berupa suara dan nyala lampu.

Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standar maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi. Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik.

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standard dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal.

2.3.2.1 Alat Sistem Kontrol

1. Sensor, digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, *termocouple* untuk sensor suhu.
2. Controller dan indikator, meliputi level indikator dan *control*, *temperature indicator control*, *pressure control*, *flow control*.

3. Actuator digunakan untuk manipulate agar variabelnya sama dengan *variabel controller*. Alat yang digunakan *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

2.3.2.2 Aliran Sistem Kontrol

1. Aliran *pneumatis* (aliran udara tekan) digunakan untuk valve dari *controller* ke *actuator*.
2. Aliran *electric* (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.
3. Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

2.2.3 Pengendalian Kuantitas

Pengendalian kuantitas produksi dilakukan dengan tujuan agar jumlah produk sesuai dengan perencanaan semula. Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama, dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi perusahaan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

Untuk mencapai kualitas produk yang diinginkan maka pada perancangan pabrik Fenol perlu memilih proses yang tepat agar proses produksi lebih efektif dan efisien.

3.1 Uraian Proses

NaOH cair 40% dari tangki penyimpanan (T-02) sebanyak 2096,6 kg/jam dipompa ke mixer (M-01) untuk diencerkan menjadi NaOH 10%. Dari mixer (M-01), umpan kemudian dipompa ke mixer (M-02) untuk dicampurkan dengan Klorobenzene. Bahan baku lainnya, Klorobenzene dari tangki penyimpanan (T-01) sebanyak 2948,3 kg/jam dialirkan dengan pompa ke mixer (M-02) untuk dilakukan pencampuran dengan NaOH. Campuran dari mixer (M-02) kemudian di alirkan ke *vaporizer* (V-01) untuk menguapkan klorobenzene dan NaOH. Sisa air yang belum terpisah secara sempurna kemudian dipisahkan kembali dengan Separator (SP-01). Reaktan selanjutnya dialirkan ke Kompresor (K-01) untuk memenuhi kondisi tekanan reaksi dalam reaktor menjadi 204 atm. Selanjutnya reaktan diumpankan ke reaktor *fixed bed multitube reactor* (R-01) untuk dilakukan proses reaksi dengan katalis. Tekanan proses pada reaktor ini sebesar 204 atm. (US 1756110)

Di dalam reaktor terjadi reaksi kaustikasi antara NaOH dan klorobenzen membentuk C_6H_5ONa dan $NaCl$. Campuran hasil reaksi selanjutnya didinginkan menggunakan *cooler* menjadi suhu 30 °C dan diumpankan ke reaktor Netralizer

(R-02). Bahan baku ketiga, HCl 37% dari tangki penyimpanan (T-03) sebanyak 1035 kg/jam diumpan ke reaktor netralizer (R-02) sebagai penetralisir hingga memperoleh C_6H_5OH .

Hasil keluaran reaktor neutralizer (R-02) dialirkan ke dekanter (DC-01). Produk atas decanter merupakan fase ringan sebanyak 8.595,838. kg/jam kemudian dialirkan ke evaporator (EV-01) untuk mengurangi kadar air, sedangkan hasil bawah yang merupakan fase berat sebanyak 17.222,35 kg/jam dialirkan ke Unit Pengolahan Limbah (UPL). Sebanyak 3.043,645 kg/jam *steam* akan dialirkan ke UPL. Sementara produk sebanyak 5.552,193 kg/jam dialirkan ke Kristalizer (CR-01) dengan suhu operasi sebesar 20° C dan tekanan nya 204 atm. Dihasilkan produk fenol yang masih berbentuk slurry sebesar 4.998,48 kg/jam dan produk bawah nya sebesar 398,4024 kg/jam yang selanjutnya akan dialirkan ke UPL untuk diproses lebih lanjut. Selanjutnya produk fenol dibawa menggunakan screwconveyor (SC-101) menuju rotary dryer untuk mengeringkan produk fenol. Sebanyak 49,9848 kg/jam *steam* dan tersisa 4.948,50 kg/jam produk fenol yang tersisa. Produk fenol hasil keluaran rotary dryer (RD-101) kemudian dibawa dengan screw conveyor (SC-102) untuk disimpan di silo (S-101) sebagai tempat penyimpanan sementara sebelum kemudian disimpan ke gudang penyimpanan.

3.2 Spesifikasi Alat

3.2.1 Tangki Penyimpanan Klorobenzena (T-01)

Nama Alat	: Tangki Penyimpanan Klorobenzena
Kode Alat	: T-01
Fungsi	: Tempat penyimpanan klorobenzena sebelum digunakan dalam proses
Tipe	: Silinder tegak dengan torispherical dished head
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283</i>
Lama Penyimpanan	: 30 Hari
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 Atm
	Suhu = 30°C
Kapasitas Tangki	: 1.389,994 m ³
Diameter	: 10,668 m
Tinggi Tangki	: 9,114 m
Tebal Tutup Atas	: 1 in
Tebal Tutup Bawah	: 1 in
Tebal Shell	: Course 5 : in
	Course 4 : 3/8 in
	Course 3 : 7/16 in
	Course 2 : 5/8 in
	Course 1 : 5/8 in
Jumlah Tangki	: 2 Buah
Harga	: US\$ 306.096

3.2.2 Tangki Penyimpanan NaOH (T-02)

Nama Alat	: Tangki Penyimpanan NaOH		
Kode Alat	: T-102		
Fungsi	: Tempat penyimpanan NaOH sebelum di gunakan dalam proses		
Tipe	: Silinder tegak dengan torispherical dished head		
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283</i>		
Lama Penyimpanan	: 7 Hari		
Kondisi Operasi	: Tekanan	= 1 Atm	
	: Suhu	= 30°C	
Kapasitas Tangki	: 319,65 m ³		
Diameter	: 6,096 m		
Tinggi Tangki	: 5,486 m		
Tebal Shell	: Course 3	: 3/16 in	
	: Course 2	: 1/4 in	
	: Course 1	: 1/4 in	
Tebal Tutup Atas	: 7/16 in		
Tebal Tutup Bawah	: 7/16 in		
Jumlah Tangki	: 2 Buah		
Harga	: US\$ \$ 1.040.952		

3.2.3 Tangki Penyimpanan HCl (T-03)

Nama Alat	: Tangki Penyimpanan HCl		
Kode Alat	: T-03		
Fungsi	: Tempat penyimpanan HCl sebelum di gunakan		

dalam proses

Tipe : Silinder tegak dengan torispherical dished head

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA-283*

Lama Penyimpanan : 7 Hari

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 Atm

Suhu = 30 °C

Kapasitas Tangki : 363,884 m³

Diameter : 9,114 m

Tinggi Tangki : 7,296 m

Tebal Shell : Course 3 : 3/8 in
Course 2 : 5/16 in
Course 1 : 5/16 in

Tebal Tutup Atas : 3/8 in

Tebal Tutup Bawah : 3/8 in

Jumlah Tangki : 2 Buah

Harga : US\$ 1.040.952

3.2.4 Mixer (M-01)

Nama Alat : *Mixer*

Kode Alat : M-01

Fungsi : Mengencerkan NaOH 40% menjadi NaOH
10%

Jenis Alat : Silinder vertikal dengan head dan bottom berbentuk
torispherical

Bahan konstruksi : *Stainless steel type 304*

Kondisi Operasi :

Temperatur = 30 °C

Tekanan = 1 atm

Diameter : 2,4798 m

Tinggi : 6,1126 m

Tebal shell : 3/16 in

Tebal head : 3/16 in

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 1.144.372

3.2.5 Mixer (M-02)

Nama Alat : *Mixer*

Kode Alat : M-01

Fungsi : Mencampurkan NaOH 10% dengan Klorobenzena

Jenis Alat : Silinder vertikal dengan head dan bottom
berbentuk torispherical

Bahan konstruksi : *Stainless steel type 304*

Kondisi Operasi :

Temperatur = 45 °C

Tekanan = 1 atm

Diameter : 2,6028 m

Tinggi : 6,4582 m

Tebal shell : 3/16 in

Tebal head : 3/16 in

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 1.350.086

3.2.6 Vaporizer (V-01)

Nama Alat : Vaporizer

Kode Alat : V-01

Fungsi : Mengubah fase dan menaikkan suhu umpan sebelum ke reaktor dengan media pemanas saturated steam

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283*

Dimensi Tube : OD : 0,75 in

BWG : 16

ID : 0,62 in

Pressure Drop : 2,4511 psi

Dimensi Shell : Pitch : 1

Pass : 1

Buffle Space : 10,35

Pressure Drop : 0,4848 psi

Luas Transfer Panas	: 439,0965 ft ²
Uc	: 1.727,8012 Btu/jamft ² °F
Ud	: 263 Btu/jamft ² °F
Rd	: 0,003
Jumlah pipa	: 166 buah
Panjang	: 18 ft
Harga	: US\$ 34.436

3.2.7 Separator (S-01)

Nama Alat	: <i>Separator</i>
Kode Alat	: S-01
Fungsi	: Memisahkan senyawa fase gas dengan fase liquid
Tipe	: Silinder vertikal dengan tutup elipsoidal
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon steel SA-283</i>
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm
	: Suhu = 30 °C
Diameter luar	: 0,8128 m
Diameter dalam	: 0,8033 m
Tinggi	: 1,6039 m
Tebal shell	: 0,0048 in
Tebal head	: 0,0048 in
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US\$ 91.941

3.2.8 Reaktor (R-01)

Nama Alat	: Reaktor multitube
-----------	---------------------

Kode Alat	: R-01
Fungsi	:Tempat berlangsungnya reaksi Klorobenzena dan NaOH membentuk Natrium Fenolat dengan bantuan katalis Zeolit
Tipe	: Reaktor fix bed multitube
Bahan Konstruksi	: Stainless Steel SA 167
Kondisi Operasi	: Tekanan = 204 atm Suhu = 365 °C
Dimensi Tube	: Jumlah Pipa : 200 Panjang tube : 1181,102 in BWG : 18 in Susunan : Triangular
Dimensi Shell	: ODS : 156 in Tebal Dinding Shell : 9 in Tinggi Head : 0,973 m Pass : 1
Tinggi reaktor	: 30,973 m
<i>Pressure drop</i>	: 0,001 psi
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US\$ 1.733.044

3.2.9 Reaktor (R-02)

Nama Alat	: Reaktor Netralizer
Kode Alat	: R-02
Fungsi	: Mereaksikan C_6H_5ONa dengan Asam Klorida

(HCl) untuk menghasilkan Fenol (C_6H_5OH)

Tipe : Silinder tegak dilengkapi dengan pengaduk
(RATB)

Bahan Konstruksi : *High Strength Low Alloy Steel SA-301*

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 Atm

Suhu = 30 °C

Tinggi total : 3,1674 m

Tebal dinding shell : 5/16 in

Diameter luar : 0,8636 m

Diameter dalam : 0,8588 m

Power Pengaduk : 15 Hp

Jumlah Pengaduk : 1 Buah

Harga : US\$ 26.896

3.2.10 Dekanter (D-01)

Nama Alat : Dekanter

Kode Alat : D -01

Fungsi : Memisahkan fase ringan berupa Fenol (C_6H_5OH),
HCl, Air dari fase berat berupa C_6H_5Cl , NaOH,
 C_6H_5ONa dan NaCl

Tipe : *Vertical Cylindrical Vessel*

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA 283*

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

	Suhu	= 30 °C
Diameter	:	1,3955 m
Panjang	:	4,1866 m
Tebal shell	:	3/16 in
Tebal head	:	1/4 in
Jumlah	:	1 buah
Harga	:	US\$ 28.134

3.2.11 Evaporator

Nama Alat	:	<i>Evaporator</i>
Kode Alat	:	EV -01
Fungsi	:	Memekatkan produk yang keluar dari Dekanter
Tipe	:	<i>Short vertical tube evaporator</i> dengan tutup dan alas berbentuk <i>torispherical</i>
Bahan Kontruksi	:	<i>Carbon steel SA-167 type 304</i>
Kondisi Operasi	:	Tekanan = 1 atm
	:	Suhu = 110 °C
Diameter	:	1,463 m
Tinggi	:	3,989 m
Tebal shell	:	0,3125 in
Tebal head	:	0,25 in
Jumlah	:	1 buah
Harga	:	US\$ 91.941

3.2.12 Kristalizer

Nama Alat	:	<i>Crystalizer</i>
-----------	---	--------------------

Kode Alat	: CR-01
Fungsi	: Mengkristalkan larutan C_6H_5OH menjadi kristal C_6H_5OH
Tipe	: <i>Swanson Walker Crystallizer</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Stainless steel SA-240</i>
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm Suhu = 20 °C
Diameter	: 1,828 m
Tinggi	: 6,096 m
Tebal shell	: 0,375 in
Tebal head	: 0,375 in
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US\$ 145.396

3.2.13 Rotary Dryer

Nama Alat	: <i>Rotary Dryer</i>
Kode Alat	: RD-01
Fungsi	: Mengeringkan kristal $C_6H_5OH \cdot 7H_2O$
Tipe	: <i>Single Shell Direct Heat Rotary Dryer, Counter Current</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel, SA 283</i>
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm Suhu = 20 °C
Flowrate Umpan	: 5.153,7909 kg/jam
Flowrate Udara	: 26.955,90802 kg/jam

Diameter <i>Rotary</i>	: 2,7367 m
Panjang <i>Rotary</i>	: 10,995 m
Volume Rotary Dryer	: 64.644,143 L
Tebal Kolom	: 0,25 in
Putaran Rotary Dryer	: 3,1923 rpm
Slope kemiringan	: 21,749 °
Power Rotary Dryer	: 19 Hp
Jumlah Alat	:1 Buah
Harga	: US\$ 182.982

3.2.14 Screw Conveyor 01

Nama Alat	: <i>Screw Conveyor</i>
Kode Alat	: SC-01
Fungsi	: Mengangkut Kristal fenol dari kritalizer menuju Rotary Dryer
Tipe	: <i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283</i>
Kapasitas	: 5.153,791 kg/jam
Panjang	: 9,144 m
Putaran Rotary Dryer	: 12,03 rpm
Power Rotary Dryer	: 5 Hp
Jumlah Alat	: 1 Buah
Harga	: US\$ 8.103

3.2.15 Screw Conveyor 02

Nama Alat	: <i>Screw Conveyer</i>
-----------	-------------------------

Kode Alat	: SC-02
Fungsi	: Mengangkut Kristal fenol dari rotary dryer menuju Silo
Tipe	: <i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283</i>
Kapasitas	: 5.050,505 kg/jam
Panjang	: 9,144 m
Putaran Rotary Dryer:	11,789 rpm
Power Rotary Dryer	: 5 Hp
Jumlah Alat	: 1 Buah
Harga	: US\$ 6.400

3.2.16 Silo C₆H₅OH (S-101)

Nama Alat	: Silo C ₆ H ₅ OH
Kode Alat	: S-01
Fungsi	: Menyimpan C ₆ H ₅ OH.7H ₂ O sebanyak 17,823 m ³
Jenis	: <i>Cylindrical Vessel</i> dengan dasar <i>Conical</i>
Bahan	: <i>Carbon steel SA-283</i>
Kondisi Operasi	: Temperatur = 30 °C Tekanan = 1 atm
Diameter Luar	: 1,8398 m
Tinggi	: 8,2791 m
Jumlah Tangki	: 1 Buah
Harga	: US\$ 8.103

3.2.17 Cooler

Nama Alat	: Cooler
Kode Alat	: CL -01
Fungsi	: Menurunkan Suhu Keluaran Reaktor dari 365°C menjadi 30°C
Tipe	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283</i>
Dimensi Tube	: OD : 0,75 in
	BWG : 16
	ID : 0,62 in
	<i>Pressure Drop</i> : 0,0229 psi
Dimensi Shell	: Pitch : 1
	Pass : 1
	Baffle Space : 11,55
	<i>Pressure Drop</i> : 10 psi
Luas Transfer Panas	: 676,5308 ft ²
U _c	: 2.269,7087 Btu/jamft ² °F
U _d	: 300 Btu/jamft ² °F
R _d	: 0,003
Jumlah pipa	: 220 buah
Panjang	: 16 ft
Harga	: US\$ 39.725

3.2.18 Heater -02

Nama Alat	: Heat Exchanger
Kode Alat	: HE-02
Fungsi	: Menaikkan suhu udara untuk Rotary Dryer
Tipe	: Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-283
Dimensi Tube	: OD : 0,75 in
	BWG : 16
	ID : 0,62 in
	<i>Pressure Drop</i> : 0,085 psi
Dimensi Shell	: Pitch : 1
	Pass : 2
	Baffle Space : 8
	<i>Pressure Drop</i> : 1,537 psi
Luas Transfer Panas	: 175,827 ft ²
Uc	: 781,1605 Btu/jamft ² °F
Ud	: 250 Btu/jamft ² °F
Rd	: 0,0052
Jumlah pipa	: 90 buah
Harga	: US\$ 24.53

3.2.19 Pompa

Tabel 3.1 Spesifikasi Pompa

Parameter	(P-01)	(P-02)	(P-03)	(P-04)
Fungsi	Mengalirkan bahan baku Klorobenzena dari Tangki ke Mixer (M-2)	Mengalirkan larutan NaOH40% dari M-01 ke M-02	Mengalirkan larutan dari M-02 ke HE-01 sebelum dialirkan ke Reaktor	Mengalirkan HCl dari tangki ke Netralizer
Type	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Diameter Pipa	0,0525018 m	0,10226 m	0,1022 m	0,052502 m
Panjang Pipa	3,3395 m	7,2177 m	7,217 m	4,1498 m
Power Pompa	0,3333 HP	1,5 Hp	315,5976 Hp	0,1081 Hp
Jumlah	2	2	2	2
Harga	US\$ 7.202	US\$ 16.880	US\$ 16.880	US\$ 7.652

Tabel 3.2 Spesifikasi Pompa

Parameter	(P-05)	(P-06)	(P-07)
Fungsi	Mengalirkan komponen keluaran Netralizer ke Dekanter	Mengalirkan komponen hasil atas dekanter ke evaporator	Mengalirkan komponen keluaranEvaporator ke Kristalizer
Type	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Diameter Pipa	0,035052 m	0,122604 m	0,1026 m
Panjang Pipa	3,9309 m	9,97 m	9,07 m
Power Pompa	0,1061 HP	0,4736 Hp	0,4737 Hp
Jumlah	2	2	2
Harga	US\$ 7.202	US\$ 16.880	US\$ 16.880

3.3 Perencanaan Produksi

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

1. Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

- a. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- b. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya :
 - 1) Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
 - 2) Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
 - 3) Mencari daerah pemasaran.

