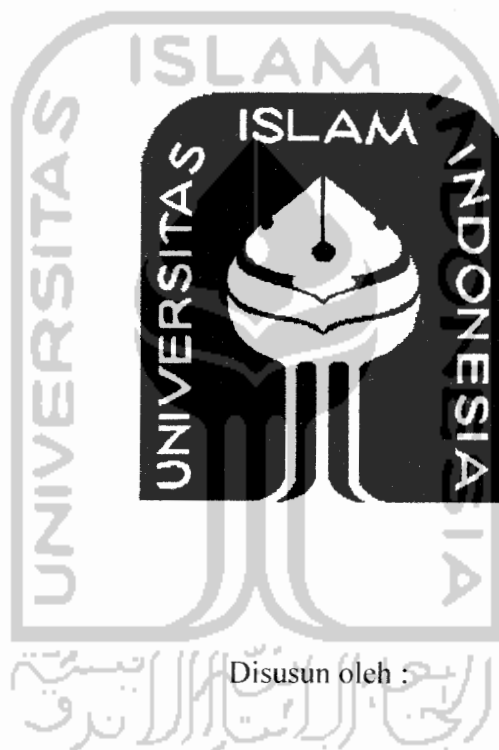


**PRA RANCANGAN PABRIK TETRA ETHYL LEAD
DARI ETHYL CHLORIDE DAN NaPb
DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

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



Nama

: Dedi Sugiarto

(02 521 213)

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
JOGJAKARTA**

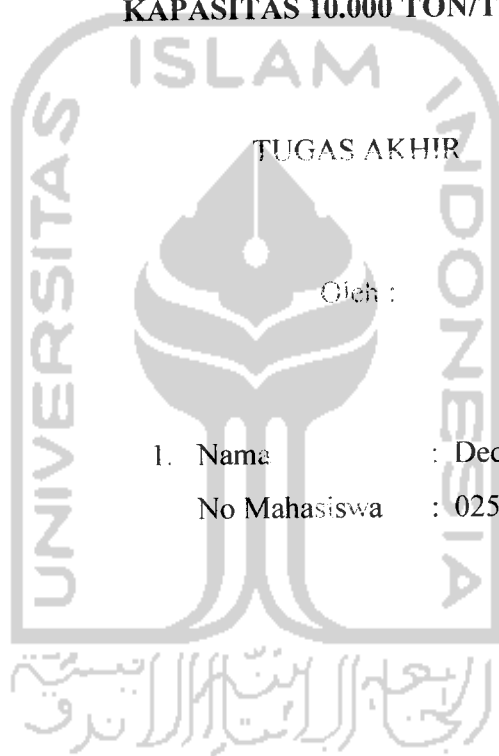
2007

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA

TETRA ETHYL LEAD DARI ETHYL CHLORIDE DAN NaPb

KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN



TUGAS AKHIR

Oleh :

1. Nama : Dedi Sugiarto

No Mahasiswa : 02521213

Yogyakarta, Juli 2007

Pembimbing

A handwritten signature in black ink, likely belonging to the supervisor, DR. Ir Farham HM Saleh, MTi. The signature is stylized and cursive.

DR. Ir Farham HM Saleh, MTi

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA-RANCANGAN PABRIK KIMIA
TETRA ETHYL LEAD DARI
ETHYL CHLORIDE DAN NaPb
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh :

I. Nama : Dedi Sugiarto

No Mahasiswa : 02521213

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Jogjakarta, 27 Juni 2007

Tim Penguji

DR Ir Farham HM Saleh MTi

Ketua

Ir. Muhadi Ayub Wasito, MEng

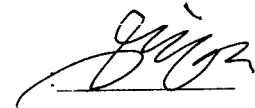
Anggota I

Diana, ST, MSc

Anggota II



Dede 9/7/07



Mengetahui

Ketua Jurusan Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Dra Hj Kamariah Anwar, MS

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini,

Nama : Dedi Sugiarto

No. Mahasiswa : 02 521 213

Menyatakan bahwa seluruh hasil penelitian ini adalah hasil karya saya 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 pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Jogjakarta, Juni 2007



(Dedi Sugiarto)

HALAMAN PERSEMBAHAN

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

" Kupersembahkan Karya Kecil Ini

Untuk "

Allah SWT, Pemegang Roh ku
Muhammad SAW, Rosul Penuntun dan penerang Jalan Hidup

Ayahanda & Ibunda Tercinta

Kekasih Bagi Jiwaku Ana Rosalina

Pembimbingku Dr.Ir. Farham HM Saleh , MTi

Sobatku yang selalu kompak" Geng SOLO":

Danang" Iblis", Berry" Njancuk", V-Qih, Den_ayune DewIk

Ipux, Dede "Butho", Ervin" Roma Irama", Daffi" Pitax",

Azhar" Soad", Andi" Mbandot", Dayak, Emon, Dian" Botax",

arif" Surip", Yo2x,

Tekim'02 Brotherhood

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr, Wb.

Puji syukur penyusun panjatkan kepada Allah SWT, karena atas berkat rahmat dan karunia-Nyalah tugas Pra Perancangan Pabrik Kimia ini dapat diselesaikan.

Tugas Pra Perancangan Pabrik Kimia ini merupakan salah satu tugas yang harus dilaksanakan oleh setiap mahasiswa di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia, untuk menyelesaikan jenjang studi S1. Hal ini dimaksudkan agar mahasiswa mendapat gambaran dan pemahaman yang lebih nyata tentang penerapan ilmu-ilmu Teknik Kimia yang diperoleh di bangku kuliah.

Dalam tugas Pra-rancangan Pabrik Kimia, penyusun mengambil judul **“Pra rancangan Pabrik Tetra Ethyl Lead dari Ethyl Chlorida dan NaPb dengan kapasitas 10.000 Ton/Tahun”**. Pada kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Allah SWT atas segala Rahmat dan Hidayat-Nya.
2. Bapak Fathul Wahid, ST., M.Sc, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Dra Hj Kamariah Anwar A, MSi, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Dr. Ir. Farham HM Saleh, MSIE, selaku Dosen pembimbing atas bimbingannya selama ini.

5. Kepada kedua Orang Tua kami tercinta atas doanya dan selalu mencurahkan kasih sayang dan bimbingannya serta dukungannya.
6. Rekan – rekan Teknik Kimia angkatan '02.
7. Seluruh pihak yang telah banyak memberikan dorongan dan bantuan dalam penyusunan tugas akhir ini sehingga dapat selesai dengan baik.

Penyusun selalu mengharapkan adanya saran dan kritik yang bersifat membangun. Semoga laporan tugas akhir ini dapat memberikan banyak manfaat yang besar bagi kita semua. Amien.

Wassalamu'alaikum, Wr, Wb.

Hormat Kami,

Penyusun



DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI	iii
HALAMAN PERNYATAAN KEASLIAN	iv
HALAMAN PERSEMBAHAN	v
MOTTO	vi
KATA PENGANTAR	vii
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR TABEL	x
DAFTAR GAMBAR	xii
ABSTRAKSI	xiii
 BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Produksi	3
1.3 Lokasi Pabrik	4
1.4 Tinjauan Pustaka	6

BAB II PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk	11
2.2 Spesifikasi Bahan Baku	11
2.3 Pengendalian Kualitas	12

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses.....	14
3.2 Neraca Massa dan Neraca Panas	16
3.3 Spesifikasi Alat-alat Proses	21
3.4 Spesifikasi Alat-alat Utilitas	39

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1 Utilitas	60
4.2 Laboratorium.....	71
4.3 Manajemen dan Struktur Organisasi Perusahaan	76
4.4 Evaluasi Ekonomi	89

BAB V PENUTUP

5.1 Kesimpulan.....	101
---------------------	-----

DAFTAR PUSTAKA.....	103
----------------------------	------------

LAMPIRAN

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Perkembangan Konsumsi Tetra Ethyl Lead tahun 1997-2007	4
Tabel 1.2 Komposisi Fluida Ethyl Dalam Persen Volume Untuk Mengungkit Angka Oktan Bensin Motor	6
Tabel 1.3 Komposisi Fluida Ethyl Bensin Penerbangan Dalam Persen Volume....	6
Tabel 3.1 Neraca Massa Keseluruhan	34
Tabel 3.2 Neraca Massa Pada Reaktor.....	34
Tabel 3.3 Neraca Massa Pada Centrifuge	35
Tabel 3.4 Neraca Massa Pada Decanter	35
Tabel 3.5 Neraca Massa Pada Menara Distilasi	36
Tabel 3.6 Neraca Panas Pada Reaktor.....	36
Tabel 3.7 Neraca Panas Pada Menara Distilasi	36
Tabel 4.1 Kebutuhan Air Untuk Pendingin.....	56
Tabel 4.2 Kebutuhan Steam	56
Tabel 4.3 Kebutuhan Air Kantor Dan Pabrik.....	57
Tabel 4.4 Kebutuhan Air Make Up Total	58
Tabel 4.5 Kebutuhan Listrik Alat Proses	59
Tabel 4.6 Kebutuhan Listrik Untuk Utilitas.....	60
Tabel 4.7 Jadwal Kerja Masing-masing Regu.....	100
Tabel 4.8 Perincian Gaji Karyawan	102
Tabel 4.9 Indeks Harga Alat Pada Berbagai Tahun.....	106
Tabel 4.10 Indeks Harga Alat Pada Berbagai Tahun	107

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Prediksi Kebutuhan Tetra Ethyl Lead	4
Gambar 4.1 Tata Letak Pabrik	42
Gambar 4.2 Tata Letak Alat Proses	44
Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif	45
Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif.....	46
Gambar 4.5 Process Engineering Flow Diagram.....	47
Gambar 4.6 Diagram Alir Utilitas.....	49
Gambar 4.7 Struktur Organisasi Perusahaan.....	92
Gambar 4.8 Indeks Harga Alat.....	106
Gambar 4.9 Grafik BEP dan SDP.....	116

ABSTRAKSI

Pra-Rancangan Pabrik tetra etil lead dengan bahan baku sodium lead dan etil klorid dengan kapasitas 10.000 ton/tahun. Proses pembuatan tetra etil lead dengan bahan pembantu katalis H_2SO_4 , berlangsung pada Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) pada fase cair-cair, *irreversible* dan eksotermis pada temperatur $70\text{ }^{\circ}C$ dan tekanan 3,5 atm. Pabrik ini digolongkan berisiko rendah karena proses berjalan pada suhu dan tekanan yang rendah.

Pabrik ini membutuhkan sodium lead sebesar 31.331,2693 ton/tahun, etil klorid sebanyak 8.007,7399 ton/tahun, katalis H_2SO_4 sebanyak 462,6811 ton/tahun. Utilitas pendukung proses meliputi penyediaan air sebanyak 242.479,4415 ton/tahun yang diperoleh dari air sungai, penyediaan steam sebesar 34.458,3281 ton/tahun, kebutuhan listrik 288,2139 Kwatt yang diperoleh dari PLN dan sebuah generator cadangan berkuatan 500 Kwatt. Pabrik ini direncanakan didirikan di Gresik, Jawa Timur dengan luas tanah 23060 m^2 dan jumlah karyawan 133 orang.

Modal tetap FCI yang diperlukan untuk mendirikan pabrik Tetra Etil Lead ini sebesar \$ 5.753.184,32 + Rp. 73.522.956.400,- ; modal kerja (WC) sebesar Rp 110.197.570.540,-; keuntungan sebelum pajak yang diperoleh pertahun sebesar Rp 33.279.646.489,-; keuntungan setelah pajak pertahun sebesar Rp 16.639.823.244,- dan dari hasil perhitungan ekonomi diperoleh ROI sebelum pajak sebesar 25,39 %, ROI setelah pajak sebesar 12,70 %, POT sebelum pajak selama 2,83 tahun, POT setelah pajak selama 4,41 tahun, BEP sebesar 43,25 %, SDP sebesar 26,10 % dan DCFR sebesar 22,54 %. Berdasarkan perhitungan diatas, maka pabrik Butil Asetat ini cukup menarik untuk dikaji lebih lanjut.

ABSTRACT

Pre-Design of tetra ethyl lead plant from ethyl chloride and sodium lead with 10,000 ton/year capacities. The process of tetra ethyl lead with sulfuric acid (H_2SO_4) as catalyst made in liquid-liquid phase on Continues Stirred Tank Reactor irreversible, exothermic with temperature 70°C and the pressure is 3.5 atm. This plant, classified as low risk because the process move on low temperature and pressure.

This plant need 31,331.2693 ton/year sodium lead, 31,331.27 ton/year ethyl chloride, 462.6811 ton/year H_2SO_4 as catalyst. The auxiliary utilities process are consist of water 242,479.4415 ton/year which can get from the river, 34,458.3281 ton/year steam, electricity needed 288.2139 kwatt that can get from PLN and a substitute generator which has power 500 kwatt. This plant will be planned to build in Gresik, East Java with land wide 23060m^2 and employees amount 133 people.

The fixed capital investment (FCI) that is need to build this Tetra Ethyl Lead plant are US\$ 5,753,184.32 + Rp 73,522,956,400, working capital (WC) are Rp 110,197,570,540, the benefit that got before tax per year are Rp 33,279,646,489, and the benefit that got after tax per year are Rp 16,639,823,244, and the result of economic calculation got return of investment (ROI) before tax are 25.39 %, ROI after tax are 12.70 %, pay out time (POT) before tax are 2.83 year, POT after tax are 4.41 year, break event point (BEP) are 43.25 %, shut down point (SDP) are 26.10 % and discount cash flow rate (DCFR) are 22.54 %. Depend on calculation above, the tetra ethyl lead plant attractive to be knowledge continously.

BAB I PENDAHULUAN

1.1 LATAR BELAKANG

Setiap bensin mempunyai kemampuan untuk melakukan sejumlah kerja maksimum tertentu dalam sebuah mesin. Apabila bensin dipaksa untuk melakukan kerja yang melampaui kerja maksimum yang dapat dilakukannya, maka bensin akan memberikan reaksi dengan memberikan daya yang kurang dan memberikan suara pada mesin yang disebut ketukan mesin (*engine knock*).

Apabila bensin dibakar relatif lambat, maka bensin dapat memberikan daya secara maksimum. Pada kondisi ini, tersedia waktu yang cukup bagi tekanan untuk disalurkan ke torak dan memberikan dorongan yang kuat. Tetapi apabila mesin dipercepat atau mesin dipaksa bekerja lebih keras, bensin tidak terbakar tetapi akan meledak. Ledakan atau pembakaran bensin yang sangat cepat mengakibatkan mesin mengetuk.

Bensin mempunyai kemampuan yang berbeda-beda dalam menahan ketukan. Tahanan ketukan bensin disebut kualitas anti ketuk (*antiknock quality*) dan diukur dengan angka oktan. Makin tinggi kualitas anti ketuk, makin tinggi kemampuan bensin untuk menahan ketukan dan makin besar pula daya maksimum yang dihasilkan.

Pada pembakaran dimana terjadi ketukan, pada awalnya pembakaran berlangsung seperti pembakaran normal. Namun kemudian setelah *front* nyala mencapai kira-kira setengah perjalanan dalam ruang pembakaran, campuran

bahan bakar dan udara tiba-tiba menyala dan terbakar, sehingga mengakibatkan terjadinya gelombang tekanan yang besar. Gelombang tekanan akan bergerak maju-mundur di dalam ruang pembakaran dan menimbulkan getaran pada dinding silinder yang dapat terdengar sebagai ketukan pada mesin. Karena torak tidak dapat menyesuaikan diri dengan kenaikan tekanan yang tiba-tiba, maka tenaga yang diakibatkan oleh kenaikan tekanan yang mendadak diubah menjadi panas.

Ketukan yang berlebihan dalam mesin akan mengakibatkan kerusakan pada bagian atas torak, dimana permukaan atas torak menjadi kasar, karena terlepasnya partikel-partikel logam oleh gelombang tekan yang terjadi selama ketukan. Adapun faktor-faktor yang mempengaruhi ketukan ialah : mesin beserta operasinya serta komposisi bensin.

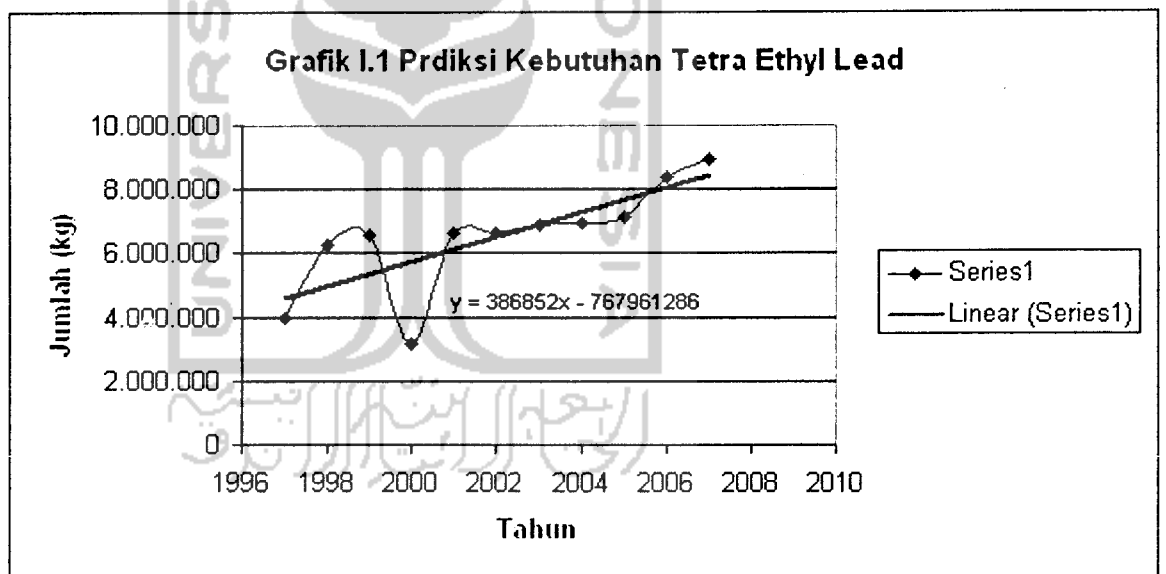
Kecenderungan bensin mengetuk di dalam silinder tergantung kepada jenis, ukuran, dan struktur molekul hidrokarbon dalam bensin dan jumlah pengungkit oktan yang ditambahkan dalam bensin. Sekarang ini bensin yang digunakan sebagai bahan bakar motor mempunyai angka oktan yang tinggi yaitu sekitar 88 sampai 98 yang merupakan campuran dari bensin hasil destilasi minyak mentah, bensin rengkahan, bensin polimer, bensin alkilat dan bensin reformat serta zat warna dan ditambah dengan pengungkit oktan (A. Hardjono, 1991)

Untuk mendapatkan bensin dengan angka oktan yang tinggi, sesuai dengan spesifikasi pemasaran, maka ke dalam bensin perlu ditambahkan pengungkit oktan (*octane booster*). Pengungkit oktan yang banyak digunakan adalah tetra ethyl lead (C_2H_5)₄Pb.

Tabel 1.1 Perkembangan konsumsi Tetra Ethyl Lead tahun 1997-2007

TAHUN	KONSUMSI $\text{Pb}(\text{C}_2\text{H}_5)_4$ (Kg)
1997	4.001.502
1998	6.270.129
1999	6.600.326
2000	3.195.590
2001	6.662.458
2002	6.637.468
2003	6.894.360
2004	6.927.369
2005	7.167.415
2006	8.388.892
2007	8.937.893

Sumber : "BPS Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia : Impor, 1997-2007"

**Gambar 1.1 Prediksi kebutuhan tetra ethyl lead**

Atas dasar pertimbangan tersebut maka pada tahun 2010 dirancang pabrik $\text{Pb}(\text{C}_2\text{H}_5)_4$ dengan kapasitas sebesar 10.000 ton/tahun dan dipandang sangat menguntungkan.

1.3 TINJAUAN PUSTAKA

Tetra Ethyl Lead (TEL) di buat dengan mereaksikan antara NaPb dengan Ethyl Chloride dalam suatu reaktor. Produk ini dimurnikan dengan distilasi. TEL merupakan cairan yang berwarna merah kekuningan, yang biasanya digunakan sebagai suatu senyawa tambahan yang dicampurkan untuk meningkatkan mutu suatu bensin. Ketika terbakar, senyawa TEL cenderung bersenyawa dengan radikal karbon bercabang. Hal ini sedikit memperlambat proses letupan, sehingga letupan menjadi lebih efisien.

TEL merupakan zat tambahan (*additif*) yang dibubuhkan ke dalam bensin untuk mengurangi ketukan mesin dan menaikkan bilangan oktannya. Beberapa aditif yang lazim dengan bilangan oktana diatas 100 adalah benzena etanol, t-butil alkohol $[(CH_3)_3COH]$ dan t-butil metil eter $[(CH_3)_3COCH_3]$. Campuran additif yang digunakan dalam bensin bertimbal, 25% 1,2-dibromo etana dan 10% 1,2-dikloroetana. Hidrogen terhalogenkan ini penting untuk mengubah timbal menjadi timbal dibromida yang mudah menguap, sehingga terbuang dari silinder lewat knalpot.

