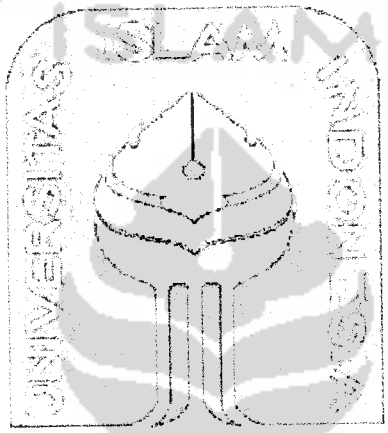
TA / TK /2007 / 326

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA DIOCTYL PHTHALATE DARI PHTHALIC ANHYDRIDE DAN 2-ETHYL HEXANOL KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Jurusan Teknik Kimia



Disusun oleh :

Danang Budi Radityo (02 521 188)

Fiqih Ariyana (02 521 198)

JURUSAN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

JOGJAKARTA

2007

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA

DIOCTYL PHTHALATE DARI PHTHALIC ANHYDRIDE DAN 2-ETHYL HEXANOL KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Disusun oleh :

Danang Budi Radityo (02 521 188) **Fiqih Ariyana (02 521 198)**

Telah Disahkan dan Disetujui oleh Dosen Pembimbing

Hari : Kamis

Tanggal : 13 September 2007

Yogyakarta, September 2007

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia

Universitas Islam Indonesia

Kumariah, Dra., Hj., MS.

Menyetujui,

Dosen Pembimbing

Sutijan, MT., Ph.D.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA
DIOCTYL PHTHALATE DARI PHTHALIC ANHYDRIDE DAN
2-ETHYL HEXANOL
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Disusun Oleh:

Danang Budi Radityo	Fiqih Ariyana
NIM. 02 521 188	NIM. 02 521 198

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

Yogyakarta, September 2007

Tim Penguji,

1. Sutijan, MT., Ph.D. ( )
2. Bachrun Sutrisno, Ir., H., MSc. ( )
3. Dalyono Mughni, Ir., H ( )

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 di bawah ini,

Nama	: Danang Budi Radityo	Nama	: Fiqih Ariyana
NIM	: 02 521 188	NIM	: 02 521 198

Menyatakan bahwa seluruh hasil tugas akhir 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.

Demikianlah pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Yogyakarta, September 2007

Danang Budi Radityo

Fiqih Ariyana

KATA PENGANTAR

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَٰنِ الرَّحِيمِ

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 Dioctyl Phtalate dari Phtalate Anhydride dan 2-Etyl Hexanol dengan kapasitas 30.000 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 Indusri Universitas Islam Indonesia.
3. Dra. Hj Kamariah Anwar A, MSi, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Sutijan, MT., Phd, selaku Dosen pembimbing atas bimbingannya.
5. Kepada kedua Orang Tua kami tercinta atas doanya dan selalu mencurahkan kasih sayang dan bimbingannya serta dukungannya.
6. Rekan – rekan Tekik Kimia angkatan '02.
7. Seluh 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

KATA PENGANTAR ---------- v

DAFTAR ISI ---------- vi

DAFTAR TABEL ---------- viii

DAFTAR GAMBAR ---------- x

ABSTRAKSI ---------- xi

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang ---------- 1

1.2 Penentuan Kapasitas Produksi ---------- 3

1.3 Tinjauan Pustaka ---------- 4

BAB II PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spsifikasi Bahan Baku ---------- 7

2.2 Spesifikasi Bahan Pembantu ---------- 8

2.3 Spesifikasi Produk ---------- 9

2.4 Pengendalian Kualitas ---------- 9

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses ---------- 12

3.2 Spesifikasi Alat Proses ---------- 15

3.3 Perencanaan Produksi ---------- 40

3.4 Neraca Massa dan Neraca Panas ---------- 43

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik ---------- 52

4.2 Tata Letak Pabrik ---------- 55

4.3 Tata Letak Alat Proses ---------- 59

4.4 Unit Pendukung Proses (Utilitas) ---------- 64

4.5 Manajemen dan Struktur Organisasi Perusahaan ---------- 110

4.6 Evaluasi Ekonomi ---------- 124

BAB V PENUTUP

5.1 Kesimpulan ---------- 139

DAFTAR PUSTAKA ---------- 141

LAMPIRAN

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data ekspor dan Impor DOP tahun 2001-2006 3

Tabel 1.2 Data pabrik DOP di Indonesia dan kapasitasnya 4

Tabel 3.1 Neraca Massa Overall 43

Tabel 3.2 Neraca Massa pada Reaktor 1 43

Tabel 3.3 Neraca Massa pada Reaktor 2 44

Tabel 3.4 Neraca Massa pada Reaktor 3 44

Tabel 3.5 Neraca Massa pada Netralizer 45

Tabel 3.6 Neraca Massa pada Decanter 46

Tabel 3.7 Neraca Panas pada HE-01 47

Tabel 3.8 Neraca Panas pada HE-02 47

Tabel 3.9 Neraca Panas pada Melter 47

Tabel 3.10 Neraca Panas pada Reaktor 1 48

Tabel 3.11 Neraca Panas pada Reaktor 2 48

Tabel 3.12 Neraca Panas pada Reaktor 3 49

Tabel 3.13 Neraca Panas pada HE-03 49

Tabel 3.14 Neraca Panas pada Cooler-01 50

Tabel 3.15 Neraca Panas pada Netralizer 50

Tabel 3.16 Neraca Panas pada Decanter 51

Tabel 4.1 Kebutuhan Air Untuk Pendingin 72

Tabel 4.2 Kebutuhan Steam 73

Tabel 4.3 Kebutuhan Air Kantor Dan Pabrik 73

Tabel 4.4 Kebutuhan Air Make Up Total 73

Tabel 4.5 Kebutuhan Listrik Alat Proses 75

Tabel 4.6 Kebutuhan Listrik Untuk Utilitas 76

Tabel 4.7 Jadwal Kerja Masing-masing Regu 120

Tabel 4.8 Perincian Gaji Karyawan 122

Tabel 4.9 Indeks Harga Alat Pada Berbagai Tahun 126

Tabel 4.10 Indeks Harga Alat Pada Berbagai Tahun 127

Tabel 4.11 Modal Tetap 132

Tabel 4.12 Modal Kerja 133

Tabel 4.13 Direct Manufacturing Cost 133

Tabel 4.14 Indirect Manufacturing Cost 134

Tabel 4.15 Fixed Manufacturing Cost 134

Tabel 4.16 Total Manufacturing Cost 134

Tabel 4.17 General Expense 135

DAFTAR GAMBAR

Gambar 4.1 Tata Letak Pabrik 58

Gambar 4.2 Tata Letak Alat Proses 60

Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif 61

Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif 62

Gambar 4.5 Process Engineering Flow Diagram..... 63

Gambar 4.6 Diaram Alir Utilitas..... 65

Gambar 4.7 Struktur Organisasi Perusahaan..... 111

Gambar 4.8 Indeks Harga Alat..... 127

Gambar 4.9 Grafik BEP dan SDP..... 138

ABSTRAKSI

Pra rancangan pabrik *dioctyl phthalate* dengan kapasitas 30.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di Gresik, Jawa Timur, dengan luas area tanah 28.360 m^2. Pabrik ini direncanakan akan beroperasi dalam 330 hari/tahun atau 24 jam sehari dengan total karyawan 134 orang.

Bahan bakunya membutuhkan *phthalic anhydride* sebanyak 11.455,5648 ton/tahun dan *2-ethyl hexanol* sebanyak 20.124,6409 ton/tahun. Proses produksi akan beroperasi pada suhu 150°C, tekanan 1 atm dengan konversi 97 %. Utilitas menbutuhkan pasokan 91.831,6106 ton/tahun air, 1.004,2185 ton/tahun steam, dan 127,7901 Kwh listrik.

Dari hasil analisa ekonomi Pra Rancangan Pabrik *dioctyl phthalate* diperoleh modal tetap sebesar Rp 315,9 milyar, modal kerja sebesar Rp 82,28 milyar keuntungan sebelum pajak Rp 70,17 milyar, dan keuntungan sesudah pajak Rp 35,08 milyar, percent return of investment (ROI) sebelum pajak 22,21 %, dan sesudah pajak 11,11 %, pay out time (POT) sebelum pajak 3,10 tahun dan sesudah pajak 4,74 tahun, break even point (BEP) sebesar 43,78 % dan shut down point (SDP) sebesar 18,15 %. Berdasarkan perhitungan ekonomi maka dapat disimpulkan bahwa pabrik Dioctyl Phthalate ini layak untuk didirikan.

ABSTRACT

Preliminary plant design of Dioctyl Phthalate with capacity 30.000 ton/year is planned to be built in Gresik, the province East Java, in the area of land 28.360 m^2. This chemical plant will be operated for 330 days/year 24 hour a day with total 134 employ.

Raw materials needed are Phthalic Anhydride 11.455,5648 ton/years and 2-Etyl Hexanol of about 20.124,6409 ton/years. The production process will be operated at 150°C and 1 atm with total conversion of 97%. The utilities consist of 91.831,6106 ton/years of water, 1.004,2185 ton/years of steam, and 127,7901 Kwh of electricity.

From an economic shows that this chemical plant need to be covered by fixed capital of about US$ 31.595.145,16, and working capital of about Rp 82.288.489.975,57. This profit before tax is US$ 7.017.760,533 while profit after tax is US$ 3.508.880,266. Percentage of Return on Investment (ROI) before tax is 22,21 % while after tax is 11,11 %. Pay Out Time (POT) before tax is 3,10 years while after tax is 4,74 years. The value of Break Even Point (BEP) for about 43,78 %, while Shut Down Point (SDP) 18,15 %. The value of Discontinued Cash Flow (DCF) for about 439,74 %. From economic evaluation result, it can be concluded that Dioctyl Phthalate plant is visible and deserves for the studies.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. LATAR BELAKANG

Perkembangan industri sebagai bagian dari usaha pembangunan ekonomi jangka panjang diarahkan untuk menciptakan struktur ekonomi yang lebih kokoh dan seimbang yaitu struktur ekonomi dengan titik berat industri maju yang didukung oleh sektor-sektor lain yang tangguh. Pembangunan industri sebagai bagian dari usaha ekonomi jangka panjang diarahkan untuk menciptakan struktur ekonomi yang lebih baik dan seimbang yaitu struktur ekonomi yang dititik beratkan pada Indonesia maju yang didukung oleh perindustrian yang tangguh. Dimulainya globalisasi perdagangan pada tahun 2003 seyogyanya memacu kita untuk lebih cermat menemukan terobosan-terobosan baru sehingga produk yang dihasilkan mempunyai pangsa pasar, daya saing tinggi, efektif dan efisien disamping harus ramah terhadap lingkungan.

Salah satu produk industri yang dibutuhkan saat ini adalah *dioctyl phthalate* (DOP) yang merupakan suatu senyawa yang banyak digunakan sebagai bahan pembantu dalam industri bahan-bahan plastik (*plasticizer*). *Plasticizer* juga digunakan dalam industri kulit imitasi, kabel, sol sepatu dan lain sebagainya.

DOP mempunyai nama kimia yaitu *di(2-ethylhexyl) phthalate*, dan mempunyai rumus kimia $C_6H_4[COOCH_2CH(C_2H_5)C_4H_9]_2$. DOP berbentuk cairan

1.2. PENENTUAN KAPASITAS PRODUKSI

Ada beberapa pertimbangan dalam pemilihan kapasitas pabrik *dioctyl phthalate*, antara lain :

1. Kebutuhan dalam negeri dan kawasan Asia

Meskipun DOP telah diproduksi di dalam negeri, namun hingga kini Indonesia masih mengimpor komoditi tersebut.

Sementara untuk data ekspor dengan tujuan negara-negara di kawasan Asia dan impor komoditi *dioctyl phthalate* untuk kebutuhan dalam negeri Indonesia dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 1.1. Data ekspor dan Impor DOP tahun 2001-2006

Tahun	Impor (ton)	Ekspor (ton)
2001	17.573	78.272
2002	17.969	88.401
2003	24.000	95.196
2004	28.784	98.657
2005	34.784	98.784
2006	36.214	100.015

Sumber: Ekspor impor, BPS, 2006, Jakarta

Kebutuhan di *dioctyl phthalate* Indonesia diperkirakan akan mengalami peningkatan disetiap tahunnya, sehingga pada tahun 2011 kebutuhan *dioctyl phthalate* semakin meningkat.

Pada perancangan ini dipilih kapasitas 30.000 ton/tahun. Dengan kapasitas ini diharapkan dapat mencukupi sebagian kebutuhan dalam negeri dan untuk diekspor.

2. Kapasitas pabrik yang telah berdiri

Kapasitas pabrik *dioctyl phthalate* yang telah berdiri Indonesia yaitu :

Tabel 1.2. Data pabrik DOP di Indonesia dan kapasitasnya

Pabrik	Kapasitas (ton/tahun)
PT. Petronika	30.000
PT. Eternal Buana Chemical industri	30.000
PT. Indopolymers Adiputra	7.200
PT. Eterindo Nusa Graha	45.000
PT. Sari Dahin Alasindo	30.000

(CIC No. 356-16 Desember 2002)

Berdasarkan hasil regresi dan kapasitas pabrik yang telah berdiri maka pada tahun 2011 kebutuhan *dioctyl phthalate* diperkirakan sebesar 161,155 ton. Dengan orientasi ekspor direncanakan kapasitas pabrik *dioctyl phthalate* sebesar 30.000 ton/tahun.

1.3. TINJAUAN PUSTAKA

Secara umum Dioctyl Phthalate diproduksi dengan mereaksikan *phthalic anhydride* dan *2-ethyl hexanol* dengan menggunakan katalis Asam Sulfat.

(Faith Keyes, p. 319)

Proses pembuatan *dioctyl phthalate* dilakukan pada suhu 150 °C dan tekanan 1 atm. Reaksi esterifikasi *phthalic anhydride* dan *2-ethyl hexanol* dengan katalis H_2SO_4 menghasilkan *dioctyl phthalate* terjadi selama 1 - 3 jam.

(Marshall Sittig p.227)

Proses lain untuk membuat *dioctyl phthalate* adalah dengan menggunakan katalis jenis lain yaitu *titanates* yang terjadi selama 4-5 jam. Proses pembuatan *dioctyl phthalate* dilakukan di dalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB), dimana bahan baku yang berupa *2-ethyl hexanol* dan *phthalic anhydride* serta katalis yang berupa H_2SO_4 atas reaktor.

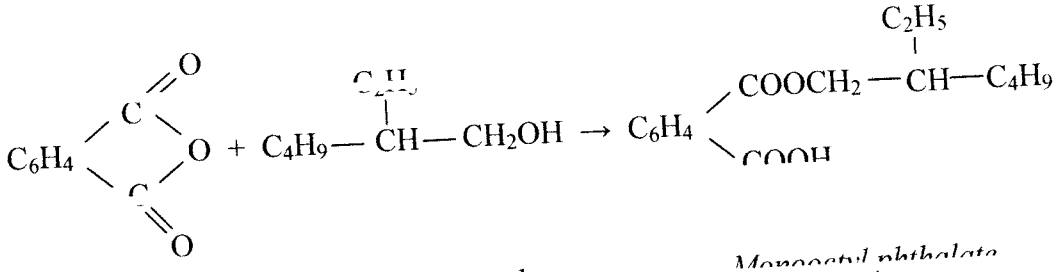
Reaksi pembuatan *dioctyl phthalate* merupakan reaksi esterifikasi antara *phthalic anhydride* dan *2-ethyl hexanol* dengan menggunakan katalis Asam Sulfat 98 %.

(Faith Keyes, p. 319)

1.3.1. Mekanisme reaksi

Reaksi esterifikasi *phthalic anhydride* dan *2-ethyl hexanol* dengan menggunakan katalis H_2SO_4 terdiri atas dua tahap, yaitu :

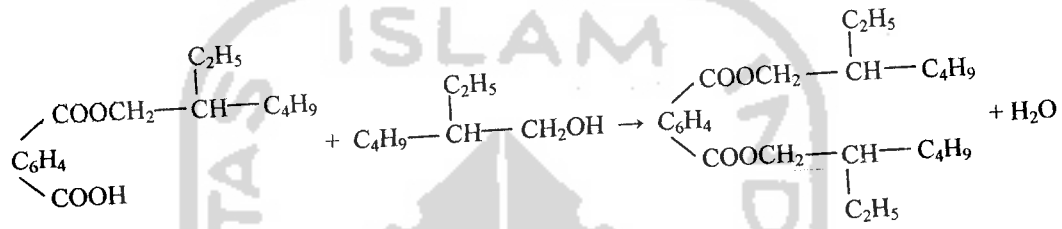
1. Tahap pertama



Phthalic Anhydride *2-Ethyl Hexanol* *Monooctyl phthalate*

Pada tahap pertama dijelaskan bahwa proses berlangsung secara cepat dan eksotermis.

1. Tahap kedua



Monooctyl phthalate *2-Ethyl Hexanol* DOP Air

Pada tahap ini, terbentuk *dioctyl phthalate* yang disertai dengan pelepasan air. Raksi pada tahap ini berjalan sangat lambat, dan memerlukan temperatur tinggi serta katalis.

(CIC, Juni 1999)

Karena reaksi tahap pertama berlangsung cepat dan reaksi tahap kedua berjalan sangat lambat maka reaksi yang menentukan adalah reaksi tahap kedua.

1.3.2. Kegunaan produk

Kegunaan utama dari *dioctyl phthalate* adalah sebagai bahan pembantu dalam industri barang-barang plastik (sebagai *plasticizer*). Selain itu dipergunakan juga dalam industri kulit imitasi, kabel, sol sepatu dan lain sebagainya.

(CIC No. 356-16 Desember 2002)

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Bahan Baku

Pabrik *dioctyl phthalate* ini dibuat dengan bahan baku dari *phthalic anhydride* dan *2-ethyl hexanol*. Spesifikasi bahan bakunya sebagai berikut :

1. *phthalic anhydride* (PA)
   a. Bentuk : Kristal putih
   b. Rumus Molekul : $C_6H_4(CO)_2O$
   c. Kemurnian : 99,8 %
   d. Impuritas (*Maleic Anhydride*) : 0,2 %
   e. Berat Molekul : 148
   f. Spesific Gravity : 1,53
   g. Titik Lebur : 131,26 °C
   h. Titik Didih : 284,5 °C
2. 2-*ethyl hexanol* (2-EH)
   a. Bentuk : Cairan tidak berwarna
   b. Rumus Molekul $C_8H_{17}OH$
   c. Kemurnian : 99,5 %
   d. Impuritas (H_2O) : 0,5 %
   e. Berat Molekul : 130

f. Spesific Gravity : 0,83

g. Titik Lebur : -70 °C

h. Titik Didih : 184,58 °C

2.2. Spesifikasi Bahan Pembantu

1. Asam sulfat (sebagai katalis)

   a. Bentuk : Cair

   b. Rumus Molekul : H_2SO_4

   c. Kemurnian : 98 %

   d. Impuritas (H_2O) : 2 %

   d. Berat Molekul : 98

   e. Spesific Gravity : 1,84

   f. Titik Lebur : 10,49 °C

   g. Titik Didih : 336,85 °C

2. Natrium hidroksida (sebagai penetral asam sulfat)

   a. Bentuk : Cair

   b. Rumus Molekul : NaOH

   c. Kemurnian : 50 %

   d. Impuritas (H_2O) : 50 %

   e. Berat Molekul : 40

   f. Spesific Gravity : 1,392

   g. Titik Didih : 1390 °C

h. Melting Point : 318 °C

2.3. Spesifikasi Produk

1. *dioctyl phthalate* (DOP)

   a. Bentuk : *oily liquid*

   b. Rumus Molekul : $C_6H_4(COOC_8H_{17})_2$

   c. Kemurnian : 99,84 %

   d. Impuritas :

   - 2-*ethyl hexanol* : 0,02 %
   - *maleic anhydride* : 0,02 %
   - *monooctyl phthalate* : 0,09 %
   - Air : 0.02 %
   - *phthalate anhydride* : 0.01 %

   d. Berat Molekul : 390

   e. Spesific Gravity : 0,986

   f. Titik Didih : 384 °C

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* yang 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 sinyal yang diberikan, misalnya berupa: nyala lampu dan bunyi alarm. Bila terjadi penyimpangan maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan ke kondisi / *set* semula baik secara manual atau otomatis.

Beberapa kontrol yang dijalankan 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 harga yang *diset*, maka akan diberikan sinyal yang merupakan perintah untuk mengembalikan ke *set* semula.

- *Temperature control*

  Jika terjadi penyimpangan pada *set* suhu yang telah ditetapkan, maka akan timbul sinyal yang dapat berupa alarm dan nyala lampu.

- *Pressure control*

Perubahan tekanan dapat dideteksi dengan sinyal yang dapat berupa alarm dan nyala lampu.

Jika pengendalian dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang sesuai standar, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai spesifikasinya.

2.4.1. Pengendalian Kuantitas

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

2.4.2. Pengendalian Waktu

Untuk mencapai kualitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

2.4.3. Pengendalian Bahan Proses

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan proses harus mencukupi, untuk itu diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

Untuk mendukung kualitas produk yang ditargetkan maka pada perancangan proses perlu dilakukan penyetingan yang tepat agar proses produksi lebih efektif dan efisien.

3.1. URAIAN PROSES

Proses pembuatan aluminium sufat dilakukan dengan tahap-tahap sebagai berikut:

1. Tahap penyiapan bahan baku.
2. Tahap reaksi.
3. Tahap pemurnian dan pemisahan produk.

3.1.1. Tahap penyiapan bahan baku

Proses pembuatan *dioctyl phthalate* dari *phthalic anhydride* dan *2-ethyl hexanol* dengan proses esterifikasi dengan menggunakan katalis H_2SO_4 dapat dibagi menjadi tiga tahap, yaitu :

Tahap ini bertujuan untuk menyiapkan *phthalic anhydride* dan *2-ethyl hexanol* sebelum direaksikan di dalam reaktor.

Tahap penyiapan bahan baku meliputi :

a. *2-ethyl hexanol* dari tangki penyimpan (T-01) yang bersuhu 30 °C dan tekanan 1 atm dipanaskan sampai suhu operasi reaktor sebesar 150 °C dengan menggunakan pemanas (HT-01).

b. *phthalic anhydride* dari *hopper* (H-01) yang bersuhu 30 °C dan berbentuk kristal dilelehkan dengan menggunakan *melter* (M-01) sehingga berubah fase menjadi cair dan suhunya naik sampai suhu operasi reaktor sebesar 150 °C.

3.1.2. Tahap Reaksi

Reaksi yang terjadi di reaktor :

$$PA + 2\text{-}EH \rightarrow MOP$$

$$MOP + 2\text{-}EH \rightarrow DOP + H_2O$$

phthalic anhydride (PA) yang berasal dari melter (M-01) dan *2-ethyl hexanol* yang berasal dari tangki penyimpan (T-01) serta Asam Sulfat sebagai katalis yang berasal dari tangki penyimpanan(T-02) diumpankan ke dalam reaktor yang disusun seri (R-01), (R-02) dan (R-03) dengan menggunakan pompa masing-masing (P-01), (P-02) dan (P-03) dengan perbandingan mol 1 : 2

Reaktor esterifikasi ini merupakan reaktor jenis *Continuous Stirred Tank Reactor* (CSTR) yang dilengkapi dengan jaket pemanas. Reaktor beroperasi secara isotermal pada suhu 150 °C dan tekanan 1 atm. Reaksi yang terjadi adalah reaksi endotermis, maka untuk mempertahankan suhu di dalam reaktor agar isotermal digunakan jaket pemanas untuk menghilangkan panas reaksi yang timbul. Pemanas yang digunakan adalah steam dengan suhu 165 °C. Reaktor ini

dilengkapi dengan pengaduk untuk menjaga homogenitas komponen dalam reaktor. Selain itu reaktor juga dilengkapi kondensor yang berfungsi untuk mengkondensasikan uap yang sebagian besar berupa uap air.

3.1.3. Tahap Pemurnian dan Pemisahan produk

Tahap ini bertujuan untuk memisahkan produk dari katalis H_2SO_4, hasil samping reaksi esterifikasi yaitu air dan sisa-sisa reaktan.

