

**PRA RANCANGAN PABRIK PHENYLETHYL ALKOHOL
DARI BENZENE DAN ETHYLEN OXCIDE
KAPASITAS PRODUKSI 10.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

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



Oleh :

Nama : Singgih Feni T.H

Nama : Febriyono Jakariya

NIM : 05 521 016

NIM : 05 521 030

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2011**

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN PABRIK**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Singgih Feni T.H Nama : Febriyono Jakariya
NIM : 05 521 016 NIM : 05 521 030

Yogyakarta, April 2011

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di 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.

Tanda Tangan,

Tanda Tangan,



Singgih Feni T.H



Febriyono Jakariya

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRA RANCANGAN PABRIK PHENYLETHYL ALKOHOL
DARI BENZENE DAN ETHYLEN OXIDE
KAPASITAS PRODUKSI 10.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

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



Oleh :

Nama	: Singgih Feni T.H	Nama	: Febriyono Jakariya
NIM	: 05 521 016	NIM	: 05 521 030

Yogyakarta, April 2011

Pembimbing,

Diana, ST., M.Sc

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRA RANCANGAN PABRIK PHENYLETHYL ALKOHOL
DARI BENZENE DAN ETHYLEN OXIDE
KAPASITAS PRODUKSI 10.000 TON/TAHUN**



Oleh:
Nama : Febriyono Jakariya
No. Mahasiswa : 05 521 030

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, April 2011

Tim Penguji,

Diana, ST, M.Sc
Ketua

Bachrum Sutrisno, Jr, M.Sc
Anggota I

Dyah Retno Sawitri, ST
Anggota II

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

Dra. Hj. Kamariah Anwar, MS.

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **“PRA RANCANGAN PABRIK PHENYLETHYL ALKOHOL DARI BENZENE DAN ETHYLEN OXCIDE KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

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

1. Bapak Gumbolo HS.,Ir.,M Sc. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
2. Ibu Dra., Hj. Kamariah Anwar, MS., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Ibu Diana, ST.,M.Sc. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
4. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Kedua orang tua dan Keluarga kami tercinta atas do'a, kasih sayang, motivasi dan bimbingannya.

6. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu, dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

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

Wassalamu'alaikum Wr.,Wb.

Yogyakarta, Maret 2011



Penyusun

DAFTAR ISI

Halaman Judul	i
Lembar Pernyataan Keaslian	ii
Halaman Pengesahan Pembimbing	iii
Halaman Pengesahan Penguji	iv
Kata Pengantar	v
Daftar Isi	vii
Daftar Tabel	x
Daftar Gambar	xi
Abstraksi	xii
BAB I. PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Tinjauan Pustaka	5
BAB II. PERANCANGAN PRODUK	
2.1..Spesifikasi Produk	7
2.2..Spesifikasi Bahan Baku	7
2.3..Spesifikasi Bahan Pembantu	8
2.4..Pengendalian Produksi	9
2.4.1. Pengendalian Kualitas	11
2.4.2. Pengendalain Kuantitas	13
BAB III. PERANCANGAN PROSES	
3.1 Uraian Proses	14
3.1.1 Langkah Proses	15
3.2 Spesifikasi Alat Proses	18
3.3 Perencanaan Produksi	46
3.3.1 Kapasitas Perancangan	46

3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Peralatan Proses	47
---	----

BAB IV. PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik	51
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	51
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	52
4.2 Tata Letak Pabrik	53
4.3 Tata Letak Alat Proses	59
4.4 Alir Proses dan Material	64
4.4.1 Perhitungan Neraca Massa	64
4.4.2 Perhitungan Neraca Panas	66
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)	68
4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	68
4.5.2 Unit Pembangkit Steam	75
4.5.3 Unit Pengadaan Udara Tekan	76
4.5.4 Unit Pembangkit Listrik	78
4.5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar	81
4.5.6 Unit Refgerasi	81
4.5.7 Spesifikasi Alat-Alat Utilitas	83
4.5.8 Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan.....	105
4.6 Laboratorium	107
4.6.1 Kegunaan Laboratorium	107
4.6.2 Program Kerja Laboratorium	108
4.6.3 Alat-Alat Utama Laboratorium	110
4.7 Organisasi Perusahaan	111
4.7.1 Bentuk Organisasi	111
4.7.2 Struktur Organisasi Perusahaan	112
4.7.3 Tugas dan Wewenang	116
4.7.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji	126
4.7.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan	127
4.7.6 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji	128

4.7.7	Kesejahteraan Sosial Karyawan	133
4.7.8	Manajemen Produksi	134
4.8	Analisis Ekonomi	135
4.8.1	Penaksiran Harga Peralatan	136
4.8.2	Dasar Perhitungan	139
4.8.3	Perhitungan Biaya	139
4.8.3.1	<i>Capital Investment</i>	139
4.8.3.2	<i>Manufacturing Cost</i>	140
4.8.4	Analisa Kelayakan	140
4.8.4.1	<i>Percent Return Of Investment (ROI)</i>	140
4.8.4.2	<i>Pay Out Time (POT)</i>	141
4.8.4.3	<i>Discounted Cash Flow Of Return (DCFR)</i>	141
4.8.4.4	<i>Break Even Point (BEP)</i>	141
4.8.4.5	<i>Shut Down Point (SDP)</i>	142
4.8.5	Hasil Perhitungan	142
4.8.5.1	Penentuan <i>Total Capital Investment (TCI)</i>	142
4.8.5.2	Biaya Produksi Total (<i>Total Production Cost</i>) ...	144
4.8.5.3	Keuntungan (<i>Profit</i>)	145
4.8.5.4	Analisis Kelayakan	146

BAB V. PENUTUP

5.1	Kesimpulan	150
-----	------------------	-----

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Phenylethyl alkohol Indonesia.....	2
Tabel 1.2 Perkiraan Kebutuhan Phenylethyl alkohol	3
Tabel 4.1. Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik	56
Tabel 4.2 Neraca Massa Reaktor	64
Tabel 4.3 Neraca Massa Washer	64
Tabel 4.4 Neraca Massa Dekanter	65
Tabel 4.5 Neraca Massa Evaporator	65
Tabel 4.6 Neraca Massa Menara Destilasi	65
Tabel 4.7 Neraca Panas Reaktor	66
Tabel 4.8 Neraca Panas Washer	66
Tabel 4.9 Neraca Panas Dekanter	67
Tabel 4.10. Neraca Panas Evaporator	67
Tabel 4.11. Neraca Panas Menara Destilasi	67
Tabel 4.12 Kebutuhan Air Pendingin	74
Tabel 4.13. Kebutuhan Steam.....	76
Tabel 4.14 Kebutuhan Listrik Alat Proses	78
Tabel 4.15 Kebutuhan Listrik Utilitas.....	79
Tabel 4.16 Kebutuhan Brine Alat Proses	81
Tabel 4.17 Penggolongan Jabatan	128
Tabel 4.18 Jumlah Karyawan Pada Masing-Masing Bagian	129
Tabel 4.19 Perincian Golongan dan Gaji	131
Table 4.20 Indeks Harga Alat Pada Berbagai Tahun.....	136
Tabel 4.21 <i>Fixed Capital Investment</i>	141
Tabel 4.22 <i>Working Capital</i>	142
Tabel 4.23 <i>Manufacturing Cost</i>	142
Tabel 4.24 <i>General Expense</i>	143

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Hubungan Antara Kebutuhan Amil Asetat dan Tahun	3
Gambar 3.1. Diagram Alir Kuantitatif.....	49
Gambar 3.2. Diagram Alir Kualitatif	50
Gambar 4.1. Tata Letak Pabrik.....	58
Gambar 4.2. Tata Letak Peralatan Pabrik	63
Gambar 4.3. Sistem Pengolahan Air dan Steam	77
Gambar 4.4 Siklus Refrigerasi Kompresi Uap	82
Gambar 4.5 Struktur Organisasi Perusahaan.....	115
Gambar 4.6 Grafik Index Harga	137
Gambar 4.7 Grafik BEP dan SDP	146



ABSTRACT

Preliminary design of Phenyethylalcohol with capacity 10.000 ton/year is plant to be built in Cilacap, Central Java in the area of land 18.625 m². This chemical plant will be operated for 330 day/year or 24 hours a day with 143 employees.

Raw material needed is Benzene 882.7228 Kg/hour, Etylen Oxicide 497.9462 Kg/hour and Alumunium Cloride 993.8987 Kg/hour. The production process will be operated at temperature 10°C, at pressure about of 1 atm using Bacth Reaktor with yield 60 % . The utily consist of 20510.9914 kg/hour of cooling water 1020.8333 kg/hour of housing water; 1666.3056 kg/hour of steam; 166,5570 Lt/hour of Industrial Diesel Oil (IDO); 8 Lt/hour of fuel oil while the power of electricity of about 154,95 Kwh provided by PLN. This chemical plant also use generator set as reserve.

Economic analysis shows thats this chemical plant need to be covered by fixed capital of about Rp. 55.296.909.120,-; working capital of about Rp 144.985.350.114,06. The profit before tax is Rp 40,021,537,067.52 while the profit after tax is Rp 20,010,768,533.76. Percentage of return on investement (ROI) before tax is 72.38 % while after tax is 36.19 %. Pay out time (POT) before tax is 1,72 years while after tax is 2,17 years. The value of break even point (BEP) is 42.17 % and shut down point (SDP) is 31.71 % with Discounted Cash Flow Rate (DCFR) is 14.5 %. Based on the economic analysis, It is concluded that plant design of Amyl Acetate with capacity 10.000 ton/years visible to be built.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Dalam perkembangannya menuju negara maju di segala bidang, Indonesia diharapkan mampu bersaing dengan negara-negara industri lain. Berbagai cara dilakukan pemerintah untuk meningkatkan taraf hidup masyarakat serta mengurangi kemiskinan dan pengangguran yang melanda sebagian penduduk di negeri ini. Hal ini dapat dilakukan antara lain dengan melakukan berbagai macam kegiatan pembangunan serta meningkatkan swasembada di segala bidang. Bila hal ini dapat terwujud maka bangsa Indonesia dapat bersaing dengan negara lain dalam menghadapi era globalisasi pasar bebas. Oleh karena itu untuk masa yang akan datang, industri kimia khususnya, perlu dikembangkan agar tidak selalu bergantung pada negara lain.

Phenylethyl alcohol ($C_8H_{10}O$) merupakan salah satu hasil produksi yang sangat komersil untuk bahan baku pembuatan parfum yang sangat potensial. *Phenylethyl alcohol* bersama dengan citronellol dan geraniol adalah bahan dasar dari pembuatan parfum mawar, juga digunakan sebagai bahan tambahan dalam memperkuat suatu aroma. Kira-kira 10-15% *phenyl ethylalcohol* yang dihasilkan digunakan untuk membuat acetate. Di samping itu *phenylethyl alcohol* juga dapat digunakan sebagai bahan kosmetik, sabun, bahan pengawet, anti bakteri dan lain sebagainya.

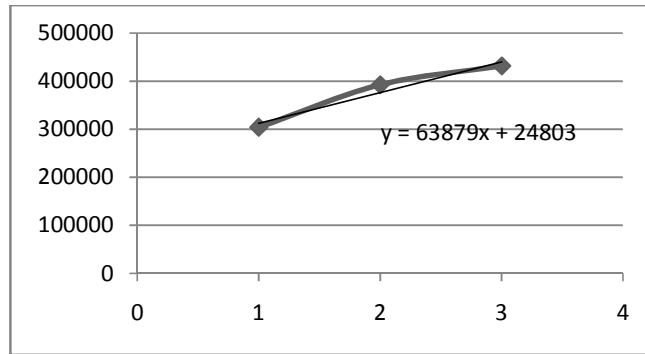
Dalam perkembangannya kebutuhan akan *phenylethyl alcohol* terus meningkat, tidak lama setelah tahun 1900. Pendirian pabrik *phenylethyl alcohol* akan sangatlah tepat, karena dapat memberikan dampak positif dalam segala bidang karena selama ini Indonesia masih mengimpor *phenylethyl alcohol* dari luar negeri sebagai bahan baku produksi. Di samping untuk memenuhi kebutuhan pasar di dalam negeri, diharapkan pendirian pabrik *phenylethyl alcohol* dapat meningkatkan devisa negara dan dibukanya lapangan kerja baru sehingga dapat menyerap tenaga kerja dan mengurangi tingkat pengangguran di Indonesia.

Kebutuhan *phenylethyl alcohol* dari tahun ke tahun cenderung mengalami peningkatan, hal ini sejalan dengan meningkatnya penggunaan *phenylethyl alcohol* pada industri kimia. Hal ini tampak dari tabel impor *phenylethyl alcohol* dari tahun 2002 – 2004 sebagai berikut :

Tabel 1.1 Data Impor *Phenylethyl alcohol* Indonesia

NO.	Tahun	Jumlah (Ton)
1	2002	3037.43
2	2003	3921.40
3	2004	4315.01

Biro Pusat Statistik Indonesia



Gambar 1.1 Grafik Hubungan Antara Kebutuhan PEA dan Tahun

Dengan melihat data diatas, perkiraan jumlah kebutuhan *phenylethyl alcohol* dalam negeri sampai tahun 2015 ditampilkan dalam tabel 1.2

Tabel 1.2 Perkiraan Jumlah Kebutuhan *Phenylethyl alcohol* di Indonesia.

NO.	Tahun	Jumlah (Ton)
1	2007	4080.77
2	2008	4719.56
3	2009	5358.35
4	2010	5997.14
5	2011	6635.93
6	2012	7274.72
7	2013	7913.51
8	2014	8552.3
9	2015	9191.09

Berdasarkan data tersebut, diperkirakan kebutuhan *phenylethyl alcohol* akan terus meningkat pada tahun-tahun mendatang sejalan dengan berkembangnya industri yang menggunakan *phenylethyl alcohol* sebagai bahan baku.

Selain itu terdapat beberapa pertimbangan-pertimbangan pendirian pabrik *phenylethyl alcohol* di Indonesia antara lain:

- Penghematan devisa negara, hal ini karena Indonesia selalu mengimpor dalam pemenuhan kebutuhan *phenylethyl alcohol*. Selain itu untuk memacu pertumbuhan industri-industri yang menggunakan bahan *phenylethyl alcohol* seperti PT. Lion Wings, PT. Priskila Prima Makmur, PT. Unilever Indonesia, dan lain-lain.
- Menambah devisa negara dengan meningkatkan komoditi ekspor *phenylethyl alcohol* untuk memenuhi kebutuhan di luar negeri. Kelebihan hasil produksi nantinya dapat diekspor ke negara tetangga (ASEAN) yang rata-rata juga belum memproduksinya.
- Ketersediaan Bahan Baku, Bahan baku pembuatan *phenylethyl alcohol* adalah *ethylene oxide* dan *benzene*. Bahan baku *benzene* diperoleh dari PT Pertamina Cilacap, sedangkan bahan baku *ethylene Oxide* dapat diperoleh dari PT.STARGAZ SERVICES INDONESIA Depok Jakarta. Dan katalis aluminium chloride dapat diperoleh dari Sun Chemical Technology, Shanghai, China

Sampai saat ini belum ada pabrik *phenylethyl alcohol* di Indonesia. Sehingga dilihat dari segi kebutuhan dan pertimbangan di atas maka pabrik *phenylethyl alcohol* bisa menjadi pertimbangan untuk didirikan di Indonesia

1.2 Tinjauan Pustaka

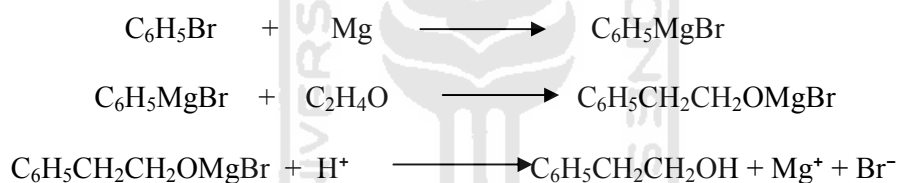
Phenylethyl alcohol adalah suatu senyawa aromatis yang mempunyai sifat berbau harum seperti bunga mawar. Secara alami *phenylethyl alcohol* ditemui dalam minyak yang mudah menguap (volatile) pada bunga mawar, bunga jeruk

manis, dan daun teh. *phenylethyl alcohol* merupakan senyawa aromatis paling sederhana dan memiliki banyak karakteristik kimia seperti alkohol primer. (Kirk Othmer, 1981)

Proses pembuatan *phenylethyl alcohol* dapat dilakukan dengan berbagai macam cara, antara lain:

1. Reaksi Grignard

Selama 25 tahun terakhir setelah tahun 1900, *reaksi Grignard* digunakan untuk membuat *phenylethyl alcohol*. Akan tetapi reaksi ini hanya dipakai untuk jumlah yang terbatas. Proses Grignard yang digunakan untuk menghasilkan *phenylethyl alcohol* mengikuti tahap-tahap reaksi sebagai berikut:



Kondisi operasi :

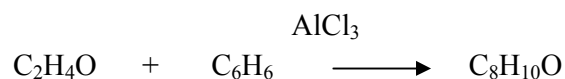
P = 1 atm

T=10⁰C

(Noller, 1957)

2. Reaksi Friedel-Crafts

Ketika *ethylene Oxide* (C₂H₄O) secara komersial ditemukan, maka teknik *Friedel-Crafts* menggeser penggunaan reaksi yang lain. *Reaksi Friedel-Crafts* pertama kali digunakan oleh Schaarschmidt pada tahun 1925, yaitu dengan mereaksikan *benzene* (C₆H₆) dan *ethylene oxide* (C₂H₄O) dengan menggunakan katalis AlCl₃. *Reaksi Friedel-Crafts*:



Ethylene oxide benzene phenyl ethyl alcohol

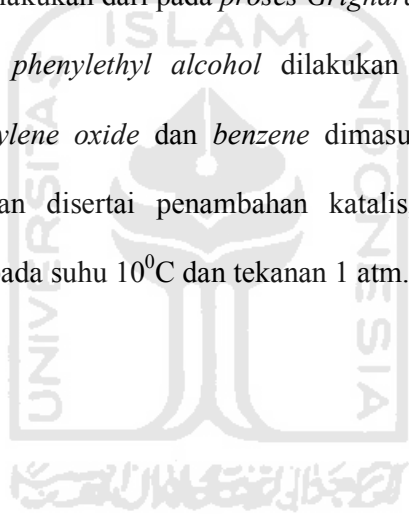
Penggunaan *benzene* berlebih dapat memberi pengaruh pada agitasi yang baik selama proses reaksi. Kondisi operasi :

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$T = 10^{\circ}\text{C} \qquad \qquad \qquad (\text{Kirk Othmer, 1981})$$

Setelah memperhatikan kedua proses tersebut di atas dipilih proses yang kedua, yaitu proses *Friedel-Crafts* dikarenakan pengadaan bahan baku untuk proses ini lebih mudah dilakukan dari pada *proses Grignard*.

Proses pembuatan *phenylethyl alcohol* dilakukan dalam reactor *batch*, dimana bahan baku *ethylene oxide* dan *benzene* dimasukkan dari bagian atas reaktor secara bersamaan disertai penambahan katalis, dengan sifat reaksi *irreversible, eksotermis* pada suhu 10°C dan tekanan 1 atm.



BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan *phenylethyl alcohol* 99 % dirancang berdasarkan variabel utama, yaitu : spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu, dan pengendalian mutu.

2.1 Spesifikasi Produk

1. *Phenylethyl Alcohol*

- Kenampakan : cairan tak berwarna
- Kemurnian : 99 %
- Rumus Molekul : $C_8H_{10}O$
- Berat Molekul : 122 (g/mol)
- Titik leleh : $-27^{\circ}C$
- Titik didih : $220^{\circ}C$
- Densitas : 1,025 kg/L
- Viskositas : 9,784 cp
- Solubility : larut dalam air

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

1. *Benzene*

- Rumus Kimia : C_6H_6
- Berat molekul : 78 g/mol
- Bentuk : cair

- Titik didih : 80 °C
- Titik leleh : 5,530 °C
- Densitas : 0,883 kg/m³
- Viskositas : 0,7753 cp
- Solubility : tidak larut dalam air

2. Ethylene Oxide

- Rumus Kimia : C₂H₄O
- Berat molekul : 44 g/mol
- Bentuk : gas
- Titik didih : 10,45 °C
- Titik beku : -112,6 °C
- Densitas : 0,887 kg/m³
- Viskositas : 0,2946 cp
- Solubility : larut dalam air

2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu

1. Aluminium Chloride

- Rumus molekul : AlCl₃
- Bentuk : Kristal
- Warna : Putih
- Titik didih : 262 °C
- Titik lebur : 194 °C
- Berat molekul : 133,5 g/gmol
- Kemurnian, min % berat : 99,30

- Impuritas: H₂O, % berat : 0,70
- Densitas : 2,440 kg/L
- Viskositas : 0.499 cp
- Solubility : larut dalam air (69,87 kg/100 kg air).

(www.ChemicalLand21.com)

2.4 Pengendalian Produksi

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan ini sudah harus dilakukan sejak 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 control yang harus diset pada kondisi tertentu antara lain :

- *Level Control*

Merupakan alat yang dipasang pada bagian samping tangki. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/ isyarat berupa suara dan nyala lampu.

➤ *Flow Rate*

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

➤ *Temperature Control*

Merupakan alat yang dipasang di dalam alat proses yang memerlukan pengendalian suhu. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/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, untuk itu perlu dilakukan pengendalian produksi sebagai berikut :

2.4.1 Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil

monitor atau analisa pada bagian Laboratorium Pemeriksaan. Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik *phenylethyl alcohol* ini meliputi :

1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Apabila setelah dianalisa ternyata tidak sesuai, maka ada kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada *supplier*.

Sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang berupa *ethylen oxide* dan *benzene*. Pengujian ini dilakukan dengan tujuan agar *ethylen oxide* dan *benzene* yang akan digunakan sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Adapun parameter yang akan diukur adalah :

- Kemurnian dari bahan baku *ethylen oxide* dan *benzene*
- Kadar air

2. Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu

Bahan-bahan pembantu untuk proses pembuatan *phenylethyl alcohol* di pabrik ini juga perlu dianalisa untuk mengetahui sifat-sifat fisisnya, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan untuk membantu kelancaran proses.

Bahan-bahan tersebut antara lain :

- *Aluminium chloride* sebagai katalisator
- *Ammonia* dan *brine* sebagai pendingin

- *Solar* sebagai bahan bakar diesel (genset).
- *Fuel oil* sebagai bahan bakar boiler

3. Pengendalian Kualitas Produk

Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada. Pengendalian dan pengawasan jalannya produksi dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan beberapa indikator. Beberapa kontrol yang dilakukan yaitu :

a Kontrol terhadap produk

Kontrol terhadap produk ini dilakukan untuk memperoleh tingkat kemurnian *phenylethyl alcohol* yang diinginkan.

b Kontrol terhadap kondisi operasi

- Mengontrol suhu
- Mengontrol tekanan

Alat kontrol yang digunakan dikondisikan pada harga tertentu.

a *Flow meter*

Merupakan alat yang ditempatkan atau dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk, dan keluar alat proses. *Flow meter* ini dikondisikan pada harga tertentu. Bila *flow meter* ini mengalami penyimpangan dari harga yang telah ditentukan, maka akan diberikan isyarat yang merupakan perintah untuk mengembalikan ke kondisi semula.

b Suhu

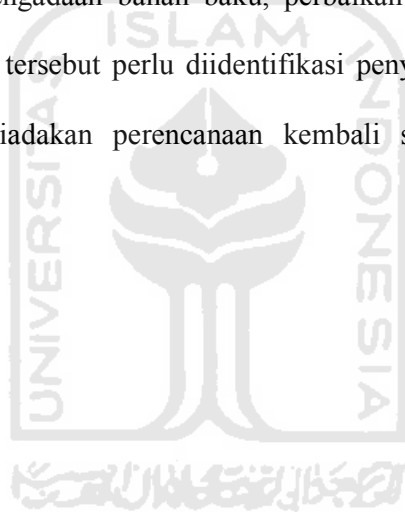
Jika ada penyimpangan pada suhu yang telah ditetapkan, maka akan timbul isyarat yang dapat berupa suara, nyala lampu, dan lain-lain

c Tekanan

Perubahan tekanan dapat dideteksi dengan isyarat yang dikeluarkan berupa suara, nyala lampu, dan lain-lain.

2.4.2 Pengendalian Kuantitas

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.



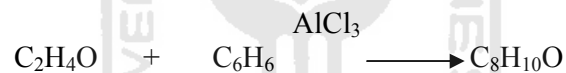
BAB III

PERANCANGAN PROSES

Untuk memenuhi kualitas produk *phenylethyl alcohol* 99 % sesuai target, maka perancangan proses perlu dilakukan dengan tepat agar prosesnya lebih efektif dan efisien.

3.1 Uraian Proses

Phenylethyl Alcohol merupakan hasil reaksi dari *benzene* (C₆H₆) dan *ethylene oxide* (C₂H₄O) dengan menggunakan katalis AlCl₃ dengan persamaan reaksi sebagai berikut :



Reaksi berlangsung secara *irreversible* pada suhu 10⁰C dan tekanan 1 atm dengan mengikuti reaksi orde 1 karena salah satu komponen umpan yaitu *benzene* dibuat berlebih sebesar 4 kali *ethylen oxide*. Benzena adalah senyawa enam karbon yg membentuk siklik heksagonal dgn ikatan kimia sangat stabil. Dia sangat susah bereaksi kimia karena kuatnya ikatan heksagonal ini (www2.chemistry.msu.edu, *Substitution Reactions of Benzene and Other Aromatic Compounds*, 23/04/2010).

Kondisi operasi pada prarancangan pabrik *phenylethyl Alcohol* ini adalah sebagai berikut :

1. Temperatur = 10⁰C
2. Tekanan = 1 atm

3. Waktu reaksi = 6 jam
4. Sifat Reaksi = *eksotermis*
5. Perbandingan umpan *benzene : ethylene Oxide : alumunium chloride*
= 4 : 1 : 1.2
6. Konversi = 60 %

(kirk ortmer,1992)

Dari data kondisi operasi, maka dengan menggunakan persamaan kecepatan reaksi, didapat harga konstanta kecepatan reaksi *benzene* dan *ethylene oxide* menjadi *phenylethyl Alcohol* adalah $k = 0,1527$ /jam dengan persamaan reaksi sebagai berikut :

$$(-r_a) = k [C_a]$$

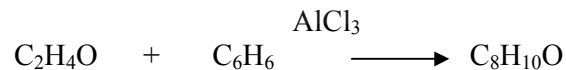
Reaksi *phenylethyl alcohol* terjadi dengan membuang panas (eksotermis) sehingga panas dibuang ke sekelilingnya dan reaksi tidak mengalami perubahan terhadap suhu (isothermal). Untuk mempertahankan kondisi suhu reaksi perlu dilakukan pendinginan.

3.1.1. Langkah Proses

Bahan baku berupa *benzene* disimpan pada fase cair dengan tekanan 1atm , suhu dan tekanan lingkungan dalam tangki silinder tegak dengan tutup berbentuk kurucut (*conical*) (T-01). Sebelum dialirkan ke reactor bahan tersebut didinginkan terlebih dahulu menggunakan cooler-01 sampai suhu 10 °C. *ethylene oxide* disimpan pada fase cair jenuh dalam tangki horizontal pressure tank dengan tutup *torispherical dished head* (T-02), dengan tekanan 5.2 atm dengan suhu 60 °C kemudian sebelum dialirkan menuju reactor diturunkan tekananya terlebih dahulu

menggunakan expansion valve sampai tekanan 1 atm dengan suhu 11 °C. Setelah itu diembunkan menggunakan condenser-01 sampai suhu 10 °C dan. Untuk katalis *aluminium chloride* yang berfase padat yang disimpan dalam silo (SL-01) pada suhu dan tekanan lingkungan, selanjutnya diangkut dengan *belt conveyor* dan *bucket elevator* diumpankan menggunakan *feeder* menuju reaktor. Bahan baku berupa *benzene* yang disimpan pada fase cair, suhu dan tekanan lingkungan dalam tangki silinder tegak dengan tutup berbentuk kurucut (conical), dimana *benzene* akan dialirkan dengan pompa-01 (P-01) Bersamaan dengan itu, *ethylene oxide* akan dipompakan dengan pompa-02 (P-02) menuju reaktor. Reaktor difungsikan untuk mereaksikan *ethylene oxide* dan *benzene* dengan menggunakan katalis *aluminium chloride* untuk memperoleh produk *phenylethyl alcohol*. Dengan reaksi *irreversible*, eksotermis kondisi operasi reaktor dioperasikan secara *batch* dengan suhu 10 °C dan tekanan 1 atm, isothermal. Untuk mempertahankan suhu reaksi digunakan pendingin *brine* yang dilewatkan koil.

Reaksi :



Setelah konversi yang diinginkan tercapai produk dikeluarkan dengan menggunakan pompa-03 (P-03) menuju *wash tank* (Ws-01) yang berfungsi untuk melarutkan kandungan katalis dalam larutan, selanjutnya dialirkan dengan pompa-05 (P-05) menuju *heat exchanger* untuk menaikkan suhu sampai suhu 32 °C. dari *heat exchanger*, larutan kemudian dialirkan menuju dekanter (Dk-01) yang berfungsi untuk memisahkan produk dan sisa reaktan *ethylene oxide* dan *benzene* dimana produk atas *ethylene oxide* dan *benzene* tidak larut dalam air berdasarkan

densitas dan kelarutannya. Produk atas yang berupa *ethylene oxide* dan *benzene* dialirkan dengan pompa-06 (P-06) menuju tangki penampung (TP-01) yang berfungsi untuk menampung sisa reaktan *ethylene oxide* dan *benzene*. Sisa reaktan dalam tangki penampung (TP-01) dalam kondisi suhu 32⁰C akan dialirkan dengan pompa-07 menuju cooler-02 untuk mendinginkan reaktan dengan menggunakan brine sampai suhu 10⁰C yang kemudian reaktan akan direaksikan kembali menuju reaktor. Produk bawah dekanter (Dk-01) akan dialirkan dengan pompa-08 (P-08) menuju evaporator (Ev-01) yang berfungsi untuk menguapkan produk *phenylethyl alcohol* dan air dari katalis AlCl₃ dengan proses pemanasan menggunakan pemanas *steam* yang dilewatkan dalam shell. Pemisahan ini berdasarkan perbedaan titik didih komponen pada suhu 138⁰C dan tekanan 1 atm. Hasil bawah evaporator berupa katalis akan dialirkan menuju unit regenerasi dengan pompa-09 (P-09). Produk uap yang terdiri dari *phenylethyl Alcohol* dan air kemudian didinginkan dengan condenser (CD-02) sampai dengan suhu 102⁰C yang kemudian diumpankan menuju menara distilasi (MD-01) yang berfungsi untuk memurnikan *phenylethyl Alcohol* dengan memisahkan kandungan airnya..