2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain:

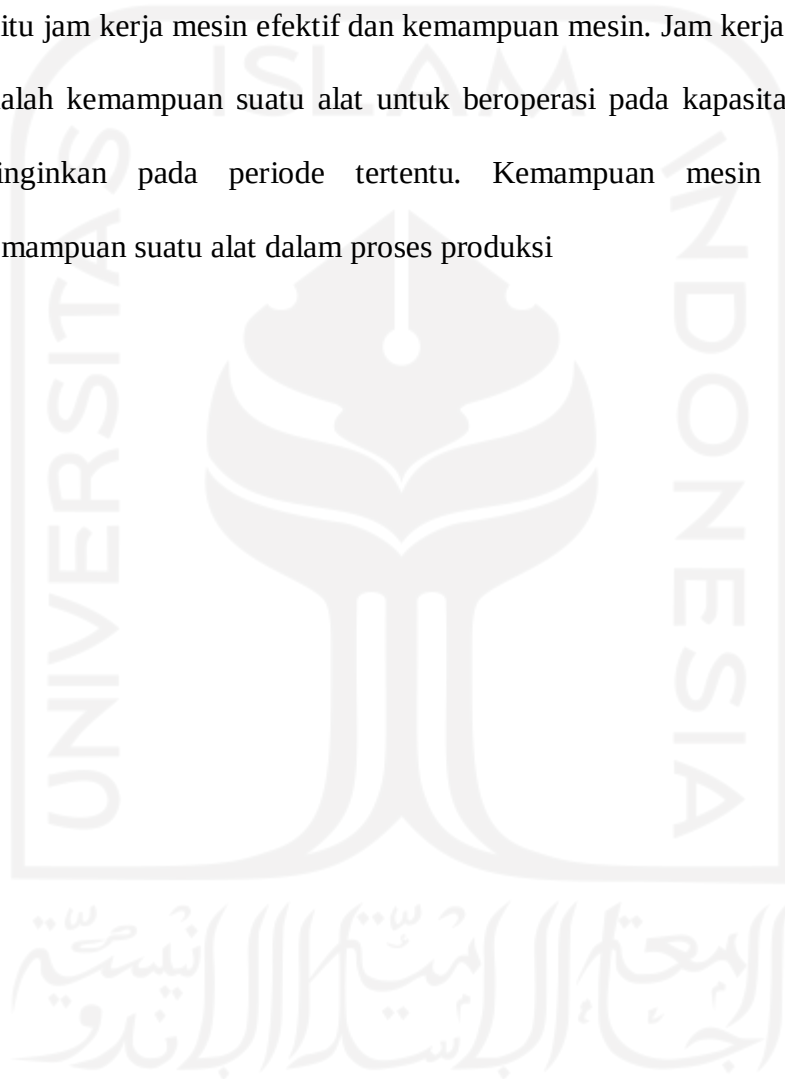
- a. Material (bahan baku)
- b. Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi yang diinginkan
- c. Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik,

untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat.

d. Mesin (peralatan)

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



BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi grafik sangat berpengaruh terhadap kelangsungan serta perkembangan suatu pabrik. Oleh karena itu, pemilihan lokasi pabrik perlu dipertimbangkan dan di perhatikan agar memberikan keuntungan yang sebesar-besarnya bagi perusahaan. Untuk mencapai keuntungan tersebut ada beberapa faktor yang harus diperhatikan seperti halnya sarana transportasi, sumber bahan baku, tenaga kerja, iklim letak geografis, peraturan pemerintah dan beberapa faktor lainnya.

Dengan mempertimbangkan faktor-faktor diatas, Pabrik Fenol ini direncanakan berdiri Jl. Nasional 19, Mangunreja, Puloampel, Kabupaten Serang, Banten. Pemilihan lokasi pabrik didasarkan pada pertimbangan faktor berikut:



Gambar 4.1 Lokasi Pendirian Pabrik Fenol

4.1.1 Faktor Primer

1. Ketersediaan Bahan Baku

Kebutuhan bahan baku merupakan kebutuhan paling dasar yang berkaitan langsung dengan proses produksi. Pemilihan lokasi di Kabupaten Serang, Banten juga mempertimbangkan lokasi sumber bahan baku yang tidak jauh dan mudah dijangkau sehingga proses produksi tidak terhambat dan bisa berpotensi mengalami kerugian jika terjadi keterlambatan dalam pengiriman bahan baku.

Bahan baku yang digunakan dalam proses pembuatan Fenol adalah Klorobenzene, NaOH dan HCl. Bahan baku NaOH dan HCl diperoleh dari PT. Asahimas Chemical yang berada di Kota Cilegon, Banten dengan kapasitas 370.000 ton/tahun. Selain itu, terdapat pabrik sumber bahan baku cadangan yang berada di Kota Serang, Banten yaitu PT. Sulfindo Adiusaha dengan kapasitas produksi 215.000 ton/tahun. Bahan baku yang diperoleh disekitaran Pabrik dapat dilakukan dengan pembuatan pipa penghubung antara Pabrik yang akan didirikan dengan pabrik pemasok bahan baku untuk menghemat biaya transportasi. Sedangkan untuk bahan baku Klorobenzene, diperoleh dari China dengan proses pengiriman melalui jalur laut. Kapal yang mengangkut bahan baku dapat berlabuh didekat pabrik dan langsung mengalirkan bahan baku ke pabrik dengan media pipa.

2. Sarana Transportasi

Lokasi pabrik harus mudah dicapai sehingga mudah dalam pengiriman bahan baku dan penyaluran produk, terdapat transportasi yang lancar baik darat dan laut. Di lokasi pendirian pabrik ini memiliki fasilitas yang memadai dikarenakan masih berada di kawasan sekitar Industri Cilegon dimana fasilitas

dan infrastruktur cukup memadai untuk kebutuhan darat maupun laut.

3. Target Pemasaran

Industri fenol difokuskan pada pemenuhan kebutuhan dalam negeri terutama pada industri fenolat resin, pembuatan bisfenol-A, industri plastik, industri kosmetik dan lain lain. Pemilihan lokasi yang strategis akan membantu upaya pemasaran dan perkembangan industri tersebut diwaktu yang akan datang. Sehingga industri fenol ini direncanakan untuk didirikan di Serang, Banten dengan harapan upaya pemasaran produk akan lebih mudah karena lokasi industri yang menggunakan fenol sebagai bahan baku sebagian besar berada di Pulau Jawa termasuk di Provinsi Banten yang memiliki kawasan industri tersendiri.

4. Tenaga Kerja

Pemilihan lokasi pabrik harus mempertimbangkan sumber tenaga kerja di sekitar pabrik tersebut. Baik sumber daya manusia skill (seperti operator, engineer, dll) maupun sumber daya manusia non skill (seperti satpam, buruh, cleaning service).

Pemilihan lokasi yang dekat dengan kawasan industri di Provinsi Banten yang syarat dengan lembaga pendidikan formal maupun non formal dimana banyak dihasilkan tenaga kerja ahli maupun non ahli, sehingga tidak akan mengalami kesulitan dalam pemenuhan tenaga kerjanya.

5. Utilitas

Faktor utilitas merupakan bagian penting sebagai pertimbangan pemilihan lokasi pabrik. Utilitas pabrik akan menunjang operasional pabrik secara kontinyu dan tanpa kendala. Utilitas sendiri meliputi bahan-bahan penunjang utama seperti air, bahan bakar dan juga kebutuhan listrik.

Penyediaan utilitas baik berupa air maupun kebutuhan listrik dapat diperoleh dengan sangat mudah dengan pemilihan lokasi pabrik di Serang yang juga masih berada di sekitar lokasi kawasan industri Cilegon. Lokasi pabrik yang dekat dengan pantai, dinilai dapat memenuhi kebutuhan air. Dalam proses memenuhi kebutuhan listrik, dipilih PLTU Suralaya dengan kapasitas 3400 MW dan PLTU Banten dengan kapasitas 660 MW yang keduanya berlokasi berdekatan dengan kawasan industri Cilegon, Banten.

4.1.2 Faktor Sekunder

1. Kemungkinan Perluasan Pabrik

Tersedianya lahan yang cukup luas memungkinkan untuk melakukan perencanaan pengembangan luas area pabrik pada masa-masa yang akan datang.

2. Perijinan dan Kebijakan Pemerintah

Pendirian suatu pabrik perlu mempertimbangkan faktor kepentingan pemerintah yang terkait didalamnya seperti kebijakan pengembangan industri, hubungan dengan pemeratan kesempatan kerja dan mengetahui ketentuan-ketentuan mengenai peraturan perundang-undangan yang berlaku di area setempat. Pada lokasi pendirian pabrik, Peraturan Pemerintah Daerah Serang, Banten mendukung dan memfasiliasi masuknya investor untuk pendirian dan pengoperasian pabrik baru dikarenakan daerah ini masih dalam kawasan industri, sehingga pendirian suatu pabrik akan lebih mudah.

3. Bahaya Banjir dan Kebakaran

Pabrik yang akan didirikan harus memperhatikan keselamatannya. Serang yang berada di sekitar Kawasan industri cilegon tidak termasuk daerah rawan banjir dan di kawasan ini memiliki keselamatan terpadu untuk menjaga dari

hal-hal yang berbahaya

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik dapat didefinisikan sebagai tata cara pengaturan fasilitas-fasilitas pabrik guna menunjang kelancaran proses produksi. Pengaturan tersebut akan memanfaatkan luas area untuk penempatan mesin atau fasilitas penunjang produksi lainnya, kelancaran gerakan- gerakan material, penyimpanan material baik yang bersifat temporer maupun permanen, personil pekerja dan sebagainya. Tata letak memiliki banyak dampak strategis karena tata letak menentukan daya saing perusahaan dalam hal kapasitas, proses, fleksibilitas, dan biaya, serta kualitas lingkungan kerja, kontak pelanggan dan citra perusahaan. Tujuan strategi tata letak adalah untuk membangun tata letak yang ekonomis yang memenuhi kebutuhan persaingan perusahaan.

Adapun faktor-faktor yang harus diperhatikan dalam menentukan tata letak suatu pabrik adalah :

1. Kemungkinan perluasan area pabrik

Sejumlah area khusus perlu dipersiapkan untuk perluasan pabrik, penambahan peralatan untuk menambah kapasitas pabrik ataupun untuk pengolahan produk lainnya.

2. Utilitas

Pemasangan dan distribusi gas, udara, *steam* dan listrik yang baik akan mempermudah sistem kerja dan perawatannya. Penempatan peralatan proses harus diatur secara tepat dan efisien agar petugas dapat mudah mencapai peralatan

tersebut. Selain itu, agar menjamin kelancaran operasi dan memudahkan perawatannya.

3. Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap/gas beracun harus diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik. Tangki penyimpanan bahan baku ataupun produk berbahaya harus diletakkan di area khusus serta perlu adanya jarak antara bangunan yang satu dengan yang lain, guna memberikan ruang yang leluasa untuk keselamatan.

4. Aspek Sosial

Pabrik harus memperhatikan aspek sosial yaitu penempatan fasilitas umum seperti tempat parkir dan kantin yang tidak terlalu jauh dari tempat kerja, masjid dan gedung pertemuan serta gedung olahraga yang dapat dimanfaatkan oleh umum. Serta ikut menjaga kelestarian lingkungan, batas maksimal kandungan komponen berbahaya pada limbah harus diperhatikan dengan baik

5. Efisiensi area yang tersedia

Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian sehingga lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

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

1. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung.

Arena ini terdiri dari :

- a. Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi.

- b. Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.
- c. Fasilitas-fasilitas bagi karyawan seperti: poliklinik, kantin, aula, dan masjid.

2. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Merupakan pusat proses produksi dimana alat-alat proses dan pengendali ditempatkan. Daerah proses ini terletak dibagian tengah pabrik yang lokasinya tidak mengganggu. Letak aliran proses direncanakan sedemikian rupa sehingga memudahkan pemindahan bahan baku dari tangki penyimpanan serta memudahkan pengawasan dan pemeliharaan terhadap alat-alat proses.

3. Daerah pergudangan, umum, bengkel dan garasi

Merupakan daerah penyimpanan suku cadang alat proses, bahan baku, dan tempat pemeliharaan serta perawatan peralatan alat penunjang produksi.

4. Daerah utilitas, keamanan dan pemadam kebakaran

Merupakan daerah yang menunjang keperluan penyediaan air, *steam*, *dowtherm* dan tenaga listrik guna menunjang proses produksi serta penyediaan unit pemadam kebakaran. Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap, atau gas beracun, harus benar-benar diperhatikan didalam penentuan tata letak pabrik. Untuk itu diperlukan peralatan-peralatan pemadam kebakaran disekitar lokasi yang berbahaya

5. Area pengelolaan limbah

Merupakan area yang disediakan guna memenuhi pemerhatian aspek sosial dan kelestarian lingkungan. Masalah pengelolaan limbah perlu di perhatikan karena bahaya kandungan komponen pada limbah dapat merusak

komunitas lingkungan sekitar.

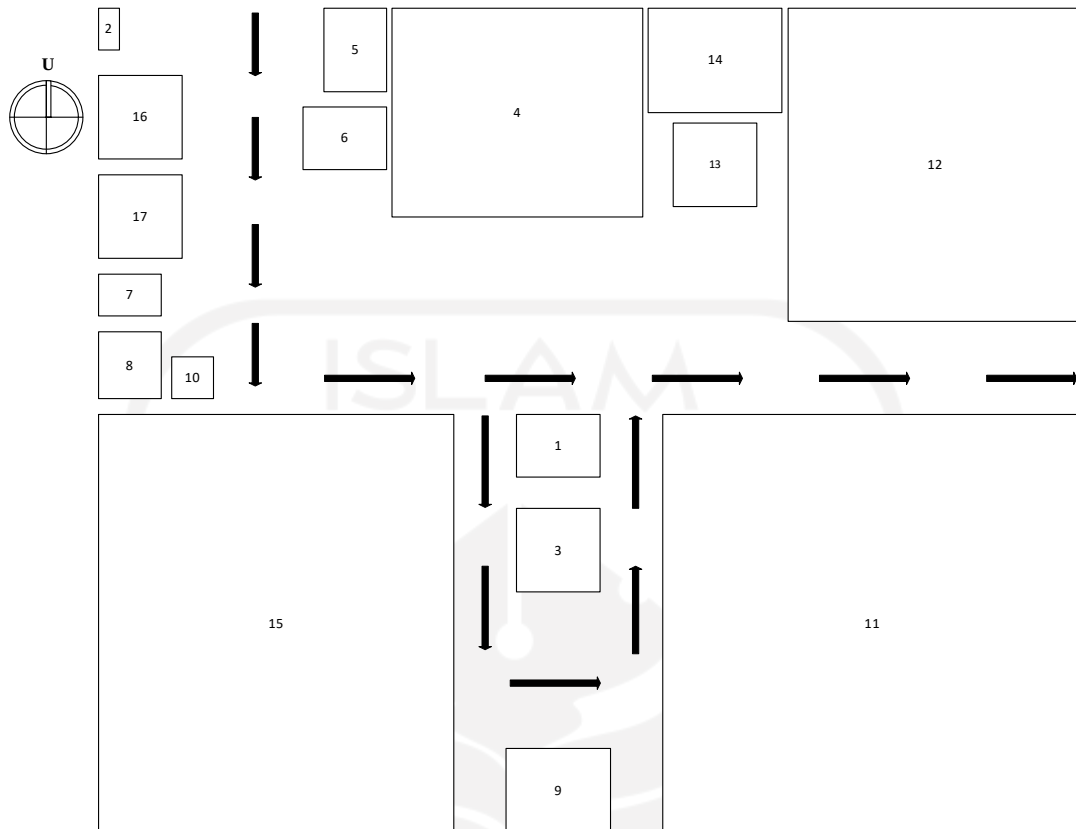
6. Perluasan area

Harga tanah menjadi hal yang membatasi kemampuan penyediaan area. Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah amat tinggi maka diperlukan efisiensi dalam penggunaan ruangan sehingga peralatan tertentu diletakkan di atas peralatan lain ataupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

Adapun tabel rincian luas area bangunan pabrik sebagai berikut :

Tabel 4.1 Rincian Luas Area Pabrik Fenol Kapasitas 40.000 ton/tahun

No	Nama Bangunan	Luas (m ²)		
		Panjang (m)	Lebar(m)	Total luas (m ²)
1	Ruang Kontrol	20	15	300
2	Pos Keamanan	10	5	50
3	Gudang	20	20	400
4	Kantor	60	50	3.000
5	Masjid	25	18	450
6	Kantin	20	15	300
7	Poliklinik	15	10	150
8	Laboratorium	16	15	240
9	Bengkel	25	20	500
10	Perpustakaan	10	10	100
11	Daerah Proses	100	100	10.000
12	Daerah Utilitas	75	70	5.250
13	K3 dan Fire Hidran	20	20	400
14	UPL	32	25	800
15	Area Perluasan	100	85	8.500
16	Tempat Parkir	20	20	400
17	Taman	20	20	400
Total Luas Lahan		31.240		



Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik, Skala 1:1.000

4.3 Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan suatu pabrik, penentuan tata letak alat proses mempunyai beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu :

4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk

Aliran bahan baku dan produk harus diperhatikan efisiensinya agar memberikan keuntungan secara teknis dan ekonomis serta memudahkan dalam kontrol, pengawasan, dan keleluasaan gerak operator.

4.3.2 Aliran Udara

Aliran udara di lingkungan pabrik perlu di perhatikan. Aliran udara yang lancar dapat menghindari terjadinya stagnasi udara di suatu tempat yaitu berupa

penumpukan bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu arah hembusan angin juga perlu diperhatikan agar tidak mengganggu aktifitas para pekerja

4.3.3 Pencehayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau berisiko tinggi harus diberi penerangan tambahan untuk menunjang keselamatan para pekerja.

4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

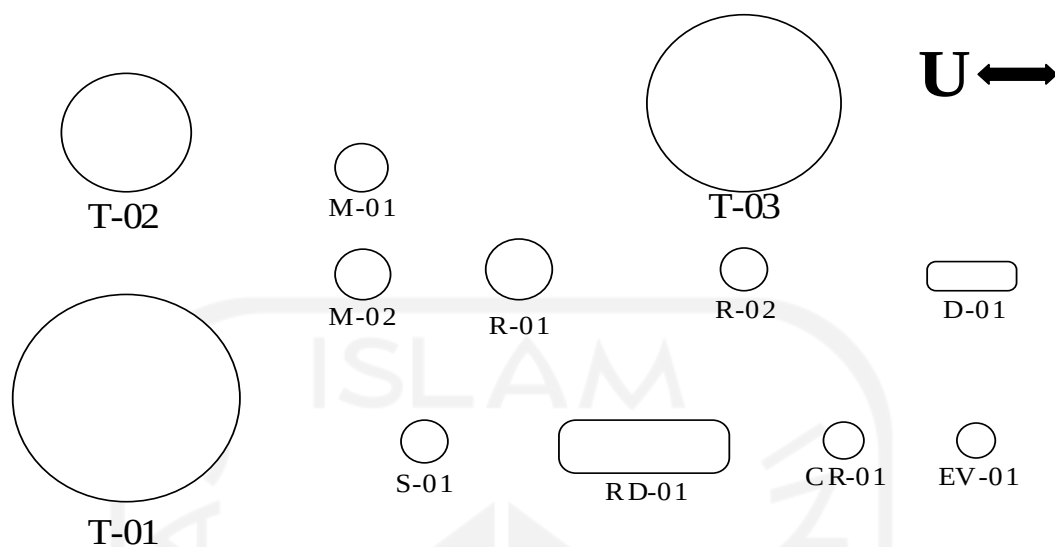
Dalam perancangan *lay out* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat untuk mempermudah penanganan apabila terjadi gangguan alat proses, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan

4.3.5 Pertimbangan Ekonomi

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

4.3.6 Jarak Antar Alat Proses

Memisahkan alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, untuk menghindari kerusakan alat lainnya ketika terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut.