(Faith-Keyes, 1957)

Suseptibilitas bensin terhadap tetraetil lead tergantung kepada jenis senyawa hidrokarbon yang terdapat di dalam bensin tersebut. Suseptibilitas senyawa hidrokarbon terhadap tetraetil lead ternyata menurun menurut urutan sebagai berikut:

n-parafin ---- naften ---- olefin ---- i parafin ---- aromatik

Tabel 1.2 Komposisi fluida etil dalam persen volume untuk mengungkit angka oktan bensin motor

Tetra ethyl lead	59 %
Etilen dibromid	13 %
Zat warna dan pelarut	4 %
Etilen diklorid	24 %

Tetra ethyl lead juga digunakan sebagai pengungkit oktan yang jumlahnya lebih banyak dibandingkan dengan yang digunakan dalam bensin motor. Bahkan pernah digunakan sampai sebanyak 6 ml tetra ethyl lead per gallon Amerika, walaupun sekarang dibatasi penggunaannya hanya sampai 2 ml tetra ethyl lead per gallon Amerika untuk bensin penerbangan *grade* 100 LL. Senyawa anti ketuk bensin penerbangan tidak mengandung etilen diklorid, karena etilen diklorid kurang efektif dibanding etilen dibromid, dimana komposisinya adalah :

Tabel 1.3 Komposisi fluida etil bensin penerbangan dalam persen volume

Tetra ethyl lead	64.8 %
Etilen dibromid	25.8 %
Zat warna dan solvent	6.7 %

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 SPESIFIKASI PRODUK

2.1.1 Tetra Ethyl Lead

- ◆ Rumus Molekul : $\text{Pb}(\text{C}_2\text{H}_5)_4$
- ◆ BM : 323 kg/kmol
- ◆ Bentuk : cair
- ◆ Warna : Merah kekuningan
- ◆ Titik leleh : $-136,80^\circ\text{C}$
- ◆ Titik didih : 78°C
- ◆ Viscositas : 0,864 Cp
- ◆ Densitas : 1,659 kg/l

2.2 SPESIFIKASI BAHAN BAKU

2.2.1 Ethyl Chloride

- ◆ Rumus molekul : $\text{C}_2\text{H}_5\text{Cl}$
- ◆ BM : 64,5 kg/kmol
- ◆ Bentuk : cair
- ◆ Titik leleh : $-138,9^\circ\text{C}$
- ◆ Titik didih : $42,4^\circ\text{C}$
- ◆ Viscositas : 0,292 Cp
- ◆ Densitas : 0,917 kg/l

2.2.2 Sodium Lead

◆ Rumus molekul	: NaPb
◆ BM	: 230 kg/kmol
◆ Bentuk	: kristal
◆ Titik leleh	: 197,82 °C
◆ Titik didih	: 881,4 °C
◆ Viscositas	: 0,1003 Cp
◆ Densitas	: 0,8960 kg/l

2.3 SPESIFIKASI BAHAN PEMBANTU

2.3.1 Asam Sulfat

Berat Molekul	: H_2SO_4
Rumus Molekul	: 98,08 gr/gmol
Fase (30 °C, 1 atm)	: Cair, tak berwarna, kental
Titik Didih	: 337 °C
Titik Lebur	: 10,49 °C
Densitas	: 1,8318 gr/cc
Tekanan Kritis	: 63,1631 atm
Spesifik Gravity	: 1,84
Kemurnian	: 98 %
Kelarutan	: Larut dalam air. (<i>Kirk and Othmer, 1978</i>)

2.4 PENGENDALIAN KUALITAS

Untuk memperoleh kualitas produk standar maka diperlukan pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada. Pengendalian dan pengawasan jalannya produksi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room* dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan beberapa indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan / diset baik berupa *flow rate* bahan baku atau produk, suhu operasi maupun tekanan operasi dapat diketahui dari syarat yang diberikan, misalnya berupa: nyala lampu, bunyi alarm, dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan ke kondisi / set semula baik secara manual atau otomatis.

Beberapa kontrol yang dilakukan yaitu :

- Kontrol terhadap aliran bahan baku dan produk
- Kontrol terhadap kondisi operasi

Alat kontrol yang dipakai diset / dikondisikan pada harga tertentu :

- ✓ Flow meter

Merupakan alat yang ditempatkan / dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan keluar alat proses. Flow meter ini diset pada harga tertentu. Bila flow meter mengalami penyimpangan dari harga yang diset, maka akan diberikan isyarat yang merupakan perintah untuk mengembalikan ke set semula.

dengan padatan NaPb dan Pb. Larutan NaCl dibuang ke UPL, sedangkan padatan NaPb dan Pb dimasukkan ke dalam silo (SL-02) sebagai hasil samping.

Dekanter akan memisahkan hasil atas *centifuge* yaitu fraksi ringan yang terdiri dari etil chloride dan tetra etil lead dan fraksi berat yang terdiri dari asam sulfat dan sedikit air. Fraksi ringan yang keluar dari dekanter ditekan dengan pompa hingga tekanannya 3 atm dan dipanaskan dengan pemanas (HE-03) untuk mencapai kondisi umpan menara destilasi yaitu keadaan cair jenuh, pada suhu 52,8°C. Fraksi berat yang keluar dari dekanter ditekan dengan pompa hingga tekanannya 3,5 atm dan dipanaskan dengan pemanas (HE-04) untuk mencapai kondisi umpan reaktor.

Umpan menara destilasi masuk pada suhu 52,8°C dan tekanan 3 atm. Hasil atas menara destilasi keluar pada suhu 44,9°C dan tekanan 2,85 atm. Hasil atas ini dipompakan dalam *condenser* yang kemudian diembunkan dan dialirkan ke *accumulator* (ACC-01), sebagian dikembalikan ke menara destilasi sebagai refluk sebagian lagi menuju pendingin (CL-01) untuk menurunkan suhunya hingga 30°C yang kemudian *direcycle* ke reaktor. Hasil yang bawah menara destilasi keluar pada suhu 93,1°C dan tekanan 3.25 atm. Hasil yang bawah menara destilasi ini dipompakan ke *reboiler* yang sebagian hasil atasnya dimasukkan lagi ke menara destilasi (MD), sedangkan hasil bawahnya dipompakan ke dalam tangki penyimpanan produk (TP-04).

3.2 SPESIFIKASI ALAT-ALAT PROSES

3.2.1 Reaktor

Kode	: R-01 & R-02
Fungsi	: Mereaksikan C_2H_5Cl dengan NaPb untuk menghasilkan $Pb(C_2H_5)_4$.
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Kondisi Operasi	: - Tekanan : 3,5 atm - Temperatur : $70^{\circ}C$
Volume	: $8,5758 m^3$
Bahan	: Carbon steel SA 283 Grade C
Diameter	: 1,8535 m
Tinggi	: 3,3094 m
Tebal shell	: 0,3476 in = 3/8 in
Tebal head	: 0,5126 in = 1/2 in
Pengaduk	
Jenis	: Six blade flat blade
Diameter Impeller	: 0,6178 m
Lebar Impeller	: 0,1545 m
Tinggi Impeller	: 0,1236 m
Jumlah baffle	: 4 buah
Lebar baffle	: 0,1050 m
Power pengaduk	: 7,6 Hp
Power Motor	: 10 Hp Standar NEMA

Bahan	: Carbon steel SA 283 Grade C
Jumlah	: 2 buah reaktor
Harga total	: US\$ 94.898,29

3.2.2 Centrifuge (CF-01)

Fungsi	: Memisahkan padatan dengan cairan hasil dari reaktor.
Jenis	: Continue disc bowl
Kondisi Operasi	: - Tekanan : 1 atm : - Temperatur : 30 °C
Bahan	: Carbon steel SA 285 Grade C
Diameter bowl	: 0,3048 m
Panjang bowl	: 2,6791 m
Kecepatan putar	: 12000 rpm
Power motor	: 3 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US\$ 49.133,03

3.2.3 Decanter (DC-01)

Fungsi	: Memisahkan H_2SO_4 dari $Pb(C_2H_5)_4$ dan C_2H_5Cl .
Jenis	: Tangki silinder tegak
Kondisi Operasi	: - Tekanan : 1 atm : - Temperatur : 30 °C
Volume	: 3158,6739 in ³

Bahan	: Carbon steel SA 285 Grade C
Diameter	: 12,6241 in
Tinggi	: 25,2483 in
Tebal	: 3/16 in
Harga	: US\$ 11.080,65

3.2.4 Menara Distilasi

Fungsi	: Memisahkan produk $\text{Pb}(\text{C}_2\text{H}_5)_4$ dari campurannya.		
Jenis	: Sieve Tray		
Bahan	: Stainless steel SA 285 Grade C		
Diameter	: 0,6 m		
Tinggi	: 12,5 m		
Tebal Shell	: 3/16 in		
Jumlah plate	: 21 buah		
Kondisi operasi	:		
- bagian	Atas	Umpan	Bawah
- tekanan (atm)	2,85	3	3,25
- temperatur ($^{\circ}\text{C}$)	44,75	52,65	92,95
Jumlah	: 1 buah		
Harga	: US\$ 73.731,49		

3.2.5 Condenser (CD-01)

Fungsi : Mengembunkan hasil atas menara distilasi pada suhu $44,9^{\circ}\text{C}$ dengan pendingin air yang masuk pada suhu 30°C .

Jenis : Shell & Tube Heat Exhanger

Bahan : Carbon steel SA 285 Grade C

Shell

Temperatur : $303\text{--}315^{\circ}\text{K}$

Fluida dingin : Water

ID Shell : 29 in

Baffle space : 29 in

Pressure drop : 0,01 psi

Tube

Temperatur : $318,3\text{--}319^{\circ}\text{F}$

Fluida panas : light organic

OD : $\frac{3}{4}$ in

Panjang : 20 ft

Jumlah : 62 buah

Pitch : 1 in triangular pitch

Pressure drop : 3,8793 psi

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 6.282,41

3.2.6 Reboiler (RB-01)

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah menara distilasi pada suhu 95.90°C dengan pemanas steam jenuh pada suhu 107°C .

Jenis : Shell & Tube Kettle Reboiler

Bahan : Carbon steel SA 285 Grade C

Shell

Temperatur : $366,1-368,9^{\circ}\text{K}$

Fluida dingin : Hasil bawah MD yang diuapkan

ID Shell : 19,25 in

Baffle space : 19,25 in

Tube

Temperatur : 380°K

Fluida panas : Steam

OD : 0,75 in

Panjang : 20 ft

Jumlah : 25 buah

Pitch : 1 in triangular pitch

Pressure drop : 0,0000054 psi

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 7.409,56

3.2.7 Tangki Accumulator (ACC-01)

Fungsi	: Menampung sementara hasil atas menara distilasi selama 15 menit.
Jenis	: Tangki silinder horizontal
Volume	: 276,4846 liter
Diameter	: 0,6 m
Panjang	: 1,8 m
Bahan	: Carbon steel SA 285 Grade C
Tebal dinding	: 1/2 in (=0.4561 m)
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US\$ 1.971,85

3.2.8 Heater (HE-01)

Fungsi	: Untuk memanaskan umpan masuk reaktor dari Suhu 30°C menjadi suhu 70°C.
Jenis	: Double Pipe heat exchanger.

Inner Pipe

- Schedule Number : 40
- Diameter : 1,38 in
- Pressure Drop : 0.6921 psi

Annalus

- Diameter Luar : 1,38 in
- Diameter Dalam : 1,05 in

Harga : \$ 183,26

3.2.10 Heater (HE-03)

Fungsi : Untuk memanaskan umpan dari dekanter ke menara distilasi dari suhu 30°C menjadi suhu 52,8°C.

Jenis : Double Pipe heat exchanger.

Inner Pipe

- Schedule Number : 40
- Diameter : 1,38 in
- Pressure Drop : 0.3726 psi

Annulus

- Diameter Luar : 1,38 in
- Diameter Dalam : 1,05 in
- Pressure Drop : 0.1631 psi

Luas Transfer Panas : 5,7660 ft²

Koef. Transfer panas bersih (Uc) : 213,7397 Btu/(jam.ft²°F)

Koef. Transfer panas kotor (Ud) : 120 Btu/(jam.ft²°F)

Faktor kotor total (Rd) : 0,0037 (jam.ft²°F)/Btu

Harga : \$ 1.025,52

3.2.11 Heater (HE-04)

Fungsi : Untuk memanaskan hasil atas menara distilasi menuju reaktor dari suhu 44,9°C menjadi suhu 70°C.

Jenis : Double Pipe heat exchanger.

Inner Pipe

- Schedule Number : 40

- Diameter : 1,38 in

- Pressure Drop : 0.0534 psi

Annulus

- Diameter Luar : 1,38 in

- Diameter Dalam : 1,05 in

- Pressure Drop : 0.0204 psi

Luas Transfer Panas : 3,8136 ft²

Koef. Transfer panas bersih (Uc) : 220,5426 Btu/(jam.ft² °F)

Koef. Transfer panas kotor (Ud) : 120 Btu/(jam.ft² °F)

Faktor kotor total (Rd) : 0,0038 (jam.ft² °F)/Btu

Harga : \$ 800,23

3.2.12 Cooler (CL-01)

Fungsi : Untuk mendinginkan hasil dari reaktor ke centrifuge dari suhu 70°C menjadi suhu 30°C.

Jenis : Double pipe heat exchanger

Inner Pipe

• Diameter Dalam	: 1.05 in
• Pressure Drop	: 3,8960 psi
Luas Transfer Panas	: 17,4107 ft ²
Koef.Transfer panas bersih (Uc)	: 121.3102 Btu/(jam.ft ² °F)
Koef.Transfer panas kotor (Ud)	: 120 Btu/(jam.ft ² °F)
Faktor kotor total (Rd)	: 0.0001 (jam.ft ² °F)/Btu
Harga	: \$ 747,15

3.2.14 Tangki Penyimpan Bahan Baku (T-01 & T-02)

Fungsi	: Menyimpan bahan baku ethyl chloride selama 30 hari.
Jenis	: Tangki silinder vertikal
Jumlah	: 2 buah
Kondisi Penyimpanan	
• Suhu	: 30 °C
• Tekanan	: 1 atm

Dimensi Tangki

• Bahan	: Carbon Steel SA 285 grade C
• Diameter	: 3,4212 m
• Tinggi	: 9,1345 m
• Tebal shell	: 0.25 in
• Tebal Head	: 1 in

Harga total : \$ 1.055.243,82

3.2.15 Tangki Penyimpan Bahan Pembantu (T-03)

Fungsi	: Menyimpan bahan pembantu H_2SO_4 selama 1 hari.
Jenis	: Tangki silinder tegak
Kondisi Operasi	: - Tekanan : 1 atm - Temperatur : $30^{\circ}C$
Volume	: 14 bbl
Bahan	: Carbon steel SA 285 Grade C
Diameter	: 1,4808 m
Tinggi	: 1,4808 m
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US\$ 562,05

3.2.16 Tangki Penyimpan Produk (T-04)

Fungsi	: Menyimpan $Pb(C_2H_5)_4$ selama 15 hari.
Jenis	: Tangki silinder vertikal
Jumlah	: 1 buah

Kondisi Penyimpanan

- Suhu : $30^{\circ}C$
- Tekanan : 1 atm

Dimensi Tangki

- Bahan : Carbon steel SA 285 grade C
- Tinggi : 4,9020 m

- Diameter : 13,0721 m
- Tebal shell : 3/16 in
- Tebal Head : 0,5 in

Harga : \$ 386.591,38

3.2.17 Silo (S-01)

Fungsi : Menampung NaPb selama 30 hari sebelum diumpankan ke reaktor .

Jenis : Tangki silinder tegak, tangki bawah berbentuk Conical

Jumlah : 2 buah

Kondisi Operasi : - Tekanan : 1 atm
: - Temperatur: 30 °C

Bahan : Carbon steel SA 285 Grade C

Diameter : 45,7679 ft

Tebal shell : 0,5751 in

Tinggi total : 68,6518 ft

Harga total : US\$ 177.316,25

3.2.18 Silo (S-02)

Fungsi : Menampung NaPb&Pb

Jenis : Tangki silinder tegak, tangki bawah berbentuk conical.

Kondisi Operasi	: - Tekanan : 1 atm
	: - Temperatur : 30 °C
Bahan	: Carbon steel SA 285 Grade C
Diameter	: 18,3342 ft
Tebal shell	: 0,18 in
Tinggi total	: 27,5013 ft
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US\$ 38.117,03

3.2.19 Belt Conveyor (BC-01)

Fungsi	: Mengangkut padatan NaPb dari silo ke bucket elevator.
Jenis	: Centrifugal discharge elevator.
Lebar	: 18 in
Kecepatan belt	: 250 fpm
Panjang belt	: 124,459 ft
Sudut inklinasi	: 30°
Horse power	: 0,5 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US\$ 23.206,69

3.2.20 Belt Conveyor (BC-02)

Fungsi	: Mengangkut padatan NaPb, NaCl, Pb dari centrifuge ke bucket elevator
Jenis	: Centrifugal discharge elevator
Lebar	: 18 in
Kecepatan belt	: 250 fpm
Panjang belt	: 45,228 ft
Sudut inklinasi	: 15 °
Horse power	: 1/12 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US\$ 12.642,75

3.2.21 Bucket Elevator (BE-01)

Fungsi	: Menaikkan padatan NaPb dari truk menuju silo.
Jenis	: Centrifugal discharge spaced buckets
Lebar	: 5 in
Tinggi bucket	: 68,6518 ft
Kecepatan bucket	: 260 fpm
Bucket spacing	: 14 in
Horse power	: 5 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US\$ 3.112,33

3.2.22 Bucket Elevator (BE-02)

Fungsi	: Menaikkan padatan NaPb dari belt conveyer menuju reaktor.
Jenis	: Centrifugal discharge spaced buckets
Lebar	: 9 in
Tinggi bucket	: 10,81 ft
Kecepatan bucket	: 260 fpm
Bucket spacing	: 14 in
Horse power	: 3/4 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US\$ 2.771,41

3.2.23 Bucket Elevator (BE-03)

Fungsi	: Menaikkan padatan NaPb,Pb dari belt conveyer menuju silo-02.
Jenis	: Centrifugal discharge spaced buckets
Lebar	: 9 in
Tinggi bucket	: 13,12 ft
Kecepatan bucket	: 260 fpm
Bucket spacing	: 14 in
Horse power	: 1 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US\$ 3.112,33

3.2.24 Pompa (P-01)

Fungsi : Mengalirkan bahan baku C_2H_5Cl dari tangki ke reaktor.

Jenis : Centrifugal pump

Kondisi operasi : Tekanan : 3,5 atm

Suhu : 30 °C

Volume : 9,1387 gpm

Head pompa : 13,8252 ft

Tenaga pompa : 0,2095 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 1.452,94

3.2.25 Pompa (P-02)

Fungsi : Mengalirkan H_2SO_4, H_2O dari tangki penyimpanan ke dalam reaktor.

Jenis : Centrifugal pump

Kondisi operasi : Tekanan : 3,5 atm

Suhu : 30 °C

Volume : 0,1475 gpm

Head pompa : 4,0976 ft

Tenaga pompa : 0,0034 Hp

Tenaga motor : 1/12 Hp Standar NEMA

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 122,16

3.2.26 Pompa (P-03)

Fungsi : Mengalirkan cairan dari reaktor 1 menuju reaktor 2.

Jenis : Centrifugal pump

Kondisi operasi : Tekanan : 3,5 atm

Suhu : 70 °C

Volume : 4,7279 gpm

Head pompa : 9,8480 ft

Tenaga pompa : 0,6481 Hp

Tenaga motor : 1 Hp Standar NEMA

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 978,41

3.2.27 Pompa (P-04)

Fungsi : Mengalirkan cairan dari reaktor menuju centrifuge.

Jenis : Centrifugal pump

Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm

Suhu : 70 °C

Volume : 4,7279 gpm

Head pompa : 9,8480 ft

Tenaga pompa : 0,6481 Hp

Tenaga motor : 1 Hp Standar NEMA

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 978,41

3.2.28 Pompa (P-05)

Fungsi : Mengalirkan cairan dari centrifuge menuju dekanter.

Jenis : Centrifugal pump

Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm
Suhu : 30 °C

Volume : 7,1318 gpm

Head pompa : 6,1671 ft

Tenaga pompa : 0,1380 Hp

Tenaga motor : 1/6 Hp Standar NEMA

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 1.252,0967

3.2.29 Pompa (P-06)

Fungsi : Mengalirkan H₂SO₄, H₂O dari dekanter ke reaktor

Jenis : Centrifugal pump

Kondisi operasi : Tekanan : 3,5 atm
Suhu : 30 °C

Volume : 0,1475 gpm

Head pompa : 4,5148 ft

Tenaga pompa : 0,0037 Hp

Tenaga motor : 1/12 Hp Standar NEMA

Jumlah : 1 buah
 Harga : US\$ 122,16

3.2.30 Pompa (P-07)

Fungsi : Mengalirkan $C_2H_5Cl, Pb(C_2H_5)_4$ dari dekanter ke MD.

Jenis : Centrifugal pump

Kondisi operasi : Tekanan : 3 atm
 Suhu : 52,8 °C

Volume : 6,9985 gpm

Head pompa : 15,7015 ft

Tenaga pompa : 0,3418 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 1.238,00

3.2.31 Pompa (P-08)

Fungsi : Mengalirkan produk dari MD menuju tanki penyimpanan.