Di MD-01 terjadi pemisahan berdasarkan perbedaan titik didih. Produk atas menara distilasi (MD-01) yang berupa uap pada kondisi 1 atm dan bersuhu 106⁰C akan dikondensasikan dengan *condenser* (Cd-03), hasil kondensasi akan ditampung dalam acumulator (AC-01) yang sebagian digunakan untuk refluk dan sebagian lagi berupa air akan dialirkan menuju unit pengolahan limbah. Komponen yang memiliki titik didih lebih besar akan mengalir ke bawah dan menjadi hasil bawah MD-01, hasil ini merupakan produk yang berupa *phenylethyl*

alcohol 99 % dengan impuritis air 1%.Produk bawah menara distilasi (MD-01) yang berupa cairan akan dialirkan menuju reboiler (RB-01) yang berfungsi untuk menguapkan sebagian cairan, dimana cairan yang teruapkan akan dikembalikan menuju MD-01. Dan sebagian yang tidak teruapkan akan sebagai produk bawah MD-01, dialirkan dengan pompa-12 (P-12) dan didinginkan dengan menggunakan cooler (Co-03) sampai suhu lingkungan dan ditampung menggunakan tangki penampung produk (TP-02) dengan tutup *conical* dan siap untuk dipasarkan. tangki silinder tegak dengan tutup.

3.2 Spesifikasi Alat Proses

I. Spesifikasi Alat Proses

1. Tangki 1 (T-01)

- Fungsi : Menyimpan bahan baku *benzene* untuk kebutuhan proses selama 1 minggu dengan laju kebutuhan 3570,606 kg/jam.
- Jenis : Tangki silinder tegak, dengan tutup kerucut (*conical*).
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm
Suhu : 32 °C
- Bahan Konstruksi : Carbon steel SA 283 grade C
- Volume tanki : 52397.9248 gallon
- Dimensi Tangki : Diameter : 8,0105 m

Tinggi : 4,0053 m

- Harga : US \$ 86875,3665

2. Tangki 2 (T-02)

- Fungsi : Menyimpan bahan baku *ethylene oxide* untuk kebutuhan proses selama 1 minggu dengan laju kebutuhan 829,910 kg/jam.

- Jenis : Horizontal pressure tank dengan tutup torispherical dished head

- Jumlah : 1 buah

- Kondisi Operasi : Tekanan : 5,2 atm
Suhu : 60 °C

- Bahan Konstruksi : Stainless Steel SA 283 grade C

- Volume tanki : 60330,6166 gallon

- Dimensi Tangki : Diameter : 4,5943 m
Tinggi : 13,7829 m

- Harga : US \$ 93582,1736

3. Tangki 3 (TP-01)

- Fungsi : menampung sementara sisa reaktan *ethylene oxide* dan *benzene* yang akan direaksikan kembali ke dalam reaktor

- Jenis : Silinder Horizontal dengan Bentuk head Elliptical dished head.

- Jumlah : 1 buah

- Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm
Suhu : 32 °C
- Bahan Konstruksi : Carbon steel SA 283 grade C
- Volume tanki : 6283,4753 gallon
- Dimensi Tangki : Diameter : 4,4752 m
Tinggi : 8,9503 m
- Harga : US \$ 24087,4274

4. Tangki 4 (TP-02)

- Fungsi : Menyimpan *phenylethyl alcohol* selama 2 minggu.
- Jenis : silinder tegak dengan flat bottomed dan conical roof
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm
Suhu : 50 °C

- Bahan Konstruksi : Carbon steel SA 283 grade C
- Volume tanki : 129161,1272 gallon
- Dimensi Tangki : Diameter : 12.1920 m
Tinggi : 4.8768 m
- Harga : US \$ 147.757,5106

5. Reaktor 0-1 (R-01)

- Fungsi : Mereaksikan *ethylene oxide* dan *benzene* dengan menggunakan katalis alumunium

chloride untuk menghasilkan amil asetat dan air.

- Jenis : Reaktor Batch
- Jumlah : 8 buah
- Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm
Suhu : 10 °C
- Bahan Konstruksi : Carbon steel SA 283 grade C
- Volume tanki : 6,4699 m³
- Dimensi Tangki : Diameter : 2,0446 m
Tinggi : 3,0669 m
- Tebal Sheel : 0,0047 m (3/16 in)
- Tebal Head : 0,0317 m (1 ¼ in)
- Jenis Head : Torispherical dished head
- Tebal Isolasi : 19.0150 cm
- Jenis Isolasi : Asbestos
- Diameter Koil : 0,1683 m
- Panjang Koil : 2,0274 m
- Jumlah Koil : 2 lilitan
- Tinggi tumpukan Koil : 0,6731 m
- Jumlah baffle : 4 buah
- Lebar baffle : 0,3476 m
- Jenis pengaduk : turbin dengan 6 sudut (six Blades Turbine)
- Jumlah Pengaduk : 1 buah

- Diameter pengaduk : 0,6815 m
- Jumlah sudut : 6 buah
- Kecepatan putar : 79,4450 rpm
- Harga : US \$ 695.529,9017

6. Washer 0-1 (WS-01)

- Fungsi : tempat pencuci produk keluar reaktor dengan melarutkan kandungan katalis
- Jenis : Silinder tegak
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm
Suhu : 12 °C
- Bahan Konstruksi : Carbon steel SA 283 grade C
- Volume tangki : 1,982 m³
- Dimensi Tangki : Diameter : 1,1373 m
Tinggi : 1,7060 m
- Tebal Sheel : 0,0047 m (3/16 in)
- Tebal Head : 0,0047 m (3/16 in)
- Jenis Head : Torispherical dished head
- Jumlah baffle : 4 buah
- Lebar baffle : 0,2175 m
- Jenis pengaduk : turbin dengan 6 sudut (six Blades Turbine)
- Jumlah Pengaduk : 2 buah

- Diameter pengaduk : 0,4266 m
- Jumlah sudut : 6 buah
- Kecepatan putar : 196,6635 rpm
- Harga : US \$ 78.724,8633

7. Dekanter 0-1 (DK-01)

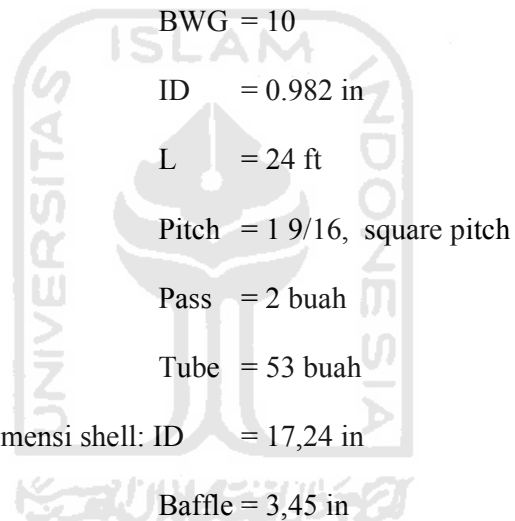
- Fungsi : Memisahkan *benzene* dan *ethylene oxide* dari larutan
- Jenis : Silinder horizontal
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm
Suhu : 15 °C
- Bahan Konstruksi : Carbon steel SA 283 grade C
- Volume : 0,2716 m³
- Dimensi Tangki : Diameter : 0,3879 m
Panjang : 1,9396 m
- Tebal Sheel : 0,0047 m (3/16 in)
- Tebal Head : 0,0159 m (5/8 in)
- Jenis Head : Torispherical dished head
- Waktu Settling : 130,9286 detik
- Harga : US \$ 1.610.2905

8. Evaporator 0-1 (EV-01)

- Fungsi : memisahkan katalis AlCl_3 dari larutan hasil bawah dekanter

- Jenis : long tube vertical evaporator, single effect.
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm
Suhu : 138,34 °C
- Bahan Konstruksi : Carbon steel SA 283 grade C
- Dimensi alat :

➤ Dimensi tube : OD = 1,25 in



Pass = 1 buah

- Tebal Sheel : 0,0047 m (3/16 in)
- Tebal Head : 0,0159 m (5/8 in)
- Jenis Head : Torispherical dished head
- Harga : US \$ 102.285,0827

9. Menara Destilasi-01 (MD-01)

- Fungsi : Untuk memurnikan $C_8H_{10}O$ sebanyak 1262,6266 kg/jam

- Jenis : Sieve Tray
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm
Suhu : 138,34 °C
- Bahan Konstruksi : Stainless Steel SA 283 grade C
- Umpan : Tekanan : 1,2 atm
Suhu : 102 °C
- Hasil Atas : Tekanan : 1,2 atm
Suhu : 106 °C
- Hasil Bawah : Tekanan : 1,2 atm
Suhu : 164 °C
- Jumlah Plate : seksi rectifying : 21 plate
seksi stripping : 13 plate
- Dimensi Alat : Diameter : 1,9825 m
Tinggi : 11,88 m
- Perancangan Plate
 - Jarak Plate : 0,3 m
 - Tinggi Weir : 40 mm
 - Diameter lubang : 5 mm
 - Tebal plate : 5 mm
 - Jumlah lubang : 13325,8188 buah
- Tebal sheel : 0,0025 m (1/4 in)
- Tebal Head : 0,0048 m (3/16 in)

- Tinggi head : 0,3748 m
- Residence Time : Seksi enriching : 19 s
Seksi Stripping : 29 s
- Jenis Head : Elliptical dished head
- Harga : US \$ 7920,1949

10. Heater-01 (HE-01)

- Fungsi : Memaskan larutan yang keluar dari washer dari suhu 12 °C sampai 32 °C
- Jenis : Double Pipe
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm
Suhu : 32 °C
- Bahan Konstruksi : Carbon steel SA 283 grade C
- Aliran Fluida : Hot Fluid : Steam
Cold Fluid : Ligth organik
- Spesifikasi Inner pipe
 - NPS : 3 in
 - OD : 3.5 in
 - ID : 3.065 in
 - Pressure Drop : 0,014 psi
- Spesifikasi annulus
 - NPS : 4 in
 - OD : 4.5 in

- ID : 4.026 in
- Pressure drop : 0,0026 psi
- Panjang hairpin : 15 ft
- Jumlah hairpin : 2 buah
- Harga : US \$ 2.666,62

11. Condenser-01 (CD-01)

- Fungsi : Mengembunkan *ethylene oxide* sampai sebelum masuk reaktor
- Jenis : double pipe
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm
Suhu : 10 °C
- Bahan Konstruksi : Carbon steel SA 283 grade C
- Aliran Fluida : Hot Fluid : *ethylene oxide*
Cold Fluid : *Brine*
- Spesifikasi Inner pipe
 - NPS : 1 ¼ in
 - OD : 1,66 in
 - ID : 1,36 in
 - Pressure Drop : 0,012 psi
- Spesifikasi annulus
 - NPS : 2,5 in
 - OD : 2,88 in

- ID : 2,469 in
- Pressure drop : 0,0026 psi
- Panjang hairpin : 20 ft
- Jumlah hairpin : 9 buah
- Harga : US \$ 5135,5747

12. Condenser-02 (CD-02)

- Fungsi : Mengembunkan air dan *phenylethyl alkohol* hasil atas evaporator-01
- Jenis : double pipe
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm
Suhu : 107,94 °C
- Bahan Konstruksi : Carbon steel SA 283 grade C
- Aliran Fluida : Hot Fluid : hasil atas evaporator
Cold Fluid : air pendingin
- Spesifikasi Inner pipe
 - NPS : 3 in
 - OD : 3,5 in
 - ID : 3,068 in
 - Pressure Drop : 0,011 psi
- Spesifikasi annulus
 - NPS : 4 in
 - OD : 4,5 in

- ID : 4,026 in
- Pressure drop : 2.86 psi
- Panjang hairpin : 20 ft
- Jumlah hairpin : 4 buah
- Harga : US \$ 2834,0820

13. Condenser-03 (CD-03)

- Fungsi : Mengembunkan hasil atas MD-01 dengan air pendingin dari 108°C sampai 105°C.
- Jenis : double pipe
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm
Suhu : 105 °C
- Bahan Konstruksi : Carbon steel SA 283 grade C
- Aliran Fluida : Hot Fluid : hasil atas MD-01
Cold Fluid : air pendingin
- Spesifikasi Inner pipe
 - NPS : 3 in
 - OD : 3,5 in
 - ID : 3.068 in
 - Pressure Drop : 0,005 psi
- Spesifikasi annulus
 - NPS : 4 in
 - OD : 4,5 in

- ID : 4,026 in
- Pressure drop : 16,73 psi
- Panjang hairpin : 20 ft
- Jumlah hairpin : 2 buah
- Harga : US \$ 3.125,90

14. Accumulator-03 (ACC-03)

- Fungsi : Menampung sementara hasil embunan condensor-03
- Jenis : Tangki silender horizontal dengan Bentuk head Elliptical dished head.
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm
Suhu : 105 °C
- Bahan Konstruksi : Carbon steel SA 283 grade C
- Volume tangki : 132,50 L
- Dimensi Tangki : Diameter : 0,7933 m
Tinggi : 1.5866 m
- Tebal shel : 0,1875 in
- Tebal Head : 0.25 in
- Harga : US \$ 1.069,8597

15. Reboiler-01 (RB-01)

- Fungsi : Menguapkan hasil bawah MD-01 menjadi uap dan produk dengan pemanas steam jenuh.

- Jenis : Kettle Reboiler.
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm
Suhu : 224 °C
- Bahan Konstruksi : Carbon steel SA 283 grade C
- Aliran Fluida : Hot Fluid : steam
Cold Fluid : hasil bawah MD-01
- Spesifikasi Inner pipe
 - NPS : 1,25 in
 - OD : 1,66 in
 - ID : 1,38 in
 - Pressure Drop : 0,0238 psi
- Spesifikasi annulus
 - NPS : 2 in
 - OD : 2,38 in
 - ID : 2,067 in
 - Pressure drop : 0,0062 psi
- Panjang hairpin : 12 ft
- Jumlah hairpin : 3 buah
- Harga : US \$ 481,8709

16. Cooler-01 (CL-01)

- Fungsi : Menurunkan suhu *benzene* sampai 10 °C sebelum masuk reaktor.
- Jenis : double pipe.
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm
Suhu : 10 °C
- Bahan Konstruksi : Carbon steel SA 283 grade C
- Aliran Fluida : Hot Fluid : light organic
Cold Fluid : brine
- Spesifikasi Inner pipe
 - NPS : 1,25 in
 - OD : 1,66 in
 - ID : 1,38 in
 - Pressure Drop : 0,024 psi
- Spesifikasi annulus
 - NPS : 2 in
 - OD : 2,38 in
 - ID : 2,067 in
 - Pressure drop : 0,03 psi
- Panjang hairpin : 12 ft
- Jumlah hairpin : 3 buah
- Harga : US \$ 2.161,5739

17. Cooler-02 (CL-02)

- Fungsi : Menurunkan suhu *benzene* dan *ethylene oxide* dari recycle sampai 10 °C sebelum masuk reaktor.
- Jenis : double pipe.
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm
Suhu : 10 °C
- Bahan Konstruksi : Carbon steel SA 283 grade C
- Aliran Fluida : Hot Fluid : light organic
Cold Fluid : Brine
- Spesifikasi Inner pipe
 - NPS : 1,25 in
 - OD : 1,66 in
 - ID : 1,38 in
 - Pressure Drop : 0,0238 psi
- Spesifikasi annulus
 - NPS : 2 in
 - OD : 2,38 in
 - ID : 2,067 in
 - Pressure drop : 0,0062 psi
- Panjang hairpin : 12 ft
- Jumlah hairpin : 8 buah
- Harga : US \$ 2.430,3591

18. Cooler-03 (CL-03)

- Fungsi : Mendinginkan *phenylethyl oxide* hasil bawah MD untuk disimpan ditangki.
- Jenis : double pipe.
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm
Suhu : 40 °C
- Bahan Konstruksi : Carbon steel SA 283 grade C
- Aliran Fluida : Hot Fluid : light organic
Cold Fluid : Brine
- Spesifikasi Inner pipe
 - NPS : 2 in
 - OD : 2,38 in
 - ID : 2,067 in
 - Pressure Drop : 0,008 psi
- Spesifikasi annulus
 - NPS : 3 in
 - OD : 3,5 in
 - ID : 3,068 in
 - Pressure drop : 0,17 psi
- Panjang hairpin : 16 ft
- Jumlah hairpin : 2 buah
- Harga : US \$ 1.354,1461

19. Belt Conveyor (BC-01)

- Fungsi : Mengangkut AlCl_3 dari Silo menuju bucket elevator sebanyak 993.857 kg/jam
- Panjang : 16 m
- Lebar : 0,3556 m
- Kapasitas : 993.857 kg/jam
- HP motor : 0,15 Hp
- Jumlah : 1
- Jenis : Close Belt Conveyor
- Harga : US \$ 5.360,6849

20. Bucket Elevator (BE-01)

- Fungsi : Mengangkut AlCl_3 dari belt conveyor menuju Reaktor sebanyak 993.857 kg/jam
- Tinggi : 6 m
- Kapasitas : 993.857 kg/jam
- HP motor : 1 Hp
- Jumlah : 1
- Jenis : Close Belt Conveyor
- Harga : US \$ 3.944,7052

21. Silo (SL-01)

- Fungsi : Menyimpan bahan baku AlCl_3 sebanyak 2512.99 kg/jam untuk produksi selama 7 hari.
- Jenis : Cylindrical Vessel dengan dasar Conical.

- Diameter : 5,8337 m
- Tinggi : Shell : 11,6675 m
Bottom : 2,9169 m
- Kondisi : Tekanan : 1 atm
Suhu : 32 °C
- Jumlah : 1 buah
- Bahan : Carbon steel SA 283 grade C
- Harga : US \$

22. Pompa Batch 0-1 (PB-01)

- Fungsi : Mengalirkan bahan baku *benzene* dari produsen untuk di simpan di tangki penyimpanan Tp-01
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow)*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 16,685 ft
- Speed : 3995,8 rpm
- Tenaga pompa : 1,0899 Hp
- Power motor : 2 Hp
- Harga : US \$ 3373,3096

23. Pompa Batch 0-2 (PB-02)

- Fungsi : Mengalirkan bahan baku *ethylene oxide* dari produsen untuk di simpan di tangki penyimpanan Tp-02
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow)*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- Head : 27,8652 ft
- Speed : 3564.3 rpm
- Tenaga pompa : 2,8589 Hp
- Power motor : 5 Hp
- Harga : US \$ 4666,275

24. Expansion Valve (EV)

- Fungsi : merunkan tekanan bahan *ethylene oxide* sebelum dimasukan ke reaktor dari 5,2atm menjadi 1 atm.
- Jenis : Globe valve
- Dimensi Alat : NPS = 4 in
ID = 4,026 in
OD = 4,5 in
Sch = 40
- Harga : US \$ 113,7152

25. Pompa 0-1 (P-01)

- Fungsi : Mengalirkan umpan *benzene* sebanyak 966,8330 kg/jam dari TP-01 ke R-01.
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow)*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 11,856 ft
- Speed : 1991,1 rpm
- Tenaga pompa : 0,137 Hp
- Power motor : 0,25Hp
- Harga : US \$ 1435,5464

26. Pompa 0-2 (P-02)

- Fungsi : Mengalirkan *ethylene oxide* ke dalam reaktor
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, radial flow)*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 11,7736 ft
- Speed : 948.7 rpm
- Tenaga Pompa : 0.025 Hp
- Power motor : 0,05 Hp
- Harga : US \$ 596,3378

27. Pompa 0-3 (P-03)

- Fungsi : Mengalirkan larutan dari reaktor ke washer

- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, single suction, mixedflow)*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 11,2138 ft
- Speed : 2780.1 rpm
- Tenaga Pompa : 0,2407 Hp
- Power motor : 0.5 Hp
- Harga : US \$ 1526,4766

28. Pompa 0-4 (P-04)

- Fungsi : Mengalirkan air kedalam Washer
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, single suction, mixedflow)*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 9,759 ft
- Speed : 1738,8 rpm
- Tenaga Pompa : 0,061 Hp
- Power motor : 0,13 Hp
- Harga : US \$ 1.435,55

29. Pompa 0-5(P-05)

- Fungsi : Mengalirkan larutan dari washer ke dekanter

- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, single suction, mixedflow)*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 5,9991 ft
- Speed : 5089,9 rpm
- Tenaga Pompa : 0,1627 Hp
- Power motor : 0,33 Hp
- Harga : US \$ 1794,9702

30. Pompa 0-6(P-06)

- Fungsi : Mengalirkan larutan hasil atas dekanter ke dalam tangki penampung
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, single suction, mixedflow)*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 9,0056 ft
- Speed : 2861,4 rpm
- Tenaga Pompa : 0,1081 Hp
- Power motor : 0,25 Hp
- Harga : US \$ 1297,1596

31. Pompa 0-7 (P-07)

- Fungsi : Mengalirkan sisa reaktan *ethylene oxide* dan *benzene* yang akan direaksikan kembali ke dalam reaktor
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, single suction, mixedflow)*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 8,9946 ft
- Speed : 2844.3 rpm
- Tenaga Pompa : 0,1194 Hp
- Power motor : 0,25 Hp
- Harga : US \$ 1.286,4695

32. Pompa 0-8 (P-08)

- Fungsi : Mengalirkan larutan dari hasil bawah dekanter ke dalam evaporator
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, single suction, mixedflow)*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 16,7293 ft
- Speed : 1613,1 rpm
- Tenaga Pompa : 0,2529 Hp
- Power motor : 0,5 Hp

- Harga : US \$ 1371,8615

33. Pompa-9 (P-09)

- Fungsi : Mengalirkan larutan dari hasil bawah evaporator ke unit regenerasi
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, single suction, mixedflow)*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 5.7210 ft
- Speed : 1684,6 rpm
- Tenaga Pompa : 0,029 Hp
- Power motor : 0,05 Hp
- Harga : US \$ 471,4344

34. Pompa 10(P-10)

- Fungsi : Mengalirkan larutan dari Condenser-02 ke Menara Destilasi
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, single suction, mixedflow)*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 11,856 ft
- Speed : 1991,1 rpm
- Tenaga Pompa : 0,1317 Hp

- Power motor : 0,25 Hp
- Harga : US \$ 1.075,24

35. Pompa 11(P-11)

- Fungsi : Mengalirkan aliran dari accumulator ke Menara Destialasi dan UPL
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, single suction, mixedflow)*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 16,9867 ft
- Speed : 1728,1 rpm
- Tenaga Pompa : 0,278 Hp
- Power motor : 0,5 Hp
- Harga : US \$ 1253,7375

36. Pompa 12(P-12)

- Fungsi : Mengalirkan aliran dari reboiler Menara Destialasi ke tangki penampung produk
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, single suction, mixedflow)*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 11,2215 ft

- Speed : 1554,7 rpm
- Tenaga Pompa : 0,0616 Hp
- Power motor : 0,13 Hp
- Harga : US \$ 760,4259

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan *phenylethyl alkohol* di Indonesia, tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan *phenylethyl alkohol* dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia. Diperkirakan kebutuhan *phenylethyl alkohol* akan terus meningkat di tahun-tahun mendatang, sejalan dengan berkembangnya industri-industri yang menggunakan *phenylethyl alkohol* sebagai bahan baku. *phenylethyl alkohol* belum diproduksi di Indonesia, maka untuk memenuhi semua kebutuhan *phenylethyl alkohol* tersebut Indonesia harus mengimpor dari luar negeri. Untuk mengurangi jumlah impor tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 10.000 ton/tahun.

Untuk menentukan kapasitas produksi ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu :

1. Proyeksi kebutuhan dalam negeri

Berdasarkan data statistik yang diterbitkan oleh BPS dalam “Statistik Perdagangan Indonesia” tentang kebutuhan *phenylethyl alcohol* di Indonesia dari tahun ketahun cenderung meningkat. Diperkirakan kebutuhan *phenylethyl*

alkohol pada tahun 2015 sekitar 9.000 ton/tahun. Semua kebutuhan *phenylethyl alcohol* tersebut harus diimpor dari luar, untuk mengurangi angka ketergantungan impor tersebut maka didirikan pabrik *phenylethyl alcohol* di Indonesia yang diharapkan mampu mengurangi angka ketergantungan tersebut.

2. Ketersediaan bahan baku

Penyediaan bahan baku *benzene* dapat diperoleh dari PT Pertamina, Cilacap, Jawa Tengah. Bahan baku *ethylene oxide* dibeli dari PT.Stargaz Services Indonesia, Depok, Jakarta. Sedangkan katalis *aluminium chloride* dapat diperoleh dari Sun Chemical Technology, Shanghai, China.

3. Kapasitas pabrik yang sudah beroperasi

Belum ada pabrik yang beroperasi di Indonesia. Untuk memenuhi kebutuhan akan *phenylethyl alcohol*, maka perlu didirikan pabrik tersebut.

3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Peralatan Proses

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 :

- Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.

➤ Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya :

- Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi
- Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
- Mencari daerah pemasaran.

2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

➤ Material (bahan baku)

Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.

➤ Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat

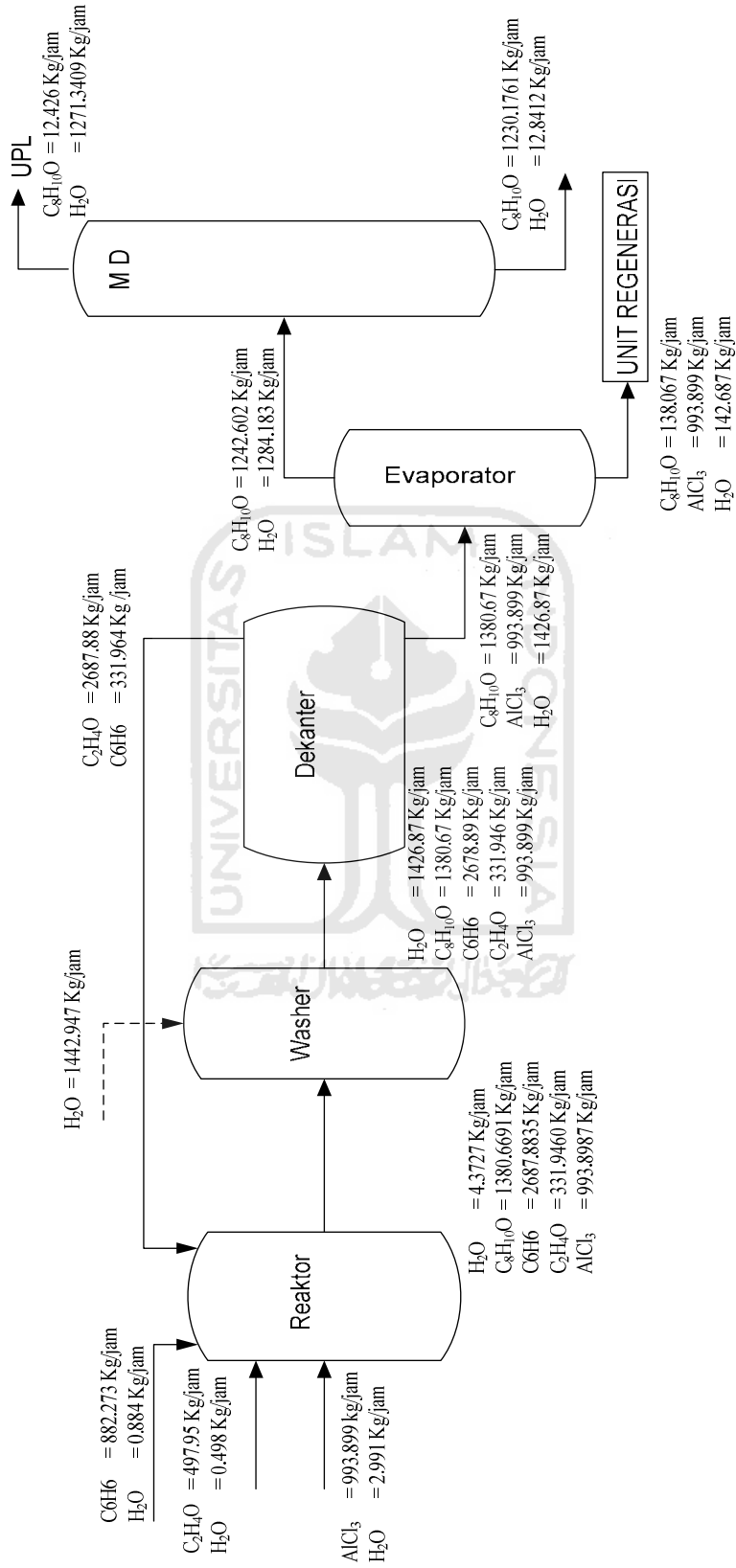
➤ Mesin (peralatan)

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.