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses Skala 1 : 1000

4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 4.2 Neraca Massa Total

Komponen	Arus Masuk	Arus Keluar
	(Kg/jam)	(Kg/jam)
C ₆ H ₅ Cl	2.948,309	294,8309
NaOH	2.096,575	0,000
C ₆ H ₅ Ona	0,000	54,72061
NaCl	0,000	3.038,645
HCl	1.035,001	0,000
H ₂ O	1.9738,3	17.366,76
C ₆ H ₅ OH	0,000	64,74901
C ₆ H ₅ OH.7H ₂ O	0,000	4.998,48
Total	25.818,19	2.5818,19

4.4.2 Neraca Massa per Alat

4.4.2.1 Mixer 1

Tabel 4.3 Neraca Massa Mixer 1

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
NaOH	2.096,575	0	2.096,575
H ₂ O	3.144,863	15.724,31	18.869,18
Total	20.965,75		20.965,75

4.4.2.2 Mixer 2

Tabel 40.4 Neraca Massa Mixer 2

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
NaOH	2.096,575	0	2.096,575
H ₂ O	18.869,18	0,047178	18.869,22
C ₆ H ₅ Cl	0	2.948,309	2.948,309
Total	23.914,11		23.914,11

4.4.2.3 Reaktor

Tabel 40.5 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/jam)
	Arus 5	Arus 6
C ₆ H ₅ Cl	2.948,309	294,8309
NaOH	2.096,575	209,6575
C ₆ H ₅ ONa	0	2.736,03
NaCl	0	1.379,808
H ₂ O	18.869,22	19.293,78
Total	23.914,11	23.914,11

4.4.2.4 Netralizer

Tabel 4.6 Neraca Massa Netralizer

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/Jam)
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C ₆ H ₅ Cl	294,8309	0	294,8309
C ₆ H ₅ ONa	209,6575	0	54,72061
NaCl	2.736,03	0	3.038,645
HCl	0	1.035,001	0
H ₂ O	1.379,808	869,0785	20.257,2
C ₆ H ₅ OH	19.293,78	0	2.172,786
Total	25.818,19		25.818,19

4.4.2.5 Dekanter

Tabel 40.7 Neraca Massa Dekanter

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
C ₆ H ₅ Cl	294,8309	284,7023	10,1286
C ₆ H ₅ ONa	54,72061	1,094412	53,6262
NaCl	3.038,645	2.734,78	303,8645
H ₂ O	20.257,2	14.180,04	6.077,161
C ₆ H ₅ OH	2.172,786	21,72786	2.151,058
Total	25.818,19	25.818,19	

4.4.2.6 Evaporator

Tabel 4.8 Neraca Massa Evaporator

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
C ₆ H ₅ Cl	10,1286	5,064301	5,064301
C ₆ H ₅ ONa	53,6262	0	53,6262

NaCl	303,8645	0	303,8645
H ₂ O	6.077,161	3.038,581	3.038,581
C ₆ H ₅ OH	2.151,058	0	2.151,058
Total	8.595,838	8.595,838	

4.4.2.7 Kristalizer

Tabel 4.9 Neraca Massa Kristalizer

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 12	Arus 13	Arus 14
C ₆ H ₅ Cl	5,064301	2,53215	2,53215
C ₆ H ₅ ONa	53,6262	26,8131	26,8131
NaCl	303,8645	273,478	30,38645
H ₂ O	3.038,581	74,06856	74,06856
C ₆ H ₅ OH	2.151,058	21,51058	21,51058
C ₆ H ₅ OH.7H ₂ O	0	0	4.998,48
Total	5.552,193	5.552,193	

4.4.2.8 Rotary Dryer

Tabel 4.10 Neraca Massa Rotary Dryer

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	Arus 14	Arus 15	Arus 16
C ₆ H ₅ Cl	2,53215	0	2,53215
C ₆ H ₅ ONa	26,8131	0	26,8131
NaCl	30,38645	0	30,38645
H ₂ O	74,06856	53,30104	20,76752
C ₆ H ₅ OH	21,51058	0	21,51058
C ₆ H ₅ OH.7H ₂ O	4.998,48	49,9848	4.948,495
Total	5.153,791	5.153,791	

4.4.3 Neraca Panas Total

Tabel 4.11 Neraca Panas Total

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ	kJ
C ₆ H ₅ Cl	1.480.532,35	1.466.435,07
NaOH	1.218.964,78	1.195.585,54
H ₂ O	31.334.191,82	33.284.272,19
C ₆ H ₅ ONa	1.352.083,37	1.354.392,84
NaCl	375.977,5194	400.677,35
HCL	14.136,32	0
C ₆ H ₅ OH	13.878.617,89	979.076,72
C ₆ H ₅ OH.7H ₂ O	23.201,69	317.834,46
Udara	5.245.607,18	6.294.119,74
Panas Masuk	26.569.350,66	0
Panas Keluar	0	36.199.785,10
Total	81.492.179,01	81.492.179,01

4.4.4 Neraca Panas Tiap Alat

4.4.4.1 Mixer 1

Tabel 40.12 Neraca Panas Mixer 1

Komponen	Q masuk	Q keluar
	kJ	kJ
NaOH	22.830,45	94.158,64
H ₂ O	725.476,17	2.987.111,91
Panas kelarutan	2.332.963,94	0
Total	3.081.270,56	3.081.270,56

4.4.4.2 Mixer 2

Tabel 4.13 Neraca Panas Mixer 2

Komponen	Q masuk	Q keluar
	kJ	kJ
C ₆ H ₅ Cl	17.191,87	68.463,45
NaOH	94.158,64	91.352,79
H ₂ O	1.629.334,76	1580869,04
Total	1.740.685,27	1.740.685,27

4.4.4.3 Reaktor 1

Tabel 4.14 Neraca Panas Reaktor 1

Komponen	Q masuk	Q keluar
	kJ	kJ
C ₆ H ₅ Cl	1.264.436,57	126.443,66
NaOH	9.16173,7	91.617,37
C ₆ H ₅ ONa	0	1.325.928,24
NaCl	0	296.111,83
H ₂ O	12.470.741,55	12.751.332,54
Panas <i>Steam</i>	287.504,36	0
Panas Reaksi	0	347.422,54
Total	14.938.856,17	14.938.856,17

4.4.4.4 Reaktor 2

Tabel 4.15 Neraca Panas Reaktor 2

Komponen	Q masuk	Q keluar
	kJ	kJ
C ₆ H ₅ Cl	1.719,19	1.719,19
NaOH	2.283,05	0

C ₆ H ₅ Ona	17.424,22	348,48
NaCl	10.131,42	22.311,65
HCl	14.136,32	0
H ₂ O	12.470.741,55	424.823,26
C ₆ H ₅ OH	0	23.778,87
Panas Reaksi	549.092,41	0
Panas yang diambil	0	12.592.546,71
Total	13.065.528,15	13.065.528,15

4.4.4.5 Dekanter

Tabel 4.16 Neraca Panas Dekanter

Komponen	Q masuk	Q keluar
	kJ	kJ
C ₆ H ₅ Cl	1.719,19	1.719,19
C ₆ H ₅ Ona	348,48	348,48
NaCl	22.311,65	22.311,65
H ₂ O	424.823,26	424.823,26
C ₆ H ₅ OH	23.778,87	23.778,87
Total	472.981,45	472.981,45

4.4.4.6 Evaporator

Tabel 4.17 Neraca Panas Evaporator

Komponen	Q masuk	Q keluar
	Kj	Kj
C ₆ H ₅ Cl	59,06	1733,80
C ₆ H ₅ Ona	341,51	7.871,66
NaCl	2.231,17	44.967,96
H ₂ O	127.446,98	2.609.071,79
C ₆ H ₅ OH	23.541,09	505.353,93

Panas penguapan	0	6.446.378,44
Panas <i>Steam</i>	9.461.757,76	0
Total	9.615.377,56	9.615.377,56

4.4.4.7 Kriticalizer

Tabel 4.18 Neraca Panas Kristalizer

Kristalizer		
Komponen	Masuk (kJ)	Keluar (kJ)
C ₆ H ₅ Cl	577,93	29,62
C ₆ H ₅ Ona	7.871,66	338,50
NaCl	44.967,96	2.234,94
H ₂ O	1.304.535,89	3.111,42
C ₆ H ₅ OH	505.353,93	468,28
C ₆ H ₅ OH.7H ₂ O	0	23.201,69
Panas pendingin	0	1.833.922,92
Total	1.863.307,37	1.863.307,37

4.4.4.8 Rotary Dryer

Tabel 4.19 Neraca Panas Rotary Dryer

Rotary Dryer		
Komponen	Masuk (kJ)	Keluar (kJ)
C ₆ H ₅ OH.7H ₂ O	444.987,78	1.767.328,73
Udara	4.367.013,5	3.044.672,5
Total	4.812.001,23	4.812.001,23

4.4.4.9 Heat Exchanger 01

Tabel 40.20 Neraca Panas HE-01

Heat Exchanger 01		
Komponen	Masuk (kJ)	Keluar (kJ)
C ₆ H ₅ Cl	68.463,45	1.264.436,57
NaOH	91.901,57	916.173,7
H ₂ O	1.896.715,61	12.470.741,55
Panas <i>Steam</i>	12.594.271,2	0
Total	14.651.351,82	14.651.351,82

4.4.4.10 Heat Exchanger 02

Tabel 4.21 Neraca Panas HE-02

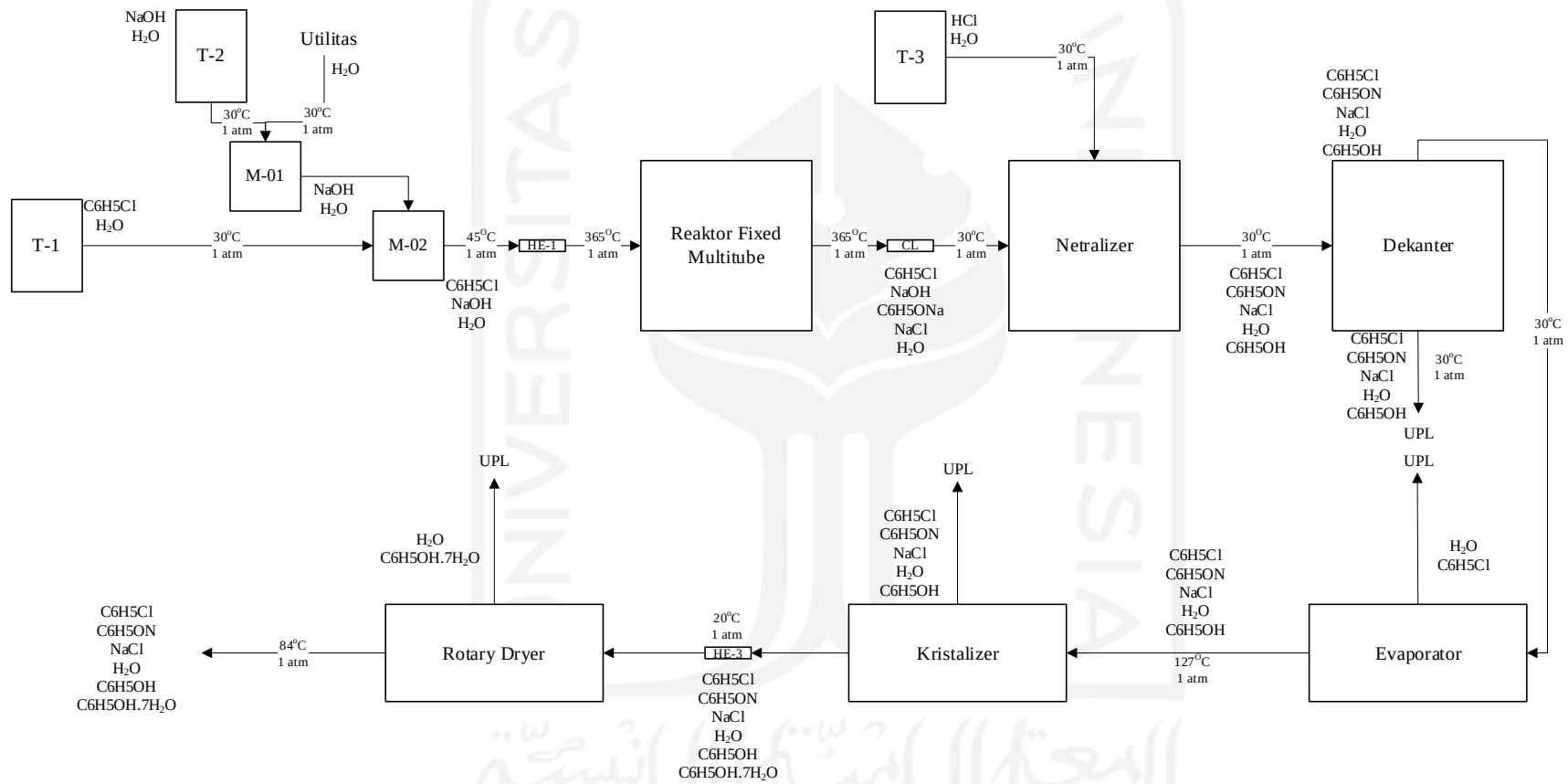
Heat Exchanger 02		
Komponen	Masuk (kJ)	Keluar (kJ)
Udara	878.593,74	2.222.354,73
Panas <i>Steam</i>	1.343.761	0
Total	2.222.354,73	2.222.354,73

4.4.4.11 HE-03

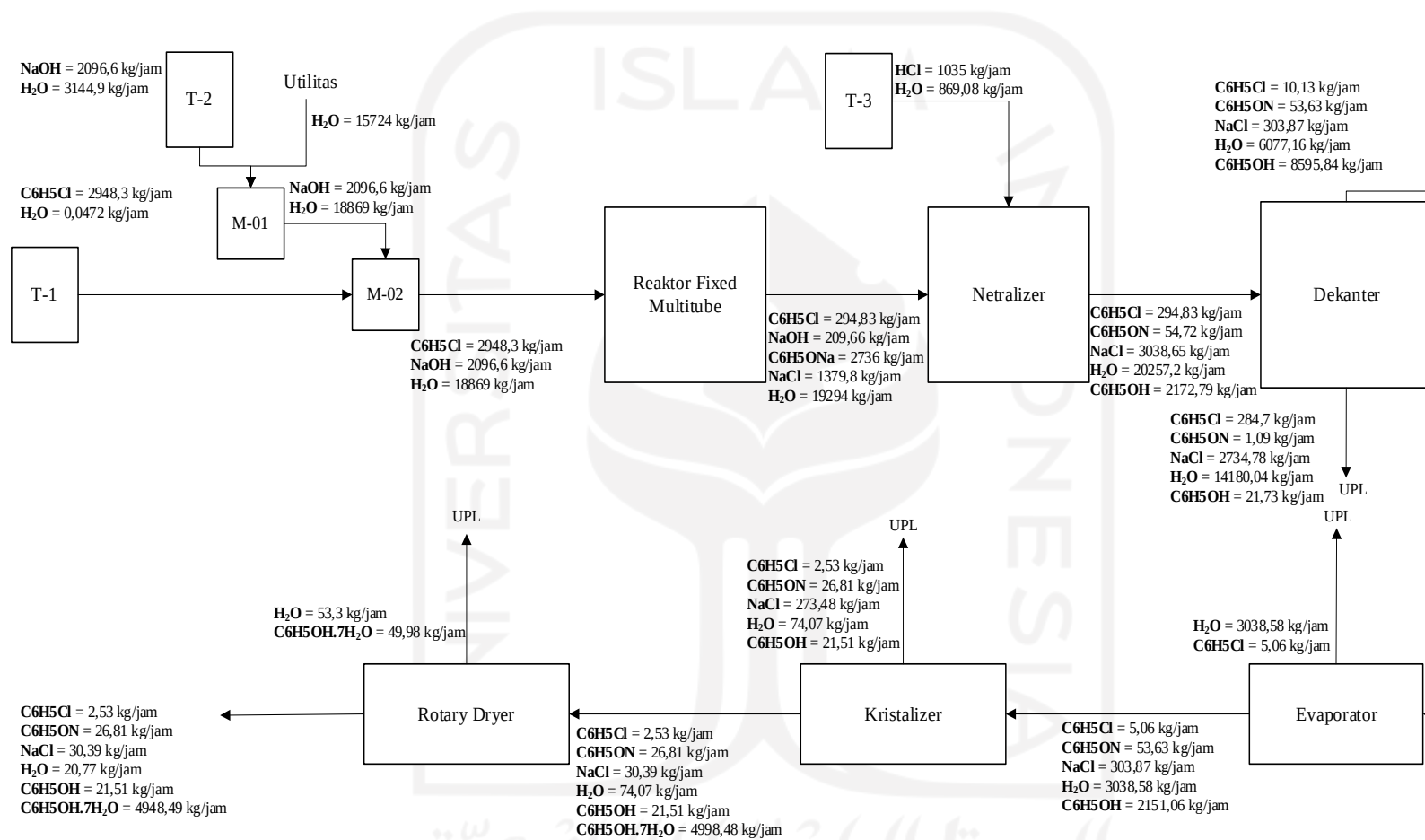
Tabel 4.22 Neraca Panas HE-03

Heat Exchanger 03		
Komponen	Masuk (kJ)	Keluar (kJ)
C ₆ H ₅ Cl	126.443,66	1.719,19
NaOH	9.1617,37	2.283,05
C ₆ H ₅ ONa	1.325.928,24	17.424,22
NaCl	296.111,83	10.131,42
H ₂ O	282.820,34	14.136,32
C ₆ H ₅ OH	13.325.709,86	422.844,68
Panas reaksi	0	14.980.092,43
Total	15.448.631,31	15.448.631,31

4.5 Diagram Alir



Gambar 4.4 Diagram alir kualitatif



Gambar 4.5 Diagram Alir Kuantitatif

4.6 Perawatan (maintenance)

Perawatan (*maintenance*) berfungsi menjaga peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat supaya produksi dapat berjalan dengan lancar sehingga tercapai target produksi dan spesifikasi produk yang diinginkan.

Perawatan yang dilakukan rutin setiap hari maupun terjadwal khusus sesuai buku petunjuknya. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian.

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dapat dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada setiap alat. Perawatan yang dilakukan meliputi:

1. *Over head* 1 x 1 tahun

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur serta *leveling* alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian- bagian alat yang rusak.

2. *Repairing*

Repairing bertujuan untuk memperbaiki bagian-bagian alat dan umumnya dilakukan setelah pemeriksaan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi perawatan

a. Umur alat

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

b. Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas dapat menyebabkankerusakan alat sehingga alat lebih sering dibersihkan.

c. Tenaga manusia

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

4.7 Utilitas

Utilitas berfungsi untuk menunjang proses produksi dalam suatu pabrik agar dapat berjalan lancar. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas ini meliputi :

- a. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
- b. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
- c. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
- d. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
- e. Unit Penyediaan Bahan Bakar

4.7.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

4.7.1.1 Unit Penyediaan Air

Unit penyediaan air adalah salah satu unit fasilitas yang berfungsi untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik. Pada umumnya kebutuhan air di pabrik menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik fenol ini, sumber air yang digunakan berasal air laut selatan yang berada di sekitar Kawasan Industri Cilegon. Adapun penggunaan air laut sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Ketersediaan air laut yang melimpah dibandingkan dengan air sungai maupun air sumur
- Lokasi pendirian pabrik yang terletak tidak jauh dari laut.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk :

1. Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan airumpan boiler adalah sebagai berikut :

a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

Kandungan air perlu diperhatikan. Air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 . O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

b. Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*).