Jenis : Centrifugal pump

Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C

Volume : 3,3661 gpm

Head pompa : 32,7172 ft

Tenaga pompa : 0,4601 Hp

3.3 NERACA MASSA DAN NERACA PANAS

3.3.1 Neraca massa

Tabel 3.1 Neraca Massa Keseluruhan

INPUT (kg/j)		OUTPUT (kg/j)	
NaPb	3955,9684	NaPb	395,5968
C ₂ H ₅ Cl	1885,9649	C ₂ H ₅ Cl	900,1392
Pb(C ₂ H ₅) ₄	12,6263	Pb(C ₂ H ₅) ₄	1250,0000
H ₂ SO ₄	58,4193	H ₂ SO ₄	58,4193
H ₂ O	20,2424	H ₂ O	20,2424
		Pb	2403,2508
		NaCl	905,5728
Total	5933,2213	Total	5933,2213

Tabel 3.2 Neraca Massa pada Reaktor

Arus masuk		Arus keluar	
Komponen	Jumlah, kg/jam	Komponen	Jumlah, kg/jam
a. Dari TP-01 :			
C ₂ H ₅ Cl	1011,0783	C ₂ H ₅ Cl	887,5129
H ₂ O	19,0502	Pb(C ₂ H ₅) ₄	1262,6263
		H ₂ O	20,2424
b. Dari Silo:		Pb	2403,2508
NaPb	3955,9684	NaPb	395,5968
		NaCl	905,5728
c. Dari MD :		H ₂ SO ₄	58,4193
Pb(C ₂ H ₅) ₄	12,6263		
C ₂ H ₅ Cl	874,8866		
d. Dari Dekanter :			
H ₂ SO ₄	58,4193		
H ₂ O	1,1922		
Total	5933,2212	Total	5933,2212

Tabel 3.3 Neraca massa pada Centrifuge

Arus masuk		Arus keluar	
Komponen	Jumlah, kg/jam	Komponen	Jumlah, kg/jam
		a. Hasil atas	
Pb(C ₂ H ₅) ₄	1262,6263	Pb(C ₂ H ₅) ₄	1262,6263
C ₂ H ₅ Cl	887,5129	C ₂ H ₅ Cl	887,5129
H ₂ O	20,2424	H ₂ SO ₄	58,4193
Pb	2403,2508	H ₂ O	1,1922
NaPb	395,5968	b. Hasil bawah	
NaCl	905,5728	NaPb	395,5968
H ₂ SO ₄	58,4193	NaCl	905,5728
		Pb	2403,2508
		H ₂ O	19,0502
Total	5933,2212	Total	5933,2212

Tabel 3.4 Neraca massa pada Decanter

Arus masuk		Arus keluar	
Komponen	Jumlah, kg/jam	Komponen	Jumlah, kg/jam
		a. Hasil atas	
C ₂ H ₅ Cl	887,5129	C ₂ H ₅ Cl	887,5129
Pb(C ₂ H ₅) ₄	1262,6263	Pb(C ₂ H ₅) ₄	1262,6263
H ₂ SO ₄	58,4193	b. Hasil bawah	
H ₂ O	1,1922	H ₂ SO ₄	58,4193
		H ₂ O	1,1922
Total	2209,7507	Total	2209,7507

Tabel 3.5 Neraca Massa pada Menara Distilasi

Arus masuk		Arus keluar	
Komponen	Jumlah, kg/jam	Komponen	Jumlah, kg/jam
C_2H_5Cl	887,5129	a. Hasil atas C_2H_5Cl	874,8866
$Pb(C_2H_5)_4$	1262,6263	$Pb(C_2H_5)_4$	12,6263
		b. Hasil bawah $Pb(C_2H_5)_4$	1250,0000
		C_2H_5Cl	12,6263
Total	2150,1392	Total	2150,1392

3.3.2 NERACA PANAS

Tabel 3.6 Neraca panas pada Reaktor

Input		Output	
Komponen	Jumlah, (kkal/j)	Komponen	Jumlah, (kkal/j)
Panas umpan	35545,0032	Panas produk	50119,6589
ΔHR	269340	Pendingin	254765,3443
Total	304885,0032	Total	304885,0032

Tabel 3.7 Neraca panas pada Menara Distilasi

	INPUT (kkal/j)	OUTPUT(kkal/j)
Panas umpan (Q_{in})	463005,369	
Panas hasil (Q_{out})		431852,8727
Panas keliling (Q_s)	-31152,4963	
Total	431852,8727	431852,8727

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 LOKASI PABRIK

Lokasi pabrik merupakan salah satu faktor yang paling penting dalam pendirian suatu pabrik untuk kelangsungan operasi pabrik. Banyak pertimbangan yang menjadi dasar dalam menentukan lokasi pabrik, antara lain letak pabrik dengan sumber bahan baku dan bahan pembantu, letak pabrik dengan pasar penunjang, transportasi, tenaga kerja, kondisi sosial dan kemungkinan pengembangan di masa mendatang. Hal utama yang harus diperhatikan adalah suatu pabrik harus dilokasikan sedemikian rupa sehingga mempunyai biaya produksi dan distribusi seminimal mungkin serta memiliki kemungkinan yang baik untuk dikembangkan.

Berdasarkan faktor-faktor tersebut di atas, maka lokasi pabrik Tetra Ethyl Lead ditetapkan di Gresik, Jawa Timur dengan pertimbangan sebagai berikut:

4.1.1 Faktor Utama

Faktor utama ini mempengaruhi secara langsung tujuan utama pabrik yang produksi dan distribusi produk. Faktor-faktor utama meliputi :

a. Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan produksi suatu pabrik sehingga penyediaan bahan baku sangat diprioritaskan.

Bahan baku yang digunakan untuk membuat Tetra Ethyl Lead adalah Sodium Lead dan Ethyl Chlorid. Karena bahan baku dari pabrik Tetra

kebutuhan listrik, berasal dari PLN dan digunakan generator (apabila listrik mati) yang mampu menyuplai kebutuhan listrik pada pabrik ini.

e. Tenaga kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama untuk pendirian suatu pabrik. Dengan didirikannya pabrik di Gresik ini diharapkan dapat menyerap tenaga kerja potensial yang cukup banyak terdapat di daerah tersebut. Penyediaan tenaga kerja di Jawa Timur tidak sulit karena dari tahun ke tahun angka tenaga kerja semakin bertambah, dengan tingkat pendidikan yang relatif tinggi, mengingat daerah ini terdapat banyak sekolah-sekolah kejuruan, akademi serta perguruan tinggi yang menghasilkan tenaga terampil dan terdidik, sehingga dapat mengikuti kemajuan teknologi.

4.1.2 Faktor Sekunder

Faktor-faktor sekunder ini meliputi:

a. Perijinan

Lokasi pabrik di pilih pada daerah khusus untuk kawasan industri sehingga memudahkan dalam perijinan mendirikan pabrik.

b. Prasarana dan Fasilitas Sosial

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

c. Perluasan Area Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik berada di kawasan yang tidak terlalu padat penduduk sehingga masih memungkinkan dan memudahkan untuk perluasan area pabrik.

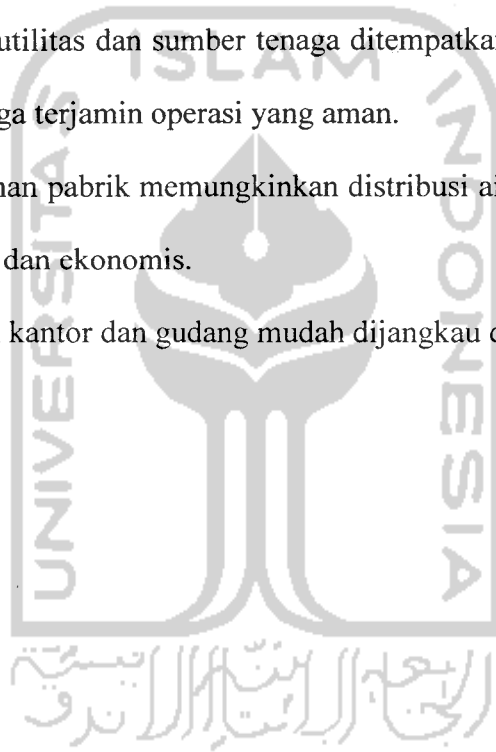
4.2 TATA LETAK PABRIK

Tata letak adalah tempat kedudukan keseluruhan bagian dari perusahaan yang meliputi tempat bekerjanya alat, tempat kerja karyawan, tempat penimbunan bahan baku dan hasil, tempat utilitas, dan lain-lain.

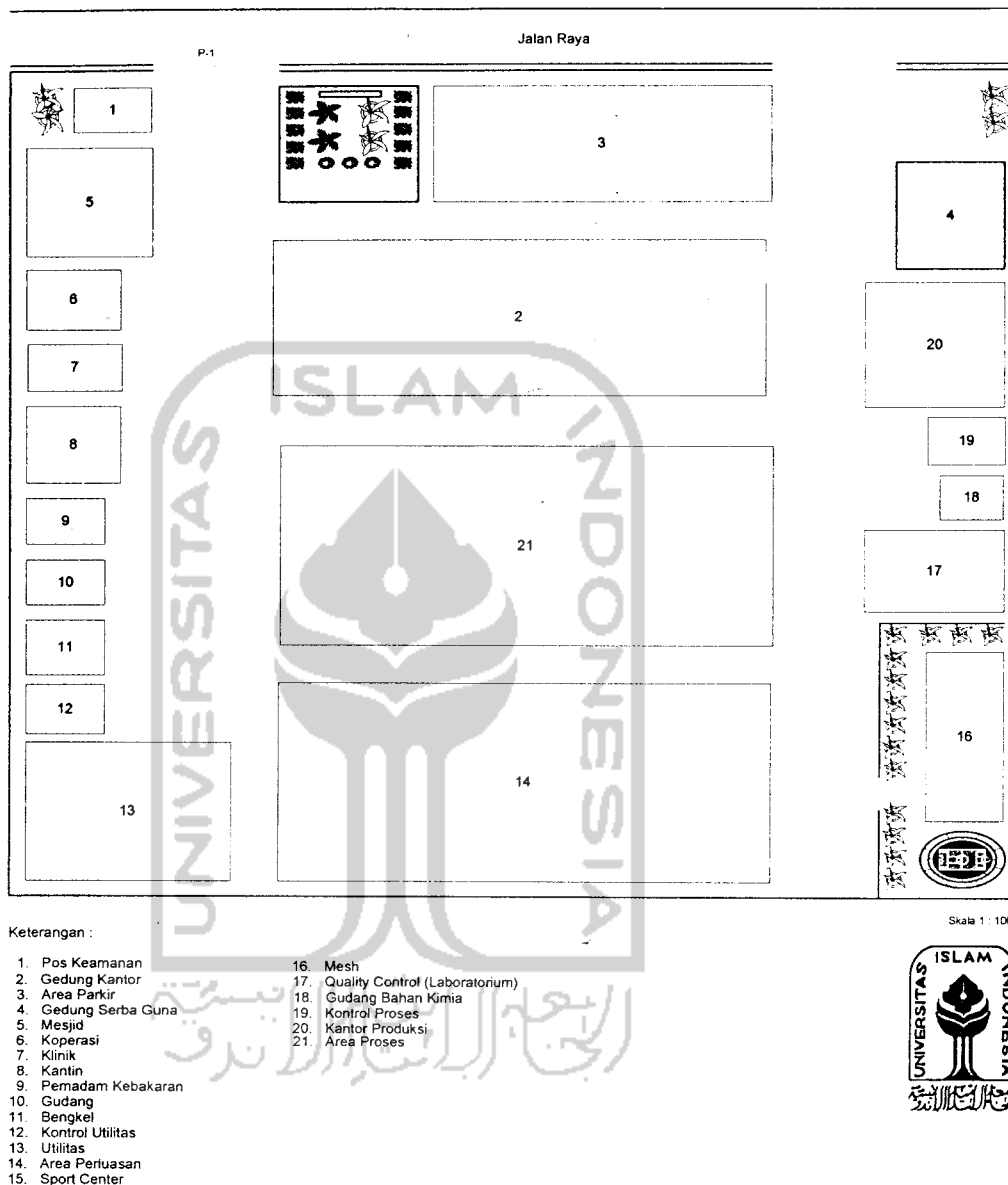
Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak suatu pabrik antara lain :

1. Letak alat harus mempertimbangkan faktor *maintenance* yang memberikan area yang cukup dalam pembongkaran , penambahan alat bantu terutama pada saat *turn around* pabrik.
2. Letak masing-masing alat produksi sedemikian sehingga memberikan kelancaran dan keamanan bagi tenaga kerja. Selain itu penempatan alat-alat produksi diatur secara berurutan sesuai dengan urutan proses kerja masing-masing berdasarkan pertimbangan teknik, sehingga diperoleh efisiensi teknis dan ekonomis.
3. Alat-alat yang beresiko tinggi harus diberi jarak yang cukup sehingga aman dan mudah mengadakan penyelamatan jika terjadi kecelakaan, kebakaran dan sebagainya.
4. Letak alat-alat ukur dan alat kontrol harus mudah dijangkau operator.

5. Jalan-jalan dalam pabrik harus cukup lebar dan memperhatikan faktor keselamatan manusia, sehingga lalu lintas dalam pabrik dapat berjalan dengan baik. Perlu dipertimbangkan juga adanya jalan pintas jika terjadi keadaan darurat.
6. Susunan peralatan memungkinkan adanya perluasan dan pengembangan pabrik.
7. Unit utilitas dan sumber tenaga ditempatkan terpisah dari alat-alat proses, sehingga terjamin operasi yang aman.
8. Susunan pabrik memungkinkan distribusi air dan bahan lain secara lancar, cepat dan ekonomis.
9. Letak kantor dan gudang mudah dijangkau dari jalan utama.



LAY OUT PABRIK TETRA ETHYL LEAD
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN



Gambar 4.1 Tata letak pabrik

4.3 TATA LETAK ALAT PROSES

Dalam meletakkan suatu unit proses, minimum dapat ditempuh dua arah. Jadi tidak ada jalan buntu, sehingga bila terjadi kecelakaan tidak ada yang terperangkap. Jadi yang paling penting diperhatikan adalah keamanan.

Langkah-langkah yang harus diperhatikan adalah :

1. Menentukan peralatan yang perlu dibangun pada tempat tinggi. Oleh karena elevasi selalu mahal, maka perlu ditentukan operasi mana yang memerlukannya.
2. Mempelajari arus proses dan prosedur operasi serta mengatur agar proses dan peralatannya dapat berfungsi dengan baik. Yang penting ada susunan alat yang mengumpul.
3. Menentukan metode perawatan alat-alat dan meletakkan peralatan yang sering memerlukan perawatan pada posisi dan jarak yang memudahkan untuk dijangkau. Karena untuk proses pembersihan diperlukan ruang yang longgar untuk melepaskan bagian-bagian alat.
4. Merencanakan jarak antara alat-alat proses sehingga memudahkan proses pembersihan, pembongkaran dan perbaikan alat.
5. Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau berisiko tinggi.

PRA RANCANGAN PABRIK TETRA ETHYL LEAD KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

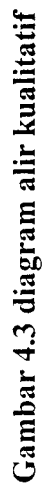
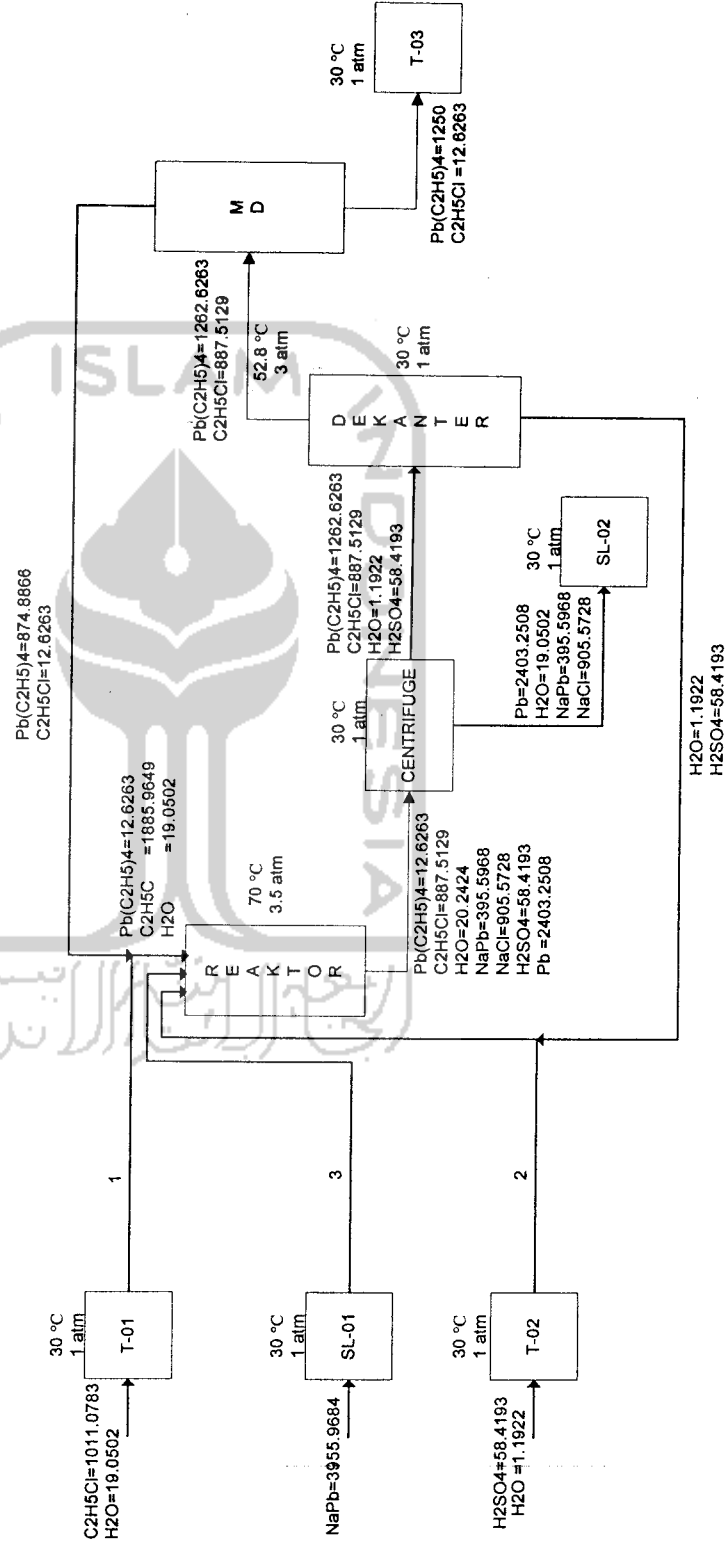


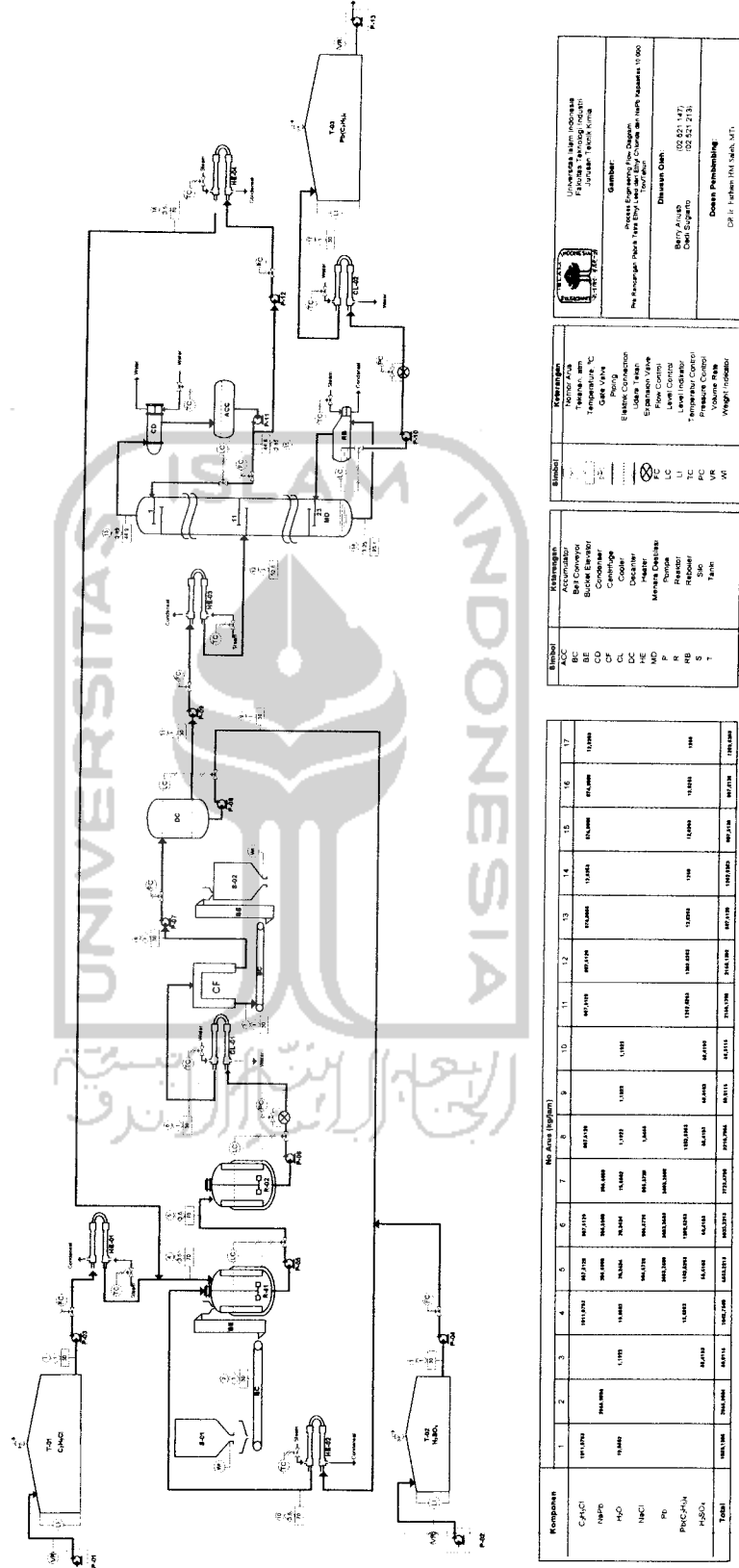
DIAGRAM ALIR KUANTITATIF

PRA RANCANGAN PABRIK TETRA ETHYL LEAD KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN



Gambar 4.4 diagram alir kuantitatif

Process Engineering Flow Diagram
Pra Rancangan Pabrik Tetra Ethyl Lead(TEL) dan Ethyl Chlorida dan NaPb
 Kapasitas 10.000 Ton/Tahun



Gambar 4.5 diagram PEFD

4.4 UNIT PENDUKUNG PROSES (UTILITAS)

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

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

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air
2. Unit Pembangkit Steam
3. Unit Pembangkit Listrik
4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

4.4.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

4.4.1.1 Unit Penyediaan Air

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

1. Biaya lebih rendah dibanding biaya dari sumber air lainnya.
2. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
3. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan 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 temperature pendingin.
- e. Tidak terdekomposisi.