Tahap pemisahan dan pemurnian produk terdiri dari :

a. Produk reaktor dialirkan menuju netraliser (N-01) untuk menetralkan H_2SO_4 yang bercampur dengan produk dengan menggunakan larutan NaOH 50 % yang berasal dari tangki (T-03) sehingga terbentuk Na_2SO_4 dan air. Hasil keluaran reaktor didinginkan dengan *cooler* (CL-01) dari suhu 150 °C sampai 95 °C.

Reaksi yang terjadi di netraliser :

$$H_2SO_4 + 2\,NaOH \rightarrow Na_2SO_4 + 2\,H_2O$$

b. Produk netraliser (N-01) yang mengandung Na_2SO_4 dan H_2O yang bersifat anorganik dipisahkan dari *dioctyl phthalate*, *monooctyl phthalate*, 2-*ethyl hexanol* dan *maleic anhydride* yang bersifat organik dengan menggunakan decanter sehingga diperoleh produk *dioctyl phthalate* dengan kemurnian 99,84 % sebagai hasil atas yang disimpan kedalam tangki penyimpanan produk (T-04), sedangkan hasil bawah decanter diumpankan menuju UPL.

3.2. SPESIFIKASI ALAT PROSES

3.2.1. Tangki Penyimpan *2-ethyl hexanol* (T-01)

Fungsi : Menyimpan bahan baku *2-ethyl hexanol* untuk kebutuhan selama 1 bulan

Tipe : Silinder tegak (*vertical cylinder*) dengan dasar datar (*flat bottom*) dan bagian atas *conical*.

Jumlah : 1 buah

Kondisi penyimpanan : T = 30 °C
P = 1 atm

Bahan konstruksi : *Carbon steel* SA 283 *grade* C

Volume : 2655,6510 m^3

Diameter : 70 ft

Tinggi : 30 ft

Tebal *shell*

- *Plate* 1 : 0,625 in
- *Plate* 2 : 0,5625 in
- *Plate* 3 : 0,4375 in
- *Plate* 4 : 0,3125 in
- *Plate* 5 : 0,25 in

Tebal *head* : 1,5 in

Harga : US$ 1669399,8544

3.2.2. Tangki Penyimpan H_2SO_4 (T-02)

Fungsi : Menyimpan katalis asam sulfat (H_2SO_4) untuk kebutuhan selama 7 hari.

Tipe : Silinder tegak (*vertical cylinder*) dengan *head* dan *bottom* berbentuk *torispherical.*

Jumlah : 1 buah

Volume : 3.7613 m^3

Kondisi penyimpanan : T = 30 °C

P = 1 atm

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA* 240 *grade* 304

Diameter : 10 ft

Tinggi : 30 ft

Tebal *shell* : 0,1875 in

- *Plate 1* : 0,1875 in
- *Plate 2* : 0,1875 in

Tebal *head* : 0,25 in

Harga : US$ 2837,3453

3.2.3 Tangki Penyimpan NaOH (T-03)

Fungsi : Menyimpan NaOH 50 % untuk kebutuhan selama 1 bulan.

Tipe	: Silinder tegak (*vertical cylinder*) dengan *head* dan *bottom* berbentuk *torispherical*.
Jumlah	: 1 buah
Volume	: 42,5695 m^3
Kondisi penyimpanan	: T = 30 °C P = 1 atm
Bahan konstruksi	: *Carbon steel* SA 283 *grade* C
Diameter	: 4,17 ft
Tinggi	: 5,90 ft
Tebal *shell*	: 0,1875 in
▪ *Plate 1*	: 0,1875 in
▪ *Plate 2*	: 0,1875 in
▪ *Plate 3*	: 0,1875 in
Tebal *head*	: 0,3125 in
Harga	: US$ 26760,1913

3.2.4 Tangki Penyimpan Produk (T-04)

Fungsi	: Menyimpan produk *dioctyl phthalate* selama 1 bulan.
Tipe	: Silinder tegak (*vertical cylinder*) dengan dasar datar (*flat bottom*) dan bagian atas *conical*.
Jumlah	: 1 buah

Volume : 3318,7428 m^3

Kondisi penyimpanan : T = 30 °C

P = 1 atm

Bahan konstruksi : *Carbon steel* SA 283 *grade* C

Diameter : 80 ft

Tinggi : 30 ft

Tebal *shell*

- *Plate* 1 : 0,75 in
- *Plate* 2 : 0,5625 in
- *Plate* 3 : 0,5 in
- *Plate* 4 : 0,375 in
- *Plate* 5 : 0,25 in

Tebal *head* : 0,5625 in

Harga : US$ 2086233,7958

3.2.5. *Hopper* (H-01)

Fungsi : Menampung sementara bahan baku *phthalic anhydride.*

Tipe : *Conical*

Jumlah : 2 buah

Volume : 96,4034 ft^3

Kondisi penyimpanan : T = 30 °C

P = 1 atm

Bahan konstruksi : Beton

Diameter : 1,9641 ft

Tinggi : 4,9103 ft

Harga : US$ 1064,4385

3.2.6. *Screw Conveyor* (SC)

Fungsi : Membawa *phthalic anhydride* dari *hopper* menuju *melter*

Tipe : *Screw conveyor* dengan *feed hopper* dan *discharge chute.*

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi : *Carbon steel* SA 283 *grade* C

Panjang : 10 ft

Diameter *conveyor* : 0,25 ft

Kapasitas maksimum : 90 ft^3/jam

Putaran maksimum : 250 rpm

Daya motor : 0,05 HP

Harga : US$ 9088,1680

3.2.7. Bucket Elevator (BE-01)

Fungsi : Mengangkut padatan PA ke silo.

Jenis : Centrifugal discharge elevator.

Lebar : 18 in

Kecepatan belt : 250 fpm

Panjang belt : 82,146 ft

Sudut inklinasi : 30°

Horse power : 0,5 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : US$ 2046,2265

3.2.8. *Melter* (M-01)

Fungsi : Meleburkan *phthalic anhydride* (PA) pada suhu 131,26°C dan menaikkan suhu lelehan sampai 150°C

Tipe : *Double drum mill*

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA 240 *grade* 304

Diameter *drum* : 0,8164 m

Panjang *drum* : 1,6328 m

Daya motor : 7,5 HP

Harga : US$ 6787,2910

3.2.9. Reaktor (R)

Fungsi : Sebagai tempat berlangsungnya reaksi esterifikasi antara *phthalic anhydride* dan *2-ethyl hexanol*

Tipe : *Continuous Stirred Tank Reactor* (CSTR)

Jumlah : 3 buah

Kondisi operasi : T = 150 °C

P = 1 atm

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 283 Grade C

Volume : 151,8006 ft^3

Tinggi : 2,8130 m

Diameter : 1,4723 m

Tinggi *head* : 0,3023 m

Tebal *shell* : 0,1875 in

Tebal *head* : 0,25 in

Pengaduk

- Jenis pengaduk : Turbin enam *blade* dengan dua *baffle*
- Diameter : 1,7534 ft
- Kecepatan : 3,1083 rps
- Daya : 10 HP

Pemanas

- Jenis : pemanas jaket
- Pemanas : steam

- Bahan : *Carbon steel* 283 *grade* C
- Tebal jaket : 12 mm
- Tinggi jaket : 0,98 m

Jumlah : 3 buah Reaktor

Harga : US$ 75201,0022

3.2.10. Netraliser (N-01)

Fungsi : Sebagai tempat berlangsungnya netralisasi antara H_2SO_4 dan NaOH.

Tipe : Tangki berpengaduk berbentuk silinder tegak dengan *head* dan *bottom* berbentuk *torisphерical*.

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi : T = 95 °C

P = 1 atm

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA 240 *grade* 304

Volume : 34,2432 ft^3

Tinggi : 5,9451 ft

Diameter : 3,1247 ft

Tinggi *head* : 0,25 in

Tebal *shell* : 0,1875 in

Tebal *head* : 0,25 in

Pengaduk

- Jenis pengaduk : Turbin enam *blade*
- Diameter : 1,0893 ft
- Kecepatan : 4,0089 rps
- Daya : 3 HP

Harga : US$ 29338,3343

3.2.11. Decanter (D-01)

Fungsi : Memisahkan fase organik yang berupa DOP, MOP, MAN dan 2-EH dari fase anorganik yang berupa H_2O dan Na_2SO_4

Tipe : Tangki silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi : T = 40 °C P = 1 atm

Bahan konstruksi : *Carbon steel* SA 283 *grade* C

Diameter : 18,0760 in

Tinggi : 54,2280 in

Tebal *shell* : 0,1875 in

Tebal *head* : 0,1875 in

Harga : US$ 6000,8012

3.2.12. Pompa (P-01)

Fungsi : Memompa bahan baku 2-*ethyl hexanol* dari truck ke tangki penyimpan (T-01).

Tipe : *Centrifugal pump*

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi : *Carbon steel* SA 283 *grade* C

Kapasitas : 13,5334 gpm

Putaran standar : 1500 rpm

Putaran spesifik : 1305,9279

Daya pompa : 1/20 HP

Pipa yang digunakan

- D nominal *size* : 1,5 in
- No. *Schedule* : 40
- ID : 1,61 in
- OD : 1,9 in

Harga : US$ 26944,8965

3.2.13. Pompa (P-02)

Fungsi : Memompa bahan baku 2-*ethyl hexanol* dari tangki penyimpan (T-01) ke reaktor (R-01)

Tipe : *Centrifugal pump*

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi : *Carbon steel* SA 283 *grade* C

Kapasitas : 13,5334 gpm

Putaran standar : 1500 rpm

Putaran spesifik : 1305,9279

Daya pompa : 1/20 HP

Pipa yang digunakan

- D nominal *size* : 1,5 in
- No. *Schedule* : 40
- ID : 1,61 in
- OD : 1,9 in

Harga : US$ 26944,8965

3.2.14. Pompa (P-03)

Fungsi : Memompa Asam Sulfat dari truck ke tangki penyimpanan (T-02).

Tipe : *Centrifugal pump*

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA 240 *grade* 304

Kapasitas : 0,0986 gpm

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik : 208,4037

Daya pompa : 1/20 HP

Pipa yang digunakan

- D nominal *size* : 0,25 in

- No. *Schedule* : 40
- ID : 0,364 in
- OD : 0,54 in

Harga : US$ 1887,5956

3.2.15. Pompa (P-04)

Fungsi : Memompa Asam Sulfat dari tangki penyimpanan (T-02) ke Reaktor (R-01).

Tipe : *Centrifugal pump*

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA 240 *grade* 304

Kapasitas : 0,0986 gpm

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik : 208,4037

Daya pompa : 1/20 HP

Pipa yang digunakan

- D nominal *size* : 0,25 in
- No. *Schedule* : 40
- ID : 0,364 in
- OD : 0,54 in

Harga : US$ 1887,595

3.2.16. Pompa (P-05)

Fungsi : Memompa NaOH cair dari truck ke tangki penyimpanan (T-03).

Tipe : *Centrifugal pump*

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA 240 *grade* 304

Kapasitas : 0,2169 gpm

Putaran standar : 1500 rpm

Putaran spesifik : 362,5202

Daya pompa : 1/20 HP

Pipa yang digunakan

- D nominal *size* : 0,25 in
- No. *Schedule* : 40
- ID : 0,364 in
- OD : 0,54 in

Harga : US$ 2407,4856

3.2.17. Pompa (P-06)

Fungsi : Memompa NaOH cair dari tangki penyimpanan (T-03) ke Netralizer (N-01).

Tipe : *Centrifugal pump*

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA 240 *grade* 304

Kapasitas : 0,2169 gpm

Putaran standar : 1500 rpm

Putaran spesifik : 362,5202

Daya pompa : 1/20 HP

Pipa yang digunakan

- D nominal *size* : 0,25 in
- No. *Schedule* : 40
- ID : 0,364 in
- OD : 0,54 in

Harga : US$ 2407,4856

3.2.18. Pompa (P-07)

Fungsi : Memompa *phthalic anhydride* dari *melter* (M-01) ke Reaktor (R-01).

Tipe : *Centrifugal pump*

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA 240 *grade* 304

Kapasitas : 4,1719 gpm

Putaran standar : 1500 rpm

Putaran spesifik : 716,0648

Daya pompa : 1/20 HP

Pipa yang digunakan

- D nominal *size* : 1 in
- No. *Schedule* : 40
- ID : 1,049 in
- OD : 1,32 in

Harga : US$ 14527,1928

3.2.19. Pompa (P-08)

Fungsi : Memompa hasil bawah Reaktor 1 (R-01) ke Reaktor 2 (R-02).

Tipe : *Centrifugal pump*

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA 240 *grade* 304

Kapasitas : 17,4879 gpm

Putaran standar : 1500 rpm

Putaran spesifik : 1864,7089

Daya pompa : 1/12 HP

Pipa yang digunakan

- D nominal *size* : 2 in
- No. *Schedule* : 40
- ID : 2,067 in
- OD : 2,38 in

Harga : US$ 31330,2025

3.2.20. Pompa (P-09)

Fungsi : Memompa hasil bawah Reaktor 2 (R-02) ke Reaktor 3 (R-03).

Tipe : *Centrifugal pump*

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA 240 *grade* 304

Kapasitas : 17,864 gpm

Putaran standar : 1500 rpm

Putaran spesifik : 1871,8543

Daya pompa : 1/12 HP

Pipa yang digunakan

- D nominal *size* : 2 in
- No. *Schedule* : 40
- ID : 2,067 in
- OD : 2,38 in

Harga : US$ 31330,2025

3.2.21. Pompa (P-10)

Fungsi : Memompa hasil bawah Reaktor 3 (R-03) ke Netralizer (N-01).

Tipe : *Centrifugal pump*

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA 240 *grade* 304

Kapasitas : 16,8117 gpm

Putaran standar : 1500 rpm

Putaran spesifik : 4960,573

Daya pompa : 1/20 HP

Pipa yang digunakan

- D nominal *size* : 2 in
- No. *Schedule* : 40
- ID : 2,067 in
- OD : 2,38 in

Harga : US$ 30273,9474

3.2.22. Pompa (P-11)

Fungsi : Memompa hasil bawah Netralizer (N-01) ke Decanter (D-01).

Tipe : *Centrifugal pump*

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA 240 *grade* 304

Kapasitas : 16,9662 gpm

Putaran standar : 1500 rpm

Putaran spesifik : 3855,733

Daya pompa : 1/20 HP

Pipa yang digunakan

- D nominal *size* : 2 in
- No. *Schedule* : 40
- ID : 2,067 in
- OD : 2,38 in

Harga : US$ 30273,9474

3.2.23. Pompa (P-12)

Fungsi : Memompa hasil atas Decanter (D-01) ke tangki penyimpanan produk (T-04).

Tipe : *Centrifugal pump*

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA 240 *grade* 304

Kapasitas : 16,9125 gpm

Putaran standar : 1500 rpm

Putaran spesifik : 550,9106

Daya pompa : 1/2 HP

Pipa yang digunakan

- D nominal *size* : 2 in
- No. *Schedule* : 40

- ID : 2,067 in
- OD : 2,38 in

Harga : US$ 30273,9474

3.2.24. Pompa (P-13)

Fungsi : Memompa hasil bawah Decanter (D-01) ke UPL.

Tipe : *Centrifugal pump*

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA 240 *grade* 304

Kapasitas : 0,2355 gpm

Putaran standar : 1500 rpm

Putaran spesifik : 630,8903

Daya pompa : 1/12 HP

Pipa yang digunakan

- D nominal *size* : 0,5 in
- No. *Schedule* : 40
- ID : 0,622 in
- OD : 0,84 in

Harga : US$ 3649,0659

3.2.25. Pompa (P-14)

Fungsi	: Memompa produk DOP dari tangki penyimpanan produk (T-04) menuju ke truck pengangkutan.
Tipe	: *Centrifugal pump*
Jumlah	: 2 buah
Bahan konstruksi	: *Stainless steel* SA 240 *grade* 304
Kapasitas	: 16,9125 gpm
Putaran standar	: 1500 rpm
Putaran spesifik	: 550,9106
Daya pompa	: 1/2 HP
Pipa yang digunakan	
▪ D nominal *size*	: 2 in
▪ No. *Schedule*	: 40
▪ ID	: 2,067 in
▪ OD	: 2,38 in
Harga	: US$ 30273,9474

3.2.26. Heater (HE-01)

Fungsi	: Memanaskan bahan baku *2-ethyl hexanol* sebelum masuk reaktor (R-01) dari suhu 30 ^{0}C sampai 150 ^{0}C.
Tipe	: *Double pipe heat exchanger*

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi

- *Annulus* : *Cast iron*
- *Inner pipe* : *Carbon steel* SA 283 *grade* C

Inner Pipe

- Schedule Number : 40
- Diameter : 2,469 in
- Pressure Drop : 0.0293 psi

Annalus

- Diameter Luar : 2,469 in
- Diameter Dalam : 1,9 in
- Pressure Drop : 0.0192 psi

Luas Transfer Panas : 60,3975 ft^2

Koef.Transfer panas bersih (Uc) : 193,5395 Btu/(jam.ft^2 ^oF)

Koef.Transfer panas kotor (Ud) : 120 Btu/(jam.ft^2 ^oF)

Faktor kotor total (Rd) : 0,0032 (jam.ft^2 ^oF)/Btu

Harga : US$ 4251,8598

3.2.27. Heater (HE-02)

Fungsi : Memanaskan Asam Sulfat sebelum masuk reaktor (R-01) dari suhu 30 ^{0}C sampai 150 ^{0}C.

Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi

- *Annulus* : *Cast iron*
- *Inner pipe* : *Carbon steel* SA 283 *grade* C

Inner Pipe

- Schedule Number : 40
- Diameter : 1,049 in
- Pressure Drop : 0.000021 psi

Annalus

- Diameter Luar : 1,049 in
- Diameter Dalam : 0,84 in
- Pressure Drop : 0.00002 psi

Luas Transfer Panas : 0,5812 ft^2

Koef.Transfer panas bersih (Uc) : 194,5683 Btu/(jam.ft^2 ^oF)

Koef.Transfer panas kotor (Ud) : 120 Btu/(jam.ft^2 ^oF)

Faktor kotor total (Rd) : 0,0032 (jam.ft^2 ^oF)/Btu

Harga : US$ 262,1660

3.2.28. Heater (HE-03)

Fungsi : Memanaskan NaOH sebelum masuk Netralizer (N-01) dari suhu 30 ^{0}C sampai 95 ^{0}C.

Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi

- *Annulus* : *Cast iron*
- *Inner pipe* : *Carbon steel* SA 283 *grade* C

Inner Pipe

- Schedule Number : 40
- Diameter : 0,864 in
- Pressure Drop : 0.0560 psi

Annalus

- Diameter Luar : 0,864 in
- Diameter Dalam : 0,84 in
- Pressure Drop : 0.0021 psi

Luas Transfer Panas : 1,8110 ft^2

Koef.Transfer panas bersih (Uc) : 219,2897 Btu/(jam.ft^2 °F)

Koef.Transfer panas kotor (Ud) : 120 Btu/(jam.ft^2 °F)

Faktor kotor total (Rd) : 0,0038 (jam.ft^2 °F)/Btu

Harga : US$ 518,4591

3.2.29. Cooler (CR-01)

Fungsi : Mendinginkan hasil reaktor (R-01) yang akan dimasukkan ke netraliser (N-01).

Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi

- *Annulus* : *Stainless steel* SA 240 *grade* 304
- *Inner pipe* : *Cast iron*

Inner Pipe

- Schedule Number : 40
- Diameter : 3,068 ir
- Pressure Drop : 14,9590 psi

Annalus

- Diameter Luar : 3,068 in
- Diameter Dalam : 2,38 in
- Pressure Drop : 1,3182 psi

Luas Transfer Panas : 18,0830 ft^2

Koef.Transfer panas bersih (Uc) : 293,008 Btu/(jam.ft^2 °F)

Koef.Transfer panas kotor (Ud) : 120 Btu/(jam.ft^2 °F)

Faktor kotor total (Rd) : 0,0049 (jam.ft^2 °F)/Btu

Harga : US$ 774,1610

3.2.30. Kondensor (CD)

Fungsi : Mengkondensasikan uap dari reaktor (R-01) untuk dibuang ke unit pengolahan limbah.

Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Jumlah : 3 buah

Bahan konstruksi

- *Annulus* : *Stainless steel* SA 240 *grade* 304
- *Inner pipe* : *Cast iron*

Inner Pipe

- Schedule Number : 40
- Diameter : 3,5 in
- Pressure Drop : 128,3010 pa

Annalus

- Diameter Luar : 3,5 in
- Diameter Dalam : 3,068 in
- Pressure Drop : 0,0501 pa

Luas Transfer Panas : 0,0657 ft^2

Koef.Transfer panas bersih (Uc) : 87,2048 Btu/(jam.ft^2 ^oF)

Koef.Transfer panas kotor (Ud) : 125 Btu/(jam.ft^2 ^oF)

Faktor kotor total (Rd) : 0,0039 (jam.ft^2 ^oF)/Btu

Harga : US$ 122,4317

3.2.31. Silo (SL-01)

Fungsi : Menampung *phthalic anhydride* selama 7 hari sebelum diumpankan ke reaktor .

Jenis : Tangki silinder tegak

Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	: - Tekanan : 1 atm: T : 30 ^{0}C
Bahan	: Carbon steel SA 285 Grade C
Diameter	: 8,35 m
Tebal shell	: 0,5 in
Tinggi total	: 12,52 m
Harga total	: US$ 2046,2265

3.3. PERENCANAAN PRODUKSI

3.3.1. Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan *dioctyl phthalate* di Indonesia, tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan *dioctyl phthalate* dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia. Diperkirakan kebutuhan *dioctyl phthalate* akan terus meningkat di tahun-tahun mendatang, sejalan dengan berkembangnya industri-industri yang menggunakan *dioctyl phthalate* sebagai bahan baku. Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 30.000 ton/tahun.

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

1. Proyeksi kebutuhan dalam negeri

Berdasarkan data statistik yang diterbitkan oleh BPS dalam "Statistik Perdagangan Indonesia" tentang kebutuhan *dioctyl phthalate* di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung meningkat.

2. Ketersediaan bahan baku

   Bahan baku *phthalic anhydride* diperoleh dari PT. Petrowidada, Gresik dan *2-ethyl hexanol* diperoleh dari PT.Petro Oxo Nusantara, Gresik. Sedangkan bahan pembantu Asam Sulfat dan Sodium Hidroksida diperoleh dari PT. Liku Telaga, Gresik dan PT. Soda Indonesia, Sidoarjo.