Lerak terbentuk karena adanya kesadahan dan suhu tinggi, biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

c. Zat yang menyebabkan *foaming*.

Foaming adalah terbentuknya busa pada permukaan air. Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan pembusaan karena terdapat zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Pembusaan terjadi terutama pada alkalitas tinggi

2. Air sanitasi.

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan kantor dan rumah tangga. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

a. Syarat fisika, meliputi:

- 1) Suhu : Di bawah suhu udara

- 2) Warna : Jernih
- 3) Rasa : Tidak berasa
- 4) Bau : Tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi:

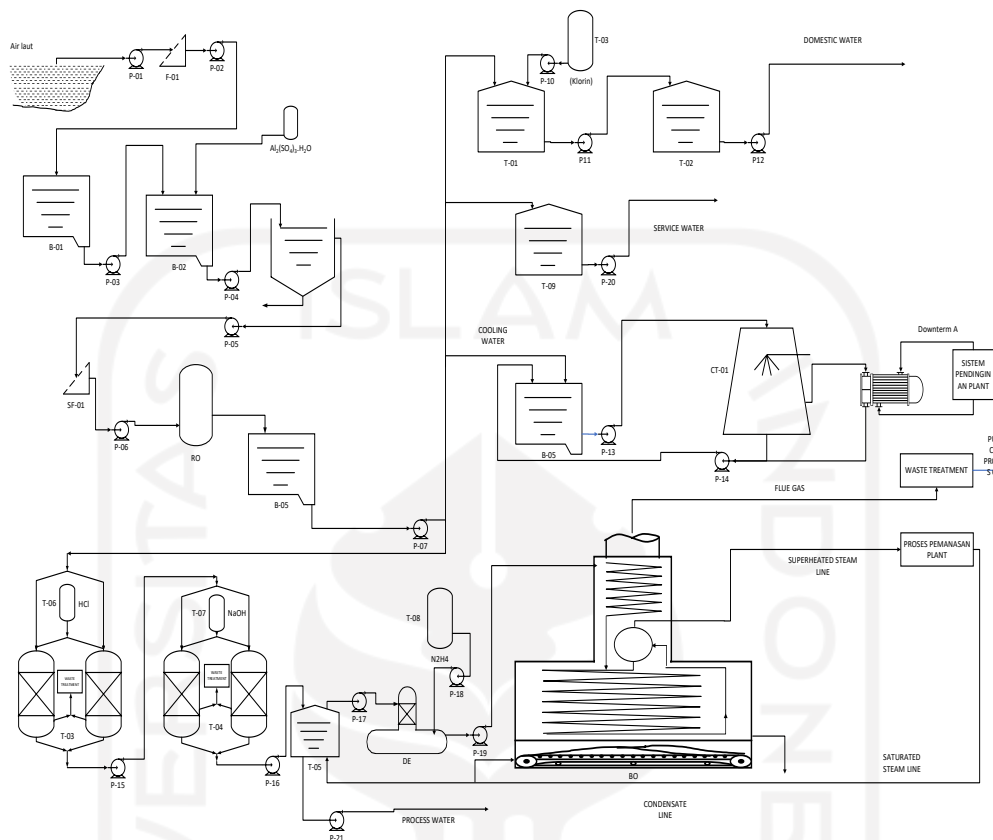
- 1) Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- 2) Tidak mengandung bakteri.

4.7.1.2 Unit Pengolahan Air

Pengolahan air laut pada pabrik Fenol menggunakan proses desalinasi. Air laut adalah air murni yang didalamnya larut berbagai zat padat dan gas. Zat terlarut meliputi garam organik, gas terlarut dan garam-garam anorganik yang berwujud ion-ion. Banyaknya kandungan garam pada air laut mengharuskan adanya proses desalinasi. Desalinasi adalah proses yang menghilangkan kadar garam berlebih dalam air laut untuk mendapatkan air yang dapat digunakan untuk kebutuhan sehari-hari. Metode yang digunakan dalam desalinasi adalah reverse osmosis yang telah banyak digunakan diberbagai industri. Metode ini menggunakan membran semi permeabel yang berfungsi sebagai alat pemisah berdasarkan sifat fisiknya. Proses pemisahan pada membran merupakan perpindahan materi secara selektif yang disebabkan oleh gaya dorong berupa perbedaan tekanan.

Sebelum diproses dengan reverse osmosis, air laut akan disaring di Pre-Treatment Systems untuk menyaring klorinasi dan ganggang yang terkandung dalam air laut. Kemudian, air laut akan masuk *sand filter* untuk menahan atau menyaring partikel-partikel solid yang terbawa oleh air laut. Tahap terakhir yaitu air laut akan masuk kedalam alat reverse osmosis. Keluaran dari reverse osmosis berupa air

yang sudah siap digunakan untuk proses atau kebutuhan sehari-hari.



Gambar 4.6 Diagram Alir Utilitas

4.7.1.3 Kebutuhan Air

Kebutuhan air pada pabrik Fenol dengan kapasitas 40.000ton/tahun dapat dilihat pada Tabel 4.23 di bawah ini:

Tabel 40.23 Kebutuhan Air

No	Kebutuhan Air	Jumlah (Kg/jam)
1	Air Domestik (<i>Domestic Water</i>)	1.350
2	Air Keperluan Umum (<i>Service Water</i>)	258,3333
3	Air Pendingin (<i>Cooling Water</i>)	13.428,5867
4	Air Steam (<i>Steam Water</i>)	8.661,4708
5	Air Proses (<i>Process Water</i>)	18.850,5319
Total		42.548,9227

Total kebutuhan air dengan *over design* 20%, jadi kebutuhan total air pada unit penyediaan dan pengolahan air yang harus disediakan sebesar 51.058,70719 kg/jam.

4.7.2 Unit Penyediaan Udara Instrument (Instrument Air System)

Unit ini berfungsi menyediakan udara tekan untuk menjalankan sistem instrumentasi. Udara tekan biasanya digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol yang bekerja secara pneumatik. Alat-alat penyedia udara tekan adalah kompresor udara dan tangki udara. Kebutuhan udara tekan 93,345 psi dengan *over design* 10% adalah 56,0736 m³/jam (pada kondisi STP).

Kompresor udara berfungsi untuk menaikkan udara dari lingkungan menjadi 6,35 atm. Udara tersebut ditampung dan dikeringkan dengan silika gel dalam sebuah tangki silinder tegak.

4.7.3 Unit Pembangkit dan Pendistribusian Listrik

Kebutuhan listrik utama pada prarancangan pabrik Fenol dipenuhi dari PLN dan cadangannya diperoleh dari generator diesel.

Daya listrik untuk pabrik dialirkan untuk penggerak alat proses, alat transportasi, alat proses, penggerak alat utilitas, penerangan, daya listrik, listrik *instrument*, daya listrik dan listrik *instrument*, faktor daya PLN, total kebutuhan daya (PLN).

Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik dengan pertimbangan:

1. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar

2. Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai kebutuhan dengan
3. Transformer

Kebutuhan listrik pada pabrik sebagai berikut:

Tabel 4.24 Kebutuhan Daya Listrik Pabrik

No	Kebutuhan Listrik	Daya (kW)
1	Kebutuhan listrik untuk <i>Plant</i>	
	Peralatan Proses	1.423,1884
	Utilitas	119,1148
2	Kebutuhan Penerangan dan AC	
	Penerangan	20
	AC	105
3	Laboratorium dan Bengkel	15
4	Instrumentasi	30
Total kebutuhan daya (PLN)		1.712,5032

Sebagai cadangan energi, dipergunakan generator 1.600 kW dengan bahan bakar solar. Kebutuhan solar diperkirakan sebesar 118,0403 L/jam dengan volume tangki penyimpanan bahan bakar solar sebesar 27,0778.

4.8 Organisasi Perusahaan

4.8.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas berbentuk perusahaan yang modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut berpartisipasi. Saham adalah surat berharga yang diterbitkan oleh suatu PT tersebut, orang yang memilikinya menyatakan telah memberikan modal ke perusahaan, yang berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti juga memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas, pemegang saham hanya

bertanggung jawab untuk menyetor penuh jumlah yang sudah ditentukan.

Bentuk perusahaan besar, rata-rata menggunakan Perseroan Terbatas (PT) dan bentuk PT ini adalah asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum. Pabrik fenol yang akan didirikan, direncanakan :

Bentuk	: Perseroan Terbatas (PT)
Lapangan Usaha	: Industri Fenol
Lokasi Perusahaan	: Cilegon, Jawa Barat

Dengan berbentuk perseroan terbatas, kekuasaan tertinggi ditangan rapat umum pemegang saham (RUPS) yang memiliki hak untuk menunjuk dewan direksi sebagai penanggung jawab kegiatan perusahaan sehari-hari.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini didasarkan atas beberapa faktor, antara lain (Widjaja, 2003) :

- Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
- Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris.
- Kelangsungan perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.
- Efisiensi dari manajemen. Para pemegang saham dapat memilih orang yang

ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cukup cakap dan berpengalaman.

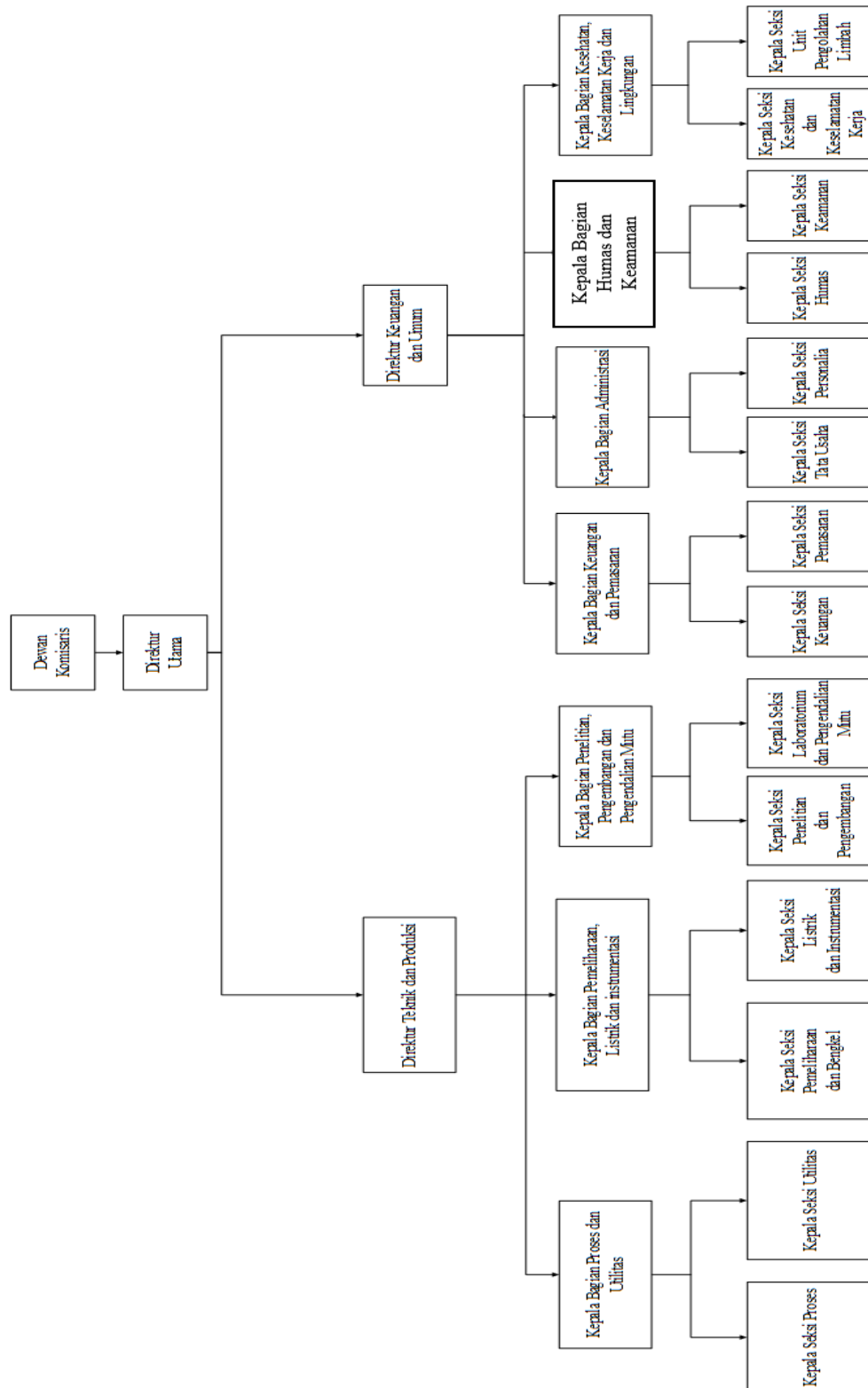
- Lapangan usaha lebih luas karena suatu perseroan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usaha.

4.8.2 Struktur Organisasi

Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

- a. Pemegang saham
- b. Dewan komisaris
- c. Direktur Utama
- d. Direktur
- e. Kepala Bagian
- f. Kepala Seksi
- g. Karyawan dan Operator

Tanggung jawab, tugas dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan tentu saja berbeda-beda. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada rapat umum pemegang saham



Gambar 4.7 Bagan dan Struktur Organisasi Perusahaan

4.8.3 Tugas dan Wewenang

4.8.3.1 Pemegang saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang memberikan modal untuk pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham :

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

4.8.3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham.

Tugas-tugas dewan komisaris meliputi :

- Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran
- Mengawasi tugas-tugas direktur utama
- Membantu direktur utama dalam hal-hal penting

4.8.3.3 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum.

Direktur utama membawahi :

a. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas direktur teknik dan produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

b. Direktur Keuangan dan Umum

Tugas direktur keuangan dan umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

c. Staff Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang staf ahli meliputi:

- Memberikan nasehat dan saran dalam perancangan pengembangan perusahaan
- Mengadakan evaluasi dalam bidang Teknik dan ekonomi perusahaan

- Memberikan saran saran dalam bidang hukum

4.8.3.4 Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari :

- Kepala Bagian Proses dan Utilitas
Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku dan utilitas.
- Kepala Bagian Pemeliharaan, listrik dan instrumentasi
Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.
- Kepala Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu
Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.
- Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran
Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.
- Kepala Bagian Administrasi
Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.
- Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

- Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

4.8.3.5 Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para kepala bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

- Kepala Seksi Proses

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

- Kepala Seksi Utilitas

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, *steam*, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi

- Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

- Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

- Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan

Tugas : Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

- Kepala Seksi Laboratorium dan pengendalian mutu

Tugas : Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku , bahan pembantu, produk dan limbah.

- Kepala Seksi Keuangan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

- Kepala Seksi Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

- Kepala Seksi Tata Usaha

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

- Kepala Seksi Personalia

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

- Kepala Seksi Humas

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

- Kepala Seksi Keamanan

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

- Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas : Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

- Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Tugas : Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

4.8.4 Jabatan dan Keahlian

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggungjawab. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari Sarjan S-1 sampai lulusan SMP, di bawah ini merupakan rincian Jabatan dan keahlian karyawan yang ada di pabrik Fenol dengan kapasitas 40.000 ton /tahun sebagai berikut:

Tabel 4.25 Rincian Jenjang Pendidikan Karyawan

No	Jabatan	Jenjang Pendidikan
1	Direktur Utama	Magister Teknik Kimia/Manajemen
2	Direktur Teknik dan Produksi	Magister Teknik Kimia/Indutri
3	Direktur Keuangan dan Umum	Magister Ekonomi/Bisnis
4	Staff Ahli	S1/S2/S3 Teknik Kimia dan Ekonomi
5	Sekretaris	Ahli Madya Sekretaris
6	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik
7	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik
8	Kepala Bagian R&D	Sarjana Teknik/Sains
9	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi
10	Kepala Bagian Pemasaran	Teknik Industri/Ekonomi

No	Jabatan	Jenjang Pendidikan
11	Kepala Bagian Umum	Sarjana Ekonomi
12	Kepala Seksi Personalia	Sarjana Sosial/Hukum/Psikologi
13	Kepala Seksi Humas	Sarjana Sosial/Hukum/Psikologi
14	Kepala Seksi Keamanan	Sarjana Hukum
15	Kepala Seksi Pembelian	Sarjana Teknik Industri/Ekonomi
16	Kepala Seksi Penjualan	Sarjana Ekonomi
17	Kepala Seksi Keuangan	Sarjana Ekonomi
18	Kepala Seksi Proses	Sarjana Teknik Kimia
19	Kepala Seksi Pengendalian	Sarjana Teknik Kimia
20	Kepala Seksi Laboratorium	Sarjana Kimia/Teknik Kimia
21	Kepala Seksi Pemeliharaan	Sarjana Teknik Kimia/ Mesin/Teknik Elektro
22	Kepala Seksi R&D	Sarjana Teknik/Sains
23	Kepala Seksi Utilitas	Sarjana Teknik/Sains
24	Karyawan Bagian Personalia	Ahli Madya Sosial/Psikologi/Hukum
25	Karyawan Bagian Humas	Ahli Madya Ekonomi/Hukum/Sosial
27	Kepala Regu	Sarjana Teknik/Sains
28	Karyawan Keamanan	SMK/SLTA/Sederajat
29	Karyawan Bagian Pembelian	Ahli Madya Teknik Industri/Ekonomi
30	Karyawan Bagian Penjualan	Ahli Madya Ekonomi/Teknik Industri
31	Karyawan Bagian Administrasi	Ahli Madya Ekonomi
32	Karyawan Keuangan dan Akuntansi	Ahli Madya Ekonomi
33	Karyawan Bagian Pengendalian	Ahli Madya Teknik Kimia

No	Jabatan	Jenjang Pendidikan
34	Karyawan Proses	Sarjana Sains/Teknik
35	Staff Administrasi	Ahli Madya Ekonomi
36	Kepala Regu	Sarjana Teknik/Sains
37	Operator	Ahli Madya Teknik Kimia
38	Karyawan Laboratorium	S1 Sarjana Sains/Teknik Kimia
39	Staff Administrasi	Ahli Madya Teknik Kimia
40	Kepala Regu	Sarjana Teknik Kimia
41	<i>Staff Process Quality Control</i>	Ahli Madya Teknik Kimia
42	<i>Staff Raw Material Quality Control</i>	Ahli Madya Teknik Kimia
43	<i>Staff Product Quality Control</i>	Ahli Madya Teknik Kimia
44	Analisis	D3/S1 Sains/Analisis Kimia
45	Karyawan Pemeliharaan	D3/S1 Teknik
46	Karyawan Utilitas	D3/S1 Teknik
47	Staff Administrasi	D3/S1 Ekonomi
48	Kepala Regu	S1/D3 Teknik/Sains
49	Operator	S1/D3 Teknik/Sains
50	Karyawan R&D	S1 Sains/Teknik Kimia
51	Karyawan Ahli Pemadam Kebakaran	Ahli Madya/S1 K3
52	Dokter	Dokter
53	Perawat	D3/S1 Perawat
54	Karyawan K3	Ahli Madya/S1 K3
55	Supir dan Pesuruh	SMK/SLTA/Sederajat
56	<i>Office Boy</i>	SMK/SLTA/Sederajat

4.8.5 Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan disesuaikan dengan kebutuhan produksi pabrik, sehingga target produksi pabrik dapat berjalan efektif.