2. 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 silica.

- 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 alkalitas tinggi.

3. 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 : dibawah suhu udara
- Warna : jernih
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau

Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier* *turbidity*nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

2. Penyaringan

Air dari *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan/menyaring partikel-partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan *turbidity* kira-kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (*filter water reservoir*).

Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. *Sand filter* akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*.

3. Demineralisasi

Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm.

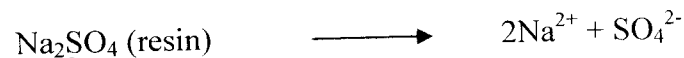
Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut:

a. Cation Exchanger

Cation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Sehingga air yang keluar dari kation tower adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Reaksi:



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat.

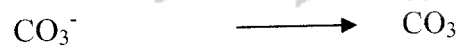
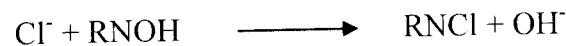
Reaksi:



b. Anion Exchanger

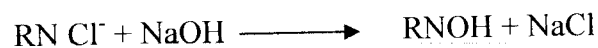
Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

Reaksi:



c. Deaerasi

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan kedalam *deaerator* dan diinjeksikan *Hidrazin* (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.

Reaksi:



Kedalam *deaerator* juga dimasukan *low steam kondensat* yang berfungsi sebagai media pemanas.

Air yang keluar dari *deaerator* ini di dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler*. (*boiler feed water*)

4. Pendinginan dan Menara Pendingin

Air yang telah digunakan pada *cooler*, temperaturnya akan naik akibat perpindahan panas. Oleh karena itu untuk digunakan kembali perlu didinginkan pada *cooling tower*. Air yang didinginkan pada *cooling tower* adalah air yang telah menjalankan tugasnya pada unit-unit pendingin di pabrik.

4.4.1.3 Perhitungan Kebutuhan Air

A. Kebutuhan air pendingin

Tabel 4.1 Kebutuhan Air untuk pendingin (kg/jam)

Nama Alat	Kebutuhan Air (kg/jam)
Reaktor	12753,5715
Cooler - 1	8909,9651
Cooler - 2	5740,2207
Condenser	6702,7741
Total	34106,5314

Air pendingin yang telah digunakan dapat dimanfaatkan kembali setelah didinginkan dalam *cooling tower*. Selama operasi kemungkinan adanya kebocoran, maka perlu adanya *make up* 20%. Air pendingin yang hilang 20% merupakan *make up* air pendingin.

B. Kebutuhan Steam

Tabel 4.2 Kebutuhan Steam (kg/jam)

Nama Alat	Kebutuhan Steam (kg/jam)
HE - 01	1643,0483
HE - 02	46,2970
HE - 03	1755,7046
HE - 04	752,7359
Reboiler	153,0132
Total	4350,7990

Steam yang telah digunakan dapat di *recycle* dan digunakan kembali. Dalam proses *blow down* di boiler ada sekitar 10% air yang hilang.

C. Air Perkantoran dan Pabrik

Dianggap 1 orang membutuhkan	: 15 kg/jam air
Jumlah Karyawan	: 153 orang
Perumahan	: $\pm$ 20 rumah

Tabel 4.3 Kebutuhan air Kantor dan Pabrik

Penggunaan	Kebutuhan (kg/jam)
Karyawan	956,25
Laboratorium	20,8333
Poliklinik	20,8333
Keperluan kantin, musholla, dan kebun dan lain-lain	625
Jumlah	1622,9167

D. Blow Down1. *Blow down cooling tower :*

Air yang hilang pada saat *blow down Cooling Tower :*

$$\begin{aligned}
 \text{Air yang hilang} &= 12,5 \% \times \sum \text{make up air pendingin} \\
 &= 0,125 \times 27622,7923 \text{ kg/jam} \\
 &= 3452,8490 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

2. Air menguap di *cooling tower :*

Air yang menguap di *Cooling Tower :*

$$\begin{aligned}
 \text{Air yang hilang} &= 87,5 \% \times \sum \text{make up air pendingin} \\
 &= 0,875 \times 27622,7923 \text{ kg/jam} \\
 &= 24169,9433 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

3. *Blow down Boiler :*

Air yang hilang pada saat *blow down Boiler :*

$$\begin{aligned}
 \text{Air yang hilang} &= 10 \% \times \sum \text{make up steam} \\
 &= 0,1 \times 5438,4988 \text{ kg/jam} \\
 &= 543,8498 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

4. *Blow down Clarifier* :

Air yang hilang pada saat *blow down Clarifier* :

$$\begin{aligned}\text{Air yang hilang} &= 2,5 \% \times (27622,7923 + 5438,4988) \text{ kg/jam} \\ &= 826,5323 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Tabel 4.4 Kebutuhan Air Make Up Total

NO	Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
1.	<i>Blown down cooling tower</i>	3452,8490
2.	Air menguap di <i>cooling tower</i>	24169,9433
3.	<i>Blown down boiler</i>	543,8498
4.	<i>Blow down clarifier</i>	826,5323
5.	Air Perkantoran dan Pabrik	1622,9167
	Jumlah	30616,0911

Maka kebutuhan air Make up = 30616,0911 kg/jam

4.4.2 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan akan tenaga listrik dipabrik ini sebesar 288,2139 KW.

Sudah termasuk penerangan, laboratorium, rumah tangga, perkantoran, pendingin ruangan (AC) dan kebutuhan lainnya. Untuk mencukupi kebutuhan tersebut digunakan listrik dari PLN, dan untuk cadangan listrik digunakan generator diesel dengan kapasitas 500 kW jika pasokan listrik kurang. Spesifikasi generator diesel yang digunakan adalah:

- Kapasitas : 500 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 50% dari PLN dan diesel 50%. 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 4.5 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Kode alat	Nama alat	Jumlah	Power (Hp)	Total Power (Hp)
P-1	Pompa	1	0.25	0.25
P-2	Pompa	1	0.25	0.25
P-3	Pompa	1	1	1
P-4	Pompa	1	1	1
P-5	Pompa	1	0.25	0.25
P-6	Pompa	1	0.5	0.5
P-7	Pompa	1	0.75	0.75
P-8	Pompa	1	0.75	0.75
P-9	Pompa	1	0.75	0.75
R - 01	Reaktor - 01	1	10	10
R - 02	Reaktor - 02	1	10	10
CF	Centrifuge	1	3	3
BC - 01	Belt conveyor - 01	1	0.5	0.5
BC - 02	Belt conveyor - 02	1	0.5	0.5
BE - 01	Bucket Elevator - 01	1	5	5
BE - 02	Bucket Elevator - 02	1	0.75	0.75
BE - 03	Bucket Elevator - 03	1	1	1
Total			36.25	36.25

Kebutuhan listrik untuk alat peralatan proses = 36,25 Hp

◆ Peralatan utilitas

Tabel 4.6 Kebutuhan listrik untuk utilitas

Kode alat	Nama alat	Jumlah	Power (Hp)	Total Power (Hp)
P-1	Pompa	1	2	2
P-2	Pompa	1	0.5	0.5
P-3	Pompa	1	0.75	0.75
P-4	Pompa	1	0.5	0.5
P-5	Pompa	1	1	1
P-6	Pompa	1	2	2
P-7	Pompa	1	2	2
P-8	Pompa	1	5	5
P-9	Pompa	1	5	5
P-10	Pompa	1	0.75	0.75
P-11	Pompa	1	0.75	0.75
P-12	Pompa	1	0.75	0.75
P-13	Pompa	1	0.75	0.75
P-14	Pompa	1	5	5
FL-01	Flokulator	1	0.16	0.16
BL-01	Blower	1	15	15
DE-01	Daerator	1	0.5	0.5
CR-01	Kompresor	1	2	2
Total			44.41	44.41

Kebutuhan listrik untuk utilitas = 44,41 Hp

Total kebutuhan listrik untuk keperluan proses

$$36,25 \text{ Hp} + 44,41 \text{ Hp} = 80,66 \text{ Hp}$$

Diambil angka keamanan 10 % = 88,726 Hp

$$= 88,726 \text{ Hp} \times 0,7457 \text{ Kwatt/Hp}$$

$$= 49,3377 \text{ Kwatt}$$

b. Listrik untuk keperluan alat kontrol dan penerangan

$$◆ \text{ Alat kontrol diperkirakan sebesar } 62 \text{ Hp} \times 0,7457 \text{ Kwatt/Hp} = 46,2334$$

Kwatt

- ♦ Laboratorium, rumah tangga, perkantoran dan lain-lain diperkirakan 135 Kwatt

- ♦ Secara keseluruhan kebutuhan listrik sebesar
= 230,5711 Kwatt

Jika *over design* 25 %, maka total kebutuhan listrik = 288,2139 Kwatt

4.4.3 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*) yang diperoleh dari PT. Pertamina, Cepu. Sedangkan bahan bakar yang dipakai pada boiler adalah *Medium Furnace Oil* yang juga diperoleh dari PT. Pertamina, Cepu.

4.4.4 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Kebutuhan udara setiap alat *control pneumatic* sekitar 3 kg/jam.

Kebutuhan udara tekan : 3 kg/jam x 32 : 96 kg/jam

4.4.5 Spesifikasi Alat-alat Utilitas

1. Pompa Utilitas-01

Kode : PU – 01

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai menuju Bak Pengendap awal (BU - 01) dengan kecepatan 13.339,5895 kg/jam

Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>	
Dimensi pipa	: Diameter Nominal	: 3 in
	<i>Inside Diameter (ID)</i>	: 3,068 in
	<i>Outside Diameter (OD)</i>	: 3,50 in
	<i>Schedule Number</i>	: 40
	<i>Inside Sectional Area (At)</i>	: 7,38 in ²

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa	: 58,7342 gpm
Head pompa	:
<i>Velocity head</i>	: 0,1012 ft
<i>Static head</i>	: 11,26 ft
<i>Pressure head</i>	: 0
<i>Friction head</i>	: 33,0160 ft
<i>Total head</i>	: 44,3781 ft
Putaran pompa	: 780,0216 rpm
Putaran spesifik	: 1750 rpm
Pompa aktual	: 1,8084 Hp
Tenaga Motor	: 2 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 4.436,63
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless steel tipe 304</i>

2. Bak Pengendap awal

Kode	: BU-01
Fungsi	: Menampung air yang berasal dari air sungai dan mengendapkan kotoran-kotoran kasar yang terbawa dalam air dengan waktu tinggal 5 jam.
Jenis	: Bak empat persegi panjang
Dimensi	: Panjang : 8 m
	: Lebar : 4 m
	: Kedalaman : 2,5 m
Volume	: 80,0375 m ³
Jumlah	: 1 buah
Harga	: Rp. 8.003.753,-
Bahan Konstruksi	: Beton bertulang

3. Pompa Utilitas-02

Kode	: PU - 02
Fungsi	: Mengalirkan air dari Bak Pengendap awal (BU - 01) menuju tangki flokulasi (TF-01) dengan kecepatan 13.339,5895 kg/jam
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Dimensi pipa	: Diameter Nominal : 3 in
	: <i>Inside Diameter (ID)</i> : 3,068 in
	: <i>Outside Diameter (OD)</i> : 3,50 in
	: <i>Schedule Number</i> : 40

Inside Sectional Area (At) : 7,38 in²

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 58,7342 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,1012 ft

Static head : 2,1304 ft

Pressure head : 0

Friction head : 6,7248 ft

Total head : 8,9565 ft

Putaran pompa : 2590,4745 rpm

Putaran spesifik : 1750 rpm

Pompa aktual : 0,3695 Hp

Tenaga Motor : 0,5 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 4.436,63

Bahan Konstruksi : *Stainless steel tipe 304*

4. Tangki Flokulator

Kode : TF-01

Fungsi : mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan dengan waktu tinggal 1 jam dan kecepatan umpan 13339.5895 kg/jam

Tipe Alat : *Silinder Vertical*

Dimensi : Tinggi : 2,7320 m
 Diameter : 2,7320 m
 Volume : 16,0075 m³
 Jumlah : 1 buah
 Harga : \$ 5.595,45
 Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-285 grade C

5. Pompa Utilitas-03

Kode : PU – 03
 Fungsi : Mengalirkan air dari bak flokulator menuju clarifier
 sebanyak 13.339,5895 kg/j
 Tipe : *Centrifugal pump*
 Dimensi pipa : Diameter Nominal : 3 in
 Inside Diameter (ID) : 3,068 in
 Outside Diameter (OD) : 3,50 in
 Schedule Number : 40
 Inside Sectional Area (At) : 7,38 in²

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 58,7342 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,1012 ft

Static head : 15,5217 ft

Pressure head : 0

Friction head : 2,5122 ft

Total head	: 18,1352 ft
Putaran pompa	: 1526,1336 rpm
Putaran spesifik	: 1750 rpm
Pompa aktual	: 0,7482 Hp
Tenaga Motor	: 0,75 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 4.436,63
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless steel tipe 304</i>

6. Clarifier

Kode	: CL-01
Fungsi	: Menampung sementara air yang mengalami fluktuasi dan memisahkan flok dari air dengan waktu tinggal 1 jam.
Tipe Alat	: Bak silinder tegak
Dimensi	: Diameter : 2,7320 m Tinggi : 3,6427 m
Volume	: 16.0075 m ³
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 1.732,18
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-285 grade C</i>

7. Pompa Utilitas-04

Kode	: PU – 04
Fungsi	: Mengalirkan air dari clarifier menuju bak saringan pasir sebanyak 13.339,5895 kg/j
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Dimensi pipa	: Diameter Nominal : 3 in
	Inside Diameter (ID) : 3,068 in
	Outside Diameter (OD) : 3,50 in
	Schedule Number : 40
	Inside Sectional Area (At) : 7,38 in ²
Spesifikasi pompa :	
Kapasitas pompa	: 58,7342 gpm
Head pompa	:
Velocity head	: 0,1012 ft
Static head	: 6,0870 ft
Pressure head	: 0
Friction head	: 2,5122 ft
Total head	: 8,7625 ft
Putaran pompa	: 2647,4643 rpm
Putaran spesifik	: 1750 rpm
Pompa aktual	: 0,3590 Hp
Tenaga Motor	: 0,5 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 4.436,63

Bahan Konstruksi : *Stainless steel tipe 304*

8. Bak Saringan Pasir

Kode : BU-02

Fungsi : Menyaring koloid-koloid yang lolos dari clarifier.

Tipe Alat : Bak empat persegi panjang

Dimensi : Panjang : 1,3487 m

Lebar : 1,3487 m

Tinggi : 3,0330 m

Volume : 5,5167 m³

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp 551.665,-

Bahan Konstruksi : Beton bertulang

9. Pompa Utilitas-05

Kode : PU - 05

Fungsi : Mengalirkan air pencuci bak saringan pasir dari bak penampung air bersih menuju bak saringan pasir sebanyak 13.339,5895 kg/j

Tipe : *Centrifugal pump*

Dimensi pipa : Diameter Nominal : 3 in

Inside Diameter (ID) : 3,068 in

Outside Diameter (OD) : 3,50 in

Schedule Number : 40

Inside Sectional Area (At) : 7,38 in²

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 58,7342 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,1012 ft

Static head : 14,6087 ft

Pressure head : 0

Friction head : 3,8999 ft

Total head : 18,6098 ft

Putaran pompa : 1496,8468 rpm

Putaran spesifik : 1750 rpm

Pompa aktual : 0,7678 Hp

Tenaga Motor : 1 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 4.436,63

Bahan Konstruksi : *Stainless steel tipe 304*

10. Bak Penampungan Air Bersih

Kode : BU-03

Fungsi : Menampung air bersih dari saringan pasir.

Tipe Alat : Bak empat persegi panjang

Dimensi : Panjang : 8 m

Lebar : 4 m

Kedalaman : 2,5 m

Friction head	: 19,6260 ft
Total head	: 46,5099 ft
Putaran pompa	: 753,0514 rpm
Putaran spesifik	: 1750 rpm
Pompa aktual	: 1,8952 Hp
Tenaga Motor	: 2 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 4.436,63
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless steel tipe 304</i>

12. Bak penampung Air kantor dan Rumah tangga (Sanitasi)

Kode	: BU-04
Fungsi	: Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga.
Tipe Alat	: <i>Bak empat persegi panjang</i>
Dimensi	: Panjang : 5,5821 m
	Lebar : 2,7911 m
	Kedalaman : 1,5 m
Volume	: 23,37 m ³
Jumlah	: 1 buah
Harga	: Rp 2.377.000,-
Bahan Konstruksi	: Beton bertulang

13. Bak penampung Air Pendingin

Kode	: BU-05
Fungsi	: Menampung air untuk keperluan proses yang membutuhkan air pendingin.
Tipe Alat	: Bak empat persegi panjang
Dimensi	: Panjang : 4,7 m
	: Lebar : 2,3 m
	: Kedalaman : 1,5 m
Volume	: 16,5737m ³
Jumlah	: 1 buah
Harga	: Rp 1.657,367,-
Bahan Konstruksi	: Beton bertulang

14. Pompa Utilitas-07

Kode	: PU-07
Fungsi	: Mengalirkan air dari bak air pendingin menuju pabrik sebanyak 6905.6981 kg/j
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Dimensi pipa	: Diameter Nominal : 2 in
	: Inside Diameter (ID) : 2,067 in
	: Outside Diameter (OD) : 2,38 in
	: Schedule Number : 40
	: Inside Sectional Area (At) : 3,35 in ²

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa	: 30,40577 gpm
Head pompa	:
Velocity head	: 0,1316 ft
Static head	: 24,0435 ft
Pressure head	: 0
Friction head	: 22,9060 ft
Total head	: 47,0812 ft
Putaran pompa	: 536,8842 rpm
Putaran spesifik	: 1750 rpm
Pompa aktual	: 1,1173 Hp
Tenaga Motor	: 2 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 2988,77
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless steel tipe 304</i>

14. Cooling Tower

Kode	: CT-01
Fungsi	: Mendinginkan kembali air pendingin yang telah digunakan untuk disirkulasi kembali.
Tipe Alat	: <i>Deck Tower</i>
Jumlah air yang disirkulasi	: 27622,7923 kg/jam
Suhu air masuk cooling tower	: 104 °F
Suhu air keluar cooling tower	: 86 °F

Suhu wet bulb udara	: 80 °F
Jumlah Deck	: 12 Deck
Kecepatan Angin	: 3 MPH
Kapasitas	: 3 gpm/ft ²
Area tower yang digunakan	: 40,5410 ft ²
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$. 5.776,53
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-285 grade C

15. Pompa Utilitas-08

Kode	: PU – 08
Fungsi	: Mengalirkan air dari cooling tower untuk dimanfaatkan kembali sebagai pendingin sebanyak 27622.7923 kg/j.
Tipe	: Single Stage Centrifugal pump
Dimensi pipa	: Diameter Nominal : 4 in
	Inside Diameter (ID) : 4,026 in
	Outside Diameter (OD) : 4,50 in
	Schedule Number : 40
	Inside Sectional Area (At) : 12,7 in ²

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 121,6231 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,1466 ft

Static head : 23,4348 ft
 Pressure head : 0
 Friction head : 15,1929 ft
 Total head : 38,7743 ft

Putaran pompa : 1242,0481 rpm

Putaran spesifik : 1750 rpm

Pompa aktual : 2,6124 Hp

Tenaga Motor : 5 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 6.866,39

Bahan Konstruksi : *Stainless steel tipe 304*

16. Pompa Utilitas-09

Kode : PU – 09

Fungsi : Mengalirkan air pendingin bebas dari bak penampung menuju cooling tower untuk didinginkan sebanyak 27622.7923 kg/j.