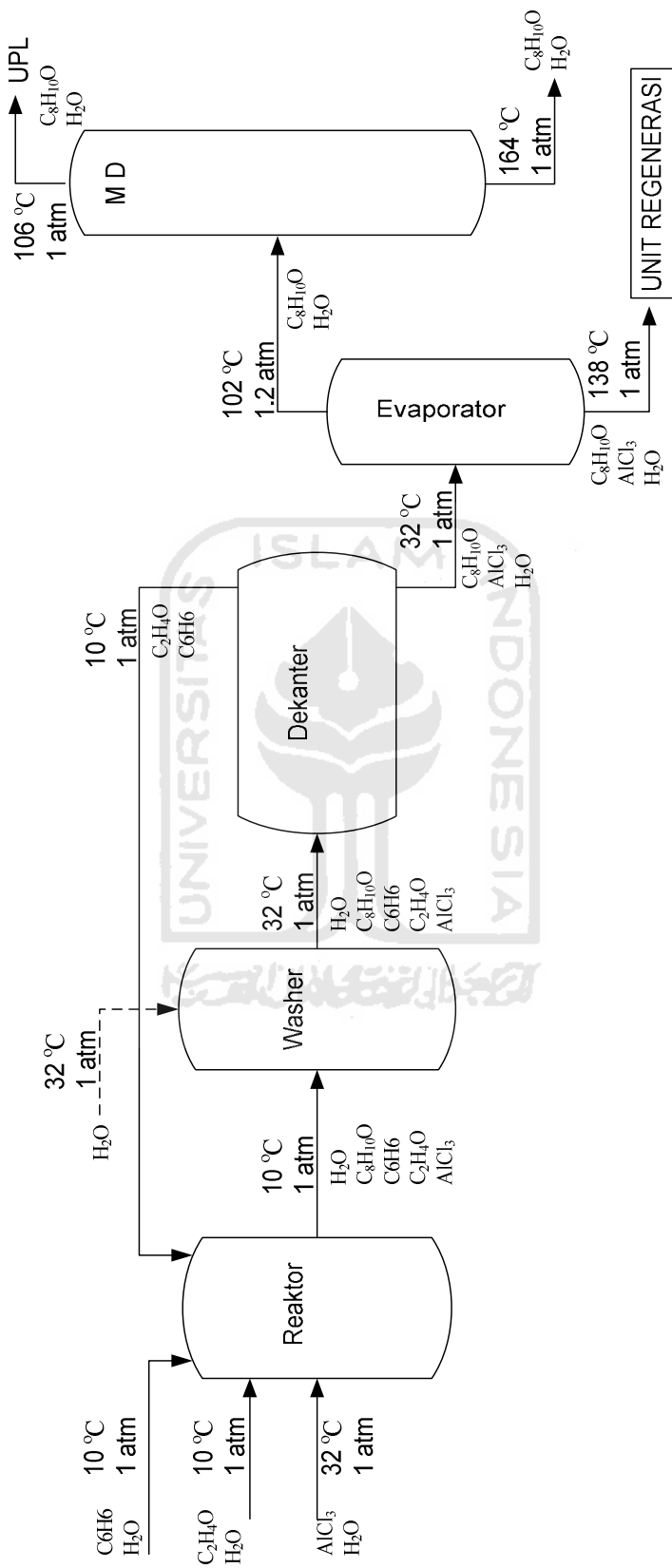


DIAGRAM ALIR KUANTITATIF
PABRIK PHENYLETHYL ALKOHOL



Gambar 3.1. Diagram Alir Kuantitatif

DIAGRAM ALIR KUALITATIF
PABRIK PHENYLETHYL ALKOHOL



Gambar 3.2. Diagram Alir Kualitatif

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi merupakan hal yang penting dalam perancangan suatu pabrik, karena berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Pabrik *phenylethyl alcohol* dari *ethylene oxide* dan *benzene* dengan kapasitas 10.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di Cilacap, Jawa Tengah. Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik ini antara lain :

4.1.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik. Tujuan utama ini meliputi proses produksi dan distribusi, adapun faktor-faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik adalah :

1. Penyediaan bahan baku

Penyediaan bahan baku relatif mudah karena benzene dapat diperoleh dari PT Pertamina Cilacap. Bahan baku *ethylene oxide* dibeli dari PT.Stargaz Services Indonesia, Depok, Jakarta. Sedangkan katalis alumunium chloride dapat diperoleh dari Sun Chemical Technology, Shanghai, China.

2. Pemasaran

Produk pabrik ini banyak digunakan pada industri pembuatan parfum. Sehingga untuk memudahkan pemasaran, lokasi pabrik dipilih

dekat dengan pelabuhan. Pemasarannya diharapkan tidak cuma pada pabrik-pabrik tersebut yang ada di pulau Jawa saja melainkan ke luar Jawa maupun untuk ekspor ke luar negeri, sehingga lokasi pabrik dipilih dekat pelabuhan.

3. Utilitas

Utilitas yang diperlukan adalah air, bahan bakar dan listrik. Lokasi pabrik yang akan didirikan dekat dengan sumber air, yaitu Sungai Donan.

4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama pendirian suatu pabrik, dengan didirikannya pabrik di Cilacap, Jawa Tengah yang banyak penduduknya memungkinkan untuk memperoleh tenaga kerja dengan mudah dan berkualitas.

5. Transportasi

Lokasi pabrik harus mudah dicapai sehingga mudah dalam pengiriman bahan baku dan penyaluran produk, terdapat transportasi yang lancar baik darat dan laut. Letak pabrik *phenylethyl alcohol* ini dekat dengan sarana pelabuhan dan kereta api.

4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses industri, akan tetapi sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi :

1. Perluasan Areal Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik berada di Cilacap, Jawa Tengah sehingga memungkinkan adanya perluasan areal pabrik dengan tidak mengganggu pemukiman penduduk.

2. Perijinan

Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perijinan pendirian pabrik.

Pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian yang penting dalam proses pendirian pabrik, hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain :

- a Segi keamanan kerja terpenuhi.
- b Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.
- c Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin.
- d Transportasi yang baik dan efisien.

3. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, demikian juga fasilitas sosial seperti sarana pendidikan, ibadah, hiburan, bank dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat

penimbunan bahan baku dan produk yang saling berhubungan. Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik efisien dan proses produksi serta distribusi dapat berjalan dengan lancar, keamanan, keselamatan, dan kenyamanan bagi karyawan dapat terpenuhi. Selain peralatan proses, beberapa bangunan fisik lain seperti kantor, bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, pemadam kebakaran, pos penjagaan, dan sebagainya ditempatkan pada bagian yang tidak mengganggu lalu lintas, barang dan proses.

Adapun hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah :

1. Daerah Proses

Daerah proses adalah daerah yang digunakan untuk menempatkan alat-alat yang berhubungan dengan proses produksi. Dimana daerah proses ini diletakkan pada daerah yang terpisah dari bagian lain.

2. Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap, atau gas beracun harus benar-benar diperhatikan di dalam menentukan tata letak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengamanan seperti hidran, penampung air yang cukup, dan penahan ledakan. Tangki penyimpanan bahan baku dan produk yang berbahaya harus diletakkan di area khusus dan perlu adanya jarak antara bangunan satu dengan lainnya guna memberikan pertolongan dan penyediaan jalan bagi karyawan untuk menyelamatkan diri.

3. Luas Area yang Tersedia

Harga tanah menjadi hal yang membatasi kemampuan penyedia area. Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah amat tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan diatas peralatan yang lain, ataupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

4. Instalasi dan Utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, steam, dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatan. Penempatan peralatan proses di tata sedemikian rupa sehingga petugas dapat dengan mudah menjangkaunya dan dapat terjalin kelancaran operasi serta memudahkan perawatannya.

Secara garis besar letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama yaitu :

a. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol

Disini merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses serta produk.

b. Daerah proses.

Daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan tempat proses berlangsung.

c. Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi.

d. Daerah utilitas.

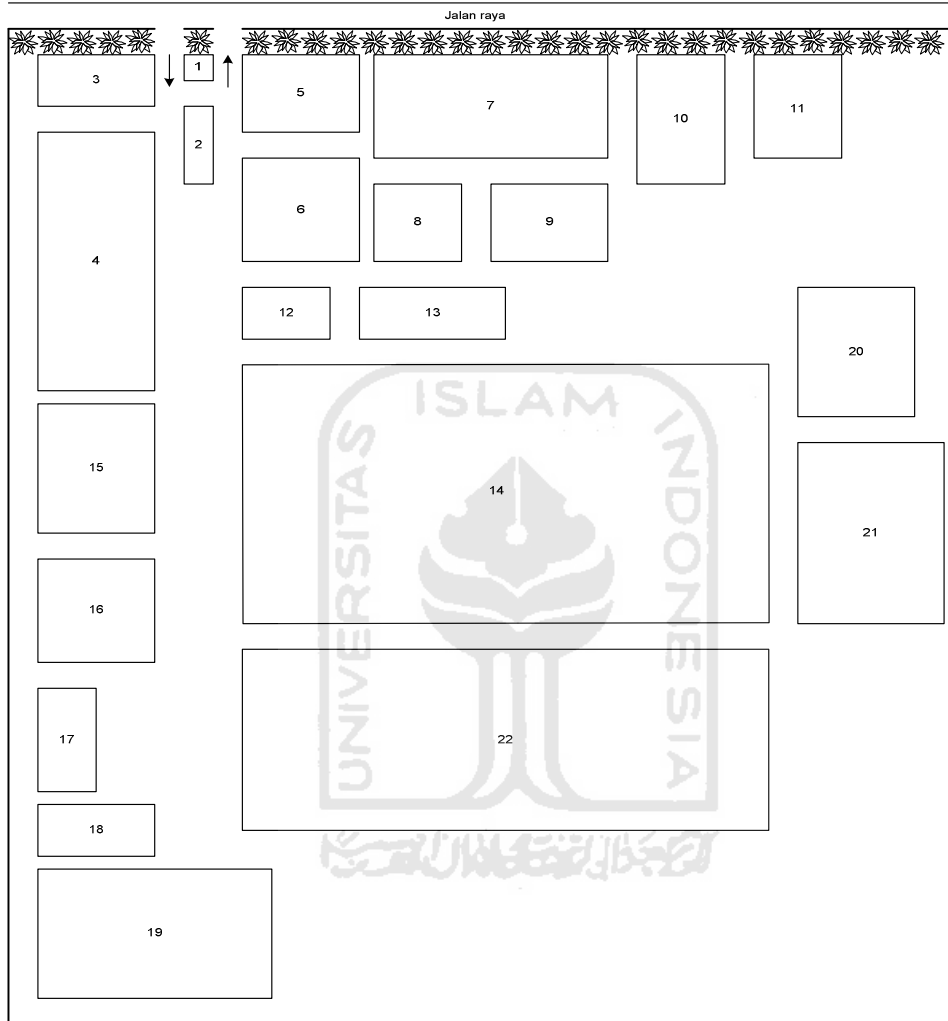
Tabel 4.1. Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik

No	Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m ²)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	Kantor Utama	50 x 20	1000
2	Pos Keamanan/ Satpam	5 x 5	25
3	Parkir Tamu	20 x 10	200
4	Parkir Truk	20 x 15	300
5	Mesjid	25 x 15	375
6	Kantin	20 x 15	300
7	Bangkel	20 x 10	200
8	Klinik	15 x 10	150
9	Kantor Teknik dan Produksi	20 x 20	400
10	Ruang timbang truk	5 x 15	75
11	Unit pemadam kebakaran	20 x 15	300
12	Gudang alat	20 x 20	400
13	Gudang bahan kimia	25 x 20	500
14	Laboratorium	15 x 10	150
15	Utilitas	40 x 25	1000
16	Area proses	90 x 50	4500
17	Ruang kontrol	25 x 10	250
18	Ruang kontrol utilitas	20 x 10	200

19	Tangki Bahan baku	35 x 25	875
20	Tangki produk	25 x 20	500
21	Mess	40 x 20	800
22	Jalan	10 x 5	50
23	Perluasan Pabrik	90 x 35	3150
	Luas Tanah		15700



LAY OUT PABRIK PHENYLETHYL ALKOHOL KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN



Keterangan :

- | | |
|-------------------------------|----------------------------|
| 1. Pos keamanan/satpam | 12. Laboratorium |
| 2. Ruang timbang truk | 13. Ruang Kontrol |
| 3. Parkir | 14. Area Proses |
| 4. Kantor Utama | 15. Gudang bahan kimia |
| 5. Parkir Truk | 16. Gudang Alat |
| 6. Kantor Teknik dan Produksi | 17. Bengkel |
| 7. Mess Karyawan | 18. Ruang kontrol Utilitas |
| 8. Klinik | 19. Area utilitas |
| 9. Unit pemadam kebakaran | 20. Tangki Produk |
| 10. Masjid | 21. Tangki Bahan Baku |
| 11. Kantin | 22. Area Perluasan |

Skala 1 : 500 cm



Gambar 4.1. Tata Letak Pabrik Phenylethyl Alkohol

4.3 Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu :

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu juga diperhatikan penempatan pipa, dimana untuk pipa di atas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas kerja.

2. Aliran udara

Kelancaran aliran udara di dalam dan disekitar area proses perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnansi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Disamping itu juga perlu diperhatikan arah hembusan angin.

3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi.

4. Lalu lintas manusia

Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat menjangkau seluruh alat proses dengan cepat dan mudah.

Jika terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keamanan pekerja dalam menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5. Tata letak alat proses

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

6. Jarak antar alat proses

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

7. *Maintenance*

Maintenance berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diharapkan.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

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

a. *Over head* 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta leveling alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang rusak, kemudian dikembalikan seperti kondisi semula.

b. *Repairing*

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat yang rusak. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Adapun faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance* adalah :

➤ Umur alat

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

➤ Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

Tata letak alat proses harus harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

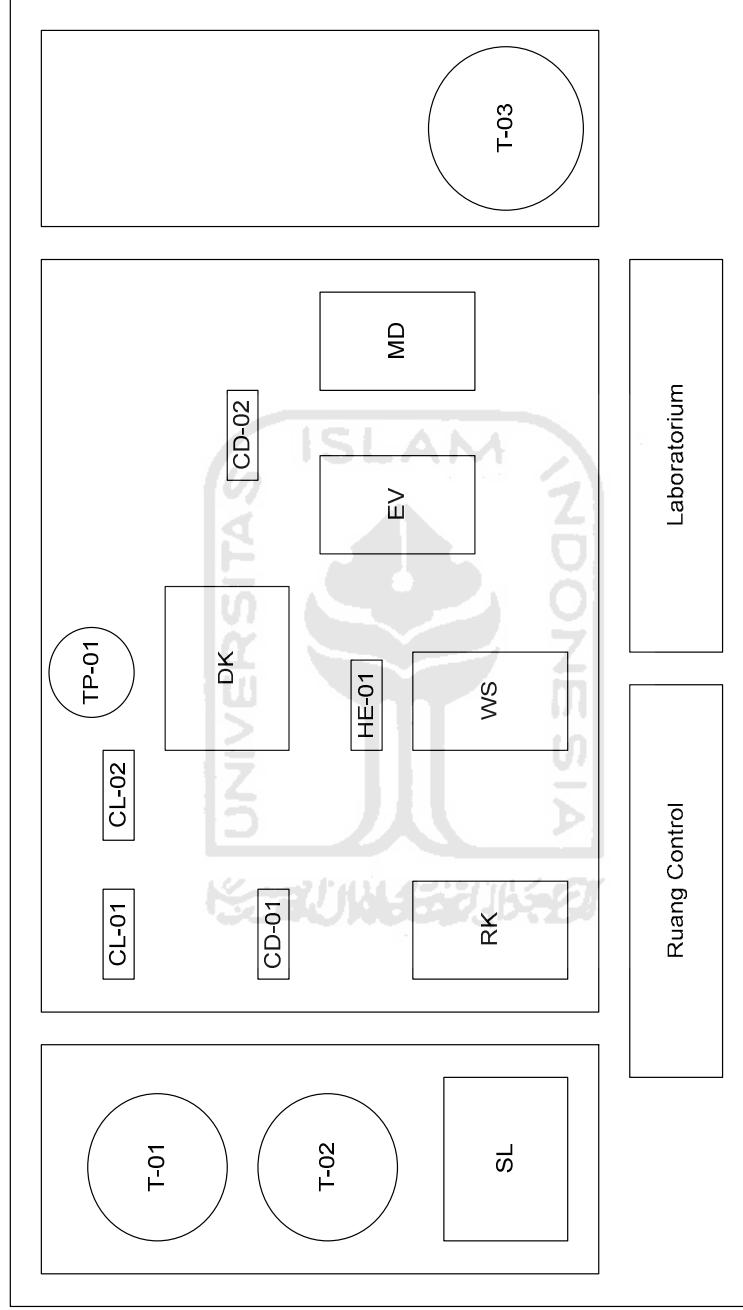
- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- b. Dapat mengefektifkan penggunaan ruangan
- c. Biaya material dikendalikan agar lebih rendah, sehingga dapat mengurangi biaya kapital yang tidak penting.

- d. Jika tata letak peralatan proses sudah benar dan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu memakai alat angkut dengan biaya mahal.

Tata letak peralatan pabrik Phenylethyl alcohol dari bahan baku benzene dan ethylen oxide dapat dilihat pada gambar berikut :



TATA LETAK ALAT PROSES



Gambar 4.2 Tata letak alat proses pabrik phenylethyl alkohol

4.4 Alir Proses Dan Material

Berdasarkan kapasitas yang ada maka di peroleh neraca massa dan neraca panas baik produk maupun bahan baku. Sehingga kita dapat menentukan alat-alat apa yang akan kita gunakan dalam pendirian pabrik, selain dari sifat-sifat kimia dan fisik produk dan bahan baku. Hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas sebagai berikut :

4.4.1 Perhitungan Neraca Massa

a) Neraca Massa Reaktor

Tabel 4.2 Neraca Massa Reaktor 1

Komponen	Masuk (kg/jam)				Keluar(kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 7	Arus 4
C ₂ H ₄ O		497.9462		331.9641	331.9641
C ₆ H ₆	882.7228			2687.8835	2687.8835
AlCl ₃			993.8987		993.8987
C ₈ H ₁₀ O					1380.6691
H ₂ O	0.8836	0.4984	2.9907		4.3727
Subtotal	883.6064	498.4447	996.8893	3019.8476	5398.7881
Total		5398.7881			5398.7881

b) Neraca Massa Washer

Tabel 4.3 Neraca Massa Washer

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar(kg/jam)
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
C ₂ H ₄ O	331.9641		331.9641
C ₆ H ₆	2687.8835		2687.8835
AlCl ₃	993.8987		993.8987
C ₈ H ₁₀ O	1380.6691		1380.6691
H ₂ O	4.3727	1422.4970	1426.8697
Subtotal	5398.7881	1422.4970	
Total		6821.2851	6821.2851

c) Neraca Massa Dekanter

Tabel 4.4 Neraca Massa Dekanter

Komponen	Masuk(kg/jam)	keluar(kg/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C ₂ H ₄ O	331.9641	331.9641	
C ₆ H ₆	2687.8835	2687.8835	
AlCl ₃	993.8987		993.8987
C ₈ H ₁₀ O	1380.6691		1380.6691
H ₂ O	1426.8697		1426.8697
Subtotal	6821.2851	3019.8476	3801.4374
Total	6821.2851	6821.2851	

d) Neraca Massa Evaporator

Tabel 4.5 Neraca Massa Evaporator

Komponen	Masuk(kg/jam)	keluar(kg/jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
AlCl ₃	993.8987	993.8987	
C ₈ H ₁₀ O	1380.6691	138.0669	1242.6021
H ₂ O	1426.8697	142.6870	1284.1827
Subtotal	3801.4374	1274.6525	2526.7849
Total	3801.4374	3801.4374	

e) Neraca Massa Menara Destilasi

Tabel 4.6 Neraca Massa Menara Destilasi

Komponen	Masuk(kg/jam)	keluar(kg/jam)	
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
C ₈ H ₁₀ O	1242.6021	12.4260	1230.1761
H ₂ O	1284.1827	1271.3409	12.8418
Subtotal	2526.7849	1283.7669	1243.0180
Total	2526.7849	2526.7849	

4.4.2 Perhitungan Neraca Panas

a) Neraca Panas Reaktor

Tabel 4.7 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Masuk (kj/jam)				Keluar(kj/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 7	Arus 4
C ₂ H ₄ O		13634.6427		63822.832	9089.7618
C ₆ H ₆	20959.937			9089.7618	63822.8319
AlCl ₃			534269.344		534269.3449
C ₈ H ₁₀ O					35366.0834
H ₂ O	50.4461	28.4568	431.7033		510.6062
Panas reaksi					1548801.4908
Pendingin	1549572.9936				
Subtotal	21010.3840	13663.0995	534701.0482	72912.594	2191860.1190
Total	2191860.1190				2191860.1190

b) Neraca Panas Washer

Tabel 4.8 Neraca Panas Washer

Komponen	Masuk (kj/jam)		Keluar(kj/jam)
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
C ₂ H ₄ O	10050.5369		9024.1039
C ₆ H ₆	70568.8157		63349.7679
AlCl ₃	233640.6311		207172.3987
C ₈ H ₁₀ O	39104.2289		35095.5223
H ₂ O	276.0304	41754.7219	80753.1721
Subtotal	353640.2429	41754.7219	
Total	395394.965		395394.965

c) Neraca Panas Dekanter

Tabel 4.9 Neraca Panas Dekanter

Komponen	Masuk (kj/jam)	Keluar(kj/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C ₂ H ₄ O	4774.5573	4774.5573	
C ₆ H ₆	33394.3964	33394.3964	
AlCl ₃	92763.3319		92763.3319
C ₈ H ₁₀ O	18445.0114		18445.0114
H ₂ O	41883.0749		41883.0749
Subtotal	191260.3718	38168.9537	153091.4182
Total	191260.3718	191260.3718	

d) Neraca Panas Evaporator

Tabel 4.10 Neraca Panas Evaporator

Komponen	Masuk (kj/jam)	Keluar(kj/jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
AlCl ₃	3041.2312	40069.9779	
C ₈ H ₁₀ O	7154.6575	9426.6746	84840.0710
H ₂ O	14835.9174	19547.1782	175924.6041
steam	774256.5317		
Penguapan		469479.8320	
Subtotal	799288.3379	69043.8307	260764.6751
Total	799288.3379	799288.3379	

e) Neraca Panas Menara Destilasi

Tabel 4.11 Neraca Panas Menara Destilasi

Komponen	Masuk (kj/jam)	Keluar(kj/jam)	
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
C ₈ H ₁₀ O	16600.5103	166.0051	16434.5052
H ₂ O	37694.7674	37317.8197	376.9477
Subtotal	54295.2777	37483.8248	16811.4528
Total	54295.2777	54295.2777	

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik adalah penyediaan utilitas dalam pabrik *phenylethyl alcohol* ini. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Adapun penyediaan utilitas ini meliputi:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air
2. Unit Pembangkit Steam
3. Unit Pengadaan Udara Tekan
4. Unit Pembangkit Listrik
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar
6. Unit Refrigeran

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik *phenylethyl alcohol* ini, sumber air yang digunakan berasal dari sungai. Penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan :

1. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kekurangan air dapat dihindari.
2. Pengolahan air sungai relatif mudah dan sederhana serta biaya pengolahannya relatif murah

Kebutuhan air pada pabrik *phenylethyl alcohol* diperoleh dari Sungai Donan yang terletak tidak jauh dari pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik yang berasal dari air sungai dipergunakan untuk:

1. Air pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut :

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
 - b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
 - c. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
 - d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
 - e. Tidak terdekomposisi.
2. Sebagai pemadam kebakaran dan alat pemadam lain
3. Air umpan boiler (Boiler Feed Water)

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

- a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan 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*).

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

- c. Zat yang menyebabkan *foaming*.

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

4. Air sanitasi

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

a. Syarat fisika, meliputi:

- Suhu : di bawah suhu udara
- Warna : jernih
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi:

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

5. Air minum.

6. Untuk Keperluan proses.

Air untuk keperluan proses digunakan untuk mencuci produk di tangki pencuci. Diperlukan air untuk keperluan proses sebanyak 1422,497 Kg/jam.

Unit Penyediaan dan Pengolahan Air meliputi :

Kebutuhan air pabrik diperoleh dari air sungai dengan mengolah terlebih dulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan dapat meliputi pengolahan secara fisik dan kimia.

Tahapan-tahapan pengolahan air sebagai berikut :

a. Penyaringan

Penyaringan air dari sumber untuk mencegah terikutnya kotoran berukuran besar yang masuk ke dalam bak pengendapan awal.

b. Pengendapan secara fisis

Mula-mula air dialirkan ke bak penampungan atau pengendapan awal (BU-01) setelah melalui penyaringan dengan memasukkan alat penyaring. *Level Control System* (LCS) yang terdapat di bak penampungan berfungsi untuk mengatur aliran masuk sehingga sesuai dengan keperluan pabrik. Dalam bak pengendapan awal kotoran-kotoran akan mengendap karena gaya berat. Waktu tinggal dalam bak ini berkisar 4-24 jam (Powell,ST, p-14).

c. Pengendapan secara kimia

Air akan masuk ke *premix tank* (PTU) dan *clarifier* (CLU). *Premix tank* berfungsi mencampur air dengan menambahkan koagulan berupa tawas 5 % . Sehingga didapatkan air berada dalam range pH 6,5-7,5. *Clarifier* (CLU) berfungsi mengendapkan flok-flok yang terbentuk dalam pencampuran di *Premix tank*. Waktu tinggal dalam *clarifier* ini berkisar 2-8 jam (Powell,ST, p-47). Di dalam *clarifier* kotoran yang telah mengendap di *blow down*, sedangkan air yang keluar dari bagian atas dialirkan ke *sand filter* atau bak

saringan pasir (SFU), yang berfungsi untuk menyaring sisa-sisa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran berukuran kecil yang tidak dapat mengendap di *clarifier*. Air dari *sand filter* dialirkan menuju bak penampung sementara (BU-02). Air dari BU-02 ini dapat digunakan langsung untuk *make up* air pendingin dan kebutuhan air untuk proses, sedangkan air untuk perkantoran, pabrik dan air umpan boiler perlu diolah terlebih dahulu.

Unit Pengolahan Air Untuk Perumahan Dan Perkantoran

Air ini digunakan untuk keperluan sehari-hari. Air dari bak penampung sementara (BU-02) masuk ke tangki klorinator (TCU). Tangki ini bertugas mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk membunuh kuman sebelum ditampung dalam bak distribusi (BU-03), yang kemudian di distribusikan untuk kebutuhan sehari-hari di kantor dan perumahan pabrik

Unit Pengolahan Air Untuk Umpan Boiler

Tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan boiler meliputi :

a. Unit Demineralisasi Air

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{++} , Mg^{2+} , SO_4^{2-} , Cl^- dan lain-lain. dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler (*Boiler Feed Water*). Demineralisasi air ini diperlukan karena air umpan reboiler harus memenuhi syarat-syarat sebagai berikut :

- ◆ Tidak menimbulkan kerak pada *heat exchanger* jika steam digunakan sebagai pemanas karena hal ini akan mengakibatkan turunnya

effisiensi operasi boiler atau *heat exchanger*, bahkan bisa mengakibatkan tidak beroperasi sama sekali.

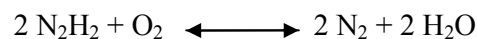
- ◆ Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas O₂ dan CO₂.

Air dari BU-02 diumpankan ke tangki *kation exchanger* (KEU) untuk menghilangkan kation-kation mineralnya. Kemungkinan jenis kation yang ada adalah Ca²⁺, Mg²⁺, Fe²⁺, Mn²⁺, Al³⁺. Air yang keluar dari *kation exchanger* (KEU) kemudian diumpankan ke *anion exchanger* (AEU) untuk menghilangkan anion-anion mineralnya. Jenis anion yang ada adalah HCO₃, CO₃²⁻, Cl⁻, SiO₃²⁻. Air yang keluar dari unit ini diharapkan mempunyai pH sekitar 6,1 – 6,2 kemudian dialirkan ke unit deaerator.

b. Unit Deaerator

Air yang telah mengalami demineralisasi masih mengandung gas-gas terlarut terutama O₂ dan CO₂. Gas tersebut dihilangkan lebih dahulu karena dapat menimbulkan korosi pada alat-alat proses. Unit deaerator berfungsi untuk menghilangkan gas ini. Di dalam deaerator diinjeksikan bahan-bahan kimia, bahan-bahan tersebut adalah :

- ◆ Hidrazin berfungsi mengikat oksigen berdasarkan reaksi berikut :



Nitrogen sebagai hasil reaksi bersama-sama dengan gas lain seperti CO₂ dihilangkan melalui stripping dengan uap air bertekanan rendah.

- ◆ Dari deaerator, ke dalam air umpan ketel kemudian diinjeksikan larutan sulfat (Na_2SO_4) untuk mencegah terbentuknya kerak pada *heat exchanger*.

Unit Pengolahan Air Untuk Air Pendingin

Air pendingin yang digunakan dalam proses berasal dari air pendingin yang telah digunakan dalam pabrik kemudian didinginkan di *cooling tower* (CTU). Kehilangan air karena penguapan, terbawa tetesan oleh udara maupun dilakukannya *blow down* di *cooling tower* diganti dengan air yang disediakan oleh tangki penampung sementara (BU-04). Air yang telah digunakan pada *cooler*, temperaturnya akan naik akibat perpindahan panas. Oleh karena itu untuk dapat digunakan kembali air perlu didinginkan di *cooling tower*.

Kebutuhan air pendingin dapat dibagi menjadi :

Tabel 4.12 Kebutuhan Air Pendingin

No.	Alat yang memerlukan	Jumlah Kebutuhan (kg/jam)
1	Condensor-02	13099.4372
2	Cooler-03	1311.9436
3	Condenser MD	6099.6107
		20510.9914

4.5.2 Unit Pembangkit *Steam*

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

Kapasitas : 126,5725 kg/jam

Tekanan : 1,2 atm

Jenis : *Fire Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve system* dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis.

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu diatur kadar silica, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut, dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia.

Sebelum masuk ke boiler, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari boiler. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 100 – 110 °C, kemudian diumpankan ke boiler.