Tabel 4.26 Jumlah Karyawan

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	1
3	Direktur Keuangan dan Umum	1
4	Staff Ahli	1
5	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1
6	Ka. Bag. Perencanaan dan pemeliharaan	1
7	Ka. Bag. Mitra Bisnis	1
8	Ka. Bag. Teknologi	1
9	Ka. Bag. Litbang	1
10	Ka. Bag. Administrasi Keuangan	1
11	Ka. Bag. Pengembangan SDM	1
12	Ka. Bag. UMUM	1
13	Ka. Bag. IT	1
14	Ka. Sek. Utilitas	1
15	Ka. Sek. Proses	1
16	Ka. Sek. Bengkel dan Pemeliharaan	1
17	Direktur Utama	1
18	Ka. Sek. Administrasi Pemasaran	1
19	Ka. Sek. Administrasi Penjualan	1
20	Ka. Sek. Pengelolaan Energi	1
21	Ka. Sek. Pengendalian Kualitas	1
22	Ka. Sek. K3	1
23	Ka. Sek. Keuangan	1
24	Ka. Sek. Pelaporan Keuangan dan Manajemen	1
25	Ka. Sek. Akutansi Biaya	1
26	Ka. Sek. Pelayanan UMUM	1
27	Ka. Sek. Keamanan	1
28	Karyawan Bengkel dan Pemeliharaan	4

No	Jabatan	Jumlah
29	Karyawan Operasi Pemeliharaan	4
30	Karyawan Administrasi Pemasaran	4
31	Karyawan Administrasi Penjualan	4
32	Karyawan Pengelolaan Energi	4
33	Karyawan Pengendalian Kualitas	3
34	Karyawan K3	3
35	Karyawan Keuangan	3
36	Karyawan Pelaporan Keuangan	4
37	Karyawan Akutansi Biaya	4
38	Karyawan Pelayanan Umum	4
39	Karyawan SDM	4
40	Karyawan Operasi	14
41	Karyawan Utilitas	9
42	Karyawan IT	6
43	Operator Proses	21
44	Operator Utilitas	10
45	Sekretaris	6
46	Dokter	2
47	Perawat	4
48	Satpam	5
49	Supir	7
50	Cleaning Service	7

4.8.6 Pembagian Jam Kerja

Pabrik Fenol ini akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau *turn around*. Pembagian jam kerja karyawan digolongkan menjadi dua golongan, yaitu:

a. *Karyawan non shift*

Karyawan non shift adalah para karyawan yang tidak menangani proses secara langsung, yang termasuk karyawan ini adalah Direktur, Staf ahli, Kepala Bidang, Kepala Seksi, serta bawahan yang berada di kantor. Karyawan harian dalam satu minggu bekerja selama 5 hari dengan pembagian kerja sebagai berikut: Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai non shift:

Jam Kerja : Senin – Jum'at pukul 08.00 – 16.00 WIB
 Jam Istirahat : Senin – Kamis pukul 12.00 – 13.00 WIB
 Jum'at pukul 11.30 – 13.30 WIB

b. *Karyawan shift*

Karyawan Shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, dan bagian-bagian yang lainnya serta harus siaga untuk keselamatan dan keamanan pabrik. Para karyawan *shift* akan bekerja secara bergantian sehari semalam.

Karyawan shift dibagi dalam 3 shift dengan pengaturan sebagai berikut:

Shift Pagi : Pukul 08.00 – 16.00 WIB
 Shift Siang : Pukul 16.00 – 00.00 WIB
 Shift Malam : Pukul 00.00 – 08.00 WIB

Untuk karyawan *shift* ini, dibagi menjadi 4 regu, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dilakukan secara bergantian. Tiap regu mendapat giliran 5 hari kerja dan 2 hari libur, tiap *shift* dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Untuk

hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah regu yang masuk tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu dapat dilihat pada Tabel 4.22 sebagai berikut:

Tabel 4.27 Jadwal Kerja Masing-Masing per Kelompok

Grup	Tanggal														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
I	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L
II	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P
III	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S
IV	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M

Grup	Tanggal														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
I	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L
II	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P
III	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S
IV	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M

Keterangan:

P = Pagi M = Malam

S = Siang L = Libur

4.8.7 Catatan

1. Cuti Tahunan

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

2. Hari Libur Nasional

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

3. Kerja Lembur (Overtime)

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

4.8.8 Sistem Gaji Karyawan

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

Tabel 4.28 Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan
Direktur Utama	1	Rp. 100.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp. 50.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp. 50.000.000
Staff Ahli	1	Rp. 35.000.000
Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1	Rp. 30.000.000
Ka. Bag. Perencanaan dan Pemeliharaan	1	Rp. 30.000.000
Ka. Bag. Mitra Bisnis	1	Rp. 30.000.000
Ka. Bag. Teknologi	1	Rp. 30.000.000
Ka. Bag. Litbang	1	Rp. 30.000.000
Ka. Bag. Administrasi Keuangan	1	Rp. 30.000.000
Ka. Bag. Pengembangan SDM	1	Rp. 30.000.000
Ka. Bag. UMUM	1	Rp. 30.000.000
Ka. Bag. IT	1	Rp. 30.000.000

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan
Ka. Sek. Utilitas	1	Rp. 20.000.000
Ka. Sek. Proses	1	Rp. 20.000.000
Ka. Sek. Bengkel dan Pemeliharaan	1	Rp. 20.000.000
Ka. Sek. Operasi Pemeliharaan	1	Rp. 20.000.000
Ka. Sek. Administrasi Pemasaran	1	Rp. 20.000.000
Ka. Sek. Administrasi Penjualan	1	Rp. 20.000.000
Ka. Sek. Pengelolaan Energi	1	Rp. 20.000.000
Ka. Sek. Pengendalian Kualitas	1	Rp. 20.000.000
Ka. Sek. K3	1	Rp. 20.000.000
Ka. Sek. Keuangan	1	Rp. 20.000.000
Ka. Sek. Pelaporan Keuangan dan Manajemen	1	Rp. 20.000.000
Ka. Sek. Akutansi Biaya	1	Rp. 20.000.000
Ka. Sek. Pelayanan UMUM	1	Rp. 20.000.000
Ka. Sek. Keamanan	1	Rp. 20.000.000
Karyawan Bengkel dan Pemeliharaan	4	Rp. 8.000.000
Karyawan Operasi Pemeliharaan	4	Rp. 8.000.000
Karyawan Administrasi Pemasaran	4	Rp. 8.000.000
Karyawan Administrasi Penjualan	4	Rp. 8.000.000
Karyawan Pengelolaan Energi	4	Rp. 8.000.000
Karyawan Pengendalian Kualitas	3	Rp. 8.000.000
Karyawan K3	3	Rp. 8.000.000
Karyawan Keuangan	3	Rp. 8.000.000
Karyawan Pelaporan Keuangan	4	Rp. 8.000.000
Karyawan Akutansi Biaya	4	Rp. 8.000.000
Karyawan Pelayanan Umum	4	Rp. 8.000.000
Karyawan SDM	4	Rp. 8.000.000
Karyawan Operasi	14	Rp. 8.000.000
Karyawan Utilitas	9	Rp. 8.000.000
Karyawan IT	6	Rp. 8.000.000

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan
Operator proses	21	Rp. 8.000.000
Operator Utilitas	10	Rp. 8.000.000
Sekretaris	6	Rp. 7.000.000
Dokter	2	Rp. 20.000.000
Perawat	4	Rp. 5.000.000
Satpam	5	Rp. 3.500.000
Supir	7	Rp. 3.500.000
Cleaning Service	7	Rp. 3.300.000
Total	163	Rp. 963.300.000

4.8.9 Fasilitas Karyawan

Untuk meningkatkan kelangsungan produktivitas karyawan maka disediakan fasilitas yang memadai. Maka perusahaan menyediakan fasilitas yang bermanfaat dalam lingkungan perusahaan yang berhubungan dengan kepentingan para karyawan.

Adapun fasilitas-fasilitas yang diberikan perusahaan adalah:

1. Poliklinik

Demi meningkatkan efisiensi produksi, faktor kesehatan karyawan merupakan hal yang sangat berpengaruh. Oleh karena itu, perusahaan menyediakan fasilitas poliklinik yang ditangani oleh dokter dan perawat.

2. Pakaian kerja

Untuk menghindari kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahunnya, selain itu juga disediakan masker sebagai alat pengaman kerja.

3. Makan dan minum

Perusahaan menyediakan makan dan minum 1 kali sehari yang rencananya akan dikelola oleh perusahaan catering yang ditunjuk oleh perusahaan.

4. Koperasi

Koperasi karyawan didirikan untuk mempermudah karyawan dalam hal simpan pinjam, memenuhi kebutuhan pokok dan perlengkapan rumah tangga serta kebutuhan lainnya.

5. Tunjangan Hari Raya (THR)

Tunjangan ini diberikan setiap tahun, yaitu menjelang Hari Raya Idul Fitri dan besarnya tunjangan tersebut sebesar satu bulan gaji.

6. Badan Penyelenggara Jaminan Kesehatan Ketenagakerjaan (BPJSK)

Merupakan asuransi pertanggungan jiwa dan asuransi kecelakaan.

7. Tempat Ibadah

Perusahaan membangun tempat ibadah (Masjid) agar karyawan dapat menjalankan kewajiban rohaninya dan melaksanakan aktifitas keagamaan lainnya.

8. Transportasi

Untuk meningkatkan produktifitas dan memperingan beban pengeluaran karyawan, perusahaan memberikan uang transportasi tiap hari yang penyerahannya bersamaan dengan penerimaan gaji tiap bulannya.

9. Hak Cuti

Cuti Tahunan diberikan kepada karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun

10. Cuti Masal

Setiap tahun diberikan cuti massal untuk karyawan bertepatan dengan

hari raya Idul Fitri selama 4 hari kerja.

4.9 Evaluasi Ekonomi

Perhitungan evaluasi ekonomi ditujukan untuk mengetahui apakah suatu pabrik layak didirikan atau tidak, ditinjau dari beberapa aspek ekonomi.

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi:

1. Modal (*Capital Investment*)
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a. Manufacturing cost (MC)
 - Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - Biaya produksi tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
 - b. Pengeluaran Umum (*General Expense*)
3. Analisa Keuntungan
4. Analisa Kelayakan Ekonomi
 - a. *Percent Return on Investment* (ROI)
 - b. *Pay Out Time* (POT)
 - c. *Break Event Point* (BEP)
 - d. *Shut Down Point* (SDP)
 - e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial didirikan atau tidak maka dilakukan analisis kelayakan:

a. *Percent Return on Investment (ROI)*

Percent Return on Investment merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasikan.

b. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya capital investment dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

c. *Break Event Point (BEP)*

Break Event Point adalah titik impas dimana tidak mempunyai suatu keuntungan/ kerugian.

d. *Shut Down Point (SDP)*

Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan).

e. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan “*Discounted Cash Flow*” merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi. *Rated of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga

maksimal di mana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

4.9.1 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan yang menunjang proses selalu mengalami perubahan setiap tahunnya karena dipengaruhi oleh kondisi ekonomi. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Harga peralatan pada tahun rencana pabrik berdiri yaitu tahun 2024 dicari dengan menggunakan persamaan *least square*, dengan menggunakan data index dari tahun 2002 sampai 2015. Berikut adalah indeks harga yang disebut CEP indeks atau *Chemical Plant Cost Index* (CEPCI).

Tabel 4.29 Indeks Harga Alat

Tahun	Indeks
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7

Tahun	Indeks
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8

Sumber : www.chemengonline.com/pci

Berdasarkan data di atas persamaan regresi linier yang diperoleh adalah:

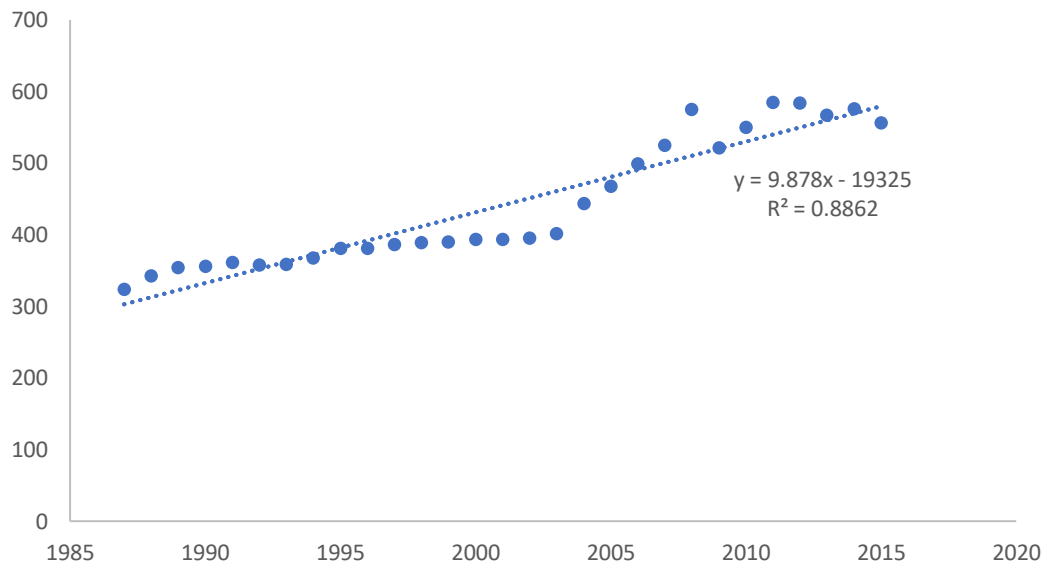
$$Y = 9,878x - 19,325$$

Pabrik Fenol dengan kapasitas 40.000 ton/tahun rencananya akan didirikan pada tahun 2025, maka dengan memasukkan harga $x = 2025$ pada persamaan di atas diperoleh indeks harga pada tahun 2025 (y) adalah pada tabel dibawah ini.

Tabel 4.30 Indeks Harga Alat Tahun 2025

Tahun	Index
2016	589,048
2017	598,926
2018	608,804
2019	618,682
2020	628,560
2021	638,438
2022	648,316
2023	658,194
2024	668,072
2025	677,950

Hubungan antara tahun dan indeks harga dapat dilihat pada Grafik 4.8 di bawah ini:



Gambar 4.8 Hubungan antara Tahun dan Indeks Harga

Harga-harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi situs www.matche.com. Harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

$$Ex = \frac{Nx}{Ny} \times Ey \dots \dots \dots (3)$$

(Aries & Newton, 1955)

di mana:

Ex : Harga pembelian

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi (2014)

Nx : Index harga pada tahun pembelian

Ny : Index harga pada tahun referensi (2014)

4.9.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi : 40.000 ton/tahun

Pabrik beroperasi : 330 hari kerja

Umur alat : 10 tahun

Kurs mata uang : \$1 = Rp 14.450-

Tahun pabrik didirikan : 2025

4.9.3 Perhitungan Biaya

4.9.3.1 Modal (Capital Investment)

Capital Investment adalah biaya untuk pengadaan fasilitas- fasilitas pabrik beserta kelengkapannya dan biaya untuk mengoperasikan pabrik. Terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

Tabel 4.31 Physical Plant Cost Tabel 4. 30 Direct Plant Cost (DPC)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	Rp 158.048.980.642	\$10.937.646
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 39.512.245.160	\$ 2.734.411
3	Instalasi cost	Rp 67.961.061.676	\$ 4.703.188
4	Pemipaan	Rp 56.897.633.031	\$ 3.937.552
5	Instrumentasi	Rp 47.414.694.192	\$ 3.281.294
6	Insulasi	Rp 12.643.918.451	\$ 875.012
7	Listrik	Rp 23.707.347.096	\$ 1.640.647
8	Bangunan	Rp 150.175.000.000	\$ 10.392.734
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp 230.610.000.000	\$ 15.959.170
	Total	Rp 786.970.880.249	\$54.461.653

Tabel 4.32 Direct Plant Cost (DPC)

No	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Engineering and Constrution	Rp 157.394.176.050	\$ 10.892.330,52
	DPC	Rp 944.365.056.299	\$ 65.353.983,13

Tabel 4.33 Fixed Capital Investment (FCI)

No	Fixed Capital	Biaya (Rp)	Biaya, \$
1	Direct Plant Cost	Rp944.365.056.299	\$ 65.353.983,13
2	Cotractor's fee	Rp 37.774.602.252	\$ 2.614.159,33
3	Contingency	Rp 94.436.505.630	\$ 6.535.398,31
	Jumlah	Rp 1.076.576.164.181	\$ 74.503.540,77

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan/mengoperasikan suatu pabrik selama waktu tertentu.