3.3.2. Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses

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

a) Kemampuan Pasar

   Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

   - Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
   - Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya :

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

b) Kemampuan Pabrik

Pada umunya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

➢ Material (bahan baku)

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

➢ Manusia (tenaga kerja)

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

➢ Mesin (peralatan)

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

3.4. NERACA MASSA DAN NERACA PANAS

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.1 Neraca Massa Overall

INPUT (kg/jam)		OUTPUT (kg/jam)	
PA	1446,4097	PA	0,7285
2-EH	2540,9900	2-EH	2,9766
H_2SO_4	39,8740	H_2SO_4	3,7810
H_2O	43,49	H_2O	231,8961
MAN	2,8986	MAN	3,3388
		MOP	3,6322
		DOP	3804,4748
Total	**4103,1260**	**Total**	**4103,1260**

3.4.2 Neraca Massa Tiap Alat

Tabel 3.2 Neraca Massa pada Reaktor 1

INPUT (kg/jam)		OUTPUT (kg/jam)	
Komponen	**Jumlah, kg/jam**	**Komponen**	**Jumlah, kg/jam**
PA	1446,4097	PA	363.4148
2-EH	2540,9900	2-EH	877,4431
H_2SO_4	39,8740	H_2SO_4	39,8740
H_2O	43,49	H_2O	112,2042
MAN	2,8986	MAN	2,8986
		MOP	511,1175
		DOP	2136,8026
Total	**4043,7549**	**Total**	**4043,7549**

Tabel 3.3 Neraca Massa pada Reaktor 2

INPUT (kg/jam)		OUTPUT (kg/jam)	
Komponen	**Jumlah, kg/jam**	**Komponen**	**Jumlah, kg/jam**
PA	363.4148	PA	24,2819
2-EH	877,4431	2-EH	78,5309
H_2SO_4	39,8740	H_2SO_4	39,8740
H_2O	112,2042	H_2O	181,5769
MAN	2,8986	MAN	2,8986
MOP	511,1175	MOP	76,7139
DOP	2136,8026	DOP	3639,8786
Total	**4043,7549**	**Total**	**4043,7549**

Tabel 3.4 Neraca Massa pada Reaktor 3

INPUT (kg/jam)		OUTPUT (kg/jam)	
Komponen	**Jumlah, kg/jam**	**Komponen**	**Jumlah, kg/jam**
PA	24,2819	PA	0,7285
2-EH	78,5309	2-EH	2,9766
H_2SO_4	39,8740	H_2SO_4	39,8740
H_2O	181,5769	H_2O	189,1737
MAN	2,8986	MAN	2,8986
MOP	76,7139	MOP	3,6287
DOP	3639,8786	DOP	3804,4748
Total	**4043,7549**	**Total**	**4043,7549**

Tabel 3.5 Neraca Massa pada Netralizer

INPUT (kg/jam)		OUTPUT (kg/jam)	
Komponen	**Jumlah, kg/jam**	**Komponen**	**Jumlah, kg/jam**
PA	0,6006	PA	0,6006
2-EH	0,8300	2-EH	0,8300
H_2SO_4	36,0930	H_2SO_4	
H_2O	30,4164	H_2O	43,6751
MAN	1,1006	MAN	1,1006
MOP	3,5101	MOP	3,5101
NaOH	29,4637	NaOH	
Na_2SO_4		Na_2SO_4	52,2981
DOP	3786,0897	DOP	3786,0897
Total	**3888,1042**	**Total**	**3888,1042**

Tabel 3.6 Neraca Massa pada Decanter

INPUT (kg/jam)		OUTPUT (kg/jam)	
Komponen	**Jumlah, kg/jam**	**Komponen**	**Jumlah, kg/jam**
		a. Hasil atas	
PA	0,6006	PA	0,3299
2-EH	0,8300	2-EH	0,7864
H_2O	43,6751	H_2O	0,8735
MAN	1,1006	MAN	0,6603
MOP	3,5101	MOP	3,5066
Na_2SO_4	52,2981	DOP	3781,7222
DOP	3786,0897	**b. Hasil bawah**	
		PA	0,2708
		2-EH	0,0437
		H_2O	42,8016
		MAN	0,4402
		MOP	0,0035
		DOP	4,3675
		Na_2SO_4	52,2981
Total	**3888,1042**	**Total**	**3888,1042**

3.4.3 Neraca Panas

Tabel 3.7 Neraca Panas pada HE-01

No	Komponen	Input (kcal/jam)	Output (kcal/jam)
1	2-EH	177859,1368	200091,5289
2	H_2O	1654,8357	1861,6902
3	Panas Kondensasi Steam	22439,2466	-
	Total	201953,2191	201953,2191

Tabel 3.8 Neraca Panas pada HE-02

No	Komponen	Input (kcal/jam)	Output (kcal/jam)
1	H_2SO_4	1622,0742	1824,8335
2	H_2O	105,4627	118,6455
3	Panas Kondensasi Steam	215,9421	-
	Total	1943,4790	1943,4790

Tabel 3.9 Neraca Panas pada Melter

No	Komponen	Input (kcal/jam)	Output (kcal/jam)
1	PA	-	1824,8335
2	MAN	-	118,6455
3	Panas Kondensasi Steam	121795,1997	-
	Total	121795,1997	121795,1997

Tabel 3.10 Neraca Panas pada Reaktor 1

No	Komponen	Input (kcal/jam)	Output (kcal/jam)
1	PA	185281,1854	63980,4587
2	2-EH	109457,0539	27501,4132
3	H_2O	1833,6441	15147,5681
4	MAN	155,2101	155,2101
5	MOP	-	26636,0297
6	H_2SO_4	1689,6606	1689,6606
7	DOP	-	109499,8423
8	Panas Reaksi	-	216617,37
9	Panas Kondensasi Steam	162810,7986	-
	Total	461227,5527	461227,5527

Tabel 3.11 Neraca Panas pada Reaktor 2

No	Komponen	Input (kcal/jam)	Output (kcal/jam)
1	PA	63980,4587	1837,5344
2	2-EH	27501,4132	5726,2288
3	H_2O	15147,5681	24512,8876
4	MAN	155,2101	155,2101
5	MOP	26636,0297	3997,8182
6	H_2SO_4	1689,6606	1689,6606
7	DOP	109499,8423	186524,5429
8	Panas Reaksi	-	67810,9448
9	Panas Kondensasi Steam	47644,6448	
	Total	292254,8275	292254,8275

Tabel 3.12 Neraca Panas pada Reaktor 3

No	Komponen	Input (kcal/jam)	Output (kcal/jam)
1	PA	1837,5344	63980,4587
2	2-EH	5726,2288	27501,4132
3	H_2O	24512,8876	15147,5681
4	MAN	155,2101	155,2101
5	MOP	3997,8182	26636,0297
6	H_2SO_4	1689,6606	1689,6606
7	DOP	186524,5429	109499,8423
8	Panas Reaksi	-	4708,0638
9	Panas Kondensasi Steam	3068,0037	-
	Total	227511,8864	227511,8864

Tabel 3.13 Neraca Panas pada HE-03

No	Komponen	Input (kcal/jam)	Output (kcal/jam)
1	NaOH	359,0888	386,7111
2	H_2O	2068,3517	2227,4557
3	Panas Kondensasi Steam	186,7262	-
	Total	2614,1668	2614,1668

Tabel 3.14 Neraca Panas pada Cooler-01

No	Komponen	Input (kcal/jam)	Output (kcal/jam)
1	PA	45,4532	24,5246
2	2-EH	60,5195	33,8909
3	H_2O	128,6191	72,0267
4	MAN	58,9346	33,0034
5	MOP	182,9184	102,4343
6	H_2SO_4	1529,4422	856,4877
7	DOP	194037,0972	108660,7744
8	Panas Reaksi	-	86259,8422
	Total	196042,9842	196042,9842

Tabel 3.15 Neraca Panas pada Netralizer

No	Komponen	Input (kcal/jam)	Output (kcal/jam)
1	PA	25,4538	25,4538
2	2-EH	33,8930	33,8930
3	H_2O	2299,4824	3301,8375
4	MAN	33,0011	33,0011
5	MOP	102,4539	102,4539
6	H_2SO_4	856,4877	-
7	Na_2SO_4	-	845,6597
8	NaOH	386,7111	-
8	DOP	108649,5702	108649,5702
9	Panas Reaksi	353240,5392	-
10	Pendingin	-	352635,7231
	Total	465627,5743	465627,5743

Tabel 3.16 Neraca Panas pada Decanter

No	Komponen	Input kcal/jam	Output kcal/jam	
			fase berat	
1	PA	5.4544	PA	2.4590
2	2-EH	7.2628	2-EH	0.3822
3	H_2O	707.5366	H_2O	693.3859
4	MAN	7.0717	MAN	2.8287
5	MOP	21.9506	MOP	0.0220
6	Na_2SO_4	181.2128	Na2SO4	181.2128
7	DOP	23282.0508	DOP	26.8574
			fase ringan	
			PA	2.9954
			2-EH	6.8806
			H_2O	14.1507
			MAN	4.2430
			MOP	21.9286
			DOP	23255.1933
	TOTAL	24212.5395		24212.5395

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 *dioctyl phthalate* ditetapakan 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

Bakan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan produksi suatu pabrik sehingga penyediaan bahan baku sangat diperioritaskan. Bahan baku yang digunakan untuk membuat *dioctyl phthalate* adalah *phthalic anhydride* dan *2-ethyl hexanol*. Karena bahan baku dan bahan pembantu dari pabrik *dioctyl phthalate* ini diperoleh dari daerah Gresik, Jawa Timur.

b. Pemasaran

Besar kecilnya pangsa pasar yang dikuasai oleh suatu perusahaan akan mempengaruhi perkembangan pabrik dimasa yang akan datang. Hasil dari pabrik *dioctyl phthalate* merupakan bahan baku dari beberapa industri yang dekat dengan pulau Jawa sehingga memudahkan pemasarannya baik untuk memenuhi permintaan dalam negeri dan untuk diekspor.

c. Transportasi

Transportasi di Gresik memiliki sarana yang memadai. Dengan adanya transportasi ini bahan baku ke pabrik dan pengiriman produk kepasaran menjadi lebih lancar baik dari darat dan laut. Dipilih Gresik, Jawa Timur karena untuk sistem pengangkutan bahan baku dan produk mudah, karena lokasi pabrik dekat dengan pelabuhan serta transportasi

darat yang relatif lancar. Dengan adanya pelabuhan yang cukup memadai untuk pemasaran di lain pulau maupun untuk ekspor.

d. Utilitas

Dalam utilitas ini yang dioperlukan adalah air, bahan bakar dan listrik maka kebutuhan tersebut di harapkan dapat dipenuhi dengan mudah. Untuk kebutuhan air, berdasarkan monogram daerah Jawa Timur yang menyebutkan bahwa di daerah ini terdapat 90 sungai, dimana diantaranya dekat dengan lokasi pabrik. Sedangkan untuk pemenuhan 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 terdapt 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 sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses industri, akan tetapi sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik itu sendiri

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 sosial 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.

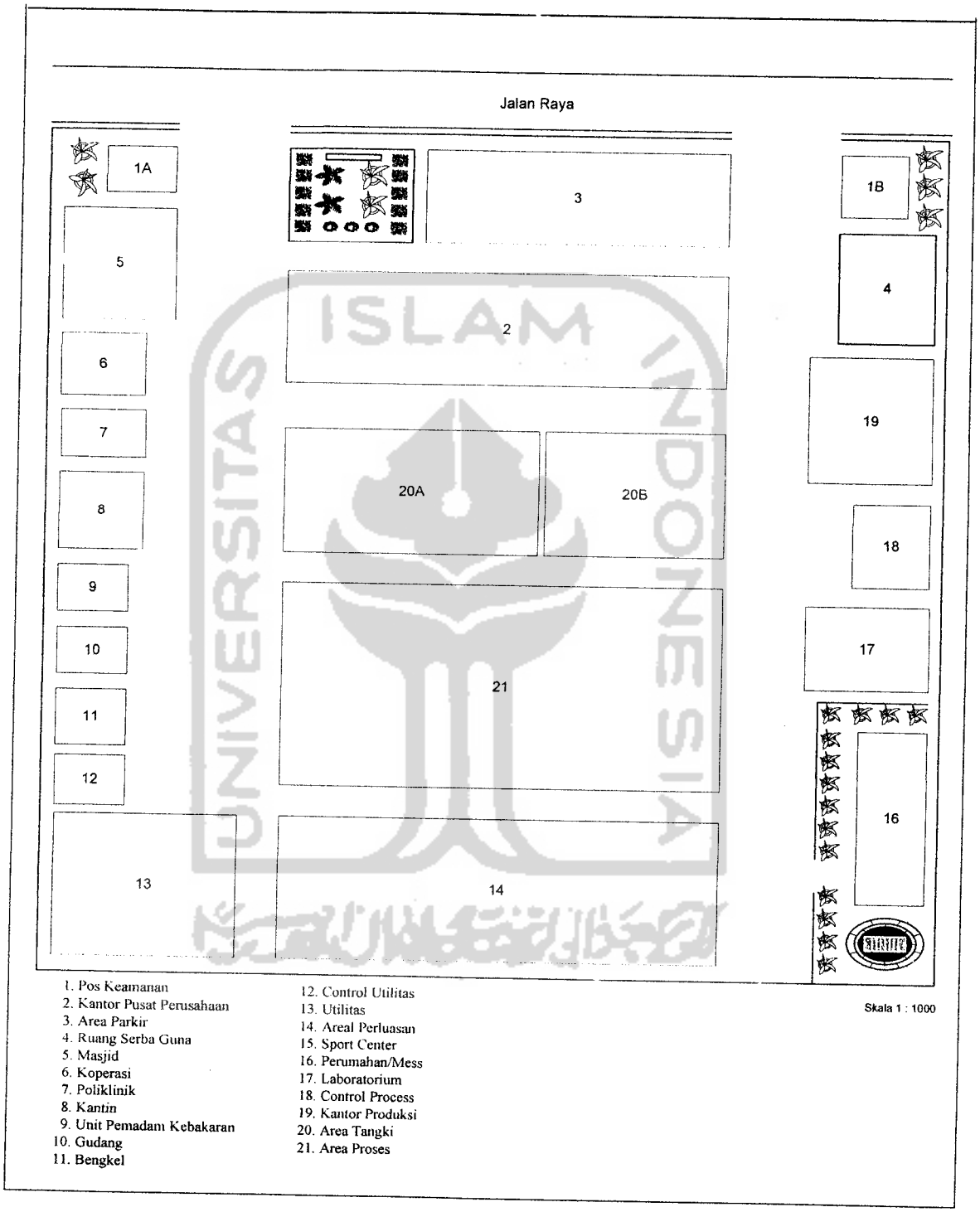
4.2 TATA LETAK PABRIK

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, sehinga 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.



Gambar 4.1 Tata letak pabrik

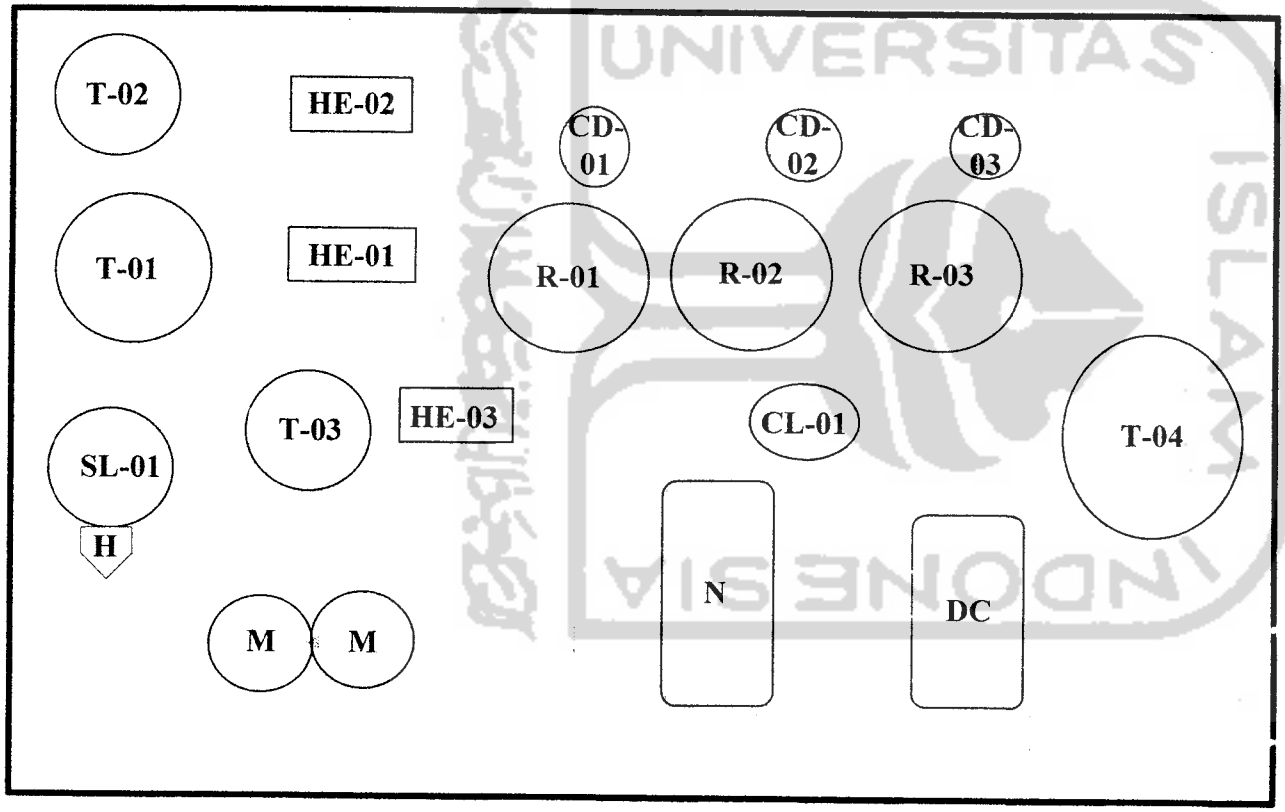
4.3 TATA LETAK ALAT PROSES

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 di'entukan 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.

TATA LETAK ALAT PROSES

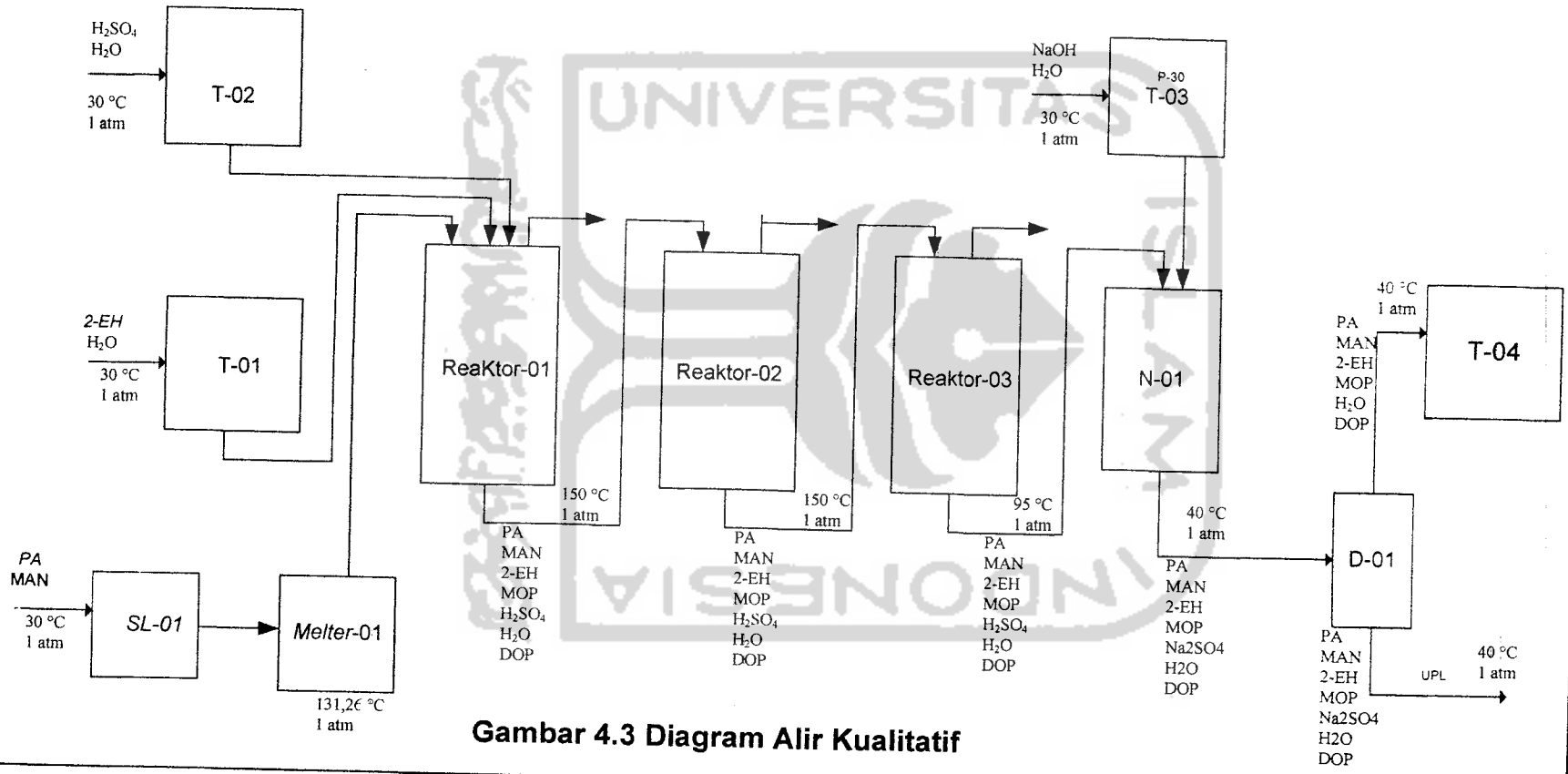


Keterangan:

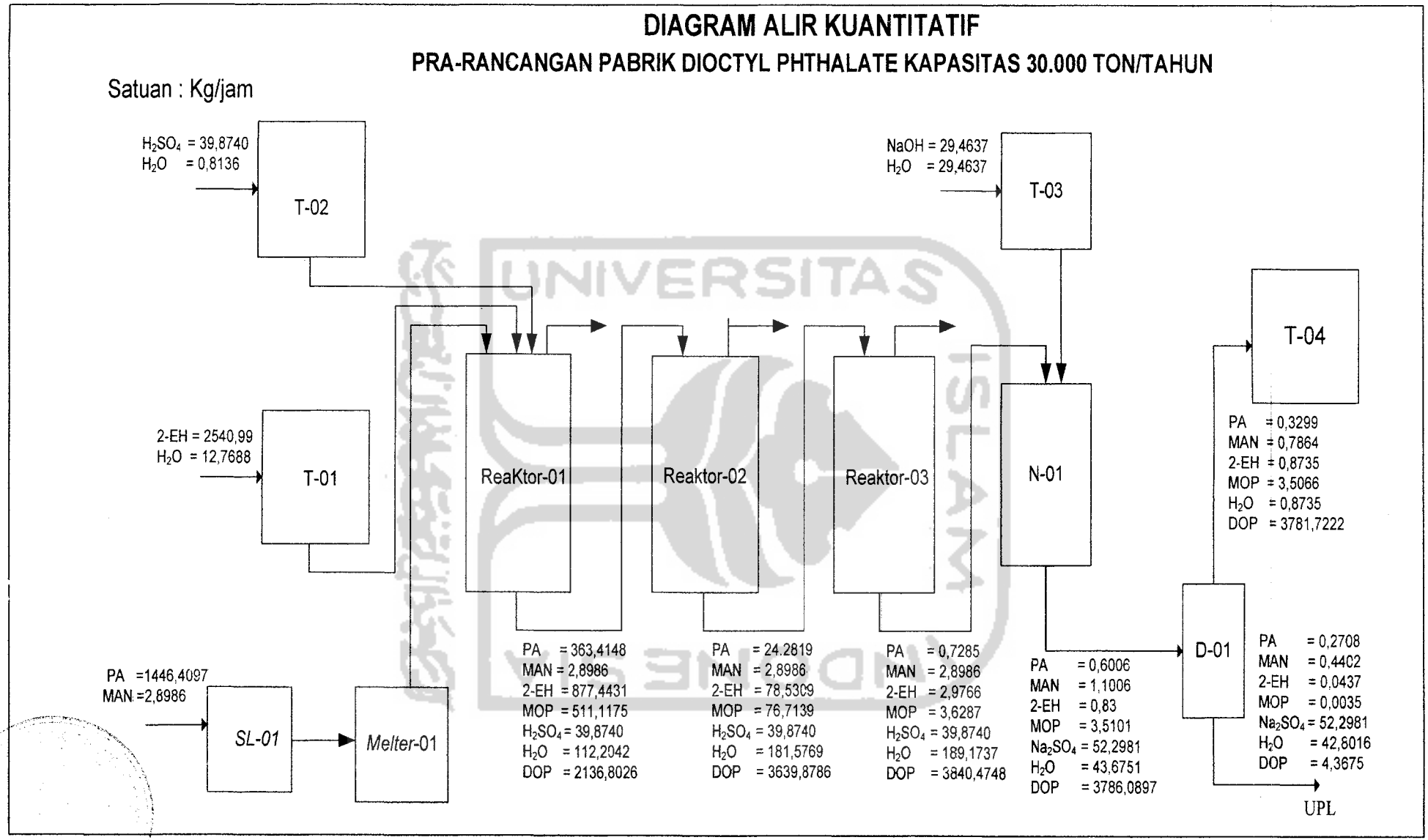
CD Kondenser
M Melter
CL Cooler
DC Decanter
HE Heat Exchanger
N Netralizer
H Hopper
R Reaktor
SL Silo
T Tanki