Di dalam boiler, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 2 atm, baru kemudian dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

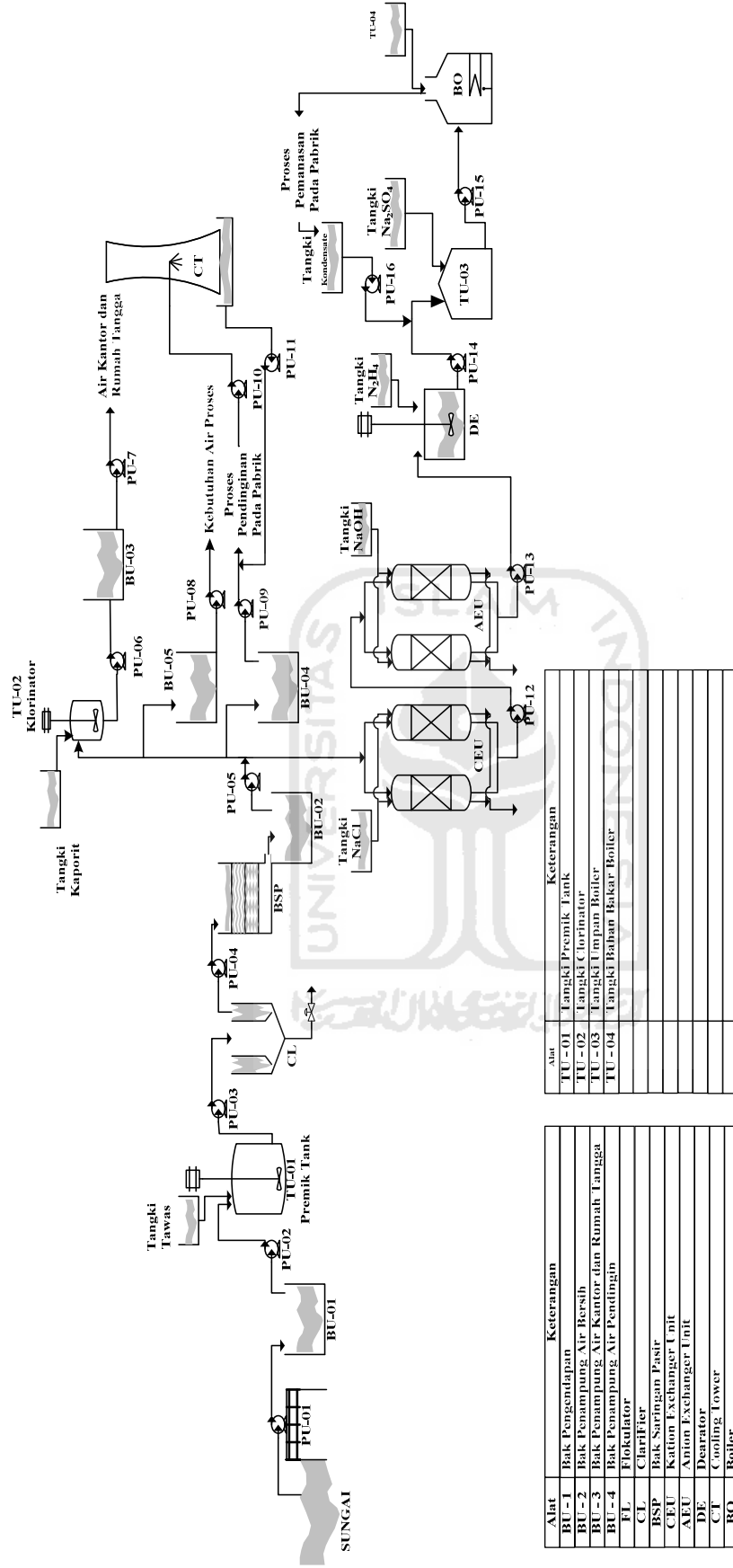
Tabel 4.13. Kebutuhan *Steam*

No.	Alat yang memerlukan	Jumlah Kebutuhan
		(kg/jam)
1	Evaporator	1616.2629
2	Reboiler MD	10.2276
3	Heater	39.8152
		1666.3056

4.5.3 Unit Pengadaan Udara Tekan

Pada pabrik ini menggunakan udara tekan untuk menggerakkan alat-alat control dan alat-alat intumentasi. Alat yang digunakan yaitu Centrifugal Compressor untuk menghasilkan udara tekan tersebut. Kebutuhan udara tekan diasumsikan sebesar 500 kg/jam.





Alat	Keterangan
BU-1	Bak Pengendapan
BU-2	Bak Penampung Air Bersih
BU-3	Bak Penampung Air Kantor dan Rumah Tangga
BU-4	Bak Penampung Air Pendingin
FL	Flokulator
CL	Clarifier
BSP	Bak Sarangan Pasir
CEU	Kation Exchanger Unit
AEU	Anion Exchanger Unit
DE	Deaerator
CT	Cooling Tower
BO	Boiler

Alat	Keterangan
TU-01	Tangki Pemvik Jarak
TU-02	Tangki Klorinator
TU-03	Tangki Limpan Boiler
TU-04	Tangki Bahan Bakar Boiler

Diagram Alir Pengolahan Air

Gambar 4.3. Sistem Pengolahan Air dan Steam

4.5.4 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan akan tenaga listrik dipabrik ini sebesar 154,95 KW. Sudah termasuk penerangan, laboratorium, rumah tangga, perkantoran, alat kontrol dan kebutuhan lainnya. Untuk mencukupi kebutuhan tersebut, pabrik amil asetat menggunakan listrik dari PLN dan untuk cadangan listrik digunakan generator diesel dengan kapasitas 154,95 kW jika pasokan listrik kurang. Spesifikasi generator diesel yang digunakan adalah:

- Kapasitas : 154,95 KWatt
- Jenis : Generator Diesel
- Jumlah : 1 buah

Prinsip kerja dari generator diesel ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik ini didistribusikan ke panel yang selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari-hari digunakan tenaga listrik 100%. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari diesel 100%.

Kebutuhan listrik dapat dibagi menjadi :

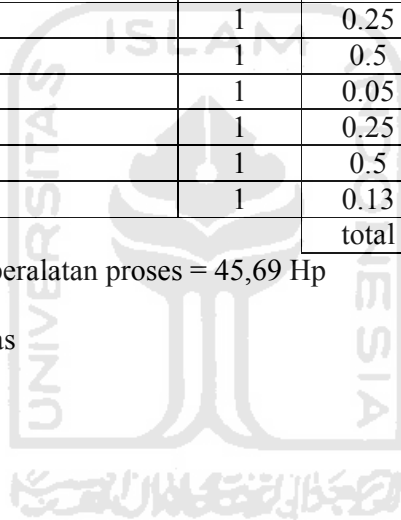
- a. Listrik untuk keperluan proses
 - Peralatan proses

Tabel 4.14 Kebutuhan Listrik Alat Proses

No.	Alat yang memerlukan	Jumlah	Power (Hp)	
			@	Total
1	Reaktor	8	5	40
2	Washer	1	0.5	0.5
3	Belt Conveyor	1	0.5	0.5
5	Bucket Elevator	1	1.5	1.5
6	Pompa-01	1	0.25	0.25
7	Pompa-02	1	0.05	0.05
8	Pompa-03	1	0.5	0.5
9	Pompa-04	1	0.13	0.13
10	Pompa-05	1	0.33	0.33
11	Pompa-06	1	0.25	0.25
12	Pompa-07	1	0.25	0.25
13	Pompa-08	1	0.5	0.5
14	Pompa-09	1	0.05	0.05
15	Pompa-10	1	0.25	0.25
16	Pompa-11	1	0.5	0.5
17	Pompa-12	1	0.13	0.13
			total	45.69

Kebutuhan listrik untuk peralatan proses = 45,69 Hp

➤ Peralatan Utilitas



Tabel 4.15 Kebutuhan Listrik Utilitas

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah	Power (Hp)	
				@	Total
1	Premix Tank	TU-01	1	0.5	0.5
2	Tangki Klorinator	TU-02	1	0.75	0.75
3	Cooling Tower (Fan)	CTU	1	1	1
4	Blower	BWU	1	20	20
5	Pompa	PU-01	1	15	15
6	Pompa	PU-02	1	0.13	0.13
7	Pompa	PU-03	1	0.25	0.25
8	Pompa	PU-04	1	0.17	0.17
9	Pompa	PU-05	1	1	1
10	Pompa	PU-06	1	0.05	0.05
11	Pompa	PU-07	1	0.17	0.17
12	Pompa	PU-08	1	0.5	0.5
13	Pompa	PU-09	1	0.5	0.5
14	Pompa	PU-10	1	0.25	0.25
15	Pompa	PU-11	1	0.25	0.25
16	Pompa	PU-12	1	0.05	0.05
17	Pompa	PU-13	1	0.05	0.05
18	Pompa	PU-14	1	0.05	0.05
19	Pompa	PU-15	1	0.25	0.25
20	Pompa	PU-16	1	0.13	0.13
				total	70.67

Kebutuhan listrik untuk utilitas = 70,67 Hp

Total kebutuhan listrik untuk keperluan proses

$$70,67 \text{ Hp} + 45,69 \text{ Hp} = 116,36 \text{ Hp}$$

Over design 10 %, maka total kebutuhan listrik = 127,996 Hp

b. Listrik untuk keperluan alat kontrol dan penerangan

- ◆ Alat kontrol diperkirakan sebesar 5 % dari kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas, yaitu = 6,39 Hp
- ◆ Laboratorium, rumah tangga, perkantoran dan lain-lain diperkirakan 25 % dari kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas, yaitu = 32 Hp

Secara keseluruhan kebutuhan listrik sebesar :

$$116,36 \text{ Hp} + 6,39 \text{ Hp} + 32 \text{ Hp} = 166,399 \text{ Hp}$$

Jika faktor daya 80 %, maka total kebutuhan listrik : 207,2935 Hp, 1 Hp : 0,745

KWatt. Jadi total kebutuhan listrik 154,95 Kwatt.

4.5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan boiler. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar *Industrial Diesel Oil* (IDO). Sedangkan bahan bakar yang dipakai pada boiler adalah *Fuel Oil* yang juga diperoleh dari PT. Pertamina.

Unit ini menyimpan kebutuhan bahan bakar untuk boiler sebesar 166,5570 Lt/jam, sehingga kapasitas tangki untuk kebutuhan selama 10 hari adalah 51,9246 m³. Sedangkan untuk kebutuhan bahan bakar untuk generator sebesar 8 Lt/jam, sehingga kapasitas tangki untuk kebutuhan selama 2 hari adalah 0,3565 m³. Alat untuk penyediaan bahan bakar berupa tangki bahan bakar yang berbentuk tangki silinder tegak dengan *Conical Roof* dan *Flat Bottomed*.

4.5.6 Unit Refrigerasi

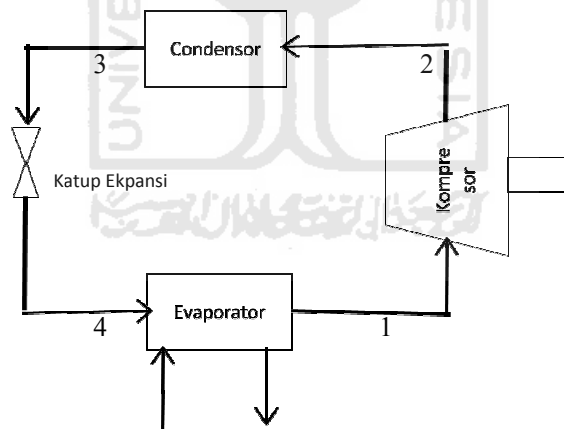
Untuk memenuhi kebutuhan pendingin proses, yang memerlukan suhu operasi sampai 10 °C dibutuhkan unit refrigeran. Bahan pendingin untuk proses pabrik menggunakan *Brine* (*larutan garam*). Brine setelah digunakan untuk mendinginkan proses suhunya akan naik menjadi 5 °C dan untuk menurunkan suhunya digunakan *amonia* yang akan diproses di unit refrigeran. Sistem

refrigeran yang digunakan adalah sistem refrigerasi kompresi uap. Kebutuhan brine dalam proses pendinginan pabrik dapat dilihat dari tabel berikut :

Tabel 4.16 Kebutuhan Brine Alat Proses

Alat	Jumlah pendingin (Kg/jam)
reaktor	638.9533
cooler 01	1605.2556
condenser 01	1642.0275
cooler 02	744.8237
total	4631.0600

Untuk mendinginkan brine setelah digunakan dalam proses pendinginan, digunakan amonia sebanyak 1.701,83 Kg/jam.



Gambar 4.4 Siklus Refrigerasi Kompresi Uap

4.5.7 Spesifikasi Alat-Alat Utilitas

1. Bak Pengendap Awal (BU-01)

- Fungsi : Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai.
- Jenis : Bak persegi yang terbuat dari beton bertulang
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : $104,3566 \text{ m}^3$
- Waktu tinggal : 12 jam
- Dimensi :
 - Tinggi = 2,35 m
 - Lebar = 4,71 m
 - Panjang = 9,42 m
- Harga : US \$ 327.6583

2. *Premix Tank* (PTU)

- Fungsi : Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan.
- Jenis : Tangki silinder berpengaduk
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
- Kapasitas : $7,2439 \text{ m}^3$
- Waktu tinggal : 1 jam
- Dimensi :

- Diameter = 2,2304 m
- Tinggi = 2,2304 m
- Pengaduk : *Marine Propeller 4 Baffle*
- Power motor : 0,5 Hp
- Harga : US \$ 8968.5707

3. *Clarifier (CLU)*

- Fungsi : Mengendapkan flok-flok yang terbentuk pada pencampuran air.
- Jenis : *Circular Clarifiers*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
- Kapasitas : 34,7708 m³
- Waktu tinggal : 4 jam
- Dimensi :
 - Diameter = 3,04 m
 - Tinggi = 4,8 m
- Harga : US \$ 33483.6232

4. *Sand Filter (SFU)*

- Fungsi : Menyaring sisa-sisa kotoran yang terdapat dalam air terutama yang berukuran kecil yang tidak mengendap dalam *clarifier*.
- Jenis : kolom dengan saringan pasir
- Jumlah : 2 buah

- Kapasitas : 8,6889 m³
- Diameter : 1,5 m
- Tinggi *bed* : 3.67 m
- Harga : US \$ 14724.5492

5. Bak Penampung Sementara (BU-02)

- Fungsi : Menampung sementara raw water yang telah disaring.
- Jenis : Bak persegi yang terbuat dari beton bertulang.
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 43,445 m³
- Waktu tinggal : 5 jam
- Dimensi :
 - Tinggi = 1,40 m
 - Panjang = 5,58 m
 - Lebar = 5,58 m
- Harga : US \$ 327.4913

6. Tangki Klorinator (TU-02)

- Fungsi : Tempat klorinasi untuk membunuh bakteri yang selanjutnya akan dipergunakan untuk keperluan kantor dan rumah tangga.
- Jenis : Tangki silinder berpengaduk
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

- Kapasitas : 1.225 m³
- Waktu tinggal : 1 jam
- Dimensi :
 - Diameter = 1.01 m
 - Tinggi = 1,51 m
- Harga : US \$ 3087.6006

7. Bak Distribusi (BU-03)

- Fungsi : Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga.
- Jenis : Bak persegi yang terbuat dari beton bertulang.
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 14,7 m³
- Waktu tinggal : 12 jam
- Dimensi :
 - Tinggi = 1,5 m
 - Panjang = 1,94 m
 - L ebar = 1,94 m
- Harga : US \$ 101.0880

8. Bak Penampung Proses (BU-05)

- Fungsi : Menampung sementara air kebutuhan proses sebelum dialirkan ke alat proses.
- Jenis : Bak persegi yang terbuat dari beton bertulang.

- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 5.121 m³
- Waktu tinggal : 3 jam
- Dimensi :
 - Tinggi = 0,82 m
 - Panjang = 2,48 m
 - L ebar = 2,48 m
- Harga : US \$ 123.3552

9. Bak Penampung Sementara (BU-04)

- Fungsi : Menampung sementara air pendingin sebelum dialirkan ke alat-alat proses.
- Jenis : Bak persegi yang terbuat dari beton bertulang.
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 14,7679 m³
- Waktu tinggal : 3 jam
- Dimensi :
 - Tinggi = 1,18 m
 - Panjang = 3,54 m
 - L ebar = 3,54 m
- Harga : US \$ 232.8825

10. Cooling Tower (CTU)

- Fungsi : Me-recovery air pendingin sirkulasi dari suhu 40°C menjadi 30°C.

- Jenis : *Induced Draft Cooling Tower*
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 86,6949 GPM
- Dimensi :
 - Tinggi = 5,4176 m
 - Panjang = 1,42 m
 - Lebar = 1,42 m
- Harga : US \$ 211007.5523

11. *Kation Exchanger* (KEU)

- Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation-kation Ca dan Mg.
- Jenis : *Down Flow Cation Exchanger.*
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- Jumlah : 2 buah
- Kapasitas : 0,3999 m³
- Resin : *Natural Greensand Zeolit*
- Waktu operasi : 24 jam
- Dimensi :
 - Diameter = 0,26 m
 - Tinggi = 1,57 m
- Harga : US \$ 4731.6293

12. *Anion Exchanger* (AEU)

- Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh anion-anion Cl, SO₄, NO₃.
- Jenis : *Down Flow Anion Exchanger*
- Bahan konstruksi: *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- Jumlah : 2 buah
- Kapasitas : 0,399 m³
- Resin : *Duolit A-2*
- Waktu operasi : 24 jam
- Dimensi :
 - Diameter = 0,20 m
 - Tinggi = 1,20 m
- Harga : US \$ 4731.6293

13. *Deaerator (DU)*

- Fungsi : Menghilangkan kandungan gas dalam air terutama O₂ dan CO₂.
- Jenis : *Tangki Silinder Tegak*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
- Kapasitas : 0,3999 m³
- Waktu tinggal : 1 jam
- Dimensi :
 - Diameter = 0,78 m
 - Tinggi = 0,78 m

- Pengaduk : *Marine Propeller 4 Blades*
- Power pompa : 0,05 Hp
- Harga : US \$ 5675.9278

14. Tangki Umpan Boiler (TU-01)

- Fungsi : Menampung sementara umpan boiler.
- Jenis : Tangki Silinder Tegak
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- Kapasitas : 2 m³
- Waktu tinggal : 1 jam
- Dimensi :
 - Diameter = 1,19 m
 - Tinggi = 1,79 m
- Harga : US \$ 4142.8671

15. Boiler (BLU)

- Fungsi : Membuat *steam* jenuh pada tekanan 1,2 atm dan suhu 110°C
- Jenis : *Fire tube boiler*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- Kondisi operasi :
 - ◆ Tekanan = 1,2 atm
 - ◆ Suhu air umpan boiler = 60 °C

◆ Suhu steam jenuh = 212,22 °C

• Spesifikasi tube :

◆ OD = 2 in

◆ ID = 1,834 in

◆ Sch. No = 40

◆ Panjang = 20 ft

◆ Jumlah = 934 tube

• Harga : US \$ 37165.4666

16. Tangki Penampung Kondensat

• Fungsi : Menampung kondensat dari alat proses sebelum disirkulasi menuju tangki umpan boiler.

• Jenis : Tangki silinder tegak.

• Jumlah : 1 buah

• Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*

• Kapasitas : 2,6661 m³

• Waktu tinggal : 2 jam

• Dimensi :

➤ Tinggi = 1,59 m

➤ Diameter = 1,59 m

• Harga : US \$ 5492.2608

17. Tangki Larutan N_2H_4

- Fungsi : Membuat larutan N_2H_4 yang berfungsi untuk menghilangkan gas-gas O_2 dan CO_2 yang terlarut dalam air.
- Jenis : Tangki silinder tegak.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- Kapasitas : $0,8638 \text{ m}^3$
- Waktu tinggal : 1 bulan
- Dimensi : US \$
 - Tinggi = 1,03 m
 - Diameter = 1,03 m
- Harga : US \$ 2244.1954

18. Tangki Larutan NaCl

- Fungsi : Membuat larutan NaCl yang berfungsi untuk meregenerasi *kation exchanger*.
- Jenis : Tangki silinder tegak.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- Kapasitas : $0,4296 \text{ m}^3$
- Waktu tinggal : 1 bulan
- Dimensi :
 - Tinggi = 0,82 m

- Diameter = 0,82 m
- Harga : US \$ 1646.5526

19. Tangki Larutan NaOH

- Fungsi : Membuat larutan NaOH yang berfungsi untuk meregenerasi *anion exchanger*.
- Jenis : Tangki silinder tegak.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- Kapasitas : 0,5667 m³
- Waktu tinggal : 1 bulan
- Dimensi :
 - Tinggi = 0,89 m
 - Diameter = 0,89 m
- Harga : US \$ 1944.1944

20. Tangki Larutan Kaporit

- Fungsi : Membuat larutan desinfektan dari bahan kaporit untuk air yang akan digunakan untuk sehari-hari.
- Jenis : Tangki silinder tegak.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- Kapasitas : 0,1422 m³
- Waktu tinggal : 1 bulan
- Dimensi :

- Tinggi = 0,56 m
- Diameter = 0,56 m
- Harga : US \$ 760.4226

21. Tangki Larutan Na₂SO₄

- Fungsi : Melarutkan Na₂SO₄ yang berfungsi mencegah kerak dalam alat
- Jenis : Tangki silinder tegak.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- Kapasitas : 0,8698 m³
- Waktu tinggal : 1 bulan
- Dimensi :
 - Tinggi = 1,03 m
 - Diameter = 1,03 m
- Harga : US \$ 2244.1954

22. Tangki Larutan Tawas

- Fungsi : Membuat larutan tawas sebagai koagulan
- Jenis : Tangki silinder tegak.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- Kapasitas : 4,0288 m³
- Waktu tinggal : 1 bulan
- Dimensi :

- Tinggi = 1,5 m
- Diameter = 2,26 m
- Harga : US \$ 819.5029

23. Generator (GU)

- Fungsi : Membangkitkan listrik untuk keperluan proses, utilitas, dan umum apabila listrik dari PLN padam
- Jenis : Generator diesel
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 154,9552 kW
- Kebutuhan bahan bakar : 8,0056 Lt/jam
- Jenis bahan bakar : *Industrial Diesel Oil* (IDO)
- Harga : US \$ 48940.5168

24. Tangki Bahan Bakar Generator

- Fungsi : Menyimpan kebutuhan bahan bakar generator selama 2 hari.
- Jenis : Tangki silinder tegak
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- Kapasitas : 0,4278 m³
- Dimensi :
 - Diameter = 1,13 m
 - Tinggi = 0,42 m
- Harga : US \$ 1514.1275

25. Tangki Bahan Bakar Boiler

- Fungsi : Menyimpan kebutuhan bahan bakar boiler selama 10 hari.
- Jenis : Tangki silinder tegak
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*
- Kapasitas : 51,9679 m³
- Dimensi :
 - Diameter = 5,60 m
 - Tinggi = 2,10 m
- Harga : US \$ 29251.7134

26. Pompa Utilitas 1 (PU-01)

- Fungsi : Memompa air sungai ke BU-01.
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow).*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 33,8478 ft
- Kapasitas : 27 GPM
- Power pompa : 0,75 Hp
- Power motor : 1 Hp
- Harga : US \$ 963.0234

27. Pompa Utilitas 2 (PU-02)

- Fungsi : Memompa air dari BU-01 ke PTU.
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow)*.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 14,489
- Kapasitas : 27 GPM
- Power pompa : 0,1762 Hp
- Power motor : 0,25 Hp
- Harga : US \$ 963.0234

28. Pompa Utilitas 3 (PU-03)

- Fungsi : Memompa air dari PTU ke CLU.
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow)*.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 10,5071 ft
- Kapasitas : 27 GPM
- Power pompa : 0,3321 Hp
- Power motor : 0,5 Hp
- Harga : US \$ 963.0234

29. Pompa Utilitas 4 (PU-04)

- Fungsi : Memompa air dari CLU ke SFU
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow)*.

- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 21,4732 ft
- Kapasitas : 27 GPM
- Power pompa : 0,6708 Hp
- Power motor : 0,75 Hp
- Harga : US \$ 963.0234

30. Pompa Utilitas 5 (PU-05)

- Fungsi : Memompa air dari BU-02 ke BU-04,BU-05,CEU dan klorinator.
- Jenis : *Centrifugal Pumps (multi stage, mixed flow).*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 72,17 ft
- Kapasitas : 27 GPM
- Power pompa : 0,8063 Hp
- Power motor : 1 Hp
- Harga : US \$ 963.0234

31. Pompa Utilitas 6 (PU-06)

- Fungsi : Memompa Air dari Tangki Klorinator (TU-02) ke Bak Penampung Sementara (BU-03).
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow).*
- Jumlah : 1 buah

- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 9,5247 ft
- Kapasitas : 4 GPM
- Power pompa : 0,01 Hp
- Power motor : 0,05 Hp
- Harga : US \$ 3119.8736

32. Pompa Utilitas 7 (PU-07)

- Fungsi : Memompa Air dari Bak Distribusi (BU-03) untuk keperluan rumah tangga
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow)*.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 82,344 ft
- Kapasitas : 4 GPM
- Power pompa : 0,1296 Hp
- Power motor : 0,17 Hp
- Harga : US \$ 3119.8736

33. Pompa Utilitas 8 (PU-08)

- Fungsi : Memompa dari bak penampung (BU-05) ke Air kebutuhan proses.
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow)*.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*

- *Head* : 83,119 ft
- Kapasitas : 5 GPM
- Power pompa : 0,1823 Hp
- Power motor : 0,25 Hp
- Harga : US \$ 2556.6960

34. Pompa Utilitas 9 (PU-09)

- Fungsi : Memompa Air Pendingin dari Bak Air Pendingin (BU-04) ke alat pendingin proses.
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow)*.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 75,073 ft
- Kapasitas : 15 GPM
- Power pompa : 0,4749 Hp
- Power motor : 0,5 Hp
- Harga : US \$ 1354.2533

35. Pompa Utilitas 10 (PU-10)

- Fungsi : Memompa Air dari air yang kembali dari proses pendingin ke CT.
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow)*.
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 9,3583 ft

- Kapasitas : 60 GPM
- Power pompa : 0,2488 Hp
- Power motor : 0,25 Hp
- Harga : US \$ 589.4730

36. Pompa Utilitas 11 (PU-11)

- Fungsi : Memompa Air dari CT untuk dialirka ke alat pendingin proses.
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow).*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 6,99 ft
- Kapasitas : 60 GPM
- Power pompa : 0,1768 Hp
- Power motor : 0.25 Hp
- Harga : US \$ 589.4730

37. Pompa Utilitas 12 (PU-12)

- Fungsi : Memompa Air dari kation exchanger (CEU) ke Anion Exchanger (AEU).
- Jenis : *Centrifugal Pumps (multi stage, radial flow).*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 21,2126 ft
- Kapasitas : 2 GPM

- Power pompa : 0.0167 Hp
- Power motor : 0.05 Hp
- Harga : US \$ 6107.1573

38. Pompa Utilitas 13 (PU-13)

- Fungsi : Memompa Air dari Anion Exchanger (AEU) ke Deaerator (DAU).
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, radial).*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 12,2169 ft
- Kapasitas : 2 GPM
- Power pompa : 0,06 Hp
- Power motor : 0,05 Hp
- Harga : US \$ 6107.1573

39. Pompa Utilitas 14 (PU-14)

- Fungsi : Memompa Air dari Deaerator (DAU) ke Boiler Feed Water Tank (TU-03)
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, axial flow).*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 37,298 ft
- Kapasitas : 2 GPM
- Power pompa : 0,01 Hp

- Power motor : 0,05 Hp
- Harga : US \$ 6107.1573

40. Pompa Utilitas 15 (PU-15)

- Fungsi : Memompa Air dari Boiler Feed Water Tank (TU-03) ke Boiler (BLU)
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, axial flow).*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 66,258 ft
- Kapasitas : 6 GPM
- Power pompa : 0,1702 Hp
- Power motor : 0,25 Hp
- Harga : US \$ 2325.1828

41. Pompa Utilitas 16 (PU-16)

- Fungsi : Memompa Air dari tangki kondensat ke Boiler Feed Water Tank (TU-03)
- Jenis : *Centrifugal Pumps (single stage, mixed flow).*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- *Head* : 44.633 ft
- Kapasitas : 5 GPM
- Power pompa : 0,091 Hp
- Power motor : 0,13 Hp

- Harga : US \$ 2325.1828

4.5.8 Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan

Limbah merupakan suatu masalah yang membutuhkan perhatian besar, sehingga perlu penanganan khusus dalam pengolahannya agar tidak mencemari lingkungan disekitarnya.

Pada pabrik *Phenylethyl alcohol* menghasilkan 2 macam limbah yaitu :

1. Bahan buangan cair

Limbah cair hasil atas menara distilasi berupa air dan *phenylethyl alcohol*, limbah tersebut harus diolah terlebih dahulu sebelum dibuang agar tidak mencemari lingkungan. Proses pengolahan limbah ini dibuat kontinyu agar memudahkan pengontrolannya, adapun rangkaian dari pengolahan limbah tersebut adalah sebagai berikut :

a) Proses Equalisasi

Pada proses ini limbah berupa air dan *phenylethyl alcohol* dari semua kegiatan produksi ditampung dalam suatu bak dan didiamkan selama beberapa hari. Selama waktu pendiaman ini akan terjadi kenaikan pH dan timbul bau yang menyengat. Hal ini menandakan bahwa mikroorganisme telah melakukan aktifitasnya karena limbah ini kaya zat organik.

b) Proses Pengendapan

Limbah cair yang berada dalam bak Equalisasi dialirkan ke bak Pengendapan. Disini padatan yang tidak larut diendapkan dan disaring

melalui tumpukan pasir dan serbuk garjen. Sebelum limbah dialirkan ke bak anaerob, air limbah dipompakan menuju Feeding anaerob tower untuk ditambahkan kapur hingga pHnya netral.

c) Bak Penampungan.

Air limbah selanjutnya ditampung terlebih dahulu dan dibiarkan selama beberapa hari dan kemudian dites kadar COD dan BODnya. Jika semua standar baku air limbah telah diketahui dan ada pada batas aman, air limbah ini akan dipompa keluar menuju sungai.

d) Proses Anaerob

Dalam tahap ini polutan-polutan yang ada dalam limbah akan diuraikan mikroorganisme yang terdapat dalam lumpur dengan limbah dan didiamkan selama tiga bulan agar mikroorganisme dapat beradaptasi dengan kondisi limbah. Air limbah ini akan berada dalam bak anaerob selama tujuh hari.

e) Deodorisasi

Proses selanjutnya adalah penghilangan bau air limbah dengan melewati pada bak yang berisi karbon aktif selama waktu tertentu.

f) Proses Aerob

Air limbah yang ada dalam bak ini selanjutnya dilakukan aerasi untuk menambah kadar O₂ dalam air limbah yang dimaksudkan untuk membunuh bakteri anaerob dan mengaktifkan bakteri-bakteri aerob.

2. Bahan buangan padat

Limbah padat berupa limbah katalis yang rusak dan habis life timenya, dan limbah domestik berupa sampah kantor, kantin dan tanaman. Limbah tersebut dikirim ke unit pengolahan limbah lanjutan yang kemudian dikubur dalam tanah.

4.6 Laboratorium

4.6.1 Kegunaan Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Sedangkan fungsinya yang lain adalah untuk pengendalian terhadap pencemaran lingkungan, baik pencemaran udara maupun pencemaran air.

Laboratorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan penelitian mengenai bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan untuk meningkatkan dan menjaga kualitas atas mutu produksi perusahaan. Analisa yang dilakukan dalam rangka pengendalian mutu meliputi analisa bahan baku dan bahan pembantu, analisa proses dan analisa kualitas produk.