Tabel 4.34 Total Working Capital Investment (WCI)

No	Type of Expenses	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp1.453.742.233.245	\$ 101.924.015,51
2	<i>Inproses Onventory</i>	Rp 4.381.315.027	\$ 307.180,47
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 97.067.638.907	\$ 6.805.555,56
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 416.004.166.743	\$ 29.166.666,67
5	<i>Available Cash</i>	Rp 240.972.326.502	\$ 16.894.925,79
	<i>Working Capital (WC)</i>	Rp 2.212.167.680.423	\$ 155.098.344

4.9.3.2 Biaya Produksi (Manufacturing Cost)

Manufacturing Cost adalah biaya yang diperlukan untuk produksi suatu bahan, merupakan jumlah *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Menurut Aries & Newton, *Manufacturing Cost* meliputi:

a. *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

Direct Manufacturing Cost (DMC) adalah pengeluaran langsung dalam pembuatan suatu produk.

b. *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

Indirect Manufacturing Cost (IMC) adalah pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk.

c. *Fixed Manufacturing Cost* (FMC)

Fixed Manufacturing Cost (FMC) adalah pengeluaran tetap yang tidak bergantung waktu dan tingkat produksi.

d. Pengeluaran Umum (*General Expense*)

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

Tabel 4.35 Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 2.019.169.195.402	\$ 139.734.892
2	<i>Labor</i>	Rp 21.524.400.000	\$ 1.489.578
3	<i>Supervision</i>	Rp 2.582.928.000	\$ 178.749
4	<i>Maintenance</i>	Rp 21.531.523.284	\$ 1.490.071
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 3.229.728.493	\$ 223.511
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 32.454.630.058	\$ 2.245.995
7	<i>Utilities</i>	Rp 101.120.946.995	\$ 6.997.989
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		Rp 2.201.613.352.231	\$ 152.360.786

Tabel 4.36 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 3.228.660.000	\$ 223.437
2	<i>Laboratory</i>	Rp 2.152.440.000	\$ 148.958
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 17.219.520.000	\$ 1.191.662
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 162.273.150.290	\$ 11.229.976
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		Rp 184.873.770.290	\$ 12.794.043

Tabel 4.37 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 86.126.093.134	\$ 5.960.283
2	<i>Propertu taxes</i>	Rp 21.531.523.284	\$ 1.490.071
3	<i>Insurance</i>	Rp 10.765.761.642	\$ 745.035
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		Rp 118.423.378.060	\$ 8.195.389

Tabel 4.38 Total Manufacturing Cost (TMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Direct Manufacturing Cost (DMC)	Rp 2.201.613.352.231	\$ 152.360.786
2	Indirect Manufacturing Cost (IMC)	Rp 184.873.770.290	\$ 12.794.033
3	Fixed Manufacturing Cost (FMC)	Rp 118.423.378.060	\$ 8.195.389
Manufacturing Cost (MC)		Rp 2.504.910.500.580	\$ 173.350.208

Tabel 4.39 Pengeluaran Umum (General Expense)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Administration	Rp 125.245.525.029	\$ 8.667.510
2	Sales expense	Rp 200.392.840.046	\$ 13.868.017
3	Research	Rp 125.245.525.029	\$ 8.667.510
4	Finance	Rp 75.296.803.932	\$ 5.210.851
General Expense (GE)		Rp 526.180.694.037	\$ 36.413.889

Tabel 4.40 Total Production Cost (TPC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Manufacturing Cost (MC)	Rp 2.504.910.500.580	\$ 173.350.208
2	General Expense (GE)	Rp 526.180.694.037	\$ 36.413.889
Total Production Cost (TPC)		Rp 3.031.091.194.617	\$ 209.764.097

4.9.3.3 Analisa Keuntungan

Total penjualan = Rp3.245.463.005.794

Total Production cost = Rp3.031.091.194.617

Keuntungan sebelum pajak = Rp214.371.811.176,84

Pajak (50-52 % dari keuntungan) = Rp111.473.341.812

(diambil 52%) (aries & newton P.190)

Keuntungan setelah pajak = Rp102.898.469.365

4.9.3.4 Analisis Kelayakan

Analisa atau evaluasi kelayakan pada suatu perancangan pabrik dilakukan untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh sehingga dapat dikategorikan pabrik tersebut layak untuk didirikan atau tidak. Beberapa komponen yang harus dihitung dalam menyatakan kelayakan suatu pabrik adalah:

a. *Percent Return On Investment (% ROI)*

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

$$\% ROI = \frac{\text{keuntungan}}{\text{fixed capital}} \times 100\% \quad (4.9)$$

(aries & newton, P.196)

b. *Pay Out Time (POT)*

Pay out time adalah jangka waktu pengembalian modal yang ditanam berdasarkan keuntungan yang telah dicapai.

$$\% ROI = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi}} \quad (4.10)$$

c. *Break Even Point (BEP)*

Break even point merupakan batas suatu pabrik dapat dikatakan tidak untung tidak rugi. Dengan kata lain, BEP merupakan kapasitas produksi yang menghasilkan harga jual sama dengan total cost

$$BEP = \frac{Fa + 0.3Ra}{Sa - Va - 0.7Ra} \times 100\% \quad (4.12)$$

Dimana :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variabel Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

d. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point adalah level produksi dimana biaya untuk menjalankan operasi lebih mahal daripada untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*

$$SDP = \frac{0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% \quad (4.13)$$

e. *Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)*

Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

$$(FC + WC)(1 + i)^N = c \sum_{n=0}^{N-1} (1 + i)^N + WC + SV \quad (4.11)$$

Dimana:

FC : *Fixed Capital*

WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Value*

C : *Cash flow*

: *Profit After Taxes + Depresiasi + Finance*

N : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR

4.9.3.5 Hasil Perhitungan

a. Penentuan *Fixed Cost* (Fa)

Tabel 4.41 Fixed Cost (Fa)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	86.126.093.134	5.960.283
2	<i>Property taxes</i>	21.531.523.284	1.490.071
3	<i>Insurance</i>	10.765.761.642	745.035
<i>Fixed Cost (Fa)</i>		118.423.378.060	8.195.389

Nilai *Fixed Cost* (Fa) adalah penjumlahan dari *Depreciation*, *Property takes*, *Insurances*. Pada Tabel 4.29 di bawah ini merupakan rincian nilai *Fixed Cost* (Fa).

b. Penentuan *Variable Cost* (Va)

Nilai *Variable Cost* (Va) adalah penjumlahan dari *Raw Material*, *Packaging and Shipping*, *Utilities*, *Royalty and Patent*. Pada Tabel 4.30 dibawah ini merupakan rincian nilai *Variable Cost* (Va).

Tabel 4.42 Variabel Cost (Va)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw material</i>	2.019.169.195.402	139.734.892
2	<i>Packaging & shipping</i>	162.273.150.290	11.229.976
3	<i>Utilities</i>	101.120.946.995	6.997.989
4	<i>Royalties and Patents</i>	32.454.630.058	2.245.995
<i>Variable Cost (Va)</i>		2.315.017.922.744	160.208.853

c. Penentuan *Regulated Cost* (Ra)

Nilai *Regulated Cost* (Ra) adalah penjumlahan dari Gaji Karyawan, *Payroll Overhead*, *Supervision*, *Plant Overhead*, *Laboratorium*, *General Expenses*, *Maintenance*, *Plant Supplies*. Pada Tabel 4.31 di bawah ini merupakan rincian nilai *Regulated Cost* (Ra).

Tabel 40.43 *Regulated Cost* (Ra)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Labor cost</i>	21.524.400.000	1.489.578
2	<i>Plant overhead</i>	17.219.520.000	1.191.662
3	<i>Payroll overhead</i>	3.228.660.000	223.437
4	<i>Supervision</i>	2.582.928.000	178.749
5	<i>Laboratory</i>	2.152.440.000	148.958
6	<i>Administration</i>	125.245.525.029	8.667.510
7	<i>Finance</i>	75.296.803.932	5.210.851
8	<i>Sales expense</i>	200.392.840.046	13.868.017
9	<i>Research</i>	125.245.525.029	8.667.510
10	<i>Maintenance</i>	21.531.523.284	1.490.071
11	<i>Plant supplies</i>	3.229.728.493	223.511
<i>Regulated Cost (Ra)</i>		597.649.893.813	41.359.854

4.9.3.5.1 Keuntungan (Profit)

Keuntungan = Total Penjualan Produk – Total Biaya Produksi

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

a. Total Penjualan Produk = Rp 3.245.463.005.794

b. Total Biaya Produksi = Rp 3.031.091.194.617

Pajak keuntungan sebesar 25% (www.pajak.go.id)

c. Keuntungan Sebelum Pajak = Rp 214.371.811.176,84

d. Keuntungan Setelah Pajak = Rp 102.898.469.365

4.9.3.5.2 Perhitungan Analisa Kelayakan

a. Percent Return Of Investment (% ROI)

$$ROI = \frac{Profit}{FCi} \times 100 \quad (4.14)$$

ROI sebelum pajak = 19,91%

ROI setelah pajak = 9,56%

b. Pay Out Time (POT)

$$POT = \frac{FCi}{Keuntungan+depresiasi} \quad (4.15)$$

POT sebelum pajak = 4 tahun

POT setelah pajak = 6 tahun

c. Break Even Point (BEP)

Fixed Cost (Fa) = Rp 118.423.378.060

Variable Cost (Va) = Rp 2.315.017.922.774

Regulated Cost (Ra) = Rp 597.649.893.813

Penjualan Produk (Sa) = Rp 3.245.463.005.794

$$BEP = \frac{(Fa+0,3Ra)}{(Sa-Va-0,7Ra)} \times 100\% \quad (4.16)$$

BEP = 58,14%

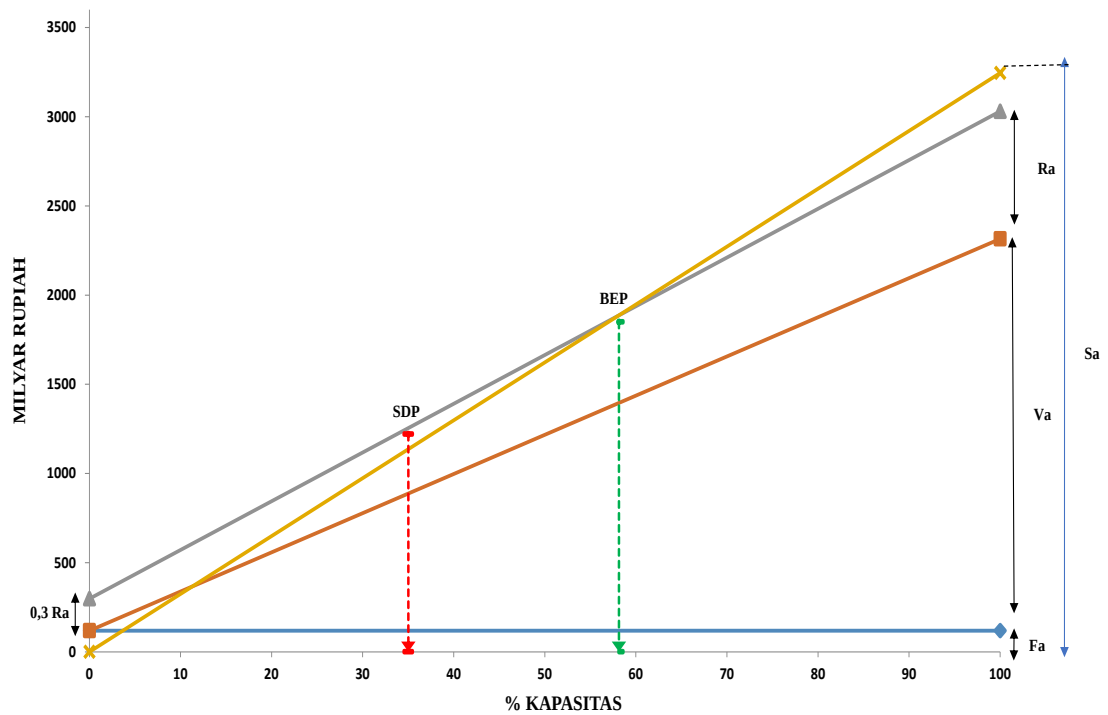
d. Shut Down Point (SDP)

$$SDP = \frac{(0,3Ra)}{(Sa-Va-0,7Ra)} \times 100\% \quad (4.17)$$

SDP = 35,01%

e. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Umur Pabrik	= 10 tahun
<i>Fixed Capital (FC)</i>	= Rp 1.076.576.164.181
<i>Working Capital (WC)</i>	= Rp 2.688.264.032.435
<i>Salvage Value (SV)</i>	= Rp 86.126.093.134
<i>DCFR</i>	= 7,71%



Gambar 4.9 Grafik Evaluasi Ekonomi

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan tinjauan kondisi operasi, pemilihan bahan baku, produk dan teknologi proses, maka pabrik fenol dengan kapasitas 40.000 ton/tahun tergolong pabrik beresiko tinggi ditinjau dari proses, kondisi proses dan sifat bahan baku dan produk

Pendirian pabrik fenol cukup menarik karena diperkirakan kebutuhannya akan meningkat sejalan dengan terus berkembangnya industri di Indonesia. Dari segi bahan baku, pemasaran dan lingkungan, lokasi pabrik fenol di daerah Serang cukup menguntungkan karena kemudahan dalam mendapatkan bahan baku, tenaga kerja, ketersediaan air, listrik dan pendistribusian produk. Hasil analisis ekonomi pabrik ini menunjukkan:

Tabel 5.1 Parameter Kelayakan Ekonomi

Parameter Kelayakan	Perhitungan	Standar Kelayakan (Aries and Newton 1945)
<i>Profit</i>		
<i>Profit</i> sebelum pajak	Rp 345.169.923.279,75	Keuntungan setelah pajak (52%)
<i>Profit</i> sesudah pajak	Rp 165.681.563.174	
<i>Return on investment (ROI)</i>		
ROI sebelum pajak	47,17%	<i>Low risk</i> > 11 % <i>High risk</i> > 44%
ROI setelah pajak	22,64%	
<i>Pay out investment (POT)</i>		
POT sebelum pajak	1,7 tahun	<i>Low risk</i> maks. 5 tahun <i>High risk</i> maks. 2 tahun
POT setelah pajak	3,1 tahun	

<i>Break Even Point (BEP)</i>	40,64%	40% - 60%
<i>Shut Down Point (SDP)</i>	24,28%	
<i>Discounted Cash Flow Rate (DCFR)</i>	17,91%	1,5x suku bunga deposito bank (5,75%)

Dari hasil Analisa ekonomi diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik fenol dari kloro benzene dan NaOH dengan kapasitas 40.000 ton/tahun dan layak untuk dikaji lebih lanjut.

5.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik diantaranya sebagai berikut:

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produk fenol dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, Chemical Engineering Cost Estimation, McGraw Hill Handbook Co., Inc., New York.
- Biro Pusat Statistik, 2009-2017, “Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia”, Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta.
- Brown, G.G., 1978, “Unit Operation”, John Wiley and Sons Inc., New York.
- Brownell, L.E. and Young, E.H., 1959, “Process Equipment Design”, John Wiley and Sons Inc., New York.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1989, “Chemical Engineering”, vol 6., Pergamon Press, Oxford.
- Fogler, H.S., 1999, Elements of Chemical Reaction Engineering, 3ed, Prentice Hall, New Jersey.
- Geankoplis, Christie. J. 1993, “Transport Processes Unit Operation”, 3ed, Prentice-Hall International, Inc, United States of America.
- Kirk, R. E and Othmer, D. F., 1951, “Encyclopedia of Chemical Technology”, Interscience Encyclopedia, Inc., New York.
- Kern, D.Q., 1965, “Process Heat Transfer”, McGraw Hill Book Company Inc., New York.
- Matche, 2017, “Matches Process Equipment Cost Estimates”, www.matche.com. November 2017.
- McCabe, W.L. and Smith, J.C., 1985, “Unit Operations of Chemical Engineering”, 5ed, McGraw Hill, Inc., New York.

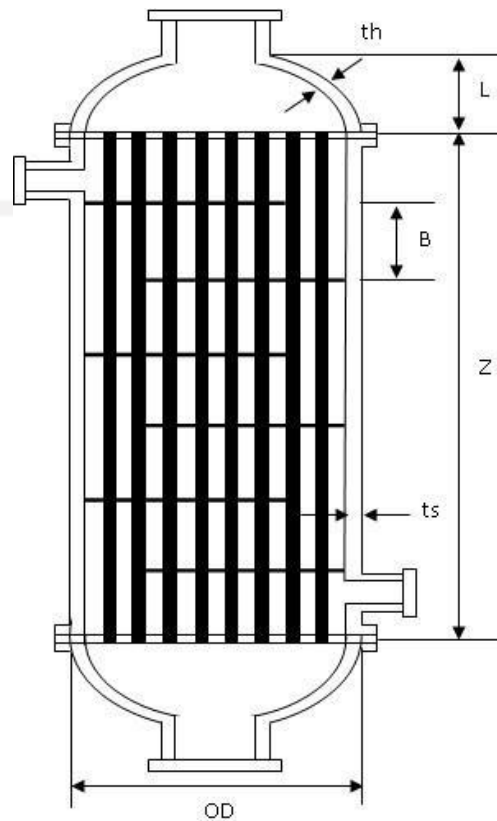
- Mc. Ketta, 1984, "Encyclopedia of Chemical Technology", Vol 1, Interscience Encyclopedia, Inc., New York.
- Paparatto, Giuseppe, Process for The Synthesis of Phenol, US Patent, No : 4.684.749, 1986.
- Perry, R.H. and Green, D.W., 2008, "Perry's Chemical Engineers Hand Book", 8 ed., Mc.Graw Hill Book Company Inc., Singapore.
- Nakajima, Hitoshi dkk., 1994, "Synthesis of Phenol by the hydrolysis of chlorobenzene over Ni- or Cu- Promoted Zeolites", Amsterdam
- Peter, M.S. and Timmerhaus, K.D., 1991, "Plants Design and Economics for Chemical Engineers", 4 ed., McGraw Hill Book Company, Kogakusha, Ltd., Tokyo.
- Smith, J.M., Van Ness, H.C., Abbott M., 1997, Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 6ed, McGraw-Hill, Int. ed., New York.
- Treybal, R.E., 1981, "Mass Transfer Operation", 3 ed., McGraw Hill, Kogakusha, Ltd., Tokyo.
- Ulrich, Gael D., 1984. "A Guide To Chemical Engineering Process Design and Economics", John Wiley & Sons, Canada
- Vilbrant, F.C., 1959 "Chemical Engineering Plant Design", McGraw Hill, Kogakusha, Ltd., Tokyo. 128
- Yaws, Carl L., 1999, "Chemical Properties Handbook", McGraw Hill, Kogakusha, Ltd., Tokyo.

LAMPIRAN



REAKTOR

Jenis	: Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i>
Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi antara klorobenzendan NaOH menjadi C_6H_5ONa
Kondisi Operasi	: Suhu = $365^{\circ}C$ Tekanan = 204 atm Reaksi = Endotermis Katalis = Zeolit
Tujuan :	<ol style="list-style-type: none">1. Menentukan jenis reaktor2. Menentukan kondisi umpan3. Menentukan spesifikasi shell and tube4. Menghitung panjang tube5. Menghitung berat katalis6. Mechanical Design



Reaksi yang terjadi didalam reaktor:



1. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai (Hill, 1997) berikut:

- zat pereaksi berupa fasa liquid dengan katalis padat
- umur katalis panjang 12-15 bulan
- reaksi endotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pemanas berlangsung optimal
- tidak diperlukan pemisahan katalis dari liquid keluaran reaktor
- Presssure drop* lebih kecil daripada *fluidized bed reactor*

- f. *Presssure drop* lebih kecil daripada *fluidized bed reactor*
- g. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari liquid keluaran reaktor
- h. Mencegah terjadinya *partial melting*, akibat dari naiknya temperatur (profil suhu reaktor vs panjang tube) bila memakai *single tube*, dikhawatirkan suhu makinnaik secara konstan.