Tipe : Single Stage *Centrifugal pump*

Dimensi pipa : Diameter Nominal : 4 in

Inside Diameter (ID) : 4,026 in

Outside Diameter (OD) : 4,50 in

Schedule Number : 40

Inside Sectional Area (At) : 12,7 in²

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 121,6231 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,1466 ft

Static head : 22,2174 ft

Pressure head : 0

Friction head : 13,8681 ft

Total head : 36,2321 ft

Putaran pompa : 1306,8512 rpm

Putaran spesifik : 1750 rpm

Pompa aktual : 2,4411 Hp

Tenaga Motor : 5 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 6.866,39

Bahan Konstruksi : *Stainless steel tipe 304*

17. Anion Exchanger

Kode : AE-01

Fungsi : Mengikat ion-ion negatif yang ada dalam air lunak

Tipe : *Silinder Vertikal*

Tinggi Bed Resin : 1,905 m

Dimensi :

Diameter : 1,3507 m

Tinggi : 1,905 m

Volume	: 2,7284 m ³
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 14.642,63
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-285 grade C</i>

18. Pompa Utilitas-10

Kode	: PU – 10
Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki anion menuju tangki kation sebanyak 10503.9829 kg/j
Tipe	: <i>Single Stage Centrifugal pump</i>
Dimensi pipa	: Diameter Nominal : 2 1/2 in
	: Inside Diameter (ID) : 2,469 in
	: Outside Diameter (OD) : 2,88 in
	: Schedule Number : 40
	: Inside Sectional Area (At) : 4,79 in ²
Spesifikasi pompa	:
Kapasitas pompa	: 46,2490 gpm
Head pompa	:
Velocity head	: 0,1490 ft
Static head	: 13,0870 ft
Pressure head	: 0
Friction head	: 3,6801 ft
Total head	: 16,9160 ft
Putaran pompa	: 1426,8077 rpm

Putaran spesifik	: 1750 rpm
Pompa aktual	: 0,6032 Hp
Tenaga Motor	: 5 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 3843,97
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless steel tipe 304</i>

19. Kation Exchanger.

Kode	: KE-01
Fungsi	: Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg.
Tipe	: <i>Silinder Tegak</i>
Tinggi Bed Resin	: 0,7145 m
Dimensi :	
Diameter	: 1,35 m
Tinggi	: 1,9 m
Volume	: 2,7284 ft ³
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 14.642,63
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-285 grade C</i>

20. Pompa Utilitas-11

Kode	: PU – 11
Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki anion menuju tangki kation sebanyak 10.503,9829 kg/j
Tipe	: Single Stage <i>Centrifugal pump</i>
Dimensi pipa	: Diameter Nominal : 2 1/2 in
	: Inside Diameter (ID) : 2,469 in
	: Outside Diameter (OD) : 2,88 in
	: Schedule Number : 40
	: Inside Sectional Area (At) : 4,79 in ²
Spesifikasi pompa	:
Kapasitas pompa	: 46,2490 gpm
Head pompa	:
Velocity head	: 0,1490 ft
Static head	: 13,3913 ft
Pressure head	: 0
Friction head	: 3,6801 ft
Total head	: 17,2204 ft
Putaran pompa	: 1407,8528 rpm
Putaran spesifik	: 1750 rpm
Pompa aktual	: 0,6140 Hp
Tenaga Motor	: 3/4 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 3843,97

Bahan Konstruksi : *Stainless steel tipe 304*

21. Deaerator.

Kode : D-01

Fungsi : Membebaskan gas CO₂ dan O₂ dari air yang telah dilunakkan dalam anion dan kation exchanger dengan larutan Na₂SO₃ dan larutan NaH₂PO₄·2H₂O.

Tipe : *Bak Silinder Vertikal*

Jenis Bahan Isian : *Rasching ring*

Dimensi :

Diameter : 2,5228 m

Tinggi : 2,5228 m

Volume : 12,6048 m³

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 6.609,28

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-285 grade C*

22. Pompa Utilitas-12

Kode : PU – 12

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki deaerator menuju tangki umpan boiler sebanyak 10.503,9829 kg/j

Tipe : *Single Stage Centrifugal pump*

Dimensi pipa : Diameter Nominal : 2 1/2 in

Inside Diameter (ID)	: 2,469 in
Outside Diameter (OD)	: 2,88 in
Schedule Number	: 40
Inside Sectional Area (At)	: 4,79 in ²

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa	: 46,2490 gpm
Head pompa	:
Velocity head	: 0,1490 ft
Static head	: 10,3478 ft
Pressure head	: 0
Friction head	: 5,4946 ft
Total head	: 15,9914 ft
Putaran pompa	: 2976,4921 rpm
Putaran spesifik	: 1750 rpm
Pompa aktual	: 0,5845 Hp
Tenaga Motor	: 3/4 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 3843,97
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless steel tipe 304</i>

23. Tangki Umpan Boiler

Kode	: TU-05
Fungsi	: Menampung umpan boiler sebanyak.10503,9829
Tipe	: <i>Silinder Vertical</i>

Dimensi :

Diameter : 3,1786 m

Tinggi : 3,1786 m

Volume : 25,2096 m³

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 8.088,32

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-285 grade C*

24. Pompa Utilitas-13

Kode : PU – 13

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki deaerator menuju tangki umpan boiler sebanyak 10.503,9829 kg/j

Tipe : *Single Stage Centrifugal pump*

Dimensi pipa :

Diameter Nominal	:	2 1/2 in
Inside Diameter (ID)	:	2,469 in
Outside Diameter (OD)	:	2,88 in
Schedule Number	:	40
Inside Sectional Area (At)	:	4,79 in ²

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 46,2490 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,1490 ft

Static head : 9,4348 ft

Pressure head : 0

Friction head : 5,4946 ft
 Total head : 15,0783 ft

Putaran pompa : 3110,6712 rpm

Putaran spesifik : 3500 rpm

Pompa aktual : 0,5511 Hp

Tenaga Motor : 3/4 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 3843,97

Bahan Konstruksi : *Stainless steel tipe 304*

25. Boiler

Kode : BL-01

Fungsi : Memproduksi steam jenuh pada suhu 212°F dan tekanan 14.7 Psi.

Tipe : *Ketel uap jenis Water Tube boiler*

Perkiraan kebutuhan steam :

$$C_p \text{ air} = 1 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$H_{fg} \text{ air} = 946 \text{ Btu/lb}$$

Panas yang dibutuhkan untuk membangkitkan steam :

$$\begin{aligned} Q_s &= 4.350,7990 \text{ kg/j} \times 2,2 \text{ lb/kg} \times 1 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} \times (212 - 86) ^\circ\text{F} \\ &= 1.206.041,48 \text{ Btu/j} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_v &= 4.350,7990 \text{ kg/j} \times 2,2 \text{ lb/kg} \times 946 \text{ Btu/lb} \\ &= 9.045.882,88 \text{ Btu/j} \end{aligned}$$

$$Q_t = 1.206.041,48 \text{ Btu/jam} + 9.045.882,88 \text{ Btu/jam}$$

$$= 10.260.924,36 \text{ Btu/jam}$$

Bila efisiensi penguapan = 80 %, maka :

Panas yang harus diberikan :

$$Q_n = 80\% \times 10.260.924,36 \text{ Btu/jam}$$

$$= 8.208.739,24 \text{ Btu/jam}$$

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 14.824,03

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-285 grade C*

26. Pompa Utilitas-14

Kode : PU – 14

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air kantor menuju kantor
sebanyak 1622,9167 kg/j.

Tipe : *Multi Stage Centrifugal pump*

Dimensi pipa : Diameter Nominal : 1 1/4 in

Inside Diameter (ID) : 1,38 in

Outside Diameter (OD) : 1,66 in

Schedule Number : 40

Inside Sectional Area (At) : 1,50 in²

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 7,1457 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,0363 ft

Static head : 118,3913 ft

4.4.6 Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang proses produksi dan menjaga mutu produk, sedang peran yang lain adalah sebagai pengendalian pencemaran lingkungan, baik udara maupun limbah cair.

Tugas laboratorium antara lain:

1. Memeriksa bahan baku dan bahan penolong yang akan digunakan.
2. Menganalisa dan meneliti produk yang akan dipasarkan.
3. Melakukan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi.
4. Memeriksa polusi udara maupun limbah cair.

Laboratorium melaksanakan kerja 24 jam sehari dibagi dalam kelompok kerja shift dan non shift.

1. Kelompok Non Shift

Kelompok ini mempunyai tugas melaksanakan analisa khusus yaitu analisa kimia yang sifatnya tidak rutin dan menyediakan reagen kimia yang dibutuhkan laboratorium unit dalam rangka membantu pekerjaan kelompok shift. Kelompok tersebut melakukan tugasnya di laboratorium utama dengan tugas antara lain:

- a. Menyiapkan reagen untuk analisa laboratorium unit.
- b. Menganalisa bahan buangan penyebab polusi tangki.
- c. Melakukan penelitian atau pekerjaan untuk membantu kelancaran produksi.

2. Kelompok Shift

Kelompok kerja ini mengadakan tugas pemantauan dan analisa-analisa rutin terhadap proses produksi. Dalam melakukan tugasnya kelompok

6. Air minum, yang dianalisa meliputi pH, chlor sisa dan kekeruhan.

Dalam menganalisa harus diperhatikan juga mengenai sampel yang akan diambil dan bahaya-bahaya pada pengambilan sampel. Sampel yang diperiksa untuk analisa terbagi menjadi tiga (3) bentuk, yaitu:

1. Gas

Cara penanganan/analisa dalam bentuk gas dapat dilaksanakan langsung ditempat atau di unit proses atau bisa dilakukan dengan pengambilan sampel dengan botol gas sampel yang selanjutnya dibawa ke laboratorium induk untuk dianalisa. Pengambilan sampel dalam bentuk gas harus diperhatikan segi keamanannya, terlebih bila gas yang dianalisa sangat berbahaya. Alat pelindung diri harus disesuaikan dengan sampel yang akan diambil. Arah angin juga harus diperhatikan, yaitu kita harus membelakangi arah angin.

2. Cairan

Untuk melakukan analisa pada bentuk cairan, terlebih dulu contoh harus didinginkan bila contoh yang akan dianalisa panas. Untuk contoh yang berbahaya pengambilan cuplikan contoh dilakukan dengan pipet atau alat lainnya dan diupayakan tidak tertelan atau masuk mulut.

3. Padatan

Untuk mengambil sample dalam bentuk padatan, dilakukan secara acak dan disimpan dalam tempat/botol yang tertutup. Sampel padatan disimpan dalam container/karung. Jumlah sampel yang harus diambil adalah akar dari jumlah container/karung yang ada. Sedangkan pengambilan sampel padatan dalam conveyor yang berjalan dengan titik pengambilan, yaitu dua titik dipinggir dan satu titik ditengah.

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.

4.4.6.2 Alat analisa penting

Alat analisa yang digunakan:

1) *Water Content Tester*

Alat ini digunakan untuk menganalisa kadar air.

2) *Hydrometer*

Alat ini digunakan untuk mengukur *specific gravity*.

3) *Viscometer bath*

Alat ini digunakan untuk mengukur viscositas.

4) *Portable Oxygen Tester*

Digunakan untuk menganalisa kandungan oksigen dalam cerobong asap.

5) *Atomic Absorption Spectrofotometer (AAS)*

Digunakan untuk menganalisa logam dan hidrokarbon.

4.4.7 Keselamatan dan Kesehatan Kerja

Bahan-bahan yang digunakan dalam pabrik biasanya cukup berbahaya, oleh karena itu diperlukan disiplin kerja yang baik. Kesalahan akan dapat mengakibatkan kecelakaan bagi manusia dan peralatan pabrik.

Penanganan keselamatan kerja tidak lepas dari rancangan dan pelaksanaan konstruksi. Untuk itu semua peralatan harus memenuhi standar rancang bangun.

Keamanan kerja berkaitan erat dengan aktivitas suatu industri, maka perlu dipikirkan suatu sistem keamanan yang memadai, karena menyangkut keselamatan manusia, bahan baku, produk dan peralatan pabrik.

Sistem keamanan dapat terwujud karena beberapa hal seperti pemilihan lokasi, tidak ada dampak lingkungan yang negatif, tata letak peralatan pabrik dan kepatuhan karyawan terhadap semua peraturan di dalam pabrik. Keamanan suatu pabrik kimia sangat tergantung dari penanganan, pengendalian dan usaha untuk mencegah bahaya yang mungkin timbul.

Fasilitas pemadam kebakaran seperti *fire hydrant* perlu ditempatkan pada tempat-tempat pada tempat-tempat yang strategis, disamping itu disediakan pula *portable fire fighting equipment* pada setiap ruangan dan tempat-tempat yang mudah dicapai.

4.5 Manajemen dan Struktur Organisasi Perusahaan

4.5.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik yang akan didirikan direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas. Perseroan Terbatas merupakan bentuk perusahaan yang akan mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dalam Perseroan Terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyekor jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

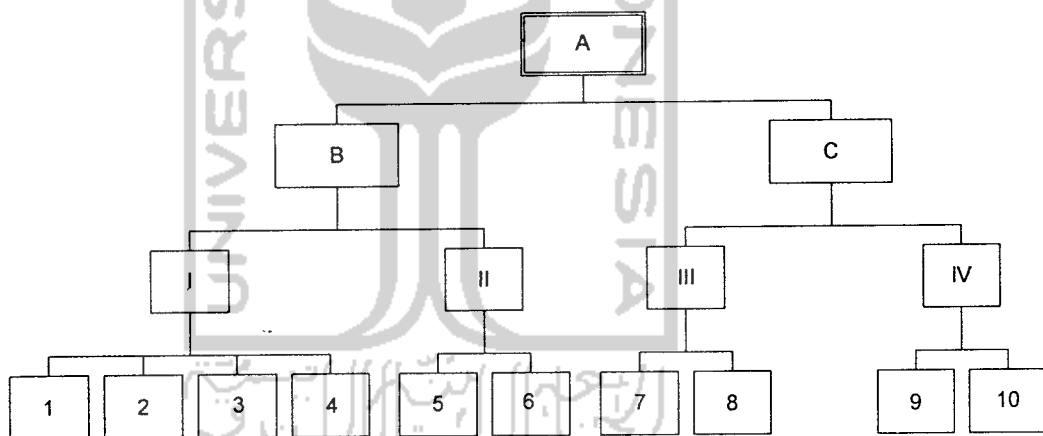
Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah didasarkan atas beberapa faktor, sebagai berikut:

- a. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
- b. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- c. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang perusahaan dan penguurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi dewan komisaris.
- d. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya, serta karyawan perusahaan.
- e. Lapangan usaha lebih luas.

Suatu Perseroan Terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

4.5.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi pada pabrik ini merupakan sistem “Line and Staf Organisation” dimana pabrik dipimpin oleh dua orang direktur yaitu direktur produksi/direktur teknik dan direktur administrasi/direktur keuangan. Untuk memperlancar tugas-tugas pelaksanaan pabrik diangkat kepala-kepala bagian yang membawahi kepala seksi, kepala staf dan segenap operatornya. Skema susunan organisasinya dapat dilihat pada gambar. Adapun susunannya sebagai berikut :



Gambar 4.7 Struktur organisasi perusahaan

Keterangan Gambar:

- A : Direktur Utama
- B : Direktur Produksi/Teknik
- B : Direktur Administrasi/Keuangan
- I : Kepala Bagian Produksi
- II : Kepala Bagian Teknik

III : Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

IV : Kepala Bagian Umum

1 : Seksi Proses

2 : Seksi Laboratorium

3 : Seksi Penelitian dan Pengembangan

4 : Seksi Pemeliharaan Alat

5 : Seksi Utilitas

6 : Seksi Administrasi

7 : Seksi Personalia

8 : Seksi Keuangan

9 : Seksi Hubungan Masyarakat

10 : Seksi Kesehatan

Untuk menjalankan segala aktivitas dalam sebuah perusahaan secara efisien dan efektif, diperlukan adanya struktur organisasi. Struktur organisasi merupakan salah satu unsur yang sangat diperlukan dalam suatu perusahaan. Dengan adanya unsur yang baik maka para atasan dan para karyawan dapat memahami posisi masing-masing personil dalam perusahaan tersebut.

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain: perumusan tujuan perusahaan dengan jelas, pendelegasian wewenang, pembagian tugas kerja yang jelas, kesatuan perintah dan tanggung jawab, sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilakukan, organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu: sistem unit dan staf. Pada sistem ini, garis

perusahaan 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 staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas. Demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu:

- a. Sebagai garis atau uni yaitu orang-orang yang melakukan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
- b. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimiliki, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam melaksanakan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu Direktur Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum. Dimana Direktur Teknik membawahi bidang pemasaran, teknik dan produksi. Sedangkan Direktur Keuangan dan Umum membidangi kelancaran pelayanan. Direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang akan bertanggung jawab dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi dan seksi akan membawahi serata mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing

bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana setiap kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

4.5.3 Tugas dan Wewenang

4.5.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Para pemilik saham sebagai pemilik perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut, para pemegang saham:

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

4.5.3.2 Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari pada pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab pada pemilik saham.

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi:

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

4.5.3.3 Dewan Direksi

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

Tugas Direktur antara lain:

- Melaksanakan kebijaksanaan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
- Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
- Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan apat pemegang saham.
- Mengkoordinir kerja sama dengan Direktur Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Produksi/Teknik antara lain:

- Bertanggung jawab kepada direktur bidang produksi, teknik dan pemasaran.
- Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas Direktur Administrasi/Keuangan antara lain:

- Bertanggung jawab kepada direktur dalam bidang keuangan dan pelayanan umum.
- Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

4.5.3.4 Staf Ahli

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

Tugas dan wewenang staf ahli meliputi:

- a. Memberikan nasihat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- b. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
- c. Memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

4.5.3.5 Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala Bagian dapat juga bertindak sebagai staf direktur bersama-sama dengan staf ahli. Kepala Bagian ini bertanggung jawab kepada Direktur Utama. Kepala Bagian terdiri dari:

- a. Kepala Bagian Produksi.
- b. Kepala Bagian Teknik.
- c. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan.
- d. Kepala Bagian Umum.

b. Karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian yang lainnya serta harus selalu siaga untuk keselamatan dan keamanan pabrik. Para karyawan shift akan bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam 3 shift dengan pengaturan sebagai berikut:

- Shift pagi : jam 07.00 – 15.00
- Shift siang : jam 15.00 – 23.00
- Shift malam : jam 23.00 – 07.00

Untuk karyawan shift ini, dibagi menjadi 4 regu, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dilakukan secara bergantian. Tiap regu mendapat giliran tiga hari kerja dan satu hari libur, tiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah maka regu yang masuk tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu ditabelkan sebagai berikut:

Tabel 4.7 Jadwal kerja masing-masing regu

Regu Hari	I	II	III	IV
1	P	S	M	L
2	P	S	L	M
3	P	L	S	M
4	L	P	S	M
5	M	P	S	L
6	M	P	L	S
7	M	L	P	S
8	L	M	P	S
9	S	M	P	L
10	S	M	L	P

Keterangan : P = Pagi M = Malam
S = siang L = Libur

4.5.5 Status Karyawan, Sistem Penggajian dan Penggolongan Karyawan

Sistem penggajian karyawan dibuat berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut status karyawan ini dapat dibagi menjadi 3 golongan, yaitu:

a. Karyawan tetap

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja. Pembagian gaji dilakukan setiap tanggal satu perbulan dan jumlah yang dibayarkan sesuai golongan ditambah dengan tunjangan-tunjangan yang menjadi haknya.

b. Karyawan harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.

c. Karyawan borongan

Karyawan yang digunakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawabnya. Jenjang karyawan yang diperlukan berkisar dari sarjana S-1 sampai lulusan SMA. Perinciannya sebagai berikut:

- | | |
|-------------------------------|------------------------------------|
| a. Direktur Utama | : Sarjana Teknik / Sarjana Ekonomi |
| b. Direktur Produksi | : Sarjana Teknik Kimia |
| c. Direktur Keuangan dan Umum | : Sarjana Ekonomi |
| d. Kepala Bagian Produksi | : Sarjana Teknik Kimia |
| e. Kepala Bagian Teknik | : Sarjana Teknik Kimia |
| f. Kepala Bagian Administrasi | : Sarjana Ekonomi |
| g. Kepala Bagian Umum | : Sarjana Sospol/Hukum |
| h. Kepala Seksi | : Sarjana Muda |

- i. Operator : STM / SLTA / SMU
- j. Sekretaris : Akademi Sekretaris
- k. Dokter : Sarjana Kedokteran
- l. Perawat : Akademi Perawat
- m. Lain-lain : SMP, SMU, Sederajat

Tabel 4.8 Perincian Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji, Rp/Bulan	Total, Rp/Bulan
Direktur Utama	1	Rp 10.000.000,-	Rp 10.000.000,-
Manajer	2	Rp 7.500.000,-	Rp 15.000.000,-
Sekretaris	1	Rp 1.500.000,-	Rp 1.500.000,-
Kepala Bagian	6	Rp 4.000.000,-	Rp 24.000.000,-
Supervisor	2	Rp 2.500.000,-	Rp 5.000.000,-
Kepala Seksi	8	Rp 3.000.000,-	Rp 24.000.000,-
Karyawan staf	40	Rp 2.000.000,-	Rp 80.000.000,-
Medis	2	Rp 1.500.000,-	Rp 3.000.000,-
Paramedis	2	Rp 750.000,-	Rp 1.500.000,-
Satpam	8	Rp 800.000,-	Rp 6.400.000,-
Sopir	3	Rp 800.000,-	Rp 2.400.000,-
Pesuruh & Cleaning Service	6	Rp 500.000,-	Rp 3.000.000,-
Operator Lapangan	50	Rp 1.000.000,-	Rp 50.000.000,-
Staf Ahli	2	Rp 6.000.000,-	Rp 12.000.000,-
Total	133		Rp 225.800.000,-

4.5.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa:

1. Tunjangan

- a. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2. Cuti

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

3. Pakaian Kerja

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

4. Pengobatan

- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang disebabkan oleh kecelakaan kerja ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.

- b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

4.6 Evaluasi Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu pada perancangan pabrik tetra ethyl lead ini dibuat evaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau dengan metode:

1. *Return Of 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.

4.6.1 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:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries \& Newton P.16, 1955})$$

Dalam hubungan ini:

E_x = harga alat pada tahun X

E_y = harga alat pada tahun Y

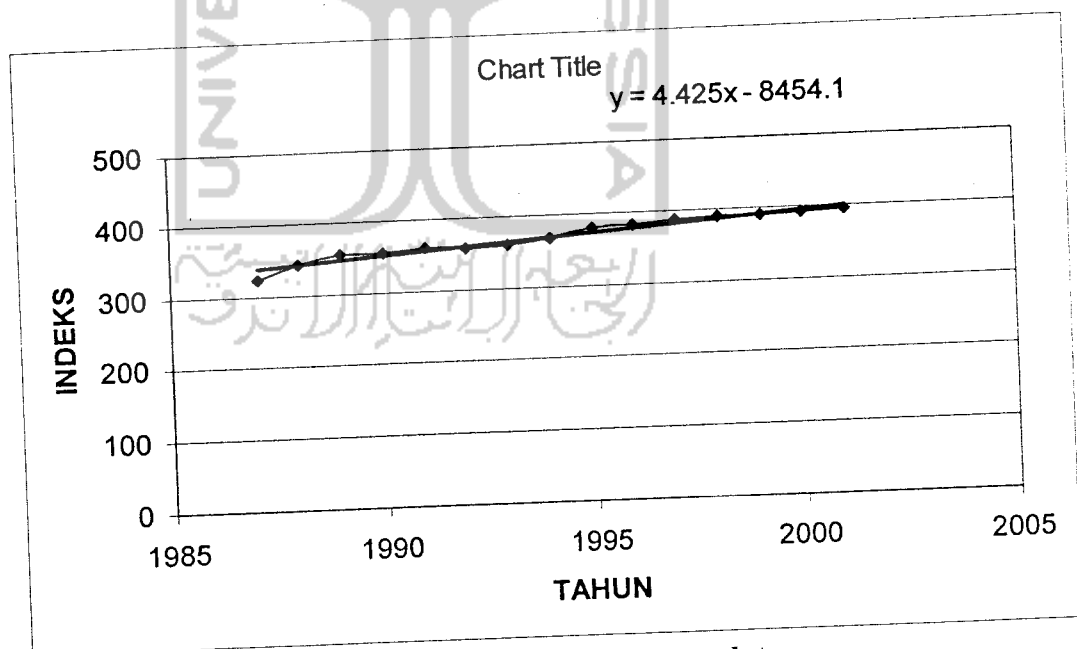
N_x = nilai indeks tahun X

N_y = nilai indeks tahun Y

Jenis indeks yang digunakan adalah *Chemical Engineering Plant Cost Index* dari Majalah "*Chemical Engineering*" (2001)

Tabel 4.9 Indeks harga alat pada berbagai tahun

Tahun	X(Tahun)	Y (indeks)
1987	1	324
1988	2	343
1989	3	355
1990	4	356
1991	5	361,3
1992	6	358,2
1993	7	359,2
1994	8	368,1
1995	9	381,1
1996	10	381,7
1997	11	386,5
1998	12	389,5
1999	13	390,6
2000	14	391,4
2001	15	394,3
Total	120	5539,9



Gambar 4.8 Indeks harga alat

Tabel 4.10 Indeks harga alat pada berbagai tahun

Tahun	Indeks
2004	413,6
2005	418,0
2006	422,4
2007	426,8
2008	431,3
2009	435,7
2010	440,1

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

$$E_b = E_a \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^x$$

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, halaman 170

4.6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi = 10.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Umur pabrik = 10 tahun

Pabrik didirikan	= 2010
Indeks harga tahun 1954	= 86,1
Indeks harga tahun 2010	= 440,1
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp 10.000

4.6.3 Perhitungan Biaya

4.6.3.1 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.

4.6.3.2 Manufacturing Cost

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

- Direct Cost* adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.
- 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.

4.6.3.3 General Expense

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

4.6.4 Analisa Kelayakan

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

4.6.4.1 Percent Return of Investment (ROI)

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

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

FCI = Fixed Capital Investment

4.6.4.2 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.

4.6.4.3 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*).

4.6.4.4 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.

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

Dengan:

Fa = Annual Fixed Expense

Ra = Annual Regulated Expense

Va = Annual Variabel Expense

Sa = Annual Sales Value Expense

Total Fixed Capital Investment dalam rupiah

$$= \$ 5.753.184,32 \times \text{Rp. } 10.000,- + \text{Rp. } 73.522.956.400,-$$

$$= \text{Rp. } 131.054.799.629,-$$

$$\text{Total Fixed Capital Investment dalam dollar} = \$ 13.105.479,96$$

B. Modal Kerja (Working Capital)**Tabel 4.12 Modal Kerja**

No	Jenis	Rp
1	Raw material inventory	Rp 22.102.261.000,-
2	In process inventory	Rp 967.835.952,-
3	Product inventory	Rp 29.035.078.560,-
4	Extended credit	Rp 29.035.078.560,-
5	Available cost	Rp 29.035.078.560,-
Total WC		Rp 110.197.570.540,-

4.6.5.2 Biaya Produksi Total (Total Production Cost)**A. Manufacturing Cost****1. Direct Manufacturing Cost****Tabel 4.13 Direct Manufacturing Cost**

No	Jenis	Rp
1	Bahan Baku	Rp 243.124.871.001,-
2	Labor	Rp 3.195.600.000,-
3	Pengawas	Rp 319.560.000,-
4	Maintenance	Rp 9.173.835.974,-
5	Plant Supplies	Rp 1.376.075.396,-
6	Royalty and Patents	Rp 4.189.676.160,-
7	Utilitas	Rp 17.895.842.873,-
Total DMC		Rp 279.307.051.470,-

2. Indirect Manufacturing Cost

Tabel 4.14 Indirect Manufacturing Cost

No	Jenis	Rp
1	Payroll Overhead	Rp 543.252.000,-
2	Laboratory	Rp 319.560.000,-
3	Plant Overhead	Rp 1.917.360.000,-
4	Packaging & Shipping	Rp 20.948.380.804,-
Total IMC		Rp 23.728.552.804,-

3. Fixed Manufacturing Cost

Tabel 4.15 Fixed Manufacturing Cost

No	Jenis	Rp
1	Depresiasi	Rp 13.105.479.962,-
2	Property Taxes	Rp 1.965.821.994,-
3	Asuransi	Rp 1.310.547.996,-
Total FMC		Rp 16.430.902.848,-

4. Total Manufacturing Cost

Tabel 4.16 Total Manufacturing Cost

No	Jenis	Rp
1	Direct Manufacturing Cost	Rp 279.275.461.405,-
2	Indirect Manufacturing Cost	Rp 23.728.552.804,-
3	Fixed Manufacturing Cost	Rp 16.381.849.953,-
Total MC		Rp 319.466.507.123,-

$$\text{Total Manufacturing Cost} = \text{DMC} + \text{IMC} + \text{FMC}$$

$$= \text{Rp. 319.466.507.123,-}$$

B. General Expense

Tabel 4.17 General Expense

No	Jenis	Rp
1	Administrasi	Rp 9.581.575.924,-
2	Sales	Rp 41.896.761.609,-
3	Research	Rp 9.581.575.924,-
4	Finance	Rp 5.242.191.985,-
Total GE		Rp 66.322.640.948,-

$$\begin{aligned}\text{Total Biaya Produksi} &= \text{TMC} + \text{GE} \\ &= \text{Rp } 385.687.969.609,-\end{aligned}$$

4.6.5.3 Keuntungan (Profit)

$$\text{Keuntungan} = \text{Total Penjualan Produk} - \text{Total Biaya Produksi}$$

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

$$\text{Total Penjualan Produk} = \text{Rp } 418.967.616.099,-$$

$$\text{Total Biaya Produksi} = \text{Rp } 385.687.969.609,-$$

Pajak keuntungan sebesar 50%.

$$\text{Keuntungan Sebelum Pajak} = \text{Rp } 33.279.646.489,-$$

$$\text{Keuntungan Setelah Pajak} = \text{Rp } 16.639.823.244,-$$

4.6.5.4 Analisa Kelayakan

1. Persent Return Of Investment (ROI)

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

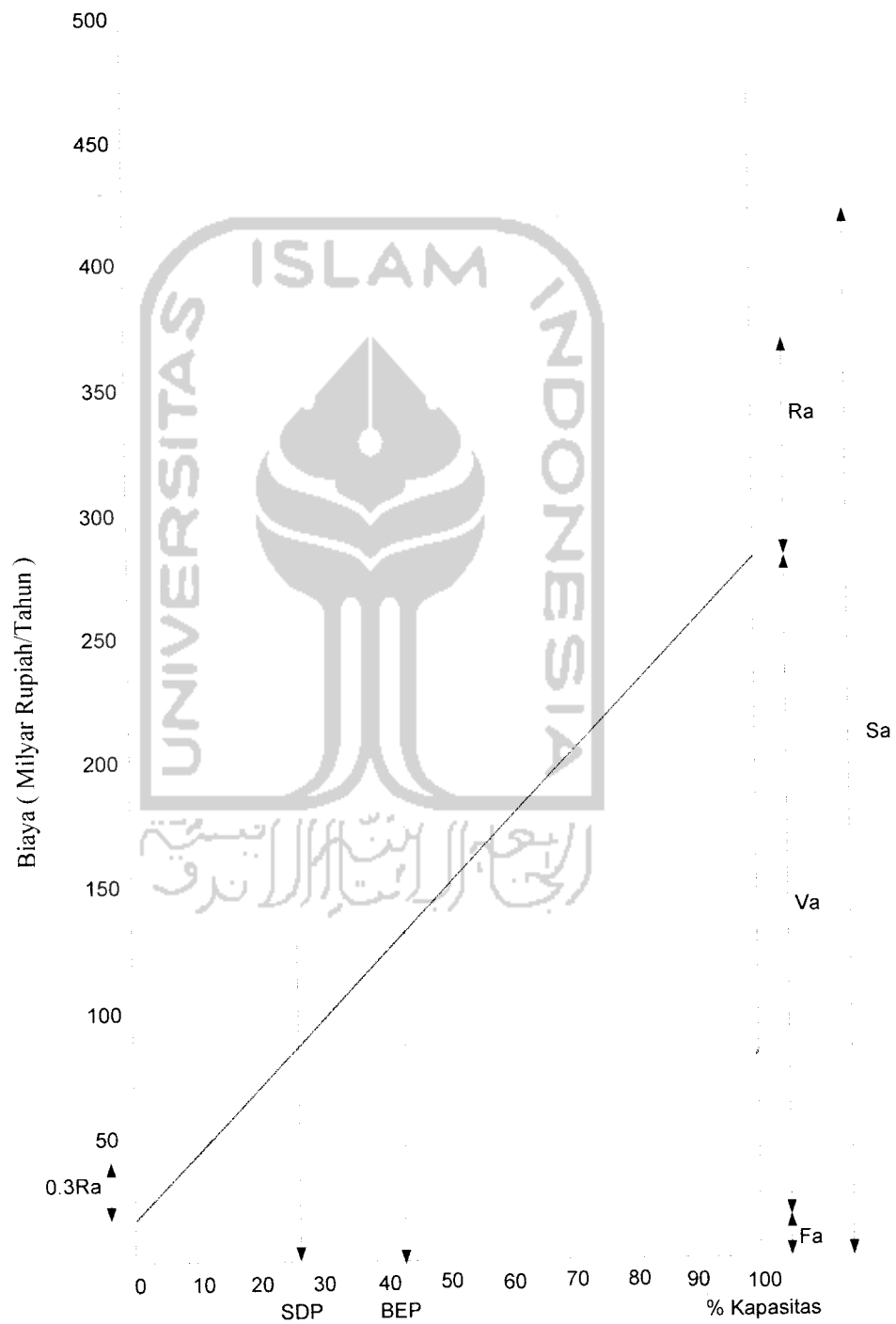
- ROI sebelum Pajak = 25,39 %
- ROI setelah Pajak = 12,70 %

2. Pay Out Time (POT)

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

- POT sebelum Pajak = 2,83 tahun
- POT setelah Pajak = 4,41 tahun

Grafik BEP dan SDP



Gambar 4.1 Grafik BEP Dan SDP

BAB V

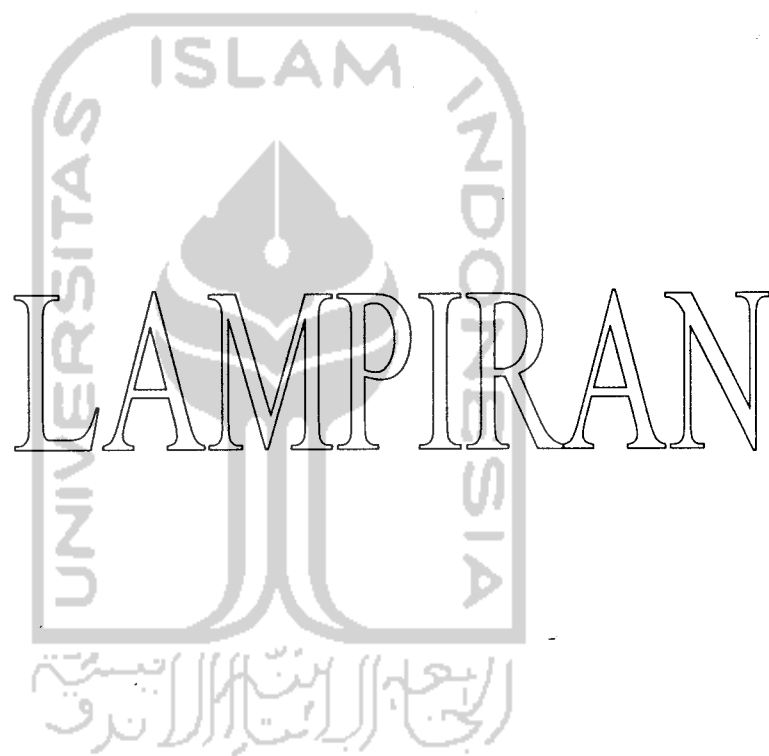
PENUTUP

5.1 KESIMPULAN

Berdasarkan hasil perhitungan Pra Rancangan Pabrik pembuatan Tetra Ethyl Lead dari Ethyl Chloride dan NaPb, maka diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. Ditinjau dari segi proses, sifat-sifat bahan baku dan kondisi operasinya, maka pabrik Tetra Ethyl Lead ini tergolong beresiko rendah.
2. Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 33.279.646.489,-/thn dan keuntungan sesudah pajak sebesar Rp. 16.639.823.244,-/thn.
3. *Percent Return On Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 25,39 % dan sesudah pajak sebesar 12,70 %. ROI sebelum pajak minimum untuk pabrik beresiko rendah sebesar 11 %. (Aries & Newton, 1955)
4. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 2,83 tahun dan sesudah pajak sebesar 4,41 tahun. POT sebelum pajak maksimum untuk pabrik beresiko rendah sebesar 5 tahun. (Aries & Newton, 1955)

- Ludwig, E.E., *"Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants"*, Gulf Publishing Company Houston, Texas, 1964.
- McCabe, Warren L; Smith J.C; and Harriot P, *"Unit Operations of Chemical Engineering"*, Mc Graw-Hill, Singapore, 1993.
- Perry, R.H., and Green, D.W., *"Perry's Chemical Engineering Handbook"*, 6th edition Mc. Graw Hill Book Co, International Student Edition, Singapore, 1986.
- Peter, M.S., and Timmerhaus, *"Plant Design Economic for Chemical Engineering"*, 3rd edition, Mc. Graw Hill Kogakusha Ltd, Tokyo, 1981.
- Rase, H.F., *"Chemical Reaktor Design for Process Plant vol. I and II, Principles and Techniques"*, Willey and Sons, Inc, New York, 1977.
- Shreve, R.N., and Brink, J.A., *"Chemical Process Industries"*, 4rd edition, Mc Graw Hill International Book Company, New York, 1977.
- Smith, J.M., and Van Ness, H.C., *"Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic"*, 3rd edition, Mc. Graw Hill Book Kogakusha Ltd, Tokyo, 1975.
- Smith, J.M., *"Chemical Engineering Kinetic's"*, 3rd edition, Mc. Graw Hill Book Co, Singapore, 1981.
- Vilbrant, F.C. *"Chemical Engineering Plant Design"*, 4th ed, Tokyo: Mc Graw Hill Kogakusha.
- Warnijati, S., 1988, *"Perpindahan Panas"*, bagian I & II, Fakultas Teknik, Universitas Gadjah Mada, Yogyakarta.

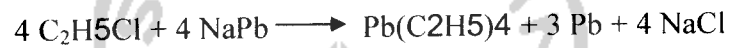


REAKTOR

Fungsi : Mereaksikan ethyl chloride dengan sodium lead menjadi tetra ethyl lead, lead dan sodium chloride pada suhu 70°C dan tekanan 3,5 atm.

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Reaksi yang terjadi :



Kondisi operasi :

Tekanan : 3,5 atm

Temperatur : 70°C

- Menentukan Harga Konstanta Kecepatan Reaksi

$$\text{Rumus: } k = \frac{1}{C_{A0} L (M-1)} \ln \left[\frac{M - X_A}{M(1 - X_A)} \right]$$

Dimana: $X_A = 0,90$

$t = 1 \text{ jam}$ (Sumber: Groggins, 1985)

Tabel A.1.Data Kecepatan Volumetrik Umpan Total

Komposisi	Berat Umpan (kg/jam)	Berat Molekul (kg/kmol)	Mol Umpan (kmol/jam)	ρ (kg/lt)
NaPb	3955,9684	230	17,1999	0,8960
C ₂ H ₅ Cl	1885,9649	64.5	29,2398	0,9170
Pb(C ₂ H ₅) ₄	12,6263	323	0,0610	1,6590
H ₂ O	20,2424	18	1,1246	1
H ₂ SO ₄	58,4193	98	0,5961	1,7958
Total	5933,2212			

$$FV = \frac{3955,9684}{0,8960} + \frac{1885,9649}{0,9170} + \frac{12,6263}{1,6590} + \frac{20,2424}{1} + \frac{58,4193}{1,7958} \quad \frac{\text{kg/jam}}{\text{kg/m}^3}$$

$$= (4415,1433 + 2056,6684 + 7,6108 + 20,2424 + 32,5311)$$

$$= 6532,1959 \text{ liter / jam}$$

$$C_{AO} = C_{\text{NaPb}} ; \quad C_{BO} = C_{\text{C}_2\text{H}_5\text{Cl}}$$

$$C_{AO} = \frac{\text{mol umpan NaPb}}{\text{Kec. Volumetrik umpan total}}$$

$$= \frac{17,1999 \text{ kmol/jam}}{6532,1959 \text{ liter/jam}}$$

$$= 0,0026 \text{ kmol/liter} = 2,6331 \text{ mol/liter}$$

- Menentukan volume reaktor dan waktu tinggal

➤ Untuk 1 RATB

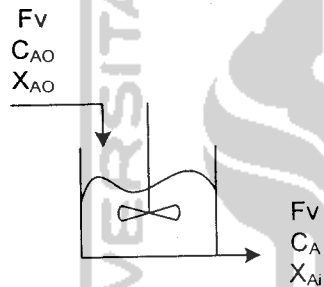
Diketahui $k = 0,8403 \text{ liter/mol jam}$

$$X_{A1} = 0,90$$

$$M = 1,7$$

$$C_{A0} = 2,6331 \text{ mol/liter}$$

$$FV = 6532,1959 \text{ liter / jam}$$



Neraca Massa Komponen:

Input – Output – yang bereaksi = Acc

$$Fv.C_{A0} - Fv.C_A - (-r_A).V = 0$$

$$Fv.(C_{A0} - C_A) = (-r_A).V$$

$$\frac{(C_{A0} - C_A)}{(-r_A)} = \frac{V}{Fv}$$

Dimana

$$C_{A1} = [C_{A0}(1 - (X_{A1} - X_{A0}))]$$

$$(-r_A) = k.C_{A1}.C_{B1} \rightarrow \text{orde 2}$$

$$= k.C_{A0}(1 - X_{A1}).(C_{B0} - C_{A0}.X_{A1})$$

$$= k.C_{A0}^2(1 - X_{A1}).(M - X_{A1})$$

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

$$\left[\frac{V}{Fv} \right] = \frac{C_{A0} - (1 - X_{A0}) - C_{A0}(1 - X_{A1})}{k.C_{A0}^2(1 - X_{A1})(M - X_{A1})}$$

$$\left[\frac{V}{Fv} \right] = \frac{C_{A0}(X_{A1} - X_{A0})}{k.C_{A0}^2(1 - X_{A1})(M - X_{A1})}$$

$$\left[\frac{V}{Fv} \right] = \frac{(X_{A1} - X_{A0})}{k.C_{A0}(1 - X_{A1})(M - X_{A1})}$$

Volume cairan dalam reaktor:

$$\begin{aligned} V &= \frac{Fv.X_A}{k.C_{A0}(1 - X_{A1})(M - X_{A1})} \\ &= \frac{6532,1959 \times 0,90 \text{ liter/jam}}{0,8403 \text{ liter/jam} \times 2,6331 \text{ mol/liter} \times (1 - 0,90)(1,7 - 0,90)} \\ &= \frac{5878,9763 \text{ liter/jam}}{0,1770 \text{ /jam}} \end{aligned}$$

$$= 33213,1453 \text{ liter} \times 0,2642 \text{ galon/lt}$$

$$= 8774,9130 \text{ galon}$$

$$\theta = \frac{V}{Fv}$$

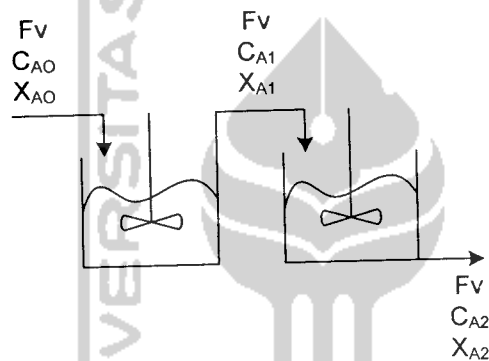
$$= \frac{33213,1453 \text{ liter}}{6532,9130 \text{ liter/jam}}$$

$$= 5,084 \text{ jam}$$

Jadi, untuk 1RATB didapat volume reaktor sebesar 33213,1453 liter dan waktu tinggal sebesar 5,084 jam.

➤ Untuk 2 RATB $V_2 = \frac{Fv.(0,90 - X_{A1})}{k.C_{A0}(1 - 0,90)(M - 0,90)}$

Dengan $X_{A0} = 0$; $X_{A1} = \dots ?$; $X_{A2} = 0,90$



$$V_1 = \frac{Fv.(X_{A1} - 0)}{k.C_{A0}(1 - X_{A1})(M - X_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{Fv.(0,90 - X_{A1})}{k.C_{A0}(1 - 0,90)(M - 0,90)}$$

Berdasarkan trial diperoleh $X_{A1} = 0,7063$

$$\begin{aligned} V_1 = V_2 &= 7146,5274 \text{ liter} \times 0,2642 \text{ galon/lit} \\ &= 1888,1125 \text{ galon} \end{aligned}$$

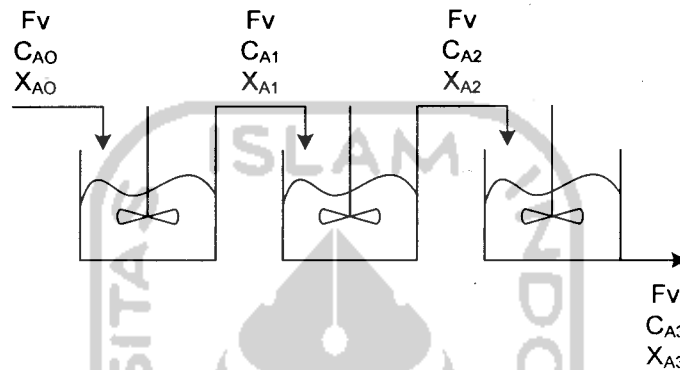
$$\theta = \frac{V}{Fv}$$

$$= \frac{7146,5274 \text{ liter}}{6532,1959 \text{ liter / jam}}$$

$$= 1.0940 \text{ jam}$$

➤ Untuk 3 RATB

Dengan $X_{A0} = 0$; $X_{A1} = \dots?$; $X_{A2} = \dots?$; $X_{A3} = 0,90$



$$V_1 = \frac{F_v}{k \cdot C_{A0}}$$

$$V_1 = \frac{F_v \cdot (X_{A1} - 0)}{k \cdot C_{A0} (1 - X_{A1})(M - X_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{F_v}{k \cdot C_{A0}}$$

$$V_2 = \frac{F_v \cdot (0,90 - X_{A1})}{k \cdot C_{A0} (1 - 0,90)(M - 0,90)}$$

$$V_3 = \frac{F_v}{k \cdot C_{A0}}$$

$$V_3 = \frac{F_v \cdot (0,90 - X_{A2})}{k \cdot C_{A0} (1 - 0,90)(M - 0,90)}$$

Berdasarkan trial diperoleh :

$$X_{A1} = 0,5804$$

$$X_{A2} = 0,8012$$

$$V_1 = V_2 = V_3 = 3647.1417 \text{ liter} \times 0,2642 \text{ galon/lit}$$

$$= 963.5748 \text{ galon}$$

$$\theta = \frac{V}{F_v}$$

$$= \frac{3647.1417 \text{ liter}}{6532,1959 \text{ liter / jam}}$$

$$= 0,5583 \text{ jam}$$

b. Menghitung Harga Reaktor

$$CostB = CostA \left(\frac{sizeB}{sizeA} \right)^{0,6} \quad (Timmerhaus, P-731)$$

❖ RATB, $V_1 = 8774.9130$ galon

$$CostB = \$3200 \left(\frac{8774,9130 \text{ gal}}{30 \text{ gal}} \right)^{0,6}$$

$$= \$ 96.565,7054$$

❖ RATB, $V_2 = 1888,1125$ galon

$$CostB = \$3200 \left(\frac{1888,1125 \text{ gal}}{30 \text{ gal}} \right)^{0,6}$$

$$= \$ 38.414,3908$$

$$\text{untuk 2 reaktor} = 2 \times \$ 38.414,3908 = \$ 76.828,7816$$

❖ RATB, $V_3 = 963,5748$ galon

$$CostB = \$3200 \left(\frac{963,5748 \text{ gal}}{30 \text{ gal}} \right)^{0,6}$$

$$= \$ 25.657,1548$$

$$\text{untuk 3 reaktor} = 3 \times \$ 25.657,1548 = \$ 76.971,4644$$

❖ RATB, $V_4 = 633,9664$ galon

$$CostB = \$3200 \left(\frac{633,9664 \text{ gal}}{30 \text{ gal}} \right)^{0,6}$$

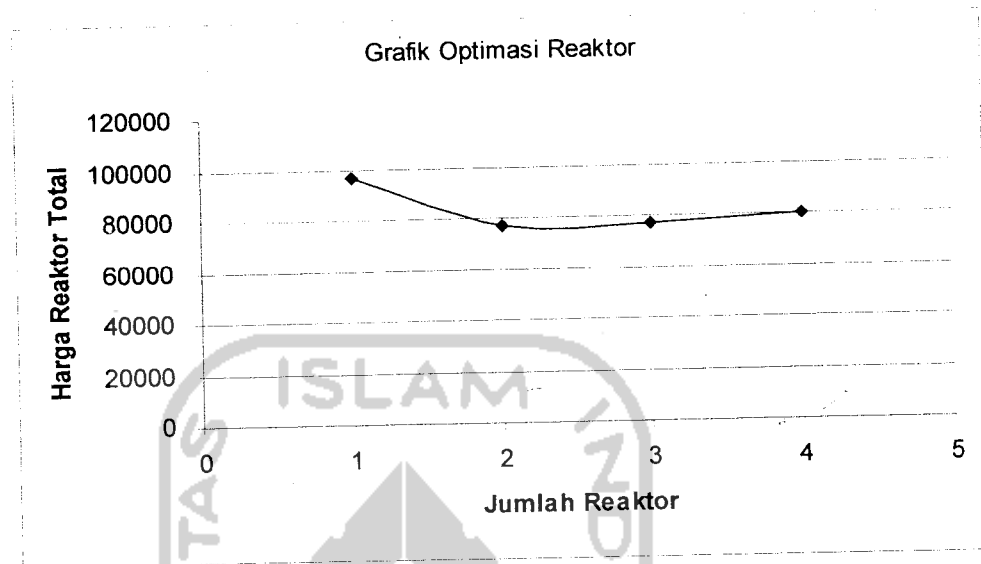
$$= \$ 19.957,1548$$

$$\text{untuk 4 reaktor} = 4 \times \$ 19.957,9977 = \$ 79.831,9910$$

(Data harga total tiap reaktor ditampilkan pada tabel optimasi reaktor)

Tabel A.2. Hasil Perhitungan Optimasi Reaktor

Jumlah reaktor (n)	Konversi (X)	Vol. tiap reaktor (Lt)	Harga Total (\$)	Waktu tinggal (jam)
1	$X_1 = 0,90$	33213,1454	96.565,7054	5,0845
2	$X_1 = 0,7063$ $X_2 = 0,90$	7146,5274	76.828,7816	1,0940
3	$X_1 = 0,5804$ $X_2 = 0,8012$ $X_3 = 0,90$	3647,1417	76.971,4644	0,5583
4	$X_1 = 0,4949$ $X_2 = 0,7190$ $X_3 = 0,8350$ $X_4 = 0,90$	2399,5700	79.831,9910	0,3673



PERANCANGAN REAKTOR

❖ Menentukan Ukuran Reaktor (Untuk 2 Reaktor)

Asumsi :

- Volume cairan selama reaksi tetap
- Bisa dianggap isothermal karena cairan dalam tangki mixed flow
- Reaksi sederhana orde dua terhadap butanol dan asam asetat

Dari data perhitungan diperoleh :

$$K = 0,8403 \text{ liter/mol jam}$$

$$C_{AO} = 2,6331 \text{ mol/liter}$$

$$M = 1,7$$

$$X_{A1} = 0,7066$$

$$FV = 6532,1959 \text{ liter / jam}$$

Perancangan yang dibuat ini memiliki over design 20 % sehingga volume reaktor menjadi :

$$\text{Volume design} = 1,2 \times V_L$$

$$= 1,2 \times 7146,5274 \text{ lt}$$

$$= 8575,832851 \text{ lt}$$

Dipilih tangki silinder tegak, dengan H:D = 1,5 : 1

Jenis head : Flanged and Dished Head Torispherical

Volume head : 0,000049 di³ (Brownell and Young, p.88, 5-11)

Dimana : D = Diameter, inchi

VH = Volume head, ft³

Volume reaktor dihitung berdasarkan persamaan :

$$VR = \frac{\pi D^2 H}{4} + 2 VH$$

$$= \frac{\pi D^2 H}{4} + 2 \times 0,000049 \text{ ft}^3 \times \frac{D^3 \text{ in}^3}{12 \text{ ft}^3}$$

$$302.8527 = 1,1775 D^3 + 0,1693 D^3$$

$$D^3 = 224,8610 \text{ ft}^3$$

$$D = 6,0809 \text{ ft} = 72,9714 \text{ in} = 1,8535 \text{ m}$$

$$H = 1,5 D$$

f = Tekanan maksimal yang diijinkan, psi = 12650 psi

C = Korosi yang diijinkan, in = 0,125

r = Jari-jari reaktor = $0,5 \times 72.9714 \text{ in} = 36,4857 \text{ in}$

Bahan konstruksi reaktor = Carbon Steel SA 283 Grade C

(Brownell and Young, table 13-1 ; p.251)

Jenis sambungan = "Single Welded Butt Joint with Backing Strip"

(Brownell and Young, p.254 Table 13-2)

Tekanan Perancangan

$P = 1,2 \times P_{\text{operasi}}$

$P_{\text{operasi}} = P_{\text{design}} + P_{\text{hidrostatik}}$

$P_{\text{design}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$

$P_{\text{hidrostatik}} = \rho_{\text{cairan}} \text{ kg/m}^3 \times \text{Tinggi cairan m}$

$\rho_{\text{cairan}} = M / V$

$= 5933. \text{ kg/jam} / 6532,1959 \text{ L/jam}$

$= 0,9083 \text{ kg/L} \times 0,0361$

$= 0,0386 \text{ lb/in}^3$

$P_{\text{hidrostatik}} = 0,0386 \text{ lb/in}^3 \times 92,1703 \text{ in}$

$= 3,0248 \text{ lb/in}^2$

$= 3,0248 \text{ psi}$

$P_{\text{operasi}} = 14,7 \text{ psi} + 3,0248 \text{ psi}$

$= 17,7248 \text{ psi}$

$$\begin{aligned}
 P &= 1,2 (14,7 \text{ psi} + 3,0248 \text{ psi}) \\
 &= 21,2697 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{21,2697 \text{ psi} \times 36,4857 \text{ in}}{(12650 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 21,2697 \text{ psi})} + 0,125 \\
 &= 0,1973 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Jadi tebal yang dipilih tebal shell standar = 1/4 in

❖ Menghitung Ukuran Head dan Bottom Reaktor

$$\text{ID shell} = 1,8535 \text{ m} = 72,9714 \text{ in} = 6,0809 \text{ ft}$$

$$\text{OD shell} = 72,9714 \text{ in} + 2 \times (1/4 \text{ in}) = 73,4714 \text{ in} = 1,8662 \text{ m}$$

Dari table (5.7 Brownell, LE & Young EH) untuk OD, maka

➤ Menentukan Tebal Head

Konstruksi head : *Stainless steel SA. 167 Grade 3*

Bentuk Head : *Flanged and Dished Head (Torispherical)*

Tebal head dihitung dengan persamaan berikut :

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot r_c}{f \cdot E - 0,1P} + C \quad (\text{Eq.13-12, P-258, Brownell\&Young})$$

Dimana : r_c (*inside spherical or crown radius, in*)

Dari tabel 5.7 Brownell and Young ; p.90

$$i_{cr} = 4 \frac{3}{8} \text{ in untuk OD} = 72$$

$$r = 72 \text{ in}$$

$$t_h = \frac{0,885.21,2697 \text{ psi}.72 \text{ in}}{12650.0,85 - 0,1.21,2697 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,2511 \text{ in}$$

$$t \text{ head standar} = 1/4''$$

➤ **Menentukan Ukuran Head**

Bentuk : *Flanged and Standart Dished Head*

Bahan : Carbon steel SA. 283 Grade C

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis *head* meliputi :

1. *Flanged & Standard Dished Head*

Umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.

2. *Torispherical Flanged & Dished Head*

Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.

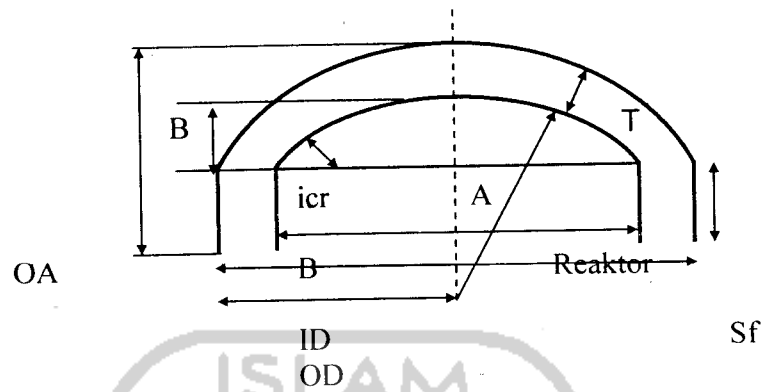
3. *Eliptical Dished Head*

Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal.

4. *Hemispherical Head*

Digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi, kuat dan ukuran yang tersedia terbatas.

(P-87 Brownell, 1959)



Gambar. Dimensi tutup reaktor

Keterangan Gambar :

- ID = Diameter dalam *head*
- OD = Diameter luar *head*
- t = Tebal *head*
- r = Jari-jari *disk*
- icr = Jari-jari dalam sudut *disk*
- b = Tinggi *head*
- sf = *Straight Flange*

Ukuran *Head* :

$$ID = ID \text{ shell} = 72.9714 \text{ in} = 6.0809 \text{ ft}$$

Dari tabel 5.7 Brownell and Young ; p.90

$$icr = 4 \frac{3}{8} \text{ in untuk OD} = 72$$

$$r = 72 \text{ in}$$

$$OD = ID + (2 \times t_{\text{shell}})$$

$$= 72.9714 + (2 \times 1/4)$$

$$= 73,4714$$

$$a = ID/2 = 36.4857 \text{ in}$$

$$AB = a - i_{cr}$$

$$= (36,4857 - 4 \frac{3}{8}) \text{ in}$$

$$= 32,1107 \text{ in}$$

$$BC = rc - i_{cr}$$

$$= (72 - 4 \frac{3}{8}) \text{ in}$$

$$= 67,6250 \text{ in}$$

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

$$= \sqrt{(67,6250)^2 - (32,1107)^2}$$

$$= 59,5151$$

$$b \text{ (Deep of dish)} = rc - AC$$

$$b = (72 - 59.5151) \text{ in}$$

$$= 12,4849 \text{ in}$$

$$Sf \text{ (Straight of Flange)} = 3 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.8, P-93, Brownell\&Young})$$

$$OA \text{ (Tinggi head bagian dalam)} = Sf + b + thead$$

$$= (3 + 12,4849 + 1/4) \text{ in}$$

$$= 15,7349 \text{ in} = 1,3112 \text{ ft}$$

Volume sebuah *head* untuk *Torispherical dished head* adalah :

$$V = 0,000049 \times ID^3 \quad (\text{Eq.5-11, P-88, Brownell\&Young})$$

Jadi , Volume *head* total adalah :

$$\begin{aligned} V_{head}(V_{HT}) &= 0,000049 \cdot ID^3 + \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot ID^2 \cdot Sf \\ &= \left[0,000049 \times (6,0809 \text{ ft})^3\right] + \left[\frac{\pi}{4} \times (6,0809 \text{ ft})^2 \times (0,25) \text{ ft}\right] \\ &= 7,2679 \text{ ft}^3 \\ &= 0,2058 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi head} = OA = 15,7349 \text{ in} = 1,3112 \text{ ft} = 0,3997 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell, } V_s &= V_r - (2 \cdot V_{HT}) \\ &= 7,1465 \text{ m}^3 - (2 \times 0,2058 \text{ m}^3) \\ &= 6,7309 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi shell, } H_s &= \frac{4 \cdot V_s}{\pi \cdot ID^2} \\ &= \frac{4 \times 6,7309 \text{ m}^3}{3,14 \times (1,8535 \text{ m})^2} \\ &= 2,4974 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam shell, } ZC &= \frac{4 \cdot (V_s - V_{HT})}{\pi \times ID^2} \\ &= \frac{4 \cdot (6,7309 \text{ m}^3 - 0,2058 \text{ m}^3)}{3,14 \times (1,8535 \text{ m})^2} \\ &= 2,5737 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi total reaktor} = H_s + 2 \cdot OA$$

$$= 2,4974 \text{ m} + 2 \times (0,3997 \text{ m})$$

$$= 3,2967 \text{ m}$$

❖ Menghitung Ukuran dan Power Pengaduk

Dipilih pengaduk turbin dengan 6 flat blades (Foust, P.573)

Jumlah baffle = 4

Data pengaduk

$$\frac{D_t}{D_i} = 3 ; \frac{Z_L}{D_i} = 2,7 - 3,9 ; \frac{Z_i}{D_i} = 0,75 - 1,3$$

Dimana : D_i = diameter Pengaduk

D_t = diameter tangki

Z_L = tinggi cairan

Z_i = jarak pengaduk dari dasar reactor

W = lebar baffle

Tugas pengaduk : untuk mencampur

$$\frac{D_t}{D_i} = 3 - 6 \longrightarrow \text{dipilih} = 3$$

$$\frac{Z_L}{D_i} = 2,7 - 3,9 \longrightarrow \text{dipilih} = 3,9$$

(Brown, P-507)

$$\frac{Z_i}{D_i} = 0,75 - 1,3 \longrightarrow \text{dipilih} = 1$$

Diketahui :

$$D_t = 1,8535 \text{ m}$$

$$\frac{D_t}{D_i} = 3$$

$$D_i = D_t/3 = 0,6178m$$

$$ZL/D_i = 3,9$$

$$ZL = 3,9 \times 0,6178m = 2,4095m$$

$$Z_i/D_i = 1 \longrightarrow Z_i = 1 \times 0,6178m = 0,6178m$$

$$W/D_i = 0,17 \longrightarrow W = 0,17 \times D_i$$

$$= 0,17 \times 0,6178m = 0,1050m$$

$$H/D_i = 0,2 \longrightarrow H = 0,2 \times D_i$$

$$= 0,2 \times 0,6178m = 0,1236m$$

$$L/D_i = 0,25 \longrightarrow L = 0,25 \times D_i$$

$$= 0,25 \times 0,6178m = 0,1545m$$

Ringkasan Ukuran Reaktor

- Diameter dalam reaktor (D_t) : 1.8535 m = 6.0809 ft
- Tinggi reaktor (Z_R) : 3.2967 m = 10,8159 ft
- Tinggi zona pengadukan (Z_L) : 2.4095 m = 7.9052 ft
- Jarak pengaduk dari dasar (Z_i) : 0.6178 m = 2.0270 ft
- Diameter pengaduk (D_i) : 0,6178 m = 2,0270 ft
- Tinggi pengaduk (H) : 0,1236 m = 0,4054 ft
- Lebar pengaduk (L) : 0,1545 m = 0,5067 ft
- Lebar *buffle* (W) : 0,1050 m = 0,3446 ft
- Tinggi cairan dalam silinder (Z_C) : 2.5737 m = 8,4439 ft

➤ Menghitung Kecepatan Pengaduk dalam Reaktor

$$\frac{WELH}{2Di} = \left[\frac{H \cdot Di \cdot N}{600} \right]^2 \quad (\text{Eq. 8-8, P-345, HF. Rase})$$

Dimana :

WELH : *Water Equipment Liquid Height*

Di : Diameter pengaduk (ft)

N : Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

H : Tinggi pengaduk (ft)

$$\begin{aligned} WELH &= ZL \times \left(\frac{\rho_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{air}}} \right) \\ &= 8,4440 \text{ ft} \times \left(\frac{0,9083}{1} \right) \\ &= 7,6697 \text{ ft} \\ N &= \frac{600}{\pi \cdot Di} \sqrt{\frac{WELH}{2Di}} \\ &= \frac{600}{\pi \times 2,0270} \sqrt{\frac{7,6697}{2 \times 2,0270}} \\ &= 129,6644 \text{ rpm} \\ &= 2,1611 \text{ rps} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= 5.7722 \text{ cp} = 0.00388 \text{ lb/ft.s} \\ 1 \text{ cp} &= 6,7179 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

➤ **Menghitung Bilangan Reynold**

$$Nre = \frac{N \cdot Di^2 \cdot \rho}{\mu}$$

$$= \frac{2,1611 \times (2,0270)^2 \times 56,8444}{0.00388}$$

$$= 130121.2318$$

karena $Nre > 2100$ maka alirannya *turbulens*

➤ **Menghitung Power Pengaduk**

$$Pa = \frac{N_p \times \rho \times N^3 \times D_i^5}{g_c} \times \frac{1}{550}$$

$$= \frac{5,5 \times 56,8444 \times (2,1611)^3 \times (2,0270)^5}{32,2 \times 550}$$

$$= 3353.1560 \text{ ft.lbf/s}$$

$$= 6,0966 \text{ Hp}$$

N_p (konstanta) = 5,5 untuk $NRe > 10.000$

(HF. Rase, P-345)

Jika Effisiensi pengaduk 80 %

(Timmerhause)

$$\text{Maka : Power} = \frac{Pa}{Eff}$$

$$= \frac{6,0966}{80\%} = 7,6208 \text{ Hp}$$

Digunakan Hp standar = 10 Hp (standar NEMA)

➤ **Menghitung Jumlah Pengaduk**

$$\text{Jumlah Pengaduk} = \frac{WELH}{ID} \quad (\text{Eq.8.9, P-345, HF.Rase})$$

$$= \frac{2,3377}{1,8535}$$

$$= 1,2613 \approx 2 \text{ pengaduk}$$

❖ **Menghitung neraca panas**

Data panas pembentukan dari John A. Dean, 13ed “Lange’s handbook of chemistry”

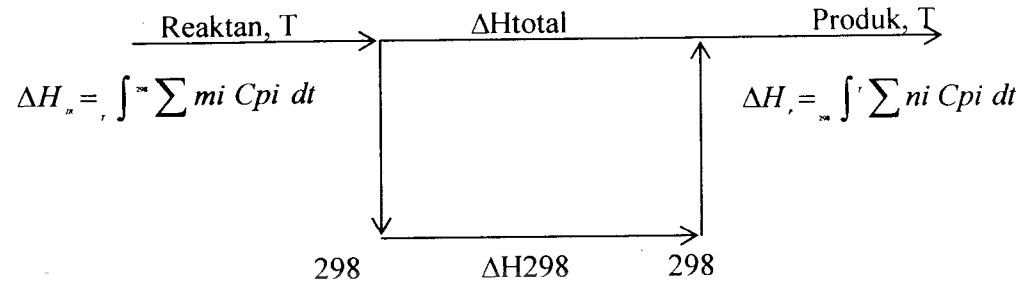
Data panas pembentukan (ΔH_f)

Tabel. Data panas pembentukan (ΔH_f)

Komponen	ΔH_f 298 (kkal/mol)	CP
NaPb	0	0,054
C ₂ H ₅ Cl	-26,83	0,385
Pb(C ₂ H ₅) ₄	12,7	0,36
NaCl	-97,34	0,204
Pb	0	0,0297

Entalpi reaksi pada sembarang suhu dapat dituliskan dengan persamaan :

(Smith J.M 1981 P.12 ; Houven O.A 1976 P.348)



$$\Delta H_{\text{Total}} = \Delta H_R + \Delta H_P + \Delta H_{298}$$

$$\begin{aligned} & \int_{298}^T \sum_R m_i C_{pi} dT + \Delta H_{298} + \int_{298}^T \sum_P n_i C_{pi} dT \\ & \int_{298}^T \sum_P n_i C_{pi} dT - \int_{298}^T \sum_R m_i C_{pi} dT + \Delta H_{298} \\ & \Delta H_{298} + \int_{298}^T \left[\sum_P n_i C_{pi} dT - \sum_R m_i C_{pi} dT \right] dT \end{aligned}$$

Entalpi reaksi pada suhu standar (ΔH_{298}) dihitung dengan :

$$\Delta H_{298} = \left(\sum_P a_i \Delta H_{fi} - \sum_R b_i \Delta H_{fi} \right) \times \text{mol yang bereaksi}$$

dengan :

ΔH_{total} = entalpi reaksi pada sembarang suhu, kcal / jam

ΔH_{298} = entalpi reaksi pada suhu standar, kcal / jam

ΔH_{fi} = entalpi pembentukan komponen i pada suhu standar, kcal / mol

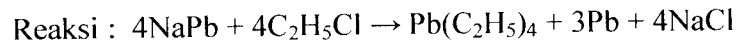
C_{pi} = kapasitas panas komponen i, kcal / kg °C

a_i = koefisien reaksi komponen i untuk produk

b_i = koefisien reaksi komponen i untuk reactor

n_i = massa komponen i untuk produk (kg)

m_i = massa komponen i untuk reaktan (kg)



$$\Delta H_{R\ 298} = \Sigma \Delta H_f \text{ product} - \Sigma \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_{298} = [\Delta H_f \text{ Pb}(\text{C}_2\text{H}_5)_4 + 3 \times \Delta H_f \text{ Pb} + 4 \times \Delta H_f \text{ NaCl}] - [4 \times \Delta H_f \text{ NaPb} + 4 \times \Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_5\text{Cl}]$$

$$= [(1 \times 12,7) + (3 \times 0) + (4 \times (-97,4))] - [(4 \times 0) + (4 \times (-28,3))]$$

$$= -269,3400 \text{ kcal/jam}$$

$$= -269340 \text{ kcal/jam}$$

Menghitung ΔH_R

Umpan 1

Entalpi masuk Reaktor pada $T = 70^\circ\text{C}$

Suhu referensi = 25°C

Tabel. Entalpi masuk reaktor pada $T = 70^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg/jam)	CP (kcal/kg $^\circ\text{C}$)	M.CP. ΔT (kcal/jam)
NaPb	3955,9684	0,054	-1068,1115

Umpan 2

Entalpi masuk Reaktor pada $T = 70^\circ\text{C}$

Suhu referensi = 25°C

Tabel. Entalpi masuk Reaktor pada $T = 70^{\circ}\text{C}$

Komponen	Massa (kg/jam)	CP (kcal/kg $^{\circ}\text{C}$)	M.CP. ΔT (kcal/jam)
C ₂ H ₅ Cl	1885,9649	0,385	-32674,3421
H ₂ O C ₂ H ₅ Cl	19,0502	1,0005	-857,6854
Jumlah			-33532,0275

Umpan 3

Entalpi masuk Reaktor pada $T = 70^{\circ}\text{C}$

Suhu referensi = 25°C

Tabel. Entalpi masuk Reaktor pada $T = 70^{\circ}\text{C}$

Komponen	Massa (kg/jam)	CP (kcal/kg $^{\circ}\text{C}$)	M.CP. ΔT (kcal/jam)
H ₂ SO ₄	58,4193	0,339	-891,1869
H ₂ O H ₂ SO ₄	1,1922	1,0005	-53,6772
Jumlah			-944,8642

Keluar reactor

Entalpi keluar Reaktor pada $T = 70^{\circ}\text{C}$

Suhu referensi = 25°C

dengan media pendingin adalah air. (Faith Keyes, p.563), (Groggins), (us patent 2856419)

Suhu air pendingin masuk = 30 °C

Suhu air pendingin keluar = 50 °C

$$\Delta T = (50-30) ^\circ\text{C}$$

$$= 20 ^\circ\text{C}$$

$$T \text{ rata-rata} = \frac{(30+50)^\circ\text{C}}{2} = 40^\circ\text{C} = 104^\circ\text{F}$$

Sifat fisis air pada suhu 104°F :

$$C_p = 0,9988 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C} \quad (\text{Mc Cabe appendix 15, p.1085})$$

$$\rho = 993,116 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Mc Cabe appendix 5, p.1071})$$

wt : jumlah air pendingin yang dibutuhkan

$$wt = \frac{Q(\text{Beban Panas})}{C_p \cdot \Delta T}$$

$$= \frac{254765,3443 \text{ kcal / jam}}{0,9988 \text{ kcal / kg}^\circ\text{C} \cdot 20^\circ\text{C}}$$

$$= 12753,5715$$

$$= 3,5427 \text{ kg/s}$$

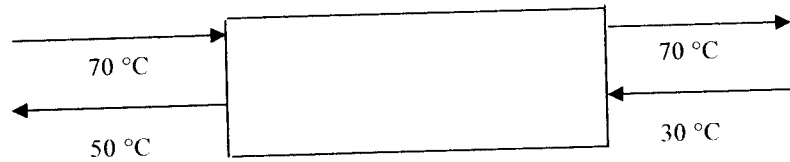
Kecepatan volumetrik air pendingin (Qv)

$$Q_v = \frac{wt}{\rho_{air}}$$

$$= \frac{3,6615 \text{ kg / dtk}}{993,116 \text{ kg / m}^3}$$

$$= 0,0036 \text{ m}^3/\text{dtk}$$

Luas perpindahan panas (A)



Suhu masuk reactor (T1) = 70 °C = 158 °F

Suhu keluar reactor (T2) = 70 °C = 158 °F

Suhu pendingin masuk (t1) = 30 °C = 86 °F

Suhu pendingin keluar (t2) = 50 °C = 122 °F

$$\begin{aligned}
 LMTD &= \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}} \\
 &= \frac{(158 - 86) - (158 - 122)}{\ln \frac{(158 - 86)}{(158 - 122)}} \\
 &= 51.9370 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$A \text{ (luas transfer panas)} = \frac{Q}{UDLMTD} \quad (\text{Kern, tabel 8, p.840})$$

Untuk *system medium organic – water* UD = 50 – 125

Dipilih harga UD = 125 btu/j.ft².°F

$$Q = 254765,3443 \text{ kcal/jam}$$

$$A = \frac{(254765,3443 \text{ kcal / jam}) \cdot \left(\frac{1 \text{ btu}}{0,252 \text{ kcal}} \right)}{(125 \text{ btu / jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})(51,9370 \text{ } ^\circ\text{F})}$$

$$= 155,7230$$

Luas penampang jacket (A_j)

V : kecepatan linear pendingin

V yang diijinkan 1 – 3 m/s

diambil $V = 3$ m/s

$$A_j = \frac{Q_v}{V}$$

$$= 0,0012 \text{ m}^2$$

Menentukan Diameter Jacket Cooler (DJ)

OD/DR = diameter luar reactor, m

DJ = diameter jacket cooler, m

$$DJ = \left(\frac{4 \cdot A_j}{\eta} \right)^{1/2} + OD$$

$$= \left(\frac{4 \cdot 0,0012 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{1/2} + 1,8662 \text{ m}$$

$$= 1,9051 \text{ m}$$

Jarak antara DJ dengan DR (X)

$$X = DJ - DR = 0,0389 \text{ m}$$

Dimensi Jacket Cooler

Diketahui :

$$\text{Diameter jacket} = 1.9051 \text{ m} = 75.0037 \text{ in}$$

$$\text{Diameter jacket} = \text{ID jacket cooler}$$

$$r_{\text{jacket}} (r_i) = 0.9525 \text{ m} = 37.5018 \text{ in}$$

Over design 20% untuk volume jacket (VJ)

$$\begin{aligned} VJ &= \frac{\eta}{4} \cdot (DJ)^2 \cdot H \\ &= \frac{3,14}{4} \cdot (1,9052 \text{ m})^2 \cdot 1 \\ &= 2.8491 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

karena over design 20%, maka

$$VJ = 1,2 \times 2.8491 = 3.4189 \text{ m}^3$$

karena ratio D : H = 1 : 1.5 , maka

Tinggi shell jaket = Diameter jaket

$$H = 2.8576 \text{ m}$$

Tebal dinding jacket cooler

$$t = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad (\text{Brownell and Young, p.254})$$

P perancangan → over design 20 %

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$P = 1,2 \times 14,7 = 17.64 \text{ psia}$$

Bahan untuk jacket cooler = carbon stell SA-283 Grade C

(Brownell and Young, p.234)

$$f = 12650$$

$$E = 0.85$$

$$C = 0.125$$

Jenis sambungan = Single Welded Butt Joint with Backing Stripp

Tebal jacket cooler (tj) = tebal shell pada jacket

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

$$= \frac{17,64 \text{ psia} \cdot 37,5146 \text{ in}}{12650 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 17,64 \text{ psia}} + 0,125$$

$$= 0,1866 \text{ in}$$

Dipilih tebal shell standar untuk jacket cooler (t) = 3/16 = 0,1875

(Brownell and Young, p.350 item-2)

Diameter luar shell jacket :

$$OD = ID + 2t$$

$$= 75.0086 + (2 \times 0,1875)$$

$$= 75.3787 \text{ in} = 1.9146 \text{ m}$$

Menentukan tebal head jacket cooler :

Dipilih bentuk head "Torispherical dished head" (Brownell and Young, p.87)

Perbandingan mayor : minor = 1 : 1

Diambil OD = 78 (Brownell and Young, p.91 (5-7))

Koreksi ID = OD - 2t

$$= 78 - (2 \times 3/16)$$

$$= 77.625 \text{ in} = 1.9717 \text{ m}$$

Tebal head

Dihitung dengan persamaan : 13 - 12 Brownell and Young, p.258

$$t = \frac{0,885.P.rc}{f.E - 0,1.P} + C$$

$$f = 12650$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125$$

Diambil OD = 78 (Brownell and Young, p.90)

$$r_{cr} = 4\frac{3}{4} = 4,75$$

$$r = 78$$

$$t = \frac{0,885.17,64.37,5018}{12650.0,85 - 0,1.17,64} + 0,125$$

$$= 0,1795 \text{ in}$$

Dari table 5 - 6 Brownell and Young, p.88 dipakai tebal head standar = 3/16 in

Volume pada head jacket

$$V = 0,000049 \text{ di}^3 \quad (\text{Brownell and Young, p.88 (5-11)})$$

$$= 0,000049 \times (77.625)^3$$

$$= 22.9193$$

Menentukan jarak puncak dengan straight flange

Dari tabel 5-6 Brownell and Young, p.88 Sf antara = 1½ - 2 in

Dipilih sf = 2 in

Common Types of Formed Heads and their selection (Brownell and Young, p.87)

$$a = ID/2$$

$$= 77,625 / 2$$

$$= 38,8125 \text{ in}$$

$$AB = ID/2 - icr$$

$$= a - icr$$

$$= 38,8125 - 4,75$$

$$= 34,0625 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 78 - 4,75$$

$$= 73,25 \text{ in}$$

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

$$= \sqrt{(73,25 \text{ in}^2 - 34,0625 \text{ in}^2)}$$

$$= 64,8484 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 78 - 64,8484$$

$$= 13,1516 \text{ in}$$

$$OA = b + sf + t \text{ head}$$

$$= 13,1516 + 2 + 0,1795$$

$$= 15,3311 \text{ in}$$

Jadi tinggi head setelah ada jaket = 15,3311 in = 0,3894 m

Tinggi Reaktor setelah ada jaket = tinggi shell jaket + 2(tinggi head)

$$= 2,8576 + 2(0,3894)$$

$$= 3.6365$$

❖ Pemipaan

Meliputi :

a). Pada jacket cooler

- pipa pemasukan dan pipa pengeluaran untuk air pendingin
- pipa pengeluaran bahan keluar reactor yang melewati jacket cooler

b). Pada reaktor

- pipa pemasukan ethyl chloride dan pipa pengeluaran bahan campuran

a). Perhitungan pipa pada jacket cooler

Menghitung diameter pipa optimum untuk aliran turbulen dengan memakai persamaan 15

$$D_{i opt} = 3,9 q_f^{0,45} \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhause p.496})$$

Dimana :

q_f = kecepatan alir massa, ft^3/dtk

ρ = densitas cairan, lb/ft^3

$D_{i opt}$ = diameter dalam pipa optimum, in

$$q_f \text{ air pendingin} = 0,0036 \text{ m}^3/\text{s} \times 35,3147 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 0,1260 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho \text{ air pendingin} = 62 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

μ air pendingin = 0,682 Cp = 0,000682 kg/m.s

$$\begin{aligned} Diapt &= 3,9 qf^{0,45} \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,1260^{0,45} \times 62^{0,13} \\ &= 2.6254 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa = 3 in schedule 40 (Kern table 11, p.844)

$$OD = 3,5 \text{ in}$$

$$ID = 3,068 \text{ in} = 0,0779 \text{ m}$$

Cek jenis aliran :

$$Re = \frac{4.G}{\pi.\mu.D}$$

G = qf, kecepatan alir massa fluida (Coulson, p.162)

$$\begin{aligned} &= \frac{4.(3,6615 \text{ kg / dtk})}{3,14.(6,82.10^{-4} \text{ kg / m.dtk})(0,0779 \text{ m})} \\ &= 84915.3526 \end{aligned}$$

$Re > 2100 \rightarrow$ aliran turbulen

b). Menentukan Ukuran Pipa C2H5Cl

komponen	massa (kg/jam)	fraksi berat Xi	densitas (ρ) (kg/lit)	viskositas (μ) (Cp)
C2H5Cl	1117.6376	0.9832	0.9170	0.385
H2O C2H5Cl	19.0502	0.0168	1	0.0031
Total	1136.6877	1		0.3881

$$\rho_{camp} = \sum Xi \rho_i$$

$$= (0.9832 \times 0.9170) + (0.0168 \times 1)$$

$$= 0,9184 \text{ kg/lit}$$

$$= 918,3910 \text{ kg/m}^3$$

$$= 57\,3333 \text{ lb/ft}^3$$

$$\ln \mu_{camp} = \sum X_i \ln \mu_i$$

$$= (0.9832 \times \ln(0.385)) + (0.0168 \times \ln(0.0031))$$

$$= -1.03555948 \text{ Cp}$$

$$\mu_{mix} = 0.000695896 \text{ lb/ft.s}$$

Kecepatan alir massa fluida (qf)

$$\begin{aligned} qf &= \frac{M_{tot}}{\rho_{camp}} \\ &= 1136.6877 / 918,3910 \\ &= 0.0121 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Menentukan diameter pipa

Diperkirakan aliran di dalam pipa adalah turbulen, maka $NRe > 2100$ sehingga digunakan persamaan :

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 3,9 qf^{0,45} \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0.0554 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (56,2475 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 0.9065 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa dengan ukuran : tabel II Kern hal 844

$$IPS = 1 \text{ in}$$

$$OD = 1,32 \text{ in}$$

$$ID = 1,049 \text{ in} = 0,0266 \text{ m}$$

$$A' = 0,84 \text{ in}^2 = 0,0060 \text{ m}^2$$

No. Schedule = 40

Menghitung bilangan Reynold

$$\text{Kecepatan linier (V)} = \frac{qf}{A'} = 0.0121 / 0.0060 = 2.0346 \text{ ft/s}$$

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{ID \rho V}{\mu} \\ &= \frac{0.0266 \times 57.3333 \times 2.0346}{0.000695896} \\ &= 4466.3085 \end{aligned}$$

Karena $\text{Re} > 2100$, maka asumsi aliran turbulen terpenuhi (Benar)

c). Menentukan Ukuran Pipa H_2SO_4

komponen	massa (kg/jam)	fraksi berat X_i	densitas (ρ) (kg/lit)	viskositas (μ) (Cp)
H_2SO_4	58.4193	0.9800	1.7958	0.88
H_2O	1.1922	0.0200	1	0.8959
Total	59.6116	1		1.7759

$$\begin{aligned} \rho_{camp} &= \sum X_i \rho_i \\ &= (0.9800 \times 1.7958) + (0.0200 \times 1) \text{ kg/lit} \\ &= 1.7798840 \text{ kg/m}^3 \\ &= 111.1146 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln \mu_{camp} &= \sum X_i \ln \mu_i \\ &= (0.9800 \times \ln(0.88)) + (0.0200 \times \ln(0.8959)) \\ &= -0.127475234 \text{ Cp} \end{aligned}$$

$$\mu_{mix} = 8.56634 \times 10^{-05} \text{ lb/ft s}$$

Kecepatan alir massa fluida (qf)

$$\begin{aligned} qf &= \frac{M_{tot}}{\rho_{camp}} \\ &= 59.6116 / 1779,8840 \\ &= 0.0335 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0.0003 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Menentukan diameter pipa

Diperkirakan aliran di dalam pipa adalah turbulen, maka $NRe > 2100$ sehingga digunakan persamaan :

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 3,9 qf^{0,45} \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0.0554 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (56,2475 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13} \\ &= 0,1947 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa dengan ukuran : tabel II Kern hal 844

$$IPS = \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$OD = 0,540 \text{ in}$$

$$ID = 0,364 \text{ in} = 0.0092456 \text{ m}$$

$$A' = 0,104 \text{ in}^2 = 0.0007176 \text{ m}^2$$

$$\text{No. Schedule} = 40$$

Menghitung bilangan Reynold

$$\text{Kecepatan linier (V)} = \frac{qf}{A'} = 0.0003 / 0.0007176 = 0.457385574 \text{ ft/s}$$

$$Re = \frac{ID \rho V}{\mu}$$

$$\begin{aligned}
 Di_{opt} &= 3,9 q f^{0,45} \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times (0,0554 \frac{ft^3}{s})^{0,45} \times (56,2475 \frac{lb}{ft^3})^{0,13} \\
 &= 0.7628 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih pipa dengan ukuran : tabel II Kern hal 844

IPS = 1 in

OD = 1,32 in

ID = 1,049 in = 0.0266446 m

$A' = 0,864 \text{ in}^2 = 0.0059616 \text{ m}^2$

No. Schedule = 40

Menghitung bilangan Reynold

$$\text{Kecepatan linier (V)} = \frac{qf}{A'} = 0.0082 / 0.0059616 = 1.38189297 \text{ ft/s}$$

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{ID \rho V}{\mu} \\
 &= \frac{0.0266446 \times 57.9954 \times 1.38189297}{0.000815447} \\
 &= 2618,6744
 \end{aligned}$$

Karena $Re > 2100$, maka asumsi aliran turbulen terpenuhi (Benar)