Tugas laboratorium antara lain :

- Memeriksa bahan baku dan bahan pembantu yang akan digunakan
- Menganalisa dan meneliti produk yang akan dipasarkan
- Melakukan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi
- Memeriksa kadar zat-zat pada buangan pabrik yang dapat menyebabkan pencemaran agar sesuai dengan baku mutu yang telah ditetapkan.

4.6.2 Program Kerja Laboratorium

1. Analisa bahan baku dan produk

Dalam upaya pengendalian mutu produk pabrik ini, maka akan dioptimalkan aktifitas laboratorium untuk pengujian mutu. Adapun analisa pada proses pembuatan phenylethyl alcohol meliputi : kemurnian, warna, densitas, viskositas, titik didih, *specific gravity*, dan *impurities*.

2. Analisa untuk keperluan utilitas

Adapun analisa untuk keperluan utilitas meliputi :

- a. Analisa feed water, yang dianalisa meliputi *Dissolved oxygen*, PH, *hardness*, *total solid*, *suspended solid* serta *oil* dan *organic matter*.

Syarat kualitas feed water :

- DO : lebih baik $0 \leq 0,007$ ppm ($\leq 0,005$ cc/l)
 - PH : ≥ 7
 - *Hardness* : 0
 - Temporary hardness maksimum : ppm CaCO_3
 - Total solid : ≤ 200 ppm (0-600 psi), ≤ 10 ppm (600-750 psi)
 - *Suspended solid* : 0
 - Oil dan organic matter : 0
- Penukar ion, yang dianalisa adalah kesadahan CaCO_3 dan silica sebagai SiO_2
 - Air bebas mineral, analisisnya sama dengan penukar ion
 - Analisa cooling water, yang dianalisa PH jenuh CaCO_3 dan indeks *Langelier*

Syarat kualitas air pada *cooling water* :

- PH jenuh CaCO_3 : $11,207 - 0,916 \log \text{Ca} + \log \text{Mg} - 0,991 \log \text{total alkalinitas} + 0,032 \log \text{SC}_4$
 - Indeks Langlier : PH jenuh CaCO_3 (0,6 – 10)
- b. Analisa air umpan boiler, yang dianalisa meliputi alkalinitas total, *sodium phosphate, chloride, PH, oil* dan *organic matter, total solid* serta konsentrasi silika.
- c. Air minum yang dihasilkan dianalisa meliputi PH, kadar *khlor* dan kekeruhan.
- d. Air bebas mineral, yang dianalisa meliputi PH, kesadahan, jumlah O_2 terlarut, dan kadar Fe

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

1. Laboratorium Pengamatan

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa secara fisika terhadap semua arus yang berasal dari proses produksi maupun tangki serta mengeluarkan "*Certificate of Quality*" untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan. Jadi pemeriksaan dan pengamatan dilakukan terhadap bahan baku dan produk akhir.

2. Laboratorium Analisa/Analitik

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa terhadap sifat-sifat dan kandungan kimiawi bahan baku, produk akhir, kadar air,

dan bahan kimia yang digunakan (*additive*, bahan-bahan injeksi, dan lain-lain)

3. Laboratorium Penelitian, Pengembangan dan Perlindungan Lingkungan

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap kualitas material terkait dalam proses yang digunakan untuk meningkatkan hasil akhir. Sifat dari laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian hal-hal yang baru untuk keperluan pengembangan. Termasuk didalamnya adalah kemungkinan penggantian, penambahan, dan pengurangan alat proses.

4.6.3 Alat-Alat Utama Laboratorium

Alat-alat utama yang digunakan di laboratorium antara lain :

- a. *Water Content Tester*, digunakan untuk menganalisa kadar air dalam produk.
- b. *Viscosimeter Bath*, digunakan untuk mengukur viskositas produk keluar dari reaktor.
- c. *Hydrometer*, digunakan untuk mengukur spesifik gravity.
- d. *Thermoline*, digunakan untuk menentukan titik leleh.

4.7 Organisasi Perusahaan

4.7.1 Bentuk Organisasi

Setiap organisasi perusahaan didirikan dengan tujuan untuk mempersatukan arah dan kepentingan semua unsur yang berkaitan dengan kepentingan perusahaan. Tujuan yang ingin dicapai adalah sebuah kondisi yang lebih baik dari sebelumnya. Faktor yang berpengaruh terhadap tercapainya tujuan

yang diinginkan adalah kemampuan manajemen dan sifat-sifat dari tujuan itu sendiri.

Pabrik phenyl ethyl alkohol ini direncanakan didirikan pada tahun 2015 dengan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Faktor-faktor yang mendasari pemilihan bentuk perusahaan ini adalah :

- Modal mudah didapat, yaitu dari penjualan saham perusahaan kepada masyarakat.
- Dari segi hukum, kekayaan perusahaan jelas terpisah dari kekayaan pribadi pemegang saham.
- Kontinuitas perusahaan lebih terjamin karena perusahaan tidak tergantung pada satu pihak sebab kepemilikan dapat berganti.
- Effisiensi Manajemen. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan direksi yang cakap dan berpengalaman.
- Pemegang saham menanggung resiko perusahaan hanya sebatas sebesar dana yang disertakan di perusahaan.
- Lapangan usaha lebih luas. Dengan adanya penjualan saham, usaha dapat dikembangkan lebih luas.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas yaitu Perseroan Terbatas antara lain :

- Didirikan dengan akta notaris berdasarkan Kitab Undang-Undang Hukum dagang
- Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham.
- Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham.

- Pabrik dipimpin oleh seorang Direktur yang dipilih oleh para pemegang saham.
- Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada Direktur dengan memperhatikan hukum-hukum perburuhan.

4.7.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi merupakan susunan yang terdiri dari fungsi-fungsi dan hubungan-hubungan yang menyatakan seluruh kegiatan untuk mencapai suatu sasaran. Secara fisik, struktur organisasi dapat dinyatakan dalam bentuk grafik yang memperlihatkan hubungan unit-unit organisasi dan garis-garis wewenang yang ada.

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan dalam perusahaan tersebut, karena hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan, demi tercapainya hubungan kerja yang baik antar karyawan. Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa asas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain perumusan tugas perusahaan dengan jelas, pendelegasian wewenang, pembagian tugas kerja yang jelas, kesatuan perintah dan tanggung jawab, sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan, dan organisasi perusahaan yang fleksibel.

Sistem struktur organisasi perusahaan ada tiga yaitu *line*, *line* dan *staff*, serta sistem fungsional. Dengan berpedoman terhadap asas-asas tersebut maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu sistem *line/lini* dan *staff*. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula

kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi, maka perlu dibentuk staff ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli di bidangnya. Bantuan pikiran dan nasehat akan diberikan oleh staf ahli kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

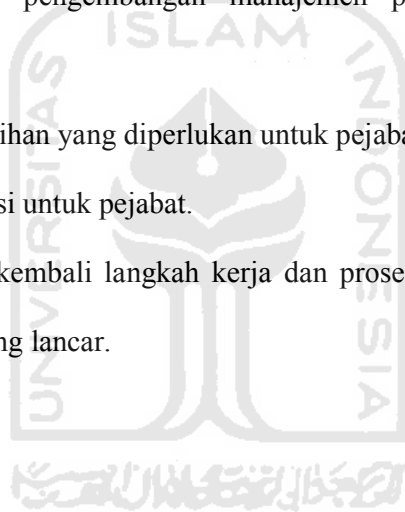
Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi *line*/lini dan staf ini, yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan yang disebut lini dan orang-orang yang menjalankan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional dan disebut staf.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh Kepala Bidang Produksi serta Kepala Bidang Keuangan dan Umum. Kepala Bidang membawahi beberapa Kepala Seksi, yang akan bertanggung jawab membawahi seksi-seksi dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Kepala Bidang Produksi membawahi Seksi Operasi dan Seksi Teknik. Sedangkan Kepala Bidang Keuangan dan Umum yang membidangi kelancaran pelayanan dan pemasaran, membawahi Seksi Umum, Seksi Pemasaran, dan Seksi Keuangan & Administrasi. Masing-masing Kepala Seksi akan membawahi Koordinator Unit atau langsung membawahi karyawan.

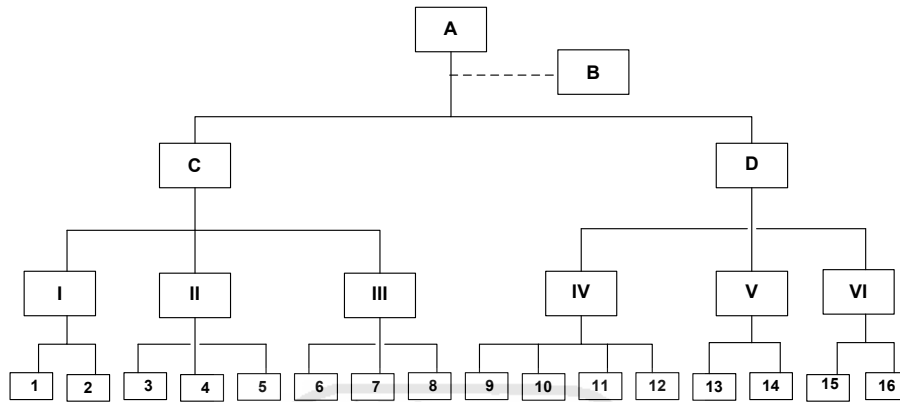
Unit koordinator untuk mengkoordinasi dan mengawasi karyawan yang ada di unitnya.

Dengan adanya struktur organisasi pada perusahaan maka akan diperoleh beberapa keuntungan, antara lain :

- Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembagian tugas, tanggungjawab, wewenang, dan lain-lain.
- Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- Penyusunan program pengembangan manajemen perusahaan akan lebih terarah.
- Ikut menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada.
- Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
 - Dapat mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.



STRUKTUR ORGANISASI



- A : Direktur Utama
- B : Staff Ahli
- C : Direktur Teknik dan Produksi
- D : Direktur Keuangan dan Umum
- I : Kepala Bagian Teknik
- II : Kepala Bagian Produksi
- III : Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan
- IV : Kepala Bagian Umum
- V : Kepala Bagian Pemasaran
- VI : Kepala Bagian Keuangan
- 1 : Kepala Seksi Pemeliharaan
- 2 : Kepala Seksi Utilitas
- 3 : Kepala Seksi Proses
- 4 : Kepala Seksi Produksi
- 5 : Kepala Seksi Laboratorium
- 6 : Kepala Seksi Pengembangan
- 7 : Kepala Seksi Penelitian
- 8 : Kepala Seksi Pengendalian
- 9 : Kepala Seksi Personalia
- 10 : Kepala Seksi Humas
- 11 : Kepala Seksi Keamanan
- 12 : Kepala Seksi K3
- 13 : Kepala Seksi Pembelian
- 14 : Kepala Seksi Penjualan
- 15 : Kepala Seksi Administrasi
- 16 : Kepala Seksi Kas

Gambar 4.5 Struktur Organisasi Perusahaan

4.7.3 Tugas dan Wewenang

4.7.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang berbentuk PT adalah rapat umum pemegang saham (RUPS). Pada rapat umum tersebut, para pemegang saham bertugas untuk :

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan Direktur.
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

4.7.3.2 Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana dari pemilik saham dan bertanggungjawab terhadap pemilik saham. Tugas Dewan Komisaris antara lain :

1. Menilai dan menyetujui Direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan , alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya.
2. Mengawasi tugas direksi
3. Membantu direksi dalam hal yang penting

4.7.3.3 Dewan Direksi

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggungjawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggungjawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Utama antara lain :

1. Melakukan kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada rapat umum pemegang saham.
2. Menjaga kestabilan manajemen perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat untuk pemegang saham.
4. Mengkoordinasi kerja sama dengan Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Keuangan dan Umum, serta Personalia.

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain :

1. Bertanggungjawab pada Direktur Utama dalam bidang produksi dan teknik.
2. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kepala bagian yang dibawahinya.

Tugas Direktur Keuangan dan Umum antara lain :

1. Bertanggungjawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum, K3 dan litbang serta pemasaran.
2. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kepala bagian yang dibawahinya.

4.7.3.4 Staff Ahli

Staff ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknis maupun administrasi. *Staff* ahli bertanggungjawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang *staff* ahli antara lain :

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

4.7.3.5 Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinasi, 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 bersama-sama dengan *staff* ahli. Kepala bagian ini bertanggungjawab kepada direktur masing-masing.

- a. Kepala Bagian Produksi

Bertanggungjawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala bagian membawahi :

- Seksi proses.
- Seksi produksi
- Seksi Laboratorium

b. Kepala Bagian Teknik

Tugas antara lain :

Bertanggungjawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang peralatan proses dan utilitas serta mengkoordinasi kepala-kepala seksi yang dibawahinya. Kepala bagian teknik membawahi :

- Seksi pemeliharaan
- Seksi utilitas

c. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan

Tugas antara lain :

Bertanggungjawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang peralatan proses dan utilitas serta mengkoordinasi kepala-kepala seksi yang dibawahinya. Kepala bagian penelitian dan pengembangan membawahi :

- Seksi pengendalian
- Seksi pengembangan
- Seksi penelitian

d. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggungjawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi :

- Seksi Pembelian
- Seksi Pemasaran/penjualan

e. Kepala Bagian Keuangan

Bertanggungjawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagian Keuangan membawahi :

- Seksi Administrasi
- Seksi kas

f. Kepala Bagian Umum

Bertanggungjawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Umum membawahi :

- Seksi Personalia
- Seksi Humas
- Seksi Keamanan

4.7.3.6 Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing supaya diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses

produksi. Setiap kepala seksi bertanggungjawab kepada kepala bagian sesuai dengan seksinya masing-masing.

a. Kepala Seksi Proses

Tugas Kepala Seksi Proses bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran proses produksi.

Tugas seksi proses antara lain :

- Mengawasi jalannya proses dan produksi dan
- Menjalankan tindakan sepenuhnya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.

b. Kepala Seksi Pengendalian

Tugas Kepala Seksi Pengendalian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal kelancaran proses produksi yang berkaitan dengan keselamatan aktivitas produksi.

Tugas seksi Pengendalian antara lain :

- Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.
- Bertanggung jawab terhadap perencanaan dan pengawasan keselamatan proses, instalasi peralatan, karyawan, dan lingkungan (inspeksi)

c. Kepala Seksi Laboratorium

Tugas Kepala Seksi Pengendalian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal analisa produksi.

Tugas seksi Laboratorium antara lain :

- Menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu,
- Menganalisa mutu produksi,
- Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik, dan
- Membuat laporan berkala kepada Kepala Bagian Produksi.

d. Kepala Seksi Produksi

Tugas Kepala Seksi Produksi bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal pengawasan produksi.

Tugas seksi Produksi antara lain :

- Mengawasi mutu bahan baku dan bahan pembantu,
- Mengawasi mutu produksi, dan
- Membuat laporan berkala kepada Kepala Bagian Produksi.

e. Kepala Seksi Pemeliharaan

Tugas Kepala Seksi pemeliharaan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam bidang pemeliharaan peralatan., inspeksi dan keselamatan proses dan lingkungan, ikut memberikan bantuan teknik kepada seksi operasi.

Tugas seksi Pemeliharaan antara lain :

- merencanakan dan melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik serta memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

f. Kepala Seksi Utilitas

Tugas kepala seksi penelitian adalah bertanggungjawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam hal utilitas.

Tugas seksi Utilitas antara lain :

- Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air dan tenaga kerja.

g. Kepala Seksi Penelitian

Tugas kepala seksi penelitian adalah bertanggungjawab kepada Kepala Bagian R & D dalam hal mutu produk.

Tugas Seksi Penelitian antara lain :

- Melakukan riset guna mempertinggi mutu suatu produk

h. Kepala Seksi Administrasi

Tugas Kepala Seksi Administrasi ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal administrasi.

Tugas Seksi Administrasi antara lain :

- Menyelenggarakan pencatatan utang piutang, administrasi, persediaan kantor, pembukuan serta masalah perpajakan.

i. Kepala Seksi Keuangan

Tugas Kepala Seksi Administrasi ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal keuangan/anggaran.

Tugas seksi Keuangan antara lain :

- Menghitung penggunaan uang perusahaan,
- Mengamankan uang dan meramalkan tentang keuangan masa depan, serta
- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.

j. Kepala Seksi Penjualan

Tugas Kepala Seksi Penjualan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Pemasaran dalam bidang pemasaran hasil produksi.

Tugas seksi Penjualan antara lain :

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi dan mengatur distribusi hasil produksi dari gudang.

k. Kepala Seksi Pembelian

Tugas Kepala Seksi Pembelian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Pemasaran dalam bidang penyediaan bahan baku dan peralatan.

Tugas seksi pembelian antara lain :

- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan, serta mengetahui harga pasaran dari suatu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

l. Kepala Seksi Personalia

Tugas Kepala Seksi Personalia bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal sumber daya manusia.

Tugas seksi Personalia antara lain :

- Mengelola sumber daya manusia dan manajemen.
- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis, serta

- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

m. Kepala Seksi Humas

Tugas Kepala Seksi Humas bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal hubungan masyarakat.

Tugas seksi Humas antara lain :

- Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

n. Kepala Seksi Keamanan

Tugas Kepala Seksi Humas bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum yang menyangkut keamanan di sekitar pabrik.

Tugas seksi Keamanan antara lain :

- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan.
- Mengawasi keluar masuknya orang baik karyawan atau bukan di lingkungan pabrik, serta
- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

o. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

Tugas Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum yang menyangkut kesehatan dan keselamatan karyawan dan lingkungan.

Tugas seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja antara lain :

- Menjaga kesehatan dan keselamatan karyawan.

- Menjaga dan memelihara kesehatan lingkungan di area pabrik dan sekitarnya.

4.7.4 Sistem Kepegawaian dan Gaji

Pada pabrik phenylethyl alkohol ini sistem gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggungjawab dan keahlian. Pembagian karyawan pabrik phenylethyl alkohol dapat dibagi menjadi tiga golongan antara lain :

1. Karyawan Tetap

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2. Karyawan Harian

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

Yaitu karyawan yang dikaryakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.7.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Jadwal kerja di perusahaan ini di bagi menjadi dua bagian, yaitu jadwal kerja kantor (jadwal *non shift*) dan jadwal kerja pabrik (jadwal *shift*).

4.7.3.1 Jadwal Non Shift

Jadwal ini berlaku untuk karyawan kantor (*office*). Dalam satu minggu jam kantor adalah 40 jam dengan perincian sebagai berikut :

- Senin – Kamis : 07.30 – 16.30 WIB.
Istirahat : 12.00 – 13.00 WIB.
- Jumat : 07.30 – 15.00 WIB.
Istirahat : 11.30 – 13.00 WIB.

4.7.3.2 Jadwal Shift

Jadwal kerja ini diberlakukan kepada karyawan yang berhubungan langsung dengan proses produksi, misalnya bagian produksi, mekanik, laboratorium, genset dan elektrik, dan instrumentasi. Jadwal kerja pabrik ini dibagi dalam 3 shift, yaitu :

- Shift I : 07.00 – 15.00 WIB.
- Shift II : 15.00 – 23.00 WIB.
- Shift III : 23.00 – 07.00 WIB.

Setelah dua hari masuk shift II, dua hari shift III, dan dua hari shift I, maka karyawan shift ini mendapat libur selama dua hari. Setiap masuk kerja shift, karyawan diberikan waktu istirahat selama 1 jam secara bergantian.

Diluar jam kerja kantor maupun pabrik tersebut, apabila karyawan masih dibutuhkan untuk bekerja, maka kelebihan jam kerja tersebut akan diperhitungkan sebagai kerja lembur (*overtime*) dengan perhitungan gaji yang tersendiri. Untuk hari besar (hari libur nasional), karyawan kantor diliburkan. Sedangkan karyawan pabrik tetap masuk kerja sesuai jadwalnya dengan perhitungan lembur.

4.7.6 Penggolongan Jabatan, Karyawan dan Jumlah Gaji

4.7.6.1 Penggolongan Jabatan

Tabel 4.17. Penggolongan Jabatan

No	Jabatan	Pendidikan
1.	Direktur Utama	Sarjana Teknik Industri, S1/S2, minimal pengalaman kerja 5 tahun.
2.	Staff Ahli	Sarjana Teknik Kimia, S1/S2, minimal pengalaman kerja 4 tahun.
3.	Direktur Teknik dan Produksi	Sarjana Teknik Kimia, S1/S2, minimal pengalaman kerja 3 tahun.
4.	Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi, S1/S2, minimal pengalaman kerja 3 tahun.
5.	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia, S1, minimal pengalaman kerja 2 tahun.
6.	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin/Elektro, S1, minimal pengalaman kerja 2 tahun.
7.	Kepala Bagian R & D	Sarjana Teknik Kimia, S1, minimal pengalaman kerja 2 tahun.
8.	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi, S1, minimal pengalaman kerja 2 tahun.
9.	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi, S1, minimal pengalaman kerja 2 tahun.
10.	Kepala Bagian Umum	Sarjana Hukum, S1, minimal pengalaman kerja 2 tahun.
11.	Kepala Seksi	Sarjana Teknik Kimia, S1, minimal pengalaman kerja 1 tahun.

12.	Operator	STM/SMU/Sederajat
13.	Sekretaris	Akademi Sekretaris, D3/S1, minimal pengalaman kerja 1 tahun.
13.	Karyawan	Sarjana Muda / D III
14.	Medis	Dokter
15.	Paramedis	Perawat
16.	Lain-lain	SD/SMP/Sederajat

4.7.6.2 Perincian Jumlah Karyawan

Tabel 4.18. Jumlah Karyawan Pada Masing-Masing Bagian

No.	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Manajer Produksi	1
3	Manajer Umum	1
4	Staf Ahli	1
5	Kepala Bagian	7
6	Kepala Seksi	14
7	Supervisor	3
8	Operator	42
9	Sekretaris	3
10	Karyawan Personalia	2
11	Karyawan Humas	2
12	Karyawan Keuangan/Kas	2
13	Karyawan Administrasi	2
14	Karyawan Pemasaran	2
15	Karyawan Pembelian	2
16	Karyawan Pengembangan	2
17	Karyawan Penelitian	2
18	Karyawan Pengawasan dan Pengolahan Limbah	2
19	Karyawan K3	9

20	Karyawan Pengadaan Alat	2
21	Karyawan Pemeliharaan Alat	3
22	Karyawan Laboratorium	6
23	Medis	1
24	Paramedis	3
25	Satpam	12
26	Sopir	6
27	Pesuruh	4
28	Cleaning Service	6
	Total	143

4.7.6.3 Sistem Gaji Pegawai

Sistem gaji perusahaan ini dibagi menjadi 3 golongan yaitu :

1. Gaji Bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap dan besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

2. Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

3. Gaji Lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

Tabel 4.19. Perincian Golongan dan Gaji

No.	Jabatan	Gaji per Bulan (Rp)
1	Direktur Utama	20,000,000.00
2	Manajer Produksi	15,000,000.00
3	Manajer Umum	15,000,000.00
4	Staf Ahli	6,000,000.00
5	Kepala Bagian	8,000,000.00
6	Kepala Seksi	4,500,000.00
7	Supervisor	2,500,000.00
8	Operator	1,500,000.00
9	Sekretaris	2,200,000.00
10	Karyawan Personalia	2,000,000.00
11	Karyawan Humas	2,000,000.00
12	Karyawan Keuangan/Kas	2,000,000.00
13	Karyawan Administrasi	2,000,000.00
14	Karyawan Pemasaran	2,000,000.00
15	Karyawan Pembelian	2,000,000.00
16	Karyawan Pengembangan	2,000,000.00
17	Karyawan Penelitian	2,000,000.00
18	Karyawan Pengawasan dan Pengolahan Limbah	2,000,000.00
19	Karyawan K3	2,000,000.00
20	Karyawan Pengadaan Alat	2,000,000.00
21	Karyawan Pemeliharaan Alat	2,000,000.00
22	Karyawan Laboratorium	2,000,000.00
23	Medis	2,500,000.00
24	Paramedis	2,000,000.00
25	Satpam	1,500,000.00
26	Sopir	1,000,000.00
27	Pesuruh	800,000.00
28	Cleaning Service	800,000.00

4.7.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Semua karyawan dan staff di perusahaan ini akan mendapat :

1. *Salary*
 - a. *Salary*/bulan
 - b. Bonus per tahun untuk staff, min 2 kali *basic salary*
 - c. THR per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
 - d. Natal per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
 - e. Jasa per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
2. Jaminan sosial dan pajak pendapatan
 - a. Pajak pendapatan semua karyawan menjadi tanggungan perusahaan
 - b. Jamsostek : 3,5 % kali *basic salary*.
 - 1,5 % tanggungan perusahaan
 - 2 % tanggungan karyawan
3. *Medical*
 - a. *Emergency* : tersedia poliklinik pengobatan gratis
 - b. Tahunan : pengobatan untuk staff dan keluarganya bebas, ditanggung perusahaan.
4. Perumahan
Untuk staff disediakan mess.
5. Rekreasi dan olahraga
 - a. Rekreasi : Setiap 1 tahun sekali karyawan + keluarga bersama-sama mengadakan tour atas biaya perusahaan
 - b. Olahraga : tersedia lapangan tennis dan bulu tangkis

6. Kenaikan gaji dan promosi
 - a. Kenaikan gaji dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan besarnya inflasi, prestasi kerja dan lain-lain.
 - b. Promosi dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan pendidikan, prestasi kerja, dan lain-lain.
7. Hak cuti dan ijin
 - a. Cuti tahunan : setiap karyawan mendapatkan cuti setiap tahun selama 12 hari setelah tahun kelima mendapat tambahan 2 hari (total 20 hari)
 - b. Ijin tidak masuk kerja diatur dalam KKB yang ada.
8. Pakaian kerja dan sepatu. Setiap tahun mendapat jatah 2 stel.

4.7.8 Manajemen Produksi

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang fungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan.

Manajemen produksi meliputi manajemen perencanaan dan manajemen pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan akan diperoleh kualitas produk sesuai dengan rencana dan dalam waktu yang tepat. Dengan meningkatkan kegiatan produksi maka selangkahnya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindari terjadinya penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali. Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian dimana perencanaan merupakan tolak

ukur bagi kegiatan operasional sehingga penyimpangan yang terjadi dapat segera diketahui dan selanjutnya dikendalikan kearah yang sesuai.

4.8 Analisis Ekonomi

Analisis ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu pada perancangan pabrik Phenylethyl alcohol ini dibuat evaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau dengan metode:

1. *Return On Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow rate Of Return*
4. *Break Even Point*
5. *Shut Down Point*

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

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

4.8.2 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada saat sekarang adalah:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries \& Newton, p-16})$$

Dalam hubungan ini:

E_x = harga alat pada tahun X

E_y = harga alat pada tahun Y

N_x = nilai indeks tahun X

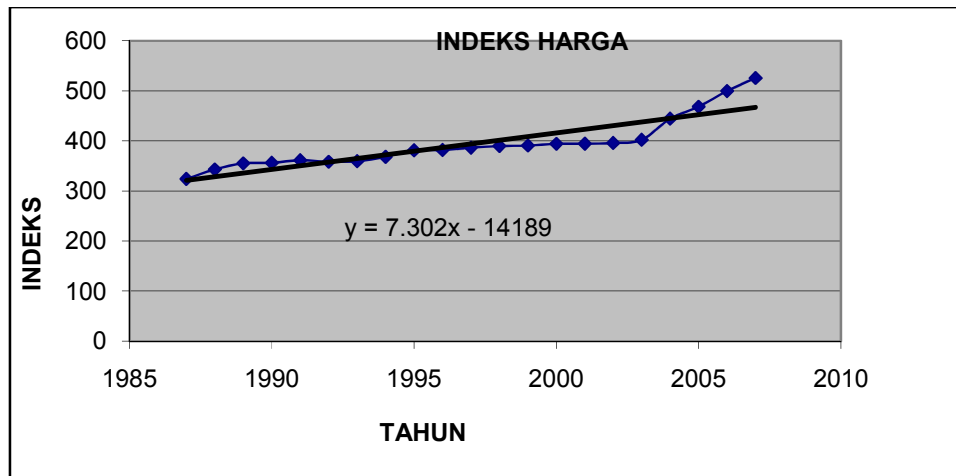
N_y = nilai indeks tahun Y

Jenis indeks yang digunakan adalah *Chemical Engineering Plant Cost Index* dari “*Chemical Engineering Progress*” dan Peter Timmerhause, 1990.

Table 4.20. Indeks Harga Alat Pada Berbagai Tahun

Tahun (X)	indeks (Y)
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
Total	8277.6

(Sumber: "Chemical Engineering Progress" & Peter Timmerhause, 1990)



Gambar 4.6 Grafik Index Harga

Untuk jenis alat yang sama tapi kapasitas berbeda, harga suatu alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan pendekatan sebagai berikut:

$$E_b = E_a \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^x \quad (\text{Aries Newton, p-6})$$

Dimana:

E_a = Harga alat dengan kapasitas diketahui.

E_b = Harga alat dengan kapasitas dicari.

C_a = Kapasitas alat A.

C_b = Kapasitas alat B.

x = Eksponen.

Besarnya harga eksponen bermacam-macam, tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga eksponen untuk bermacam-macam jenis alat dapat dilihat pada Peter & Timmerhause 2th edition.

4.8.3 Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi	= 10.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan	= 2015
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp 9.000,00
Harga Benzene	= US \$ 0,86/kg
Harga Ethylen oxide	= US \$ 0,90/kg
Harga katalis $AlCl_3$	= US \$ 3.97/kg
Harga <i>Phenylethyl alcohol</i>	= US \$ 5,7/kg

4.8.4 Perhitungan Biaya

4.8.3.1 *Capital Investment*

Capital investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk fasilitas-fasilitas produksi dan untuk menjalankannya.

Capital investment meliputi:

- Fixed Capital Investment* adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembuatannya.
- Working Capital* adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha/modal dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

4.8.3.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost adalah biaya yang diperlukan untuk produksi suatu bahan, merupakan jumlah *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost* yang berkaitan dengan produk.

- a. *Direct Cost* adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.
- b. *Indirect Cost* adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.
- c. *Fixed Cost* merupakan harga yang berkaitan dengan *fixed capital* dan pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.
- d. *General Expenses* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

4.8.5 Analisis Kelayakan

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

4.8.4.1 *Percent Return On Investment (ROI)*

Return of Investment adalah biaya *fixed capital* yang kembali pertahun atau tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Pr ofit}}{\text{FCI}} \times 100\%$$

FCI = *Fixed Capital Investment*

4.8.4.2 Pay Out Time (POT)

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

4.8.4.3 Discounted Cash Flow Of Return (DCFR)

Evaluasi keuntungan dengan cara *discounted cash flow* uang tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik (*present value*).