2. Menentukan Kondisi Umpan

Tabel 5.2 Menentukan Yi

Komponen	Bm	Fi (Kg/jam)	ni (Kmol/jam)	yi	Bmi x Yi
C ₆ H ₅ Cl	112,5	2.948,309	26,207	0,023	2,616272985
NaOH	40	2.096,575	52,414	0,047	1,860460789
C ₆ H ₅ ONa	116	0,000	0,000	0,000	0
NaCl	58,5	0,000	0,000	0,000	0
H ₂ O	18	18.869,223	1.048,290	0,930	16,74418897
Total		23914,107	1.126,912	1,000	21,221

Tabel 5.3 Menentukan Z Umpan Reaktor

Komponen	yi	Tr	Pr	Pr/Tr	Z	Yi.Z
C ₆ H ₅ Cl	0,023	1,009	4,573	4,531	-0,308	-0,007
NaOH	0,047	0,226	0,816	3,606	296,414	13,786
C ₆ H ₅ ONa	0,000	0,888	4,697	5,293	-0,040	0
NaCl	0,000	0,188	0,582	3,102	556,153	0
H ₂ O	0,930	0,986	0,937	0,950	0,708	0,659
Total	1,000	3,297	11,607	17,484	852,928	14,439

(Sources : Chemical Properties Handbook, Mc Graw-hill Carl L. Yaws)

a. Menentukan Volume Gas Reaktor

$$Vg = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P}$$

Dimana :

Vg = Laju alir volumetrik, cm³/dtk

n = mol umpan, mol/dtk

R = Konstanta gas, cm³.atm/gmol.K

T = temperatur, K

P = Tekanan, atm

Z = 14,439

n = 313,0310371 mol/dtk

T = 638,15 K

P = 204 atm

R = 82,05 cm³.atm/gmol.K

Vg = 1160094,172 cm³/dtk

b. Menentukan Densitas Umpan (ρ)

Diketahui :

Tekanan (p) = 204 atm

Suhu (T) = 365°C = 638,15 K

Konstanta Gas = 82,05 cm³.atm/gmol.K

Dari tabel 5.1 diperoleh nilai BM = 21,221

Dari tabel 5.2 diperoleh nilai Z = 14,439

Dari data tersebut dapat diperoleh nilai Densitas Umpan (ρ) :

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T \cdot Z} = 0,005726093 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 360,6179034 \text{ lb/ft}^3$$

c. Menentukan Viskositas Umpan

Diketahui :

$$T = 365^\circ\text{C} = 638,15 \text{ K}$$

$$\eta_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

Viskositas fase gas

Tabel 5.4 Viskositas Fase Gas

KOMPONEN	A	B	$\eta_{\text{gas}} \text{ (cp)}$	BM
C ₆ H ₅ Cl	2,00E-05	7,00E-03	1,4300E-02	112,5
NaOH	1,00E-05	3,10E-03	6,7500E-03	40
C ₆ H ₅ ONa	0,00E+00	0,00E+00	0,0000E+00	116
NaCl	1,00E-05	1,60E-03	5,2500E-03	58,5
H ₂ O	0,000	0,009	2,3300E-02	18

(Sources : Chemical Properties Handbook, Mc Graw-hill Carl L. Yaws 456,474)

Tabel 5.5 Viskositas Fase Gas

Komponen	yi	η_{gas}	μ_{gas}	μ_{gas}	μ_{gas}
		mikropoise	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam
C ₆ H ₅ Cl	0,023	1,4300E+02	1,4300E-05	5,1480E-02	1,2458E-05
NaOH	0,047	6,7500E+01	6,7500E-06	2,4300E-02	5,8806E-06
C ₆ H ₅ ONa	0,000	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
NaCl	0,000	5,2500E+01	5,2500E-06	1,8900E-02	4,5738E-06
H ₂ O	0,930	2,3300E+02	2,3300E-05	8,3880E-02	2,0299E-05
Total	1,000	496,000	0,000050	0,178560	0,000043

Tabel 5.6 Viskositas Fase Gas

Komponen	$\gamma_i \cdot \mu_{\text{gas}}$	$\gamma_i \cdot \mu_{\text{gas}}$	$\gamma_i \cdot \mu_{\text{gas}}$	η_{gas}
	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam	mikropoise
C ₆ H ₅ Cl	3,3256E-07	1,1972E-03	2,8972E-07	3,3256E+00
NaOH	3,1395E-07	1,1302E-03	2,7352E-07	3,1395E+00
C ₆ H ₅ ONa	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
NaCl	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00
H ₂ O	2,1674E-05	7,8028E-02	1,8883E-05	2,1674E+02
Total	2,2321E-05	8,0355E-02	1,9446E-05	2,2321E+02

Dari tabel 5.5 diperoleh nilai Viskositas umpan gas (μ_{gas}) = **2,2321E-05 kg/s.m = 2,2321E-04 gr/cm.s**

d. Menentukan Konduktivitas Umpan

$$T = 365^{\circ}\text{C} = 638,15 \text{ K}$$

$$k_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

Konduktivitas pada fase gas

Tabel 5.7 Konduktivitas Fase Gas

KOMPONEN	A	B
C ₆ H ₅ Cl	8,00E-05	5,10E-03
NaOH	2,00E-05	6,50E-03
C ₆ H ₅ Ona	0,00E+00	0,00E+00
NaCl	8,00E-06	1,60E-03
H ₂ O	4,00E-05	1,39E-02

(Sources : Chemical Properties Handbook, Mc Graw-hill Carl L. Yaws 509,527)

Tabel 5.8 Konduktivitas Fase Gas

Komponen	Yi	k _{gas}	y _i .k _{gas}
		W/m.K	W/m.K
C ₆ H ₅ Cl	0,023	3,4300E-02	7,9767E-04
NaOH	0,047	6,5000E-03	3,0232E-04
C ₆ H ₅ ONa	0,000	0,0000E+00	0,0000E+00
NaCl	0,000	1,6000E-03	0,0000E+00
H ₂ O	0,930	1,3900E-02	1,2930E-02
Total	1,000	0,056	0,014

Dari tabel 5.7 diperoleh nilai Konduktivitas umpan gas (k_{gas}) = **0,014 W/m.K = 3,E-0,5 kal /s.cm.K**

e. Menentukan Kapasitas Panas Gas Umpan

$$C_p = \int A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Tabel 5.9 Kapasitas Panas Gas Umpan

Komponen	A	B	C	D	E
C ₆ H ₅ Cl	27,315	0,24405	9,4E-05	-2,238E-07	8,0155E-11
NaOH	22,246	0,14234	-2,E-04	1,8054E-07	-4,8026E-11
C ₆ H ₅ ONa	-30,256	0,66657	-7,E-04	3,278E-07	-6,5085E-11
NaCl	26,44	0,05083	-9,E-05	6,2288E-08	-1,6304E-11
H ₂ O	33,933	-8,E-03	3E-05	-1,7825E-08	3,6934E-12

(Sources : Chemical Properties Handbook, Mc Graw-hill Carl L. Yaws 34,52)

Tabel 5.10 Kapasitas Panas Gas Umpan

Komponen	Fi	Fi.Cpi	Cp.yi
	(kg/jam)	kJ/jam.K	kJ/kmol.K
C ₆ H ₅ Cl	2948,309	262481,5373	4,101512274
NaOH	2096,575	112653,8285	2,475447645
C ₆ H ₅ ONa	0,000	0	0
NaCl	0,000	0	0
H ₂ O	18869,223	13990267,71	34,15782582
Total	23914,107	14365403,073	40,735

Dari tabel 5.9 diperoleh nilai Kapasitas Panas Gas Umpan (C_p) = **40,735**

kJ/kmol.K = 884,193 kJ/Kg.K

3. Menentukan Spesifikasi Shell and Tube

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan dalam pipa yang berisi serbuk katalisator di bandingkan dengan pipa kosong (h_w/h) yang telah diteliti oleh Colburn's yaitu :

D_p/D_t	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
h_w/h	5,50	7,00	7,80	7,50	7,00	6,60

(Sources : Smith, Chem Kinetik Eng, P.571)

Dipilih D_p/D_t **0,15** (Karena menghasilkan perpindahan panas yang paling besar)

H_w : koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

H : koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

Dp : diameter katalisator

Dt : diameter tube

a. Menentukan jenis dan ukuran tube

Jenis Tube = Steel Pipe

IPS = 6,00 in

OD = 6,625 in

ID = 6,065 in

Flow area per tube = 28,000 in²

Sc.Num = 40 ft

Surface per lin ft (Outside) = 1,734 ft²/ft

Surface per lin ft (Inside) = 1,59 ft²/ft

b. Menghitung mass velocity umpan (Gt)

Asumsi Re = 3000

μ = 0,080355357 kg/m.jam

Dt = 0,154051 m

G (umpan total) = 23.914,107 kg/jam

$$Gt = \frac{\mu \cdot Re}{Dt} = \mathbf{1564,84587 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}}$$

$$At = \frac{G}{Gt} = \mathbf{15,28208451 \text{ m}^2}$$

c. Menentukan luas penampang pipa (Ao)

$$Ao = \frac{\pi}{4} ID^2 = \mathbf{0,018629393 \text{ m}^2}$$

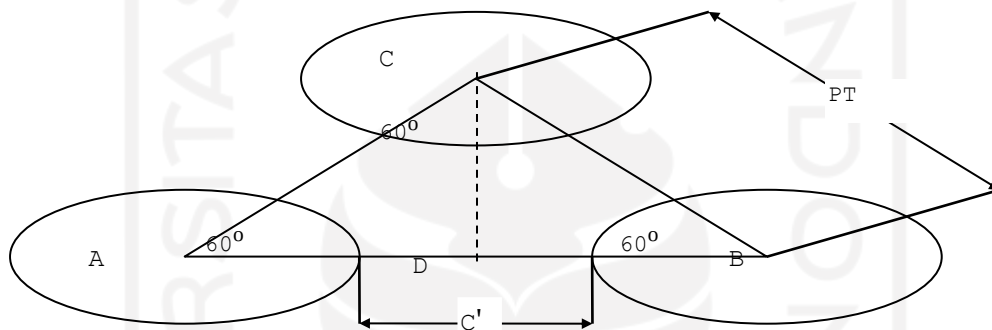
d. Menentukan jumlah pipa (Nt)

$$Nt \text{ max} = \frac{At}{Ao} = \mathbf{820,321127 \text{ buah}}$$

e. Menentukan diameter Reaktor (IDs)

Pipe (tube) disusun dengan pola 'triangular pitch' agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam shell menjadi besar, sehingga memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi (h_o). Sehingga, transfer panas lebih baik dari pada susunan square pitch

(Sources : Kern, 1993)



Susunan tube = triangular

Pitch tube (PT) = $1,25 \times OD_t = 8,28125 \text{ in} = 21,034375 \text{ cm}$

Clearance (C') = $PT - OD_t = 1,65625 \text{ in} = 4,206875 \text{ cm}$

Untuk menghitung diameter shell, di cari luas penampang shell total (A total)

Luas Shell = Luas Segitiga

$A_{total} = 2 \cdot N_t \cdot \text{Luas segitiga ABC}$

$$\frac{\pi}{4} \times IDs^2 = 2 \cdot N_t \cdot \left(\frac{1}{2} \cdot PT^2 \sin 60^\circ \right)$$

$$\frac{\pi}{4} \times IDs^2 = 2 \cdot N_t \cdot \left(\frac{1}{2} \cdot PT^2 \cdot 0,866 \right)$$

Jadi ,

$$IDs = \sqrt{\frac{4 \cdot N_t \cdot PT^2 \cdot 0,866}{\pi}} = 312,4415098 \text{ cm} = 123,0085348 \text{ in}$$

f. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Overall (Ud)

- Tube side

$$C_p = 40,735 \text{ kJ/kmol.k} = 211,1860351 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\mu = 0,000223209 \text{ g/cm.s} = 0,053996345 \text{ lb/ft.h}$$

$$k = 0,014030232 \text{ W/m.k} = 0,008106514 \text{ Btu/ft.h.F}$$

$$PR = \frac{C_p \mu}{k}$$

$$PR = 1406,680371$$

$$G_t = 0,043467941 \text{ g/cm}^2.\text{detik}$$

$$D_t = 0,154051 \text{ m} = 15,4051 \text{ cm}$$

$$Re = \frac{G_t D_t}{\mu} = 3000$$

$$j_H = 27$$

(Sources : fig. 24 Kern Page 834)

$$h_i = j_H \left(\frac{k}{ID_t} \right) (Pr)^{1/3} = 4,852484789 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot F$$

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD} = 4,44231249 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot f$$

- Shell Side

Didalam shell digunakan pemanas dengan spesifikasi berikut :

sifat fisis pemanas → liquid

$$T = 673,15 \text{ K}$$

$$\mu_s = 7,236722 \text{ gr/cm.jam}$$

$$= 0,486284673 \text{ lb/ft.jam}$$

- CPs

$$T = 673,15 \text{ K}$$

$$CPs = 0,34420563 \text{ Cal/gr.K}$$

$$= 158,7076928 \text{ Btu/lb.F}$$

$$= 1,440844767 \text{ J/gr.K}$$

- Ks

$$T = 673,15 \text{ K}$$

$$Ks = 0,838721041 \text{ Btu/ft.jam.F}$$

$$CPs = 158,7076928 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\mu_s = 0,486284673 \text{ lb/ft.jam}$$

$$Ks = 0,838721041 \text{ Btu/ft.jam.F}$$

Menghitung bilangan Reynold di Shell (Res)

$$IDs \text{ (diameter dalam shell)} = 123,0085348 \text{ in}$$

$$B \text{ (baffle Spacing)} = 92,25640112 \text{ in}$$

$$PT \text{ (Pitch Tube)} = 8,28125 \text{ in}$$

$$C' \text{ (jarak antar tube)} = 1,65625 \text{ in}$$

$$Ws \text{ (Laju aliran pemanas)} = 1689732,928 \text{ kg/jam}$$

$$= 3725219,007 \text{ lb/jam}$$

$$a_s = \frac{IDs \cdot C' \cdot B}{144 \cdot PT}$$

$$a_s \text{ (flow area pada shell)} = \mathbf{15,76156213 \text{ in}^2} = \mathbf{0,109454417 \text{ ft}^2}$$

$$Gs = \frac{Ws}{a_s}$$

$$Gs \text{ (Mass velocity fluida dalam shell)} = 107205,9301 \text{ lb/ft}^2.\text{h}$$

$$\begin{aligned} De \text{ (Diameter Equivalen)} &= 4,79468551 \text{ in} \\ &= 12,17850119 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$Re_s = \frac{Gs \cdot De}{\mu_s}$$

$$Re_s = 88082,52103$$

$$jH = 320$$

(Souces : fig. 28 Kern, Page 838)

$$h_o = jH \left(\frac{Ks}{De} \right) \left(\frac{Cp_s \mu_s}{ks} \right)^{1/3}$$

$$h_o = 3032,701611 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

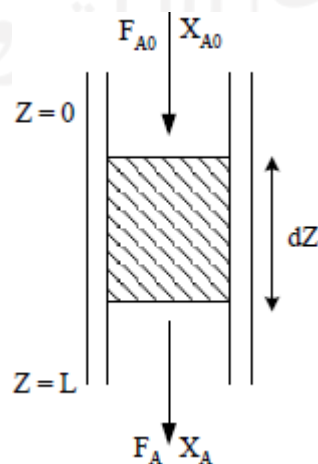
- Clean Overall Coefficient (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = 12,34759397 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

4. Menghitung Panjang Tube (Z)

Untuk menghitung tube, maka perlu memperhatikan perubahan konversi tiap panjang tube. Panjang tube yang diinginkan adalah saat reaksi mencapai konversi maksimal.



a. Perubahan Konversi Tiap Satuan Panjang Tube

$$\text{Elemen Volume dalam satu tube} = \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot \Delta Z$$

Neraca massa komponen pada elemen volum untuk semua tube : Laju

input – laju output + laju reaksi = laju akumulasi

Pada keadaan steady state laju akumulasi = 0

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A)\Delta W = 0$$

dimana

$$\Delta W = \Delta V t \times \rho_B$$

$$\rho_B = \rho \times (1 - \epsilon)$$

$$\Delta V t = N t \times A \times \Delta Z$$

$$A = \pi/4 (ID^2)$$

Sehingga persamaan diatas menjadi

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A) \cdot N t \times \pi/4 (ID^2) \cdot \Delta Z \cdot \rho \times (1 - \epsilon) = 0$$

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} = (-r_A) \cdot N t \times \pi/4 (ID^2) \cdot \Delta Z \cdot \rho \times (1 - \epsilon)$$

$$\frac{F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = (-r_A) \cdot N t \times \pi/4 (ID^2) \cdot \rho \times (1 - \epsilon)$$

Limit $\Delta Z \rightarrow 0$, maka

$$F_A = F_{AO} (1 - X_A)$$

$$dF_A = d(F_{AO} (1 - X_A))$$

$$dF_A = -F_{AO} \cdot dX_A$$

$$\frac{F_{AO} \cdot dX_A}{dZ} = (-r_A) \cdot N t \times \pi/4 (ID^2) \cdot \rho \times (1 - \epsilon)$$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{(-r_A) N t \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot \rho (1 - s)}{F_{AO}}$$

Keterangan :

ε = porositas katalis

A = luas perpindahan panas

$F_A|_z$ = laju alir masuk elemen volume

$F_A|_{z+\Delta z}$ = laju alir keluar elemen volume

ID_t = diameter dalam tube

N_t = jumlah tube

$-r_a$ = kecepatan reaksi, mol A yang bereaksi /gr katalis detik

V_t = volume tube

W = berat katalis

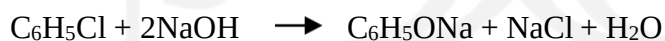
Z = panjang tube

ρ = densitas katalis ρ

B = bulk density katalis ρ

➤ Reaksi

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor adalah



➤ Arus Masuk Reaktor

Tabel 5.11 Arus Masuk Reaktor

Komponen	BM	Fi (Kg/jam)	ni (Kmol/jam)	yi	Bmi x Yi
C6H5CL	112,5	2948,309	26,207	0,023	2,616272985
NaOH	40	2096,575	52,414	0,047	1,860460789
C6H5ONa	116	0,000	0,000	0,000	0
NaCl	58,5	0,000	0,000	0,000	0

H ₂ O	18	18869,223	1048,290	0,930	16,74418897
Total		23914,107	1126,912	1,000	21,221

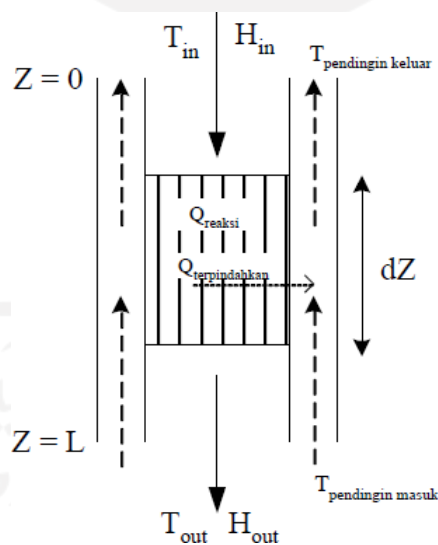
➤ Persamaan kecepatan reaksi

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

b. Perubahan Suhu Tiap Satuan Panjang Tube

Reaktor *fixed bed multitube* menyerupai alat penukar kalor, dimana liquid mengalir di dalam tube yang berisi katalis dan media pemanas mengalir diluarnya(shell) secara laawan arah.