Gambar 4.2 Tata Letak Alat Proses

DIAGRAM ALIR KUALITATIF
PRA-RANCANGAN PABRIK DIOCTYL PHTHALATE KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

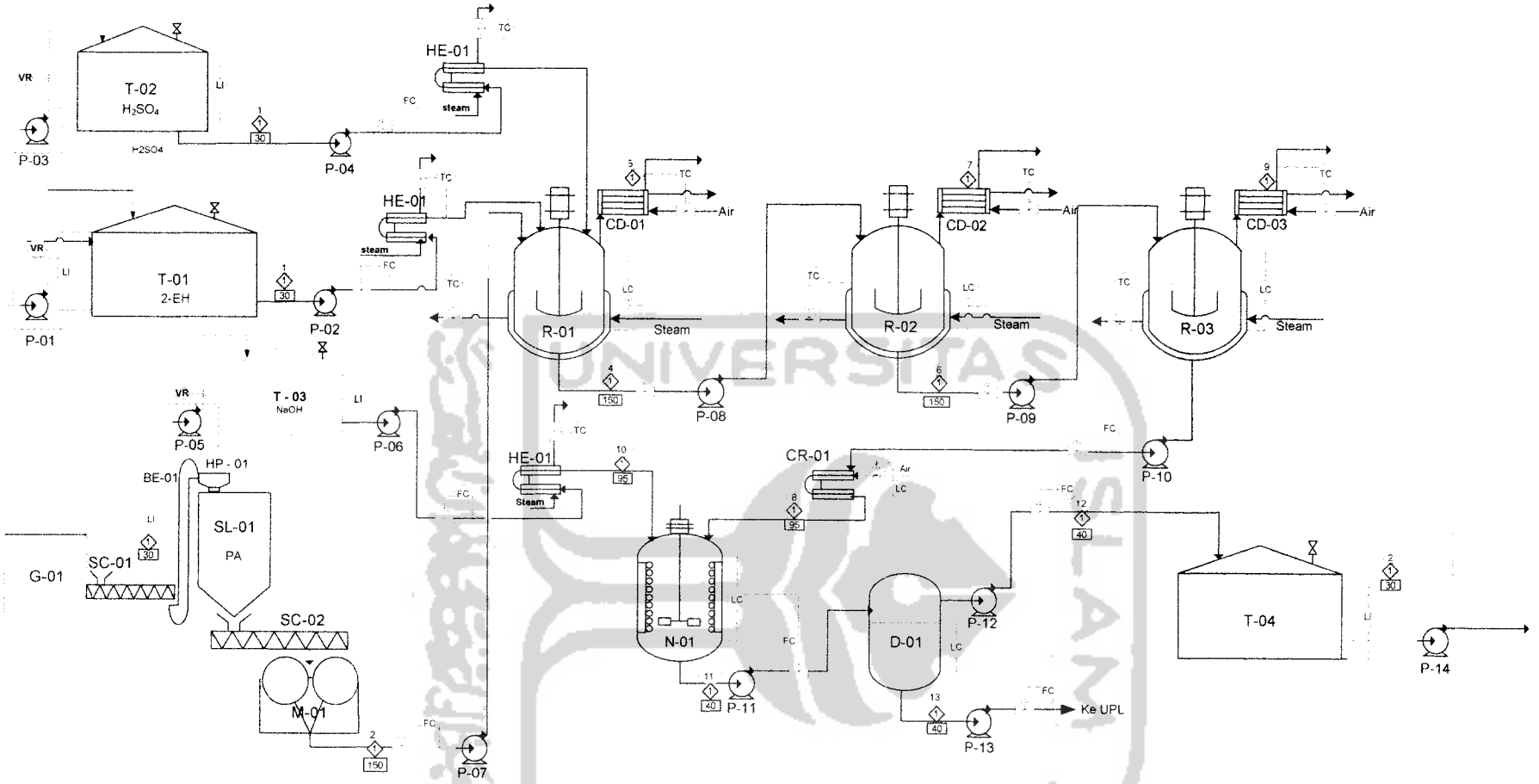


Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif



Danang Budi Radityo *(02 521 188)*
Fiqih Ariyana *(02 521 198)*

Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif



NO	Komponen	Nomor Arus												
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
1	PA	1446,4067			363,4148	0,1278	24,2819	0,0983	0,7285	0,0655		0,6006	0,3299	0,2708
2	2-EH		2540,99		877,4431	2,1466	78,5309	1,6512	2,9766	1,1008		0,8300	0,7864	0,0437
3	MAN	2,8986			2,8986	1,7981	2,8986	1,3831	2,8986	0,9221		1,1006	0,6603	0,4402
4	MOP				511,1175	0,1186	76,7193	0,0912	3,6287	0,0608		3,5101	3,5066	0,0035
5	DOP				2136,8026	18,3851	3639,3786	14,1424	3840,4748	9,4283		3786,0897	3781,7222	4,3675
6	H_2SO_4			39,8740	39,8740	3,7810	39,8740	2,9084	39,8740	1,9390				
7	Na_2SO_4											52,2981		52,2981
8	H_2O		12,7688	0,8138	112,2042	188,2210	181,5769	144,7845	189,1737	96,5236	29,4637	43,6751	0,8735	42,8016
9	NaOH										29,4637			
	Total	1449,3053	2553,7588	40,6878	4043,7549	214,5781	4043,7549	165,0601	4043,7549	110,0401	58,9274	3888,1042	3787,8788	100,2254

Keterangan

T	Tangki penyimpan	FC	Flow Controler
SC	Screw Conveyor	LI	Level Indikator
HE	Heater	PC	Pressure Controler
CR	Cooler	TC	Temperatur Controle
R	Reaktor	VR	Volume Recorder
N	Netralizer		Nomor Arus
D	Decanter		Pressure (atm)
SL	Silo		Temperatur (C)
M	Melter	H	Hopper
BE	Bucket Elevator	P	Pompa
CD	Condenser	LC	Level Controler
G	GUdang		

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK DIOCTYL PHTHALATE DARI PHTHALIC ANHYDRIDE DAN 2-ETHYL HEXANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

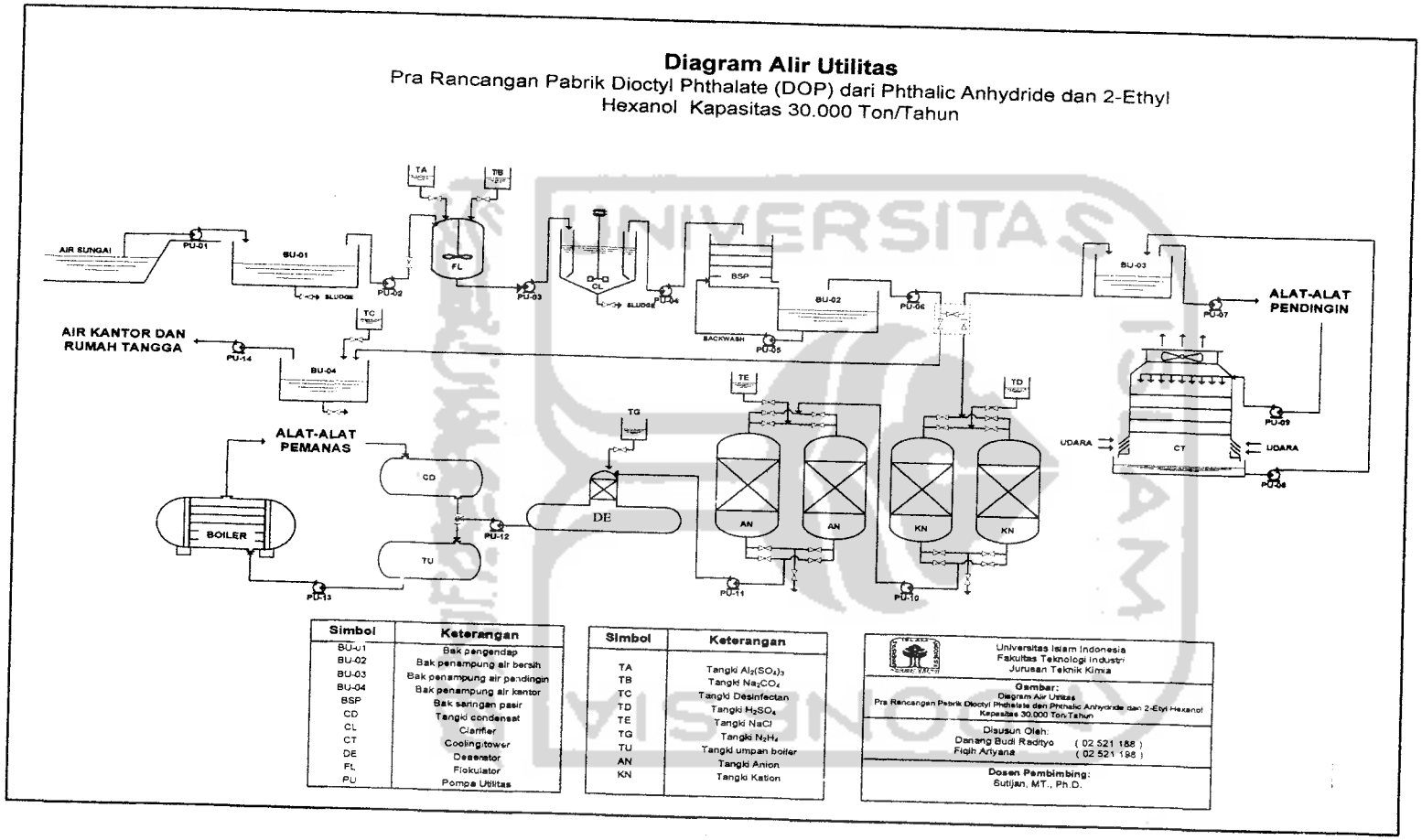
Disusun oleh
NAMA 1. DANANG BUDI RADITYO — No. Mhs 02 521 188
2. F.DIH ARIYANA — 02 521 198
Dosen Pembimbing Sutjan, MT., Ph.D

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



Gambar 4.6 Diagram Alir Utilitas

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 *dioctyl phthalate* 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

b. Syarat kimia, meliputi:

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

4.4.1.2 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air meliputi:

1. *Clarifier*

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan *desinfektan* maupun dengan penggunaan *ion exchanger*.

Mula-mula *raw water* diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu:

1. $Al_2(SO_4)_3.18H_2O$, yang berfungsi sebagai flokulan.
2. Na_2CO_3, yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ($Al_2(SO_4)_3.18H_2O$), koagulan *acid* sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air

baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara grafitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. 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:

$CaCO_3 \longrightarrow Ca^{2+} + CO_3^-$

$MgCl_2 + R - SO_3H \longrightarrow MgRSO_3 + Cl^- + H^+$

Na_2SO_4 (resin) $\longrightarrow 2Na^{2+} + SO_4^{2-}$

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

Reaksi:

$MgRSO_3H^- + H_2SO_4 \longrightarrow RSO_3H + MgSO_4$

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:

$CO_3^- \longrightarrow CO_3$

$Cl^- + RNOH \longrightarrow RNCl + OH^-$

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

Reaksi:

$RN\,Cl^- + NaOH \longrightarrow RNOH + NaCl$

c. Deaerasi

Dearasi 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:

$2N_2H_2 + O_2 \longrightarrow 2H_2O + 2N_2$

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)
Cooler - 1	17251,4023
Coil Netralizer	70610,3222
Condensor-01	21,7792
Condenser-02	16,7533
Condensor-02	10,8086
Total	87911,0655

Air pendngin yang telah digunakan dapat dimanfaatkan kembali setelah didinginkan dalam *cooling tower*. Selama operasi kemungkinan adanya kebocoran, maka perlu adanya make up 10 %. Air pendingin yang hilang 10 % merupakan *make up* air pendingin.

Maka *Make-up* air pendingin = 10 % x 87911,0655 kg/jam
= 8791,1065 kg/jam

B. Kebutuhan Steam

Tabel 4.2 Kebutuhan Steam (kg/jam)

Nama Alat	Kebutuhan Steam (kg/jam)
HE – 01	803,2593
HE – 02	7,7301
HE – 03	9,9294
Jaket Reaktor-01	340,8616
Jaket Reaktor-02	99,7491
Jaket Reaktor-01	6,4232
Total	1267,9527

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

Maka *Make-up Steam* = 10 % x 1267,9527 kg/jam = 126,7952 kg/jam

C. Air Perkantoran dan Pabrik

Dianggap 1 orang membutuhkan : 15 kg/jam air

Jumlah Karyawan : 153 orang

Perumahan : ± 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	625,0000
Jumlah	1622,9167

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
- 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	0.05	0.05
P-2	Pompa	1	0.05	0.05
P-3	Pompa	1	0.05	0.05
P-4	Pompa	1	0.05	0.05
P-5	Pompa	1	0.05	0.05
P-6	Pompa	1	0.05	0.05
P-7	Pompa	1	0.05	0.05
P-8	Pompa	1	0.083	0.083
P-9	Pompa	1	0.083	0.083
P-10	Pompa	1	0.05	0.05
P-11	Pompa	1	0.05	0.05
P-12	Pompa	1	0.083	0.083
P-13	Pompa	1	0.083	0.083
P-14	Pompa	1	0.5	0.5
R - 01	Reaktor - 01	1	10	10
R-02	Reaktor - 02	1	10	10
R-03	Reaktor - 03	1	10	10
N	Netralizer	1	3	3
Melter	Melter	1	7.5	7.5
BE	Bucket Elevator	1	0.5	0.5
SC	Screw Conveyor	2	0.05	0.1
Total			**42.332**	**42.382**

Kebutuhan listrik untuk alat peralatan proses = 41,59 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	1	1
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	8	8
P-9	Pompa	1	7	7
P-10	Pompa	1	0.05	0.05
P-11	Pompa	1	0.05	0.5
P-12	Pompa	1	0.05	0.05
P-13	Pompa	1	0.05	0.05
P-14	Pompa	1	3	3
FL-01	Flokulator	1	0.5	0.5
BL-01	Blower	1	3	3
DE-01	Daerator	1	0.08	0.08
CR-01	Kompresor	1	2	2
Total			**32.78**	**32.78**

Kebutuhan listrik untuk utilitas = 32,78 Hp

Total kebutuhan listrik untuk keperluan proses :

42,382 Hp + 32,78 Hp = 75,162 Hp

Diambil Over Design 20 % = 90,19 Hp

b. Listrik untuk keperluan alat kontrol dan penerangan :

- Alat kontrol diperkirakan sebesar 40 % dari kenbutuhan listrik untuk proses = 0.4 × 90,19 Hp = 36,08 Hp
- Penerangan, laboratorium, rumah tangga, perkantoran dan lain-lain diperkirakan 50 % dari kebutuhan untuk proses = 0,5 x 90,19 Hp = 36,629 Hp

*Secara keseluruhan kebutuhan listrik sebesar

= (90,19 Hp + 36,08 Hp + 36,629 Hp)*0,7457 Kwatt/Hp

= 127,7901 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).

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 in^2

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 51,0523 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,0765 ft

Static head : 11,2609 ft

Pressure head : 0

Friction head : 24,9445 ft

Total *head* : 36,2818 ft

Putaran spesifik : 845,8220 rpm

Putaran standard : 1750 rpm

Tenaga Motor : 2 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 23.570,4046

Bahan Konstruksi : *Stainless steel* tipe *304*

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 : 7,1427 m
Lebar : 3,5713 m
Kedalaman : 2,5 m

Volume : 63,7720 m^3

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp. 1.275.439,0369,-

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).

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 in^2

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 51,05232 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,0765 ft

Static head : 2,1304 ft

Pressure head : 0

Friction head : 5,0808 ft

Total *head* : 7,2877 ft

Putaran spesifik : 2819,0479 rpm

Putaran standard : 1750 rpm

Tenaga Motor : 0,5 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 23.570,4046

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.

Tipe Alat : *Silinder Vertical*

Dimensi : Tinggi : 4 m
Diameter : 2 m

Volume : 13,920 m^3

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 6.483,2162

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-285 grade C

5. Pompa Utilitas-03

Kode : PU – 03

Fungsi : Mengalirkan air dari bak flokulator menuju *clarifier*.

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 in^2

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 51,05232 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,076483 ft

Static head : 15,52174 ft

Pressure head : 0

Friction head : 1,8980 ft

Total head : 17,4962 ft

Putaran spesifik : 1461,6292 rpm

Putaran standard : 1750 rpm

Tenaga Motor : 0,75 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 23.570,4046

Bahan Konstruksi : *Stainless steel tipe 304*

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 : 2,5328 m

Tinggi : 2,5328 m

Volume : 12,7544 m^3

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 14.641,748

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

7. Pompa Utilitas-04

Kode : PU – 04

Fungsi : Mengalirkan air dari clarifier menuju bak saringan pasir.

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 in^2

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 51,05232 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,0765 ft

Static head : 6,0870 ft

Pressure head : 0

Friction head : 1,8980 ft

Total head : 8,0615 ft

Putaran spesifik : 2613,5785 rpm

Putaran standard : 1750 rpm

Tenaga Motor : 0,5 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 23.570,4046

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 : 1,2574 m

Lebar : 1,2574 m

Tinggi : 2,7803 m

Volume : 4,3955 m^3

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp 79.918,847,-

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.

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 in^2

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 51,05232 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,0765ft

Static head : 14,6087 ft

Pressure head : 0

Friction head : 2,9464 ft

Total head : 17,6316 ft

Putaran spesifik : 1453,2037 rpm

Putaran standard : 1750 rpm

Tenaga Motor : 1 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 23.570,4046

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 : 7,1427 m

Lebar : 3,5713 m

Kedalaman : 2,5 m

Volume : 63,7720 m^3

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp. 1.275.439,036,-

Bahan Konstruksi : Beton bertulang

11. Pompa Utilitas-06

Kode : PU – 06

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung air bersih untuk didistribusikan ke bak penampung air untuk kantor dan rumah tangga, bak penampung air pendingin, bak air proses dan ke tangki pembangkit steam.

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 in^2

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 51,05232 gpm

Head pompa :

Velocity head	: 0,0765 ft
Static head	: 26,7826 ft
Pressure head	: 0
Friction head	: 14,8280 ft
Total head	: 41,6871ft

Putaran spesifik : 762,1577 rpm

Putaran standard : 1750 rpm

Tenaga Motor : 2 Hp

Jumlah : 1buah

Harga : $ 23.570,4046

Bahan Konstruksi : *Stainless steel tipe 304*

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

Kode : BU-04

Fungsi : Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga.

Tipe Alat : *Bak empat persegi panjang*

Dimensi : Panjang : 5,3445 m

Lebar : 2,6722 m

Kedalaman : 1,5 m

Volume : 21,4225 m^3

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp 428.450,-

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 : 5,0781 m
Lebar : 2,5391m
Kedalaman : 1,5 m

Volume : 19,3404

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp 386.808,688,-

Bahan Konstruksi : Beton bertulang

14. Pompa Utilitas-07

Kode : PU – 07

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air pendingin menuju pabrik.

Tipe : *Centrifugal pump*

Dimensi pipa : Diameter Nominal : 2,5 in
Inside Diameter (ID) : 2,067 in
Outside Diameter (OD) : 2,88 in

Schedule Number : 40

Inside Sectional Area (At) : 4,79 in^2

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 3038,70722gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,104366 ft

Static head : 24,04348ft

Pressure head : 0

Friction head : 18,1568 ft

Total head : 47,0812 ft

Putaran spesifik : 656,360894rpm

Putaran standard : 1750 rpm

Tenaga Motor : 2 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 19.963,3284

Bahan Konstruksi : *Stainless steel tipe 304*

14. Cooling Tower

Kode : CT-01

Fungsi : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan untuk disirkulasi kembali.

Tipe Alat : *Induced Draft Cooling Tower*

Jumlah air yang disirkulasi : 70328,8524 kg/jam

Suhu air masuk cooling tower : 95 °F

Suhu air keluar cooling tower : 86 °F

Suhu wet bulb udara : 80 °F

Jumlah : 1 buah

Harga : $. 2.479,0817

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.

Tipe : Single Stage *Centrifugal pump*

Dimensi pipa : Diameter Nominal : 6 in

Inside Diameter (ID) : 6,065 in

Outside Diameter (OD) : 6,63 in

Schedule Number : 40

Inside Sectional Area (At) : 23,9in^2

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 309,6578 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,2683ft

Static head : 23,4348 ft

Pressure head : 0

Friction head : 18,4598 ft

Total head : 42,1629 ft

Putaran spesifik : 1861,1496 rpm

Putaran standard: 1750 rpm

Tenaga Motor : 8 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 69.516,3472

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.

Tipe : Single Stage *Centrifugal pump*

Dimensi pipa : Diameter Nominal : 6 in

Inside Diameter (ID) : 6,065 in

Outside Diameter (OD) : 6,63 in

Schedule Number : 40

Inside Sectional Area (At) : 23,9in^2

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 309.6578 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,2683 ft

Static head : 22,2174 ft

Pressure head : 0

Friction head : 16,8501 ft

Total head : 39,3358 ft

Putaran spesifik : 1960,5944 rpm

Putaran standard : 1750 rpm

Tenaga Motor : 7 Hp

Jumlah : 1buah

Harga : $ 69.516,3472

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 : 1,2446 m

Tinggi : 1,905 m

Volume : 2,3164 m^3

Jumlah : 2 buah

Harga : $ 2.195,1293

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

18. Pompa Utilitas-10

Kode : PU – 10

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki anion menuju tangki kation sebanyak.

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 : 39,2655 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,1074 ft

Static head : 13,0870 ft

Pressure head : 0

Friction head : 3,1685 ft

Total head : 16,3629 ft

Putaran spesifik : 1347,8736 rpm

Putaran standard : 1750 rpm

Tenaga Motor : 1/20 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 20.135,5936

Bahan Konstruksi : *Stainless steel tipe 304*

19. Kation Exchanger.

Kode : KE-01

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg.

Tipe : *Silinder Tegak*

Tinggi Bed Resin : 1,905 m

Dimensi :

Diameter : 1,2446 m

Tinggi : 1,905 m

Volume : 2,3164 ft^3

Jumlah : 2 buah

Harga : $ 2.195,1293

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

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 *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 : 39,2655 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,1074 ft

Static head : 13,3913 ft

Pressure head : 0

Friction head : 3,1685 ft

Total head : 16,6672 ft

Putaran spesifik : 1329,3717 rpm

Putaran standard : 1750 rpm

Tenaga Motor : 3/4 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 20.135,5936

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 : 2,3206 m

Tinggi : 2,3206 m

Volume : 9,8097 m^3

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 73.647,6574

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 : 39,2655 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,1074 ft

Static head : 10,3478 ft

Pressure head : 0

Friction head : 4,9538ft

Total head : 15,4090ft

Putaran spesifik : 2819,9579 rpm

Putaran standard : 1750 rpm

Tenaga Motor : 3/4 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 20.135,5936

Bahan Konstruksi : *Stainless steel tipe 304*

23. Tangki Umpan Boiler

Kode : TU-05

Fungsi : Menampung umpan boiler sebanyak.8917,9018

Tipe : *Silinder Vertical*

Dimensi :

Diameter : 2,9237 m

Tinggi : 2,9237 m

Volume : 19,6194 m^3

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 20.135,5936

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 : 39,2655gpm

Head pompa :

- Velocity head : 0,1074ft
- Static head : 9,4348 ft
- Pressure head : 0
- Friction head : 3,9605ft

Total head : 13,5027 ft

Putaran spesifik : 3113,5694 rpm

Putaran standard : 3500 rpm

Tenaga Motor : 3/4 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 20.135,5936

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 :

Cp air = 1 Btu/lb °F

Hfg air = 946 Btu/lb

Panas yang dibutuhkan untuk membangkitkan steam :

Qs = 2.795,8357 lb/jam x 1 Btu/lb °F x (212 - 86) °F +

2.795,8357lb/jam x 946,8443btu/lb

= 2.717.676,143Btu/j

Bila effisiensi penguapan = 80 %, maka :

Panas yang harus diberikan :

Qn = 80% x 2.717.676,143Btu Btu/jam

= 3.397.095,1787Btu/jam

Luas transfer panas yang dibutuhkan : 157,8m^2

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 4.375,734

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 in^2

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 7,1457 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,0363 ft

Static head : 118,3913 ft

Pressure head : 0

Friction head : 14,8150ft

Total head : 133,2426 ft

Putaran spesifik : 511,2122 rpm

Putaran standard : 7500 rpm

Tenaga Motor : 3 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 7.244,1020

Bahan Konstruksi : *Stainless steel tipe 304*

27. Tangki Bahan Bakar

Kode : TU-06

Fungsi : Menampung bahan bakar *boiler* untuk persediaan 15 hari

Tipe Alat : *Silinder Vertical*

Dimensi : Diameter : 1,5529 m

Tinggi : 1,5529 m

Volume : 2,9397 m^3

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 11.442,87

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

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 ini menggunakan sistem bergilir, yaitu kerja shift selama 24 jam dengan masing-masing shift bekerja selama 8 jam.

4.4.6.1 Program Kerja Laboratorium

Dalam upaya pengendalian mutu produk, pabrik *dioctyl phthalate* ini mengoptimalkan aktivitas laboratorium untuk pengujian mutu. Analisa pada proses pembuatan *dioctyl phthalate* ini dilakukan terhadap:

1. Bahan baku *phthalic anhydride*, yang dianalisa adalah kemurnian, density, kadar impuritis/inert, warna, viskositas, kelarutan, spesifik gravity dan indeks bias.
2. Bahan baku *2-ethyl hexanol*, yang dianalisa adalah kemurnian, density, viskositas, spesifik gravity, dan kadar.
3. Produk *dioctyl phthalate* yang dianalisa adalah kemurnian, viskositas.

Analisa untuk unit utilitas, meliputi:

1. Air lunak proses kapur dan air proses untuk penjernihan, yang dianalisa pH, silikat sebagai SiO_2, Ca sebagai $CaCO_3$, Sulfur sebagai SO_4^{2-}, chlor sebagai Cl_2 dan zat padat terlarut.
2. Penukar ion, yang dianalisa kesadahan $CaCO_3$, silikat sebagai SiO_2.
3. Air bebas mineral, analisa sama dengan penukar ion.
4. Air umpan *boiler*, yang dianalisa meliputi pH, kesadahan, jumlah O_2 terlarut dalam Fe.
5. Air dalam *boiler*, yang dianalisa meliputi pH, jumlah zat padat terlarut, kadar Fe, kadar $CaCO_3$, SO_3, PO_4, SiO_2.
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 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 grafity*.

3) Viscometer bath

Alat ini digunakan untuk mengukur viscositas.

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 tergantungan 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 menyetor jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

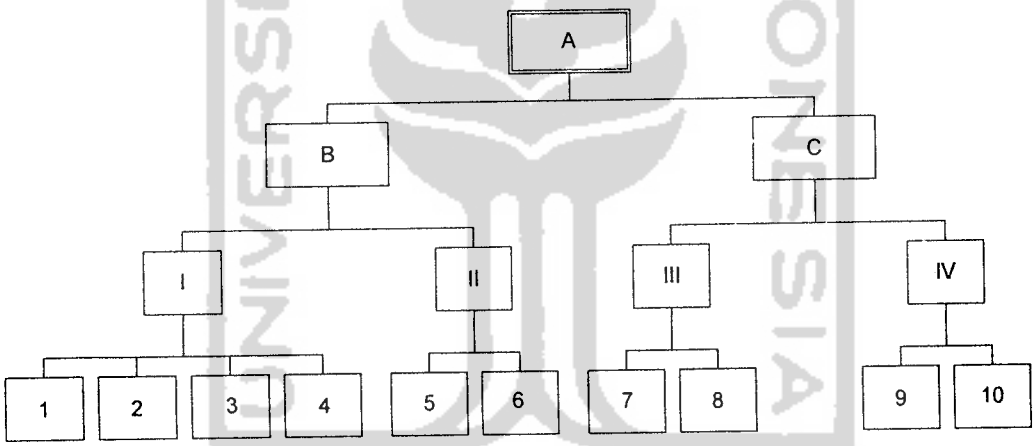
Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah didasarkan atas beberapa faktor, sebagai berikut:

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 organisassi 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 terhadapa 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 perusahan 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:

a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.

b. Mengangkat dan memberhentikan Direktur Utama.

c. 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:

a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.
b. Mengawasi tugas-tugas direksi.
c. 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:

a. Melaksanakan kebijaksanaan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
b. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.

c. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan apat pemegang saham.
d. Mengkoordinir kerja sama dengan Direktur Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Produksi/Teknik antara lain:

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

Tugas Direktur Administrasi/Keuangan antara lain:

a. Bertanggung jawab kepada direktur dalam bidang keuangan dan pelayanan umum.
b. 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 nasehat 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 diberiakn oleh pimpinan perusahaan. Kepala Bagian dapat juga bertindak sebagai staf direktur bersama-sama dengan staf ahli. Kepala Bagian ini bertannggung 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.

4.5.3.6 Kepala Seksi

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

produksi. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap Kepala Bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

4.5.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam satu tahun dan 24 jam perhari. Sisa hari yang bukan libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan shut down. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu:

a. Karyawan non shift

Karyawan non shift adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan ini adalah: direktur, staff, ahli, kepala bidang, kepala seksi serta bawahan yang berada dikantor. Karyawan harian dalam satu minggu bekerja selama 6 hari dengan pembagian jam kerja sebagai berikut:

Jam Kerja:

Senin – Jum'at	: jam 07.00 – 15.00
Sabtu	: jam 07.00 – 12.00

Jam Istirahat:

Senin – Kamis	: jam 12.00 – 13.00
Jum'at	: jam 11.00 - 13.00

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 unntuk 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 15.000.000,-	Rp 15.000.000,-
Manajer	2	Rp 7.500.000,-	Rp 15.000.000,-
Sekretaris	1	Rp 3.000.000,-	Rp 3.000.000,-
Kepala Bagian	6	Rp 5.000.000,-	Rp 30.000.000,-
Supervisor	2	Rp 3.500.000,-	Rp 7.000.000,-
Kepala Seksi	8	Rp 3.000.000,-	Rp 24.000.000,-
Karyawan staf	40	Rp 2.500.000,-	Rp 100.000.000,-
Medis	2	Rp 1.500.000,-	Rp 3.000.000,-
Paramedis	2	Rp 1.000.000,-	Rp 2.000.000,-
Satpam	8	Rp 1.000.000,-	Rp 8.000.000,-
Sopir	4	Rp 900.000,-	Rp 3.600.000,-
Pesuruh & Cleaning Service	6	Rp 600.000,-	Rp 3.600.000,-
Operator Lapangan	50	Rp 1.500.000,-	Rp 75.000.000,-
Staf Ahli	2	Rp 10.000.000,-	Rp 20.000.000,-
Total	**134**		**Rp 289.200.000,-**

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 menderta 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 seallu 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:

$$Ex = Ey\frac{Nx}{Ny}$$ (Aries & Newton P.16, 1955)

Dalam hubungan ini:

Ex = harga alat pada tahun X

Ey = harga alat pada tahun Y

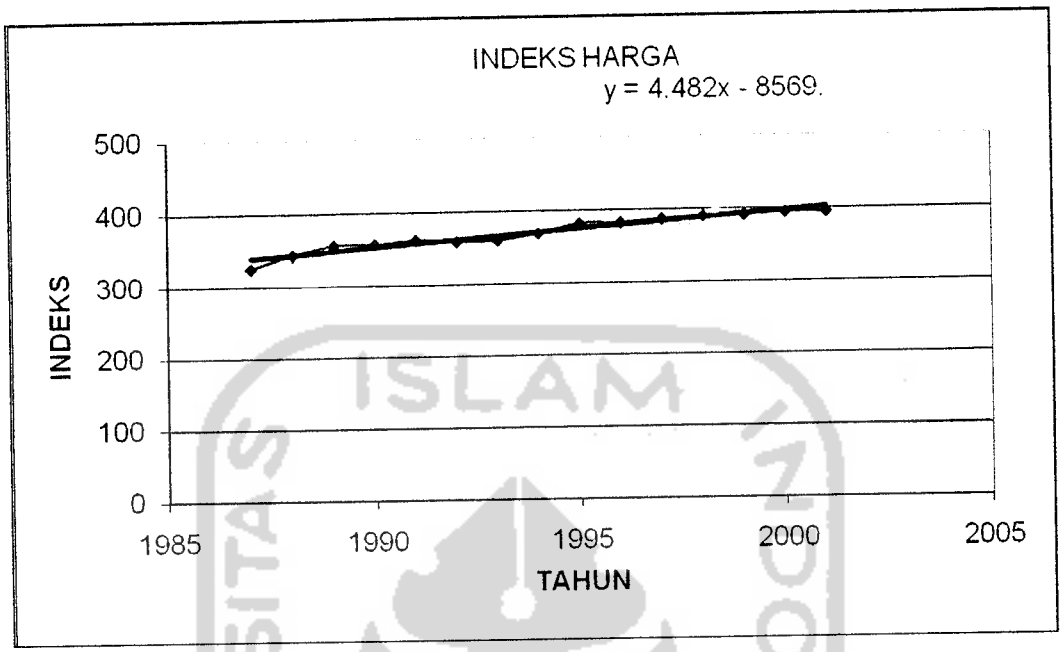
Nx = nilai indeks tahun X

Ny = 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	394,1
2001	15	394,3
Total	**120**	**5542,6**



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
2011	**445.8**

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

$$Eb = Ea\left(\frac{Cb}{Ca}\right)^{x}$$

Dimana:

Ea = Harga alat dengan kapasitas diketahui.

Eb = Harga alat dengan kapasitas dicari.

Ca = Kapasitas alat A.

Cb = 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* 2^{th} edition, halaman 170.

4.6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi	= 30.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan	= 2011
Indeks harga tahun 1954	= 86,1
Indeks harga tahun 2011	= 445,8
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:

a. *Fixed Capital Investment* adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembuatannya.
b. *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.

a. *Direct Cost* adalah adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.
b. *Indirect Cost* adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.
c. *Fixed Cost* merupakan harga yang berkaitan dengan *fixed capital* dan pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.

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.

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

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 beropaerasi di bawah BEP dan untung jika beroperasi diatasnya.

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

Dengan:

Fa = *Annual Fixed Expense*

Ra = *Annual Regulated Expense*

Va = *Annual Variabel Expense*

Sa = *Annual Sales Value Expense*

4.6.4.5 *Shut Down Point* (SDP)

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

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

4.6.5 Hasil Perhitungan

4.6.5.1 Penentuan *Total Capital Investment* (TCI)

A. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

Tabel 4.11 Modal Tetap

No	Komponen	US $	Rp
1	Harga alat (DEC)	$ 5.250.860,63	
2	Biaya pemasangan	$ 529.286,75	Rp 3.831.027.913,48,-
3	Biaya pemipaan	$ 2.136.050,10	Rp 4.429.626.024,96,-
4	Biaya instrumentasi	$ 510.383,65	Rp 359.158.866.89,-
5	Biaya listrik	$ 345.506,63	Rp 538.738.300,33,-
6	Biaya isolasi	$ 136.522,38	Rp 598.598.111,48,-
7	Biaya bangunan		Rp 28,360,000,000,-
8	Biaya tanah dan Perbaikan		Rp 87,500,000,000,-
9	Biaya utilitas	$ 1.336.148,95	Rp 885.587.095,97,-
	***Physical Plant Cost* (PPC)**	**$ 10.244.759,09**	**Rp 126.502.736.313,12**
10	*Engineering* and *Construction* (20% PPC)	$ 2.048.951,82	Rp 25.300.547.262,62,-
	***Direct Plant Cost* (DPC)**	**$ 12.293.710,91**	**Rp 151.803.283.575,74**
11	*Contractor's fee* (5% DPC)	$ 614.685,55	Rp 7.590.164.178,79,-
12	Contigencies (10% DPC)	$ 1.229.371,09	Rp 15.180.328.357,57
	***Fixed Capital Investement* (FCI)**	**$ 14.137.767,55**	**Rp 174.573.776.112,10**

Total *Fixed Capital Investment* dalam rupiah

= $ 14.137.767,55 x Rp. 10.000,- + Rp 174.573.776.112,10

= Rp. 315.951.451.576,65

Total *Fixed Capital Investment* dalam dollar = $ 31.595.145,16

B. Modal Kerja (*Working Capital*)

Tabel 4.12 Modal Kerja

No	Jenis	Rp
1	*Raw material inventory*	Rp 13.599.164.674,40
2	*In process inventory*	Rp 754.827.750,56
3	*Product inventory*	Rp 22.644.832.516,87
4	*Extendad credit*	Rp 22.644.832.516,87
5	*Available cost*	Rp 22.644.832.516,87
Total WC		**Rp 82.288.489.975,57**

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 149.590.811.418,44
2	Labor	Rp 3.774.993.750,-
3	Pengawas	Rp 377.499.375,-
4	Maintenance	Rp 6.319.029.031,53
5	Plant Supplies	Rp 947.854.354,73
6	Royalty and Patents	Rp 4.020.000.000,-
7	Utilitas	Rp 19.605.036.488,40
Total DMC		**Rp 184.635.224.418,10**

2. *Indirect Manufacturing Cost*

Tabel 4.14 *Indirect Manufacturing Cost*

No	Jenis	Rp
1	*Payroll Overhead*	Rp 641.748.937,50
2	*Laboratory*	Rp 377.499.375,-
3	*Plant Overhead*	Rp 2.264.996.250,-
4	*Packaging & Shipping*	Rp 20.100.000.000,-
Total IMC		**Rp 23.384.244.562,50**

3. *Fixed Manufacturing Cost*

Tabel 4.15 *Fixed Manufacturing Cost*

No	Jenis	Rp
1	Depresiasi	Rp 31.595.145.157,67
2	*Property Taxes*	Rp 6.319.029.031,53
3	Asuransi	Rp 3.159.514.515,77
Total FMC		**Rp 40.073.688.704,96**

4. *Total Manufacturing Cost*

Tabel 4.16 *Total Manufacturing Cost*

No	Jenis	Rp
1	*Direct Manufacturing Cost*	Rp 184.635.224.418,10
2	*Indirect Manufacturing Cost*	Rp 23.384.244.562,50
3	*Fixed Manufacturing Cost*	Rp **40.073.688.704,96**
Total MC		**Rp 249.093.157.685,56**

Total Manufacturing Cost = DMC + IMC + FMC

= **Rp. 249.093.157.685,56**

B. General Expense

Tabel 4.17 *General Expense*

No	Jenis	Rp
1	Administrasi	Rp 12.454.657.884,28
2	Sales	Rp 40.200.000.000,-
3	Research	Rp 17.436.521.037,99
4	Finance	Rp 12.638.058.063,07
Total GE		**Rp 82.729.236.985,33**

Total Biaya Produksi = TMC + GE

= **Rp. 331.822.394.670,90**

4.6.5.3 Keuntungan *(Profit)*

Keuntungan = Total Penjualan Produk – Total Biaya Produksi

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

Total Penjualan Produk = Rp 402.000.000.000,-

Total Biaya Produksi = Rp 331.822.394.670,90

Pajak keuntungan sebesar 50%.

Keuntungan Sebelum Pajak = Rp 70.177.605.329,10

Keuntungan Setelah Pajak = Rp 35.088.802.664,55

4.6.5.4 Analisa Kelayakan

1. ***Persent Return Of Investment* (ROI)**

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

- ROI sebelum Pajak = 22,21 %

- ROI setelah Pajak = 11,11 %

2. *Pay Out Time* (POT)

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

- POT sebelum Pajak = 3,10 tahun
- POT setelah Pajak = 4,74 tahun

3. *Break Even Point* (BEP)

Fixed Manufacturing Cost (Fa) = Rp 41.073.688.704,96

Variabel Cost (Va) = Rp 173.215.847.906,84

Regulated Cost (Ra) = Rp 97.432.858.059,10

Penjualan Produk (Sa) = Rp 402.000.000.000,-

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

BEP = 43,78%

4. *Shut Down Point* (SDP)

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

SDP = 18,20 %

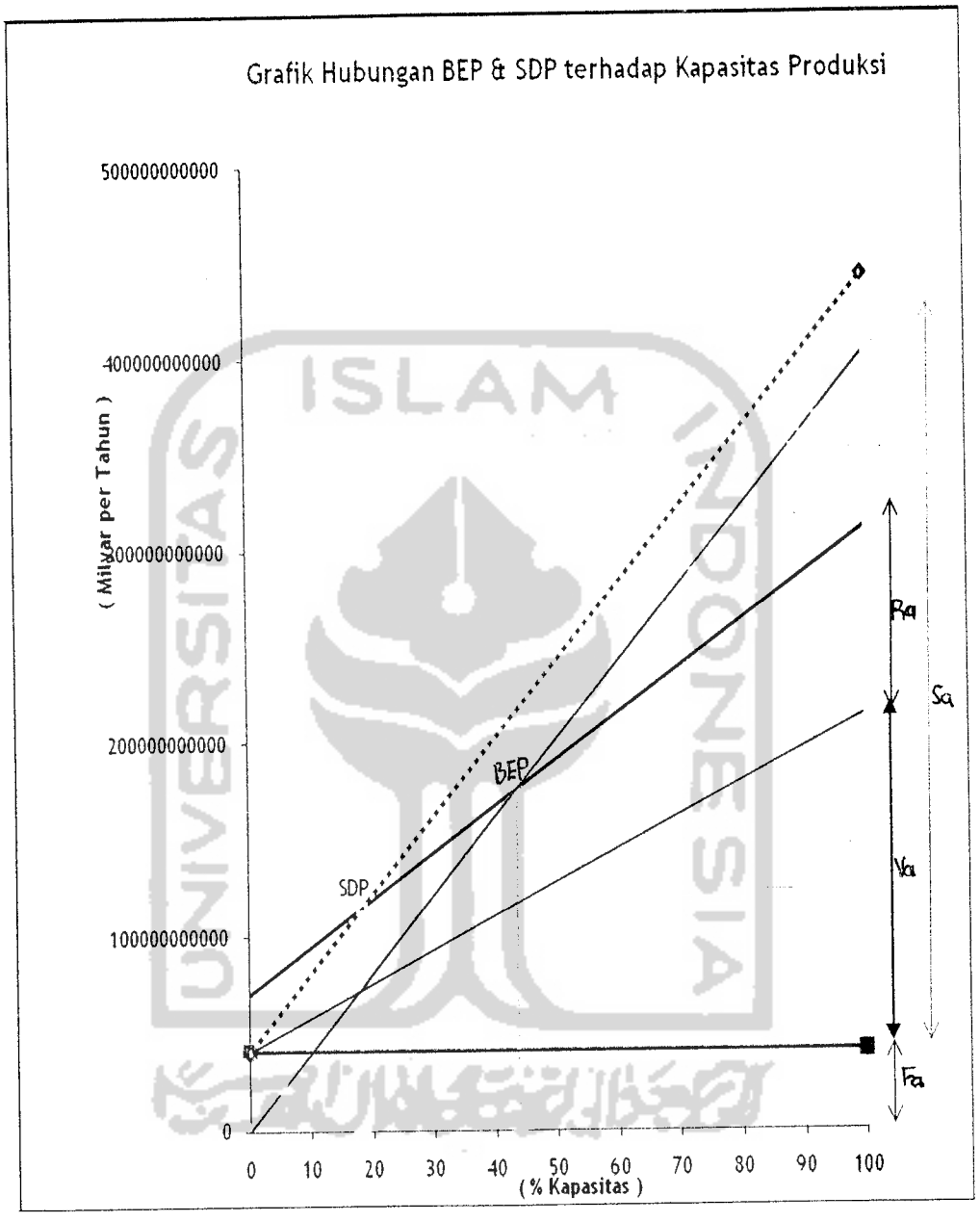
5. *Discounted Cash Flow* (DCF)

Umur Pabrik = 10 tahun

Fixed Capital (FC) = Rp. 315.951.451.576,65

Working Capital (WC)	= Rp. 82.288.489.975,57
Cash Flow (CF)	= Rp 114.410.808.549,83
Salvage Value (SV)	= Rp 90.336.000.000,-
DCF	= 39,74 %

Bunga Bank rata-rata saat ini = 9,75-12,75 % (Sumber : Kompas,11 April 2007)



Gambar 4.9 Grafik BEP Dan SDP

BAB V
PENUTUP

5.1 KESIMPULAN

Berdasarkan hasil perhitungan Pra Rancangan Pabrik pembuatan *dioctyl phthalate* dari *phthalic anhydride* dan *2-ethyl hexanol*, maka diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. Ditinjau dari segi proses, sifat-sifat bahan baku dan kondisi operasinya, maka pabrik *dioctyl phthalate* ini tergolong beresiko rendah.
2. Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 70.177.605.329,10-/thn dan keuntungan sesudah pajak sebesar Rp. 35.088.802.664,55-/thn.
3. *Percent Return On Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 22,21 % dan sesudah pajak sebesar 11,11 %. ROI sebelum pajak minimum untuk pabrik beresiko rendah sebesar 11 %. (Aries & Newton, 1955)
4. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 3,10 tahun dan sesudah pajak sebesar 4,74 tahun. POT sebelum pajak maksimum untuk pabrik beresiko rendah sebesar 5 tahun. (Aries & Newton, 1955)
5. *Break Even Point* (BEP) dicapai pada 43,78 % , harga Shut Down Point (SDP) sebesar 18,20 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya sebesar 40% - 60% .

6. *Discounted Cash Flow* (DCFR) sebesar 40,24 % , DCFR minimum sebesar 1,5 x suku bunga deposito. Suku bunga deposito bank pada saat ini sebesar 7,5 %.

Dari data diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik *dioctyl phthalate* dari *phthalic anhydride* dan *2-ethyl hexanol* layak untuk didirikan dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

DAFTAR PUSTAKA

Aries, R.S., and Newton, R.D., *"Chemical Engineerin Cost estimation"*, McGraw Hill Book Company, New York, 1995.

Biro Pusat Statistik, 1999, statistic perdaganagan Luar Negeri Indonesia, Impor Menurut Jenis Barang, Jakarta.

Brown, G.C., *"Unit Operation"*, Modern Asia Edition, John Willey and Sons, Tokyo, 1978.

Brownell, L.E., and Young, E.H., *"Process Equipment Design"*, Willey Eastern Limited, New Delhi, 1979.

Coulson, J.M., and Richardson, J.F., *"Chemical Engineering"*, 1st edition, vol. 6, Pergamon Press, Oxford, 1983.

Faith, W.L., 1961, Industrial Chemical, 2nd edition, John and Sons. Inc, USA.

Foust, A.S., *"Principles Of Unit 2ed Operations"*, John Wiley & Sons, Singapore, 1980.

Hill, C.G, 1996, An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design, John Willey and Sons. Inc, New York.

Kern, D.Q., *"Process Heat Transfer"*, International Student Edition, McGraw Hill International Book Company, Tokyo. 1965.

Kirk, K.E., and Othmer, D.F., *"Encyclopedia of Cnemical Technology"*, 3rd edition, The Interscience Encyclopedia, John Willey and Sons, Inc, New York, 1979.

Ludwig, E.E., *"Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants"*, Gulf Publishing Company Houston, Texas, 1964.

Mc Cabe, Warren L; Smith J.C; and Harriot P, *"Unit Operations of Chemical Engginering"*, 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 Kogokusha 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 Kogokusha Ltd, Tokyo,1975.

Smith, J.M., *"Chemical Engineering Kinertic'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.

LAMPIRAN A

REAKTOR

Tugas : Tempat berlangsungnya reaksi antara Phthalic Anhydride (PA) dan 2Ethyl Hexanaol (2-EH) membentuk Dioctyl Phthalate (DOP) dengan kecepatan umpan PA = 1446,4097Kg/jam dan kecepatan umpan 2-EH = 2540,99 Kg/jam.

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk.

Fase : cair - cair

Kondisi Operasi : T = 150°C

P = 1 atm

Konversi = 97 %

➢ **Reaksi yang Terjadi :**

1. $C_6H_4(CO)_2O$ + $C_8H_{17}OH$ → $C_6H_4(C_{10}H_{18}O_4)$

   PA 2-EH MOP

   reaksi berlangsung sangat cepat

2. $C_6H_4(C_{10}H_{18}O_4)$ + $C_8H_{17}OH$ → $C_6H_4(COOC_8H_{17})$ + H_2O

   MOP 2-EH DOP air

   berlangsung lambat dan membutuhkan katalis (menentukan jalannya reaksi)

➢ **Neraca Massa**

Tabel A.1. Data Kecepatan Volumetrik Umpan

Komposisi	Berat Umpan (kg/jam)	Berat Molekul (kg/kmol)	Mol Umpan (kmol/jam)	ρ (kg/lt)
PA	1446,4097	148	9,7730	1,53
2-EH	2540,99	130	19,5461	0,83
H_2SO_4	39,8740	98	0,4069	1,84
H_2O	13.5825	18	0,7546	1
MAN	2,8986	98	0,0296	1,314
Total	4043,7549			

$$FV = \frac{1446,4097}{1,53} + \frac{2540,99}{0,83} + \frac{39,8740}{1,84} + \frac{13,5825}{1} + \frac{2,8986}{1,314} \quad \frac{kg/jam}{kg/lt}$$

$= 4044,2587$ liter / jam

$C_{AO} = C_{PA}$; $C_{BO} = C_{2\text{-}EH}$

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

$$= \frac{9,7730 \text{ kmol/jam}}{4044,2587 \text{ liter/jam}}$$

$= 0,0024$ kmol/liter $= 2,4165$ mol/liter

$$C_{BO} = \frac{\text{mol umpan } C_2H_5Cl}{\text{Kec. Volumetrik umpan total}}$$

$$= \frac{19,5461 \text{ kmol/jam}}{4044,2587 \text{ liter/jam}}$$

$= 0,0048$ kmol/liter $= 4,833$ mol/liter

$$M = \frac{C_{BO}}{C_{AO}}$$

$$= \frac{4,833}{2,4165}$$

$= 2$

Menentukan harga konstanta kecepatan reaksi :

Untuk reaksi :

1. A + B $\rightarrow$ C
2. C + B $\rightarrow$ D + E $\quad k_2 = 5,1652.10^3.\exp(-8.737,7762/R.T)$ L/kmol.s (Marshall Sittig p.227)

$k_2 = 5,1652.10^3.\exp(-8.737,7762/R.T)$

sehingga pada suhu = 150 °C besarnya k_2 :

$k_2 = 5,1652.10^3.\exp(-8.737,7762 / 1,9872.(150+273))$

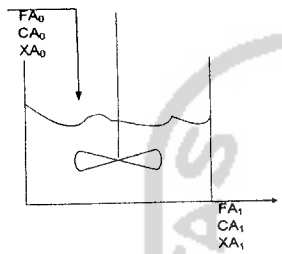
$= 0,1580$ liter/kmol.s

➢ **Optimasi Reaktor**

Asumsi : - Pengadukan sempurna sehingga konsentrasi keluar reaktor sama dengan konsentrasi di dalam reaktor.

- Volume 1 reaktor sama dengan volume 2 reaktor.

1). 1 RATB



Neraca Massa Reaktor 1

Input- Output – Yang bereaksi = Accumulasi

$FV * CA_0 - FV * CA_1 - (-rA) * V = 0$

$FV * CA_0 - FV * CA_1 = (-rA)$

$FV * CA_0 - FV * CA_0(1-XA_1) = (-rA) * V$

$$V_1 = \frac{FVxCA_0[1-(1-XA_1)]}{k\,x\,CA}$$

$$= \frac{FV\,x\,CA_0\,x\,XA_1}{k\,x\,CA}$$

$$= \frac{FV\,x\,CA_0\,x\,XA_1}{k\;x\,CA_0\,(1-XA)}$$

$$= \frac{FV\,x\,XA_1}{k\,x\,(1-XA)}$$

Diketahui:

XA1 = 0,97

K = 569 liter/mol.jam

CA0 = 2,4165 mol/liter

FV = 4044,2587 Ltr/jam

Persamaan Umum

$$XA_{n-1} = XA_n - \frac{V\,k\,(1 - XA_n)}{FV}$$

$$XA = XA_1 - \frac{V\,k\,(1 - XA_1)}{FV}$$

$$0 = 0{,}97 - \frac{Vx0569x(1 - 0{,}97)}{4044{,}2587}$$

$$V_1 = 94338{,}4644\,Lt$$

$$V1 = 24924{,}2971\,gallon$$

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

$$= \frac{94338{,}4644\,liter}{4044{,}2587\,liter/jam}$$

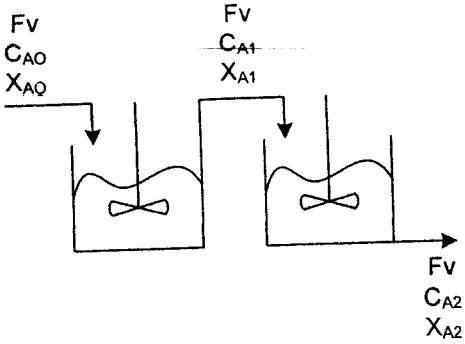
$$= 23{,}33 \text{ jam}$$

Jadi, untuk 1RATB didapat volume reaktor sebesar 94338,4644 liter dan waktu tinggal sebesar 23,33 jam.

2). 2 RATB

Untuk 2 RATB $V_2 = \frac{Fv.(0{,}97 - X_{A1})}{k.C_{A0}(1 - 0{,}97)(M - 0{,}97)}$

Dengan $X_{A0} = 0$; $X_{A1} = \ldots.?$; $X_{A2} = 0{,}97$



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

$$V_2 = \frac{Fv.(0{,}97 - X_{A1})}{k.C_{A0}(1 - 0{,}97)(M - 0{,}97)}$$

Berdasarkan trial diperoleh $X_{A1} = 0{,}8870$

$V_1 = V_2$ = 9037,1649 liter x 0,2642 galon/lt

= 2387,6261 galon

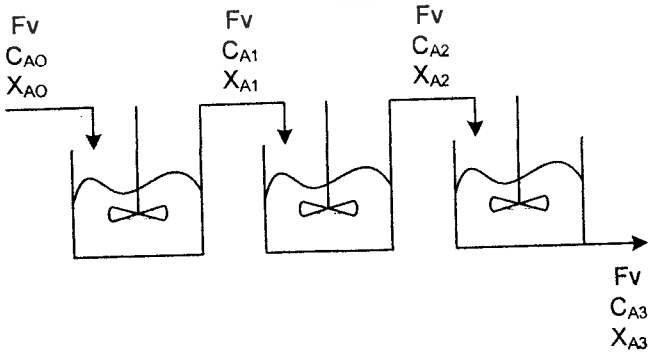
$$\theta = \frac{V}{Fv}$$

$$= \frac{9037{,}1649 \text{ liter}}{4044{,}2587 \text{ liter / jam}}$$

= 2,2346 jam

3). 3 RATB

Dengan $X_{A0} = 0$; X_{A1} =....?; X_{A2}=....?; $X_{A3} = 0{,}97$



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

$$V_2 = \frac{Fv.(0{,}97 - X_{A1})}{k.C_{A0}(1 - 0{,}97)(M - 0{,}97)}$$

$$V_3 = \frac{Fv.(0{,}97 - X_{A2})}{k.C_{A0}(1 - 0{,}97)(M - 0{,}97)}$$

Berdasarkan trial diperoleh :

$X_{A1} = 0{,}7487$

$X_{A2} = 0{,}9332$

$V_1 = V_2 = V_3 = 3581{,}6928$ liter x 0,2642 galon/lt

$= 946{,}2861$ galon

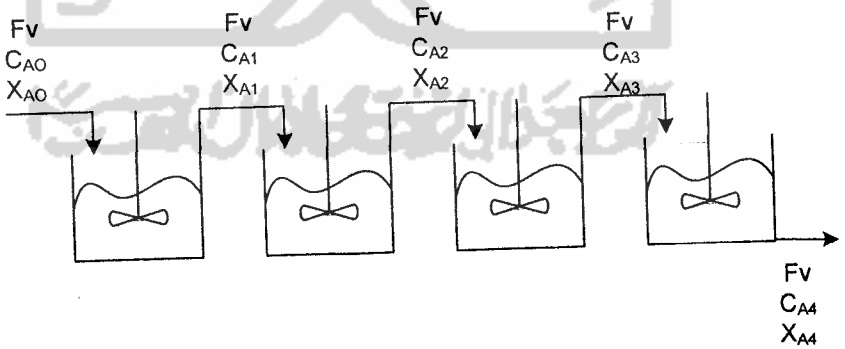
$$\theta = \frac{V}{Fv}$$

$$= \frac{3581{,}6928 \text{ liter}}{4044{,}2587 \text{ liter / jam}}$$

$= 0{,}8856$ jam

4). 4 RATB

Dengan $X_{A0} = 0$; X_{A1} =....?; X_{A2}=....?; X_{A3}=....?; $X_{A4} = 0{,}97$



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

$$V_2 = \frac{Fv.(0{,}97 - X_{A1})}{k.C_{A0}(1-0{,}97)(M-0{,}97)}$$

$$V_3 = \frac{Fv.(0{,}97 - X_{A2})}{k.C_{A0}(1-0{,}97)(M-0{,}97)}$$

$$V_4 = \frac{Fv.(0{,}97 - X_{A3})}{k.C_{A0}(1-0{,}97)(M-0{,}97)}$$

Berdasarkan trial diperoleh :

$X_{A1} = 0{,}6443$

$X_{A2} = 0{,}8661$

$X_{A3} = 0{,}9485$

$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = 2417{,}070$ liter x 0,2642 galon/lt

$= 638{,}5212$ galon

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

$$= \frac{638{,}5212 \text{ liter}}{4044.2587 \text{ liter / jam}}$$

$= 0.5977$ jam

➢ **M enentukan Harga Total Reaktor**

Menggunakan metode "*Six Tenths Factor*"

$$Eb = Ea \cdot \left(\frac{Cb}{Ca}\right)^{0,6}$$ (Timmerhaus, 1991)

Dimana : Ca = Kapasitas alat a

Cb = Kapasitas alat b

Ea = Harga alat a

Eb = Harga alat b

Kondisi operasi = 1 atm = 14,7 lb/in^2

Dipilih bahan *stainless steel*, 50 lb/in^2

Didapat basis harga pada volume 3000 gallons = $ 40.000

(Timmerhause, 1959)

Perhitungan harga reaktor :

1 RATB : V 1 = 24924,2970 gallon

$$\text{Cost B} = \$\ 40.000 \left(\frac{24924{,}2970 gallons}{3000 gallons} \right)^{0,6}$$

= $ 142.482,3238

Data selengkapnya dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

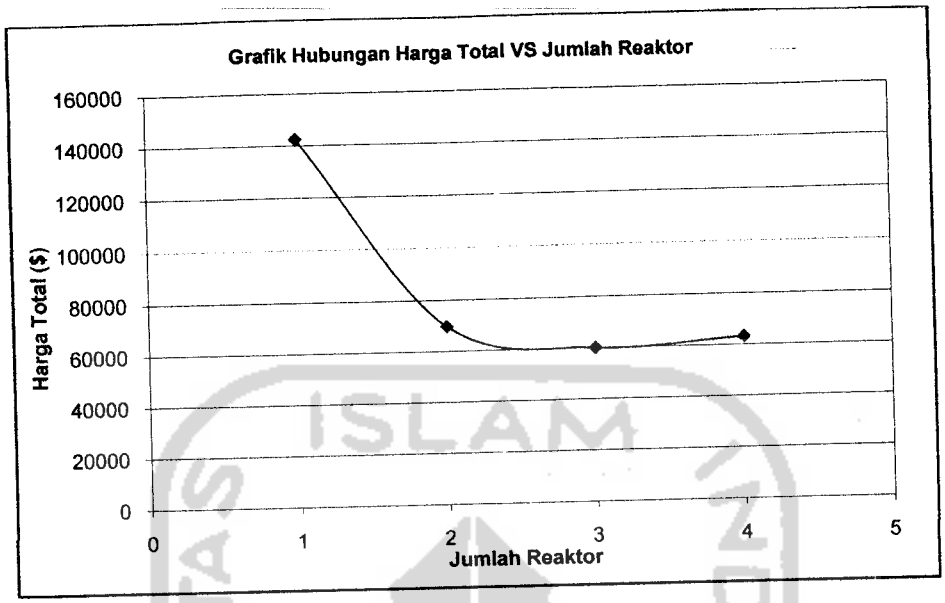
Tabel A.2. Hasil Perhitungan Optimasi Reaktor

Jumlah	Vol, tiap reaktor (gallon)	Harga Satuan ($)	Harga Total ($)
1	24924,2970	142.482,3238	142.482,3238
2	2387,6261	34.879,2415	69.758,4829
3	946,2861	20.017,0794	60.051,2382
4	638,5212	15.808,5643	63.234,2573

Dari tabel diatas, dapat disimpulkan:

- Volume 1 reaktor > volume 2 reaktor > volume 3 reaktor > volume 4 reaktor.
- Harga 1 reaktor < harga 2 reaktor < harga 3 reaktor < harga 4 reaktor.

Sehingga dipilih penggunaan 3 buah reaktor RATB



Grafik Hubungan Jumlah Reaktor Versus Harga ($)

Dari grafik diatas disimpulkan bahwa yang lebih ekonomis adalah penggunaan 3 buah reaktor yaitu dengan masing-masing volume = 946,2861 gallon dan harga per-reaktor = $ 20.017,0794 .

PERANCANGAN DIMENSI REAKTOR

➢ **Menentukan Ukuran Reaktor**

Reaktor 1 :

Tabel A.3. Neraca Massa Pada Reaktor 1

INPUT (kg/jam)		OUTPUT (kg/jam)	
Komponen	**Jumlah, kg/jam**	**Komponen**	**Jumlah, kg/jam**
PA	1446,4097	PA	563,4148
2-EH	2540,9900	2-EH	877,4431
H_2SO_4	39,8740	H_2SO_4	39,8740
H_2O	43,49	H_2O	112,2042
MAN	2,8986	MAN	2,8986
		MOP	511,1175
		DOP	2136,8026
Total	**4043,7549**	**Total**	**4043,7549**

- Kecepatan alir volumetrik umpan, Fv = 4044,2587 lt /jam

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

Over design : 20 %

Volume design = 1,2 x V_L

= 1,2 x 946,2861 gallon

= 1135,5433 gallon

Volume Reaktor (VR) = 1135,5433 gallon

= 3581,6928 ltr

= 151,8006 ft^3

Menghitung ukuran reaktor :

Ratio tinggi : diameter = 1,5 : 1

(H : D = 1,5 : 1), Rase p.342

Jenis head : Flanged and Dished Head Torispherical

Volume head : 0,000049 di^3 (Brownell and Young, p.88, 5-11)

Dimana : D = Diameter, inchi

VH = Volume head, ft^3

Volume reaktor dihitung berdasarkan persamaan :

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

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

$$151{,}8006 \text{ ft}^3 = 1{,}1775\ D^3 + 0{,}1693\ D^3$$

$$D = 112{,}7084 \text{ ft}^3$$

$$= 4{,}8304 \text{ ft}$$

$$= 57{,}9651 \text{ in} = 1{,}4723 \text{ m}$$

$$H = 1{,}5\ D$$

$$= 1{,}5 \text{ x } (1{,}4723) \text{ m}$$

$$= 2{,}2085 \text{ m}$$

Volume head $= 2 \text{ x } 0{,}000049\ D^3$

$= 2 \text{ x } 0{,}000049\ (57{,}9651)^3$

$= 19{,}0865 \text{ ft}^3$

Volume cairan di badan reaktor = volume reaktor – volume head

$= 132{,}7141\ ft^3$

Tinggi cairan dibadan Reaktor = volume cairan dibadan Reaktor : luas

$= 7{,}2456\ ft^3$

➢ **Menentukan Tebal Dinding (*Shell*) Reaktor**

Persamaan yang dipakai : $t = \dfrac{P.ri + C}{f.E - 0{,}6.P}$ .....(*P.254. Brownell, 1959*)

Dengan :

t = Tebal dinding reaktor minimum, in

P = Tekanan, psi

E = Efisiensi sambungan las = 0,85

f = Tekanan maksimal yang diijinkan,psi = 12650 psi

C = Korosi yang diijinkan,in = 0,125

r = Jari-jari reaktor = 0,5 x 57,9651 in = 28,9826 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 x Poperasi

P operasi = P design + P hirostatis

P design = 1 atm = 14,7 psi

P hidrostatis = ρ cairan kg/m^3 x Tinggi cairan m

ρ cairan = M / Fv

= 4043,7549. kg/jam / 4044,2587 L/jam

= 0,9999 kg/L x 0,0361

= 0,0361 lb/in^3

P hidrostatis = 0,0361 lb/in^3 x 99,4522 in

= 3,5928 lb/in^2

= 3,5928 psi

P operasi = 14,7 psi + 3,5928 psi

= 18,2928 psi

P design = 1,2 x 18,2928 psi

= 21,9513 psi

$$ts = \frac{21{,}9513 \text{ psi} \times 28{,}9826 \text{ in}}{(12650 \text{ psi} \times 0{,}85) - (0{,}6 \times 21{,}9513 \text{ psi})} + 0{,}125$$

= 0,1842 in

Jadi tebal yang dipilih tebal shell standar = 3/16 in

❖ **Menghitung Ukuran Head dan Bottom Reaktor**

ID shell = 1,4723 m = 57,9651 in = 4,8304 ft

OD shell = 57,9651 in + 2 x (3/16 in) = 58,3401 in = 1,4818 m

Dari table (*5.7 Brownell, LE & Young EH*) untuk OD, maka di dapat :

OD = 60 in r = 60 in

Icr = 3 5/8

➢ **Menentukan Tebal *Head***

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

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

Tebal *head* dihitung dengan persamaan berikut :

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

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

Dari tabel 5.7 Brownell and Young ; p.90

icr = 3 5/8 in untuk OD = 60

r = 60 in

th $= \frac{0{,}885.21{,}9513 psi.60in}{12650.0{,}85 - 0{,}1.21{,}9513 psi} + 0{,}125in$

= 0,2334 in

t head standar = 1/4 in

➢ **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*

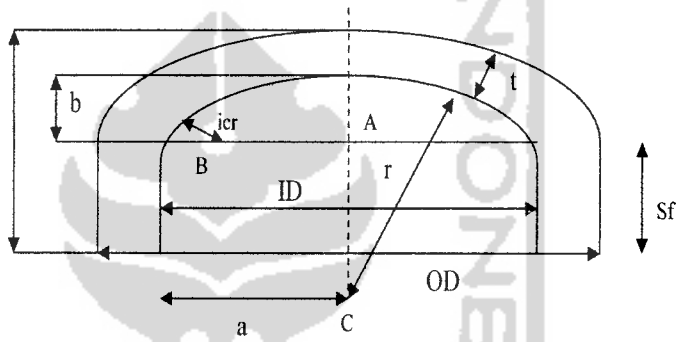
   Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.

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

Ukuran *Head* :

ID = ID shell = 57,9651 in = 4,8304 ft

Dari tabel 5.7 Brownell and Young ; p.90

icr = 3 5/8 in untuk OD = 60

r = 60 in

a = ID/2 = 28,9826 in

AB = a – icr

= (28,9826– 3 5/8) in

= 25,3536 in

BC = rc – icr

= (60 – 3 5/8) in

= 56,3750 in

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

$= \sqrt{(56,3750)^2 - (25,3536)^2} = 50,3501$ in

b (*Deep of dish*) = rc – AC

b = (60 – 50,3501) in

= 9,6499 in

Sf (*Straight of Flange*) = 2 in (*Tabel 5.8, P-93, Brownell&Young*)

OA (Tinggi *head* bagian dalam) = Sf + b + t*head*

= (2 + 9,6499 + 1/4) in

= 11,8999 in = 0,3023 m

Jadi tinggi head = OA = 11,8999 in = 0,3023 m

Tinggi Reaktor = tinggi shell + 2 (tinggi head)

= 2,2085 m + 2 (0,3023 m)

= 2,8130 m

Menghitung tinggi larutan dalam reaktor

Luas penampang reaktor (A) :

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

$$= \frac{\pi}{4}(57{,}9651)^2\, in$$

$= 26357{,}5632\ in^2$

$= 1{,}7016\ m^2$

Volume Head bawah = $0{,}000049\ di^3$ (p.88, table 5-11, Brownell and Young)

$= 0{,}000049.(4{,}8304\ ft)^3$

$= 0{,}0055\ ft^3$

Volume flange, $V_{sf} = \frac{\pi}{4}.ID^2.\left(\frac{sf}{12}\right)$

$$= \frac{3{,}14}{4} x \left(\frac{57{,}9651\, in}{12\, ft}\right)^2 x \left(\frac{2\, in}{12\, ft}\right)$$

$= 3{,}0527\ ft^3$

Volume Total Head, $V_{HT} = V_H + V_{sf}$

$= 3{,}0583\ ft^3 = 0{,}0866\ m^3$

Volume Total Reaktor = $Vshell + 2\ V_{HT}$

Volume shell, Vs = $Vr - 2\ V_{HT}$

$= 4.2985\ m^3 - (2 \times 0{,}0866)\ m^3$

$= 4.1243\ m^3$

Tinggi shell, Hs $= \frac{4.Vs}{\pi.ID^2} = \frac{4\,x\,4{,}1253\,m^3}{3{,}14\,x\,(1{,}4723\,m)^2} = 2{,}4243$ m

❖ **Menghitung Ukuran dan Power Pengaduk**

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

Jumlah buffle = 4

Data pengaduk

$\frac{d}{ID} = 3$; $\frac{b}{ID} = 5$; $\frac{l}{ID} = 4$; w = 0,17 x Di $\frac{Zi}{Di} = 0{,}75 - 1{,}3$

(Brown "Unit Operation" hal 507)

Dimana : ID = diameter tangki

Zl = jarak pengaduk dengan dasar tangki

d = diameter pengaduk

b = lebar sudu pengaduk

l = panjang sudu pengaduk

W = lebar baffle

Diketahui :

ID = 1,4723 m

$d = ID/3 = 0{,}4908m$

$b = \frac{d}{5} = 0{,}0982m$

$l = \frac{d}{4} = 0{,}1227m$

W= 0,17 x ID =

= 0,17 x 1,4723 m = 0,2503 m

$$\boxed{\frac{Zi}{d} = 0.75\text{-}1.3\text{; dipilih 1}}$$

Zi = 1 x d = 0,4908 m

➢ **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)

$$WELH = ZL \times \left(\rho_{cairan} / \rho_{air}\right)$$
$$= 2{,}4237m \times \left(0{,}9999 / 1\right)$$
$$= 2{,}4234m$$
$$= 7{,}9512 \text{ ft}$$

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

$$= \frac{600}{\pi \times 1{,}6101}\sqrt{\frac{7{,}9512}{2 \times 1{,}6101}}$$

$$= 102{,}9643rpm$$

$$= 1{,}7161 \text{ rps}$$

μ campuran = 0,5524 cp = 0.00037 lb/ft.s

1 cp = 0,000672 lb/ft.s

- **Menghitung Bilangan Reynold**

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

$$= \frac{1{,}7161 \times (1{,}6101)^2 \times 62{,}4222}{0.00037}$$

$$= \mathbf{748104{,}585}$$

karena Nre > 2100 maka alirannya *turbulens*

- **Menghitung Power Pengaduk**

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

$$= \frac{6 \times 62{,}4222 \times (1{,}7161)^3 \times (1{,}6101)^5}{32{,}2}$$

$$= 3714{,}3497 \text{ ft.lbf/s}$$

$$= \mathbf{6{,}7534 \text{ Hp}}$$

Np (konstanta) = 6 untuk NRe > 10.000 *(HF. Rase, P-345)*

Jika Effisiensi pengaduk 80 %

(Timmerhause)

Maka : $Power = \frac{P}{Eff}$

$$= \frac{6{,}7534}{80\%} = 8{,}4417 Hp$$

Digunakan Hp standar = 10 Hp (standar NEMA)

➢ **Menghitung Jumlah Pengaduk**

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

$= \frac{2,4241}{4,8304}$

$= 0,5018 \approx 1$ pengaduk

NERACA PANAS

Neraca Panas di Reaktor 1

Dari Perry's chemical engineering handbook, tabel 3-206 section 3 page 3-147 diperoleh data Heat of formation (ΔHf)

Data panas pembentukan (ΔHf)

Tabel A.4 Data Panas Pembentukan (ΔHf)

Komponen	ΔHf_{298}(kkal/mol)
PA	-88,8
2-EH	-87,31
MOP	-146,5
DOP	-165,5
H_2SO_4	-212,03
H_2O	-68,32

Sumber: Tabel 3-206, section 3, p. 3-147, Perry's Chemical Engineering Handbook

Data kapasitas panas ⟶ tabel 3-181 page 3-129 section 3

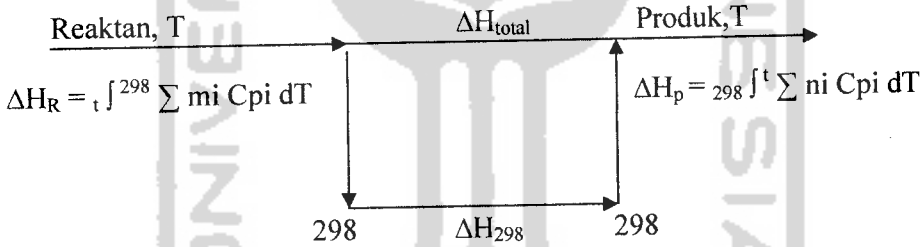
Heat capacity at constant pressure (kcal/kg.0C)

Tabel A.5 Data Kapasitas Panas (Cp)

Komponen	Cp(kkal/kg.^{0}C)
PA	0,6054
2-EH	0,5833
MOP	0,4169
DOP	0,4100
MAN	0,4284
H_2SO_4	0,3390
H_2O	1,08

Entalpi reaksi pada sembarang suhu dapat dituliskan dengan persamaan:

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



$$\Delta H_{total} = \Delta H_R + \Delta H_p + \Delta H_{298}$$

$$= {}_t\int^{298} \sum mi\ Cpi\ dT + {}_{298}\int^{t} \sum ni\ Cpi\ dT + \Delta H_{298}$$

$$= {}_{298}\int^{t} \sum ni\ Cpi\ dT - {}_{298}\int^{t} \sum mi\ Cpi\ dT + \Delta H_{298}$$

$$= \Delta H_{298} + {}_{298}\int^{t} [\sum ni\ Cpi\ dT - \sum mi\ Cpi\ dT]\ dT$$

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

$$\Delta H_{298} = [\sum ai\ \Delta H_p - \sum bi\ \Delta H_R] \text{ x mol yang bereaksi}$$

Dengan :

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

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

ΔHf_i = entalpi pembentukan komponen i, kcal/kgK

Cpi = kapasitas panas komponen i, kcal/kg K

ai = koefisien reaksi komponen i untuk produk

bi = koefisien reaksi komponen i, untuk reaktan

ni = massa komponen i, untuk produk (kg)

mi = massa komponen i, untuk reaktan (kg)

Reaksi (1) PA + EH ⟶ MOP

Reaksi (2) MOP + EH ⟶ DOP + H_2O

❖ **Menghitung ΔH_{298} untuk reaksi (1) dan (2) :**

ΔH_{298} (1) = ΔHf MOP – [ΔHf 2-EH+ ΔHf PA]

= (-146,5) – [-87,31 + -88,8]

= 29,61 kcal/mol x 1000 mol/kmol

= 29610 kcal/kmol x mol PA yang bereaksi

= 29610 kcal/kmol x 7,3175 kmol/jam

= 216672,1598 kcal/jam

ΔH_{298} (2) = ΔHf DOP + ΔHf H_2O – [ΔHf MOP + ΔHf 2-EH]

= [(-165,5) + (-68,32)] – [-146,5 + -87,31]

= -0,01 kcal/mol x 1000 mol/kmol

= -10 kcal/kmol x mol MOP yang bereaksi

= -10 kcal/kmol x 5,4790 kmol/jam

= -54,7898 kcal/jam

$\Delta H_{298\ total}$ = ΔH_{298} (1) + ΔH_{298} (2)

= (-216672,1598) kcal/jam + (-54,7898) kcal/jam

= 216617,37 kcal/jam

❖ **Menghitung Entalpi Masuk Reaktor (ΔHR) :**

Entalpi masuk reaktor pada T = 150°C

Tabel A.6 Entalpi Masuk Reaktor

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kcal/kg^{0}C)	(ΔHR) (kcal/jam)
PA	1446,4097	0,6054	-109457,0539
2-EH	2540,99	0,5833	-185281,1854
H2SO4	39,8740	0,3390	-1689,6606
H_2O	13,5825	1,08	-1833,6441
MAN	2,8986	0,4284	-155,2101
Total			-298416,7541

❖ **Menghitung Entalpi Keluar Reaktor (ΔHP) :**

Tabel A.7 Entalpi Keluar Reaktor pada

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kcal/kg^{0}C)	(ΔHP) (kcal/jam)
PA	363,4148	0,6054	27501,4132
2-EH	877,4431	0,5833	63980,4587
H2SO4	39,8740	0,3390	1689,6606
H_2O	112,2042	1,08	15147,5681
MAN	2,8986	0,4284	-155,2101
MOP	511,1175	0,4169	26636,0297
DOP	2136,8026	0,4100	109499,8423
Total			244610,1827

$\Delta Htotal = \Delta HR + \Delta H_{298} + \Delta HP$

$= -298416,7541 - 216617,3700 + 244610,1827$

$= 162810,7986$ kcal/jam

Sistem kehilangan panas (endotermis) sebesar 162810,7986 kcal/jam sehingga sistem tersebut membutuhkan pemanas dengan media steam pemanas.

***Merancang Jacket Pemanas pada Reaktor ***

➢ **Kebutuhan Steam Pemanas**

Pemanas digunakan untuk menjaga suhu reaktor tetap 150 C.

Pemanas : steam jenuh

P : 1 atm

Steam yang tersedia : (Tabel 3-301, Perry, 1986)

T : 186 ^{0}C = 366,8 ^{0}F

ΔHv : 860 Btu/lb = 477,6488 kcal/kg

ρ : 0,5977 kg/m^3

k : 0,3685 Btu/j.ft.^{0}F

kebutuhan pemanas (W) : Qtotal / ΔHv

$$= \left[\frac{162810{,}7986 kcal/jam}{477{,}6488 kca/kg}\right] = 340{,}8616 \text{ kg/jam}$$

Debit steam Q : W / densitas steam

$$: \frac{340{,}8616 kg/jam}{0{,}5977 kg/m3}$$

: 570,2421 m^3/jam = 0,1584 m^3/s

➢ **Koefisien Transfer Panas**

Nilai koefisien perpindahan panas pada RATB dengan *baffle* dedinginkan dengan koil dipakai persamaan 20.4 kern p. 722

$$ho = \frac{0.36k}{Dt}\left[\frac{L^2.N.\rho}{\mu}\right]^{\frac{2}{3}}\left[\frac{Cp.\mu}{k}\right]^{\frac{1}{3}}\left[\frac{\mu}{\mu w}\right]^{0.14}$$

Dimana : $\left[\frac{\mu}{\mu w}\right]^{0.14} = 1$

hc = koefisien transfer panas cairan, Btu/jam. ft^2. °F

Dt = diameter reaktor, ft

k = konduktivitas panas, Btu/jam. ft. °F

Cp = kapasitas panas larutan, Btu/lb. °F

L = diameter putar pengaduk, ft

N = kecpatan putar pengaduk, rph

ρ = densitas campuran, lb/ft^3

μ = viskositas campuran, lb/jam ft

μw = viskositas air, lb/ jam ft

$Cp = \sum Cpi.Xi$

Cp = 0,1774 Btu/lb. °F

$k = \sum ki.Xi$

k = 0,4962 Btu/jam. ft. °F

$$ho = \frac{0.36x0,4962}{4,8304}\left[\frac{1,6101^2 x11190,0071x62,4222}{0,4719}\right]^{2/3}\left[\frac{0,1774x0,4719}{0,4962}\right]^{1/3} x1$$

ho = 526,8591 Btu/jam. ft^2. °F

➢ **Menentukan Nilai hi_0**

Untuk steam yang mengembun, hio = 1500 Btu/jam. ft^2. °F

(Fig.25 Kern,1965)

➢ **Menghitung Uc dan Ud**

a. Clean overall Coefficient (Uc)

$$Uc = \frac{hoxhio}{ho + hio} = \frac{526{,}8591x1500}{526{,}8591 + 1500} = 389{,}8090 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ °F}$$

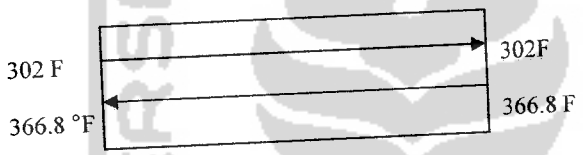
b. Dirty Overall Coefficient (Ud)

Rd minimum = 0,003 jam ft^2 °F/Btu (tabel 12, Kern)

$$hd = \frac{1}{Rd\,\min} = \frac{1}{0{,}003} = 333{,}3333 \text{ Btu/jam}^2 \text{ °F}$$

$$Ud = \frac{hdxUc}{hd + Uc} = \frac{333{,}3333x389{,}8090}{333{,}3333 + 389{,}8090} = 179{,}7040 \text{ Btu/jam}^2 \text{ °F}$$

➢ **Menghitung Luas Perpindahan Panas**



Sistem dengan kondisi operasi isotermal, steam mengembun;

$\Delta T_{LMTD} = \Delta T$ = beda suhu pemanas dengan fluida

ΔT LMTD = Tsteam-Toperasi

= 366,8 ^{0}F – 302 ^{0}F

= 64,8 ^{0}F

$$A = \frac{Qp}{UdxLMTD} = \frac{646074{,}5978}{179{,}7040x64{,}8} = 55{,}4817\,ft^2$$

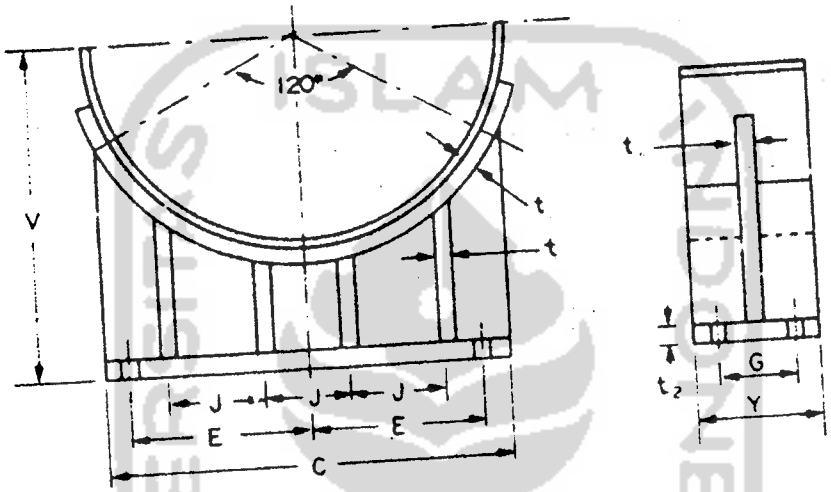
As = π Dt H = 3,14 x 4,8304 ft x 7,2456 ft

= 109,8985 ft^2

Sehingga dari perhitungan diatas, luas transfer panas yang dibutuhkan < dari luas selimut tangki maka pemanas model jaket terpenuhi.

Design Jacketed Reaktor :

(*Coulson J.Richardson,p.673*)



Standard Ukuran Jaket Reaktor :

Vessel Diameter : 2.6 m

Dimensions (m)

V	Y	C	E	J	G
1.48	0.225	2.30	1.03	0.59	0.15

t 1 : 12 mm Bolt Diameter : 27 mm

t 2 : 16 mm Bolt Holes : 33 mm

➢ **Pemipaan Reaktor :**

a. Pipa Pada Jacket Pemanas :

Untuk diameter reaktor 1,4723 m, diameter pipa pada jakcet = 30 mm

(coulsion j.richardson,p673-1983)

b. Pipa Umpan Masuk Reaktor :

- Pipa umpan PA :

komponen	kg/jam	ρ(kg/lt)	Xi	μ (Cp)
PA	1446.4097	1.53	0.998	11.0996
MAN	2.8986	1.314	0.002	0.5995
Total	1449.3083			

ρ campuran = 1,5296 kg/lt = 95,4879 lb/ft^3

μ campuran = 10,7239 cP = 0,0072 lb/ft.s

q campuran = 947,5279 lt/jam = 0,0039 ft^3/s

Diperkirakan aliran dalam pipa adalah turbulen, maka Nre > 2100 sehingga digunakan persamaan : *(Timmerhause p.496)*

$$Di\ opt = 3{,}9 . qf^{0,45} . \rho^{0,13} = 0{,}8593 \text{ in}$$

Dipilih pipa dengan ukuran :

Dari tabel 11 Kern, 844 didapat,

IPS = 1 inch

OD = 1,32 inch

ID = 1,049 inch = 0,0874 ft

A' = 0,718 inch^2 = 0,0050 ft^2

No. Sch = 40

Kecepatan Linear = $(v) = \frac{q}{A'}$

v = 1,8639 ft/s

$$N\,\mathrm{Re} = \frac{ID.\rho.v}{\mu}$$

N Re = 2158,8730

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

- Pipa Umpan 2-EH :

komponen	kg/jam	ρ(kg/lt)	μ (Cp)	Xi
2-EH	2540.9900	0.83	0.3906	0.995
H20	12.7688	1	0.1826	0.005
Total	2553.7588			

ρ campuran = 0,8309 kg/lt = 51,8683 lb/ft^3

μ campuran = 0,3884 cP = 0,000216 lb/ft.s

q campuran = 3073,6701 lt/jam = 0,0301 ft^3/s

Diperkirakan aliran dalam pipa adalah turbulen, maka Nre > 2100 sehingga digunakan persamaan : *(Timmerhause p.496)*

Di opt = 3,9. qf^{0,45} . ρ^{0,13} = 1,3479 in

Dipilih pipa dengan ukuran :

Dari tabel 11 Kern, 844 didapat,

IPS = 1 1/2 inch

OD = 1,9 inch

ID = 1,61 inch = 0,1342 ft

A' = 2,04 inch^2 = 0,0050 ft^2

No. Sch = 40

$$(v) = \frac{q}{A'}$$

Kecepatan Linear =

v = 2,1218 ft/s

$$N\,\mathrm{Re} = \frac{ID.\rho.v}{\mu}$$

N Re = 56738,6629

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

- Pipa Umpan H_2SO_4 :

Komponen	kg/jam	ρ(kg/lt)	μ (Cp)	Xi
H2S04	39.8740	1.84	3.2253	0.98
H20	0.8138	1	0.1826	0.02
Total	40.6878			

ρ campuran = 1,8232 kg/lt = 51,8683 lb/ft^3

μ campuran = 0,3160 cP = 0,000212 lb/ft.s

q campuran = 22,3167 lt/jam = 0,0002 ft^3/s

Diperkirakan aliran dalam pipa adalah turbulen, maka Nre > 2100 sehingga digunakan persamaan : *(Timmerhause p.496)*

Di opt = 3,9. $qf^{0,45}$. $\rho^{0,13}$ = 0,1627 in

Dipilih pipa dengan ukuran :

Dari tabel 11 Kern, 844 didapat,

IPS = 1/4 inch

OD = 0,54 inch

ID = 0,364 inch = 0,0303 ft

A' = 0,104 inch^2 = 0,00072 ft^2

No. Sch = 40

Kecepatan Linear = $(v) = \frac{q}{A'}$

v = 0,3031 ft/s

$$N\,\mathrm{Re} = \frac{ID.\rho.v}{\mu}$$

N Re = 4927,1827

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

c. Pipa Umpan Keluar Reaktor :

komponen	kg/jam	ρ(kg/lt)	μ (Cp)	Xi
2-EH	2.9766	0.83	0.3906	0.0007
PA	0.7285	1.53	11.0996	0.0002
MOP	3.6287	1.05	0.9954	0.0009
DOP	3804.4748	0.986	0.2010	0.9408
H2S04	39.8740	1.84	3.2253	0.0099
H20	189.1737	1	0.1826	0.0468
MAN	2.8986	1.314	0.5995	0.0007
	4043.7549			

ρ campuran = 0,9954 kg/lt = 62,1378 lb/ft^3

μ campuran = 0,2023 cP = 0,000136 lb/ft.s

q campuran = 4062,6395 lt/jam = 0,0398 ft^3/s

Diperkirakan aliran dalam pipa adalah turbulen, maka Nre > 2100 sehingga digunakan persamaan : *(Timmerhause p.496)*

Di opt = 3,9. qf^{0,45} . ρ^{0,13} = 1,5645 in

Dipilih pipa dengan ukuran :

Dari tabel 11 Kern, 844 didapat,

IPS = 2 inch

OD = 2,38 inch

ID = 2,067 inch = 0,1722 ft

A' = 3,35 $inch^2$ = 0,0233 ft^2

No. Sch = 40

Kecepatan Linear = $(v) = \frac{q}{A'}$

v = 1,7129 ft/s

$$N\,\mathrm{Re} = \frac{ID.\rho.v}{\mu}$$

N Re = 134873,5911

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

LAMPIRAN B

NETRALIZER

Tugas : Menghilangkan kandungan H_2SO_4 sebanyak 36,0930 kg/jam dengan menggunakan NaOH 50 % sebanyak 29,4637 kg/jam.

Jenis : Tangki Berpengaduk.

Fase : cair - cair

Kondisi Operasi : T = 95 °C

P = 1 atm

➢ **Reaksi yang Terjadi :**

Reaksi : $2\ NaOH + H_2SO_4 \longrightarrow Na_2SO_4 + 2\ H_20$

➢ **Neraca Massa**

Tabel B.1. Data Kecepatan Volumetrik Umpan

Komposisi	Berat Umpan (kg/jam)	Berat Molekul (kg/kmol)	Mol Umpan (kmol/jam)	ρ (kg/lt)
2-EH	0.8300	130	0.0064	0.83
PA	0.6006	148	0.0041	1.53
MOP	3.5101	278	0.0126	1.05
DOP	3786.0897	390	9.7079	0.986
H2SO4	36.0930	98	0.3683	1.840
H2O	30.4164	18	1.6898	1
MAN	1.1006	98	0.0112	1.314
NaOH	29.4637	40	0.7366	1.392
Total	3888.1042		12.5369	

PERANCANGAN DIMENSI NETRALIZER

Kecepatan alir volumetrik umpan :

$$FV = \frac{0.83}{0,83} + \frac{0.6006}{1,53} + \frac{3.5101}{1,05} + \frac{3786,0897}{0,986} + \frac{36,0930}{1,834} + \frac{30,4164}{1} + \frac{1,1006}{1,314} + \frac{29,4637}{1,392}$$

= 3887,6651 liter / jam

Fv = 3887,6651 lt /jam

Diambil waktu tinggal Netralizer 15 menit (0.25 jam).

Volume Netralizer menjadi = 0.25 jam x 3887,6651 lt/jam

= 969,4163 lt

= 32,2432 ft^3

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

Over design : 20 %

Volume design = 1,2 x V_L

= 1,2 x 32,2432 ft^3

= 41,0919 ft^3

= 307,3885 gallon

Menghitung ukuran netralizer :

Ratio tinggi : diameter = 1,5 : 1

(H : D = 1,5 : 1), Rase p.342

Jenis head : Flanged and Dished Head Torispherical

Volume head : 0,000049 di^3 (Brownell and Young, p.88, 5-11)

Dimana : D = Diameter, inchi

VH = Volume head, ft^3

Volume reaktor dihitung berdasarkan persamaan :

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

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

$$41{,}0919\ ft^3 = 1{,}1775\ D^3 + 0{,}1693\ D^3$$

$$D = 30{,}5097\ ft^3$$

$$= 3{,}1247\ ft$$

$$= 37{,}4968\ in = 0{,}9524\ m$$

$$H = 1{,}5\ D$$

$$= 1{,}5 \times (0{,}9524)\ m$$

$$= 1{,}4284\ m$$

Volume head $= 2 \times 0{,}000049\ D^3$

$= 2 \times 0{,}000049\ (37{,}4986)^3$

$= 2{,}5833\ ft^3$

Volume cairan di badan reaktor = volume reaktor – volume head

$= 38{,}5085\ ft^3$

➢ **Menentukan Tebal Dinding (*Shell*) Netralizer**

Persamaan yang dipakai : $t = \frac{P.ri + C}{f.E - 0,6.P}$ .....(*P.254. Brownell, 1959*)

Dengan :

t = Tebal dinding reaktor minimum, in

P = Tekanan, psi

E = Efisiensi sambungan las = 0,85

f = Tekanan maksimal yang diijinkan,psi = 12650 psi

C = Korosi yang diijinkan,in = 0,125

r = Jari-jari reaktor = 0,5 x 37,4968 in = 18,7484 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 x Poperasi

P operasi = P design + P hirostatis

P design = 1 atm = 14,7 psi

P hidrostatis = ρ cairan kg/m^3 x Tinggi cairan m

ρ cairan = M / Fv

= 3888.1042 kg/jam / 3887,6651 L/jam

= 1,0027 kg/L x 0,0361

$= 0{,}0362\ lb/in^3$

P hidrostatis $= 0{,}0362\ lb/in^3 \times 53{,}6118\ in$

$= 1{,}9442\ lb/in^2$

$= 1{,}9442\ psi$

P operasi $= 14{,}7\ psi + 1{,}9442\ psi$

$= 16{,}6422\ psi$

P design $= 1{,}2 \times 16{,}6422\ psi$

$= 19{,}9707\ psi$

$$ts = \frac{19{,}9707\ psi \times 18{,}7484\ in}{(12650\ psi \times 0{,}85) - (0{,}6 \times 19{,}9707\ psi)} + 0{,}125$$

$= 0{,}1599\ in$

Jadi tebal yang dipilih tebal shell standar = 3/16 in

❖ **Menghitung Ukuran Head dan Bottom Netralizer**

ID shell $= 37{,}4968\ in = 0{,}9524\ m = 3{,}1247\ ft$

OD shell $= 37{,}4968\ in + 2 \times (3/16\ in) = 37{,}8718\ in = 0{,}9619\ m$

Dari table (*5.7 Brownell, LE & Young EH*) untuk OD, maka di dapat :

OD = 40 in r = 40 in

Icr = 2 1/2

➢ **Menentukan Tebal *Head***

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

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

Tebal *head* dihitung dengan persamaan berikut :

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

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

Dari tabel 5.7 Brownell and Young ; p.90

icr = 2 1/2 in untuk OD = 40

r = 40 in

th $= \dfrac{0{,}885x19{,}9707\,psi.40in}{12650.0{,}85 - 0{,}1x19{,}9707\,psi} + 0{,}125in$

= 0,1908 in

t head standar = 1/4 in

➢ **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*

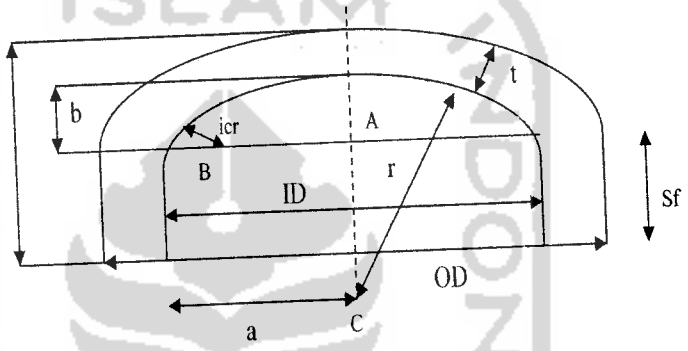
Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.

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 shell = 37,4968 in = 0,9524 m = 3,1247 ft

Dari tabel 5.7 Brownell and Young ; p.90

icr = 2 1/2 in untuk OD = 40

r = 40 in

a = ID/2 = 18,7484 in

AB = a – icr

= (18,7484– 2 1/2) in

= 16,2484 in

BC = rc – icr

= (40 – 2 1/2) in

= 37,5 in

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

$= \sqrt{(37,5)^2 - (16,2484)^2} = 33,7970$ in

b (*Deep of dish*) = rc – AC

b = (40 – 33,7970) in

= 6,2030 in

Sf (*Straight of Flange*) = 2 in (*Tabel 5.8, P-93, Brownell&Young*)

OA (Tinggi *head* bagian dalam) = Sf + b + *thead*

= (2 + 6,2030 + 1/4) in

= 8,4530 in = 0,2147 m

Jadi tinggi head = OA = 8,4530 in = 0,2147 m

Tinggi Reaktor = tinggi shell + 2 (tinggi head)

= 1,4284 m + 2 (0,2147 m)

= 1,8580 m

➢ **Menghitung tinggi larutan dalam reaktor**

Luas penampang reaktor (A) :

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

$$= \frac{\pi}{4} (37{,}4968)^2 \, in$$

$$= 1103{,}7171 \text{ in}^2$$

Volume Head bawah = 0,000049 di^3 (p.88, table 5-11, Brownell and Young)

$$= 0{,}000049.(4{,}8304 \text{ ft})^3$$

$$= 0{,}0015 \text{ ft}^3$$

Volume flange, $V_{sf} = \frac{\pi}{4} . ID^2 . \left(\frac{sf}{12}\right)$

$$= \frac{3{,}14}{4} x \left(\frac{37{,}4968 \, in}{12 \, ft}\right)^2 x \left(\frac{2 \, in}{12 \, ft}\right)$$

$$= 1{,}2776 \text{ ft}^3$$

Volume Total Head, $V_{HT} = V_H + V_{sf}$

$$= 1{,}2791 \text{ ft}^3$$

Volume Total Reaktor = Vshell + 2 V_{HT}

Volume shell, Vs = Vr – 2 V_{HT}

$$= 41{,}0919 \text{ ft}^3 - (2 \text{ x } 1{,}2791) \text{ ft}^3$$

$$= 38{,}5377 \text{ ft}^3$$

Tinggi shell, Hs $= \frac{4.Vs}{\pi . ID^2} = \frac{4 \, x \, 38{,}5377 \, ft^3}{3{,}14 \, x \, (3{,}1247 \, ft)^2} = 5{,}0274 \text{ft}$

$$= 1{,}5324 \text{ m}$$

❖ **Menghitung Ukuran dan Power Pengaduk**

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

Jumlah buffle = 4

Data pengaduk

$\frac{d}{ID} = 3$; $\frac{b}{ID} = 5$; $\frac{l}{ID} = 4$; w = 0,17 x Di $\frac{Zi}{Di} = 0,75 - 1,3$

(Brown "Unit Operation" hal 507)

Dimana : ID = diameter tangki

Zl = jarak pengaduk dengan dasar tangki

d = diameter pengaduk

b = lebar sudu pengaduk

l = panjang sudu pengaduk

W = lebar baffle

Diketahui :

ID = 0,9524 m

$d = ID/3 = 0,3175m$

$b = \frac{d}{5} = 0,0635m$

$l = \frac{d}{4} = 0,0794m$

W= 0,17 x ID =

= 0,17 x 0,9524 m = 0,1619 m

$\frac{Zi}{d} = 0.75\text{-}1.3$; dipilih 1

Zi = 1 x d = 0,3175 m

➢ **Menghitung Kecepatan Pengaduk dalam Reaktor**

$$\frac{WELH}{2Di} = \left[\frac{H \cdot Di \cdot N}{600}\right]^2$$ (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)

$$WELH = ZL \times \left(\rho_{cairan} / \rho_{air}\right)$$

$$= 1{,}5324m \times \left(0{,}9999 / 1\right)$$

$$= 1{,}5365m$$

$$= 5{,}0412 \text{ ft}$$

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

$$= \frac{600}{\pi \times 1{,}0416}\sqrt{\frac{5{,}0277}{2 \times 1{,}0416}}$$

$$= 285{,}3883rpm$$

$$= 4{,}7565 \text{ rps}$$

μ campuran = 0,7824 cp = 0.0005 lb/ft.s

1 cp = 0,000672 lb/ft.s

➢ **Menghitung Bilangan Reynold**

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

$$= \frac{4,7565 \times (1,0416)^2 \times 62,4222}{0.0005}$$

$$= \mathbf{614401,2369}$$

karena Nre > 2100 maka alirannya *turbulens*

➢ **Menghitung Power Pengaduk**

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

$$= \frac{5 \times 62,4222 \times (4,7565)^3 \times (1,0416)^5}{32,2}$$

$$= 1183,0669 \text{ ft.lbf/s}$$

$$= \mathbf{2,1510\ Hp}$$

Np (konstanta) = 6 untuk NRe > 10.000 *(HF. Rase, P-345)*

Jika Effisiensi pengaduk 80 %

(Timmerhause)

Maka : $Power = \frac{P}{Eff}$

$$= \frac{2,1510}{80\%} = 2,6888 Hp$$

Digunakan Hp standar = 3 Hp (standar NEMA)

➢ **Menghitung Jumlah Pengaduk**

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

$= \frac{5,0412}{3,1247}$

$= 1,6133 \approx 2$ pengaduk

NERACA PANAS

Neraca Panas di Netralizer

Dari Perry's chemical engineering handbook, tabel 3-206 section 3 page 3-147 diperoleh data Heat of formation (ΔHf)

Data panas pembentukan (ΔHf)

Tabel B.2 Data Panas Pembentukan (ΔHf)

komponen	ΔHf_{298}(kkal/mol)
2EH	-87.31
PA	-88.8
MOP	-146.5
DOP	-165.5
H2SO4	-212.03
H2O	-68.32
NaOH	112.193
Na2S04	-330.82

Sumber: Tabel 3-206, section 3, p. 3-147, Perry's Chemical Engineering Handbook

Data kapasitas panas ⟶ tabel 3-181 page 3-129 section 3

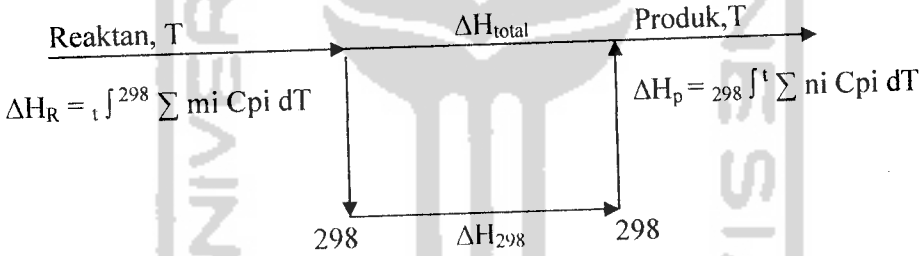
Heat capacity at constant pressure (kcal/kg.0C)

Tabel B.3 Data Kapasitas Panas (Cp)

komponen	Cp (kkal/kg C)
2EH	0.5833
PA	0.6054
MOP	0.4169
DOP	0.4100
H2SO4	0.3390
H2O	1.0800
MAN	0.4284
NaOH	0.1875
Na2S04	0.231

Entalpi reaksi pada sembarang suhu dapat dituliskan dengan persamaan:

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



$$\Delta H_{total} = \Delta H_R + \Delta H_p + \Delta H_{298}$$

$$= {}_t\int^{298} \sum mi\ Cpi\ dT + {}_{298}\int^{t} \sum ni\ Cpi\ dT + \Delta H_{298}$$

$$= {}_{298}\int^{t} \sum ni\ Cpi\ dT - {}_{298}\int^{t} \sum mi\ Cpi\ dT + \Delta H_{298}$$

$$= \Delta H_{298} + {}_{298}\int^{t} [\sum ni\ Cpi\ dT - \sum mi\ Cpi\ dT]\ dT$$

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

$$\Delta H_{298} = [\sum ai\ \Delta H_p - \sum bi\ \Delta H_R] \times \text{mol yang bereaksi}$$

Dengan :

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

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

ΔHf_i = entalpi pembentukan komponen i, kcal/kgK

Cpi = kapasitas panas komponen i, kcal/kg K

ai = koefisien reaksi komponen i untuk produk

bi = koefisien reaksi komponen i, untuk reaktan

ni = massa komponen i, untuk produk (kg)

mi = massa komponen i, untuk reaktan (kg)

Reaksi : $2\ NaOH + H_2SO_4 \longrightarrow Na_2SO_4 + 2\ H_20$

❖ **Menghitung ΔH_{298} untuk reaksi (1) dan (2) :**

ΔH_{298} = [$\Delta Hf\ Na_2SO_4$ + $\Delta Hf H_2O$] – [ΔHf NaOH+ $\Delta Hf\ H_2SO_4$]

= [-330,82 + (2 x -68,32)] – [(2 x 112,193) + -212,03]

= -479,816 kcal/mol x 1000 mol/kmol

= -479,816 kcal/kmol x mol NaOH yang bereaksi

= -479,816 kcal/kmol x 0,7362 kmol/jam

ΔH_{298} = -353240,5392 kcal/jam

❖ **Menghitung Entalpi Masuk Netralizer (ΔHR) :**

Entalpi masuk reaktor pada T = 95 °C

T referensi = 25 °C

Tabel B.4 Entalpi Masuk Netralizer

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kcal/kg^{0}C)	(ΔHR) (kcal/jam)
2EH	0.8300	0.5833	-33.8930
PA	0.6006	0.6054	-25.4538
MOP	3.5101	0.417	-102.4359
DOP	3786.0897	0.4100	-108649.5702
H2SO4	36.0930	0.339	-856.4877
AIR	30.4164	1.080	-2299.4824
MAN	1.1006	0.428	-33.0011
NaOH	29.4637	0.1875	-386.7111
Total	3888.1042		-112387.0351

❖ **Menghitung Entalpi Keluar Netralizer (ΔHP) :**

Entalpi masuk reaktor pada T = 40 °C

T referensi = 25 °C

Tabel B.5 Entalpi Keluar Netralizer

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kcal/kg^{0}C)	(ΔHP) (kcal/jam)
2EH	0.8300	0.5833	33.8930
PA	0.6006	0.6054	25.4538
MOP	3.5101	0.4169	102.4359
DOP	3786.0897	0.410	108649.5702
AIR	43.6751	1.08	3301.8375
MAN	1.1006	0.428	33.0011
Na2SO4	52.2981	0.231	845.6597
Total	3888.1042		112991.8512

$\Delta H_{total} = \Delta HR + \Delta H_{298} + \Delta HP$

$= -112387.0351 + (-353240,5392) + 112991.8512$

$= -352635,5392$ kcal/jam

Sistem kelebihan panas (eksotermis) sebesar 352635,5392 kcal/jam (1399348,1076 Btu/jam)sehingga sistem tersebut membutuhkan pendingin dengan media pendingin air.

*Merancang Coil Pendingin pada Netralizer *

➢ **Kebutuhan Air Pendingin**

Pendingin digunakan untuk menjaga suhu Netralizer tetap 95 ^{0}C.

P : 1 atm

Reaksi berjalan eksotermis, ΔHtotal adalah merupakan beban panas yang harus diserap oleh pendingin. Pendingin yang digunakan adalah "Coil Pendingin" dengan media pendingin adalah air. (Faith Keyes, p.563)

(Groggins) (us patent 2856419)

Suhu air pendingin masuk = 30 °C = 86 ^{0}F

Suhu air pendingin keluar = 35 °C = 95 ^{0}F

Tf = 90,5 ^{0}F

Sifat fisis air pada suhu 90,5 ^{0}F :

ρ =	994.032	kg/m3
μ =	1.9353	lb/ftjam
k =	0.3620	Btu/jam.ft.F
Cp =	0.9988	Btu/lb°F

ΔT = (35 – 30) °C = 5°C

Cp air = 1 kcal/kg °C

ρ air = 1000 kg/m^3

W = jumlah air pendingin yang dibutuhkan

$$W = \frac{Q(BebanPanas)}{Cp.\Delta T}$$

ρ = densitas campuran, lb/ft^3

μ = viskositas campuran, lb/jam ft

μw = viskositas air, lb/ jam ft

$Cp = \sum Cpi.Xi$ μ Camp. = 0,0541 lb/ft.jam

Cp = 0,4128 Btu/lb. °F

$k = \sum ki.Xi$

k = 0,0854 Btu/jam. ft. °F

$$ho = \frac{0,87x0,0854}{3,1247}\left[\frac{3,4172^2 x171232977x62,4222}{0,0541}\right]^{2/3}\left[\frac{0,4128x0,0541}{0,0854}\right]^{1/3} x1$$

ho = 5721,4224 Btu/jam. ft^2. °F

➢ Menentukan diameter minimum coil

Aliran dalam tube, untuk air kecepatannya sekitar (1.5 s/d 2.5)m/s. Dipilih 2.5 m/s (Coulson,1983 P.534)

Luas penampang aliran :

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

$$ID = \sqrt{\frac{4.Q}{\pi.V}}$$

$$= \sqrt{\frac{4x0,0197 m^3/s}{3,14x2,5 m/s}}$$

= 0,1003 ft

= 0,0306 m

= 3,9477 in

$$= \frac{1399348{,}1076 Btu/jam}{0{,}9988 Btu./lb.°F.9°F}$$

= 155669,9270 lb/jam = 70610,6335 kg/jam

Kecepatan volumetric air pendingin (Qv)

$$Qv = \frac{wt}{\rho air}$$

$$= \frac{70610{,}6335 kg/jam}{1000 kg/m^3}$$

= 71,0346 m^3/jam

= 0,0197 m^3/s

➢ **Koefisien Transfer Panas**

Nilai koefisien perpindahan panas dengan *baffle* dedinginkan dengan koil dipakai persamaan 20.4 kern p. 722

$$ho = \frac{0.87k}{Dt}\left[\frac{L^2.N.\rho}{\mu}\right]^{\frac{2}{3}}\left[\frac{Cp.\mu}{k}\right]^{\frac{1}{3}}\left[\frac{\mu}{\mu w}\right]^{0.14}$$

Dimana : $\left[\frac{\mu}{\mu w}\right]^{0.14} = 1$

hc = koefisien transfer panas cairan, Btu/jam. ft^2. °F

Dt = diameter reaktor, ft

k = konduktivitas panas, Btu/jam. ft. °F

Cp = kapasitas panas larutan, Btu/lb. °F

L = diameter putar pengaduk, ft

N = kecpatan putar pengaduk, rph

ρ = densitas campuran, lb/ft^3

μ = viskositas campuran, lb/jam ft

μw = viskositas air, lb/ jam ft

$Cp = \sum Cpi.Xi$ μ Camp. = 0,0541 lb/ft.jam

Cp = 0,4128 Btu/lb. °F

$k = \sum ki.Xi$

k = 0,0854 Btu/jam. ft. °F

$$ho = \frac{0,87x0,0854}{3,1247}\left[\frac{3,4172^2 x171232977x62,4222}{0,0541}\right]^{2/3}\left[\frac{0,4128x0,0541}{0,0854}\right]^{1/3} x1$$

ho = 5721,4224 Btu/jam. ft^2. °F

➢ Menentukan diameter minimum coil

Aliran dalam tube, untuk air kecepatannya sekitar (1.5 s/d 2.5)m/s. Dipilih 2.5 m/s (Coulson,1983 P.534)

Luas penampang aliran :

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

$$ID = \sqrt{\frac{4.Q}{\pi.V}}$$

$$= \sqrt{\frac{4x0,0197 m^3/s}{3,14x2,5 m/s}}$$

= 0,1003 ft

= 0,0306 m

= 3,9477 in

Dari table 11 Kern, diperoleh

Sch No = 40

IPS = 4 in

OD = 4.5 in

ID = 4.026 in

A' = 12,7 in^2 = 0,0882 ft^2

Surface per in ft OD = 1,178 ft^2/ft

ID = 1,055 ft^2/ft

Luas perpindahan panas (A)

Suhu masuk Netralizer = 95 °C T1 = 203 °F

Suhu keluar Netralizer = 40 °C T2 = 104 °F

Suhu pendingin masuk = 30°C t1 = 86°F

Suhu pendingin keluar = 35°C t2 = 95°F

$$\Delta t = LMTD = \frac{(T1 - t_2)^0 F - (T_2 - t_1)^0 F}{\ln \frac{(T_1 - t_2)^0 F}{(T_2 - t_1)^0 F}}$$

$$\Delta t = LMTD = \frac{(203 - 95)^0 F - (104 - 86)^0 F}{\ln \frac{(203 - 95)^0 F}{(104 - 86)^0 F}}$$

= 50,23 °F

Perhitungan pada pendingin

Mass Velocity (V)

W = 155669,9270 lb/jam = 70610,6335 kg/jam

$$Gt = \frac{W}{A'}$$

$$= \frac{70610,6335 lb/jam}{0.0882 ft^2}$$

$$= 1765076.337 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

$$V = \frac{Gt}{\rho air}$$

$$= 1765076.337 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam} : 62,06 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 28442.6327 \text{ ft/jam}$$

$$= 7,9007 \text{ ft/s}$$

➢ **Menentukan Nilai hi_0**

Untuk steam yang mengembun, hi = 1500 Btu/jam. ft^2. °F

(Fig.25 Kern,1965)

$$hio = hix\frac{ID}{OD}$$

$$= 1342 \text{ Btu/jam ft}^2\text{.F}$$

➢ **Menghitung Uc dan Ud**

a. Clean overall Coefficient (Uc)

$$Uc = \frac{hoxhio}{ho + hio} = \frac{5721,4224x1342}{5721,4224 + 1342} = 1087.0295 \text{ Btu/jam ft}^2\text{°F}$$

b. Dirty Overall Coefficient (Ud)

Rd minimum = 0,003 jam ft^2 °F/Btu (tabel 12, Kern)

$$hd = \frac{1}{Rd\,\min} = \frac{1}{0{,}003} = 333{,}3333 \text{ Btu/jam}^2\,°F$$

$$Ud = \frac{hdxUc}{hd + Uc} = \frac{333{,}3333x1087{,}0295}{333{,}3333 + 1087{,}0295} = 255{,}1061 \text{ Btu/jam}^2\,°F$$

➢ Menghitung luas bidang transfer

$$A = \frac{Q}{Ud.LMTD}$$

$$A = \frac{1399348{,}1076 Btu/jam}{255{,}1061 Btu/J.ft^2.°F.50{,}23°F}$$

= 109,2049 ft^2

Menentukan jumlah lengkung coil

Diameter tangki = 0,9524 m

Diameter helix (DC) = 0.6 x 0,9524 m = 0,7619 m = 2,4998 ft

Diameter luar pipa coil (Y) = 0,3750 ft

AB = DC , BC = Y

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

$= (2{,}4998^2 + 0{,}3750^2)^{0.5}$ ft

= 2,5277 ft

= 0,7705 m

Keliling busur AC = ½ x π x AC

= 3,9685 ft

Keliling busur AB = ½ x π x DC

= 3,9246 ft

Keliling busur coil (KL) = keliling busur AB + BC

= 7,8931 ft

= 2,4058 m

Panjang coil (L) :

$$L = \frac{A}{A''} = \frac{109{,}2049\,ft^2}{1{,}178\,ft^2/ft}$$

$$= 92{,}7073\ ft^2$$

Jumlah lengkungan koil :

$$N = \frac{L}{KL} = \frac{92{,}7073\,ft^2}{7{,}8931\,ft}$$

$$= 11{,}7448$$

N = 12 lilitan

Tinggi Tumpukan Koil = y x N = 0,3750 ft x 12 lilitan = 4,5 ft = 1,3716 m

Koil tercelup seluruhnya dalam cairan karena tinggi koil lebih rendah dari tinggi cairan (1,3716 m < 1,5324 m)

Tinggi cairan setelah ada koil (Zc)

$$Zc = \frac{Vcairan + Vkoil}{Ashell} = \frac{Vc + (0{,}25x\pi xOD^2xL)}{0{,}25x\pi xID^2}$$

$$= \frac{0{,}9691 + (0{,}25x\pi x0{,}1143^2x28{,}2561)}{0{,}25x\pi x(0{,}9524)^2}$$

= 1,7679 m

➢ **Menghitung Pressure Drop Koil**

Factor friksi

$$f = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{(\mathrm{Re}_t)^{0.42}}$$

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{(305993{,}5054)^{0.42}} = 0{,}0048$$

$$\Delta P = \frac{fxGt^2xL}{5{,}22x10^{10}xIDxSx\phi t}$$

Dimana : S = *Spesifik Gravity* = 62,4664 lb/ft^3

L = Panjang Koil = 92,7073 ft

Gt = 1765076.3373 lb/jam ft2

f = faktor friksi = 0,0048

$$\phi t = \left[\frac{\mu}{\mu w}\right]^{0.19} = 1$$

$$\Delta P = \frac{0{,}0048x1765076{,}3373^2x92{,}7073}{5{,}22x10^{10}x0{,}34x62{,}4664x1} = 1{,}2701 \text{ psi}$$

Syarat ΔP cairan dalam tube < 10 psi, maka ΔP = 1,2701 psi memenuhi syarat.

➢ **Pemipaan Netralizer :**

a. Pipa Umpan Masuk Netralizer :

Komponen	Massa, kg/jam	Xi	Densitas kg/ltr	Viscositas (cP)
2EH	0.8300	0.0002	0.830	0.9937
PA	0.6006	0.0002	1.53	40.0687
MOP	3.5101	0.0009	1.05	2.4180
DOP	3786.0897	0.9738	0.9860	0.9534
H2SO4	36.0930	0.0093	1.8400	4.6221
AIR	30.4164	0.0078	1.0	0.2946
MAN	1.1006	0.0003	1.3140	1.0596
NaOH	29.4637	0.0076	1.3920	211.2352
Total	3888.1042	1.0000		

ρ campuran = 0,9927 kg/lt = 61,9178 lb/ft^3

μ campuran = 0,7824 cP = 0,0005 lb/ft.s

q campuran = 3916,6193 lt/jam = 0,0384 ft^3/s

Diperkirakan aliran dalam pipa adalah turbulen, maka Nre > 2100 sehingga digunakan persamaan : *(Timmerhause p.496)*

Di opt = 3,9. $qf^{0,45}$. $\rho^{0,13}$ = 1,5383 in

Dipilih pipa dengan ukuran :

Dari tabel 11 Kern, 844 didapat,

IPS = 2 inch

OD = 2,38 inch

ID = 2,067 inch = 0,1723 ft

A' = 3,352 $inch^2$ = 0,0294 ft^2

No. Sch = 40

Kecepatan Linear = $(v) = \frac{q}{A'}$

v = 1,3073 ft/s

$$N\,\mathrm{Re} = \frac{ID.\rho.v}{\mu}$$

N Re = 26519.4272

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

b. Pipa Keluar Netralizer :

Komponen	Massa, kg/jam	Xi	Densitas kg/ltr	Viscositas (cP)
2EH	0.8300	0.0002	0.83	0.9937
PA	0.6006	0.0002	1.53	40.0687
MOP	3.5101	0.0009	1.05	2.4180
DOP	3786.0897	0.9738	0.986	0.9534
AIR	43.6751	0.0112	1	0.2946
MAN	1.1006	0.0003	2.71	1.0596
Na2SO4	52.2981	0.0135	2.671	0.0003
Total	3888.1042	1		

ρ campuran = 0,9948 kg/lt = 62,0504 lb/ft^3

μ campuran = 0,6804 cP = 0,0005 lb/ft.s

q campuran = 3908,2443 lt/jam = 0,0383 ft^3/s

Diperkirakan aliran dalam pipa adalah turbulen, maka Nre > 2100 sehingga digunakan persamaan : *(Timmerhause p.496)*

$$Di\ opt = 3{,}9.\ qf^{0,45}\ .\ \rho^{0,13} = 1{,}5372\ in$$

Dipilih pipa dengan ukuran :

Dari tabel 11 Kern, 844 didapat,

IPS = 2 inch

OD = 2,38 inch

ID = 2,067 inch = 0,1723 ft

A' = 3,352 $inch^2$ = 0,0294 ft^2

No. Sch = 40

Kecepatan Linear = $(v) = \frac{q}{A'}$

v = 1,3045 ft/s

$$N\,\mathrm{Re} = \frac{ID.\rho.v}{\mu}$$

N Re = 30476,3574

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