4.8.4.4 Break Even Point (BEP)

Break even point adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian). Kapasitas pabrik pada saat *sales value* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan untung jika beroperasi di atasnya.

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

Dengan:

Fa = *Annual Fixed Expense*

Ra = *Annual Regulated Expense*

Va = *Annual Variabel Expense*

Sa = *Annual Sales Value Expense*

4.8.4.5 Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah level produksi dimana biaya untuk menjalankan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

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

4.8.6 Hasil Perhitungan

4.8.5.5 Penentuan *Total Capital Investment* (TCI)

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

Tabel 4.21. *Fixed Capital Investment*

No.	Type of Capital Investment	US \$	Rupiah (Rp)
1	<i>Delivered Equipment</i>	1,570,496.80	
2	<i>Equipment Instalation</i>	144,636.47	122,222,342.72
3	<i>Piping</i>	252,887.68	30,555,585.68
4	<i>Instrumentation</i>	37,717.05	477,431.03
5	<i>Insulation</i>	37,848.97	2,983,943.91
6	<i>Electrical</i>	88,004.36	1,074,219.81
7	<i>Buildings</i>		4,109,600,000.00
8	<i>Land and Yard Improvement</i>		5,981,600,000.00
9	<i>Utilities</i>	953,382.09	69,906,044.87
	<i>Physical Plant Cost</i>	3,084,973.42	10,318,419,568.02
10	<i>Engineering and Construction</i>	1,193,287.56	
	<i>Direct Plant Cost</i>	4,278,260.98	10,318,419,568.02
11	<i>Contractor's Fee</i>	215,948.14	722,289,369.76
12	<i>Contingency</i>	308,497.34	1,031,841,956.80
	<i>Fixed Capital</i>	4,802,706.47	12,072,550,894.59

Kurs mata uang : \$ 1 = Rp. 9.000,00

Total *Fixed Capital Investment* dalam rupiah

$$= (\$ 4.802.706,47 \times \text{Rp. } 9.000 / \$ 1) + \text{Rp } 12.072.550.894,59$$

$$= \text{Rp. } 55.296.909.120,-$$

Modal Kerja (*Working Capital*)

Tabel 4.22. *Working Capital*

No	Type of Expenses	Rupiah (Rp)	US \$
1	<i>Raw Material Inventory</i>	33,344,242,375.67	
2	<i>In Process Inventory</i>	610,620,418.13	1113.35
3	<i>Product Inventory</i>	33,584,122,997.11	61234.51
4	<i>Extended Credit</i>	42,750,000,000.00	
5	<i>Available Cash</i>	33,584,122,997.11	61234.51
	Total Working Capital	143,873,108,788.02	123,582.37

Sehingga *Total Working Capital* :

$$= (\$ 123.582,37 \times \text{Rp. } 9.000 / \$ 1) + \text{Rp } 143.873.108.788,02$$

$$= \text{Rp } 144.985.350.114,06$$

4.8.5.6 Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

A. Manufacturing Cost

Tabel 4.23. *Manufacturing Cost*

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
1	<i>Raw Materials</i>		366,786,666,132.32
2	<i>Labor Cost</i>		4,423,200,000.00
3	<i>Supervisor</i>		663,480,000.00
4	<i>Maitenance</i>	96,054.13	
5	<i>Plant Supplies</i>	14,408.12	
6	<i>Royalties and Patents</i>		5,130,000,000.00

7	<i>Utilities</i>		289,674,216.74
	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	110,462.25	377,293,020,349.07
1	<i>Payroll and Overhead</i>		751,944,000.00
2	<i>Laboratory</i>		663,480,000.00
3	<i>Plant Overhead</i>		2,211,600,000.00
4	<i>Packaging ang Shipping</i>		20,520,000,000.00
	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>		24,147,024,000.00
1	<i>Depreciation</i>	480,270.65	1,207,255,089.46
2	<i>Property Taxes</i>	96,054.13	241,451,017.89
3	<i>Insurance</i>	48,027.06	120,725,508.95
	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	624,351.84	1,569,431,616.30
	<i>Total Manufacturing Cost</i>	734,814.09	403,009,475,965.36

Sehingga *Total Manufacturing Cost* :

$$= (\$ 734,814.09 \times \text{Rp. } 90.000 / \$ 1) + \text{Rp } 403,009,475,965.36$$

$$= \text{Rp } 409,622,802,768.81$$

B. *General Expense*

Tabel 4.24. *General Expense*

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
1	<i>Administration</i>	22,044.42	12,090,284,278.96
2	<i>Sales</i>	51,436.99	28,210,663,317.58
3	<i>Research</i>	29,392.56	16,120,379,038.61
4	<i>Finance</i>	147,788.67	4,678,369,790.48
	<i>General expense</i>	250,662.64	61,099,696,425.63

Sehingga *Total General Expense* :

$$= (\$250,662.64 \times \text{Rp. } 9.000 / \$ 1) + \text{Rp } 61,099,696,425.63$$

$$= 63,355,660,163.67$$

$$\text{Total Biaya Produksi} = \text{MC} + \text{GE}$$

$$= \text{Rp } 472,978,462,932.48$$

4.8.5.7 Keuntungan (*Profit*)

Keuntungan = Total Penjualan Produk – Total Biaya Produksi

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

Total Penjualan Produk = Rp 513,000,000,000.00

Total Biaya Produksi = Rp 472,978,462,932.48

Pajak keuntungan sebesar 52 % Pb *(Aries and Newton, p-190)*

Keuntungan Sebelum Pajak = Rp 40,021,537,067.52

Keuntungan Setelah Pajak = Rp 20,010,768,533.76

4.8.5.8 Analisis Kelayakan

1. *Persent Return of Investment (ROI)*

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{FCI} \times 100\%$$

- ROI sebelum Pajak = 72.38 %
- ROI setelah Pajak = 36.19 %

2. *Pay Out Time (POT)*

$$POT = \frac{FCI}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

- POT sebelum Pajak = 1.27 tahun
- POT setelah Pajak = 2.17 tahun

3. *Break Even Point (BEP)*

Fixed Manufacturing Cost (Fa) = Rp 7,188,598,181.32

Variabel Cost (Va) = Rp 392,726,340,349.07

Regulated Cost (Ra) = **Rp 73,063,524,402.09**

Penjualan Produk (Sa) = Rp 513,000,000,000.00

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

$$\text{BEP} = 42.17 \%$$

4. *Shut Down Point (SDP)*

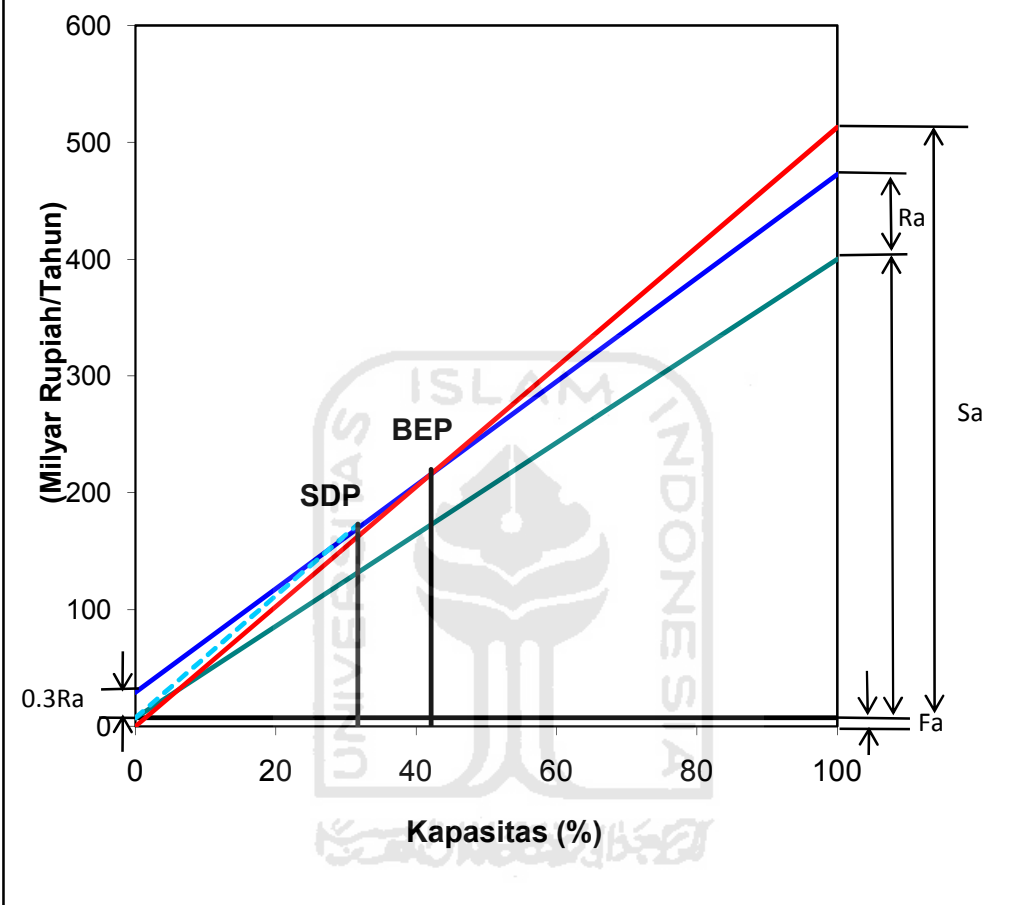
$$\text{SDP} = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100 \%$$

$$\text{SDP} = 31.71 \%$$

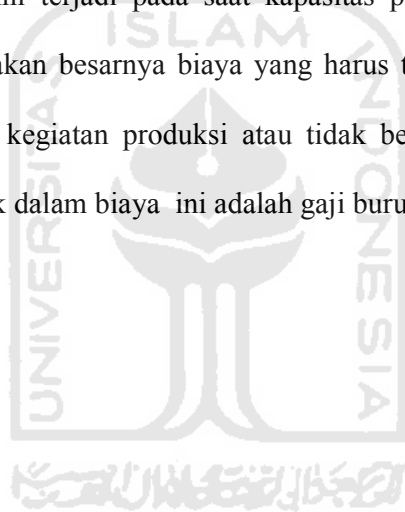
5. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Umur Pabrik	= 10 tahun
Fixed Capital (FC)	= Rp 55,296,909,087.07
Working Capital (WC)	= Rp 144,985,350,114.06
Cash Flow (CF)	= Rp 31,548,927,218.50
Salvage Value (SV)	= Rp 5,529,690,908.71
DCFR	= 14.5 %
Bunga Deposito rata-rata saat ini	= 6,44 %

GRAFIK BEP



Dari grafik BEP dan SDP terlihat bahwa perpotongan antara garis total penjualan (Sa) dengan garis total biaya akan menunjukkan titik impas dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan dan tidak mengalami kerugian (BEP) yaitu pada saat kapasitas produksi sebesar 42,17 %. Pabrik mulai mendapatkan keuntungan saat kapasitas produksinya di atas 42,17 %. Perpotongan antara garis sejajar garis total penjualan (Sa) dengan garis total biaya akan menunjukkan titik SDP dimana pabrik sebaiknya ditutup karena pabrik mengalami kerugian sebesar Biaya Tetap (Fa). Hal ini terjadi pada saat kapasitas produksi pabrik sebesar 31,71 %. 0,3 Ra merupakan besarnya biaya yang harus tetap dibayar meskipun pabrik tidak melakukan kegiatan produksi atau tidak beroperasi. Komponen – komponen yang termasuk dalam biaya ini adalah gaji buruh dan *maintenance*.



BAB V

PENUTUP

5.1 KESIMPULAN

Pabrik *Phenylethyl alcohol* dari *benzene* dan *ethylene oxide* ini digolongkan pabrik beresiko rendah (*low risk*) karena selain bahan baku maupun produknya tidak beracun dan tidak berbahaya selain itu dijalankan pada variabel suhu dan tekanan operasi rendah (kondisi atmosferis).

Berdasarkan pada hasil perhitungan analisis ekonomi dan beberapa persyaratan kelayakan maka dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Percent *Return on Investment* (ROI) sebelum pajak 72.38 % dan setelah pajak 36.19 % dinilai cukup baik, karena memenuhi batas minimum ROI >11% untuk pabrik *low risk*.
2. Pay Out Time sebelum pajak 1.27 tahun dan setelah pajak 2.17 tahun dinilai cukup baik, karena memenuhi batas maksimum POT < 5 tahun
3. Discounted Cash Flow sebesar 14.5 %. Suku bunga perbankan sebesar 6,44 % sehingga investor lebih memilih untuk menanamkan modal dari pada menyimpannya di Bank.
4. Break Even Point sebesar 42.17 %, memenuhi syarat peminjaman modal pada Bank untuk pendirian pabrik karena syarat BEP adalah 40 % - 60 %.
5. Shut Down Point sebesar 31.71 %.

Berdasarkan Evaluasi ekonomi yang telah dilakukan, maka Pabrik *Phenylethyl alcohol* dari *benzene* dan *ethylene oxide* dengan kapasitas 10.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.



DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., *“Chemical Engineering Cost Estimation”*, Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1955.
- Brown, G.G., 1950, *“Unit Operations”*, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Brownell, L.E. and Young, E.H., 1979, *“Process Equipment Design”*, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1983, *“Chemical Engineering”*, Vol. 6, Pergamon Press, Oxford
- Faith, W.L., Keyes, D.B., and Clark, R.L., 1957, *“Industrial Chemistry”*, John Wiley and Sons, London
- Fessenden, R. and J.S. Fessenden, 1986, *“Organic Chemistry”*, 3rd.ed., Wadsworth Inc., Belmont, California
- Groggins, 1986, *“Unit Process In Organic Synthesis”*, Mc Graw Hill, Singapore
- Holman, J. P., 1988, *”Perpindahan Kalor”*, alih bahasa Jasifi E., edisi ke-6, Erlangga, Jakarta
- Hougen, O.A., Watson, K.M., and Ragatz, R.A., 1954, *”Chemical Process Principle”*, Vol III, John Wiley and Sons Inc., New York
- Kern, D.Q., 1950, *“Process Heat Transfer”*, McGraw-Hill International Book Company Inc., New York
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1981, *“Encyclopedia of Chemical Technology”*, 3rd ed., Vol. 3, The Inter Science Encyclopedia, Inc., New York
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1992, *“Encyclopedia of Chemical Technology”*, 3rd ed., Vol. 4, The Inter Science Encyclopedia, Inc., New York
- Levenspiel, O., 1972, *“Chemical Reaction Engineering”*, 2nd ed., John Wiley and Sons, inc., Toronto
- Mc Ketta, j.j. and Cunningham, W.A., 1992, *“Encyclopedia of Chemical Processing and Design”*, Vol 5, Marcel Decker inc., New York
- Perry, R.H. and Green, D.W., 1997, *“Perry’s Chemical Engineers’ Handbook”*, 7th ed., McGraw-Hill Book Company, New York

- Peters, M.S. and Timmerhaus, K.D., 2004, "Plant Design and Economic for Chemical Engineering", 5th ed., McGraw-Hill International Book Company Inc., New York
- Rase, H.F., and Holmes, J. R., 1977, "Chemical Reactor Design for Process Plant, Volume One : Principles and Techniques", John Wiley and Sons, Inc., New York
- Smith, J.M., 1985, "Chemical Engineering Kinetics", 5th ed., McGraw-Hill Book Company, Singapore
- Smith, J.M. and Van Ness, H.C., 1987, "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", 4th ed., McGraw-Hill Book Co., New York
- Treybal, R.E., 1981, "Mass Transfer Operation", 3rd ed., McGraw-Hill Book Company, Singapore
- Ulrich, G.D., 1984, "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics", John Wiley and Sons, Inc., New York
- Yaws, 1979, "Thermodynamic and Physical Properties Data", Mc Graw Hill Book Co. Singapore
- <http://www.the-innovation-group.com/welcome.htm>, 2003
- <http://www.chemicaland21.com>
- <http://www2.chemistry.msu.edu>

LAMPIRAN



REAKTOR

Tugas : tempat reaksi *ethylene oxide* dan *benzene* menjadi *phenylethyl alcohol*.

Tipe reaktor : Reaktor Batch

Langkah perancangan Reaktor:

- 1) menentukan kondisi operasi.
- 2) neraca massa.
- 3) menghitung densitas dan laju alir volumetrik dan kinetika reaksi.
- 4) menghitung volume berdasarkan waktu per batch.
- 5) menghitung dimensi rektor (diameter reaktor, tinggi reaktor, lebar reaktor, tebal shell, tebal head, tinggi head, tinggi reactor keseluruhan).
- 6) menghitung dimensi pengaduk (baffle, lebar impeller, jumlah impeller, power pengadukan)
- 7) menghitung NP reaktor (untuk menentukan penggunaan jaket/coil)
jaket : jika luas transfer panas sama dengan kurang dari luas selubung
coil : jika luas transfer panas lebih dari luas selubung

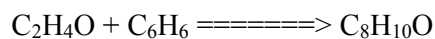
1. Menentukan kondisi operasi

Kondisi operasi secara batch

Tekanan = 1 atm

Suhu = 10⁰C

Reaksi yang terjadi:



Alasan pemilihan reaktor batch:

- a) Kapasitas produksi kecil

- b) Konversi yang dihasilkan lebih maksimal dibandingkan proses kontinyu
- c) Proses pengontrolan lebih mudah
- d) Proses lebih sederhana karena tidak memerlukan proses pemisahan bahan baku sisa reaksi.

2. Neraca Massa di Reaktor

Komponen	Masuk (kg/jam)				Keluar(kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 7	Arus 4
C ₂ H ₄ O		497.9462		331.9641	331.9641
C ₆ H ₆	882.7228			2687.8835	2687.8835
AlCl ₃			993.8987		993.8987
C ₈ H ₁₀ O					1380.6691
H ₂ O	0.8836	0.4984	2.9907		4.3727
Subtotal	883.6064	498.4447	996.8893	3019.8476	5398.7881
Total	5398.7881				5398.7881

3. Menghitung densitas dan laju alir volumetrik dan kinetika reaksi

Suhu operasi 10°C

Komponen	Kg/jam	fraksi	ρ , kg/m ³	ρ , x	μ , cP	μ , x kg/jam	Fv = m/ ρ	μ , kg/jam
C ₂ H ₄ O	829.910	0.1537	887.2420	136.388	0.2946	0.1631	0.9354	1.0610
C ₆ H ₆	3570.606	0.6614	882.8270	583.877	0.7753	1.8467	4.0445	2.7922
H ₂ O(imp)	4.373	0.0008	998.8350	0.8090	1.3178	0.0038	0.0044	4.7459
AlCl ₃	993.899	0.1841	2440	449.196	0.4990	0.3308	0.4073	1.7971
TOTAL	5398.788	1				2.3444	5.3916	

Menghitung kecepatan laju alir volumetrik (Fv):

$$= 5,3916 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Persamaan kinetika reaksi:

Menghitung konstanta kecepatan reaksi kimia:

Dari Othmer, 1992, waktu tinggal reaksi dalam reaktor 6 jam, pada temperature

10°C dengan konversi 60% dianggap orde 1 karena *benzene* dibuat berlebih. Dari

Levenspiel, untuk orde 1, diperoleh persamaan:

Dimana: n adalah orde reaksi

$$-r_A = kC_A$$

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

$$-r_A = \frac{-dC_A}{dt} = kC_A$$

$$-\int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{dt} = k \int_0^t dt$$

$$-\ln \frac{C_A}{C_{A0}} = k.t$$

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

$$\frac{dX_A}{dt} = k(1 - X_A)$$

$$-\ln(1 - X_A) = k.t$$

$$k = \frac{-\ln(1 - X_A)}{t}$$

$$k = \frac{-\ln(1 - 0.6)}{6}$$

$$k = 0,1527/\text{jam}$$

4. Menghitung volume berdasarkan waktu per batch

Waktu per batch: waktu persiapan + waktu reaksi + waktu pengosongan +
waktu pencucian

Diperoleh waktu proses batch:

$$\text{waktu persiapan} = 1,00 \text{ jam}$$

$$\text{waktu reaksi} = 6,00 \text{ jam}$$

$$\text{waktu pengeluaran} + = 1,00 \text{ jam}$$

$$\text{waktu pembersihan} \quad \quad \quad +$$

$$8,00 \text{ jam}$$

volume = laju alir volumetrik x waktu pengisian

$$\text{volume} = 5.3916 \text{ m}^3$$

$$\text{over design 20\%} = 6.4699 \text{ m}^3$$

5. Menghitung dimensi reaktor

Dipilih tangki silinder dengan ratio diameter : tinggi = 1 : 2 (D : H = 1 : 2),

Volume tangki = 6.4699 m³

$$\begin{aligned}V_{Shell} &= \pi / 4 \cdot D^2 \cdot H \\ &= \pi / 4 \cdot D^2 (2D) \\ &= \pi / 4 \cdot 2D^3 \longrightarrow D^3 = \frac{4 \cdot V}{3,14 \cdot 2} = D = 1.8315 \text{ m ; } H = 2.7473 \text{ m}\end{aligned}$$

MECHANICAL DESAIN

Dirancang menggunakan Carbon Steel

$$T_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell and young eq.13.1 p-254})$$

Dimana :

Ts : Tebal dinding reaktor minimum, in

P : Tekanan design, psi

E : Effisiensi penyambungan = 0.85 (single welded)

f : Tekanan maksimum yang diizinkan = 100 N/mm² = 1450.3774 psi

(tabel 13.2 Coulson hal 254)

ri : jari-jari reaktor, in = 36.05405 in

C : Faktor korosinya adalah = 0.125 in

$$t_s = \frac{1,5704 \times 36,4004}{1,45 \times 0,85 - 0,6 \times 1,5704} + 0,125$$

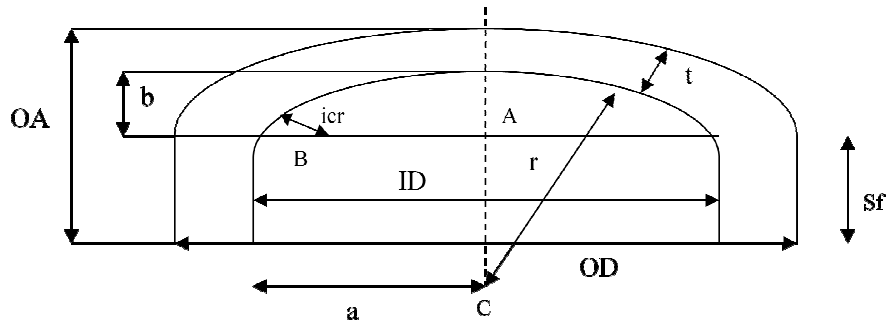
ts = 0.1695 in

digunakan tebal standar 3/16 in = 0.1875 in

$$= 0.0047625 \text{ m}$$

(Brownell & Young appendiks F item 2 p-350)

MENGHITUNG UKURAN HEAD



Keterangan Gambar :

ID : diameter dalam head

OD : diameter luar head

AO : tinggi head total

a : jari-jari dalam head

t : tebal head

r : jari-jari luar dish

icr : jari-jari dalam sudut dish

b : tinggi head

sf : straight flange



Menentukan tebal head

Dipilih bentuk head flanged and dished " Torispherical dished head "

Untuk menghitung tebal head digunakan persamaan 13 -12 (*Brownell and Young*

$$th : \frac{0.885 \times P \times rc}{f.E - 0.1P} + C \quad (\text{eq. 13.12. p-258. Brownell\&young})$$

$$th : \frac{0.885 \times 18.6128 \times 78}{1450.3774 \times 0.85 - 0.1 \times 18.6128} + 0.125$$

th : 1.1688 in

: 0.0297 m

Dipilih tebal head standar 1 1/4 in = 1.25 in (Brownell and Young)

= 0.03175 m

Penentuan jarak puncak dengan straight flange

Dari tabel 5-6 Brownell and Young, p.88

Straight flange antara 1.5 - 4.5 in

Diambil sf = 4.5 in

= 0.1143 m

Tinggi Head

a = ID / 2

= ID / 2

a = 36.0540 in

AB = ID / 2 - icr

= 72.1081 / 2 - 4.75

AB = 31.3040 in

BC = r - icr

= 78 - 4,75

BC = 73.2500 in

AC = $\sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

= $\sqrt{(73.25)^2 - (31.3040)^2}$

AC = 66.224 in

b = r - AC



$$=78 - 66224$$

$$B = 117760 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell & Young, hal 88, didapat $sf = 4.5 \text{ in}$

$$OA = tH + b + sf$$

$$= 1.25 + 117760 + 4.5$$

$$OA = 175260 \text{ in}$$

$$\text{tinggi head} = 175260 \text{ in}$$

$$= 0.4452 \text{ m}$$

Tinggi Reaktor

$$\text{Tinggi reaktor} = \text{tinggi shell} + 2(\text{tinggi head})$$

$$= 2.7473 + (2 \times 0.4452)$$

$$= 3.6376 \text{ m}$$

$$= 11.9345 \text{ ft}$$

Menghitung tinggi larutan dalam reaktor

Luas penampang reaktor (A)

$$A = \frac{\pi}{4} \cdot ID^2$$

$$= \frac{3.14}{4} \times (72.1081)^2$$

$$= 4081.6686 \text{ in}^2$$

$$= 2.6333 \text{ m}^2$$

$$= 28.3346 \text{ ft}^2$$

$$\text{Volume head bawah} = 0.000049 \text{ ID}^3 \quad (\text{p-88, Brownell and Young})$$

$$= 0.000049 \times (72.1081)^3$$

$$= 183717 \text{ in}^3$$

Volume larutan pada bagian shell reaktor

$$= \text{volume larutan dalam reaktor} - \text{volume head bawah}$$

$$= 394819 - 183717 \text{ in}^3$$

$$= 394800.796 \text{ in}^3$$

$$= 6.4969 \text{ m}^3$$

$$= 228.4689 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Flange (Vsf)} &= \frac{\pi}{4} \text{ ID}^2 \cdot \text{Sf} \\ &= \frac{3.14}{4} \times (72.1081)^2 \times 0.1143 \\ &= 0.3010 \text{ m} \\ &= 18367.4483 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Tinggi larutan dalam bagian shell reaktor = Volume Larutan/Luas penampang

$$\text{reaktor} = \frac{6.4696 \text{ m}}{2.6333 \text{ m}}$$

=

$$= 2.4568 \text{ m}$$

$$= 8.0609 \text{ ft}$$

Tinggi larutan dalam shell dan head bawah

$$= \text{Tinggi larutan dalam shell} + \text{Tinggi head bawah}$$

$$= 2.4568 \text{ m} + 0.4452 \text{ m}$$

$$= 2.9020 \text{ m}$$

$$= 9.5214 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume shell} &= A \times \text{Tinggi shell} \\
 &= 2.6333 \text{ m} \times 2.7473 \text{ m} \\
 &= 7.2346 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume head} &= 2 \times \text{Volume head bawah} \\
 &= 2 \times 0,000049 \text{ ID}^3 \\
 &= 2 \times 183717 \text{ in}^3 \\
 &= 36.7433 \text{ in}^3 \\
 &= 0.0006 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume reaktor} &= \text{Volume shell} + \text{Volume head} \\
 &= 7.2346 \times 0.0006 \text{ m}^3 \\
 &= 7.2352 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Menghitung Luas Permukaan Dalam dan Luas Permukaan Luar

Luas Permukaan Dinding Dalam

$$\begin{aligned}
 \text{Luas Dinding Shell (Asi)} &= \pi \text{ ID H} \\
 &= 3.14 \times 1.8315 \times 2.7473 \\
 &= 15.8000 \text{ m}^2 \\
 &= 24469.06 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas Dinding Head (Ahi)} &= \frac{2(1.22 \pi)}{4 \text{ ID}^2} \\
 &= \frac{2 (1.22 \times 3.14)}{4 \times (1.8315^2)} \\
 &= 0.5710 \text{ m}^2 \\
 &= 885.2475 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

$$\text{Luas Total (Ai)} = \text{Asi} + \text{Ahi}$$

$$= 15.8000 \text{ m}^2 + 0.5710 \text{ m}^2$$

$$= 16.3709 \text{ m}^2$$

Luas Permukaan Dinding Luar

$$\text{Luas Dinding Shell (Aso)} = \pi (ID + ts) H$$

$$= 3.14 (1.8315 + 0.0047625) \times 2.7473$$

$$= 15.8410 \text{ m}^2$$

$$= 24559.76 \text{ in}^2$$

$$\text{Luas Dinding Head (Aho)} = \frac{2 \times 1.22}{4(ID + 2th)^2}$$

$$= \frac{2 \times 1.22}{4(72.1081 + (2 \times 0.03175))^2}$$

$$= 0.0001 \text{ m}^2$$

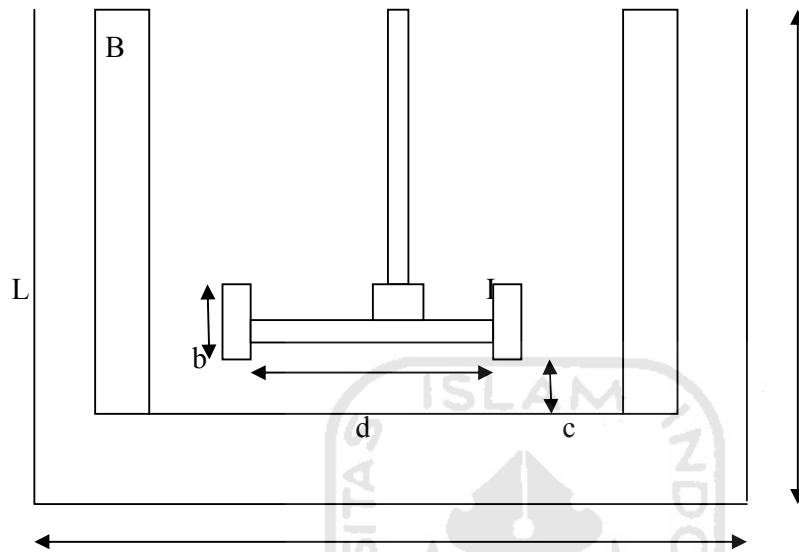
$$= 0.1816 \text{ in}^2$$

$$\text{Luas Total (Ao)} = \text{Aso} + \text{Aho}$$

$$= 15.8410 \text{ m}^2 + 0.0001 \text{ m}^2$$

$$= 15.8412 \text{ in}^2$$

Menghitung Ukuran dan Power Pengaduk



Keterangan :

ID : Diameter dalam reaktor

L : Tinggi cairan

B : Lebar baffle

I : Panjang sudu pengaduk

b : Lebar sudu pengaduk

c : Jarak pengaduk dengan dasar tangki

d : diameter pengaduk

Digunakan pengaduk jenis turbin dengan 6 sudu (six Blades Turbine), karena turbine memiliki rangka volume yang besar dan dapat digunakan untuk kecepatan yang cukup tinggi.

Data pengaduk diperoleh dari Brown "Unit Operation" hal 507.

$$ID/d = 3$$

$$L/d = 2.7 - 3.9$$

$$c/d = 0.75 - 1.3$$

Baffle : jumlah baffle = 4 buah , $w / Di = 0.17$

Dimana :

ID : Diameter dalam reaktor

L : Tinggi cairan

B : Lebar baffle

c : Jarak pengaduk dengan dasar tangki

d : diameter pengaduk

Diameter pengaduk (d)

$$ID/d = 3$$

$$d = ID/3$$

$$= \frac{1.8315}{3}$$

$$= 0.6105 \text{ m}$$

$$= 24.0360 \text{ in}$$

Tinggi cairan (L)

$$L/d = 2.7 - 3.9 \quad \text{Dipilih } L/d = 3.9$$

$$L = d \times 3.9$$

$$= 0.6105 \times 3.9$$

$$= 2.3810 \text{ m} = 93.7405 \text{ in} = 7.8117 \text{ ft}$$



Jarak pengaduk dengan dasar tangki (c)

$$c/d = 0.75 - 1.3 \quad \text{dipilih } c/d = 1$$

$$\begin{aligned} c &= d \\ &= 0.1605 \text{ m} \\ &= 24.0360 \text{ in} \\ &= 2.0030 \text{ ft} \end{aligned}$$

Lebar sudut pengaduk (b)

$$b/d = 1/5 \quad (\text{Mc. Cabe-Smith P.243})$$

$$\begin{aligned} &= 1/5 d \\ &= \frac{1}{5} \times 0.1605 \\ &= 0.1221 \text{ m} \\ &= 4.8072 \text{ in} \\ &= 0.4006 \text{ ft} \end{aligned}$$

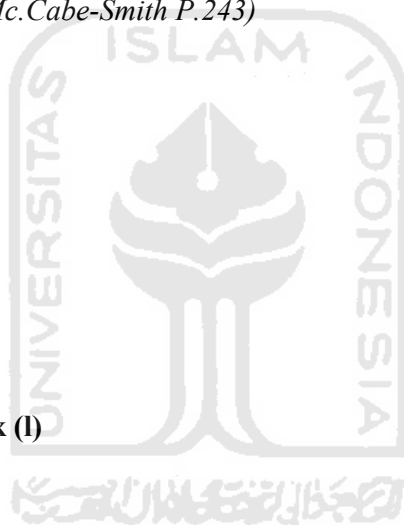
Panjang sudu pengaduk (l)

$$l/d = 1/4$$

$$\begin{aligned} l &= 1/4 d \\ &= \frac{1}{4} \times 0.1605 \\ &= 0.1526 \text{ m} \\ &= 6.0090 \text{ in} \\ &= 0.5008 \text{ ft} \end{aligned}$$

Lebar baffle (B)

$$\begin{aligned} B &= 0.17 id \\ &= 0.17 \times 1.8315 \end{aligned}$$



$$= 0.3114 \text{ m}$$

$$= 12.2584 \text{ in} = 1.0215 \text{ ft}$$

Kecepatan putar pengaduk (N)

$$N = \frac{600}{\pi \cdot d} \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot d}} \quad (\text{eq. 8-8, p-345, HF rase})$$

$$WELH = ZL \times Sg$$

Dimana :

N = Kecepatan putar pengaduk, rpm

d = diameter pengaduk, m

ZL = tinggi cairan dalam tangki, m

Sg = Spesific gravity

WELH = Water Equivalent Liquid Height, ft

$$\begin{aligned} \rho_{\text{cairan}} &= \frac{\text{Massa total}}{Fv} \\ &= \frac{5398.788}{5.3916} \\ &= 1001.3314 \text{ kg/m}^3 \\ &= 1001.3 \text{ kg/L} \\ &= 52.6131 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Sg &= \frac{\rho_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{air}}} \\ &= \frac{0.9988}{1001.3} \\ &= 1.0025 \text{ kg/L} \end{aligned}$$

ZI = tinggi cairan dalam shell (L)

$$= 2.4568 \text{ m}$$

$$= 8.0609 \text{ ft}$$

$$\text{WELH} = ZL \times Sg$$

$$= 2.4568 \times 1001.3$$

$$= 2.4630 \text{ m}$$

$$= 8.0810 \text{ ft}$$

jumlah pengaduk

$$\text{jumlah pengaduk} = \frac{\text{WELH}}{ID}$$

$$\frac{2.4630}{1.8315}$$

$$= 1.3447$$

$$= 1 \text{ buah}$$

kecepatan putar pengaduk :

$$N = \frac{600}{\pi \cdot d} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2 \cdot d}}$$

$$\frac{600}{3.14 \times 2.0030} \sqrt{\frac{8.0810}{2 \cdot 2.0030}}$$

$$= 96.2197 \text{ rpm}$$

$$= 1.6037 \text{ rps}$$

Jenis motor : ixed speed belt (harga murah, mudah mengganti bagian-bagiannya)

Dengan kecepatan standart = 127 rpm,(rase)

Menghitung kekuatan pengaduk (P)

$$P = \frac{Np \cdot \rho \cdot N^3 \cdot d^5}{g_c}$$

(Brown, "Unit Operation" hal. 508)

P = daya pengaduk, lb.ft/s

Nr = power number

N = kecepatan putar pengaduk = 1.6037 rps

r = densitas campuran = 62.5131 lb/ft³

d = diameter pengaduk = 2.0030 ft

gc = gravitasi = 32.17 ft.lbm/s².lbf

μ = 2.3444 kg/jam

= 0.0004376 lb/ft.s

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{ND^2P}{\mu} \\ &= \frac{1.6037 \times 2.0030^2 \times 62.5131}{0.0004376} \\ &= 919092.89 \end{aligned}$$

karena $Nre > 2100$ maka alirannya turbulen

N_p (konstanta) = 5.5 (HF rase, p-345)

$$\begin{aligned} P &= \frac{5.5 \times 62.5131 \times 1.6037^3 \times 2.0030^5}{32.17} \\ &= 1421.1114 \text{ ft.lbf/s} \\ &= 2.5838 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi motor penggerak (η) = 89 % (Fig.14.38 P.521 Timmerhaus)

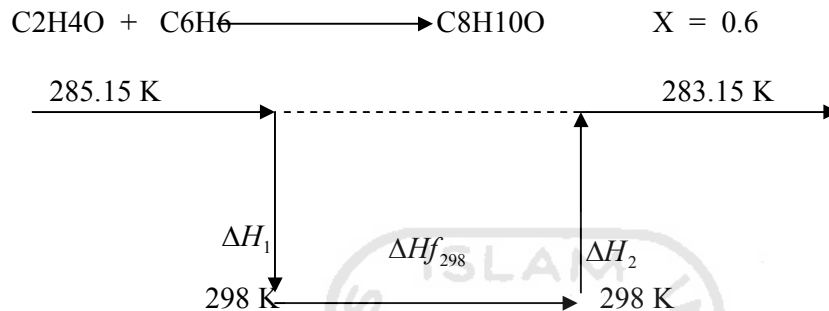
$$\text{Daya penggerak motor} = \frac{P}{\eta}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{2.5838}{89\%} \\ &= 2.9032 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Maka dipakai motor dengan daya = 3 Hp (NEMA)

(P.358, project Engineering Process Plant.Rase)

COIL



DATA – DATA

panas pembentukan (ΔH_f) dan kapasitas panas (cp)

(dari "chemical properties handbook")

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (\text{kJ/mol.K})$$

$$\int C_p \cdot dT \quad (\text{kJ/kgmol})$$

Tetapan kapasitas panas

Komponen	A	B	C	D
H ₂ O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07
C ₆ H ₆	-31,662	1,3043	-0,0036078	3,8243E-06
C ₂ H ₄ O	35,72	0,42908	-0,0015473	0,000002407
AlCl ₃	29439,24	-179,42	0,36554	-0,00024786
C ₈ H ₁₀ O	80,595	1,0256	-0,002519	2,6273E-06

komponen	ΔH_f	
	(kJ/mol)	(kcal/kgmol)
H ₂ O	-241,8	-57790,2
C ₆ H ₆	82,93	19820,27
C ₂ H ₄ O	-52,63	-12578,57
AlCl ₃	-704,2	-168303,8
C ₈ H ₁₀ O	-121	-28919

ARUS 7

T ref= 298 K

T in= 283 K

Komponen	Kmol	$\int Cp.dT$	Qinput (kJ/jam)
C ₆ H ₆	34,4600	2047,8446	70568,8157
C ₂ H ₄ O	7,5446	1332,1427	10050,5369
Total			80619,3526

ARUS 1

Komponen	Kmol	$\int Cp.dT$	Qinput (kJ/jam)
C ₆ H ₆	11,3170	2047,8446	23175,3740
H ₂ O	0,0491	1136,2602	55,7782
Total			23231,1522

ARUS 2

Komponen	Kmol	$\int Cp.dT$	Qinput (kJ/jam)
C ₂ H ₄ O	11,3170	1332,1427	15075,8054
H ₂ O	0,0277	1136,2602	31,4646
		Total	15107,2700

ARUS 3

Komponen	Kmol	$\int Cp.dT$	Qinput (kJ/jam)
AlCl ₃	7,4449	31382,4998	233640,6311
H ₂ O	0,1661	1136,26022	188,7876
			233829,4187

ARUS 4

Komponen	Kmol	$\int Cp.dT$	Qoutput(kJ/jam)
H ₂ O	0,2429	1136,2602	276,0304
C ₆ H ₆	34,4600	2047,8446	70568,8157
C ₂ H ₄ O	7,5446	1332,1427	10050,5369
AlCl ₃	7,4449	31382,4998	233640,6311
C ₈ H ₁₀ O	11,3170	3455,3653	39104,2289
		Total	353640,2429

$$Q_{INPUT} = \int_{T_{ref}}^{TR} m \cdot cp \cdot dT = m \cdot \int_{T_{ref}}^{TR} cp \cdot dT$$

$$Cp = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

$$\int_{T_{ref}}^{TR} cp \cdot dT = \left[AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4} + \frac{ET^5}{5} \right]_{T_{ref}}^{TR}$$

Diperoleh Panas yang masuk ke reaktor sebesar :

$$\begin{aligned} \Delta H_{reaktan} &= 80619,3526 + 23231,1522 + 15107,2700 + 233829,4187 \\ &= 352787,1934 \text{ (kJ/jam)} \\ &= 84261,77472 \text{ k.kal/jam} \end{aligned}$$

$$1 \text{ Joule} = 0,2388459 \text{ kalori}$$

Diperoleh Panas yang keluar ke reaktor sebesar :

$$\begin{aligned} \Delta H_{produk} &= 353640,2429 \text{ (kJ/jam)} \\ &= 84465,5221 \text{ k.kal/jam} \end{aligned}$$

PANAS PEMBENTUKAN REAKSI (ΔH_f)

$$\Delta H_f \text{ 298} = \Delta H_f (\text{produk}) - \Delta H_f (\text{reaktan})$$

$$= -28919 - (12578,57 + 19820,27)$$

$$= -36160,7 \text{ kcal/kmol} \quad (\text{eksotermis})$$

$$= -36160,7 \text{ kcal/kmol} \times 11,3170 \text{ kmol} \{ \text{ethylen oxide (limiting reactan)} \}$$

$$= -409229,1752 \text{ kcal}$$

Menghitung panas reaksi :

$$\begin{aligned} -\Delta H_r &= \Delta H_f 298 + \Delta H_r (\text{produk}) - \Delta H_r (\text{reaktan}) \\ &= -409229,2 + 84465,52 - 84261,77472 \text{ kcal/jam} \\ &= -409025,4 \\ &= 409025,4 \text{ kcal/jam} \end{aligned}$$

Panas yang harus dibuang =

$$Q_{ci} = 409025,4 \text{ kcal/jam}$$

Dianggap panas yang hilang ke sekeliling secara konveksi dan radiasi adalah sebesar 1,48 % dan media pendingin yang digunakan adalah butane.

$$\begin{aligned} Q_{ci} &= 1,48 \% \cdot Q_{ci} \\ &= 6053,5763 \text{ kcal/jam} \end{aligned}$$

Panas yang diserap :

$$\begin{aligned} Q_2 &= Q_{ci} - Q_1 \\ &= 4,03E+05 \text{ kcal/jam} \\ &= 4,03E+07 \text{ kal/jam} \\ &= 1,60E+05 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

Perancangan pendingin pada reaktor

Fungsi pendingin yaitu mempertahankan suhu dalam reaktor agar tetap 10°C sehingga panas yang dihasilkan diambil dengan menggunakan koil pendingin yang dilewati Brine. Pendingin yang digunakan adalah Brine, dimana Brine masuk pada suhu 0°C dan keluar pada suhu 5°C.

Diketahui =

$$\text{Suhu fluida panas reaktor} = 10 \text{ } ^\circ\text{C} = 50 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Suhu fluida dingin masuk $t_1 = 0^\circ\text{C} = 32^\circ\text{F}$

Suhu fluida dingin keluar $t_2 = 5^\circ\text{C} = 41^\circ\text{F}$

$$t_{rata-rata} = \frac{t_1 + t_2}{2} = 2.5^\circ\text{C} = 36.5^\circ\text{F} = 275.5\text{ K}$$

Tabel penentuan Densitas:

Komponen	A	B	n	Tc (K)	T (K)	(1-(T/Tc))^n	ρ_l (gr/ml)	ρ_l (kg/l)
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	275,5	0,8534	1,0479	1,0479
C ₆ H ₆	0,3009	0,2677	0,2818	562,16	275,5	0,8271	0,8950	0,8950
C ₂ H ₄ O	0,314	0,2609	0,2825	469,15	275,5	0,7788	0,8941	0,8941
AlCl ₃	0,5098	0,2435	0,3124	629	275,5	0,8353	1,6589	1,6589
C ₈ H ₁₀ O	0,3157	0,2489	0,3028	648	275,5	0,8457	1,0234	1,0234
C ₄ H ₁₀	0,2322	0,2663	0,2853	419,59	275,5	0,7372	0,6158	0,6158

(Carl L. Yaws Tabel8-1 P.189)

Suhu operasi = 10°C

pendingin masuk $t_1 = 0^\circ\text{C}$

pendingin keluar $t_2 = 5^\circ\text{C}$

$$t_{rata-rata} = \frac{t_1 + t_2}{2} = 2.5^\circ\text{C} = 36.5^\circ\text{F} = 275.5\text{ K}$$

Sifat fisis brine pada suhu 0°C :

Kapasitas panas (Cp) = 78,69 KJ/kg.K

=18,79656 Btu/lb.°F

Konduktivitas Thermal (k) = 1,7647 W/m.K

=1,0196287 Btu/jam.ft²(°F/ft)

Densitas (ρ) 0 °C = 1,7111 kg/m³

= 0,1068 lb/ft³

Viscositas (μ) = 2,14E-02 poise

= 2,14E-03 Pa.dtk

= 5,17E+00 lb/ft.jam

Kebutuhan pendingin : $W = \frac{Q_2}{C_p \cdot (t_2 - t_1)}$

Q_2 : Jumlah panas yang terserap pendingin

: 1,60E+05 Btu/jam

: 1684422,34 kJ/jam

C_p : Kapasitas panas air pendingin

: 78,6932 KJ/kg.K

$W_{\text{pendingin}}$ = 176,0811437 lb/jam

= 79,87 kg/jam

Debit butane pendingin (Kecepatan volumetrik pendingin) :

$Q = W/\rho$

$$= \frac{79.87}{1.7111}$$

= 46.6772 m³/jam

= 0,0130 m³/jam

= 0.458 ft³/dtk

ΔT_{LMTD} : Logaritma rata-rata beda temperatur, °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$= \frac{(50 - 41) - (50 - 32)}{\ln \frac{(50 - 41)}{(50 - 32)}}$$

$$= 12,9843 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 55,3717 \text{ F}$$

Pemilihan jenis dan ukuran coil

Jenis dipilih single helix, karena mampu mengambil panas reaksi dengan baik untuk aliran air dalam tube/coil. Ukuran atau dimensi pipa diambil dari dimensi pipa standar (IPS) berdasarkan :

- Ukuran yang kecil (lebih ekonomis)
- Panjang dan spassing yang cukup

Kecepatan medium pendingin di dalam pipa/tube pada umumnya berkisar antara

$$= 1.25 - 2.5 \text{ m/s,}$$

$$\text{Dipilih } 2.5 \text{ m/s} = 7200 \text{ m/jam}$$

$$V_c = 2 \text{ m/s}$$

$$= 6,56168 \text{ ft/dtk}$$

Luas penampang aliran :

$$A = Q_{air}/V$$

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

Dimana :

$$ID = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_{air}}{\pi \cdot V}}$$

$$= \sqrt{\frac{4 \cdot 0.0130}{3.14 \cdot 2}}$$

$$= 0,0909 \text{ m}$$

$$= 3,5778 \text{ in}$$

Menentukan kecepatan linier air :

$$V_{\text{air}} = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} ID^2}$$
$$= \frac{0.485}{\frac{\pi}{4} (0.3355)^2}$$

$$= 5,1821 \text{ ft/dtk}$$

$$= 1,5795 \text{ m/dtk}$$

Menentukan koefisien transfer panas air dalam koil (h_i) :

$$h_i = \frac{150 \times (1 + 0.011 \cdot T_{c \text{ avg}}) \cdot (V_{\text{air}})^{0.8}}{(ID)^{0.2}}$$

$$h_i = \frac{150 \times (1 + 0.011 \cdot 36.5) \cdot (1.5795)^{0.8}}{(0.3355)^{0.2}}$$

$$= 377,0163 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

(Mc Adam, 1985 p. 228)

Diameter helix (Dhe)

Besarnya diameter helix koil berkisar antara 70 - 80 % Dt.

Dipilih = Dhe = 80% Dt

Diketahui = 1,8315 m = 6,0090 ft

Diperoleh = 1,4652 m = 4,8072 ft

$$h_{coil} = h_i \cdot \left(1 + 3.5 \cdot \frac{ID}{D_{he}}\right)$$

Sehingga,

$$h_{coil} = 377.0163 \cdot \left(1 + 3.5 \cdot \frac{10.3355}{0.375}\right)$$

$$= 1557,5801 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_{coil} \times ID/OD$$

$$= 1557,5801 \times (0.3355/0.375)$$

$$= 1393,5150 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Kecepatan linier air pendingin :

$$G_t = \frac{W_{air}}{a' f}$$

$$= \frac{176.0811}{0.0882}$$

$$= 1996,5107 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$Re = \frac{ID \cdot G_t}{\mu_{air}}$$

$$= \frac{0.3355 \times 1996.5107}{5.1690}$$

$$= 129,5853 < 2100 \text{ (Aliran Laminer)}$$

$$h_o = \frac{k}{D_c} \times 0.36 \times Re^{0.55} \times \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{0.333}$$

$$= \frac{1.0196}{0.3355} \times 0.36 \times (129.5853)^{0.55} \times \left(\frac{18.7965 \times 5.1690}{1.0196}\right)^{0.333}$$

$$= 104,8903 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \quad (\text{Kern, 1965 : hal 737})$$

$$= \frac{1393.5150 \times 104.8903}{1393.5150 + 104.8903}$$

$$= 97,5479 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Dirt Overall Coefficient (Ud)

(Table 8, Kern, 1965 : hal 840)

Kisaran Ud untuk sistem light organics (Hot fluid) -brine (Cold fluid) = 40 - 100

Btu/jam.ft².oF (Light organics are fluids with viscosities of less than 0.5 cP).

Dipilih = UD = 96 Btu/jam.ft².oF

$$U_d = \frac{U_c \times \frac{1}{R_d}}{U_c + \frac{1}{R_d}}$$

Cek Dirt Factor

Syarat : $R_d > R_{d \text{ min}}$

$R_{d \text{ min}} : 0.03$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c + U_d}$$

$$= \frac{97.5479 - 96}{97.5479 + 96}$$

$$= 0.0080 > R_{d \text{ min}} \text{ (memenuhi syarat)}$$

Luas permukaan pipa (Ac) :

$$A_c = \frac{Q_2}{U_D \Delta T_{LMTD}}$$

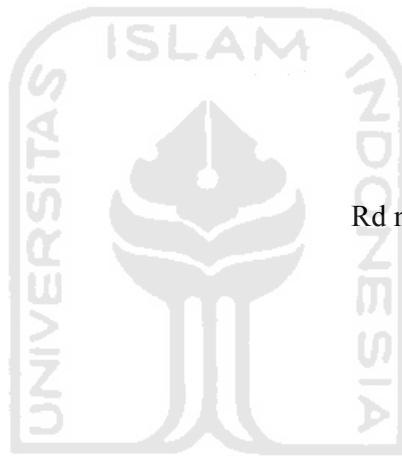
$$= \frac{159912.1661}{96 \times 55.3717}$$

$$= 30,0831 \text{ ft}^2$$

$$= 2,7948 \text{ m}^2$$

$$L_c = \frac{A_c}{A_o} = \frac{30.0831}{1.178}$$

$$= 25,5374 \text{ ft}$$



Panjang pipa keseluruhan (L) :

$$\begin{aligned} L &= \frac{Ac}{(\pi.ID)} \\ &= \frac{30.0831}{3.14 \times 0.3355} \\ &= 28,5562 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung Pressure drop (ΔP_t) :

Cek Pressure Drop :

syarat : $A_p < 10$ psi

Bilangan Reynolds dalam koil (Re_i)

$$\begin{aligned} Re_i &= \frac{ID \cdot G_i}{\mu_c} \\ &= 129,5852715 \end{aligned}$$

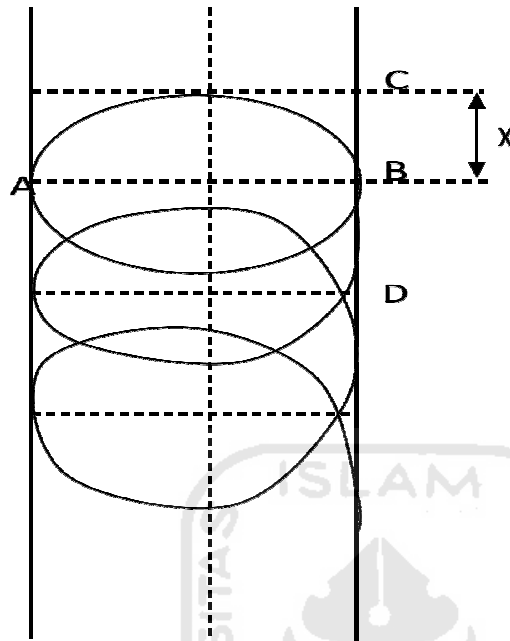
Faktor friksi untuk pipa baja (f),

$$\begin{aligned} f &= 0.0035 + \frac{0.264}{Re_i^{0.42}} \\ &= 0.0035 + \frac{0.264}{129.5851^{0.42}} = 0,03772398 \end{aligned}$$

Pressure Drop,

$$\begin{aligned} \Delta P &= \frac{4fG_i^2 L_i}{2g\rho_c^2 ID} \\ &= \frac{4 \times 0.0377 \times 1996.5107^2 \times 28.5562}{2 \times 425196864^2 \times 0.3355} \\ &= 5,27595618 \text{ psi} < 10 \text{ psi (memenuhi syarat)} \end{aligned}$$

Menentukan Jumlah Lengkungan Koil



$$AB = DC = D \text{ Spiral Koil} = 4,8072 \text{ ft}$$

$$\text{Keliling busur AB} = (1/2)\pi DC$$

$$\text{Keliling busur AC} = (1/2)\pi AC$$

$$\text{Keliling busur BC} = X$$

$$\text{Keliling busur AC} = (AB^2 + BC^2)^{0.5}$$

Ruang kosong antara lengkungan koil (X) = OD koil(Rase, 1977)

$$X = 0.5 \times OD + OD + 0.5 \times OD$$

$$= 2 \times OD$$

$$= 2 \times 4.026 \times (1/12)$$

$$= 0.75 \text{ ft}$$

$$= 0.2286 \text{ m}$$

$$AC = (AB^2 + BC^2)^{0.5}$$

$$= (4.8072^2 + 0.75^2)^{0.5}$$

$$= 4,86536 \text{ ft}$$

Keliling satu koil (KL) :

$$Kl = \text{Kel. Busur AB} + \text{Kel. Busur AC}$$

$$= \left(\frac{\pi}{2} \times DC \right) + \left(\frac{\pi}{2} \times AC \right)$$

$$= \left(\frac{3.14}{2} \times 4.8072 \right) + \left(\frac{3.14}{2} \times 4.8653 \right)$$

$$= 15,1859229 \text{ ft}$$

Jumlah lengkungan koil (N) :

$$N = L/Kl$$

$$= \frac{28.5562}{15.1859}$$

$$= 1.8804 \text{ lilitan}$$

$$= 2 \text{ lilitan}$$

Tinggi koil tanpa jarak :

$$H_c = N_c \cdot OD$$

$$= 2 \times 0.375$$

$$= 0.75 \text{ ft}$$

$$= 0.2286 \text{ m}$$

Tinggi koil total :

$$H_{c_{total}} = H_c + \text{Ruang kosong antara lengkungan koil (X)}$$

$$= 0.2286 + 0.2286$$

$$= 0,457199869 \text{ m}$$

Menghitung tinggi cairan dengan koil :



Volume koil (Vci) :

$$\begin{aligned} V_{ci} &= \pi/4 \times (OD^2) \times L_c \\ &= \frac{3.14}{4} \times 0.375^2 \times 25.5374 \\ &= 2.8191 \text{ ft}^3 \\ &= 0.0789 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume cairan dan gas tanpa koil :

$$\begin{aligned} V_{cg} &= p/4 \times (Dr^2) \times H_s \\ &= \frac{3.14}{4} \times 1.8315^2 \times 2.7473 \\ &= 7.2346 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume cairan dan koil :

$$\begin{aligned} V_{cgk} &= V_{cg} + V_{ci} \\ &= 7.2346 + 0.0789 \\ &= 7.3144 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tinggi cairan

$$\text{Tinggi cairan} = \frac{4.V_{cgk}}{3.14.Dr^2}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{4 \times 7.3144}{3.14 \times 1.8315^2} \\ &= 2.7776 \text{ m} \end{aligned}$$



Menentukan Tebal Isolator

Bahan isolasi = asbestos

K isolasi = 0.1123 Btu/jam.ft².°F

T reaktori (T₁) = 10 °C = 283 K = 50 F

T udara sekitar (T_u) = 30 °C = 303 K = 86 F

Diinginkan T dinding luar isolasi (T_2) = 25 °C = 298 K = 77 F

emisivitas bahan isolasi (ϵ) = 0.98 (Mc Adams, 1958)

Transfer panas melalui permukaan isolasi ke udara karena radiasi dan konveksi :

$$\frac{Q}{A} = q_c = (h_r + h_e)(T_2 - T_u) \dots \dots \dots (1')$$

Transfer panas konduksi melalui dinding reaktor dan dinding isolasi :

$$\frac{Q}{A} = q_k = \frac{k_1}{x_1}(T_1 - T_w) = \frac{k_2}{x_2}(T_w - T_2) \dots \dots \dots (2')$$

$$\begin{aligned} &= \frac{k_1}{x_1} T_1 - \frac{k_1}{x_1} T_w = \frac{k_2}{x_2} T_w - \frac{k_2}{x_2} T_2 \\ &= T_w \left(\frac{k_1}{x_1} + \frac{k_2}{x_2} \right) = \frac{k_1}{x_1} T_1 + \frac{k_2}{x_2} T_2 \end{aligned}$$

$$T_w = \frac{\frac{k_1}{x_1} T_1 + \frac{k_2}{x_2} T_2}{\frac{k_1}{x_1} + \frac{k_2}{x_2}} \dots \dots \dots (3')$$

Substitusi pers. 3' ke pers. 2'

$$q_k = \frac{k_2}{x_2}(T_w - T_2)$$

$$\begin{aligned} &= \frac{k_2}{x_2} \left(\frac{\frac{k_1}{x_1} T_1 + \frac{k_2}{x_2} T_2}{\frac{k_2}{x_2} + \frac{k_1}{x_1}} - T_2 \right) \\ &= \frac{\frac{k_2}{x_2}}{\frac{k_2}{x_2} + \frac{k_1}{x_1}} \left(\frac{k_1}{x_1} T_1 + \frac{k_2}{x_2} T_2 - \frac{k_2}{x_2} T_2 - \frac{k_1}{x_1} T_2 \right) \\ &= \frac{\frac{k_2}{x_2} \times \frac{k_1}{x_1}}{\frac{k_2}{x_2} + \frac{k_1}{x_1}} (T_1 - T_2) = \frac{(T_1 - T_2)}{\left(\frac{k_2}{x_2} + \frac{k_1}{x_1} \right) / \left(\frac{k_2}{x_2} \times \frac{k_1}{x_1} \right)} \end{aligned}$$

$$q_k = \frac{(T_1 - T_2)}{\frac{x_1}{k_1} + \frac{x_2}{k_2}} \dots \dots \dots (4')$$

Pada saat ajeg, maka $q_c = q_k = q$

karena suhu dinding luat isolasi kecil, maka yang kemungkinan terjadi hanya panas konveksi

Koefisien transfer panas konveksi, h_c :

$$h_c = 0.19(\Delta T)^{\frac{1}{3}} \quad (\text{pers. 7-51. mc Adams})$$

$$= 0.19 \left((77 - 86)^{\frac{1}{3}} \right)$$

$$= -0.3952 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}$$

Panas yang hilang secara konveksi persatuan luas :

$$\frac{Q}{A} = h_c (T_2 - T_u)$$

$$= -0.3952 (77 - 86)$$

$$= 3.5569 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}$$



Tak ada akumulasi

Perpindahan panas konduksi = perpindahan panas konveksi + panas radiasi

$$\frac{Q}{A} k = \frac{Q}{A} = \frac{(T_1 - T_2)}{\frac{x_1}{k_1} + \frac{x_2}{k_2}}$$

Keterangan :

x_1 = tebal dinding reaktor = 0.1875 in = 0.0156 ft

x_2 = tebal isolasi ,ft

$$k_1 = k \text{ karbon} = 26 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$k_2 = k \text{ asbestos} = 0.1123 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

Bahan dinding shell = Carbon steel SA-285 Grade C dengan konduktivitas (k_s) :

$$K_s = 25.7 \text{ Btu/jam.ft}^2.(\text{°F/ft})$$

$$3.5569 = \frac{(77 - 50)}{\frac{0.0156}{26} + \frac{X_2}{0.1123}}$$

$$0.0006 + \frac{x_2}{0.1123} = \frac{27}{3.5569}$$

$$= 7.5907 - 0.0006$$

$$\frac{x_2}{0.1123} = 7.5907$$

$$X_2 = 0.8524 \text{ ft}$$

$$= 25.9805 \text{ cm}$$

$$= 10.2326 \text{ in}$$

Luas permukaan reaktor untuk perpindahan panas

Luas head atas dan bawah, A_1 :

$$A_1 = 2(2\pi.a'.b')$$

$$X_1 = 0.1875 \text{ in} = 0.0048 \text{ m}$$

$$X_2 = 0.8524 \text{ ft} = 0.2598 \text{ m}$$

$$r = 36.0540 \text{ in} = 0.9158 \text{ m}$$

$$b = 11.7760 \text{ in} = 0.2991 \text{ m}$$

$$a' = r_1 + x_1 + x_2$$

$$= 0.9158 + 0.2598 + 0.0048$$

$$= 1.1803 \text{ m}$$

$$b' = b + x_1 + x_2$$

$$= 0.2991 + 0.0048 + 0.2598$$

$$= 0.5637 \text{ m}$$

$$A_1 = 2(2 \times 3.14 \times 1.1803 \times 0.5637)$$

$$= 8.3566 \text{ m}^2$$

Luas selimut silinder, A_2

$$A_2 = \pi \cdot D_o' \cdot H$$

$$D_o = 72.1081 \text{ in} = 1.8315 \text{ m}$$

$$H = 108.1621 \text{ in} = 2.7473 \text{ m}$$

$$D_o' = D_o + 2x_2$$

$$= 1.8315 + (2 \times 0.2598)$$

$$= 2.3512 \text{ m}$$

$$A_2 = 3.14 \times 2.3512 \times 2.7473$$

$$= 20.2824 \text{ m}^2$$

Luas permukaan reaktor untuk transfer panas

$$A = A_1 + A_2$$

$$= 8.3566 + 20.2824$$

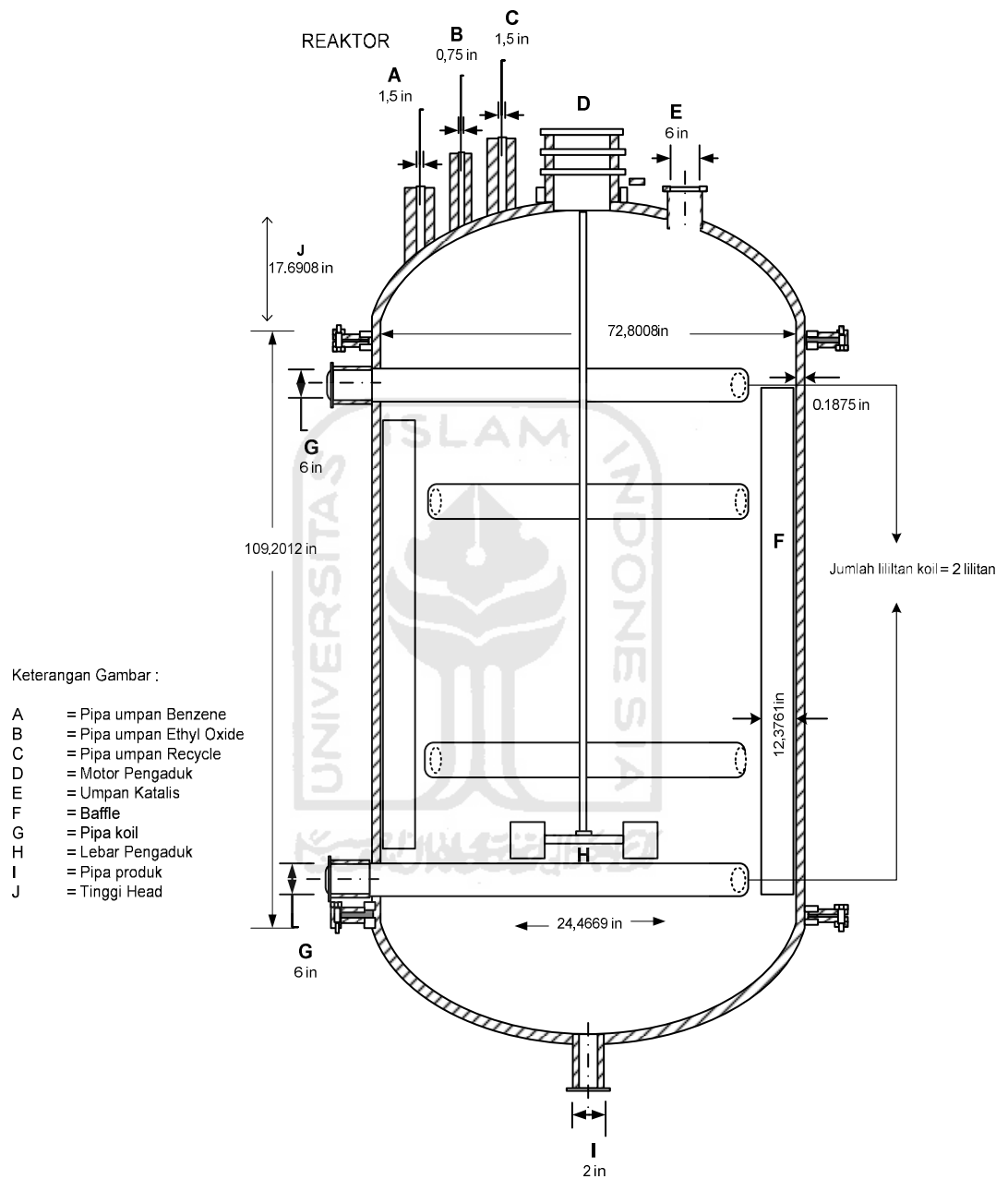
$$= 28.6390 \text{ m}^2 = 308.26752 \text{ ft}^2$$

Panas hilang ke lingkungan melalui dinding reactor

$$Q_{Loss} = \frac{Q}{A}$$

$$= 3.5569 \times 308.26752$$

$$= 1096.4901 \text{ BTU/jam} = 276.5348 \text{ kkal/jam}$$



Gambar Reaktor Batch

EVAPORATOR

Fungsi : Memisahkan katalis yang terkandung dalam produk

Jenis : long tube vertical evaporator, single effect.

Kondisi : T = 138.34 °C

$$P = 1 \text{ atm}$$

Feed

Umpan Masuk dari hasil bawah Dekanter

Digunakan steam jenuh (Tabel 7, Kern)

- T = 360 F
- P = 153.04 psi
- U = 2.939 cuft/lb
- R = 0.3404 lb/cuft
- DHf = 1194.4 Btu/lb

Komponen	m, kg/jam	x	vis(cP)	x/cP
AlCl ₃	2272.7621	0.3351	0.5177	0.6473
C ₈ H ₁₀ O	1248.6848	0.1841	0.1270	1.4498
H ₂ O	3260.9328	0.4808	1.1661	0.4123
Total	6782.3798	1.0000	1.8108	2.5094

Viscositas campuran umpan :

$$\frac{1}{\mu} = \sum \frac{x_i}{\mu_i}$$
$$= \left[\left(\frac{0.3351}{0.5177} \right) + \left(\frac{0.1841}{0.1270} \right) + \left(\frac{0.4808}{1.1661} \right) + \left(\frac{1}{1.8108} \right) \right]$$

$$= 2.5094 \text{ cp}^{-1}$$

$$\mu = \frac{1}{2.5094}$$

$$= 0.3985 \text{ cp}$$

$$= 0.9640 \text{ lb/ft.hr}$$

NERACA PANAS EVAPORATOR

Menghitung ΔH_1 dari umpan masuk evaporator

$$T_1 = 32 \text{ C} = 288 \text{ K}$$

$$T_2 = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

$$\Delta H_1 = \sum m_i \cdot C_{p_i} \cdot \Delta T$$

Komponen	Massa, kg/jam	Cp, kkal/kg °C	M * Cp	ΔH_1
AlCl ₃	993.8986	0.3059	304.1231	3041.2312
C ₈ H ₁₀ O	1380.6691	0.5182	715.4657	7154.6575
H ₂ O	1426.8697	1.0397	1483.5917	14835.917
total	3801.4374	1.8639	2503.1806	25031.806

$$\Delta H_1 = 25031.80616 \text{ kcal/jam}$$

Menghitung suhu out (ketika 90% produk dan air keluar dari evaporator(dew point))

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T_{\text{trial}} = 429.7557 \text{ K} = 156.7557 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	(Fi) Kmol/jam	Xi	Pi°	Ki	Yi = Xi/Ki
C ₈ H ₁₀ O	10.1852	0.1249	112.5924	0.1481	0.8433
H ₂ O	71.3434	0.8750	4241.1165	5.58042	0.1568
total	81.5287	1			1.0001

Menghitung ΔH_2 dari umpan keluar evaporator bagian atas

$$T_1 = 156.7557 \text{ } ^\circ\text{C} = 429.7557 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298 \text{ K} \quad \Delta H_2 = \sum m_i \cdot C_{p_i} \cdot \Delta T$$

Komponen	Massa, Kg/Jam	Cp, Kkal/Kg.K	M*Cp	$\square H_1$	kgmol/jam
C ₈ H ₁₀ O	1242.6021	0.51820	643.9191	84840.07	10.1853
H ₂ O	1284.1827	1.03975	1335.2325	175924.6	71.3435
total	2526.7848		1979.1517	260764.7	81.5287

Menghitung panas keluar bawah yang berasal dari Evaporator

$$T_1 = 156.7558 \text{ } ^\circ\text{C} = 429.7558 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$\Delta H_2 = \sum m_i \cdot C_{p_i} \cdot \Delta T$$

Komponen	Massa, kg/jam	Cp, kkal/kg K	M * Cp	ΔH_2
AlCl ₃	993.8986	0.3059	304.1231	40069.98
C ₈ H ₁₀ O	138.0669	0.5182	71.5465	9426.675
H ₂ O	142.6869	1.0397	148.3591	19547.18
total	1274.6525			69043.83

$$\Delta H_{1+2} = 329808.5058 \text{ kcal/jam}$$

Menghitung Panas Penguapan

$$T_1 = 298 \text{ K}$$

$$T_2 = 429.7557765 \text{ K}$$

komponen	A	B	C	D
C ₈ H ₁₀ O	80.595	1.0256	-0.0025	2.627E-06
H ₂ O	92.053	-0.039953	-0.0002	5.347E-07

komponen	ΔH (kJ/kmol)	ΔH (kcal/kmol)	Q (kcal/jam)
C ₈ H ₁₀ O	32588.8626	7783.7194	79279.2339
H ₂ O	9996.7830	2387.6916	170346.2446
			249625.4785

$$Q_1 = 249625.4785 \text{ kcal/jam}$$

Menghitung Bubble point larutan umpan (Flash Calculation), syarat

$$y_i = x_i \cdot k_i = 1$$

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T_{\text{trial}} = 375.83 \text{ K} = 102.82 \text{ }^\circ\text{C}$$

Keseimbangan fase cair - uap dapat didekati dengan persamaan Antoine

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T+C} \log_{10} T + D + ET^2 \quad (P\text{-mmHg, } T\text{-K})$$

Komponen	A	B	C	D	E
AlCl ₃	27.8613	-6736.4	-3.808	-1.32E-05	5.2521E-09
C ₈ H ₁₀ O	-9.2065	-3141.2	9.5151	-0.019088	9.2863E-06
H ₂ O	29.8605	-3152.2	-7.3037	2.425E-09	0.000001809

Komponen	(Fi) Kmol/jam	Xi	Pi°	Ki	Yi = Xi*Ki
AlCl ₃	7.4449	0.0759	1.3411	0.0017	0.0001
C ₈ H ₁₀ O	11.3169	0.1154	11.8739	0.0156	0.0018
H ₂ O	79.2705	0.8086	835.1242	1.0988	0.8885
total	98.0324	1			0.8905

Menghitung panas preheating bahan di Evaporator

$$T_1 = 288 \text{ K} = 15 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 375.83 \text{ K} = 102.83 \text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen	Massa, kg/jam	Cp, kkal/kg °C	M * Cp	Qp
AlCl ₃	993.8986	0.3059	304.1231	26711.134
C ₈ H ₁₀ O	1380.6691	0.5182	715.4657	62839.357
H ₂ O	1426.8697	1.0397	1483.5917	130303.86
total	3801.4374			219854.35

Neraca Panas evaporator

Masuk	Kkal/jam	Keluar	Kkal/jam
$\Delta H1$	25031.8061	$\Delta H2$	329808.5058
Q_s	774256.5317	Q_p	469479.832
Total	799288.3379	Total	799288.338

Kebutuhan Pemanas :

diambil $T_{ref} = 25\text{ C}$

$T_{Feed} = 15\text{ C} = 59\text{ F}$

$Q = 774256.5317\text{ Kcal/Jam}$
 $= 3072249.918\text{ Btu/Jam}$

Beban panas yang harus diberikan, Q didapat dari persamaan 9.5 Mc.Cabe and Smith.

$$Q = W_s \cdot \lambda_s$$

Diman :

W_s : Jumlah Steam

λ_s : Kalor Penguapan Uap = 862.2 Btu/lb (tabel

7 Kern)

$W_s = 774256.5317\text{ Kcal/Jam} \times 862.2\text{ Btu/lb}$
 $= 3563.2683\text{ lb/jam}$

Beda suhu rerata

$T1 = 369\text{ F}$

$$T_2 = 350 \text{ F}$$

$$t_1 = 59 \text{ F}$$

$$t_2 = 281.012 \text{ F}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}\right)}$$

$$= \frac{(360 - 281.012) - (350 - 59)}{\ln\left(\frac{(350 - 281.012)}{(350 - 59)}\right)}$$

$$= 162.5825 \text{ F}$$

Luas Transfer Panas

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta T}$$

(Pers. 9.1 Mc.Cabe)

Dimana :

A : Luas area transfer panas yang diperlukan (ft^2)

Q : koefisien panas ($\text{Btu}/\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{F}$)

UD : beban panas yang harus diberikan (Btu/hr)

Harga UD diperoleh dari tabel 8 Kern.

Untuk fluida panas berupa steam dan fluida dingin berupa light organics akan

iperoleh $UD = 100\text{-}200 \text{ Btu}/\text{j} \text{ ft}^3 \text{ } ^\circ\text{F}$

diambil $UD = 100 \text{ Btu}/\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{F}$

$$A = \frac{3072249.918}{100 \cdot 162.5825}$$

$$= 188.9656 \text{ ft}^2$$

Dimensi Alat

Tube : fluida panas (steam)

Dirancang diameter luar (OD) tube antara 1 1/4 in s/d 2 in dan panjang tube (L) antara 12-24 ft. (Kern,

1965)

Dipilih :

OD tube : 1 1/4 in

Panjang tube (L) : 24 ft

Dari tabel 10 Kern hal 843 diperoleh :

Diameter luar (OD tube) = 1 1/4 in

BWG = 10

Diameter dalam (ID tube) = 0.982 in

Luas penampang (A tube) = 0.757 in²

Luas perpindahan panas/panjang (a')= 0.3271 ft²/ft

Sehingga diperoleh jumlah pipa (Nt) :

$$N = \frac{A}{at' \cdot L}$$

$$= \frac{188.9656}{0.3271 \times 24}$$

$$= 24.07$$

Shell : fluida dingin (larutan biodiesel)

Dirancang diameter dalam (ID) shell antara 12 s/d 24 in dan baffle spacing (B) antara 0.2-1 ID shell.

(Kern, 1965)

Dari tabel 9 Kern pada OD 1 1/4 in, 1 9/16 in square pitch dan jumlah tube yang mendekati harga Nt yaitu:

$$\text{ID shell} = 17.25 \text{ in}$$

$$\text{Jumlah pass tube} = 2$$

$$\text{Jumlah pass shell} = 1$$

$$\text{Nt} = 53$$

Dipilih baffle spacing (B) = 0.2 ID shell

$$= 0.2 \times 17.25$$

$$= 3.45 \text{ in}$$

Menentukan Dirt Factor (Rd)

Mencari ΔT

$$T_1 = 148.89 \text{ }^\circ\text{C} = 369 \text{ F}$$

$$T_2 = 143.33 \text{ }^\circ\text{C} = 350 \text{ F}$$

$$t_1 = 15 \text{ }^\circ\text{C} = 59 \text{ F}$$

$$t_2 = 156.7557765 \text{ }^\circ\text{C} = 281.012 \text{ F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$= \frac{148.89 - 143.33}{159.7557 - 15}$$

$$= 0.0450$$

$$S = \frac{t_1 - t_2}{T_2 - t_1}$$

$$= \frac{148.89 - 143.33}{159.7557 - 15}$$

$$= 0.7376$$

dimana Ft diperoleh dari fig 18 Kern yang diperoleh dari hub. Antara R dan S,

karena R = 0 maka:

$$\Delta T = \text{LMTD} = 162.582483 \text{ F}$$

$$T_a = 360 \text{ F}$$

$$\begin{aligned} T_a &= \frac{t_2 - t_1}{2} \\ &= \frac{281.012 - 59}{2} \\ &= 170.006 \text{ F} = 76.67 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Menentukan hio (koefisien transfer panas fluida in)

fluida panas (steam) berada pada bagian tube evaporator, diketahui bahwa harga

ho, maka algoritma perhitungannya adalah :

$$\text{hio untuk steam} = 1500 \text{ Btu/j ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

(kern, 164)

Menentukan ho (koefisien transfer panas fluida out)

fluida dingin (larutan produk) berada pada bagian shell evaporator, untuk

menentukan harga ho, maka algoritma perhitungannya adalah :

menentukan as

as diperoleh dari persamaan 7.1 Kern sbb:

$$\text{Dimana : } a_s = \frac{ID \cdot C' \cdot B}{144 P_T}$$

As = Luas penampang shell, ft

ID = Diameter dalam shell, in

C' = Clearance, in

B = Baffle spacing, in

P_T = Ukuran pitch, in

sehingga diperoleh :

$$a_s = \frac{17.25 \times 0.3125 \times 3.45}{144 \times 1.5625}$$
$$= 0.0827 \text{ ft}^2$$

menentukan G_s

G_s diperoleh dari persamaan 7.2 Kern, sbb:

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

Dimana :

W = laju alir fluida dingin, lb/jam

a_s = luas penampang shell, ft^2

G_s = mass velocity, lb/jam/ ft^2

$$G_s = \frac{3801.4374}{0.0827}$$
$$= 101301.5976 \text{ lb/jam ft}^2$$

menentukan D_e (diameter ekuivalen)

D_e shell untuk 1 1/4 in OD tube 1 9/16 in square pitch diperoleh dari fig 28 kern.

diperoleh $D_e = 1.23 \text{ in} = 0.1025 \text{ ft}$

menentukan N_{re} dan J_H

$$Re_s = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu}$$
$$= \frac{0.1025 \times 101301.5976}{0.9640}$$
$$= 10770.9201$$

Dari fig 28 kern diperoleh harga $J_h = 110$

j_h = faktor for heat transfer

Menghitung h_o

pada $t_a = 170$ F diperoleh:

$$k = 0.2176 \text{ Btu/j ft}^2 \text{ F} \quad (\text{tabel 4, kern})$$

$$c_p = 0.372 \text{ Btu/lb F} \quad (\text{fig 2, kern})$$

$$\mu = 3985 \text{ cP} = 0.9640 \text{ lb/ft.j}$$

h_o dihitung dengan persamaan 6.15 b kern sbb :

$$h_o = jh \frac{k}{De} \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \Phi_s$$

dimana :

$$\Phi = 1$$

sehingga diperoleh:

$$\begin{aligned} h_o &= 110 \frac{0.2176}{0.1025} \left(\frac{0.0372 \cdot 0.9640}{0.1025} \right)^{\frac{1}{3}} 1 \\ &= 128.0029 \end{aligned}$$

Menentukan U_c dan U_d terkoreksi (clean and design overall koefisien transfer panas)

U_c dihitung dengan persamaan 6.38 Kern, sbb:

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{1500 \times 128.0029}{1500 + 128.0029} \\ &= 117.9386 \text{ Btu/j ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$A = Nt.L.at'$$

$$= 53 \times 24 \times 0.3271$$

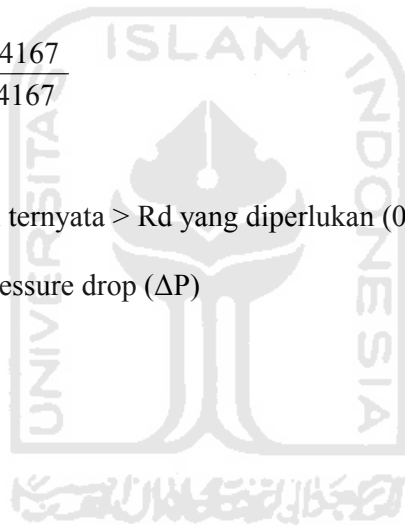
$$= 416.0712 \text{ ft}^2$$

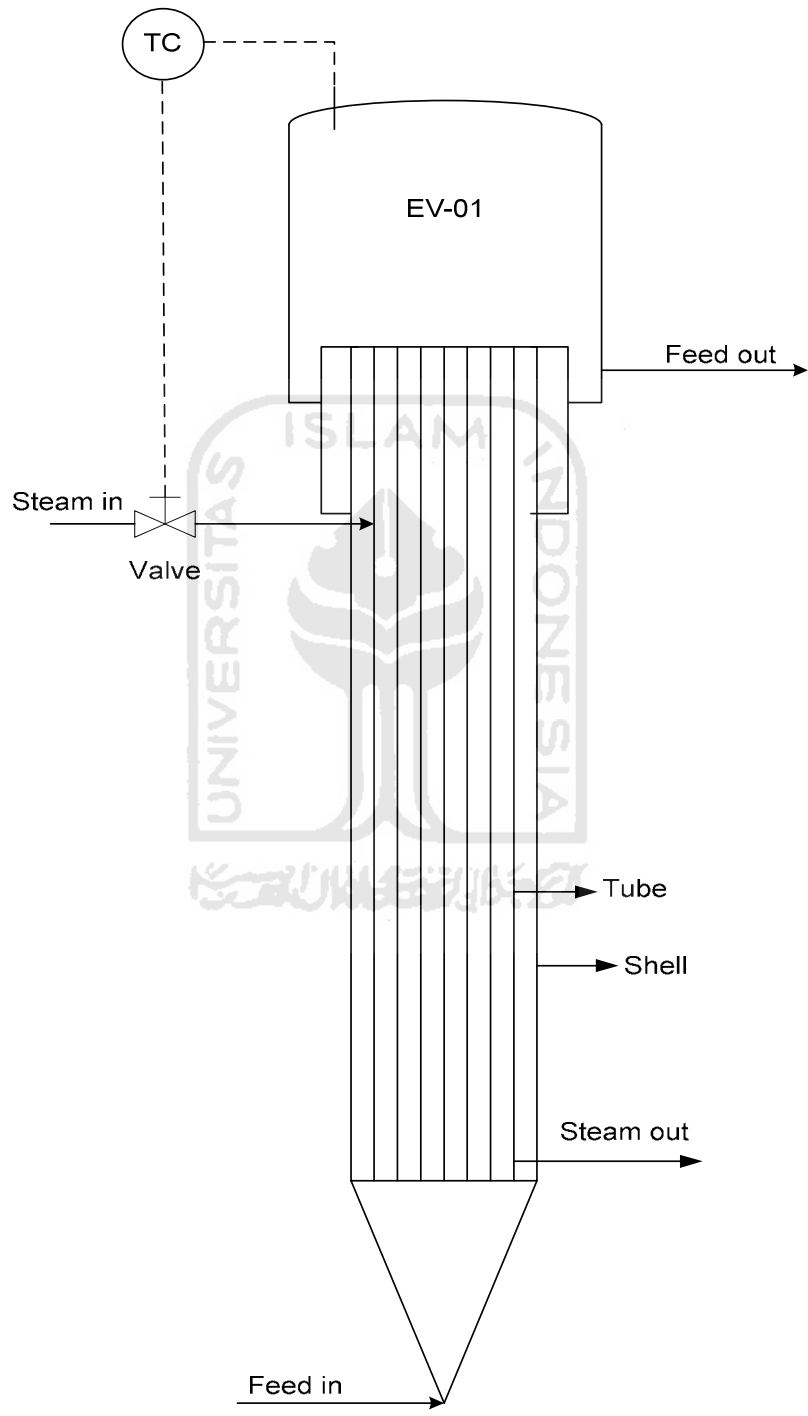
$$\begin{aligned} U_d &= \frac{Q}{A \cdot \Delta T} \\ &= \frac{3072249 \cdot 918}{416.0712 \times 4162 \cdot 5825} \\ &= 45.4167 \text{ j.ft}^2 \cdot \text{°F/Btu} \end{aligned}$$

dirt factor (Rd) dihitung dengan persamaan 6.13 kern, sbb:

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\ &= \frac{117.9386 - 45.4167}{117.9386 \times 45.4167} \\ &= 0.012 \end{aligned}$$

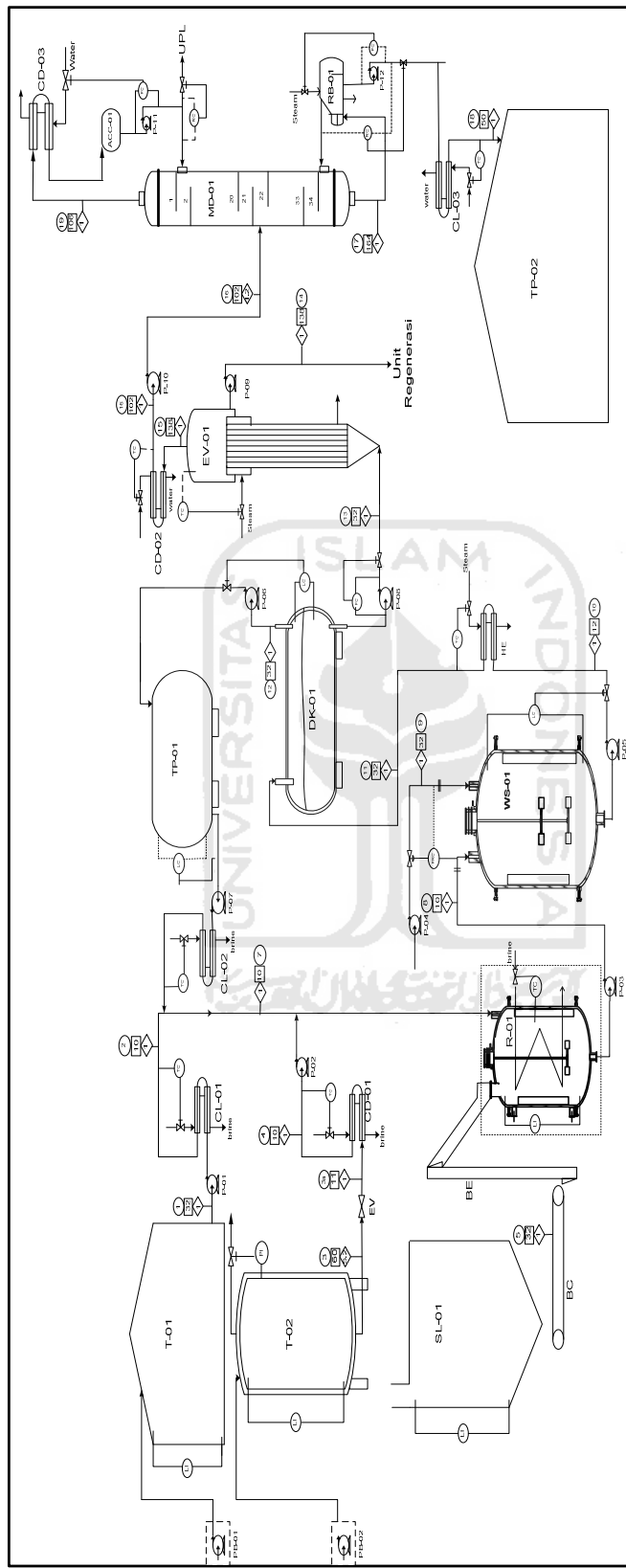
Rd dari hasil perhitungan ternyata > Rd yang diperlukan (0.003) sehingga operasi akan berjalan dibawah pressure drop (ΔP)





Gambar Evaporator

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK PHENYLETHYL ALKOHOL DARI BENZENE DAN ETHYLEN OXIDE
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**



Simbol	Keterangan
R	Reaktor
WS	Washer
EV-01	Evaporator
MD	Menara Destilasi
BC	Bejana Berotomatisasi
T	Tangki Penyimpanan
RP	Reaktor Pendingin
CD	Condenser
CL	Cooler
AC	Akumulasi
RG	Reaktor
P	Pompa
TC	Temperature control
RC	Ratio Control
LI	Level Indicator
SI	Signal
HE	Heat Exchanger
EV	Expansion Valve
○	Nomor Arus
◇	Suhu
◇	Tekanan

KOMPONEN	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	
C2H4O			4963462	4963462		268788	4963462	3319641	3319641	3319641	3319641	3319641								
C2H6	88272	8827228			3319641	8827228	268788	268788	268788	268788	268788	268788								
AlCl3					251299	251299	251299	251299	251299	251299	251299	251299	251299	251299	251299	251299	251299	251299	251299	251299
H2O								83437	3596665	360561	360561	360561	360561	360561	360561	360561	360561	360561	360561	360561
CBH100								138067	138067	138067	138067	138067	138067	138067	138067	138067	138067	138067	138067	138067
Nomor Arus																				



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS SUNAN GUNUNG DJATI BANDUNG
2011**

Disusun Oleh:
**SANGIJI FENI T.H 05521016
FEBRYONO J 05521030**

DOSEN PEMBIMBING
Diama, ST.,M.Sc