Laju Panas Masuk – Laju Panas Keluar + Laju Panas Reaksi = Laju Akumulasi
pada *steady state* → laju akumulasi = 0



$$H_{\text{input}} - H_{\text{output}} + Q_{\text{reaksi}} + Q_{\text{perpindahan}} = 0$$

$$H_{\text{input}} = \sum_{i=1}^n H_i \big|_z$$

$$H_{\text{output}} = \sum_{i=1}^n H_i \big|_{z+\Delta Z}$$

$$Q_{\text{reaksi}} = (-\Delta H_r) \cdot F_A$$

$$Q_{\text{terpindahkan}} = U_D \cdot N_t \cdot \Delta A (T - T_s) = U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot \Delta Z (T - T_s)$$

$$\sum_{i=1}^n H_i|_Z - \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z} + ((-\Delta H_r) \cdot F_A) + (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot \Delta Z (T - T_s)) = 0$$

$$\sum_{i=1}^n H_i|_Z - \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z} + ((-\Delta H_r) \cdot F_{Ao} (X_A|_Z - X_A|_{Z+\Delta Z})) + (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot \Delta Z (T - T_s)) = 0$$

$$\sum_{i=1}^n H_i|_Z - \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z} = ((-\Delta H_r) \cdot F_{Ao} (X_A|_Z - X_A|_{Z+\Delta Z})) - (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot \Delta Z (T - T_s))$$

Ruas kanan dan ruas kiri dibagi ΔZ

$$\frac{\sum_{i=1}^n H_i|_Z - \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = \frac{((-\Delta H_r) \cdot F_{Ao} (X_A|_Z - X_A|_{Z+\Delta Z})) - (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot \Delta Z (T - T_s))}{\Delta Z}$$

$$\frac{\sum_{i=1}^n H_i|_Z - \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = \left((-\Delta H_r) \cdot F_{Ao} \frac{(X_A|_Z - X_A|_{Z+\Delta Z})}{\Delta Z} \right) - (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t (T - T_s))$$

Limit $\Delta Z \rightarrow 0$

$$\frac{\sum_{i=1}^n dH_i}{dZ} = \left((-\Delta H_r) \cdot F_{Ao} \frac{dX_A}{dZ} \right) - (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t (T - T_s))$$

Karena $dH_i = (F_i \cdot C_{pi}) dT$, maka

$$\sum_{i=1}^n (F_i \cdot C_{pi}) \frac{dT}{dZ} = \left((-\Delta H_r) \cdot F_{Ao} \frac{dX_A}{dZ} \right) - (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t (T - T_s))$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\left((-\Delta H_r) \cdot F_{Ao} \frac{dX_A}{dZ} \right) - (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t (T - T_s))}{\sum_{i=1}^n (F_i \cdot C_{pi})}$$

Keterangan :

C_{pi} = kapasitas panas bahan i

F_{Ao} = laju alir massa mula-mula

F_i = laju alir bahan i

H_i = enthalpi bahan i

I_{dt} = diameter dalam tube

N_t = jumlah tube

T = suhu aliran massa dalam tube pada Z tertentu

T_s = suhu pendingin dalam shell pada Z tertentu

UD = koefisien perpindahan panas menyeluruh

XA = konversi bahan A (etilen)

Z = panjang raktor

$-\Delta H_r$ = panas reaksi

➤ Kapasitas Panas

Reaksi : $C_6H_5Cl + 2 NaOH \rightarrow C_6H_5ONa + NaCl + H_2O$

$$Q_{in} = \int_T^{T_{ref}} m_{in} \cdot C_p \cdot dT$$

$$= 14651351,82 \text{ kJ}$$

$$Q_{out} = \int_T^{T_{ref}} m_{out} \cdot C_p \cdot dT$$

$$= 14591433,64 \text{ kJ}$$

Dari Yaws, diketahui data pembentukan standar :

$$\Delta H_{f \text{ } C_6H_5Cl} = 216898,56 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{f \text{ } NaOH} = -668427 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{f \text{ } C_6H_5ONa} = -336230 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{f \text{ } NaCl} = -194476,504 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{f \text{ } H_2O} = -241826,4 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{Rx}(T_{ref}) = \Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan}$$

$$\Delta H_{Rx} (298) = (-241826,4 + -194476,504 + -336230) -$$

$$\{(2 \times -668427) + (216898,5)\}$$

$$= 347422,536 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{Rx} (T) = (14651351,82 + 347422,5360 + 14591433,64) \text{ kJ/kmol}$$

$$= 29590207,9913 \text{ kJ/kmol}$$

c. Perubahan Tekanan Tiap Satuan Panjang Tube

Pressure drop dalam tube pada reaktor *fixed bed multitube* dapat diturunkan dari persamaan berikut :

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{\left(1,75 + 150 \left(\frac{\mu(1-\varepsilon)}{D_p \times G_t} \right) \right) \times G_t^2}{D_p \times \rho_f \times g_c} \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^2} \right)$$

Sumber : Rase, Chemical Reactor Design for Process Plant, hal. 492

Keterangan :

P = tekanan dalam tube

μ = viskositas

ε = porositas bed

D_p = diameter partikel katalis

G_t = kecepatan alir dalam tube

ρ_f = density masuk dalam tube

g_c = gravitasi

d. Menghitung Panjang Tube (Z)

Panjang tube dihitung menggunakan tiga persamaan diferensial diatas dan ditentukan saat konversi reaksi mencapai batas maksimalnya. Perhitungan

panjang tube menggunakan program *Polymath* dengan memasukkan tiga persamaan berikut :

$$\begin{aligned}
 1. \quad \frac{dX_A}{dZ} &= \frac{(-r_A) \cdot N_t \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID_t^2 \cdot \rho(1-\varepsilon)}{F_s} \\
 2. \quad \frac{dT}{dZ} &= \frac{\left((-\Delta H_r) \cdot F_{Ao} \cdot \frac{dX_A}{dZ} \right) - (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t (T - T_s))}{\sum_{i=1}^n (F_i \cdot Cp_i)} \\
 3. \quad \frac{dP}{dZ} &= \frac{\left(1,75 + 150 \left(\frac{\mu(1-\varepsilon)}{D_p \times G_t} \right) \right) \times G_t^2}{D_p \times \rho_f \times g_c} \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^2} \right)
 \end{aligned}$$

Tabel 5.12 Menentukan Panjang Reaktor

z (m)	X	T (K)	Pt (atm)
25,800	0,755	642,176	670,010
25,900	0,759	642,192	669,999
26,000	0,762	642,208	669,989
26,100	0,765	642,224	669,978
26,200	0,769	642,239	669,967
26,300	0,772	642,255	669,956
26,400	0,776	642,271	669,946
26,500	0,779	642,287	669,935
26,600	0,782	642,303	669,924
26,700	0,786	642,318	669,913
26,800	0,789	642,334	669,903
26,900	0,792	642,350	669,892

z (m)	X	T (K)	Pt (atm)
27,000	0,796	642,366	669,881
27,100	0,799	642,381	669,871
27,200	0,803	642,397	669,860
27,300	0,806	642,413	669,849
27,400	0,809	642,429	669,839
27,500	0,813	642,445	669,828
27,600	0,816	642,460	669,817
27,700	0,820	642,476	669,807
27,800	0,823	642,492	669,796
27,900	0,827	642,508	669,786
28,000	0,830	642,524	669,775
28,100	0,834	642,540	669,764
28,200	0,837	642,555	669,754
28,300	0,840	642,571	669,743
28,400	0,844	642,587	669,733
28,500	0,847	642,603	669,722
28,600	0,851	642,619	669,712
28,700	0,854	642,634	669,701
28,800	0,858	642,650	669,691
28,900	0,861	642,666	669,680

z (m)	X	T (K)	Pt (atm)
29,000	0,865	642,682	669,670
29,100	0,868	642,698	669,659
29,200	0,872	642,714	669,649
29,300	0,875	642,730	669,638
29,400	0,879	642,745	669,628
29,500	0,882	642,761	669,618
29,600	0,886	642,777	669,607
29,700	0,889	642,793	669,597
29,800	0,893	642,809	669,586
29,900	0,896	642,825	669,576
30,000	0,900	642,841	669,566

Dari tabel diatas dapat bahwa diketahui bahwa konversi maksimal yang dapat dicapai adalah pada 90% dan didapatkan panjang reaktor minimal saat konversi maksimum tercapai adalah 30 m.

5. Menghitung Berat Katalis

Menghitung Volume Bed Katalis (V)

$$V = \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot ID^2 \cdot Z$$

$$= 69,67392915 \text{ m}^3$$

Menghitung Berat Katalis

$$W_k = V_k \times \rho_b$$

$$= 69,67392915 \text{ m}^3 \times 780 \text{ kg/m}^3$$

$$= 54.345,66474 \text{ kg}$$

6. Mechanical Design

a. Menghitung tebal shell (ts)

$$IDs = 123,0085348 \text{ in}$$

$$P = 3598,56 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan yang diijinkan (f)} = 34.300 \text{ psi}$$

$$\text{Efficiency pengelasan} = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in}$$

Untuk menghitung tebal shell digunakan persamaan 13-1 Brownell & Young

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

$$\text{Tebal Shell (ts)} = 8,323544657 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih tebal dinding standar} = 9 \text{ in}$$

b. Menghitung Tebal Head (th)

Direncanakan head menggunakan bahan yang sama dengan shell reaktor.

Head yang digunakan berbentuk ellipstical head. Tebal head dapat dihitung dengan persamaan :

$$tH = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0,2P} + C$$

(Sources : Brownell & Young, 1959)

Dimana

P = Tekanan Perancangan, Psi

f = Tekanan maksimum yang diijinkan pada bahan, Psi

C = Joint efficiency, in

E = Corrosion Allowance, in

f = 15100 psi

E = 0,85

c = 0,125 in

$$tH = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0,2P} + C = 7,719588114 \text{ inch}$$

Dipilih tebal head standard = 8 in

c. Menghitung Tinggi Total Reaktor (tR)

$$\begin{aligned} tR &= \text{panjang tube} + \text{top tinggi head} \\ &= 736,2204724 \text{ in} + 38,32583785 \text{ in} \\ &= 774,5463103 \text{ in} \\ &= 19,67347628 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Menghitung Volume Reaktor (VR)

$$\begin{aligned} \text{Volume top head} &= 0.000049 \times ID_s^3 \\ &= 0,001494528 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

(Sources : Eq 5.11, P.88, Brownell, 1959)

$$\begin{aligned} \text{Volume shell} &= \frac{\pi}{4} ID_s^2 Z \\ &= 143,3013038 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Reaktor} &= \text{Volume shell} + \text{Volume top head} \\ &= 0,001494528 \text{ m}^3 + 143,3013038 \text{ m}^3 \\ &= 143,3027983 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

e. Spesifikasi Nozzle

- Diameter saluran gas umpan

$$D_{opt} = 260G^{0,52}\rho^{-0,37}$$

(Sources : Coulson and Richardson vol.6, 1983, P.221, Eq 5.14)

Dimana

G = kecepatan umpan masuk = 6,643 kg/s

ρ = densitas gas umpan mix = 5,726093293 kg/m³

D, optimum = 419,089121 mm

= 16,4995806 in

- Diameter saluran gas keluar

Tabel 5.13 Komposisi Keluar Reaktor

Komponen	BM	Massa (Kg/jam)	Mol (Kmol/jam)	Yi	BM.Yi
C6H5CL	112,5	294,831	2,621	0,002	0,262
NaOH	40	209,658	5,241	0,005	0,186
C6H5ONa	116	2736,030	23,586	0,021	2,428
NaCl	58,5	1379,808	23,586	0,021	1,224
H2O	18	19293,779	1071,877	0,951	17,121
Total		23914,107	1126,912	1,000	21,221

Densitas gas out (ρ)

$$\rho = \frac{P.BM}{R.T} = 81,70374327 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{opt} = 293G^{0,53}\rho^{-0,37}$$

(Sources : Coulson and Richardson vol.6, 1983, P.221, Eq 5.14)

Dimana

G = kecepatan umpan masuk = 6,643 kg/s

$$\rho = \text{densitas gas umpan mix} = 81,70374327 \text{ kg/m}^3$$

$$D, \text{ optimum} = 156,7416735 \text{ mm}$$

$$= 6,170935361 \text{ in}$$

- Diameter pemanas masuk

$$\rho_p = 1,3644 - (9,7073 \times 10^{-4} T_{in})$$

$$\rho_p = 0,710953101 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 710,9531005 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

Sources : Coulson and Richardson vol.6, 1983, P.221, Eq 5.14)

Dimana

$$G = \text{kecepatan umpan masuk} = 6,643 \text{ kg/s}$$

$$\rho = \text{densitas gas umpan mix} = 710,9531005 \text{ kg/m}^3$$

$$D, \text{ optimum} = 70,39354716 \text{ mm}$$

$$= 2,771400991 \text{ in}$$

- Diameter pemanas keluar

$$\rho_p = 1,3644 - (9,7073 \times 10^{-4} T_{out})$$

$$T \text{ pemanas out} = 664,69 \text{ K}$$

$$= 0,719166379 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 719,1663793 \text{ kg/m}^3$$

Dimana

$$G = \text{kecepatan umpan masuk} = 6,643 \text{ kg/s}$$

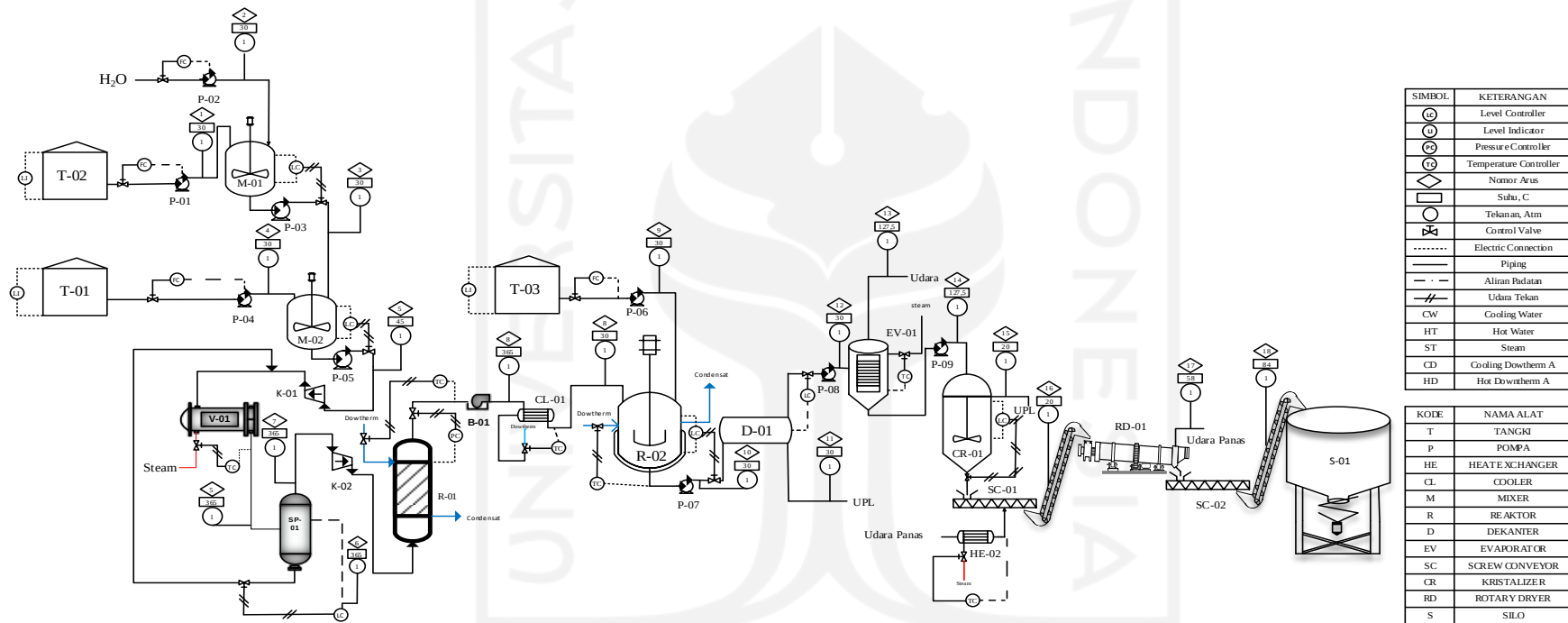
$$\rho = \text{densitas gas umpan mix} = 719,1663793 \text{ kg/m}^3$$

D, optimum = 70,09501504 mm

= 2,759647752 in



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK FENOL DARI KLOROBENZENA DAN NAOH DENGAN KATALIS ZEOLIT
KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN



Komponen	Anus 1	Anus 2	Anus 3	Anus 4	Anus 5	Anus 6	Anus 7	Anus 8	Anus 9	Anus 10	Anus 11	Anus 12	Anus 13	Anus 14	Anus 15	Anus 16	Anus 17	Anus 18
C6H5CL				3685,386	3685,386	737,077	2948,309	294,831		294,831	10,129	284,702	5,064	5,064	2,532	2,532		2,532
NaOH	2620,719		2620,719		2620,719	524,144	2096,575	209,658										
C6H5ONa								2736,030		54,721	53,626	1,094	53,626		26,813	26,813		26,813
NaCl								1379,808		3038,645	303,864	2734,780	303,864		30,386	273,478		30,386
HCl									1035,001									
H2O	3931,078	19655,392	23586,470	0,059	23586,529	4717,306	18869,223	19293,779	869,079	20257,204	6077,161	14180,043	3038,581	3038,581	74,069	74,069	53,301	20,768
C6H5OH										2172,786	2151,058	21,728	2151,058		21,511	21,511		21,511
C6H5OH.7H2O															4998,480		49,985	4948,495
Total	6551,797	19655,392	26207,189	3685,445	29892,634	5978,527	23914,107	23914,107	1904,079	25818,186	8595,838	17222,348	5552,193	3043,645	5153,791	398,402	103,286	5050,505

	<p style="text-align: center;">JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA 2022</p>
<p style="text-align: center;">PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK FENOL DARI KLOROBENZENA DAN NAOH DENGAN KATALIS ZEOLIT KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN</p>	
<p style="text-align: center;">Disusun oleh : Armanizar Adji Gunilang (17521086) Genova Vrabda Monica Pratama (17521137)</p>	
<p style="text-align: center;">Dosen Pembimbing : 1. Dra. Kamariah, M.S. 2. Dr. Diana, ST., M.Sc.</p>	

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

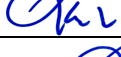
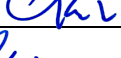
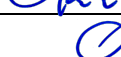
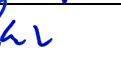
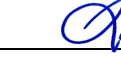
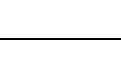
1. Nama Mahasiswa : Armanizar Adji Gumilang
No. MHS 17521086
2. Nama Mahasiswa : Genova Vrahda Mouxa Pratama
No. MHS 17521137

Judul Prarancangan *) :

PRA RANCANGAN PABRIK FENOL DARI KLOROBENZENE DAN NAOH DENGAN KATALIS ZEOLIT KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN.....

Mulai Masa Bimbingan : 09 Oktober 2022

Batas Akhir Bimbingan : 07 April 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	20-03-2022	Perancangan Naskah	
2	20-06-2022	Perbaikan Naskah	
3	20-10-2022	Perbaikan Naskah	
4	21-10-2022	Perbaikan Naskah	
5	24-10-2022	Perbaikan Naskah	
6	14-11-2022	Perbaikan Naskah	
7	21-11-2022	Perbaikan Naskah	
8	4-01-2023	Perbaikan Naskah diruang perkuliahan	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 26-01-2023

Pembimbing,



Kamariah, Dra., M.S.

*) **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

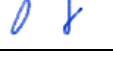
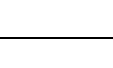
1. Nama Mahasiswa : Armanizar Adji Gumilang
No. MHS : 17521086
2. Nama Mahasiswa : Genova Vrahda Mouxa Pratama
No. MHS : 17521137

Judul Prarancangan *) :

PRA RANCANGAN PABRIK FENOL DARI KLOROBENZENE DAN NAOH DENGAN
KATALIS ZEOLIT KAPASITAS 40.000
TON/TAHUN.....

Mulai Masa Bimbingan : 09 Oktober 2022

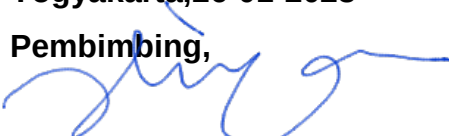
Batas Akhir Bimbingan : 07 April 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	14-10-2021	Penentuan kapasitas	
2	8-11-2021	Perhitungan Neraca Massa	
3	8-03-2022	Pemilihan opsi reaktor	
4	30-03-2022	Pemilihan opsi reaktor	
5	14-04-2022	Perhitungan nilai k	
6	28-04-2022	Penentuan reaktor	
7	14-05-2022	Diskusi untuk mixer 1	
8	9-06-2022	Diskusi zoom	
9	20-09-2022	Diskusi PEFD	
10	24-09-2022	Diskusi kondisi reaktor	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 26-01-2023

Pembimbing,


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

*) **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy