

PRA RENCANA PABRIK

**FTALAT ANHIDRIDA DARI NAFTALENA DENGAN PROSES
OKSIDASI PADA FASE UAP
KAPASITAS PRODUKSI 90.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR FLUIDIZED BED**

SKRIPSI

Disusun Oleh :

RONY SETIAWAN 1114017



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
2015**

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK

**FTALAT ANHIDRIDA DARI NAFTALENA DENGAN PROSES
OKSIDASI PADA FASE UAP
KAPASITAS PRODUKSI 90.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR FLUIDIZED BED**

SKRIPSI

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

Disusun Oleh :

RONY SETIAWAN 1114017

Malang, 31 Juli 2015



**Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia**
Jimmy, ST, MT
NIP Y 1039900330

**Menyetujui,
Dosen Pembimbing**

A handwritten signature in black ink, appearing to read "M. Istnaeny Hudha".

M. Istnaeny Hudha, ST, MT
NIP Y 1030400400

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK

PTALAT ANHIDRIDA DARI NAFATENA DENGAN PROSES
OKSIDASI PADA FASE UAP
KAPASITAS PRODUKSI 90.000 TON TAHUN

PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR FLUIDIZED BED

SKRIPSI

Dijadikan sebagai syarat untuk memperoleh Widyaiswara
Sarjana pada jenjang Sarjana (S-1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang

Dibuat oleh :

RONY SETIAWAN 1114017

Malang, 31 Juli 2013

Mengajar
Gosen Pembimbing

M. Lanny Huber, S.T., M.T.
NIP. Y 1030400400

Mengajar
Pembimbing Teknik Kimia

Jimmy, S.T., M.T.
NIP. Y 1039900230

BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

Nama : RONY SETIAWAN
NIM : 1114017
Jurusan/Program Studi : TEKNIK KIMIA
Judul Skripsi : PRA RENCANA PABRIK FTALAT ANHIDRIDA DARI
NAFTALENA DENGAN PROSES OKSIDASI PADA
FASE UAP KAPASITAS 90.000 TON/TAHUN

Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Ujian Skripsi Jenjang Strata Satu (S-1) pada :

Hari : Jum'at
Tanggal : 10 Juli 2015
Nilai : B+



Jimmy, ST, MT
NIP. Y. 1039900330

Sekretaris,

A handwritten signature in black ink.

Elvianto Dwi Daryono, ST, MT
NIP. P. 1030000351

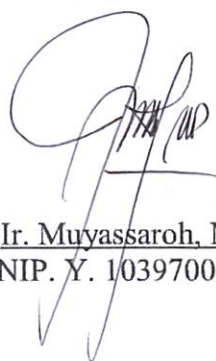
Anggota Penguji,

Penguji Pertama,

A handwritten signature in black ink.

Prof. Dr. Ir. Tri Poespowati, MT
NIP. 195808021991032001

Penguji Kedua,

A handwritten signature in black ink.

Ir. Muyassaroh, MT
NIP. Y. 1039700306

REKAM JEJAK PELAJAR
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

NO. 123456789
NAMA: RONY M. L. S.
JURUSAN: TEKNIK INDUSTRI
FAKULTAS: TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPuluhRIEN (ITS)
JALAN KHUSUNEDIN RAYAKRUMA, SURABAYA 60115

Revisi
Tanggal: 12/12/2023
No. Revisi: 01



Direktur
NIP. 19500111010000000

Revisi
Tanggal: 12/12/2023

Revisi
Tanggal: 12/12/2023



Revisi
NIP. 19500111010000000

Revisi
NIP. 19500111010000000

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : RONY SETIAWAN
NIM : 1114017
Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)



Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Skripsi yang berjudul :

PRA RENCANA PABRIK

**FTALAT ANHIDRIDA DARI NAFTALENA DENGAN PROSES OKSIDASI
PADA FASE UAP
KAPASITAS PRODUKSI 90.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR FLUIDIZED BED**

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

Malang, Juli 2015

Yang membuat pernyataan.



RONY SETIAWAN
NIM. 1114017

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : **RONY SETIAWAN**

NIM : **1114017**

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

Mengatakan dengan sesungguhnya bahwa skripsi yang berjudul :

PRA REAKTOR PABRIK

**PERENCANAAN ALAT UJAMA
REAKTOR FLUIDIZED BED
KAPASITAS PRODUKSI 90.000 TON/TAHUN
PADA FASE UAT
TALAT ANHIDRIDA DARI NATALINA DENGAN PROSES OKSIDASI**

Adalah skripsi hasil karya saya sendiri, bukan menjiplak dan duplikasi serta tidak menjiplak atau menjiplak sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain yang tidak dibenarkan dari sumber aslinya.

Makassar, Juli 2015

Yang membuat pernyataan

RONY SETIAWAN
NIM. 1114017

KATA PENGANTAR

Dengan memanjatkan puji syukur ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa yang telah memberikan karunia-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan skripsi yang berjudul **“Pra Rencana Pabrik Ftalat Anhidrida dari Naftalena dengan Proses Oksidasi pada Fase Uap Kapasitas Produksi 90.000 Ton/Tahun”** dengan baik.

Skripsi ini diajukan sebagai syarat guna mencapai gelar Sarjana Jenjang Strata 1 (S-1) di Jurusan Teknik Kimia Institut Teknologi Nasional Malang.

Pada kesempatan ini, penyusun mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Dr. Ir. Lalu Mulyadi, MT selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang
2. Bapak Ir. Anang Subardi, MT, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Nasional Malang
3. Bapak Jimmy, ST, MT, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Institut Teknologi Nasional Malang
4. Bapak M. Istnaeny Hudha, ST. MT, selaku Dosen Pembimbing Skripsi
5. Kedua orang tua kami yang telah memberikan dukungan serta doa kepada kami
6. Bapak/Ibu dosen, rekan-rekan mahasiswa dan semua pihak yang turut membantu hingga terselesainya skripsi ini.

Penyusun menyadari bahwa skripsi ini masih jauh dari kesempurnaan. Oleh sebab itu penyusun mengharapkan saran dan kritik dari semua pihak guna menyempurnakan skripsi ini.

Malang, Juli 2015

Penyusun

INTISARI

Pra Rencana Pabrik Ftalat Anhidrida dari Naftalena dengan Proses Oksidasi pada Fase Uap ini mengambil lokasi pendirian di Gresik, Jawa Timur, dengan kriteria sebagai berikut:

- Kapasitas produksi : 90.000 ton/tahun
- Waktu operasi : 300 hari
- Bahan utama : Naftalena ($C_{10}H_8$)
- Bahan pembantu : Udara
- Utilitas : Air, steam, molten salt, Dowhterm A, listrik dan bahan bakar

- Organisasi Perusahaan
 - ✓ Bentuk : Perseroan Terbatas
 - ✓ Struktur : Garis dan staff
 - ✓ Karyawan : 226 orang

- Analisa ekonomi
 - ✓ TCI : Rp. 91.924.299.958
 - ✓ ROI_{AT} : 30%
 - ✓ POT : 2,5 tahun
 - ✓ BEP : 57,01%
 - ✓ IRR : 23,85%

Dari hasil evaluasi ekonomi, Pra Rencana Pabrik Ftalat Anhidrida dari Naftalena dengan Proses Oksidasi pada Fase Uap layak untuk didirikan.

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
LEMBAR PERSETUJUAN	ii
BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI	iii
PERNYATAAN KEASLIAN ISI SKRIPSI	iv
KATA PENGANTAR.....	v
INTISARI	vi
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	viii
DAFTAR GAMBAR	ix
BAB I PENDAHULUAN	I – 1
BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES.....	II – 1
BAB III NERACA MASSA	III – 1
BAB IV NERACA PANAS	IV – 1
BAB V SPESIFIKASI PERALATAN	V – 1
BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA	VI – 1
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA	VII – 1
BAB VIII UTILITAS	VIII – 1
BAB IX TATA LETAK.....	IX – 1
BAB X STRUKTUR ORGANISASI.....	X – 1
BAB XI ANALISIS EKONOMI	XI – 1
BAB XII KESIMPULAN	XII – 1
DAFTAR PUSTAKA	
APPENDIKS A. PERHITUNGAN NERACA MASSA	APP.A – 1
APPENDIKS B. PERHITUNGAN NERACA PANAS	APP.B – 1
APPENDIKS C. PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN.....	APP.C – 1
APPENDIKS D. PERHITUNGAN UTILITAS	APP.D – 1
APPENDIKS E. PERHITUNGAN ANALISIS EKONOMI	APP.E – 1

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1.	Industri Pemakai Ftalat Anhidrida dan Produk Jadi yang Dihasilkan	I-2
Tabel 1.2.	Analisa Pasar.....	I-5
Tabel 1.3.	Data Impor Kebutuhan Ftalat Anhidrida Tahun 2010-2014 Di Indonesia	I-6
Tabel 2.1.	Perbandingan Proses Pembuatan Ftalat Anhidrida	II-4
Tabel 7.1.	Instrumentasi Pra Rencana Pabrik Ftalat Anhidrida dari Naftalena.....	VII-2
Tabel 7.2.	Alat Keselamatan Kerja Pabrik Ftalat Anhidrida	VII-4
Tabel 7.3.	Peralatan Keselamatan Kerja	VII-7
Tabel 9.1.	Perincian Luas Daerah Pabrik.....	IX-2
Tabel 10.1.	Jadwal Kerja Karyawan Shift	X-8
Tabel 10.2.	Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja.....	X-11
Tabel 10.3.	Daftar Upah (Gaji) Karyawan.....	X-15
Tabel 11.1.	Cash Flow untuk NPV Selama 10 Tahun.....	XI-11
Tabel 11.2.	Cash Flow untuk IRR.....	XI-11

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1.	Peta Lokasi Pabrik Ftalat Anhidrida	I-11
Gambar 2.1.	Diagram Alir Pembuatan Ftalat Anhidrida dengan Proses Oksidasi O-xylene Fase Uap	II-2
Gambar 2.2.	Diagram Alir Pembuatan Ftalat Anhidrida Proses Oksidasi Naftalena Fse Uap	II-3
Gambar 2.3.	Diagram Alir Pembuatan Ftalat Anhidrida Proses Oksidasi O-xylene Fase Cair	II-4
Gambar 9.1.	Plant Lay Out Pra Rencana Pabrik Ftalat Anhidrida.....	IX-4
Gambar 9.2.	Tata Letak Peralatan Proses Pra Rencana Pabrik Ftalat Anhidrida	IX-7
Gambar 10.1.	Struktur Organisasi Pra Rencana Pabrik Ftalat Anhidrida	X-3
Gambar 11.1.	Grafik Break Even Point.....	XI-8
Gambar 11.2.	Grafik BEP pada Keadaan Shut Down Rate.....	XI-10

BAB I

PENDAHULUAN



1.1. Latar Belakang

Perkembangan industri di Indonesia nampak dengan semakin banyaknya industri yang mengolah bahan mentah menjadi bahan setengah jadi maupun bahan jadi. Minyak bumi merupakan salah satu bahan mentah yang dapat diolah sehingga dapat menghasilkan bermacam-macam produk baik sebagai produk utama maupun sebagai produk samping.

Ftalat anhidrida adalah salah satu produk yang dapat dihasilkan dari bahan baku naftalena yang merupakan hasil samping dari pengolahan minyak bumi dan batu bara. Dan juga ftalat anhidrida sangat luas penggunaannya dalam industri kimia.

Faktor-faktor yang menunjang berdirinya pabrik ftalat anhidrida:

- Indonesia masih banyak mengimpor ftalat anhidrida dari negara-negara lain seperti Jepang, Korea dan Amerika Serikat, sehingga dengan adanya pendirian pabrik ini akan mengurangi ketergantungan terhadap luar negeri.
- Banyaknya industri pengolahan minyak bumi dan batu bara yang dapat menghasilkan naftalena sebagai hasil samping dan merupakan bahan baku industri ftalat anhidrida.

Ftalat anhidrida dengan rumus molekul $C_8H_4O_3$ pertama kali ditemukan oleh Auguste Lourent pada tahun 1836 dari hasil oksidasi tetracloronapthalene dengan asam nitrat. Ftalat anhidrida yang dibuat dengan metode demikian relatif mahal. Sampai pada akhirnya ditemukan lagi proses yang lebih murah yang didasarkan pada reaksi oksidasi antara naftalena dengan asam sulfat yang kemudian dipatenkan tahun 1896. Oksidasi antara naftalena dengan asam sulfat akan lebih efektif lagi dengan bantuan merkurisulfat ($HgSO_4$) sebagai katalis. Reaksi ini ditemukan dengan tidak sengaja karena adanya perubahan temperatur pada campuran naftalena dan asam sulfat pada suhu tinggi. Proses ini telah diaplikasikan pada skala yang lebih besar dalam industri ftalat anhidrida untuk digunakan pada pembuatan resin sintetis.

(Franck and Stadelhofer, 1988)

Pada tahun 1921, Scale Down dari Amerika Serikat menemukan proses pembuatan ftalat anhidrida dari naftalena dengan oksidasi dari udara dengan

menggunakan vanadium pentaoksida (V_2O_5) sebagai katalis pada suhu 350–400 °C. Dan pada tahun 1940 proses ini cukup sukses dan telah mendapatkan paten untuk proses pembuatan ftalat anhidrida dengan proses oksidasi menggunakan reaktor tipe single tube reactor dengan pendingin merkuri.

(Turton et al, 1998)

Tabel 1.1. Industri Pemakai Ftalat Anhidrida dan Produk Jadi yang Dihasilkan

Industri pemakai	Produk jadi yang dihasilkan
<i>Plasticizer</i>	PVC, <i>calendering</i> , kulit sintetis, bahan pelapis kawat dan kabel listrik, jok mobil, sandal, sol sepatu, dan selang air
<i>Unsaturated Polyester Resin (UPR)</i>	Genteng/atap, tangki (<i>fibreglass reinforced plastic tank</i>), dan <i>plywood</i>
<i>Alkyd resin</i>	Bahan pelapis (<i>coating</i>), <i>alkyd lacquer</i> , cat perlengkapan lalu lintas, cat semi gloss dan gloss, tinta

Sumber: Bayer Chemicals, 2004

1.2. Bahan Baku, Bahan Pembantu dan Produk

Bahan Baku

1. Naftalena

- Rumus molekul : $C_{10}H_8$
- Sifat - sifat fisika
- Berat molekul : 128,1732 gram/mol
 - Bentuk fisik : kristal padat
 - Warna : putih
 - Densitas (25°C) : 1,175 gram/mL
 - (90°C) : 0,97021 gram/mL
 - Titik leleh : 80,2 °C (176,4 °F)
 - Titik didih : 218 °C (424,4 °F)
 - Viskositas (80,3°C) : 0,96 mPas (cP)
 - (90 °C) : 0,846 mPas (cP)

Sifat - sifat kimia

- Sangat mudah larut dalam eter

(Othmer at al vol 16, 1979)

2. Udara

Udara digunakan dengan tujuan mereaksikan kandungan oksigen yang terkandung dengan uap naftalena. Udara didapatkan dengan jalan menekan udara disekitar lokasi pabrik.

Sifat - sifat fisika

- Berat molekul : $N_2 = 28 \text{ gram/mol}$
 $O_2 = 32 \text{ gram/mol}$
- Komposisi Ideal : $N_2 = 79 \%$
 $O_2 = 21 \%$

Sifat - sifat kimia

- Membentuk senyawa kimia dengan semua elemen kecuali gas inert
- Oksigen aktif mengoksidasi hampir semua logam yaitu alkali logam tanah

(Himmelblau, 2004)

Bahan Pembantu

Vanadium pentaoksida

Rumus molekul : V_2O_5

Sifat - sifat fisika

- Berat molekul : 181,90 gram/mol
- Bentuk : serbuk
- Warna : kuning-orange
- Titik leleh : 800 °C
- Densitas : 3,357 gram/mL
- Ukuran : 100 mesh

Sifat - sifat kimia

- Larut dalam asam dan basa serta tidak larut dalam alkohol 95%

Produk

Ftalat anhidrida

Rumus molekul : $C_8H_4O_3$

Sifat - sifat fisika

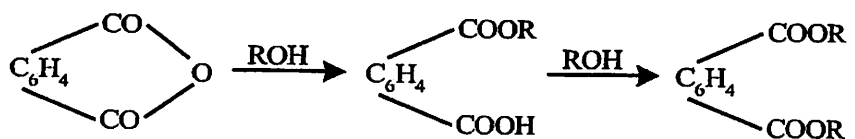
- Berat molekul : 148,1178 gram/mol
- Bentuk : padatan (flake)
- Warna : putih

- Titik leleh : 131 °C (267,8 °F)
- Titik didih : 295 °C (563 °F)
- Densitas (140 °C) : 1,208 gram/mL
- (180 °C) : 1,166 gram/mL
- (220 °C) : 1,131 gram/mL
- Panas pembakaran (25 °C) : -3259 kJ/mol
- Panas pembentukan (25 °C) : -460 kJ/mol
- Panas pengembunan (131 °C) : 88,70 kJ/mol

Sifat - sifat kimia

Apabila ftalat anhidrida dipanaskan bersama alkohol, maka akan terbentuk hydrogen ftalat ester pada tahap pertama. Hal ini akan berlangsung terus sehingga akan terbentuk poliester.

Reaksi:



Ftalat anhidrida akan bereaksi dengan polihidrat alkohol membentuk resin, seperti yang ditunjukkan pada pembentukan glyceril phthalic alkyd resin.

Garam-garam alkylamine dari n-alkylphthalamic acid yang bersifat low melting solid berguna sebagai aktifator pada vulkanisir karet.

(Othmer at al vol 18, 1979)

Produk Samping

Asam maleat

Rumus molekul : C₄H₄O₄

Sifat - sifat fisika

- Berat molekul : 116,0732 gram/mol
- Bentuk : gas
- Titik leleh : 138,5 °C (281,3 °F)
- Titik didih : 135 °C (275 °F)
- Densitas : 1,59 gram/mL

Sifat – sifat kimia

- Asam maleat dapat menjadi maleat anhidrida dengan dehidrasi, menjadi asam malat dengan hidrasi, dan menjadi asam suksinat dengan dehidrogenasi (etanol/Paladium pada karbon) dan bereaksi dengan tionil klorida atau fosfor pentaklorida menghasilkan maleat asil klorida

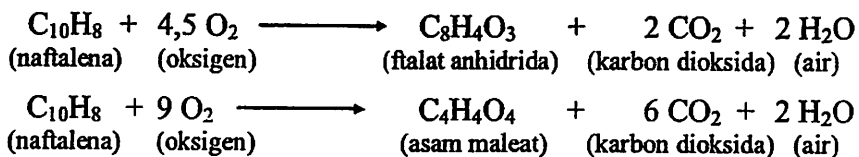
(Othmer at al vol 15, 1979)

1.3. Analisis Pasar

Analisa Ekonomi

Pemasaran produk ftalat anhidrida untuk memenuhi kebutuhan industri dalam negeri tersebar di seluruh Indonesia. Jika kebutuhan dalam negeri sudah dapat dipenuhi maka pemasaran diarahkan ke luar Indonesia. Maka untuk mengetahui analisa pasar perlu mengetahui potensi produk terhadap pasar.

Reaksi:



Tabel 1.2. Tabel Analisa Pasar

No	Bahan	Berat molekul	Harga (\$/kg)
1.	C ₁₀ H ₈	128,17	0,8
2.	C ₈ H ₄ O ₃	148,12	0,74
3.	C ₄ H ₄ O ₄	116,07	0,02

EP = Produk – Reaktan

$$\begin{aligned}
 &= [(1 \times 0,74 \times 148,12 \times 0,997) + (1 \times 0,02 \times 116,07 \times 0,74)] \\
 &\quad - (1 \times 0,8 \times 128,17 \times 0,99) \\
 &= (109,28 + 1,72) - 101,5132 \\
 &= \$ 9,4868/\text{kg mol}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil analisa diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik ftalat anhidrida memperoleh keuntungan sebesar \$ 9,4868/kg mol dan dapat didirikan pada tahun 2019.

Menentukan Kapasitas

Untuk memenuhi kebutuhan ftalat anhidrida di Indonesia masih harus mengimpor dari Negara lain, karena kegunaan ftalat anhidrida yang sangat luas. Oleh karena itu perlu didirikan pabrik yang berskala cukup untuk memenuhi kebutuhan industri di Indonesia.

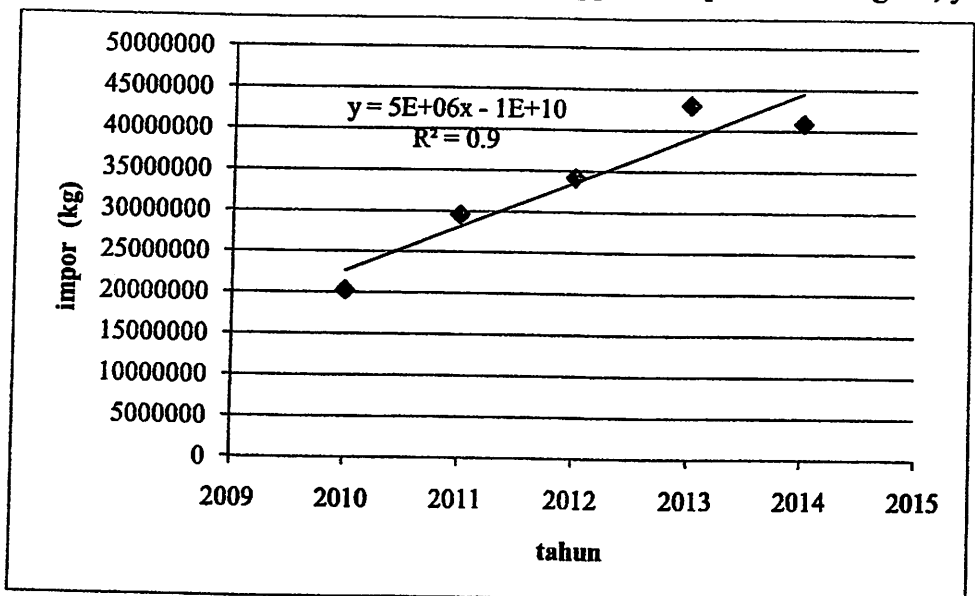
Berikut data kebutuhan ftalat anhidrida di Indonesia:

Tabel 1.3. Data Impor Kebutuhan Ftalat Anhidrida Tahun 2010-2014 di Indonesia

Tahun	Impor	
	Jumlah (kg)	Kenaikan (%)
2010	20.286.482	-
2011	29.577.197	45.80%
2012	34.173.051	15.54%
2013	43.068.883	26.03%
2014	40.884.648	-5.07%
Rata-rata kenaikan		20.57%

Sumber: Badan Pusat Statistik (2015)

Untuk perhitungan kapasitas dalam negeri menggunakan persamaan regresi, yaitu:



Didapatkan persamaan regresi, yaitu:

$$y = 5.468.802x - 10.969.631.169$$

Kapasitas dalam negeri pada tahun 2019 adalah:

$$y = 5.468.802x - 10.969.631.169$$

$$y = 5.468.802 \times 2019 - 10.969.631.169$$

$$y = 71.879.665 \text{ kg/tahun} = 71.880 \text{ ton/tahun}$$

Diperkirakan ekspor sebesar 30% dari kapasitas dalam negeri, maka didapatkan:

$$\begin{aligned} \text{Ekspor} &= 71.880 \text{ ton/tahun} \times 30\% \\ &= 21.564 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas pabrik baru} &= \text{kapasitas dalam negeri} + \text{ekspor} \\ &= (71.880 + 21.564) \text{ ton/tahun} \\ &= 93.444 \text{ ton/tahun} \approx 90.000 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Dari perhitungan kapasitas pabrik diatas, maka ditetapkan kapasitas pabrik tahun 2019 sebesar 90.000 ton/tahun.

Pemilihan Lokasi

Dasar pemilihan untuk penentuan lokasi dari suatu perusahaan adalah sangat penting sehubungan dengan perkembangan ekonomi dan sosial dari masyarakat karena akan mempengaruhi kedudukan perusahaan dalam persaingan dan menentukan kelangsungan hidup perusahaan selanjutnya

Oleh karena itu perlu diadakan seleksi dan evaluasi, sehingga lokasi memenuhi persyaratan bila ditinjau dari segala segi. Faktor-faktor yang harus dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik dibagi menjadi dua golongan, yaitu:

1. Faktor Utama
 - a. Penyediaan bahan baku
 - b. Pemasaran (marketing)
 - c. Utilitas (air, listrik, dan bahan bakar)
 - d. Keadaan geografis dan masyarakat
2. Faktor Khusus
 - a. Transportasi
 - b. Tenaga kerja
 - c. Buangan pabrik (disposal)
 - d. Pembuangan limbah
 - e. Site dan karakteristik dari lokasi
 - f. Peraturan perundang-undangan

1. Faktor Utama

a. Penyediaan Bahan Baku

Ditinjau dari tersedianya bahan baku dan harga dari bahan baku, maka pabrik hendaknya didirikan dekat dengan sumber bahan baku itu.

Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai bahan baku adalah:

- Letak sumber bahan baku.
- Kapasitas sumber bahan baku dan berapa lama sumber tersebut dapat diandalkan pengadaannya.
- Kualitas bahan baku yang ada dan apakah kualitas ini sesuai dengan persyaratan yang dibutuhkan.
- Cara mendapatkan bahan baku dan pengangkutan.

b. Pemasaran (marketing)

Pemasaran merupakan salah satu faktor penting dalam industri kimia. Karena berhasil atau tidaknya pemasaran akan menentukan keuntungan industri tersebut.

Hal-hal yang harus diperhatikan adalah:

- Tempat produk yang akan dipasarkan.
- Kebutuhan produk saat sekarang dan akan datang.
- Pengaruh persaingan yang ada.
- Jarak pemasaran dari lokasi, dan sarana pengangkutan untuk daerah pemasaran

c. Utilitas

Unit utilitas dalam suatu pabrik sangatlah penting karena merupakan sarana bagi kelancaran proses produksi. Unit utilitas terdiri dari air, listrik dan bahan bakar.

• Air

Air merupakan kebutuhan yang penting dalam industri kimia. Air digunakan untuk kebutuhan proses, media pendingin, air sanitasi dan kebutuhan lainnya. Untuk memenuhi kebutuhan ini, air dapat diambil dari tiga macam sumber yaitu air kawasan, air sungai, dan air dari PDAM.

Untuk itu perlu diperhatikan mengenai:

- Sampai berapa jauh sumber ini dapat melayani kebutuhan pabrik.
- Kualitas sumber air yang tersedia.
- Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan.

Untuk memenuhi kebutuhan air sehari-hari diambil dipergunakan air sungai. Air sungai diolah terlebih dahulu pada unit utilitas untuk menghasilkan air yang berkualitas sesuai dengan ketentuan.

- **Listrik dan bahan bakar**

Listrik dan bahan bakar dalam industri mempunyai peranan yang sangat penting terutama sebagai motor penggerak, penerangan dan untuk memenuhi kebutuhan yang lainnya. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah:

- Ada atau tidaknya listrik di daerah tersebut.
- Jumlah listrik di daerah tersebut.
- Harga tenaga listrik.
- Persediaan tenaga listrik di masa mendatang.
- Mudah atau tidaknya mendapatkan bahan bakar.

d. Iklim dan Alam Sekitarnya

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah:

- **Keadaan alam**

Keadaan alam yang menyulitkan konstruksi akan mempengaruhi spesifikasi peralatan serta konstruksi peralatan.

- **Keadaan angin**

Kecepatan dan arah angin pada situasi terburuk yang pernah terjadi pada tempat tersebut yang akan mempengaruhi peralatan.

- **Gempa bumi yang pernah terjadi**

- **Kemungkinan perluasan di masa yang akan datang**

2. Faktor Khusus

a. Transportasi

Masalah transportasi perlu diperhatikan agar kelancaran supply bahan baku dan penyaluran produk dapat terjamin dengan biaya yang serendah mungkin dan dalam waktu yang singkat. Karena itu perlu diperhatikan fasilitas-fasilitas yang ada seperti:

- Jalan raya yang dapat dilalui oleh kendaraan roda empat
- Jalan/rel kereta api
- Adanya pelabuhan
- Sungai yang dapat dilayari oleh kapal dan perahu

b. Tenaga Kerja

Hal-hal yang perlu diperhatikan:

- Mudah atau tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang diinginkan.
- Keahlian dan pendidikan tenaga kerja yang ada.
- Tingkat penghasilan tenaga kerja di daerah tersebut.

c. Buangan pabrik (disposal)

Apabila buangan pabrik berbahaya bagi kehidupan disekitarnya, maka ada beberapa hal yang harus diperhatikan:

- Cara pengeluaran bentuk buangan, terutama yang berhubungan dengan peraturan pemerintah dan peraturan setempat.
- Masalah pencemaran yang mungkin timbul

d. Pembuangan Limbah

Hal ini berkaitan dengan usaha pencegahan terhadap pencemaran lingkungan yang disebabkan oleh buangan pabrik yang berupa gas, cair maupun padat, dengan memperhatikan peraturan pemerintah.

e. Site dan karakteristik dari Lokasi

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam memilih lokasi adalah:

- Apakah daerah tersebut merupakan lokasi bebas sawah, rawa, bukit, dan sebagainya.
- Harga tanah dan fasilitas lainnya.

f. Peraturan perundang-undangan

Hal-hal yang perlu ditinjau:

- Ketentuan-ketentuan mengenai daerah tersebut.
- Ketentuan mengenai jalan umum yang ada.
- Ketentuan mengenai jalan umum bagi industri di daerah tersebut.

Berdasarkan faktor-faktor di atas, daerah yang menjadi alternatif pilihan lokasi pendirian pabrik ftalat anhidrida terletak di **Jln. Mayjend Sungkono, Kel. Segoromadu Kec. Kebomas, Gresik, Jawa Timur**. Peta lokasi pabrik ftalat anhidrida dapat dilihat pada gambar 1.1.



Gambar 1.1. Peta Lokasi Pabrik Ftalat Anhidrida skala 1 : 200 m

(diakses tanggal 4 November 2014)

Keterangan:

● Menunjukkan Lokasi Pabrik

BAB II

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

Seleksi proses atau pemilihan suatu proses diperlukan dalam setiap rencana pendirian suatu pabrik, sebelum pabrik tersebut terealisasi pendiriannya. Dengan operasi proses yang tepat maka akan dicapai manajemen energi yang efisien dan efektif tanpa mengurangi kualitas dan kuantitas hasil proses dengan investasi yang serendah-rendahnya.

2.1. Berbagai Macam Proses Pembuatan Ftalat Anhidrida

Proses pembuatan ftalat anhidrida dapat dilakukan dengan beberapa proses, antara lain:

- a. Proses oksidasi o-xylene pada fase uap dengan cara fixed bed pada:
 - Temperatur sedang
 - Temperatur tinggi
- b. Proses oksidasi naftalena pada fase uap dengan cara:
 - Fixed bed
 - Fluidized bed
- c. Proses oksidasi o-xylene pada fase cair.

2.1.1. Oksidasi o-xylene pada fase uap dengan cara fixed bed

Dengan cara fixed bed proses ini dapat dilakukan pada:

- a. Temperatur sedang

Reaksi dilakukan pada temperatur $<400\text{ }^{\circ}\text{C}$ dengan waktu kontak 4-5 detik, katalis yang digunakan adalah V_2O_5 pada silica dengan 20-30 % K_2SO_4 , umur katalis relatif lama.

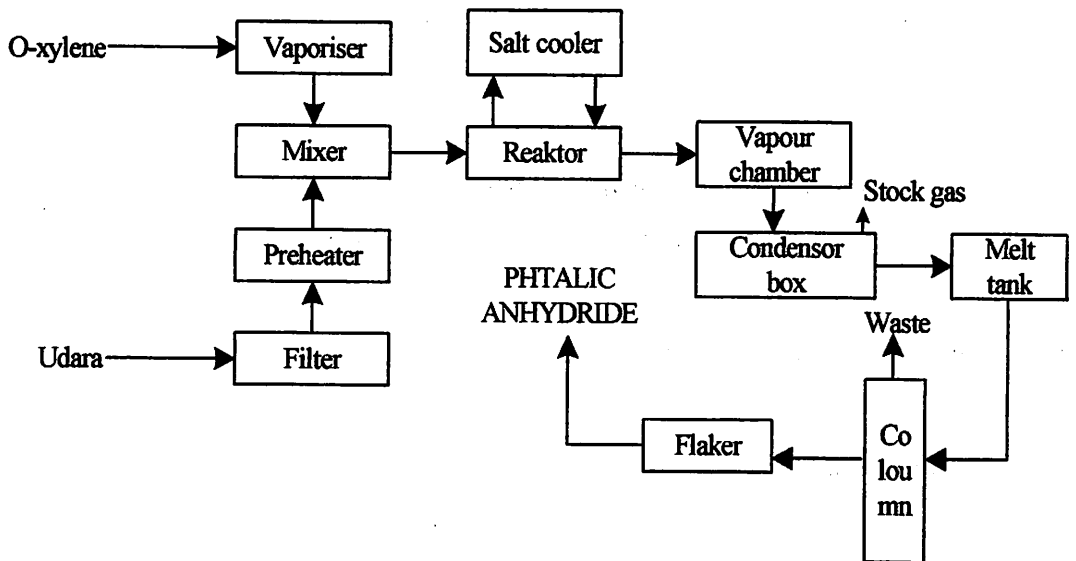
Proses Van Heyden dapat memberikan yield 70-80% ftalat anhidrida per kg o-xylene. Pada proses ini dapat dihasilkan pula maleic anhydride sebagai produk samping, yaitu sebesar 5-6 % berat ftalat anhidrida yang dihasilkan. Proses ini biasanya digunakan untuk kapasitas reaktor yang tinggi.

- b. Temperatur tinggi

Reaksi dilakukan pada temperatur $>400\text{ }^{\circ}\text{C}$ dengan waktu kontak 0,4-0,6 detik. Katalis yang digunakan V_2O_5 , namun terdapat sedikit perbedaan pada

komposisi silika dan kalium sulfat (K_2SO_4), dan umurnya pun lebih singkat dibandingkan dengan proses temperatur sedang.

Proses ini digunakan oleh Buhrol dan Oronite di Amerika Serikat. Yield dari proses ini 0,8 – 0,85 kg ftalat anhidrida per kg o-xylene (dengan kemurnian 95 %).



Gambar 2.1. Diagram Alir Pembuatan Ftalat Anhidrida Proses Oksidasi O-xylene Fase Uap

2.1.2. Oksidasi naftalena pada fase uap

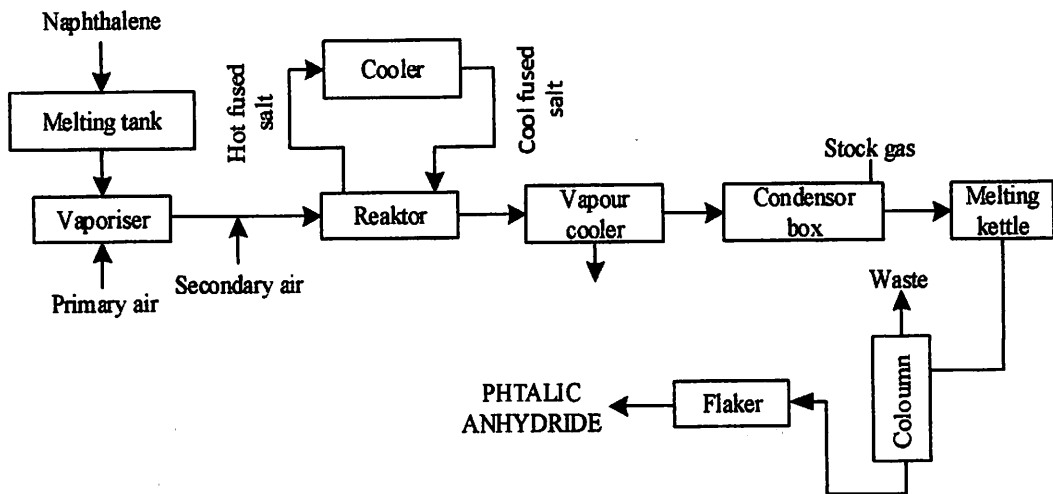
a. Fixed bed

Oksidasi naftalena dapat dilakukan pada temperatur 340-385 °C, dengan menggunakan katalis vanadium pentaoksida (V_2O_5) dengan waktu kontak selama 4-5 detik. Yield pada proses ini adalah 70-80% kg ftalat anhidrida per kg naftalena. Demikian pula biaya produksi yang dibutuhkan lebih murah dibanding proses fase uap yang lain.

b. Fluidized bed

Proses oksidasi naftalena dengan cara fluidized bed, dilakukan pada temperatur 340-385 °C, dengan katalisator V_2O_5 (vanadium pentaoksida) pada silica gel, namun aktifasinya lebih rendah. Proses ini memberikan yield yang lebih tinggi daripada cara fixed bed yaitu 0,85 kg ftalat anhidrida per kg naftalena. Oleh karena reaksi bersifat eksotermis, maka digunakan system pendingin yang menggunakan media pendingin campuran garam-garam potassium nitrat,

sodium nitrit dan sodium nitrat, atau sering disebut molten salt. Nama lain dari molten salt adalah HITEC.



Gambar 2.2. Diagram Alir Pembuatan Ftalat Anhidrida Proses Oksidasi Naftalena Fase Uap

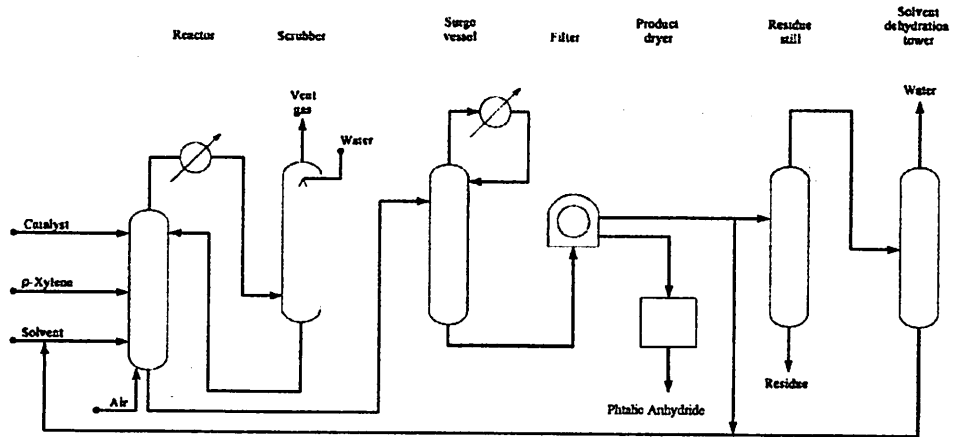
(Keyes, 1975)

2.1.3. Oksidasi o-xylene pada fase cair

Proses oksidasi o-xylene pada fase cair secara komersial dilakukan oleh Rhone – Progil Perancis.

Reaksi oksidasi berlangsung pada temperatur 175-225 °C, yaitu dengan cara melarutkan o-xylene dalam asam asetat, katalis yang digunakan adalah kombinasi antara cobalt, mangan, dan brom. Oksidasi tersebut akan menghasilkan phtalic acid, yang selanjutnya didehidrasi untuk menghasilkan ftalat anhidrida.

Proses yang berlangsung pada fase cair ini dapat memberikan yield sekitar 90-95 % kg ftalat anhidrida per kg o-xylene. Namun proses ini membutuhkan biaya yang lebih besar daripada proses yang berlangsung pada fase uap.



Gambar 2.3. Diagram Alir Pembuatan Ftalat Anhidrida Proses Oksidasi O-xylene Fase Cair (Othmer at al vol 18, 1979)

2.2. Seleksi Proses

Dari uraian diatas dapat dibuat perbandingan seperti yang tercantum pada tabel dibawah ini:

Tabel 2.1. Perbandingan Proses Pembuatan Ftalat Anhidrida

Parameter	Fase Uap				Fase Cair
	O-xylene		Naftalena		O-xylene
	T. sedang	T. tinggi	Fixed bed	Fluidized bed	
Proses					
- Temperatur (°C)	<400	>400	340-385	340-385	175-225
- Bahan baku	Sulit	Sulit	Mudah	Mudah	Sulit
- Katalis	V ₂ O ₅	V ₂ O ₅	V ₂ O ₅	V ₂ O ₅	Co, Mg, Br
- Yield (%)	70-80	80-85	70-80	85	90 - 95
- Pendingin	Molten Salt	Molten Salt	Molten Salt	Molten Salt	-
- Bahan pembantu	-	-	-	-	dehidrant
Ekonomi					
- Biaya Operasi	sedang	tinggi	sedang	murah	tinggi

Dari tabel diatas, dipilih proses pembuatan ftalat anhidrida dari naftalena dengan proses oksidasi naftalena fase uap dalam fluidized bed multi tube reaktor.

Alasan Pemilihan Proses

Dipilihnya proses pembuatan ftalat anhidrida dengan proses oksidasi naftalena phase uap dalam reaktor fluidized bed, karena didasarkan atas beberapa pertimbangan, antara lain:

a. Dari segi hasil produksi

Proses pembuatan ftalat anhidrida dengan menggunakan proses oksidasi naftalena pada fase uap dalam reaktor fluidized bed didapatkan yield yang lebih tinggi dibandingkan dengan menggunakan fixed bed.

b. Dari segi operasi dan ekonomi

Biaya operasi tergolong paling murah diantara proses yang lain. Dari tabel 4, diatas terlihat bahwa proses dengan bahan baku o-xylene memerlukan investasi yang lebih tinggi dari proses dengan bahan baku naftalena pada fase yang sama. Dan biaya reaktor fluidized bed lebih murah daripada reaktor fixed bed

2.3. Uraian Proses

Proses yang digunakan pada pra-rencana pabrik ftalat anhidrida ini adalah reaksi oksidasi terhadap naftalena dengan udara pada fase uap. Proses ini dapat dibagi dalam beberapa tahap yaitu:

1. Persiapan bahan baku.
2. Peleburan dan pemanasan.
3. Reaksi pembentukan produk.
4. Pemisahan.
5. Pemurnian produk.
6. Penanganan produk akhir.

Secara garis besar keenam tahapan proses tersebut dapat diuraikan seperti dibawah ini:

1. Persiapan Bahan Baku

Proses oksidasi naftalena pada pra-rencana pabrik ini dilakukan pada fase uap, maka naftalena harus diuapkan terlebih dahulu.

Naftalena dari gudang penyimpanan bahan baku (F-111) diangkut dengan *Screw Conveyor* (J-112) dan kemudian masuk ke dalam *Bucket Elevator* (J-113)

untuk diangkut masuk ke dalam Naftalena *Hopper* (F-114) kemudian dimasukkan ke dalam *Melter* (Q-110) untuk dicairkan.

2. Peleburan dan Pemanasan

Naftalena dileburkan dalam *Melter* (Q-110) sampai suhu 85 °C untuk mendapatkan naftalena cair lalu dipompa menuju ke *Vaporizer* (V-122) untuk diuapkan hingga suhu 268,06 °C dan tekanan 2,75 atm. Karena efisiensi *Vaporizer* (V-122) hanya 80 % maka sebagian cairan yang ada dalam *Vaporizer* dikembalikan bersama dengan cairan umpan. Uap naftalena dialirkan *Drum Vaporizer* (E-123) menuju ke *Furnace* Naftalena (Q-120A)

Oksigen yang dibutuhkan untuk mengoksidasi uap naftalena berasal dari udara bebas yang sebelumnya telah dibersihkan dengan cara melewatkan ke *Automatic Air Filter* (H-124). Dengan demikian udara diharapkan telah bebas dari kotoran maupun debu yang terikut. Selanjutnya udara dikompresi didalam *Resiprocating Compressor* (G-125) hingga tekanannya meningkat menjadi 2,75 atm dan temperaturnya menjadi 163 °C. Seperti pada uap naftalena, udara juga mengalami pemanasan lanjut didalam *Furnace* Udara (Q-120B) hingga suhu 350 °C.

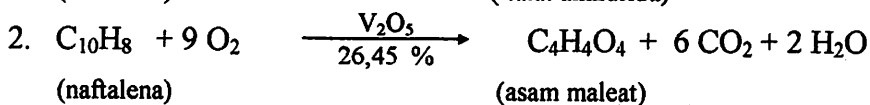
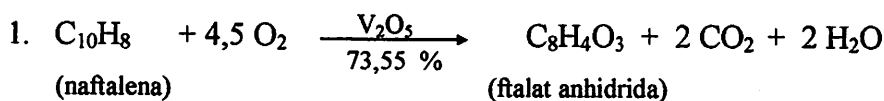
Selanjutnya naftalena dan udara masuk kedalam *Fluidized Bed* (R-130).

3. Reaksi Pembentukan Produk

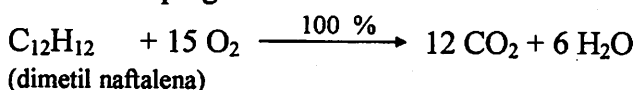
Reaksi fase gas berlangsung dalam *Fluidized Bed Reactor* (R-130). Reaksi oksidasi yang berlangsung dalam *fluidized bed Reactor* pada suhu 350 °C dan tekanan 2,75 atm bersifat eksotermis.

Reaksi yang terjadi dalam *Fluidized Bed Reactor* (R-130) ada 2 macam yaitu reaksi utama dan reaksi samping yang dapat dituliskan sebagai berikut:

Reaksi Utama



Reaksi Samping



Hasil samping dari reaksi oksidasi ini adalah asam maleat. Sedangkan impurities naftalena akan teroksidasi sempurna, hal ini disebabkan karena

jumlahnya yang relatif kecil. Karena proses dilakukan dalam kondisi isothermal, sehingga perlu diadakan pendingin terhadap reaktor. Pendingin yang digunakan adalah *molten salt* atau HITEC. Temperatur HITEC masuk ke dalam reaktor pada 145 °C dan keluar pada temperatur 350 °C.

Panas yang dibawa HITEC akan dimanfaatkan untuk menghasilkan steam jenuh pada suhu 276 °C dengan tekanan 6042 KPa. Hal ini dapat terjadi karena adanya WHB (E-132), sehingga HITEC akan mengalami pendinginan dan dapat disirkulasikan kembali sebagai pendingin.

4. Pemisahan

Gas hasil reaksi yang keluar dari *Reactor* (R-130) masuk kedalam Filter Katalis (H-131) untuk memisahkan katalis yang terikut dalam produk agar produk tidak mengandung katalis, kemudian dilewatkan pada *Gas Cooler I* (E-133) untuk menurunkan suhunya hingga menjadi 135 °C, sebagai pendingin digunakan Dowtherm A. Pendinginan terhadap gas hasil reaksi dilanjutkan dalam *Gas Cooler II* (E-135) dengan menggunakan pendingin air sampai temperaturnya mencapai 35 °C. Campuran gas yang keluar dari *Gas Cooler II* (E-135) dialirkan ke dalam *Flash Drum* (D-136) untuk dipisahkan gas. Selanjutnya larutan dimasukkan dalam *Crude PAN* (Phthalic Anhydride) tank (F-141) untuk dilakukan pemanasan pendahuluan sebelum masuk ke dalam Kolom Distilasi Vakum (D-140).

5. Pemurnian Produk

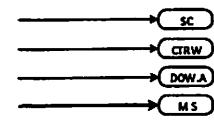
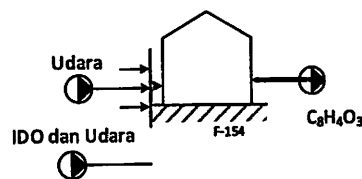
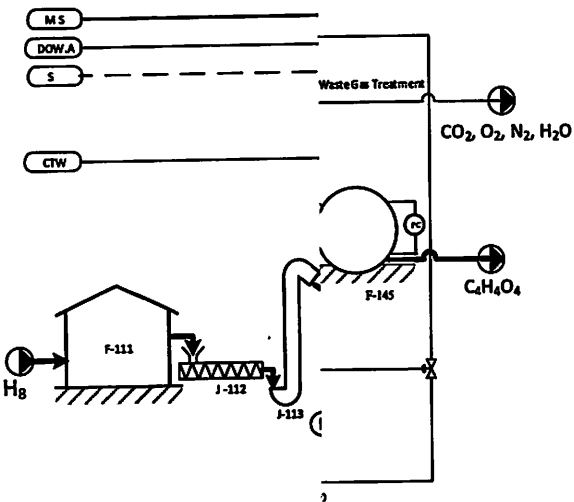
Cairan yang keluar dari *Flash Drum* (D-136) kemudian ditampung dalam crude PAN tank (F-141). Di dalam *Crude PAN* tank (F-141) dilakukan pemanasan dengan Dowtherm A yang keluar dari *Gas Cooler I* (E-133) untuk menaikkan temperatur *crude* ftalat anhidrida menjadi 111,05 °C pada tekanan atmosfer. Setelah mengalami pemanasan tersebut, dimana pada temperatur tersebut merupakan titik didih dari campuran, maka campuran diumpungkan menuju ke dalam menara distilasi (D-140).

Melalui menara distilasi PAN dihasilkan ftalat anhidrida dengan kadar 99,70% dan sebagian kecil komponen-komponen asam maleat dan air. Kondisi operasi pada bagian puncak menara distilasi PAN adalah 92,04 °C dan tekanan 380 mmHg sedangkan bagian bawah menara adalah 253,27 °C dan tekanan 380 mmHg.

6. Penanganan Produk Akhir

Tahapan proses ini meliputi dua hal yaitu pembentukan produk menjadi flake dan pengepakan. Ftalat anhidrida yang dihasilkan oleh menara distilasi (D-140) dibawa ke ftalat anhidrida *Drum Flaker* (E-150). Disini akan terjadi penurunan temperatur dari 253,27 °C, dengan cara disemprotkan Dowtherm A yang dari bagian dalam drum sehingga terjadi penurunan suhu hingga 100 °C dimana pada temperatur tersebut ftalat anhidrida akan mengalami pemadatan, karena drum flaker berputar dengan kecepatan tertentu maka bagian permukaan akan terbentuk padatan tipis dari ftalat anhidrida.

Apabila telah terbentuk ftalat anhidrida dalam wujud flake, maka selanjutnya dimasukkan ke dalam PAN *Hopper* (F-152). Dari *Hopper* tersebut dikirimkan ke mesin pengemasan (P-153) untuk dikemas 100kg-an, kemudian produk dimasukkan gudang (F-154) dan siap dipasarkan.



Komponen	Bers Mole
$C_{10}H_8$	128,1
$C_{12}H_{12}$	156,2
$C_8H_4O_3$	148,1
$C_4H_4O_4$	116,0
CO_2	44,00
H_2O	18,01
O_2	31,99
N_2	28,01
TOTAL	

12	SC	STEAM CONDENSAT	
11	CTRW	COOLING TOWER RETURN	
10	DOW A	DOWTHERMA	
9	MS	MOLTEN SALT	
8	CTW	COOLING TOWER	
7	S	STEAM	
6	Hexagon	VAPOUR	
5	Rectangle	LIQUID	
4	Parallelogram	SOLID	
3	Diamond	MASSA	
2	Box	TEMPERATUR (°C)	
1	Circle	PRESSURE (ATM)	
NO.	SIMBOL	KETERANGAN	
32	E - 150	DRUM FLAKER	
31	F - 154	STORAGE PRODUCT	
30	P - 153	PACKING MACHINE	
29	F - 152	PHTHALIC ANHYDRIDE HOPPER	
28	L - 151	PHTHALIC ANHYDRIDE PUMP	
27	D - 140	VACUM DISTILATION COLOUM	
26	G - 147	STEAM EJECTOR	
25	E - 146	REBOILER	
24	F - 145	STORAGE BY PRODUCT	
23	F - 144	ACCUMULATOR	
22	E - 143	CONDENSOR	
21	L - 142	PHTHALIC ANHYDRIDE PUMP	
20	F - 141	CRUDE PHTHALIC ANHYDRIDE TANK	
19	R - 130	REAKTOR	
18	D - 136	FLASH DRUM	
17	E - 135	GAS COOLER II	
16	E - 134	DOWTHERM A COOLER	
15	E - 133	GAS COOLER I	
14	E - 132	WASTE HEAT BOILER	
13	H - 131	FILTER CATALYST	
12	Q - 120B	AIR FURNACE	
11	Q - 120A	NAPHTHALENE FURNACE	
10	G - 125	COMPRESSOR	
9	H - 124	AIR FILTER	
8	E - 123	DRUM VAPORIZER	
7	V - 122	VAPORIZER	
6	L - 121	NAPHTHALENE PUMP	
5	Q - 110	MELTER	
4	F - 114	NAPHTHALENE STORAGE HOPPER	
3	J - 113	BUCKET ELEVATOR	
2	J - 112	SCREW CONVEYOR	
1	F - 111	NAPHTHALENE STORAGE	
NO.	KODE	NAMA ALAT	JUMLAH

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

FLOW SHEET
PRA RENCANA PABRIK FTALAT ANHIDRIDA DARI NAFTALENA
DENGAN PROSES OKSIDASI PADA FASE UAP
KAPASITAS PRODUKSI : 90.000 TON/TAHUN

DIRANCANG OLEH :	DISETUJUI DOSEN PEMBIMBING
 CHRISTIAN A. H. S. RONY SETIAWAN	 M. ISTNAENY HUDHA, ST.MT.

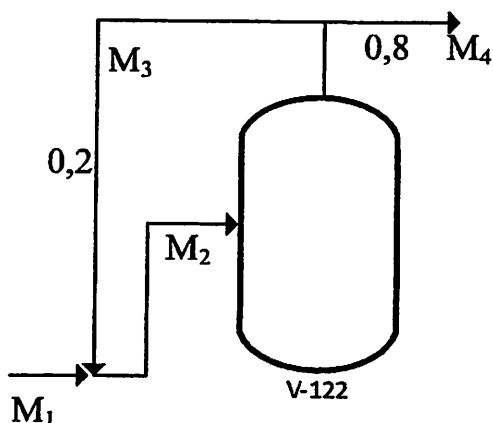
11.14.006
 11.14.017

BAB III NERACA MASSA

Kapasitas produksi : 90000 ton/tahun
 Waktu operasi : 300 ; 24 jam/hari
 Satuan : kg/jam
 Basis : 14987,7004 kg/jam C₁₀H₈

1. Vaporizer (V-122)

Fungsi : Untuk menguapkan naftalena dari liquid menjadi uap



Keterangan:

M₁ : Aliran naftalena masuk vaporizer (fresh feed)

M₂ : Aliran total naftalena (fresh feed + recycle) masuk vaporizer

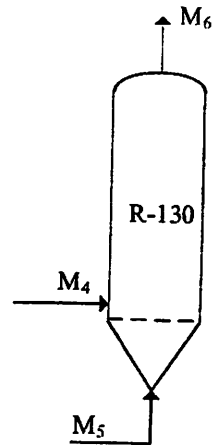
M₃ : Aliran recycle naftalena keluar vaporizer

M₄ : Aliran naftalena keluar vaporizer

Neraca Massa Vaporizer (V-122)			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M ₁ dari Q-110		M ₄ menuju R-130	
C ₁₀ H ₈	14837,8234	C ₁₀ H ₈	14837,8234
C ₁₂ H ₁₂	149,8770	C ₁₂ H ₁₂	149,8770
Jumlah	14987,7004	Jumlah	14987,7004

2. Reaktor (R-130)

Fungsi : Untuk mereaksikan naftalena dan oksigen



Keterangan:

M_4 : Aliran naftalena masuk reaktor

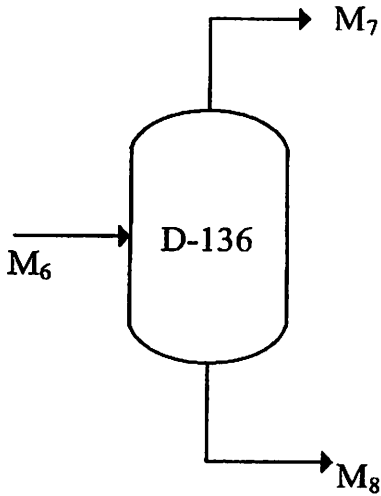
M_5 : Aliran udara masuk reaktor

M_6 : Aliran produk keluar reaktor

Neraca Massa Reaktor (R-130)			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M ₄ dari Q-120 A		M ₆ menuju D-136	
C ₁₀ H ₈	14837,8234	C ₈ H ₄ O ₃	12612,1499
C ₁₂ H ₁₂	149,8770	C ₄ H ₄ O ₄	3553,5111
Jumlah	14987,7004	CO ₂	16085,4745
M ₅ dari Q-120 B		H ₂ O	4274,7158
O ₂	148378,2344	O ₂	126840,0835
N ₂	558184,7867	N ₂	558184,7867
Jumlah	706563,0211	Jumlah	721550,7216
Total	721550,7216	Total	721550,7216

3. Flash Drum (D-136)

Fungsi : Memisahkan gas produk dari Gas Cooler yang terkondensasi dengan yang tidak terkondensasi



M_6 : Aliran bahan masuk flash drum

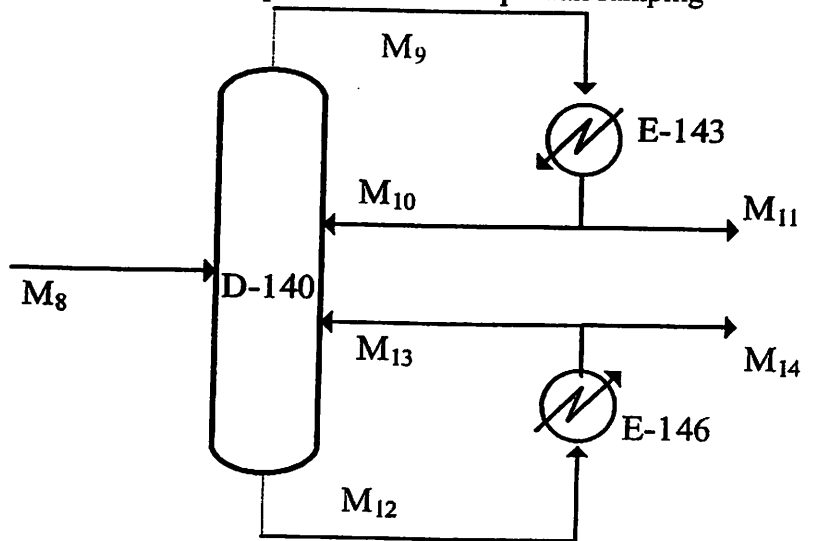
M_7 : Aliran produk gas keluar flash drum

M_8 : Aliran produk liquid keluar flash drum

Neraca Massa Flash Drum (D-136)			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M ₆ dari R-130		M ₇ menuju WGT	
C ₈ H ₄ O ₃	12612,1499	C ₈ H ₄ O ₃	20,0391
C ₄ H ₄ O ₄	3553,5111	C ₄ H ₄ O ₄	172,4839
CO ₂	16085,4745	CO ₂	16085,4745
H ₂ O	4274,7158	H ₂ O	3246,6807
O ₂	126840,0835	O ₂	126840,0835
N ₂	558184,7867	N ₂	558184,7867
Jumlah	721550,7216	Jumlah	704549,5484
		M ₈ menuju D-140	
		C ₈ H ₄ O ₃	12592,1108
		C ₄ H ₄ O ₄	3381,0273
		H ₂ O	1028,0350
		Jumlah	17001,1731
Total	721550,7216	Total	721550,7216

4. Kolom Destilasi Vakum (D-140)

Fungsi : Untuk memisahkan produk utama dan produk samping



Keterangan:

M_8 : Aliran bahan masuk kolom destilasi vakum

M_9 : Aliran produk atas keluar kolom destilasi vakum

M_{10} : Aliran refluks kondensor

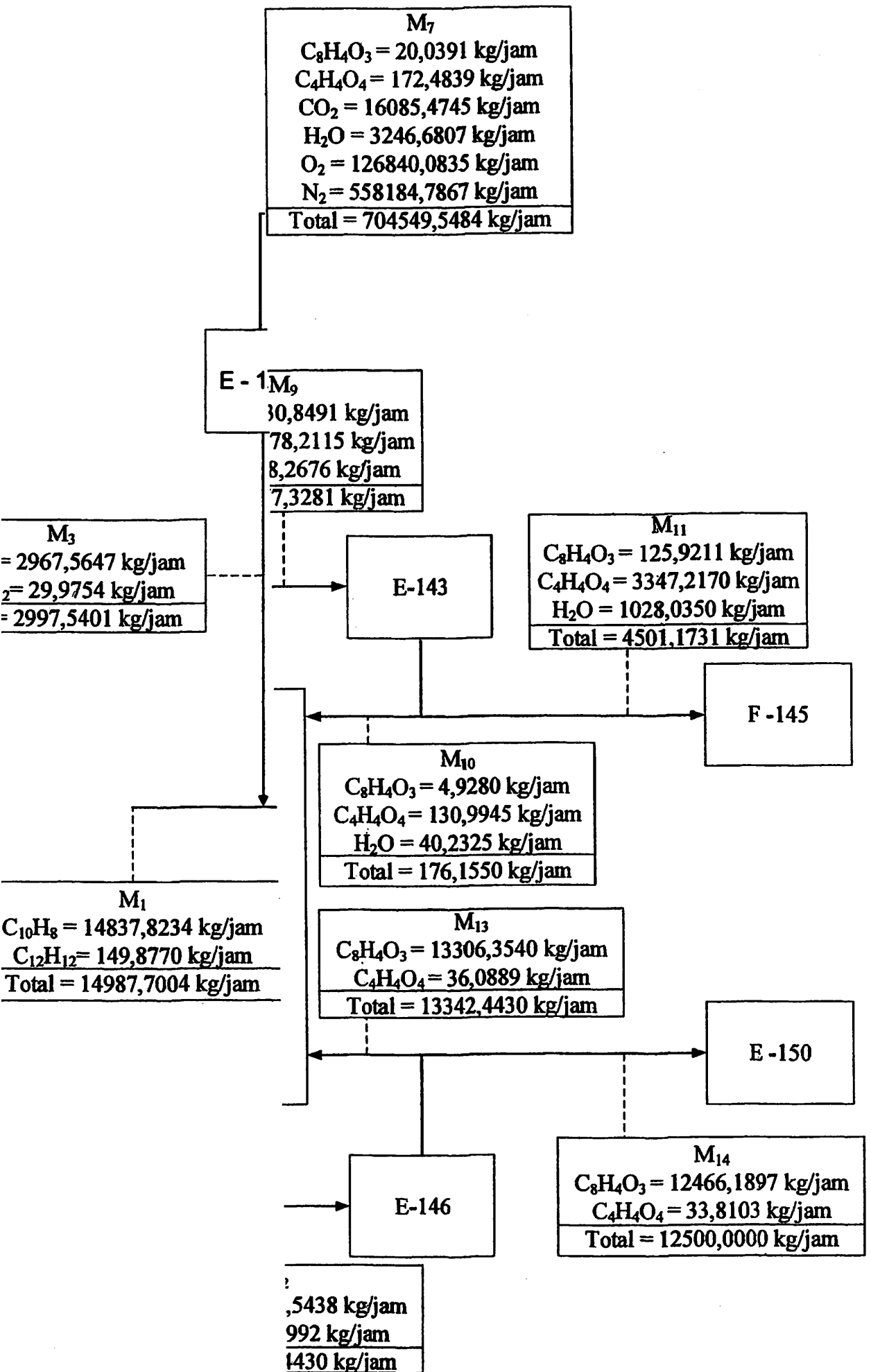
M_{11} : Aliran produk keluar kondensor

M_{12} : Aliran produk bawah keluar kolom destilasi vakum

M_{13} : Aliran refluks reboiler

M_{14} : Aliran produk keluar reboiler

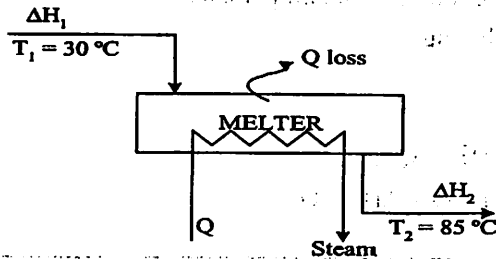
Neraca Massa Kolom Destilasi Vakum (D-140)			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M_8 dari D-136		M_{11} menuju F-145	
H ₂ O	12592,1108	H ₂ O	1028,0350
C ₄ H ₄ O ₄	3381,0273	C ₄ H ₄ O ₄	3347,2170
C ₈ H ₄ O ₃	1028,0350	C ₈ H ₄ O ₃	125,9211
Jumlah	17001,1731	Jumlah	4501,1731
		M_{14} menuju E-150	
		C ₄ H ₄ O ₄	33,8103
		C ₈ H ₄ O ₃	12466,1897
		Jumlah	12500,0000
Total	17001,1731	Total	17001,1731



BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas produksi Ftalat Anhidrida = 90000 ton/tahun.
 Jumlah hari kerja = 1 tahun = 300 hari
 Jumlah waktu kerja perhari = 1 hari = 24 jam
 Kapasitas produksi Ftalat Anhidrida = $\frac{90.000}{\text{tahun}} \times \frac{1000}{\text{ton}} \times \frac{1}{300} \times \frac{1}{24}$
 = 12500 kg/jam
 Suhu referensi = 25 °C = 298,15 K
 Suhu lingkungan = 30 °C = 303,15 K
 Satuan = K Kal/jam.
 Steam yang digunakan = Saturated Steam 276°C

1. Melter (Q-110)



Keterangan:

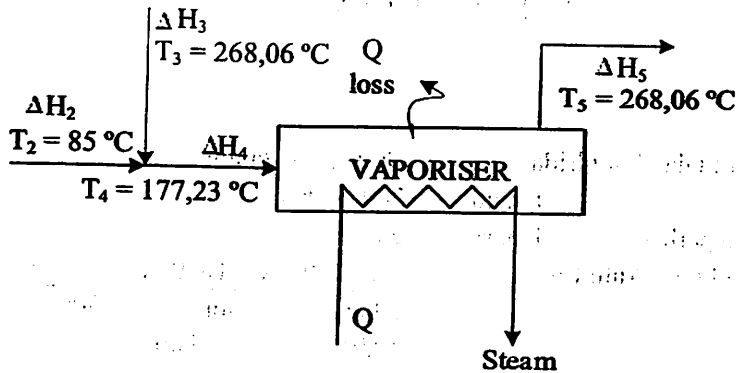
- ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk
 ΔH_2 : Panas yang terkandung dalam bahan keluar
 Q : Panas yang terkandung dalam pemanas
 Q_{Loss} : Panas yang hilang

Neraca panas overall:

$$\Delta H_1 + Q = Q_{loss} + \Delta H_2$$

Neraca Panas Melter (Q-110)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi (KKal/jam)	Komponen	Energi (KKal/jam)
ΔH_1	18624,9581	ΔH_2	757918,6194
Q	779184,1149	Q_{Loss}	39890,4537
Total	797809,0730	Total	797809,0730

2. Vaporiser (V - 122)



Keterangan:

- ΔH_2 : Panas yang terkandung pada hasil Recycle Vaporiser.
- ΔH_3 : Panas yang terkandung pada bahan (Fresh Feed) dari Melter.
- ΔH_4 : Panas yang terkandung pada bahan masuk Vaporiser.
- ΔH_5 : Panas yang terkandung dalam bahan keluar.
- Q : Panas yang terkandung dalam pemanas.
- Q_{loss} : Panas yang hilang.

Neraca panas Overall:

$$\Delta H_4 + Q = \Delta H_5 + Q_{loss}$$

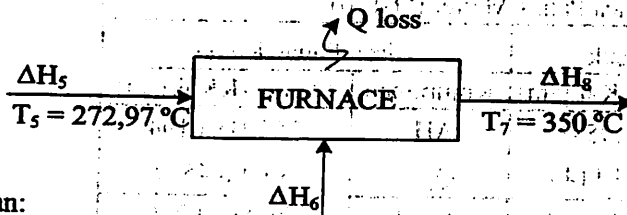
$$(\Delta H_2 + \Delta H_3) + Q = \Delta H_5 + Q_{loss}$$

Neraca Panas Vaporizer (V-122)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi (KKal/jam)	Komponen	Energi (KKal/jam)
ΔH_4	961232,8254	ΔH_5	1436245,9917
Q	550605,0606	Q_{Loss}	75591,8943
Total	1511837,8860	Total	1511837,8860

3. Furnace

3.1. Naphthalene Furnace (Q-120 A)

fungsi: memanaskan naftalena sebelum masuk reaktor



Keterangan:

- ΔH_5 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk Furnace.

ΔH_6 : Panas yang terkandung dalam pemanas.

ΔH_7 : Panas yang terkandung dalam bahan keluar Furnace.

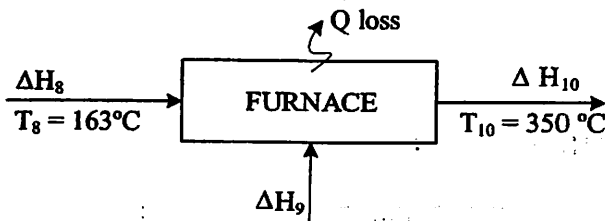
Q_{loss} : Panas yang hilang.

Neraca panas Overall:

$$\Delta H_5 + \Delta H_6 = \Delta H_7 + Q_{\text{loss}}$$

Neraca Panas Naphthalene Furnace (Q-120A)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi (KKal/jam)	Komponen	Energi (KKal/jam)
ΔH_5	1436245,9917	ΔH_7	2915644,3042
ΔH_6	1632853,2759	Q_{Loss}	153454,9634
Total	3069099,2676	Total	3069099,2676

3.2. Air Furnace (Q - 120 B)



Keterangan:

ΔH_8 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk Furnace.

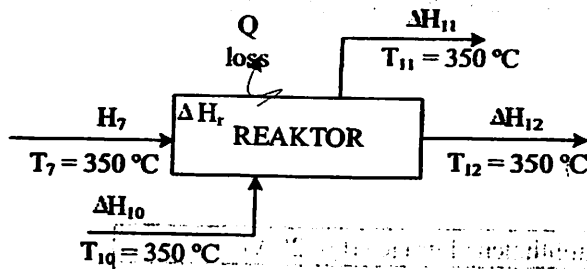
ΔH_9 : Panas yang terkandung dalam pemanas.

ΔH_{10} : Panas yang terkandung dalam bahan keluar Furnace.

Q_{loss} : Panas yang hilang.

Neraca Panas Air Furnace (Q-120B)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi (KKal/jam)	Komponen	Energi (KKal/jam)
ΔH_8	23785107,4208	ΔH_{10}	44029653,4523
ΔH_9	22561896,2132	Q_{Loss}	2317350,1817
Total	46347003,6340	Total	46347003,6340

4. Reaktor (R-130)



Keterangan:

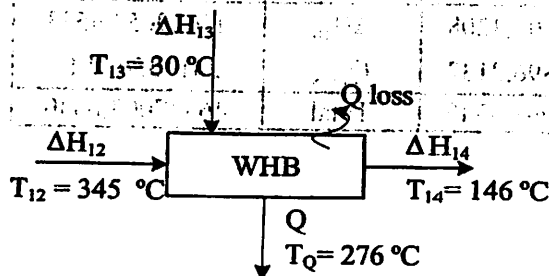
- ΔH_7 : Panas yang terkandung dalam naftalena masuk Furnace.
- ΔH_{10} : Panas yang terkandung dalam udara masuk Furnace.
- ΔH_{11} : Panas yang terkandung dalam bahan keluar reaktor.
- ΔH_{12} : Panas yang diserap oleh pendingin.
- ΔH_r : Panas yang terkandung dalam reaksi yang terjadi.
- Q_{loss} : Panas yang hilang.

Neraca panas Overall:

$$\Delta H_7 + \Delta H_{10} + \Delta H_r = \Delta H_{11} + \Delta H_{12} + Q_{loss}$$

Neraca Panas Reaktor (R-130)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi (KKal/jam)	Komponen	Energi (KKal/jam)
ΔH_7	2915644,3042	ΔH_{11}	58727074,5054
ΔH_{10}	44029653,4523	ΔH_{12}	51824013,0743
ΔH_r	64722467,4756	Q_{Loss}	1116677,6523
Total	111667765,2320	Total	111667765,2320

5. Waste Heat Boiler (E-132)



Keterangan:

- ΔH_{12} : Panas yang terkandung dalam Molten Salt masuk.

ΔH_{13} : Panas yang terkandung dalam air pendingin masuk.

ΔH_{14} : Panas yang terkandung dalam Molten Salt keluar.

Q : Panas yang diserap oleh air pendingin.

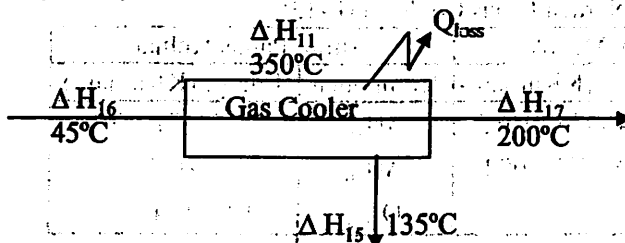
Q_{loss} : Panas yang hilang.

Neraca panas Overall:

$$\Delta H_{12} + \Delta H_{13} = \Delta H_{14} + Q + Q_{\text{loss}}$$

Neraca Panas Waste Heat Boiler (E-132)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi (KKal/jam)	Komponen	Energi (KKal/jam)
ΔH_{12}	51824013,0743	ΔH_{14}	19595954,9437
ΔH_{13}	74231,5166	Q	29707377,4176
		Q_{Loss}	2594912,2295
Total	51898244,5909	Total	51898244,5909

6. Gas Cooler I (E-133)



Keterangan:

ΔH_{11} : Panas yang terkandung dalam bahan masuk gas cooler I

ΔH_{15} : Panas yang terkandung dalam bahan keluar gas cooler I

ΔH_{16} : Panas yang terkandung dalam pendingin

ΔH_{17} : Panas yang diserap oleh air pendingin.

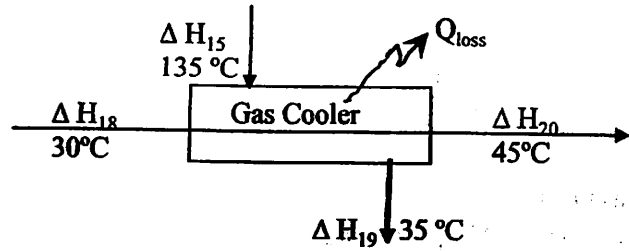
Q_{loss} : Panas yang hilang.

Neraca panas Overall:

$$\Delta H_{11} + \Delta H_{16} = \Delta H_{15} + \Delta H_{17} + Q_{\text{loss}}$$

Neraca Panas Cooler I (E-133)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi (KKal/jam)	Komponen	Energi (KKal/jam)
ΔH_{11}	58727074,5054	ΔH_{15}	19460760,1685
ΔH_{16}	10581932,5996	ΔH_{17}	46382796,5812
		Q_{Loss}	3465450,3552
Total	69309007,1050	Total	69309007,1050

7. Gas Cooler II (E-135)



Keterangan:

ΔH_{15} : Panas yang terkandung dalam bahan masuk gas cooler II

ΔH_{19} : Panas yang terkandung dalam bahan keluar gas cooler II

ΔH_{18} : Panas yang terkandung dalam pendingin

ΔH_{20} : Panas yang diserap oleh air pendingin.

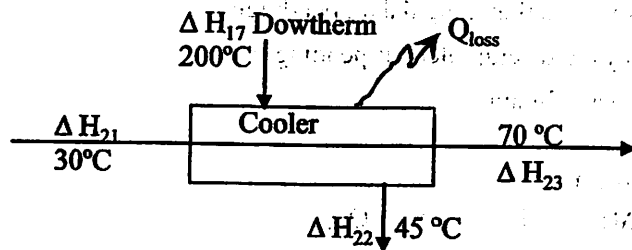
Q_{loss} : Panas yang hilang.

Neraca panas Overall:

$$\Delta H_{15} + \Delta H_{18} = \Delta H_{19} + \Delta H_{20} + Q_{loss}$$

Neraca Panas Cooler II (E-135)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi (KKal/jam)	Komponen	Energi (KKal/jam)
ΔH_{15}	19460760,1685	ΔH_{19}	1757171,1501
ΔH_{18}	1282737,5002	ΔH_{20}	17949151,6352
		Q_{Loss}	1037174,8834
Total	20743497,6687	Total	20743497,6687

8. Dowtherm Cooler (E-134)



Keterangan:

ΔH_{17} : Panas yang terkandung dalam bahan masuk

ΔH_{21} : Panas yang terkandung dalam pendingin

ΔH_{22} : Panas yang terkandung dalam bahan keluar

ΔH_{23} : Panas yang diserap oleh air pendingin.

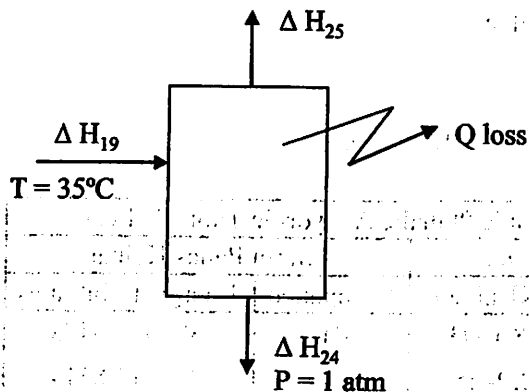
Q_{loss} : Panas yang hilang.

Neraca panas Overall:

$$\Delta H_{17} + \Delta H_{21} = \Delta H_{22} + \Delta H_{23} + Q_{\text{loss}}$$

Neraca Panas Dowtherm Cooler, (E-134)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi (KKal/jam)	Komponen	Energi (KKal/jam)
ΔH_{17}	134218235,5102	ΔH_{22}	12368516,4706
ΔH_{21}	3892565,3084	ΔH_{23}	118836744,3071
		Q_{Loss}	6905540,0409
Total	138110800,8186	Total	138110800,8186

9. Flash Drum (D-136)



Keterangan:

ΔH_{19} : Panas yang terkandung dalam bahan masuk

ΔH_{24} : Panas yang terkandung dalam liquid keluar flash drum

ΔH_{25} : Panas yang terkandung dalam gas keluar flash drum

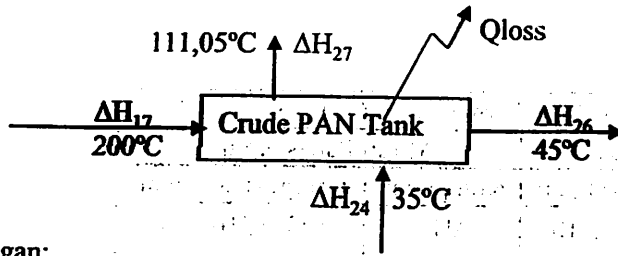
Q_{loss} : Panas yang hilang

Neraca panas Overall:

$$\Delta H_{19} = \Delta H_{23} + \Delta H_{24} + Q_{\text{loss}}$$

Neraca Panas Flash Drum, (D-136)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi (KKal/jam)	Komponen	Energi (KKal/jam)
ΔH_{19}	1757171,1501	ΔH_{24}	39602,9425
		ΔH_{25}	1629709,6501
		Q_{Loss}	87858,5575
Total	1757171,1501	Total	1757171,1501

10. Crude Phthalic Anhydride Tank (F-141)



Keterangan:

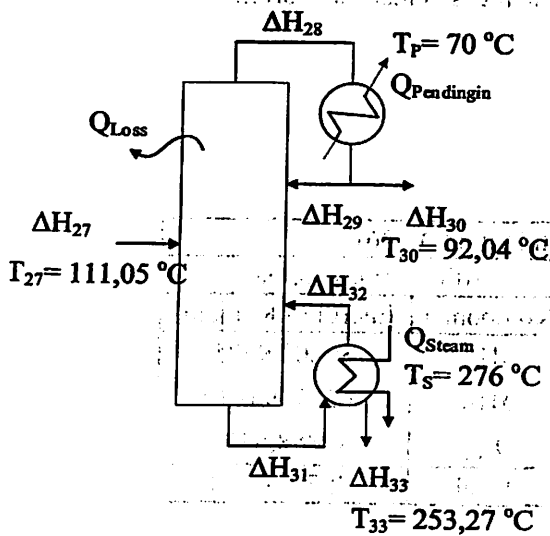
- ΔH_{17} : panas yang terkandung dalam pemanas/dowtherm A masuk
- ΔH_{24} : panas yang terkandung dalam bahan masuk
- ΔH_{26} : panas yang terkandung dalam pemanas/dowtherm A keluar
- ΔH_{27} : panas yang terkandung dalam bahan keluar
- Q_{loss} : Panas yang hilang.

Neraca panas Overall:

$$\Delta H_{17} + \Delta H_{24} = \Delta H_{26} + \Delta H_{27} + Q_{loss}$$

Neraca Panas Crude Phthalic Anhydride Tank (F-141)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi (KKal/jam)	Komponen	Energi (KKal/jam)
ΔH_{17}	681228,1093	ΔH_{27}	390975,6478
ΔH_{24}	39602,9425	ΔH_{26}	293813,8514
		Q_{Loss}	36041,5526
Total	720831,0518	Total	720831,0518

11. Kolom Destilasi Vakum (D - 140)

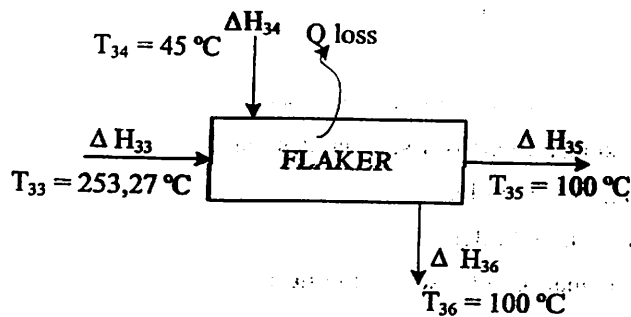


Keterangan:

- ΔH_{27} : Panas bahan masuk kolom destilasi
 ΔH_{28} : Panas vapor menuju kondensor
 ΔH_{29} : Panas liquid keluar kondensor yang refluks
 ΔH_{30} : Panas liquid keluar kondensor sebagai destilat
 ΔH_{31} : Panas liquid masuk reboiler
 ΔH_{32} : Panas vapor keluar reboiler
 ΔH_{33} : Panas liquid keluar reboiler sebagai bottom
 Q_{Loss} : Panas yang hilang
 Q_{Steam} : Panas yang terkandung pada steam
 $Q_{Pendingin}$: Panas yang terkandung pada air pendingin

Neraca Panas Kolom Destilasi (D-140)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi (KKal/jam)	Komponen	Energi (KKal/jam)
ΔH_{27}	390975,6478	ΔH_{30}	70358,8358
Q_R	648996,3473	ΔH_{33}	911340,6848
		Q_C	58272,4745
Jumlah	1039971,9951	Jumlah	1039971,9951
Aliran Panas Kondensor			
ΔH_{28}	131384,8277	ΔH_{29}	2753,5174
		ΔH_{30}	70358,8358
		Q_C	58272,4745
Jumlah	131384,8277	Jumlah	131384,8277
Aliran Panas Reboiler			
ΔH_{31}	471668,6956	ΔH_{32}	972760,8879
Q_R	1431273,8928	ΔH_{33}	911340,6848
		Q_{Loss}	18841,0157
Total	1902942,5884	Total	1902942,5884

12. Drum Flaker (E-150)



Keterangan:

 ΔH_{33} : Panas yang terkandung dalam produk masuk Flaker ΔH_{34} : panas yang terkandung dalam bahan masuk ΔH_{35} : panas yang terkandung dalam pemanas/dowtherm A keluar ΔH_{36} : panas yang terkandung dalam bahan keluar Q_{loss} : Panas yang hilang.

Neraca panas Overall:

$$\Delta H_{33} + \Delta H_{34} = \Delta H_{35} + \Delta H_{36} + Q_{\text{loss}}$$

Neraca Panas Drum Flaker (E-150)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi (KKal/jam)	Komponen	Energi (KKal/jam)
ΔH_{33}	911340,6848	ΔH_{35}	257599,0177
ΔH_{34}	2031484,2021	ΔH_{36}	2538084,6249
		Q_{loss}	147141,2443
Jumlah	2942824,8869	Jumlah	2942824,8869

BAB V
SPEKIFIKASI PERALATAN

Nama alat	Kode	Jenis	Ukuran	Bahan konstruksi	Jumlah
Naphthalene storage	F - 111	Gudang	Panjang = 387,0234 ft Lebar = 96,7559 ft Tinggi = 39,3639 ft Luas = 37446,7783 ft ² Volume = 1474051,2352 ft ³	Beton	1
Screw conveyor	J - 112	Rotary van feeder	Panjang conveyor = 60 ft Kapasitas bahan = 13,6486 ton/jam Power conveyor = 7 Hp	Carbon steel SA-53	1
Bucket elevator	J - 113	Centrifugal discharge bucket on belt elevator	Kapasitas = 14 ton/jam Kecepatan Bucket elevator = 597,4706 ft/menit Daya total = 3 Hp Daya motor = 3 Hp	Carbon steel SA-53	1
Naphthalene storage hopper	F - 114	Vertical vessel	ID = 8,4688 ft OD = 8,5 ft ts = 3/16 in Ls = 12,7031 ft	Carbon steel SA-53 grade B	1
Melter	Q - 110	Shell and tube	Volume tangki = 545,9449 ft ³ Dimensi Tangki - OD = 9 ft - ID = 8,9479 ft - L = 13,4219 ft - hb = 13,9794 ft - ts = 5/16 in Dimensi pengaduk - Diameter impeller = 2,9826 ft - Diameter poros = 0,0484 ft	Carbon steel SA-53 grade B	1

				<ul style="list-style-type: none"> - Lebar impeller = 0,5965 ft - Panjang impeller = 0,7456 ft - Panjang poros = 8,1013 ft - Jarak pengaduk dari dasar tangki = 2,9826 ft <p>Dimensi coil</p> <ul style="list-style-type: none"> - dip = 0,1723 ft - dop = 0,1893 ft - Jumlah lilitan = 19 buah - Tinggi coil = 36,0054 ft 		
6.	Naphthalene pump	L - 121	Positive displacement (flexible limer pump)	<p>Diameter Nominal = 4 in Sch 40</p> <p>Head maksimum = 25 ft</p> <p>Tenaga pompa = 1 Hp</p> <p>Tenaga motor = 1 Hp</p> <p>Efisiensi pompa = 82,25 %</p> <p>Efisiensi motor = 84,5 %</p>	Stainless steel	1
7.	Vaporizer	V - 122	Shell and tube	<ul style="list-style-type: none"> - Tube side: <ul style="list-style-type: none"> OD = 0,0833 ft BWG = 16 L = 12 ft Pt = 1,25 in triangular ID = 0,0725 ft a'' = 0,2618 ft² a' = 0,584 in² n = 4 - Shell side: <ul style="list-style-type: none"> IDs = 2,75 ft Baffle spacing = 0,3333 ft Passes = 2 	Stainless stell SA 283 grade C	1
8.	Drum vaporizer	E - 123	Horizontal drum	Volume = 536,6611 ft ³ /jam	Stainless stell SA 283	1

			Diameter = 2 ft Panjang = 6 ft Holding time = 5 menit Rise = 1,5 ft Tebal sheel = 4/16 in	grade C	
Air filter	H - 124	Automatic air filter	Kapasitas = 35617,8936 ft ³ /menit Ukuran filter = 90 µm	Stainless steel SA-283 grade C	2
Compressor	G - 125	Single stage reciprocating compressor	Kapasitas = 356169,1633 ft ³ /menit Daya = 6 Hp	Stainless steel SA-283 grade C	1
Naphthalene furnace	Q - 120 A	Shell and tube	Panjang = 16 ft Lebar = 28,3333 ft Tinggi = 22,6667 ft Jumlah pipa = 92 buah Jenis pipa = 3 in Sch 40 OD pipa = 3,5 ft Jarak antar pipa = 0,7083 ft	Stainless stell SA 283 grade C	1
Air furnace	Q - 120 B	Shell and tube	Panjang = 35 ft Lebar = 19,8333 ft Tinggi = 17 ft Jumlah pipa = 72 buah Jenis pipa = 6 in Sch 40 OD pipa = 6,625 ft Jarak antar pipa = 0,7083 ft	Stainless stell SA 283 grade C	1
Filter catalyzt	H - 131	Vertical vessel	Volume = 22489354,9991 ft ³ OD = 20 ft ID = 19,9688 ft ts = 3/16 in Ukuran filter = 375 mesh	Stainless stell SA 283 grade C	1
Waste heat boiler	E - 132	Appendiks D			

15.	Gas cooler I	E - 133	Shell and tube	Diameter luar tube (do) = 0,0625 ft Diameter dalam tube (di) = 0,0402 ft Panjang tube (l) = 20 ft Jumlah tube (Nt) = 526 buah Diameter dalam shell (IDS) = 2,4167 ft	Stainless stell SA 283 grade C	1
16.	Dowtherm A cooler	E - 134	Appendiks D			
17.	Gas cooler II	E - 135	Shell and tube	Diameter dalam tube (di) = 0,0625 ft Diameter dalam tube (di) = 0,0402 ft Panjang tube (l) = 20 ft Jumlah tube (Nt) = 526 buah Diameter dalam shell (IDS) = 2,4167 ft	Stainless stell SA 283 grade C	1
18.	Flash drum	D - 136	Vertical vessel	do = 20 ft ID = 19,8646 ft ts = 13/16 in	High Alloy SA 167 grade 3 tipe 304	1
19.	Reaktor	R - 130	BAB VI Perancangan Alat Utama dikerjakan oleh Rony Setiawan			
20.	Crude phthalic anhydride	F - 141	Horizontal feed tank	Diameter dalam tube (do) = Diameter dalam tube (di) Panjang tube (l) Jumlah tube (Nt) Diameter dalam shell (IDS)	Stainless Steel SA- 283 grade C	1
21.	Phthalic anhydride Pump	L - 142	Centrifugal pump	Laju alir = 392,4122 ft ³ /jam Ukuran = 1,5 in sch 80 ID = 0,125 ft	Cast iron	1

			OD = 0,1583 ft Daya pompa = 2 Hp		
Condensor	E - 143	Shell and tube	IDs = 0,8333 ft DI = 0,0402 ft a' = 0,182 in ² a" = 0,1963 ft ² /ft l = 20 ft N _t = 52	Stainless stell SA 283 grade C	1
Accumulator	F - 144	Silinder horizontal	DI = 3,1354 ft OD = 3,1667 ft ts = 3/16 in Panjang = 10,4660 ft	Carbon stell SA-135 grade B	1
Storage by product	F - 145	Elliptical	DI = 19,9375 ft OD = 20 ft ts = $\frac{6}{16}$ in	Stainless stell SA 283 grade C	1
Reboiler	E - 146	Shell and tube	IDS = 1,4375 ft OD = 0,0625 ft L = 8 ft N _t = 166	Stainless stell SA 283 grade C	1
Steam jet ejector	G - 147	Single Stage Steam Ejector	Kebutuhan steam = 960 lb/jam Tekanan kerja = 380 mmHg Panjang = 4,8247 ft Diameter = 0,5361 ft Diameter Nozle = 0,1057 ft Diameter discharge = 0,4021 ft	Carbon steel SA- 135 grade B	1
Vacuum distillation coloumn	D - 140	BAB VI Perancangan Alat Utama dikerjakan oleh Christian Andrew H.S.			
Phthalic	L - 151	Centrifugal pump	Ukuran pipa = 6 in sch	Cast iron	1

	anhydride pump			80 Laju alir = 288,8355 ft ³ /jam OD = 0,5521 ft ID = 0,4801 ft Daya pompa = 1 Hp		
29.	Phthalic anhydride hopper	F - 152	Vertical vessel	Kapasitas = 3530,2204 ft ³ Dimensi Silinder - Diameter = 449,3008 ft - Tinggi = 69,0921 ft - Tebal = 3/16 in Tutup bawah - Tinggi = 140,8293 ft - Tebal = 3/16 in - $\alpha = 60^\circ$	Carbon Steel SA-135 grade A	1
30.	Packing machine	P - 153	Packing	Waktu tinggal = 15 menit Kapasitas mesin = 27557,7828 lb/jam Volume mesin = 353,0220 ft ³	Carbon steel SA - 53	10
31.	Storage product	F - 154	Gudang	Volume = 282417,6300 ft ³ Panjang = 3,3329 ft Lebar = 1,6665 ft Tinggi = 0,8333 ft	Beton	1
32.	Drum flaker	E - 150	Rotating Drum	Kapasitas gear = 84 buah Jumlah gigi pinion = 128 buah Kecepatan putar = 870 rpm Power motor gear = 92 Hp Power motor pinion = 110 Hp Ketebalan flake = 7,9 mm	Cast iron (pada roda gigi dan pinion)	1

			Jumlah pendingin = 616820,2664 lb/jam Suhu umpan masuk = 253,27 °C Suhu produk keluar = 100 °C Diameter drum = 41,9747 ft Panjang drum = 83,9494 ft		
--	--	--	--	--	--

BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA



Nama alat	: Reaktor																		
Kode alat	: R-130																		
Fungsi	: Untuk mereaksikan uap naftalena dan udara dengan bantuan katalis V_2O_5 (Vanadium Pentaoksida)																		
Type	: Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished dan tutup bawah conical dengan sudut puncak 90°																		
Jenis	: Reaktor Fluidized Bed																		
Kondisi operasi :	<table border="0" style="margin-left: 20px;"> <tr> <td>- Temperatur</td> <td>=</td> <td>350 °C = 623,15 K = 662 °F</td> </tr> <tr> <td></td> <td>=</td> <td>280 °R</td> </tr> <tr> <td>- Tekanan</td> <td>=</td> <td>2,75 atm = 40,4140 psia</td> </tr> <tr> <td></td> <td>=</td> <td>25,7180 psig</td> </tr> <tr> <td>- Waktu tinggal</td> <td>=</td> <td>60 detik</td> </tr> <tr> <td>- Fase</td> <td>=</td> <td>Gas-gas</td> </tr> </table>	- Temperatur	=	350 °C = 623,15 K = 662 °F		=	280 °R	- Tekanan	=	2,75 atm = 40,4140 psia		=	25,7180 psig	- Waktu tinggal	=	60 detik	- Fase	=	Gas-gas
- Temperatur	=	350 °C = 623,15 K = 662 °F																	
	=	280 °R																	
- Tekanan	=	2,75 atm = 40,4140 psia																	
	=	25,7180 psig																	
- Waktu tinggal	=	60 detik																	
- Fase	=	Gas-gas																	
Direncanakan :	<table border="0" style="margin-left: 20px;"> <tr> <td>- Bahan konstruksi</td> <td>=</td> <td>High Alloy SA 240 Grade M tipe 316</td> </tr> <tr> <td>- allowable stress (f)</td> <td>=</td> <td>17038</td> </tr> <tr> <td>- Pengelasan</td> <td>=</td> <td>double welded but joint, E = 0,8</td> </tr> <tr> <td>- Faktor korosi (C)</td> <td>=</td> <td>$\frac{1}{16}$</td> </tr> <tr> <td>- Bahan masuk</td> <td>=</td> <td>721550,7216 kg/jam</td> </tr> <tr> <td></td> <td>=</td> <td>1590730,7208 lb/jam</td> </tr> </table>	- Bahan konstruksi	=	High Alloy SA 240 Grade M tipe 316	- allowable stress (f)	=	17038	- Pengelasan	=	double welded but joint, E = 0,8	- Faktor korosi (C)	=	$\frac{1}{16}$	- Bahan masuk	=	721550,7216 kg/jam		=	1590730,7208 lb/jam
- Bahan konstruksi	=	High Alloy SA 240 Grade M tipe 316																	
- allowable stress (f)	=	17038																	
- Pengelasan	=	double welded but joint, E = 0,8																	
- Faktor korosi (C)	=	$\frac{1}{16}$																	
- Bahan masuk	=	721550,7216 kg/jam																	
	=	1590730,7208 lb/jam																	
Jumlah	: 1 buah																		

Komposisi massa masuk reaktor :

Massa $C_{10}H_8$	=	115,7639 kmol/jam	=	14837,8234 kg/jam
Massa $C_{12}H_{12}$	=	0,9594 kmol/jam	=	149,8770 kg/jam
Massa O_2	=	4636,9937 kmol/jam	=	148378,2344 kg/jam
Massa N_2	=	19925,6351 kmol/jam	=	558184,7867 kg/jam
Total	=	24679,3520 kmol/jam	=	721550,7216 kg/jam

1. Menghitung densitas gas (ρ_g)

$$\rho_g = \frac{M \times P}{R \times T}$$

dimana:

M = BM rata-rata umpan

P = 2,75 atm

$$R = 82,057 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm} / \text{gr} \cdot \text{mol} \cdot \text{K}$$

$$T = 623,15 \text{ K}$$

$$\rho_g = \frac{M \times P}{R \times T}$$

$$= \frac{30,9192 \times 2,75}{82,057 \times 623,15}$$

$$= 0,0017 \text{ gr/cm}^3 = 1,66285 \text{ kg/m}^3 = 0,1038 \text{ lb/ft}^3$$

2. Menentukan waktu kontak

Waktu kontak didalam reaktor antara 10-20 detik. Ditetapkan 20 detik
(Levenspiel, 1969)

3. Menghitung kecepatan volumetrik gas umpan (Q)

$$Q = \frac{M}{\rho} = \frac{721550,7216 \text{ kg/jam}}{1,6629 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 433923,8206 \text{ m}^3/\text{jam} = 1532387,5107 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 425,6632 \text{ ft}^3/\text{s}$$

4. Menghitung kecepatan fluidisasi minimum (U_{mf})

$$\frac{d_p \cdot U_{mf} \cdot \rho_g}{\mu} = \left[(33,7)^2 + 0,0408 \frac{d_p^3 \cdot \rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \right]^{1/2} - 33,7$$

$$d_p = 0,01 \text{ cm} \quad \mu_g = 3,76 \text{ cp} = 0,0376 \text{ poise}$$

$$\rho_s = 0,628 \text{ gr/cm}^3$$

Sehingga,

$$U_{mf} = 9,8887 \text{ cm/s} = 0,3244 \text{ ft/s}$$

5. Menghitung terminal velocity (u_t)

$$u_t = \left[\frac{4 \cdot g \cdot d_p \cdot (\rho_s - \rho_g)}{3 \cdot \rho_g \cdot C_d} \right]^{1/2}$$

dimana: $C_d = 4$ karena $\phi_s = \rho_s = 0,628$

$$u_t = 35,0894 \text{ cm/s} = 1,1512 \text{ ft/s}$$

Menghitung bilangan Reynold partikel (Re_p)

$$Re_p = \frac{d_p \cdot \rho_g \cdot u_t}{\mu}$$

$$Re_p = 0,0155$$

karena $Re_p < 0,4$ sehingga $C_{d,spherical} = \frac{24}{Re_p}$

$$\begin{aligned} C_{d,spherical} &= \frac{24}{0,0155} \\ &= 1546,5705 \end{aligned}$$

dan $u_{t,spherical} = \frac{g(\rho_s - \rho_g)d_p^2}{18\mu}$ untuk $Re_p < 0,4$

$$U_{t,spherical} = 1,0891 \text{ ft/s}$$

6. Menghitung diameter zona reaksi (d_t)

$$U_{mf} = 0,0119 \text{ ft/s} \longrightarrow u_{mf} = \frac{dp^2(\rho_s - \rho_g)g}{1650\mu} \quad Re_p < 20$$

$$U_{mf} = 0,1188 \text{ ft/s} \quad \text{karena rasio } u_t/u_{mf} = 10 : 1 \text{ sampai } 90 : 1$$

$$u_t = 1,0891 \text{ ft/s}$$

$$u_t/U_{mf} = 9,1667 \text{ diambil } u_o = 12 \cdot U_{mf}$$

$$u_o = 1,4257 \text{ ft/s}$$

$$A = \frac{Q}{V_o} = \frac{425,6632}{1,4257} = 298,5688 \text{ ft}^2$$

$$d_t = \left[\frac{4 \cdot A}{\pi} \right]^{0,5}$$

$$= 19,4935 \text{ ft} = 233,9244 \text{ in}$$

7. Menghitung Transport Disengaging Height (TDH)

$$u_o = 1,4257 \text{ ft/s} = 43,4552 \text{ cm/s}$$

$$d_t = 19,4935 \text{ ft} = 594,1691 \text{ cm}$$

Dari figure 16 didapatkan: $TDH/d_t = 1,20$

$$TDH = 1,20 \times d_t = 1,20 \times 594,1691 \text{ cm} = 713,0030 \text{ cm}$$

$$= 23,3922 \text{ ft}$$

8. Menentukan tinggi freeboard (L_f)

Dari tabel 4-22 Characteristic of Fluidized and Fixed Bed Ulrich dijelaskan bahwa perancangan yang memadai dipakai tinggi freeboard adalah 0,4 D.

$$\begin{aligned} \text{Tinggi freeboard } (L_f) &= 0,4 \times 19,4935 = 7,7974 \text{ ft} \\ &= 93,5698 \text{ in} = 2,3767 \text{ m} \end{aligned}$$

9. Menentukan tinggi ekpanded section (L_e)

$$\begin{aligned} L_e &= \text{TDH} - L_f \\ &= 7,1300 - 2,3767 \\ &= 4,7534 \text{ m} \\ &= 15,5948 \text{ ft} \end{aligned}$$

10. Menghitung diameter Expanded Section (D_e)

Pada Expanded Section supaya tidak terjadi entrainment atau partikel yang terikut aliran fluida maka kecepatan massa diatur agar sama dengan kecepatan pada saat fluidisasi minimum.

$$\begin{aligned} Q &= 425,6632 \text{ ft}^3/\text{s} \\ U_{mf} &= 0,3244 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$A_e = \frac{Q}{u_{mf}} = \frac{425,6632}{0,3244} = 1312,0407 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} D_e &= \left[\frac{4 \cdot A_e}{\pi} \right]^{0,5} = \left[\frac{4 \times 3582,8250}{\pi} \right]^{0,5} \\ &= 40,8640 \text{ ft} \\ &= 12,4555 \text{ m} \end{aligned}$$

11. Menghitung tinggi pada fluidisasi minimum (L_{mf})

$$L_{mf} = \int_{10}^z \frac{1}{z} = \int \frac{F}{k_p \cdot C^* \cdot (1 - X_A)} dX_A$$

dimana:

$$k_p = 0,001 \text{ l/mol.s}$$

$$C^* = 1 \text{ mol}$$

$$F = \text{kecepatan volumetrik gas} = 18855,6 \text{ l/s}$$

$$X_A = 0 - 0,02$$

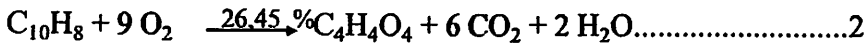
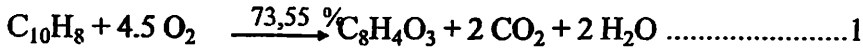
$$\ln z = 18855600$$

$$z = 7,28 \text{ m}$$

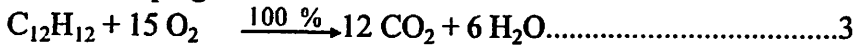
$$L_{mf} = 7,28 \text{ m} = 286,4341 \text{ in} = 23,8693 \text{ ft}$$

12. Menentukan volume reaktor

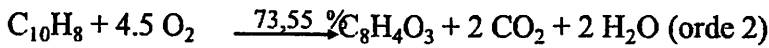
Reaksi utama:



Reaksi samping:



Persamaan reaksi 1:



$$\text{Konversi} = 0,7355$$

$$\text{Maka: } C_{10}H_8 \text{ yang bereaksi} = 4 \frac{1}{2} \times O_2 \text{ yang bereaksi}$$

$$C_{A0} \cdot X_A = 4 \frac{1}{2} C_{B0} \cdot X_B$$

$$2 C_{A0} \cdot X_A = 9 C_{B0} \cdot X_B$$

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

$$\begin{aligned} -r_A &= k C_A C_B \\ &= k C_{A0} (1 - X_A) (C_{B0} - C_{B0} X_B) \\ &= k C_{A0} (1 - X_A) (M C_{A0} - 2/9 C_{A0} X_A) \\ &= k C_{A0} (1 - X_A) C_{A0} (M - 2/9 X_A) \\ &= k C_{A0}^2 (1 - X_A) (M - 2/9 X_A) \end{aligned}$$

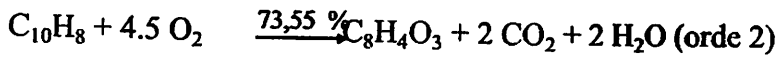
- mencari C_{A0}

$$\begin{aligned} q &= \frac{\text{massa bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}} = \frac{1590730,7208 \text{ lb/jam}}{0,1038 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 15323316,1004 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ C_{A0} &= \frac{115,7639 \text{ kmol/jam}}{15323316,1004 \text{ ft}^3/\text{jam}} \\ &= 0,0000076 \text{ kmol/ft}^3 \\ &= 2,668E-07 \text{ kmol/liter} \\ &= 0,0003 \text{ mol/liter} \end{aligned}$$

- mencari C_{B0}

$$\begin{aligned} q &= \frac{\text{massa bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}} = \frac{1590730,7208 \text{ lb/jam}}{0,1038 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 15323316,1004 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_{B0} &= \frac{4636,9937 \text{ kmol/jam}}{15323316,1004 \text{ ft}^3/\text{jam}} \\
 &= 0,0003026 \text{ kmol/ft}^3 \\
 &= 1,069\text{E-}05 \text{ kmol/liter} \\
 &= 0,0107 \text{ mol/liter}
 \end{aligned}$$



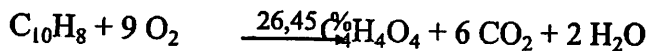
	$V_{XA=0}$	$V_{XA=1}$
$C_{10}H_8$: 0,0003	0,0000
O_2	: 0,0107	0,0095
$C_8H_4O_3$: -	0,0003
CO_2	: -	0,0005
H_2O	: -	0,0005
Jumlah	0,0110	0,0108

$$\begin{aligned}
 \varepsilon_A &= \frac{V_{XA=1} - V_{XA=0}}{V_{XA=0}} \\
 &= \frac{0,0108 - 0,0110}{0,0110} \\
 &= -0,0122
 \end{aligned}$$

$$\frac{(1 + \varepsilon_A) X_A}{1 - X_A} + \varepsilon_A \ln(1 - X_A) = k \cdot C_{A0} \cdot t$$

$$k_1 = 517,9461 \text{ liter/mol.detik}$$

Persamaan reaksi 2:



$$\text{Konversi} = 0,2645$$

Maka: $C_{10}H_8$ yang bereaksi = $9 \times O_2$ yang bereaksi

$$C_{A0} \cdot X_A = 9 C_{B0} \cdot X_B$$

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

$$\begin{aligned}
 -r_A &= k C_A C_B \\
 &= k C_{A0} (1 - X_A) (C_{B0} - C_{B0} X_B) \\
 &= k C_{A0} (1 - X_A) (M C_{A0} - 1/9 C_{A0} X_A) \\
 &= k C_{A0} (1 - X_A) C_{A0} (M - 1/9 X_A) \\
 &= k C_{A0}^2 (1 - X_A) (M - 1/9 X_A)
 \end{aligned}$$

- mencari C_{A0}

$$q = \frac{\text{massa bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}} = \frac{1590730,7208 \text{ lb/jam}}{0,1038 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 15323316,1004 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$C_{A0} = \frac{115,7639 \text{ kmol/jam}}{15323316,1004 \text{ ft}^3/\text{jam}}$$

$$= 0,0000076 \text{ kmol/ft}^3$$

$$= 2,668\text{E-}07 \text{ kmol/liter}$$

$$= 0,0003 \text{ mol/liter}$$

- mencari C_{B0}

$$q = \frac{\text{massa bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}} = \frac{1590730,7208 \text{ lb/jam}}{0,1038 \text{ lb/ft}^3}$$

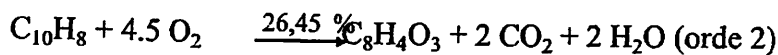
$$= 15323316,1004 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$C_{B0} = \frac{4636,9937 \text{ kmol/jam}}{15323316,1004 \text{ ft}^3/\text{jam}}$$

$$= 0,0003026 \text{ kmol/ft}^3$$

$$= 1,069\text{E-}05 \text{ kmol/liter}$$

$$= 0,0107 \text{ mol/liter}$$



	$V_{XA=0}$	$V_{XA=1}$
$C_{10}H_8$: 0,0003	0,0000
O_2	: 0,0107	0,0095
$C_8H_4O_3$: -	0,0003
CO_2	: -	0,0005
H_2O	: -	0,0005
Jumlah	0,0110	0,0108

$$\varepsilon_A = \frac{V_{XA=1} - V_{XA=0}}{V_{XA=0}}$$

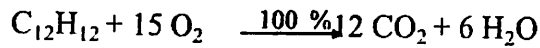
$$= \frac{0,0108 - 0,0110}{0,0110}$$

$$= -0,0122$$

$$\frac{(1 + \varepsilon_A)X_A}{1 - X_A} + \varepsilon_A \ln(1 - X_A) = k \cdot C_{A_0} \cdot t$$

$$k_2 = 67,2620 \text{ liter/mol.detik}$$

Persamaan reaksi 3:



$$\text{Konversi} = 1,0000$$

Maka: $\text{C}_{12}\text{H}_{12}$ yang bereaksi = $15 \times \text{O}_2$ yang bereaksi

$$C_{A0} \cdot X_A = 15 C_{B0} \cdot X_B$$

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

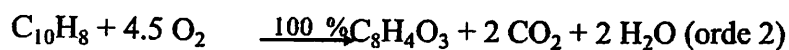
$$\begin{aligned} -r_A &= k C_A C_B \\ &= k C_{A0} (1 - X_A) (C_{B0} - C_{B0} X_B) \\ &= k C_{A0} (1 - X_A) (M C_{A0} - 1/15 C_{A0} X_A) \\ &= k C_{A0} (1 - X_A) C_{A0} (M - 1/15 X_A) \\ &= k C_{A0}^2 (1 - X_A) (M - 1/15 X_A) \end{aligned}$$

- mencari C_{A0}

$$\begin{aligned} q &= \frac{\text{massa bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}} = \frac{1590730,7208 \text{ lb/jam}}{0,1038 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 15323316,1004 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ C_{A0} &= \frac{0,9594 \text{ kmol/jam}}{15323316,1004 \text{ ft}^3/\text{jam}} \\ &= 0,0000001 \text{ kmol/ft}^3 \\ &= 2,211\text{E-}09 \text{ kmol/liter} \\ &= 0,000002 \text{ mol/liter} \end{aligned}$$

- mencari C_{B0}

$$\begin{aligned} q &= \frac{\text{massa bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}} = \frac{1590730,7208 \text{ lb/jam}}{0,1038 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 15323316,1004 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ C_{B0} &= \frac{4636,9937 \text{ kmol/jam}}{15323316,1004 \text{ ft}^3/\text{jam}} \\ &= 0,0003026 \text{ kmol/ft}^3 \\ &= 1,069\text{E-}05 \text{ kmol/liter} \\ &= 0,0107 \text{ mol/liter} \end{aligned}$$



	$V_{X_A=0}$	$V_{X_A=1}$
C_{10}H_8	: 0,000002	0,000000
O_2	: 0,0107	0,010677
$\text{C}_8\text{H}_4\text{O}_3$: -	0,000002

CO ₂	:	-	0,000004
H ₂ O	:	-	0,000004
Jumlah		0,0107	0,0107

$$\begin{aligned}\varepsilon_A &= \frac{V_{XA=1} - V_{XA=0}}{V_{XA=0}} \\ &= \frac{0,0107 - 0,0107}{0,0107} \\ &= -0,0001\end{aligned}$$

$$\frac{(1+\varepsilon_A)X_A}{1-X_A} + \varepsilon_A \ln(1-X_A) = k.C_{A_0} t$$

$$k_3 = - \text{ liter/mol.detik} \quad (\text{karena terkonversi 100\%})$$

$$M = \frac{C_{B0}}{C_{A0}} = \frac{0,0107}{0,0003} = 40,0556$$

$$\tau = \frac{v}{v_0} = \frac{C_{A_0} \cdot X_A}{-r_A}$$

$$\frac{v}{v_0} = \frac{C_{A_0} \cdot X_A}{k_n \cdot C_{A_0}^2 \cdot (1-X_A) \cdot (M - \frac{2}{9} X_A)}$$

$$\frac{v}{v_0} = \frac{X_A}{k_1 \cdot C_{A_0} \cdot (1-X_A) \cdot (M - \frac{2}{9} X_A)}$$

$$k_1 = 517,9461 \quad \text{liter/mol.detik}$$

$$v_1 = 2147,6383 \quad \text{ft}^3$$

$$k_2 = 67,2620 \quad \text{liter/mol.detik}$$

$$v_2 = 2130,6242 \quad \text{ft}^3$$

$$k_3 = - \text{ liter/mol.detik}$$

$$v_3 = 85129,5339 \quad \text{ft}^3$$

$$\begin{aligned}v &= v_T = v_1 + v_2 + v_3 \\ &= 2147,6383 + 2130,6242 + 85129,5339 \\ &= 89407,7964 \quad \text{ft}^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume ruang kosong} = 10\% V_T$$

$$\begin{aligned}\text{Volume total} &= \text{Volume gas} + \text{Volume ruang kosong} \\ &= 89407,7964 + 10\% V_T\end{aligned}$$

$$90\% V_{\text{total}} = 89407,7964 \quad \text{ft}^3$$

$$V_{\text{total}} = 99341,9960 \quad \text{ft}^3$$

13. Menghitung tebal silinder (ts)

Menentukan P design (Pi)

$$\text{Tekanan dalam reaktor} = 40,4140 \quad \text{psia}$$

$$= 25,7180 \quad \text{psig}$$

$$P_{\text{hidrostatis}} = \frac{\rho_{\text{feedcampuran}} \times (H-1)}{144}$$

$$= 0,0557 \quad \text{psia}$$

$$P_{\text{design}} (Pi) = P_{\text{hidrostatis}} + P_{\text{atm}}$$

$$= 0,0557 + 40,4140 \quad \text{psia} = 40,4697 \quad \text{psia}$$

$$= 25,7737 \quad \text{psig}$$

$$\begin{aligned} ts &= \frac{Pi \cdot di}{2(f \cdot E - 0,6Pi)} + C \\ &= \frac{25,7737}{2(17038 \times 0,8 - 0,6 \times 25,7737)} \times \frac{233,9244}{16} + \frac{1}{16} \\ &= 0,2839 \quad \text{in} \\ &= \frac{4,5426}{16} \text{ in} \approx \frac{5}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

standarisasi do

$$do = di + 2 \quad ts$$

$$= 233,9244 + 2 \times \frac{5}{16}$$

$$= 234,5494 \quad \text{in}$$

berdasarkan tabel 5.7 halaman 90 Brownell,

$$\text{standarisasi do} = 240$$

$$di_{\text{baru}} = do - 2 \quad ts$$

$$= 240 - 2 \quad ts$$

$$= 239,3750 \quad \text{in} = 19,9477 \quad \text{ft}$$

14. Menentukan dimensi tutup

1. Menghitung dimensi tutup atas (standart dished)

berdasarkan tabel 5.7 halaman 90 buku Brownell,

$$- r = di = 239,3750 \quad \text{in} = 19,9477 \quad \text{ft}$$

$$- icr = 14,4 \quad \text{in}$$

$$- sf = 3 \quad (\text{dari tabel 5.6 Brownell \& Young hal. 88 untuk } ts = \frac{5}{16})$$

Tebal tutup atas (tha)

$$\begin{aligned} \text{tha} &= \frac{0,885 \times P_i \cdot r}{(f \cdot E - 0,1P_i)} + C \\ &= \frac{0,885 \times 25,7737 \times 239,3750}{(17038 \times 0,8 - 0,1 \times 25,7737)} + \frac{1}{16} \\ &= 0,4632 \\ &= \frac{7,4105}{16} \approx \frac{8}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi tutup atas (ha)

$$\begin{aligned} \text{ha} &= 0,169 \times d_i \\ &= 0,1690 \times 239,3750 \\ &= 40,4544 \text{ in} \\ &= 3,37116 \text{ ft} \end{aligned}$$

2. Menentukan dimensi tutup bawah

Tebal tutup bawah (thb)

$$\begin{aligned} \text{thb} &= \frac{P_i \cdot d_i}{2 \cos 1/2\alpha (f \cdot E - 0,6P_i)} + C \\ &= \frac{25,7737 \times 239,3750}{2 \times 0,7 \times 17038 \times 0,8 - 0,6 \times 25,774} + \frac{1}{16} \\ &= 0,3829 \\ &= \frac{6,1268}{16} \approx \frac{7}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{hb} &= \frac{1/2 d}{\tan 1/2\alpha} \\ &= \frac{239,3750}{1} \\ &= 239,3750 \text{ in} \\ &= 19,9477 \text{ ft} \end{aligned}$$

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

- do = 240 in	- tha = $\frac{8}{16}$ in
- di = 239,3750 in	- ha = 40,4544 in
- Lr = 623,8577 in	- thb = $\frac{7}{16}$ in
- ts = $\frac{5}{16}$ in	- hb = 239,3750 in

15. Menentukan tinggi reaktor pada zona reaksi (Lr)

$$\begin{aligned} L_r &= \text{TDH} + L_{mf} \\ &= 23,3922 + 23,8693 \end{aligned}$$

$$= 47,2615 \quad \text{ft}$$

Diambil faktor keamanan 10%:

$$L_r = 1,1 \times 47,2615 \text{ ft} = 51,9876 \quad \text{ft}$$

16. Menghitung pressure drop

Persamaan yang digunakan:

$$\frac{\Delta P}{L_{mf}} = (1 - \epsilon_{mf}) (\rho_s - \rho_g) \frac{g}{gc}$$

ΔP = Pressure drop

$$\rho_s = 0,6280 \quad \text{gr/cm}^3$$

$$\rho_g = 0,0017 \quad \text{gr/cm}^3$$

$$L_{mf} = 7,2754 \quad \text{m} = 727,5440 \quad \text{cm}$$

$$\epsilon_{mf} = 0,60$$

$$\begin{aligned} \Delta P &= (1 - 0,60) \times (0,6280 - 0,0017) \times 1 \times 727,5440 \\ &= 182,28 \quad \text{gr/cm}^2 \end{aligned}$$

17. Perancangan coil pendingin

Dasar Perancangan:

- Digunakan coil pendingin berbentuk spiral
- Digunakan konstruksi coil pendingin High Alloy Steel SA 240 Grade M

$$\begin{aligned} Q &= 51824013,0743 \quad \text{Kkal/jam} = 51824013074 \quad \text{kal/jam} \\ &= 205654109,8840 \quad \text{Btu/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Kebutuhan pendingin} = 2552,8145 \quad \text{kg/jam} = 5627,934831 \quad \text{lb/jam}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 123,5520 \quad \text{lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Viskositas } (\mu) &= 1,7 \quad \text{cp} = 3,9000 \quad \text{lb/ft.detik} \\ &= 1,4293 \quad \text{lb/ft.jam} \end{aligned}$$

$$\text{cp} = 0,373 \quad \text{BTU/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,35 \quad \text{BTU/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

$$\text{Asumsi: Faktor kekotoran} = 0,0035 \quad \text{jam.ft}^2.^\circ\text{F/BTU}$$

Perhitungan:

1. Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\text{Suhu masuk feed } (T_1) = 350 \quad ^\circ\text{C} = 662 \quad ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu masuk feed } (T_2) = 350 \quad ^\circ\text{C} = 662 \quad ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu masuk pendingin } (t_1) = 146 \quad ^\circ\text{C} = 295 \quad ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar pendingin } (t_2) = 345 \quad ^\circ\text{C} = 653 \quad ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 662 - 653 = 9 \quad ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 662 - 295 = 367 \quad ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = \frac{9 - 367}{-3,7087} = 97 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Menentukan suhu caloric

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{662 + 662}{2} = 662 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{295 + 653}{2} = 474 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Menetapkan diameter pipa

Diameter = 10 in IPS Sch 60

(Kern, tabel 11 hal. 844)

Do = 10,75 in

Di = 9,75 in

a' = 74,60 in²

a'' = 2,814 ft²/ft

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bejana (naftalena dan gas)	Tube (molten salt)
<p>1. Menghitung Nre</p> $Nre = \frac{dp^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{10,75 \times 25 \times 0,104}{0,0376 \times 2,42}$ $= 197764,7499$	<p>1. Menghitung Nre</p> $Gt = \frac{m}{a_t}$ $= \frac{5627,934831}{0,5181}$ $= 10863,57 \text{ lb/jam.ft}^2$ $Nre = \frac{di \cdot G_p}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{9,75 \times 10863,57}{1,4293 \times 2,42}$ $= 30622,3246$
<p>2. Mencari faktor panas Jc</p> <p>Dari kern fig 27 didapat Jc = 1850</p>	<p>2. J_H = 780</p>
<p>3. Mencari harga koefisien film</p> $h_o = J_c \left(\frac{k}{di} \right) \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ $= 109,2146 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	<p>3. Menghitung harga koefisien perpindahan panas hio</p> $h_i = J_H \left(\frac{k}{di} \right) \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ $= 46,0472 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$
	<p>hio = 41,7638 BTU/jam.ft²·°F</p>

4. Mencari tahanan panas pipa bersih (U_c)

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} \\ &= \frac{109,2146 \times 41,7638}{109,2146 + 41,7638} \\ &= 30,2110 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

5. Mencari tahanan panas pipa terpakai (U_D)

$$\begin{aligned} R_D &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\ U_D &= 26,7512 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

6. Menentukan luas perpindahan panas

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{UD \times \Delta T_{LMTD}} \\ &= \frac{205654109,8840}{26,7512 \times 97} \\ &= 795,9533 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

7. Menentukan panjang lilitan coil

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{a^n} \\ &= \frac{795,9533}{2,8140} \\ &= 282,8548 \text{ ft} \end{aligned}$$

8. Menentukan jumlah lilitan coil

$$\begin{aligned} n_c &= \frac{L}{\mu \times d_c} \\ \text{asumsi } d_c &= 18 \text{ ft} \\ n_c &= \frac{282,8548}{1,4293 \times 18} \\ &= 10,99 \text{ buah} \approx 11 \text{ buah} \end{aligned}$$

9. Menentukan tinggi lilitan coil

$$\begin{aligned} \text{Asumsi: Jarak antara 2 lilitan coil} &= 3 \text{ in} \\ L_c &= (n_c - 1)((h_c + d_o) + d_o) \\ &= 245,00 \text{ in} = 20,42 \text{ ft} \end{aligned}$$

18. Perhitungan Sparger**Dasar Perancangan:**

$$\begin{aligned}
 \text{Rate gas} &= 706563,0211 \text{ kg/jam} = 1557688,8363 \text{ lb/jam} \\
 \text{Densitas umpan} &= 0,0969 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Suhu} &= 662 \text{ }^\circ\text{F} \\
 \text{P gas} &= 40,4140 \text{ psia} = 25,7180 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Perhitungan:**Menghitung luas area sparger**

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{1557688,8363 \text{ lb/jam}}{0,0969 \text{ lb/ft}^3} = 16080963,56 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 268016,0593 \text{ ft}^3/\text{menit}
 \end{aligned}$$

$$\text{FPM} = 150$$

, dari tabel didapatkan velocity gas keluar (FPM)

$$\text{ACFM} = \text{Rate volumetri k gas} \times \frac{14,7}{(14,7 + P)} \times \frac{(460 + T)}{520}$$

$$\text{ACFM} = 154212,3172 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$\text{Luas area sparger (A)} = \frac{\text{ACFM}}{\text{FPM}} = 1028,0821 \text{ ft}^2$$

(www.Mott Corporation.com-sparger design guide)

$$A = 1/4 \pi D^2$$

$$1028,0821 = 0,785 D^2$$

$$D^2 = 261,9317 \text{ ft}^2$$

$$D = 16,1843 \text{ ft} = 194,2117 \text{ in}$$

Trial jarak lubang agar harga At perhitungan sama dengan harga trial

$$\text{Jarak antar lubang } P_T = 5 \text{ in}$$

$$\text{Luas satu segitiga} = 1/2(P_T \times \sin 60) \times P_T$$

$$= 10,825$$

Luas lubang sparger

$$\text{Luas lubang sparger (A)} = \frac{1028,0821}{540000} = 0,0019 \text{ ft}^2$$

$$A = 1/4 \pi D^2$$

$$0,0019 = 0,785 D^2$$

$$D^2 = 0,0024 \text{ ft}^2$$

$$D = 0,0492 \quad \text{ft} = 0,5910 \quad \text{in}$$

Menentukan jumlah lubang

$$\begin{aligned} \text{Jumlah lubang} &= \frac{1028,0821}{10,8250} \\ &= 94,9729 \quad \approx \quad 95 \quad \text{buah} \end{aligned}$$

19. Perhitungan nozzle

Perencanaan:

- a. Nozzle pada tutup standart dished
 - Nozzle untuk pengeluaran produk
- b. Nozzle pada badan reaktor
 - Nozzle untuk pemasukan naftalena
 - Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran pendingin molten salt
- c. Nozzle pada tutup bawah reaktor
 - Nozzle untuk pemasukan udara

Perhitungan:

- a. Nozzle untuk pengeluaran produk

$$\text{Rate umpan keluar} = 721550,7216 \quad \text{kg/jam} = 1590730,72 \quad \text{lb/jam}$$

$$\text{Densitas umpan} = 0,0017 \quad \text{g/cm}^3 = 0,1059 \quad \text{lb/ft}^3$$

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

$$= \frac{1590730,7208}{0,1059}$$

$$= 15019552,6800 \quad \text{ft}^3/\text{jam}$$

$$= 4172,0980 \quad \text{ft}^3/\text{s}$$

dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\begin{aligned} \text{ID optimal} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 4172,0980^{0,45} \times 0,1059^{0,13} \\ &= 10,3344 \quad \text{in} \\ &= 0,8612 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

dari Kern tabel 11 halaman 844 maka dipilih pipa dengan ukuran:

- Ukuran pipa = 12 in sch 30
- OD = 12,7500 in
- ID = 12,0900 in
- A = 115,00 in²

- b. Nozzle untuk pemasukan naftalena

$$\text{Rate umpan keluar} = 14987,7004 \quad \text{kg/jam} = 33041,8844 \quad \text{lb/jam}$$

$$\text{Densitas umpan} = 0,0069 \text{ g/cm}^3 = 0,4313 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{Rate umpan keluar}}{\text{Densitas umpan}} \\ &= \frac{33041,8844}{0,4313} \\ &= 76612,6127 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 21,2813 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\begin{aligned} \text{ID optimal} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 21,2813^{0,45} \times 0,4313^{0,13} \\ &= 1,1535 \text{ in} \\ &= 0,0961 \text{ ft} \end{aligned}$$

dari Kern tabel 11 halaman 844 maka dipilih pipa dengan ukuran:

- Ukuran pipa = 1 1/4 sch 80
- OD = 1,6600 in
- ID = 1,2780 in
- A = 1,28000 in²

c. Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran pendingin molten salt

$$\text{Rate umpan} = 4084,8779 \text{ kg/jam} = 9005,5218 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas umpan} = 1,9790 \text{ g/cm}^3 = 123,5520 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{Rate umpan}}{\text{Densitas umpan}} \\ &= \frac{9005,5218}{123,5520} \\ &= 72,8885 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0202 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\begin{aligned} \text{ID optimal} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0202^{0,45} \times 123,5520^{0,13} \\ &= 0,1051 \text{ in} \\ &= 0,0088 \text{ ft} \end{aligned}$$

dari Kern tabel 11 halaman 844 maka dipilih pipa dengan ukuran:

- Ukuran pipa = 1/2 sch 80
- OD = 0,8400 in
- ID = 0,5460 in
- A = 0,2350 in²

d. Nozzle untuk pemasukan udara

$$\text{Rate umpan keluar} = 706563,0211 \text{ kg/jam} = 1557688,84 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas umpan} = 0,0016 \text{ g/cm}^3 = 0,0969 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{Rate umpan keluar}}{\text{Densitas umpan}} \\ &= \frac{1557688,8363}{0,0969} \\ &= 16080963,5595 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 4466,9343 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\begin{aligned} \text{ID optimal} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 4466,9343^{0,45} \times 0,0969^{0,13} \\ &= 10,5339 \text{ in} \\ &= 0,8778 \text{ ft} \end{aligned}$$

dari Kern tabel 11 halaman 844 maka dipilih pipa dengan ukuran:

- Ukuran pipa = 12 in sch 30
- OD = 12,7500 in
- ID = 12,0900 in
- A = 115,00 in²

e. Nozzle untuk manhole

Lubang manhole berdasarkan standart yang ada yaitu: 20 in

(Brownell and Young item 3 dan 4 halaman 351)

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

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

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

- Nozzle A : Nozzle untuk pengeluaran produk
- Nozzle B : Nozzle untuk pemasukan naftalena
- Nozzle C : Nozzle untuk pemasukan pendingin molten salt
- Nozzle D : Nozzle untuk pengeluaran pendingin molten salt

- Nozzle E : Nozzle untuk pemasukan udara
- Nozzle F : Nozzle untuk man hole
- NPS : ukuran pipa nominal, in
- A : Diameter luar flange, in
- T : Ketebalan minimum flange, in
- R : diameter luar bagian yang menonjol, in
- E : Diameter hubungana atas, in
- K : Diameter hubungan pada titik pengelasan, in
- L : panjang julakan, in
- B : diameter dalam flange, in



Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	12	19	1 1/4	15	14 3/8	12,75	4 1/2	12,00
B	1 1/4	4 5/8	5/8	2 1/2	2 1/3	1,66	2 1/4	1,38
C	1/2	3 1/2	4/9	1 3/8	1 1/5	0,84	1 7/8	0,62
D	1/2	3 1/2	4/9	1 3/8	1 1/5	0,84	1 7/8	0,62
E	12	19	1 1/4	15	14 3/8	12,75	4 1/2	12,00
F	20	27 1/2	1 2/3	23	22	20,00	5 3/4	19,25

20. Sambungan Tutup (Head) dengan Dinding Reaktor

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

1. Gasket

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

Bahan konstruksi : Solid flat metal

Gasket factor (m) : 6,5

Min design seating stress (y) : 26000 psia

2. Bolting

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

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 193 Grade B8c type 347

Tensile strength minimum : 75000 psia

Allowable stress (f) : 11838

3. Flange

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

Bahan komstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316

Tensile strength minimum : 75000 psia

Allowable stress (f) : 17038

Type flange : Ring flange loose type

20.1. Perhitungan Lebar Gasket

Dari Brownell & Young, persamaan 12.2 hal. 226 :

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

Dimana :

- d_o = diameter luar gasket
- d_i = diameter dalam gasket
- y = yield stress = 26000 psia
- p = internal pressur = 40,4140 psia
- m = gasket factor = 6,5

Diketahui d_i gasket = d_i shell = 239,3750 in = 19,9477 ft

Maka didapatkan :

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

$$d_o = 1,00079 \times 19,9477$$

$$d_o = 19,9634 \text{ ft} = 239,5607 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar gasket minimum} &= \frac{d_o - d_i}{2} \\ &= \frac{239,5607 - 239,3750}{2} \\ &= 0,0929 \approx 0,0929 \end{aligned}$$

$$\text{Diambil gasket (n)} = 0,0929 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{D rata-rata gasket (G)} &= d_o + n \\ &= 239,5607 \text{ in} + 0,0929 \text{ in} \\ &= 239,6536 \text{ in} = 19,9709 \text{ ft} \end{aligned}$$

20.2. Perhitungan Jumlah dan Ukuran Baut (Bolting)

- *Perhitungan beban baut*

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

Beban gasket supaya tidak bocor (H_y)

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

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

Lebar setting gasket bawah:

$$\begin{aligned} b_o &= n/2 \\ &= 0,0464 \end{aligned}$$

- Sehingga didapatkan H_y :

$$\begin{aligned} H_y = W_m &= 3,14 \times 0,0464 \times 239,6536 \times 26000 \\ H_y &= 909278,1822 \text{ lb} \end{aligned}$$

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

Beban baut agar tidak bocor (H_p)

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

$$H_p = 2 \times 3,14 \times 0,0464 \times 239,6536 \times 6,5 \times 40,414$$

$$H_p = 18373,7842 \text{ lb}$$

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

Beban karena tekanan dalam (H)

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

$$H = 0,79 \times 239,6536^2 \times 40,4140$$

$$H = 1823746,0577 \text{ lb}$$

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

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

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

$$= 1823746,0577 \text{ lb} + 18373,7842 \text{ lb}$$

$$= 1842119,8419 \text{ lb}$$

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

- *Perhitungan luas minimum bolting area*

Dari Brownell & Young, persamaan 12.93 hal. 240 :

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

$$= \frac{1842119,8419}{11838}$$

$$= 155,6107 \text{ in}^2 = 1,0806 \text{ ft}^2$$

- *Perhitungan Bolting Optimum*

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal. 188 :

- Ukuran baut = 2 1/2 in

- Root area = 3,715 in²

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

$$= \frac{155,6107}{3,715}$$

$$= 41,8871 \approx 42 \text{ buah}$$

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

- Bolt spacing = 5 1/4 in

- Minimum radial distance (R) = 3 1/16 in

- Edge distance (E) = 2 3/8 in

- Bolting circle diameter (C) :

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

- Dimana :

- di shell = 239,3750 in

- g_o = tebal shell (ts)

$$= 5/16$$

- Maka bolting circle diameter (C) :

$$\begin{aligned} C &= 239,3750 + 2 \left[(1,415 \times 5/16) + 3,06 \right] \\ &= 246,3844 \text{ in} \end{aligned}$$

- Diameter luar flange

$$\begin{aligned} OD &= C + 2 E \\ &= 246,3844 + 2 \times 2 \frac{3}{8} \\ &= 251,1344 \text{ in} \end{aligned}$$

Check lebar gasket

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

$$A_b \text{ actual} = 42 \times 3,715 \text{ in}^2$$

$$A_b \text{ actual} = 156,0300 \text{ in}^2$$

Lebar gasket minimum

$$\begin{aligned} L &= A_b \text{ actual} \times \frac{f}{2 \times \pi \times y \times G} \\ &= 156,0300 \times \frac{11838}{2 \times 3,14 \times 26000 \times 239,6536} \\ &= 0,04716 \text{ in} \end{aligned}$$

Karena $L < n = 0,0929 \text{ in}$, jadi perhitungan bolting optimum memenuhi.

▪ Perhitungan Moment

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

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

$$\begin{aligned} W &= \left(\frac{155,6107 + 156,0300}{2} \right) 11838 \\ &= 1844601,4910 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jarak radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt circle :

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

$$\begin{aligned} h_G &= \frac{246,3844 - 239,6536}{2} \\ &= 3,3654 \text{ in} \end{aligned}$$

- Moment flange (M_a) :

Dari Brownell & Young, halaman 243 :

$$M_a = W \times h_G$$

$$M_a = 1844601,4910 \times 3,3654$$

$$M_a = 6207807,6865 \text{ lb.in}$$

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

Dalam kondisi operasi :

$$W = W_{ml} = 1842119,8419 \text{ lb}$$

- Hidrastic and force pada daerah dalam flange (HD)

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

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

Dimana :

- B = do shell reaktor = 240 in
- p = tekanan operasi = 14,696 lb/in²

Maka :

$$H_D = 0,785 \times 240^2 \times 14,696$$

$$H_D = 664494,336 \text{ lb}$$

- Jarak radial bolt circle pada aksi (hD)

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

$$\begin{aligned} h_D &= \frac{C - B}{2} \\ &= \frac{246,3844 - 240}{2} = 3,1922 \text{ in} \end{aligned}$$

- Moment M_D

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

$$\begin{aligned} M_D &= H_D \times h_D \\ &= 664494,3360 \times 3,1922 \\ M_D &= 2121190,5132 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} H_G &= W - H \\ &= 1842119,8419 - 1823746,0577 \\ &= 18373,7842 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Moment M_G

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

$$\begin{aligned} M_G &= H_G \times h_G \\ &= 18373,7842 \times 3,3654 \\ &= 61834,9923 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} H_T &= H - H_D \\ &= 1823746,0577 - 664494,3360 \\ &= 1159251,7217 \text{ lb} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} h_T &= \frac{h_D + h_G}{2} \\ &= \frac{3,1922 + 3,3654}{2} \\ &= 3,27879 \text{ in} \end{aligned}$$

- Moment MT

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

$$M_T = H_T \times h_T$$

$$= 1159251,7217 \times 3,27879$$

$$M_T = 3800942,8468 \text{ lb.in}$$

Moment total pada keadaan operasi (Mo) :

$$M_o = M_D + M_G + M_T$$

$$= 2121190,5132 + 61834,9923 + 3800942,847 \text{ lb.in}$$

$$= 5983968,3523 \text{ lb.in}$$

$$\text{Karena } M_a > M_o, \text{ maka } m_{\max} = M_a = 6207807,6865 \text{ lb.in}$$

20.3. Perhitungan Tebal Flange

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

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

Sehingga didapatkan rumus :

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

$$k = A/B$$

Dimana :

- A = diameter luar flange = 251,1344 in
- B = diameter dalam flange = 246,3844 in
- f = stress yang diijinkan untuk bahan flange = 17038 psia

Maka :

$$k = A/B = 1,01928$$

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

- Y = 96
- M = 6207807,6865 lb.in

Sehingga tebal flange :

$$t = \sqrt{\frac{96 \times 6207807,6865}{17038 \times 246,3844}}$$

$$t = 11,9149 \text{ in}$$

Kesimpulan Perancangan :

1. Flange

Bahan konstruksi	: High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
Tensile strength minimum	: 75000 psia
Allowable stress (f)	: 17038
Tebal flange	: 11,9149 in
Diameter dalam (Di)	: 246,3844 in
Diameter luar (Do)	: 251,1344 in
Type flange	: Ring flange loose type

2. Bolting

Bahan konstruksi	: High Alloy Steel SA 193 Grade B8c type 347
Tensile strength minimum	: 75000 psia
Ukuran baut	: 2 1/2 in
Jumlah baut	: 42 buah
Allowable stress (f)	: 11838

3. Gasket

Bahan konstruksi	: Solid flat metal
Gasket factor (m)	: 6,5
Min design seating stress (y)	: 26000 psia
Tebal gasket (n)	: 0,0929 in

21. Perhitungan Sistem Penyangga Reaktor

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

- Berat shell reaktor
- Berat tutup atas standart dishead
- Berat tutup bawah reaktor
- Berat coil pendingin
- Berat attachment

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

Rumus :

$$W_s = \pi/4 (d_o^2 - d_i^2) H \cdot \rho \quad (\text{Hesse, pers. 4-16 hal. 92})$$

Dimana :

- W_s	=	berat shell reaktor, lb		
- d_o	=	diameter luar shell	= 240 in	= 20 ft
- d_i	=	diameter dalam shell	= 239,3750 in	= 19,9477 ft
- H	=	tinggi shell reaktor (Lr)	= 623,8577 in	= 51,9876 ft
- ρ	=	densitas dari bahan konstruksi	= 112,374	lb/ft ³

Berat shell reaktor :

$$\begin{aligned} W &= 3,14/4 \times (20^2 - 19,9477^2) \times 167,6363 \times 112,374 \\ &= 9550,2436 \text{ lb} \\ &= 4331,9621 \text{ kg} \end{aligned}$$

b. Berat tutup atas standart dishead

Rumus :

$$\begin{aligned} W_d &= A \cdot t \cdot \rho \\ A &= 6,28 \cdot L \cdot h \end{aligned} \quad (\text{Hesse, pers. 4-16 hal. 92})$$

Dimana :

- W_d = berat tutup atas reaktor, lb
- A = luas tutup atas standart dishead, ft²
- t = tebal tutup atas (tha) = 8/16 in = 0,0417 ft
- ρ = ρ bahan konstruksi = 489 lb/ft³
- L = crown radius (r) = 239,3750 in = 19,9477 ft
- h = tinggi tutup atas reaktor (ha) = 40,4544 in = 3,3712 ft

Luas tutup atas :

$$A = 6,28 \times 239,3750 \times 40,4544$$

$$= 60814,0506 \text{ in}^2 = 422,311214 \text{ ft}^2$$

Berat tutup atas :

$$W_d = 422,3112 \times 0,0417 \times 489$$

$$W_d = 8604,5036 \text{ lb} = 3902,97721 \text{ kg}$$

c. Berat tutup bawah conical

Rumus :

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

$$A = 0,785 (D + m) \sqrt{4h^2 + (D - m)^2} + 0,78 d^2$$

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

Dimana :

- W_d = berat tutup bawah reaktor, lb
- A = luas tutup bawah conical, ft²
- t = tebal tutup bawah (thb) = 7/16 in = 0,0365 ft
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³
- D = diameter dalam silinder = 239,3750 in = 19,9477 ft
- h = tinggi tutup bawah reaktor = 239,3750 in = 19,9479 ft
- m = flat spot diameter = $\frac{1}{2} D$ = $\frac{1}{2} 239,3750$ = 119,6875 in = 9,9739 ft

Luas tutup bawah :

$$A = 0,785 \times (19,9477 + 9,9739) \times \sqrt{4 \times 19,9479^2 + (19,9477 - 9,9739)^2} + 0,78 \times (19,9477^2)$$

$$A = 1250,3929 \text{ ft}^2 = 180060,2315 \text{ in}^2$$

Berat tutup bawah :

$$W_d = 1250,3929 \times 0,0365 \times 489$$

$$W_d = 22291,9338 \text{ lb} = 10111,5548 \text{ kg}$$

d. Berat coil pendingin

Berat coil pendingin

$$W_{\text{coil}} = (\pi/4) \times (d_o^2 - d_i^2) \times T_i \times \rho$$

Dimana :

$$W_{\text{coil}} = \text{berat coil pendingin, lb}$$

$$d_o = \text{diameter luar coil} = 10,750 \text{ in} = 0,8958 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 d_i &= \text{diameter dalam coil} &= 9,750 \text{ in} &= 0,8125 \text{ ft} \\
 T &= \text{Tinggi coil} &= 20,4165 \text{ ft} \\
 \rho &= \text{densitas bahan konstruksi} &= 489 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

Berat coil :

$$\begin{aligned}
 W_{\text{coil}} &= (\pi/4) \times [(0,1983)^2 - (0,1722)^2] \text{ ft}^2 \times (52,9528 \text{ ft}) \times (489 \text{ lb/ft}^3) \\
 &= 1116,6999 \text{ lb} \\
 &= 506,5318 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Berat molten salt

$$\begin{aligned}
 V_{\text{ms}} \times \rho_{\text{ms}} &= 0,0127 \text{ ft}^3 \times 123,5520 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 1,5633 \text{ lb} \\
 &= 0,7091 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Jadi

$$\begin{aligned}
 W_{\text{coil} + \text{molten salt}} &= 506,5318 \text{ kg} + 0,7091 \text{ kg} \\
 &= 507,2409 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

e. *Berat Attachment*

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

Dari Brownell & Young, hal. 157 :

$$W_a = 18\% W_s$$

Dimana :

- W_a = berat attachment, lb
- W_s = berat shell reaktor = 9550,2436 lb = 4331,9621 kg

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 W_a &= (0,18) \times (2874,1282) \\
 &= 779,7532 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Berat Total Reaktor

Bagian	Berat (kg)
W_{shell}	4331,9621
$W_{\text{tutup atas}}$	3902,9772
$W_{\text{tutup bawah}}$	10111,5548
$W_{\text{coil pendingin}}$	507,2409
$W_{\text{attachment}}$	779,7532
W_{total}	19633,4882

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

$$\begin{aligned}
 &= 1,1 \times 19633,4882 \\
 &= 21596,8370 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

22. Perhitungan Kolom Penyangga Reaktor (Leg)

Perencanaan :

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

Dasar Perhitungan :

a. *Beban tiap kolom*

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

$$P = \frac{4 \cdot P_w \cdot (H - L) + \Sigma W}{n \cdot d_{bc}} \cdot \frac{1}{n}$$

Dimana :

P = beban tiap kolom, lb

P_w = total beban permukaan karena angin, lb

H = tinggi vessel dari pondasi, ft

L = jarak antara vessel dengan dasar pondasi, ft

D_{bc} = diameter anchor bolt circle, ft

n = jumlah support

ΣW = berat total, lb

P = beban kompresi total maksimum untuk tiap leg, lb

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

Maka berlaku rumus :

$$P_w = 0$$

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

$$P = \frac{21596,8370}{4} = 5399,20925 \text{ kg} = 11903,0967 \text{ lb}$$

Direncanakan :

- Jarak kolom penyangga dari tanah (L) = 5 ft
 - Tinggi reaktor (H) = 939,6779 in = 78,3065 ft
 - Panjang penyangga = $\frac{1}{2} (H + L)$
= $\frac{1}{2} (75,3065 + 10)$ ft
= 41,653 ft = 499,839 in
- Jadi panjang penyangga (leg) = 41,653 ft = 499,839 in

b. *Trial ukuran I beam*

Trial ukuran I beam 7" ukuran 7 x 3 5/8 dengan pemasangan memakai beban eksentrik (terhadap sumbu).

Dari Brownell & Young, App. G-2 hal. 355, didapatkan :

- Nominal size = 7 in
- Berat = 15,3 lbs
- Area of section (A_y) = 4,43 in²

- Depth of beam (h) = 7 in
- a = 1,5 in
- Width of flange (b) = 3,660 in
- I = 36,2 in⁴
- Axis (r) = 2,86 in

Analisa terhadap sumbu Y-Y

Dengan :

- $l/r = 499,8389 / 2,86$
- $l/r = 174,7689$

Karena $l/r = 60 - 200$, maka :

$$\begin{aligned}
 - f_c &= \frac{18000}{1 + \frac{l^2}{18000 \cdot r^2}} & f_c &= \frac{18.000}{1 + \frac{l^2}{18.000 r^2}} \\
 &= \frac{18000}{1 + \frac{1035,8177^2}{18000 \cdot 4,07^2}} \\
 &= 6674,3360 \text{ psia} \\
 - f_{\text{eksentrik}} &= \frac{P \times (a + 1/2 b)}{I_{1-1} / 1/2 b} \\
 &= \frac{11903,0967 \times (1,5 + 1,83)}{36,2 / 1,83} \\
 &= 2003,7647 \\
 - A &= \frac{P}{f_c - f_{\text{eksentrik}}} \\
 &= \frac{11903,0967}{4670,5713} \\
 &= 2,55 \text{ in}^2 < 4,43 \text{ in}^2 \text{ (memadai)}
 \end{aligned}$$

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

Kesimpulan perancangan penyangga (leg) :

- Ukuran I beam = 7 x 3 5/8 in
- Berat = 15,3 lbs
- Jumlah penyangga = 4 buah
- Peletakan beban dengan beban eksentrik.

23. Base Plate

Perencanaan :

- Dibuat base plate dengan toleransi panjang adalah 5 % dan toleransi lebar 20 %. (Hesse, hal. 163)
- Digunakan besi cor sebagai bahan konstruksi dari base plate.

Dasar Perhitungan :**a. Luas base plate**

Rumus :

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

Dimana :

- A_{bp} = luas base plate, in²
- P = beban dari tiap-tiap base plate = 11903,0967 lb
- f_{bp} = stress yang diterima oleh pondasi bearing capacity yang terbuat dari beton
= 600 lb/in²

Sehingga :

$$A_{bp} = \frac{11903,0967}{600}$$

$$= 19,8385 \text{ in}^2$$

b. Panjang dan lebar base plate

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

Dimana :

- A_{bp} = luas base plate
= 19,8385 in²
- p = panjang base plate, in
= $2m + 0,95h$
- l = lebar base plate, in
= $2n + 0,8b$

Diasumsikan $m = n$

(Hesse, hal. 163)

$$b = 3,660 \text{ in}$$

$$h = 7 \text{ in}$$

Maka :

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

$$19,8385 = [2m + (0,95 \times 7)] \times [2n + (0,8 \times 3,660)]$$

$$19,8385 = (2m + 6,65) \times (2m + 2,928)$$

$$19,8385 = 4m^2 + 19,1560 m + 19,4712$$

$$0 = 4m^2 + 19,1560 m - 0,3673$$

Dengan menggunakan rumus abc, didapatkan :

$$m_1 = -4,8081$$

$$m_2 = 0,0191$$

dipilih m yang terbesar yaitu 0,0191

Sehingga :

- Panjang base plate (p) = $2m + 0,95h$
= $(2 \times 0,0191) + (0,95 \times 7)$

$$\begin{aligned}
 &= 6,6882 \text{ in} \approx 7 \text{ in} \\
 - \text{ Lebar base plate (l)} &= 2n + 0,8b \\
 &= (2 \times 0,0191) + (0,8 \times 3,660) \\
 &= 2,9662 \text{ in} \approx 3 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan didapatkan panjang base plate 7 in dan lebar base plate 4 in, maka ditetapkan ukuran base plate yang digunakan adalah 7 x 3 in dengan luas (A) = 21 in².

c. Peninjauan terhadap bearing capacity (f)

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

Dengan :

- f = bearing capacity, lb/in²
- P = beban tiap kolom = 11903,0967 lb
- A = luas base plate = 21 in²

Maka :

$$\begin{aligned}
 f &= \frac{11903,0967}{21} \\
 &= 566,8141 \text{ lb/in}^2 < 600 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

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

d. Peninjauan terhadap harga m dan n

- Panjang base plate (p)
 - p = 2m + 0,95h
 - 7 = 2m + (0,95 x 7)
 - m = 0,1750
- Lebar base plate (l)
 - l = 2n + 0,8b
 - 3 = 2n + (0,8 x 3,660)
 - n = 0,0360

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

e. Tebal base plate

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

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

Dengan :

- t = tebal base plate, in
- f = actual unit pressure yang terjadi pada base plate = 566,81 psi
- n = 0,1750 in

Tebal base plate

$$\begin{aligned}
 t &= \sqrt{0,00015 \cdot 566,8141 \cdot (0,1750)^2} \\
 &= 0,051 \text{ in} \approx 1 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Jadi digunakan tebal base plate 1 in

f. Ukuran baut

Beban tiap baut :

$$\begin{aligned}
 P_{\text{baut}} &= \frac{P}{n_{\text{baut}}} \\
 &= \frac{11903,0967}{4} \\
 &= 2975,7742 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

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

Dimana f_{baut} = stress tiap baut max
 = 12000 lb/in²

$$A_{\text{baut}} = \frac{2975,7742}{12000}$$

$$A_{\text{baut}} = 0,24798 \text{ in}^2$$

$$d \text{ baut} = 0,5618 \text{ in}$$

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

$$\text{ukuran baut (d)} = 3/4 \text{ in}$$

$$\text{Root area (A)} = 0,302 \text{ in}^2$$

24. Perhitungan Lug dan Gusset**Dasar Perhitungan :**

Dari gambar 10.6, hal 191, Brownell diperoleh :

a. Lebar Lug

$$\begin{aligned}
 A &= \text{lebar lug} &&= \text{ukuran baut} + 9 \text{ in} \\
 &&&= 3/4 + 9 \text{ in} \\
 &&&= 9,7500 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= \text{jarak antar gusset} &&= \text{ukuran baut} + 8 \text{ in} \\
 &&&= 3/4 + 8 \text{ in} \\
 &&&= 8,7500 \text{ in}
 \end{aligned}$$

b. Lebar Gusset

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar gusset (l)} &= 2 (\text{lebar kolom} - 0,5 \text{ ukuran baut}) \\
 &= 2 \times (3 - 3/8) \\
 &= 5,2500 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar lug atas (a)} &= 0,5 (\text{panjang kolom} - \text{ukuran baut}) \\
 &= 0,5 \times (7 - 3/8) \\
 &= 3,3125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Perbandingan tebal base plate} = \frac{b}{l}$$

(Brownell & Young Hal 193)

$$= \frac{8,7500}{5,2500} = 1,6667 \text{ in}$$

Dari tabel 10.6, hal 192, Brownell didapat $\gamma_1 = 0,3828$

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

$$= 0,5 \times 3/8$$

(Brownell & Young Hal 188)

$$= 0,1875 \text{ in}$$

c. Tebal Plate Horizontal (Lug)

Menentukan maksimum bending moment sepanjang sumbu radial

Dari persamaan 10.40, hal 192, Brownell :

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

Dimana :

$$P = \text{beban tiap baut} = 11903,0967 \text{ lb}$$

$$\mu = \text{posson's ratio} = 0,33 \text{ untuk steel}$$

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

$$e^1 = \text{nut dimension} = 0,375 \text{ in}$$

$$\gamma = 0,3828$$

Jadi :

$$M_y = \frac{11903,0967}{4\pi} \left[(1 + 0,3) \times \ln \frac{2 \times 7}{\pi \times 1,438} + (1 - 0,3828) \right]$$

$$= 1290,3044 \text{ lb}$$

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

$$thp = \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f}}$$

$$= 0,6741 \text{ in}$$

Maka digunakan plate dengan tebal = 0,6741 in

d. Tebal Plate Vertikal (Gusset)

Dari pers 10.47 hal 194, diperoleh tebal

$$\text{gusset min} = \frac{3}{8} \times thp$$

$$= \frac{3}{8} \times 0,6741$$

$$= 0,2528 \text{ in}$$

e. Tinggi Gusset

$$hg = A + \text{ukuran baut}$$

$$= 9,7500 + 3/4$$

$$= 10,5000 \text{ in}$$

f. Tinggi Lug

$$\text{Tinggi Lug} = hg + 2 thp$$

$$= 10,5000 + 2 \times 0,6741$$

$$= 11,8482 \text{ in}$$

g. Kesimpulan perencanaan lug dan gusset :

« Lug

- Lebar = 9,7500 in

- Tebal = 0,6741 in

- Tinggi = 11,8482 in

« Gusset

- Lebar = 5,2500 in

- Tebal = 0,2528 in

- Tinggi = 10,5000 in

25. Perhitungan Pondasi

Perencanaan :

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

Dasar Perhitungan :

a. Berat total reaktor

$$W = 21596,8370 \text{ lb} = 9796,2610 \text{ kg}$$

b. Beban yang harus ditanggung tiap kolom

Rumus :

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

Dimana :

- p = panjang base plate = 7 in = 0,5833 ft

- l = lebar base plate = 3 in = 0,2500 ft

- t = tebal base plate = 1 in = 0,0833 ft

- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³

Beban yang ditanggung tiap kolom :

$$W_{bp} = (0,5833 \text{ ft}) \times (0,2500 \text{ ft}) \times (0,0833 \text{ ft}) \times (489 \text{ lb/ft}^3)$$

$$= 5,9425 \text{ lb}$$

c. Beban tiap penyangga

Rumus :

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

Dimana :

- L = tinggi kolom = 41,653 ft
- A = luas kolom I beam = 4,43 in² = 0,0308 ft²
- F = faktor koreksi = 3,4
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³

Beban tiap penyangga :

$$W_p = (14,451 \text{ ft} \times 0,0192 \text{ ft}^2 \times (3,4) \times (489 \text{ lb/ft}^3)) \\ = 2130,4386 \text{ lb}$$

d. Beban total

$$W_{\text{total}} = W + W_{bp} + W_p \\ = 23733,2182 \text{ lb}$$

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

- Luas atas = 100 x 100 in
- Luas bawah = 150 x 150 in
- Tinggi = 200 in
- Luas permukaan tanah rata-rata :

$$A = 150 \times 150 = 22500 \text{ in}^2$$

Volume pondasi :

$$V = A \times t \\ = (22500 \text{ in}^2) \times (200 \text{ in}) \\ = 4500000 \text{ in}^3 = 73,7422 \text{ ft}^3$$

- Berat pondasi :

$$W = V \times \rho$$

Dimana :

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

Maka :

$$W = (73,7422 \text{ ft}^3) \times (144 \text{ lb/ft}^3) \\ = 10618,8812 \text{ lb} \\ = 4816,6929 \text{ kg}$$

- Tekanan tanah :

Pondasi didirikan diatas semen sand dan gravel, dengan :

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

Kemampuan tekanan tanah sebesar :

$$P = 5 \text{ ton/ft}^2 \times \frac{2240 \text{ lb} \times 1 \text{ ft}}{1 \text{ ton} \times 144 \text{ in}^2} \\ = 77,7778 \text{ lb/in}^2$$

Tekanan pada tanah :

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

Dimana :

- W = berat beban total + berat pondasi
- A = luas bawah pondasi = (150 x 150) in² = 22500 in²

Sehingga :

$$P = \frac{10618,8812 + 23733,2182}{22500}$$

$$P = 1,5268 \text{ lb/in}^2 < 77,7778 \text{ lb/in}^2$$

Karena tekanan yang diberikan tanah lebih kecil daripada kemampuan tanah menahan pondasi, maka pondasi dengan ukuran (100 x 100) in untuk luas atas dan (150 x 150) in untuk luas bawah dengan tinggi pondasi 200 in dapat digunakan.

Dimensi Peralatan :

1. Dimensi tangki :

- Bahan konstruksi = High Alloy SA 240 Grade M tipe 316
- Do (diameter luar) = 240,0000 in
- Di (diameter dalam) = 239,3750 in
- ts (tebal silinder) = 5/16 in
- Lr (tinggi silinder) = 623,8577 in
- tha (tebal tutup atas) = 8/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 40,4544 in
- thb (tebal tutup bawah) = 7/16 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 239,3750 in
- Tinggi reaktor = 939,6779 in
- Jumlah = 1 buah

2. Nozzle untuk pemasukan umpan naftalena

- Type = Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS) = 1 1/4 in
- Diameter luar flange (A) = 4 5/8 in
- Ketebalan flange minimum (T) = 10/16 in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = 2 1/2 in
- Diameter hubungan atas (E) = 2 5/16 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 1,66 in
- Panjang julakan (L) = 2 1/4 in
- Diameter dalam flange (B) = 1,38 in

3. Nozzle untuk pemasukan umpan udara

- Type	=	Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS)	=	12,00 in
- Diameter luar flange (A)	=	19 in
- Ketebalan flange minimum (T)	=	1 1/4 in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R)	=	15 in
- Diameter hubungan atas (E)	=	14 3/8 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K)	=	12,75 in
- Panjang julakan (L)	=	4,50 in
- Diameter dalam flange (B)	=	12,00 in



4. Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran molten salt

- Type	=	Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS)	=	1/2 in
- Diameter luar flange (A)	=	3 1/2 in
- Ketebalan flange minimum (T)	=	4/9 in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R)	=	1 3/8 in
- Diameter hubungan atas (E)	=	1 1/5 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K)	=	0,84 in
- Panjang julakan (L)	=	1 7/8 in
- Diameter dalam flange (B)	=	0,62 in

5. Nozzle untuk pengeluaran produk

- Type	=	Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS)	=	12 in
- Diameter luar flange (A)	=	19 in
- Ketebalan flange minimum (T)	=	1 1/4 in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R)	=	15 in
- Diameter hubungan atas (E)	=	14 3/8 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K)	=	12,75 in
- Panjang julakan (L)	=	4,50 in
- Diameter dalam flange (B)	=	12,00 in

6. Nozzle untuk Man Hole

- Type	=	Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS)	=	20 in
- Diameter luar flange (A)	=	27 1/2 in
- Ketebalan flange minimum (T)	=	1 11/16 in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R)	=	23 in
- Diameter hubungan atas (E)	=	22 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K)	=	20 in
- Panjang julakan (L)	=	5 11/15 in
- Diameter dalam flange (B)	=	19,25 in

7. Flange

- Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
- Tensile strength minimum = 75000 psia
- Allowable stress (f) = 17038
- Tebal flange = 11,9149 in
- Diameter dalam (Di) flange = 246,3844 in
- Diameter luar (Do) flange = 251,1344 in
- Type flange = Ring flange loose type

8. Bolting

- Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 193 Grade B8c type 347
- Tensile strength minimum = 75000 psia
- Ukuran baut = 2,5 in
- Jumlah baut = 42 buah
- Allowable stress (f) = 11838

9. Gasket

- Bahan gasket = Solid flat metal
- Lebar (L) = 0,04716 in
- Tebal gasket (n) = 0,09286 in
- Gasket faktor (m) = 6,5
- Diameter rata-rata (G) = 239,6536 in

10. Sistem Penyangga

- Jenis = Kolom I beam
- Jumlah = 4 buah
- Panjang (L) = 499,8389 in
- Ukuran I beam = 7 x 3 5/8 in²
- Area of section (Ay) = 4,43 in²
- Depth of beam (h) = 7 in
- Width of flange (b) = 3,66 in
- Axis (r) = 2,86 in

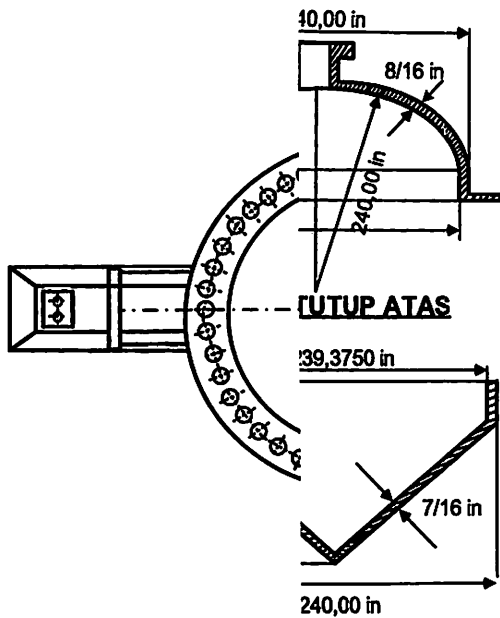
11. Base Plate

- Panjang (p) = 7 in
- Lebar (l) = 3 in
- Tebal (t) = 1 in
- Ukuran baut = 3/4 in
- Jumlah baut = 4 buah
- Bahan = Cast iron

12. Lug

- Lebar = 9,7500 in

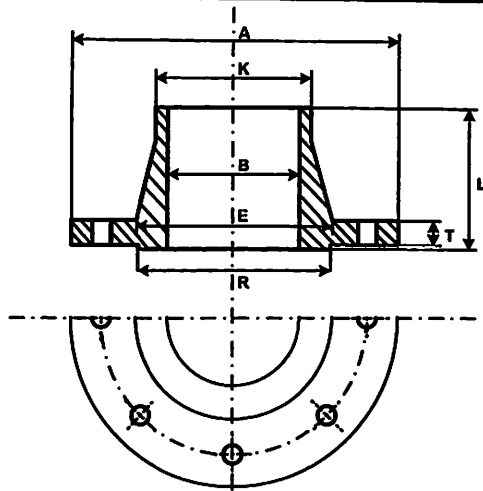
- Tebal = 0,6741 in
- Tinggi = 11,8482 in
- 13. Gusset
 - Lebar gusset = 5,2500 in
 - Tebal gusset = 0,2528 in
 - Tinggi gusset = 10,5000 in
- 14. Sistem Pondasi
 - Luas atas = 100 x 100 in
 - Luas bawah = 150 x 150 in
 - Tinggi Pondasi = 200 in
 - Bahan = Cement Sand dan Gravel



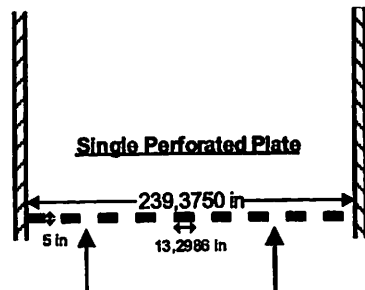
TUTUP ATAS

TUTUP BAWAH

TAI

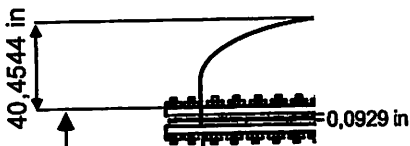


DETAIL NOZZLE

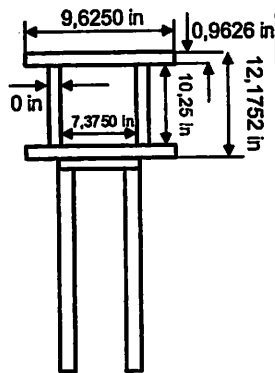


Single Perforated Plate

DETAIL PLATE KATALIS



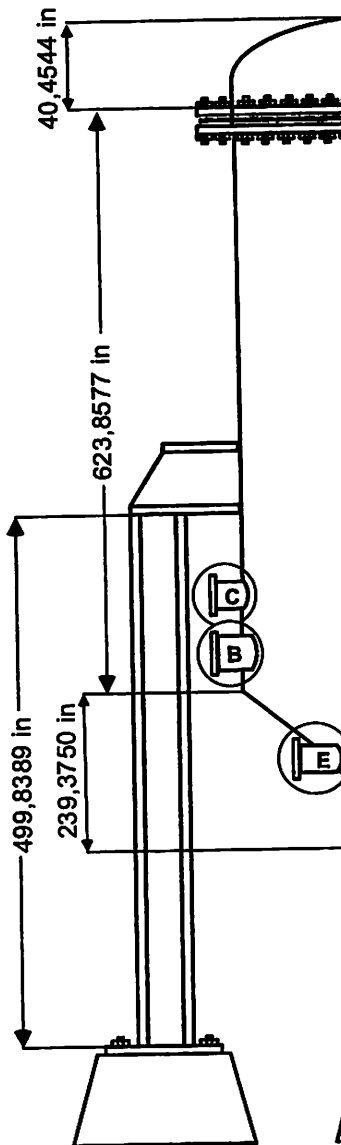
NOZZLE



& GUSSET

NOZZLE	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	12	19	1 1/4	15	14 3/8	12,75	4,5	12
B	1 1/4	4 5/8	10/16	2 1/2	2 5/16	1,66	2 1/4	1,38
C	1/2	3 1/2	4/8	1 3/8	1 1/5	0,84	1 7/8	0,62
D	1/2	3 1/2	4/8	1 3/8	1 1/5	0,84	1 7/8	0,62
E	12	19	1 1/4	15	14 3/8	12,75	4,5	12
F	20	27 1/2	1 11/16	23	22	20	5 11/16	19,25

No.	KETERANGAN	BAHAN
1	NOZZLE PRODUK	HAS SA 240 GRADE M TYPE 316
2	TUTUP ATAS	HAS SA 240 GRADE M TYPE 316
3	BAUT	HAS SA 193 GRADE B8c TYPE 347
4	FLANGE	HAS SA 240 GRADE M TYPE 316
5	GASKET	SOLID FLAT METAL
6	MAN HOLE	CARBON STEEL SA-53
7	SILINDER	HAS SA 240 GRADE M TYPE 316
8	NOZZLE MS KELUAR	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
9	COIL PENDINGIN	HAS SA 240 GRADE M TYPE 316
10	LUG AND GUSSET	CARBON STEEL SA-53
11	PENYANGGA	CARBON STEEL SA-53
12	NOZZLE MS MASUK	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
13	NOZZLE NAFTALENA MASUK	HAS SA 240 GRADE M TYPE 316
14	TUTUP BAWAH	HAS SA 240 GRADE M TYPE 316
15	NOZZLE UDARA MASUK	STAINLESS STEEL SA-283 GRADE C
16	BASE PLATE	CARBON STEEL SA-53
17	PONDASI	CEMENT, SAND AND GRAVEL



TAIL PONDASI & BASE PLATE

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR FLUIDIZED BED

DISUSUN OLEH

DOSEN PEMBIMBING

RONY SETIAWAN 1114017

ML ISTNAENY HUBELA, ST, MT

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Untuk mendapat kualitas dan kuantitas produk yang diinginkan serta keselamatan baik karyawan maupun alat proses, maka instrumentasi dan keselamatan kerja merupakan dua faktor yang sangat diperlukan. Instrumentasi digunakan untuk mengetahui dan mengendalikan jalannya proses agar produksi menjadi optimal. Keselamatan kerja digunakan untuk mencegah kerugian nyawa, materi, alat-alat, sarana dan prasarana pabrik yang dapat timbul sewaktu-waktu.

7.1. Instrumentasi

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

Penggunaan alat kontrol dalam pabrik secara otomatis dalam suatu pabrik bertujuan untuk:

1. Menjaga keamanan operasi suatu proses dengan jalan:
 - Menjaga variabel proses supaya tetap berada dalam batas yang diperbolehkan.
 - Mendeteksi situasi bahaya dengan membuat tanda-tanda bahaya dan memutuskan hubungan secara otomatis.
2. Untuk mendapatkan rate produksi yang diinginkan.
3. Untuk menjaga kualitas produksi.
4. Agar biaya produksi rendah.

Dalam pra rencana pabrik ftalat anhidrida dari naftalena ini, instrumen yang digunakan berupa alat kontrol otomatis maupun manual. Hal ini tergantung dari sistem peralatan dan faktor perimbangan teknis serta ekonomis.

Instrumentasi yang digunakan pada pabrik ftalat anhidrida ini adalah:

a. Flow Control (FC)

Berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol laju alir melalui perpipaian.

b. Temperature Control (TC)

Berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol temperatur pada alat yang beroperasi.

c. Pressure Control (PC)

Berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol tekanan pada alat yang beroperasi.

d. Level Control (LC)

Berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol tinggi dari bahan dalam alat yang beroperasi.

e. Ratio Controller (RC)

Berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol rate bahan masuk agar tetap konstan.

f. Weight Controller (WC)

Berfungsi untuk mengatur jumlah bahan (berat) yang masuk.

g. Level Indicator (LI)

Berfungsi sebagai penunjuk untuk mengetahui tinggi dari bahan dalam alat yang beroperasi .(kusnarjo, 2010)

Pemasangan instrumen pada pra rencana pabrik ftalat anhidrida dari naftalena dapat dilihat sebagai berikut:

Tabel 7.1. Instrumentasi Pra Rencana Pabrik Ftalat Anhidrida dari Naftalena

No.	Nama Alat	Kode alat	Instrumen	Jumlah
1.	Naphthalene hopper	F-114	WC	1
2.	Melter	Q-110	TC	1
			LI	1
3.	Drum vaporiser	E-123	LI	1
4.	Vaporiser	V-122	TC	1
5.	Naphthalene furnace	Q-120A	TC	1
6.	Compressor	G-125	PC	1
7.	Air furnace	Q-120B	TC	1
8.	Reaktor	R-130	FC	2
			RC	1

			TC	1
			PC	1
9.	WHB	E-132	TC	1
10.	Gas Cooler I	E-133	TC	1
11.	Gas Cooler II	E-135	TC	1
12.	Dowtherm A cooler	E-134	TC	1
13.	Crude PAN Tank	F-141	LI	1
			TC	1
14.	Vacum Distilation Coloum	D-140	PC	1
			LC	1
15.	Accumulator	F-144	LI	1
			FC	2
			RC	1
16.	Condensor	E-143	TC	1
			PC	1
17.	Reboiler	E-148	TC	1
18.	PAN Drum Flaker	E-150	TC	1
19.	PAN Hopper	F-152	LI	1
20.	Storage by product	F-145	PI	1
21.	Packing machine	P-153	WC	1

7.2. Keselamatan Kerja

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

Untuk mendapatkan kondisi tersebut diatas, maka diperlukan alat-alat pelindung keselamatan kerja seperti yang terlihat pada tabel berikut:

Tabel 7.2. Tabel Alat Keselamatan Kerja Pabrik Ftalat Anhidrida

No.	Nama Alat Pengaman	Lokasi Pengamanan
1.	Masker	Storage, laboratorium.
2.	Topi pengaman/ Helm	Storage, Unit proses.
3.	Sepatu karet	Storage, Unit proses.
4.	Sarung tangan	Storage, laboratorium.
5.	Hydrant/ Unit pemadam kebakaran	Semua ruang di area pabrik.
6.	Baju Khusus (jas lab)	Laboratorium.

Pada umumnya bahaya-bahaya yang terjadi dalam suatu pabrik disebabkan oleh karena kecelakaan mesin-mesin pabrik, kebocoran bahan-bahan yang berbahaya, peledakan, kebakaran dan lain-lain. (kusnarjo, 2010)

Usaha-usaha untuk mencegah dan mengurangi terjadinya bahaya-bahaya yang timbul dalam pra rencana pabrik ftalat anhidrida ini diantaranya:

7.2.1. Bangunan Pabrik

Bangunan pabrik meliputi gedung maupun unit peralatan:

- Perlu mendapatkan perhatian tentang kelengkapan peralatan penunjang untuk pengamanan terhadap bahaya alam, seperti angin, gempa, petir dan sebagainya.
- Konstruksi bangunan gedung harus mendapat perhatian yang cukup besar sesuai site karakteristik tanah.

7.2.2. Perpipaan

Jalur proses yang terletak dibawah permukaan tanah harus lebih baik dibandingkan yang terletak diatas permukaan tanah, karena hal tersebut akan mempermudah pendeteksian adanya kebocoran, korosi dan perbaikan maupun penggantian.

7.2.3. Alat-alat Bergerak

Peralatan yang bergerak hendaknya ditempatkan pada tempat yang tertutup atau setidaknya ditempatkan pada jarak yang aman dengan peralatan lain. Hal ini dimaksudkan untuk mempermudah penanganan dan perbaikan serta menjaga keamanan dan keselamatan para pekerja.

7.2.4. Listrik

Pada pengoperasian maupun perbaikan instalasi listrik hendaknya selalu menggunakan alat pengaman yang telah disediakan, dengan demikian para pekerja dapat terjamin keselamatannya.

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah sebagai berikut:

- Peralatan listrik dibawah tanah sebaiknya diberi tanda-tanda tertentu dengan jelas.
- Sebaiknya disediakan pembangkit tenaga (power supply) cadangan.
- Pemberian penerangan yang cukup pada semua bagian pabrik.
- Penempatan yang aman untuk peralatan-peralatan yang sangat penting seperti switcher dan transformator.

7.2.5. Ventilasi

Pada ruang proses maupun ruang lainnya, pertukaran udara diusahakan berjalan dengan baik sehingga dapat memberikan kesegaran para karyawan serta dapat menghindari gangguan terhadap pernafasan.

7.2.6. Karyawan

Para karyawan terutama operator, perlu diberi bimbingan atau pengarahan yang dimaksudkan agar para karyawan dapat melaksanakan tugasnya dengan baik dan tidak membahayakan keselamatan jiwanya maupun keselamatan orang lain.

Selain itu demi keselamatan karyawan dan kelancaran proses produksi, maka alat-alat pencegah bahaya dibawah ini perlu diperhatikan:

- Alat-alat berputar dan bergerak harus dilengkapi dengan penutup seperti motor, bucket elevator dan flaker.
- Pemakaian topi pelindung bila karyawan beroperasi disekitar lahan proses.
- Pemakaian pelindung telinga bagi para operator di genset.
- Penggunaan sepatu khusus untuk operator yang beroperasi disekitar lokasi gudang bahan baku serta tempat lain yang perlu pemberian isolasi pada pipa yang panas.

7.2.7. Pencegahan dan Penanggulangan Bahaya Kebakaran

Beberapa kemungkinan yang menjadi penyebab kebakaran berikut pencegahannya antara lain:

- Terjadinya nyala terbuka yang datang dari utilitas, workshop, laboratorium, unit proses dan sebagainya. Demikian pula gangguan peralatan utilitas seperti pada combustion chamber boiler. Pencegahannya adalah penempatan dan pengaturan alat-alat utilitas yang cukup jauh dari power plant tetapi praktis dari unit proses. Penempatan bangunan-bangunan seperti workshop, laboratorium dan kantor sebaiknya diletakkan sejauh mungkin dari unit proses.
- Terjadinya loncatan bunga api pada saklar dan stop kontak serta pada instrumentasi lainnya. Pencegahannya adalah pemasangan isolasi yang baik pada seluruh kabel transmisi yang ada. Selain itu juga diberikan tanda-tanda larangan suatu tindakan yang dapat mengakibatkan kebakaran seperti tanda larangan merokok.

7.2.8. Pengamanan dan Pengontrolan Terhadap Kebakaran

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

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

- Kelas A, api biasa yang ditimbulkan oleh bahan-bahan yang dapat terbakar seperti kayu, kertas dan kotoran-kotoran yang terdapat di dalam pabrik. Untuk penanganan jenis api ini diperlukan pembasahan pada bagian yang terbakar dan sekitarnya.
- Kelas B, api yang ditimbulkan oleh cairan yang mudah terbakar, seperti residu. Penanganan api jenis ini dengan cara memberikan penutup/pembungkus bahan-bahan yang dapat dianggap sesuai dengan keperluan diatas.
- Kelas C, api jenis ini ditimbulkan dari perlengkapan listrik atau dari hubungan pendek. Untuk keperluan pemadamannya, alat harus tidak mengandung listrik atau tidak dapat dialiri listrik.
- Kelas D, api yang ditimbulkan oleh bahan-bahan yang mudah meledak. Untuk hal seperti ini diperlukan jenis penanganan tertentu.

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

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

(<http://www.agenalatpemadamapi.com> diakses 6 juni 2015)

7.3. Peralatan Keselamatan Kerja Pada Pra Rencana Pabrik Ftalat Anhidrida dari Naftalena

Pada pra rencana pabrik ftalat anhidrida, peralatan untuk keselamatan kerja pada beberapa perangkat proses dapat dilihat pada tabel 7.3.

Tabel 7.3. Peralatan Keselamatan Kerja

No.	Nama Alat	Peralatan Keselamatan Kerja
1	Furnace	Isolasi
2	Reactor	Isolasi
3	Molten Salt Tank	Isolasi
4	Vacum Distilation Coloum	Isolasi
5	PAN Flaker	Isolasi
6	WHB	Isolasi
		Safety valve
7	System Pipe	Isolasi

BAB VIII

UTILITAS

Unit utilitas merupakan salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu industri kimia. Unit utilitas yang diperlukan pada pra rencana pabrik ftalat anhidrida dari naftalena ini yaitu:

- Air yang berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan boiler, air sanitasi dan air untuk pemadam kebakaran.
- Steam sebagai media pemanas dalam proses produksi.
- Listrik yang berfungsi untuk menjalankan alat-alat produksi, utilitas dan untuk penerangan.
- Dowtherm A sebagai media pendingin dalam Gas Cooler dan Ftalat Anhidrida Flaker.
- Molten Salt sebagai media pendingin dalam Reaktor.
- Bahan bakar untuk mengoperasikan furnace dan generator.

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi 5 unit, yaitu:

1. Unit pengolahan air
 - a. Air pendingin
 - b. Air steam
 - c. Air sanitasi
2. Unit penyediaan tenaga listrik
3. Unit penyediaan Dowtherm A
4. Unti penyediaan Molten Salt
5. Unit penyediaan bahan bakar

8.1. Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik, direncanakan menggunakan air sungai. Pengambilan air sungai ditampung dalam bak-bak penampung air yang selanjutnya diproses untuk keperluan air pendingin, air sanitasi, air broiler dan WHB.

8.1.1. Air umpan Boiler dan Waste Heat Boiler (WHB)

Air umpan boiler dan WHB merupakan bahan baku yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhan steam pada Pra Rencana Pabrik Ftalat Anhidrida dari

Naftalena ini digunakan pada Melter (Q - 110), Vaporiser (V-122), Reboiler (E - 147), sebesar 4123,4767 kg/jam. Air umpan boiler yang disediakan dengan excess 20% sebagai pengganti steam yang hilang yang diperkirakan karena adanya kebocoran akibat transmisi sebesar 10%, sedangkan faktor keamanan sebesar 10% dan make up 10% Sehingga kebutuhan air umpan boiler adalah sebanyak 23302,6217 kg/jam.

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

- Total padatan (*total dissolved solid*) = 3500 ppm
- Alkanitas = 700 ppm
- Padatan terlarut = 300 ppm
- Silika = 60 – 100 ppm
- Besi = 0,1 ppm
- Tembaga = 0,5 ppm
- Oksigen = 0,007 ppm
- Kesadahan = 0
- Kekeruhan = 175 ppm
- Minyak = 7 ppm
- Residu fosfat = 140 ppm

Selain harus memenuhi persyaratan tersebut diatas, a umpan broiler dan WHB harus bebas dari:

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

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

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

8.1.2. Air sanitasi

Air sanitasi yang diperlukan digunakan untuk keperluan laboratorium, kantor, untuk konsumsi mandi, mencuci, taman dan lain-lain.

Syarat yang harus dipenuhi sebagai air sanitasi, yaitu:

1. Syarat fisika

- Tidak berwarna dan tidak berbau
- Tidak berbusa
- Mempunyai suhu dibawah suhu udara
- Kekeruhan kurang dari 1 ppm SiO₂
- pH netral

2. Syarat kimia

- Tidak beracun
- Tidak mengandung zat-zat organik maupun zat anorganik yang tidak larut dalam air, seperti PO₄³⁻, Hg, Cu dan sebagainya

3. Syarat bakteriologis

- Tidak mengandung bakteri terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat-sifat fisik air.

8.1.3. Air pendingin

Air berfungsi sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas. Hal ini disebabkan karena:

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

Air pendingin tersebut digunakan pada *Gas Cooler II* (E-135), *Cooler Dowtherm A* (E-134) dan Kondensor (E-143). Air pendingin yang disediakan dengan excess 20% sebagai pengganti steam yang hilang yang diperkirakan karena adanya kebocoran akibat transmisi sebesar 10%, sedangkan faktor keamanan sebesar 10% dan make up 10%. Sehingga kebutuhan air pendingin adalah sebanyak 339845,6217 kg/jam.

8.2. Unit Pengolahan Steam

Bahan baku pembuatan steam adalah air umpan boiler dan WHB. Steam yang dibutuhkan dalam proses ini mempunyai kondisi :

- Tekanan : 6042 KPa
- Temperatur : 276 °C

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

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

Syarat-syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler:

a. Tidak boleh membuih (berbusa)

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

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

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

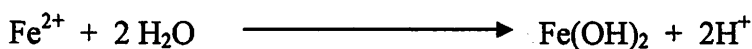
b. Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler.

Kerak dalam boiler akan menyebabkan :

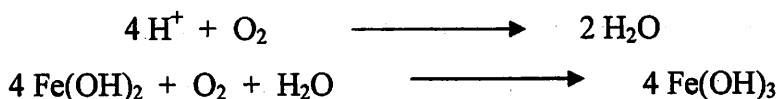
- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat.

c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

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

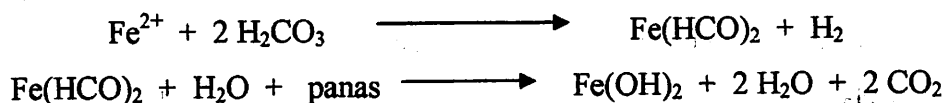


Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :



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

Reaksi yang terjadi:



Proses Pengolahan Air Pada Unit Pengolahan Air

Air sungai digunakan untuk memenuhi kebutuhan air proses, air sanitasi, air pendingin dan air umpan boiler. Proses pengolahan air sungai tersebut adalah sebagai berikut:

➤ Pengolahan Air Sanitasi

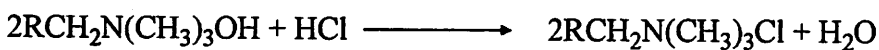
Air sungai dialirkan dengan pompa (L-211) kedalam bak sedimentasi (F-212) untuk mengendapkan kotoran, kemudian dialirkan dengan pompa (L-213) menuju bak skimmer (F-241) untuk memisahkan air dari padatan terapung. Dari bak skimmer kemudian dialirkan dengan pompa (L-215) menuju tangki clarifier (H-216), kemudian dialirkan ke tangki sand filter (H-217) untuk menghilangkan partikel-partikel yang masih terkandung yang selanjutnya dialirkan ke bak air bersih (F-218). Dari bak air bersih selanjutnya air dipompa dengan (L-219) menuju bak klorinasi (F-241) dan ditambahkan desinfektan klor (Cl_2) sebanyak 1 ppm yang diinjeksikan langsung ke dalam pipa. Dari bak klorinasi, air dialirkan menuju bak air sanitasi (F-243) dengan menggunakan pompa (L-242) dan siap untuk dipergunakan untuk air sanitasi.

➤ Pelunakan Air Umpan Boiler dan WHB

Pelunakan air umpan boiler dan WHB yang dilakukan dengan pertukaran ion dalam demineralisasi yang terdiri dari dua tangki, yaitu tangki kation exchanger (D-210 A) dan anion exchanger (D-210 B). Kation exchanger yang digunakan adalah resin RSO_3H^+ dan $\text{RCH}_2\text{N}(\text{CH}_3)_3\text{OH}$. Air dari bak penampungan air bersih (F-218) dialirkan dengan pompa (L-219) menuju kation exchanger (D-210A). Dalam tangki kation exchanger terjadi reaksi sebagai berikut :



Ion Na^+ dalam senyawa NaCl sebagai influent ditukar oleh gugus aktif resin kation (H^+) ion H^+ bertemu dengan ion Cl^- membentuk HCl sehingga air akan bersifat asam ini dialirkan ke tangki anion exchanger (D-210B) untuk dihilangkan anion-anion yang mengganggu proses. Resin yang dipakai adalah $\text{RCH}_2\text{N}(\text{CH}_3)_3\text{OH}$. Dalam tangki anion exchanger terjadi reaksi sebagai berikut:



Penukaran ion di kolom penukar anion dimana ion Cl^- pada HCl akan ditukar dengan ion OH^- pada gugus aktif resin membentuk H_2O dimana proses ini disebut dengan proses penukaran dan netralisasi. (Pure Water Care, 2014)

Untuk memenuhi kebutuhan umpan boiler, air lunak ditampung dalam bak air lunak (F-221) yang selanjutnya dipompa (L-222) ke daerator (D-223) untuk menghilangkan gas-gas impurities pada air umpan boiler dengan system pemanasan. Dari daerator air ditampung pada bak air umpan boiler (F-224) selanjutnya air siap diumpankan ke boiler (Q-220) dengan pompa (L-225). Steam yang dihasilkan boiler didistribusikan ke peralatan dan kondensat yang dihasilkan di recycle.

➤ Pengolahan Air Pendingin

Untuk memenuhi kebutuhan air pendingin, dari bak air lunak (F-221) dipompa ke bak air pendingin (F-231) kemudian dialirkan ke peralatan dengan pompa (L-232). Setelah digunakan air direcycle ke cooling tower (P-230) dan selanjutnya dari cooling tower air di recycle ke bak air pendingin kembali.

8.3. Unit Penyediaan Listrik

Tenaga listrik didalam Pra Rencana Pabrik Ftalat Anhidrida dari Naftalena dipergunakan untuk menggerakkan motor, penerangan, instrumentasi dan lainnya.

Kebutuhan tenaga listrik Pabrik Ftalat Anhidrida bisa dipenuhi dengan cara menggunakan generator listrik yang digerakkan oleh turbin uap dan dibantu oleh PLN. Listrik yang dibutuhkan pada Pra Rencana Pabrik Ftalat Anhidrida adalah 408,9004 kWH. Sedangkan apabila listrik mati, maka digunakan dua generator AC bertenaga diesel berkekuatan 546 kW sebagai *back up*.

8.4. Unit penyediaan Dowtherm A

Pada proses pembuatan Pabrik Ftalat Anhidrida dari Naftalena fase uap diperlukan Dowtherm A yang dapat berfungsi sebagai pendingin dari gas hasil reaktor (E-133) dan pendingin pada pembuatan flake Phthalic Anhydride (E-150). Selain berfungsi sebagai pendingin, dowtherm A juga dapat berfungsi sebagai pemanas pada Crude PAN Tank (F-141). Kebutuhan Dowtherm A adalah 2873872,326 kg/jam (termasuk adanya make up untuk menjaga kestabilan kebutuhan dowtherm selama proses sirkulasi).

8.5. Unit penyediaan Molten Salt

Pada proses ini Molten Salt diperlukan sebagai pendingin dari reaksi eksotermis yang terjadi di dalam reaktor (R – 130). Jadi dengan adanya molten salt di daerah shell diharapkan kondisi operasi, khususnya kondisi temperatur dapat dijaga konstan. Kebutuhan molten salt yang diperlukan sebanyak 3369,7151 kg/jam (termasuk make up untuk mengantisipasi kehilangan molten salt selama proses sirkulasi).

8.6. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan pada pabrik, yaitu pada furnace dan generator. Bahan bakar yang digunakan adalah diesel oil untuk furnace dan fuel oil untuk generator. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

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

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

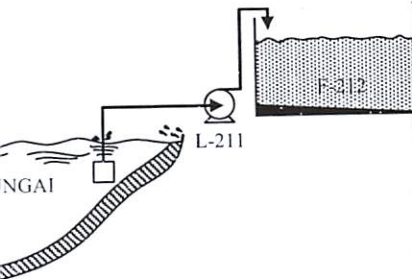
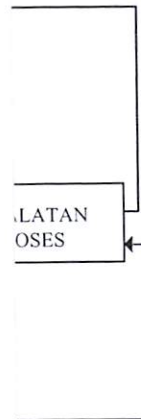
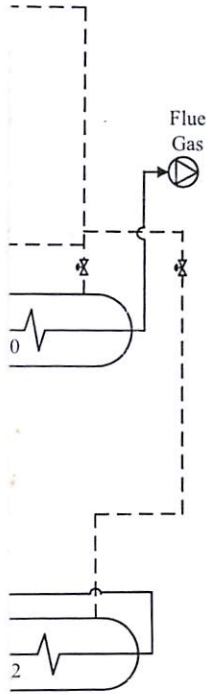
- Flash point = 38 °C (100 °F)
- Pour point = -6 °C (21,2 °F)

- Densitas = 0,8 kg/L
- Heating value = 19.500 Btu/lb

8.7. Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan oleh pabrik Ftalat Anhidrida adalah berasal dari proses pemisahan produk pada kolom distilasi (D – 140). Produk samping yang dihasilkan memiliki sifat tidak larut dalam air sehingga bila dibiarkan dalam waktu yang lama akan terjadi pengendapan komponen yang selain air. Setelah bahan tersebut mengendap, air yang terdapat dalam produk samping dibuang dan bahan-bahan yang lain dapat digunakan kembali.

Limbah yang gas dari furnace dan pemisahan produk di Flash Drum (D-136) langsung dibuang ke atas, sebelum dibuang diatas gas tersebut dilewatkan dalam Stack Gas untuk membakar gas-gas berbahaya sehingga tidak menimbulkan pencemaran gas berbahaya.



22	E-132	WASTE HEAT BOILER	1
22	F-242	BAK AIR SANITASI	1
21	L-241	POMPA KE BAK AIR SANITASI	1
20	F-240	BAK KLOORINASI	1
19	L-232	POMPA AIR PENDINGIN	1
18	F-231	BAK AIR PENDINGIN	1
22	P-230	COOLING TOWER	1
21	L-227B	POMPA DOWNTERM A	2
20	L-227A	POMPA MOLTEN SALT	2
19	F-226B	TANGKI DOWNTERM A	1
18	F-226A	TANGKI MOLTEN SALT	1
17	L-225	POMPA KE BOILER DAN WHB	1
16	F-224	BAK AIR UMPAN BOILER DAN WHB	1
15	D-223	DEAERATOR	1
14	L-222	POMPA AIR LUNAK	1
13	F-221	BAK AIR LUNAK	1
12	Q-220	BOILER STEAM	1
11	L-219	POMPA AIR BERSIH	1
10	F-218	BAK AIR BERSIH	1
9	H-217	SAND FILTER	1
8	H-216	TANGKI CLARIFIER	5
7	L-215	POMPA KE TANGKI CLARIFIER	1
6	F-214	BAK SKIMMER	1
5	L-213	POMPA KE BAK SKIMMER	1
4	F-212	BAK SEDIMENTASI	1
3	L-211	POMPA AIR SUNGAI	2
2	D-210B	ANION EXCHANGER	1
1	D-210A	KATION EXCHANGER	1
NO	KODE	NAMA ALAT	JUMLAH

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

FLWSHEET UTILITAS PRA RENCANA PABRIK
FTALAT ANHIDRIDA DARI OKSIDASI NAFTALENA
PADA FASE UAP

DIRANCANG OLEH :

DISETUJUI
DOSEN PEMBIMBING :

CHRISTIAN A. H. S. 1114066
RONY SETIAWAN 1114017

M. ISTNAEFNY HUDHA, S.T.M.T.

BAB IX

TATA LETAK

9.1. Tata Letak Pabrik (Plant Lay Out)

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

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

Hal – hal khusus yang harus diperhatikan dalam pembuatan plant lay out pabrik adalah:

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

Tata Letak Pabrik (Plant Lay Out) ini dibagi menjadi 2 bagian yaitu:

1. Master Plot Plant

Master Plot Plant adalah suatu peletakan peralatan dan bangunan secara keseluruhan yaitu meliputi areal proses, areal penyimpanan serta areal material handling sedemikian rupa sehingga pabrik bisa beroperasi secara efektif dan efisien.

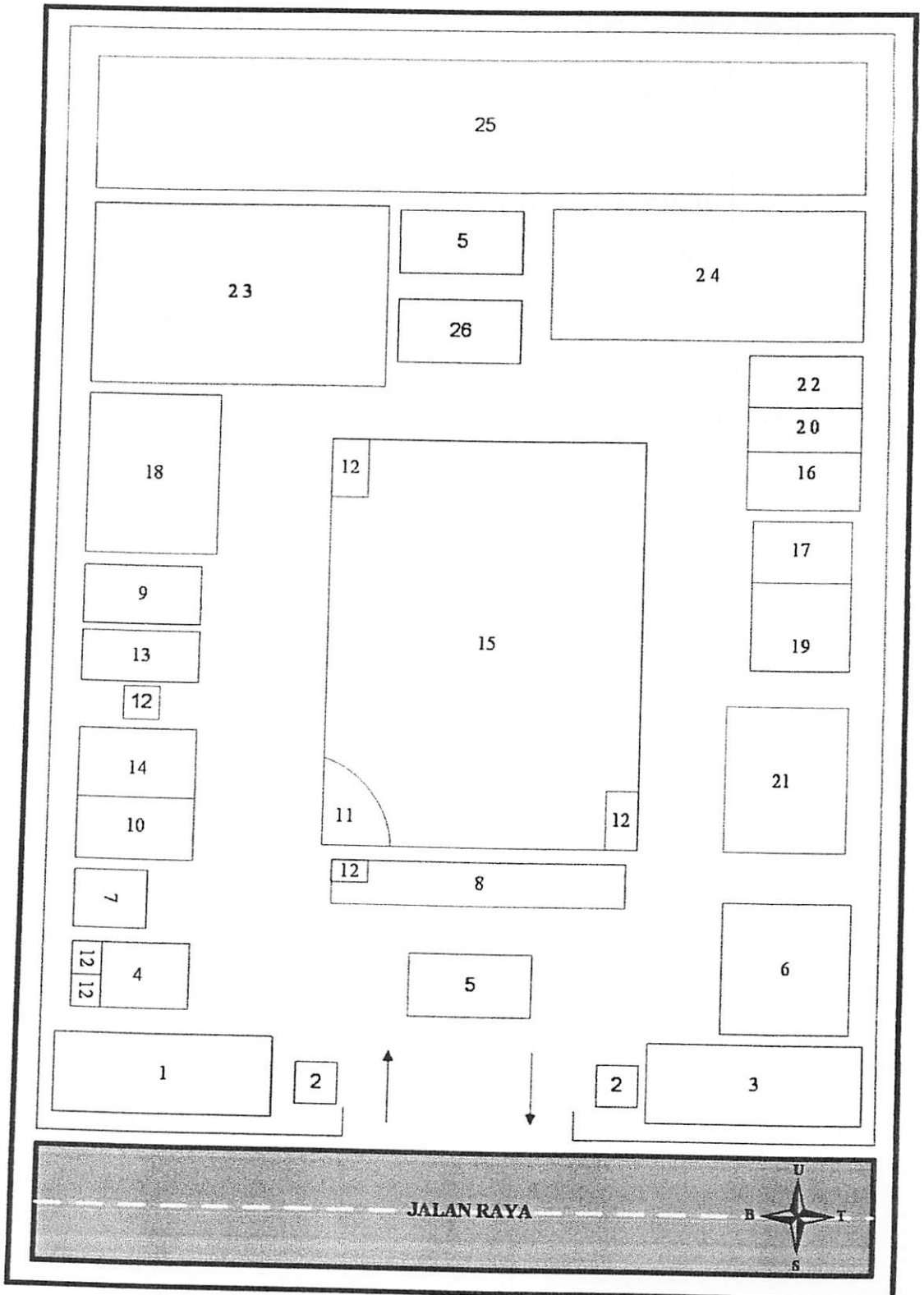
Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam pengaturan peralatan di dalam pabrik :

- Letak ruangan yang cukup antara peralatan yang satu dengan peralatan yang lainnya untuk memudahkan pengoperasian, pemeriksaan, perawatann serta dapat menjamin keselamatan kerja menurut fungsinya masing –masing
- Adanya kesinambungan antara alat yang satu dengan alat yang lain.
- Diusahakan dapat menimbulkan suasana kerja yang menyenangkan

Tabel 9.1. Perincian Luas Daerah Pabrik.

No.	Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m ²)
1.	Parkir tamu	80 × 10	800
2.	Pos keamanan	20 × 12,5	250
3.	Parkir pegawai	80 × 10	800
4.	Musholla	20 × 10	200
5.	Taman	48 × 10	480
6.	Aula	32 × 20	640
7.	Poliklinik	40 × 12	480
8.	Perkantoran dan tata usaha	60 × 10	600
9.	Garasi	40 × 12	480
10.	Kantin	20 × 12	240
11	Ruang kepala pabrik	20 × 10	200
12.	Toilet	30 × 3	90
13.	Bengkel	40 × 12	480
14.	Perpustakaan	20 × 12	240
15.	Ruang proses produksi	100 × 30	3000
16.	Areal tangki bahan bakar	40 × 12	480
17.	Laboratorium	20 × 12	240
18.	Ruang bahan baku	28 × 20	560
19.	Gudang bahan baku	24 × 10	240

20.	Ruang genset	28 × 20	560
21.	Gudang produk	66 × 50	3300
22.	Pemadam kebakaran	28 × 20	560
23.	Areal waste treatment	60 × 20	1200
24.	Areal water treatment	56 × 20	1120
25.	Perluasan pabrik	100 × 60	6000
26.	Halaman dan jalan	12 × 10	120
27.	Litbang	40 × 12	480
Jumlah			23840



Gambar 9.1. Plant Lay Out Pra Rencana Pabrik Ftalat Anhidrida

Keterangan:

1. Parkir tamu
2. Pos keamanan

3. Parkir pegawai
4. Musholla
5. Taman
6. Aula
7. Poliklinik
8. Perkantoran dan tata usaha
9. Garasi
10. Kantin
11. Ruang kepala pabrik
12. Toilet
13. Bengkel
14. Perpustakaan
15. Ruang proses produksi
16. Areal tangki bahan bakar
17. Laboratorium
18. Ruang bahan baku
19. Gudang produk samping
20. Ruang genset
21. Gudang produk
22. Pemadam kebakaran
23. Areal waste treatment
24. Areal water treatment
25. Perluasan pabrik
26. Litbang

2. Process Lay Out

Dalam perencanaan *process layout* ada beberapa hal yang harus diperhatikan, yaitu :

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaturan aliran bahan baku dan produk yang tepat dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Aliran udara

Aliran udara dan ventilasi di sekitar area proses harus lancar agar tidak terjadi stagnasi udara pada tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan-bahan kimia yang berbahaya.

3. Pencahayaan

Penerangan seluruh area pabrik terutama daerah proses harus memadai apalagi pada tempat-tempat yang prosesnya berbahaya sangat membutuhkan penerangan khusus.

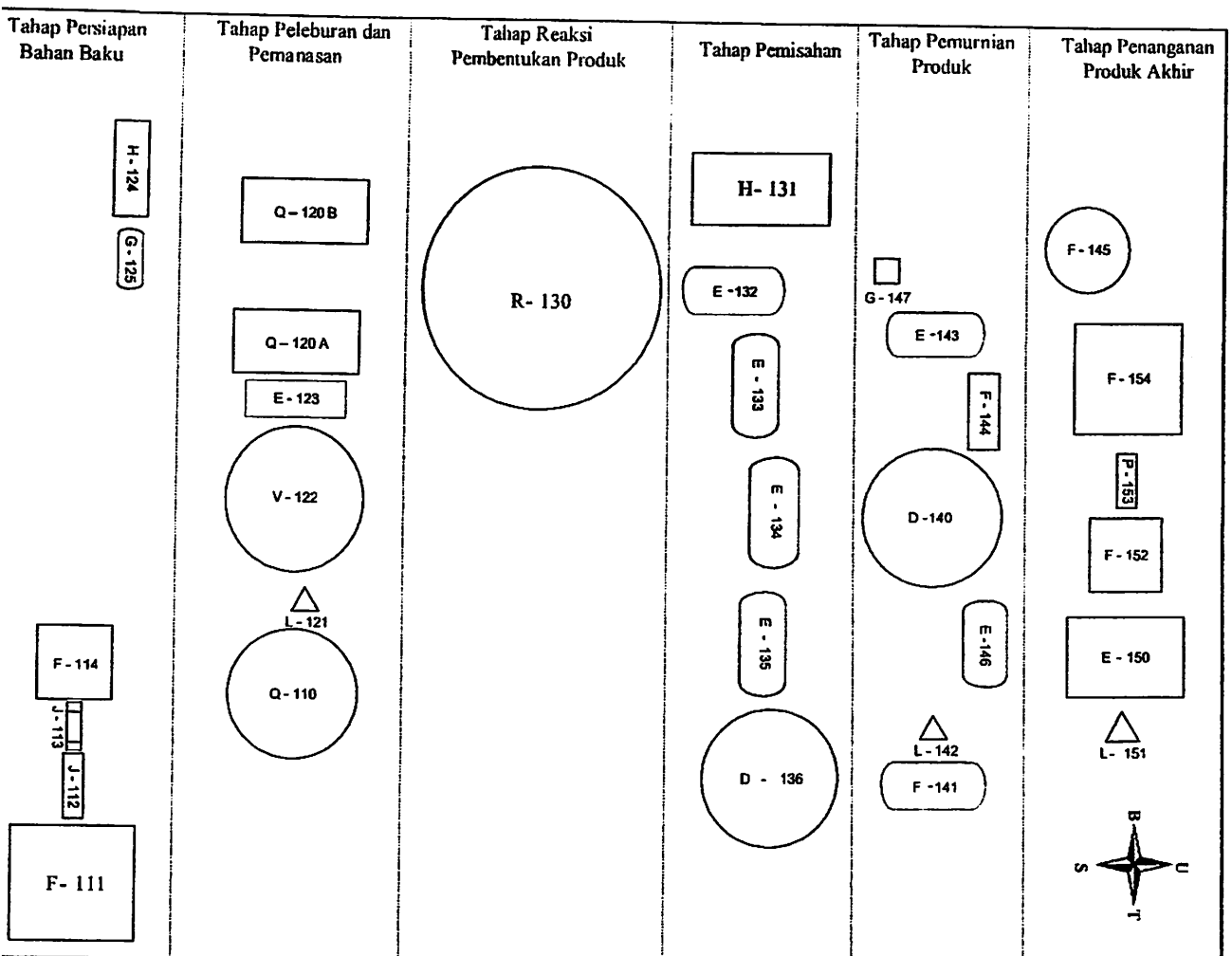
4. Lalu lintas manusia

Dalam perencanaan *Process Lay Out* perlu memperhatikan ruang gerak pekerja agar dapat mencapai seluruh alat proses dengan mudah dan cepat sehingga penanganan khusus seperti kerusakan peralatan alat dapat segera teratasi.

5. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses bertekanan tinggi atau bersuhu tinggi sebaiknya berjauhan dari alat lainnya agar bila terjadi ledakan atau kebakaran tidak cepat merambat ke alat proses lainnya.

Tata letak peralatan proses ini secara garis besar berorientasi pada keselamatan dan kenyamanan pekerja sehingga dapat meningkatkan produktifitas kerja. Tata letak peralatan proses dapat dilihat pada gambar tata letak peralatan proses Pabrik ftalat anhidrida.



Gambar 9.2. Tata Letak Peralatan Proses Pra Rencana Pabrik Ftalat Anhidrida

Keterangan:

F – 111	: Naphthalene storage	F – 152	: Phthalic Anhydride hopper
J – 112	: Screw conveyor	P – 153	: Packing machine
J – 113	: Bucket elevator	F – 154	: Storage product
F – 114	: Naphthalene storage hopper	E – 150	: Drum flaker
Q – 110	: Melter		
L – 121	: Naphthalene pump		
V – 122	: Vaporiser		
E – 123	: Drum vaporiser		
H – 124	: Air filter		
G – 125	: Compressor		
Q – 120A	: Naphthalene furnace		
Q – 120B	: Air furnace		
H – 131	: Filter catalyst		
E – 132	: Waste Heat Boiler (WHB)		
E – 133	: Gas cooler I		
E – 134	: Dowtherm A cooler		
E – 135	: Gas Cooler II		
D – 136	: Flash drum		
R – 130	: Reaktor		
F – 141	: Crude Phthalic Anhydride tank		
L – 142	: Phthalic Anhydride pump		
E – 143	: Condensor		
F – 144	: Accumulator		
F – 145	: Storage by product		
E – 146	: Reboiler		
G – 147	: Steam ejector		
D – 140	: Vacuum distillation Column		
L – 151	: Phthalic Anhydride pump		



BAB X

STRUKTUR ORGANISASI

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

Pada umumnya organisasi dibuat dalam suatu struktur yang merupakan gambaran secara skematis tentang hubungan atau kerja sama antar departemen yang terdapat dalam kerangka usaha untuk mencapai suatu tujuan tersebut.

10.1. Umum

Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)

Lokasi Pabrik : Kelurahan Segoromadu, Kecamatan Kebomas, Kabupaten
Gresik, Jawa Timur

Kapasitas Produksi : 90.000 Ton/ tahun

Modal : Penanaman modal dalam negeri

10.2. Bentuk Perusahaan

Pabrik ftalat anhidrida merupakan perusahaan swasta nasional yang akan didirikan dengan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Bentuk ini dipilih dengan alasan:

1. Tanggung jawab pemegang saham terbatas karena segala sesuatu yang menyangkut perusahaan dipegang oleh pemimpin perusahaan.
2. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu dengan yang lainnya. Pemilik PT adalah para pemegang saham, sedangkan pengurus adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan direksi.
3. Mudah mendapatkan modal yaitu dari hasil penjualan saham setelah pabrik berjalan optimum dengan validitas yang jelas.
4. Kehidupan sebuah PT lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi maupun stafnya dan juga karyawan perusahaan.

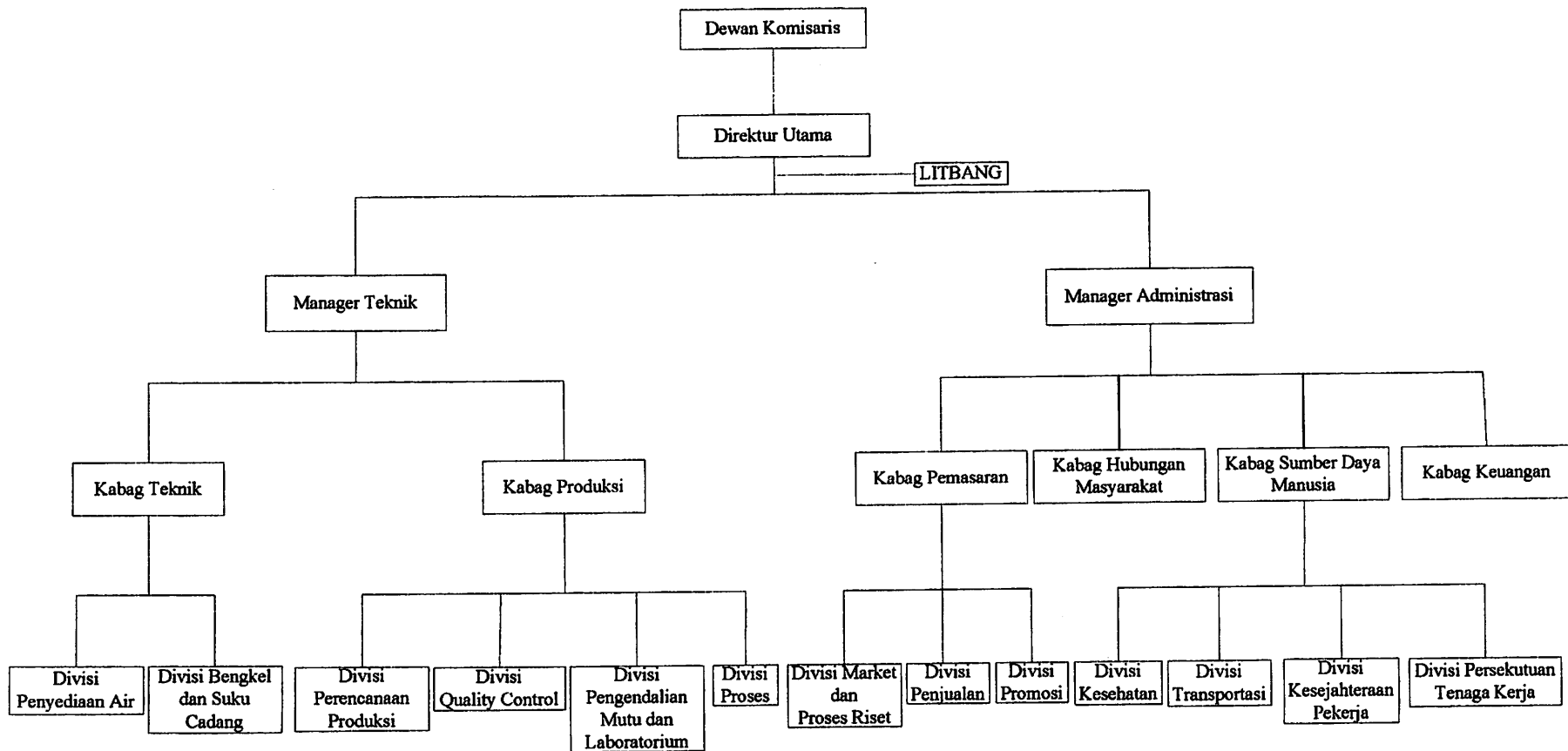
5. Adanya efisiensi dalam manajemen, para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris, juga dapat memilih direktur utama yang cakap dan berpengalaman.

10.3. Struktur Organisasi Perusahaan

Sistem organisasi yang diterapkan adalah sistem organisasi garis dan staf. Beberapa hal yang menjadikan alasan pemilihan adalah:

1. Sistem organisasi garis dan staf sering digunakan dalam perusahaan yang memproduksi secara massal.
2. Biasa diterapkan pada organisasi yang cukup besar dengan produksi kontinyu.
3. Masing-masing kepala bagian atau manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk pencapaian tujuan.
4. Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik.
5. Pimpinan tertinggi pabrik dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil – wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberikan saran kepada direktur.

Bagan struktur organisasi diberikan pada gambar 10.1.



Gambar 10.1. Struktur Organisasi Pra Rencana Pabrik Ftalat Anhidrida

10.4. Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab Dalam Organisasi

a. Direktur Utama

Direktur utama adalah pemimpin perusahaan yang bertanggung jawab pada perusahaan induk, dimana direktur utama membawahi:

- Manager teknik
- Manager administrasi

Tugas dan Wewenang Direktur Utama:

- Bertanggung jawab kepada dewan komisaris.
- Menetapkan kebijaksanaan peraturan dan tata tertib baik keluar maupun ke dalam perusahaan.
- Mengkoordinasi kerja sama antara direktur teknik dengan direktur administrasi.
- Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan
- Bertanggung jawab atas kelancaran perusahaan.

b. Manager Teknik

Manager teknik bertanggung jawab kepada direktur utama dalam hal:

- Biaya-biaya produksi
- Laba rugi perusahaan
- Neraca keuangan

c. Manager Administrasi

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

- Pemasaran
- Hubungan Masyarakat
- Sumber Daya Manusia (SDM)
- Keuangan

Tugas utamanya adalah manajemen kegiatan perusahaan diluar kegiatan perusahaan.

Kepala Bagian

Tugas dan wewenang kepala bagian:

1. Membantu direktur teknik dan direktur administrasi dalam melaksanakan aktifitas pada bagian masing-masing.
2. Memberikan pengawasan dan pengarahan terhadap seksi-seksi dibawahnya.
3. Menyusun laporan dari hasil oleh bagian masing-masing.
4. Bertanggung jawab atas kerja bawahannya.

Kepala Bagian terdiri dari:

a. Kepala Bagian Teknik

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

- Divisi Penyediaan Air

Bertugas mensuplay aliran air yang digunakan selama proses produksi berlangsung.

- Divisi Bengkel dan Suku Cadang

Bertugas memperbaiki peralatan yang rusak dan mempersiapkan suku cadangnya, agar pealatan tersebut dapat digunakan lagi dalam proses produksi.

b. Kepala Bagian Produksi

Kepala bagian produksi adalah kepala bagian yang bertanggung jawab diatas semua kegiatan produksi, mulai dari perencanaan, pembuatan atau produksi dan pengendalian mutu produksi.

- Divisi Perencanaan Produksi

Perencanaan produksi merancang kebutuhan bahan baku, meramal hari produksi yang akan dibuat. Dengan perencanaan yang baik akan dihasilkan produk yang baik pula.

- Divisi Proses

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

- Divisi Quality Control

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

- Divisi Pengendalian Mutu dan Laboratorium

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

c. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala bagian pemasaran mempunyai tugas menentukan daerah pemasaran dan melakukan riset market serta menangani masalah promosi. Kepala bagian pemasaran membawahi divisi-divisi sebagai berikut:

- Divisi Market dan Proses Riset

Bertugas meneliti dan mengupayakan agar hasil-hasil produksi dapat dissalurkan dengan tepat sehingga hasil produksi mempunyai harga jual yang terjangkau.

- Divisi Penjualan

Bertugas menjual hasil produksi engan harga jual yang telah ditetapkan, dan juga memiliki tugas mengatur pembelian bahan baku dan peralatan lainnya.

- Divisi Promosi

Bertugas mengenalkan produk kepada konsumen-konsumen yang membutuhkan atau pabrik-pabrik lainnya yang menggunakan produksi sebagai bahan baku lain. Selain itu juga menarik minat konsumen untuk membeli.

d. Kepala Bagian Hubungan Masyarakat

Kepala bagian ini mempunyai tugas yang berhubungan dengan lingkungan diluar perusahaan, mulai dari keamanan, kebersihan, keindahan taman dan pengelolaan area parkir. Agar pabrik yang didirikan tidak mengganggu lingkungan sekitar. Kegiatan diluar perusahaan tetapi berkaitan dengan perusahaan merupakan tanggung jawabnya. Sebagai bagian kecil hubungan masyarakat. Tugas lainnya adalah menerima serta menyeleksi mahasiswa yang

akan melakukan Praktek kerja Nyata (PKN). Divisi-divisi yng berada dibawahnya meliputi: satpam, petugas kebersihan, taman, parkir. Dan divisi ini tidak perlu diterangkan karena sudah mempunyai spesifikasi jabatan tersendiri.

e. Kepala Bagian Sumber Daya Manusia

Kepala bagian Sumber Daya Manusia mempunyai tugas untuk merencanakan, mengelola dan menyalahgunakan sumber daya manusia, baik sumber daya manusia yang sudah ada maupun merekrut sumber daya manusia yang baru. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur administrasi. Selain itu Kepala Bagian Sumber Daya Manusia juga mempunyai tugas untuk mengatur masalah karyawan, jenjang karir, dan masalah penempatan karyawan. Divisi-divisi yang dibawahnya meliputi:

- Divisi kesehatan

Bertugas untuk memperhatikan dan menjaga kesehatan karyawan. Berbentuk klinik dengan seorang dokter untuk mengantisipasi apabila terjadi kecelakaan pada waktu kegiatan pabrik berlangsung. Divisi ini juga bertugas untuk memberikan tes kesehatan bagi karyawan baru.

- Divisi transportasi

Bertugas mengatur transportasi karyawan, khususnya bagi karyawwan wanita yang bekerja pada shift malam.

- Divisi kesejahteraan pekerja

Bertugas untuk mengatur semua kegiatan yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan, mulai dari mengatur tunjangan, pemberian cuti, JAMSOSTEK sampai mengatur pensiun karyawan.

- Divisi persekutuan tenaga kerja

Divisi ini bertugas untuk mencari tenaga kerja baru apabila perusahaan membutuhkan tenaga kerja baru. Tugasnya menilai dari penyebaran iklan lowongan, pengadaan tes, pemilihan dan pelatihan tenaga baru.

f. Kepala Bagian Keuangan

Kepala bagian Keuangan bertugas mengatur keuangan serta menangani penyediaan serta pembelian baik bahan baku maupun peralatan. Kepala bagian keuangan bertanggung jawab kepada direktur administrasi mengenai pengeluaran dan pemasukan keuangan.

10.5. Jam Kerja

Pabrik direncanakan bekerja atau beroperasi selama 300 hari dalam setahun dan selama 24 jam dalam sehari, sisa harinya digunakan untuk perbaikan dan perawatan serta shut down.

Sesuai dengan peraturan pemerintah jumlah jam kerja untuk karyawan yang bekerja dikantor, total jam kerja 40 jam dalam seminggu, yang dibedakan dalam dua bagian, yaitu:

a. Untuk pegawai Non-Shift:

Senin – kamis : 08.00-16.00 (istirahat 12.00-13.00)

Jum at : 08.00-16.00 (istirahat 11.00-13.00)

Sabtu : 08.00-14.00

Minggu & hari besar : libur

b. Untuk pegawai Shift

Untuk karyawan yang bekerja di pabrik terbagi menjadi 4 regu karyawan. Adapun jalan kerja untuk masing – masing shift adalah :

Shift I : 07.00-15.00

Shift II : 15.00-23.00

Shift III : 23.00-07.00

Untuk memenuhi kebutuhan pegawai diperlukan 4 regu dimana tiga regu bekerja dan satu regu libur. Kerjanya seperti ditabelkan dibawah ini:

Tabel 10.1. Jadwal Kerja Karyawan Shift

Regu	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Pertama	Pagi	Pagi	Pagi	Siang	Siang	Siang	Malam	Malam	Malam	Libur	Libur	Libur
Kedua	Siang	Siang	Siang	Malam	Malam	Malam	Libur	Libur	Libur	Pagi	Pagi	Pagi
Ketiga	Malam	Malam	Malam	Libur	Libur	Libur	Pagi	Pagi	Pagi	Siang	Siang	Siang
Keempat	Libur	Libur	Libur	Pagi	Pagi	Pagi	Siang	Siang	Siang	Malam	Malam	Malam

10.6. Pengolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan

Pengolongan karyawan dan tingkat pendidikan dalam struktur organisasi pada pra rencana pabrik ftalat anhidrida dari naftalena:

1. Direktur Utama : Sarjana Teknik Kimia
2. Manager
 - a. Manager produksi : Sarjana Teknik Kimia
 - b. Manager administrasi : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)
3. Kepala Bagian
 - a. Kepala bagian teknik : Sarjana Teknik Mesin
 - b. Kepala bagian produksi : Sarjana Teknik Kimia
 - c. Kepala bagian pemasaran : Sarjana Ekonomi
 - d. Kepala bagian hubungan masyarakat : Sarjana Sosiologi
 - e. Kepala Bagian Sumber Daya Manusia : Sarjana Psikologi Industri
 - f. Kepala bagian keuangan : Sarjana Ekonomi
4. Kepala divisi
 - a. Divisi penyediaan air : Sarjana Teknik Kimia
 - b. Divisi bengkel dan suku cadang : Sarjana Teknik Mesin
 - c. Divisi perencanaan produksi : Sarjana Teknik Kimia
 - d. Divisi Quality Control : Sarjana Teknik Kimia
 - e. Divisi pengendalian mutu dan lab. : Sarjana Kimia (MIPA)
 - f. Divisi proses : Sarjana Teknik Kimia
 - g. Divisi market dan riset : Sarjana Ekonomi dan Kimia (MIPA)
 - h. Divisi promosi : Sarjana Ekonomi
 - i. Divisi kesehatan : Sarjana Kedokteran
 - j. Divisi transportasi : Sarjana Sarjana / Diploma Teknik Mesin
 - k. Divisi kesejahteraan pekerja : Sarjana Ilmu Kesejahteraan Sosial
 - l. Divisi persekutuan tenaga kerja : Sarjana Sosiologi
5. Karyawan : Diploma / SMU / SMK

10.7. Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Perhitungan jumlah tenaga operasional didasarkan pada pembagian proses yang dilakukan. Pada pra rencana pabrik ftalat anhidrida, proses yang dilakukan terbagi dalam beberapa tahap, yaitu:

a. Proses Utama

1. Penyiapan Bahan Baku, terdiri dari:

- Transportasi

2. Tahap Proses, terdiri dari:

- Tahap Peleburan dan Pemanasan
- Tahap Reaksi Pembentukan Produk

3. Tahap Pemisahan

4. Tahap Pemurnian Produk

5. Tahap Penanganan Produk Akhir

b. Tahap Tambahan/Pembantu

1. Laboratorium

2. Utilitas, terdiri dari:

- Pengolahan Air
- Boiler
- Pengolahan limbah
- Bengkel
- Pemeliharaan

Sehingga proses keseluruhan yang membutuhkan tenaga operasional adalah 7 tahap. Dari *Vilbrant & Dryen*, Fig. 6.35, hal. 235, diperoleh jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk kapasitas produksi 90.000 ton/tahun dan beroperasi 300 hari/tahun yaitu:

Jumlah Karyawan = 103 orang jam/hari/tahap

Karena jumlah proses keseluruhan terbagi dalam 7 tahap, maka:

Karyawan proses = 103 orang jam/hari/tahapan \times 7 tahap = 721 orang jam/hari

Karena satu hari terdapat 3 shift kerja, maka:

Karyawan Proses = $\frac{721 \text{ orang jam/hari}}{3 \text{ shift/hari}} = 240,3333 \text{ orang jam/shift}$

Karena setiap karyawan shift bekerja selama 8 jam / hari, maka:

$$\text{Karyawan proses} = \frac{240,333 \text{ orang jam/shift}}{8 \text{ jam/hari}} = 30,0417 \approx 30 \text{ orang hari/shift}$$

Karena karyawan shift terdiri atas 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu libur, maka:

Jumlah karyawan proses keseluruhan = 30 orang hari/shift x 4 regu = 120 orang setiap hari (untuk 4 regu).

Jumlah karyawan staf = 106 orang

Jadi jumlah karyawan total yang diperlukan pada pabrik Ftalat anhidrida ini adalah 226 orang.

Perincian kebutuhan tenaga kerja dapat dilihat pada tabel 10.2.

Tabel 10.2. Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja

No.	Jabatan (Tugas)	Jumlah
1.	Dewan Komisaris	5
2.	Direktur utama	1
3.	Manager produksi	1
4.	Manager administrasi	1
5.	Sekretaris	2
6.	Kepala LITBANG (R&D)	1
7.	Karyawan LITBANG (R&D)	2
8.	Kepala Bagian Teknik	1
9.	Kepala Bagian Produksi	1
10.	Kepala Bagian Pemasaran	1
11.	Kepala Bagian Hubungan Masyarakat	1
12.	Kepala Bagian Sumber Daya Manusia	1
13.	Kepala Bagian Keuangan	1
14.	Kepala Divisi Perencanaan Produksi	1
15.	Karyawan Divisi Produksi	120 (3 Shift)
16.	Kepala Divisi Bengkel dan Suku Cadang	1

17.	Staff Bengkel & Perawatan	4
18.	Karyawan Gudang	4
19.	Kepala Divisi Penyediaan Air	1
20.	Karyawan Penyediaan Air/Utilitas	4
21.	Kepala Divisi Quality Control	1
22.	Karyawan Divisi Quality Control	4
23.	Kepala Divisi Penjualan	1
24.	Staff Penjualan	4
25.	Kepala Devisi Pengendalian Mutu	1
26.	Karyawan Devisi Pengendalian Mutu	4
27.	Kepala Devisi Laboratorium	1
28.	Karyawan Devisi Laboratorium	4
29.	Kepala Devisi Proses	1
30.	Karyawan Proses	10
31.	Kepala Divisi Promosi dan Periklanan	1
32.	Staff Promosi dan Periklanan	3
33.	Kepala Divisi Research Marketing	1
34.	Staff Research Marketing	2
35.	Kepala Divisi Transportasi	1
36.	Staff Transportasi	3
37.	Kepala Divisi Kesejahteraan Pekerja	1
38.	Karyawan Kesejahteraan Pekerja	2
39.	Kepala Divisi Kesehatan	1
40.	Staff Kesehatan	3
41.	Kepala Divisi Persekutuan Tenaga Kerja	1
42.	Karyawan Persekutuan Tenaga Kerja	2
43.	Kepala Keamanan	1

44.	Staff Keamanan	8
45.	Kepala Kebersihan	1
46.	Staff Kebersihan	10
Jumlah		226

10.8. Jaminan Sosial

Jaminan sosial adalah jaminan yang diterima oleh pihak karyawan jika terjadi sesuatu hal yang bukan karena kesalahannya menyebabkan dia tidak dapat melakukan pekerjaan.

Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan adalah:

a. Tunjangan

- Tunjangan di luar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang telah dilakukannya dan lama pengabdianya kepada perusahaan tersebut.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja di luar jam kerja yang telah ditetapkan (khusus untuk tenaga kerja shift)

b. Fasilitas

Fasilitas yang diberikan berupa seragam kerja untuk karyawan, perlengkapan keselamatan kerja (misal helm, sarung tangan, sepatu boot, kacamata pelindung dan lain-lain), antar jemput bagi karyawan, kendaraan dinas, tempat tinggal dan lain-lain.

c. Pengobatan

Untuk pengobatan dan perawatan pertama dapat dilakukan di poliklinik perusahaan dan diberikan secara cuma-cuma kepada karyawan yang membutuhkan dengan ketentuan sebagai berikut:

- Untuk pengobatan dan perawatan yang dilakukan pada rumah sakit yang telah ditunjuk akan diberikan secara cuma-cuma
- Karyawan yang mengalami kecelakaan atau terganggu kesehatannya dalam menjalankan tugas perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan penuh.

d. Insentive atau bonus

Insentive diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya insentive ini dibagi menurut golongan

dan jabatan. Pemberian insentive untuk golongan operatif (golongan kepala seksi ke bawah) diberikan setiap bulan sedangkan untuk golongan di atasnya diberikan pada akhir tahun produksi dengan melihat besarnya keuntungan dan target yang dicapai.

e. Cuti

- Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan ijinnya
- Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter
- Cuti hamil selama 3 bulan bagi tenaga kerja wanita
- Cuti untuk keperluan dinas atas perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan

10.9. Status Karyawan dan Sistem Upah

Pabrik ftalat anhidrida ini mempunyai sistem pembagian gaji yang berbeda-beda kepada karyawan. Hal ini berdasarkan pada kriteria sebagai berikut:

1. Tingkat pendidikan
2. Pengalaman kerja
3. Tanggung jawab dan kedudukan
4. Keahlian
5. Pengabdian pada perusahaan (lamanya bekerja)

Berdasarkan kriteria di atas, karyawan akan menerima gaji sesuai dengan status kepegawaiannya. Status kepegawaiannya dibagi menjadi 3 bagian, yaitu :

1. Karyawan regular adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya.
2. Karyawan borongan adalah pekerja yang dipergunakan oleh pabrik bila diperlukan saja, misalnya bongkar muat barang dan lain-lain. Pekerja ini menerima upah borongan untuk pekerjaan tersebut.
3. Karyawan harian adalah pekerja yang diangkat dan diberhentikan oleh manajer pabrik berdasarkan nota persetujuan manajer pabrik atas pengajuan kepala yang membawahnya dan menerima upah harian yang dibayarkan setiap akhir pekan.

(Kusnarjo, 2010)

Tabel 10.3. Daftar Upah (Gaji) Karyawan

No.	Jabatan (Tugas)	Jumlah	Gaji (Rp/orang)	Total
1.	Dewan Komisaris	5	25.000.000	125.000.000
2.	Direktur utama	1	10.000.000	10.000.000
3.	Manager produksi	1	7.000.000	7.000.000
4.	Manager administrasi	1	7.000.000	7.000.000
5.	Sekretaris	2	3.000.000	6.000.000
6.	Kepala LITBANG (R&D)	1	4.000.000	4.000.000
7.	Karyawan LITBANG (R&D)	2	3.000.000	6.000.000
8.	Kepala Bagian Teknik	1	4.000.000	4.000.000
9.	Kepala Bagian Produksi	1	4.000.000	4.000.000
10.	Kepala Bagian Pemasaran	1	4.000.000	4.000.000
11.	Kepala Bagian Hubungan Masyarakat	1	4.000.000	4.000.000
12.	Kepala Bagian Sumber Daya Manusia	1	4.000.000	4.000.000
13.	Kepala Bagian Keuangan	1	4.000.000	4.000.000
14.	Kepala Divisi Perencanaan Produksi	1	4.000.000	4.000.000
15.	Karyawan Divisi Produksi	120	3.500.000	420.000.000
16.	Kepala Divisi Bengkel dan Suku Cadang	1	4.000.000	4.000.000
17.	Staff Bengkel & Perawatan	4	3.500.000	14.000.000
18.	Karyawan Gudang	4	3.000.000	12.000.000
19.	Kepala Divisi Penyediaan Air	1	4.000.000	4.000.000
20.	Karyawan Penyediaan Air/Utilitas	4	3.000.000	12.000.000

21.	Kepala Divisi Quality Control	1	4.000.000	4.000.000
22.	Karyawan Divisi Quality Control	4	3.000.000	12.000.000
23.	Kepala Divisi Penjualan	1	4.000.000	4.000.000
24.	Staff Penjualan	4	3.000.000	12.000.000
25.	Kepala Devisi Pengendalian Mutu	1	4.000.000	4.000.000
26.	Karyawan Devisi Pengendalian Mutu	4	3.000.000	12.000.000
27.	Kepala Devisi Laboratorium	1	4.000.000	4.000.000
28.	Karyawan Devisi Laboratorium	4	3.000.000	12.000.000
29.	Kepala Devisi Proses	1	4.000.000	4.000.000
30.	Karyawan Proses	10	3.500.000	35.000.000
31.	Kepala Divisi Promosi dan Periklanan	1	4.000.000	4.000.000
32.	Staff Promosi dan Periklanan	3	3.000.000	9.000.000
33.	Kepala Divisi Research Marketing	1	4.000.000	4.000.000
34.	Staff Research Marketing	2	3.000.000	6.000.000
35.	Kepala Divisi Transportasi	1	4.000.000	4.000.000
36.	Staff Transportasi	3	3.000.000	9.000.000
37.	Kepala Divisi Kesejahteraan Pekerja	1	4.000.000	4.000.000
38.	Karyawan Kesejahteraan Pekerja	2	3.000.000	6.000.000
39.	Kepala Divisi Kesehatan	1	4.500.000	4.500.000
40.	Staff Kesehatan	3	3.000.000	9.000.000
41.	Kepala Divisi Persekutuan Tenaga Kerja	1	4.000.000	4.000.000
42.	Karyawan Persekutuan Tenaga Kerja	2	2.700.000	5.400.000
43.	Kepala Keamanan	1	3.500.000	3.500.000
44.	Staff Keamanan	8	2.700.000	21.600.000

45.	Kepala Kebersihan	1	3.500.000	3.500.000
46.	Staff Kebersihan	10	2.700.000	27.000.000
Jumlah		226	198.100.000	886.500.000

BAB XI

ANALISIS EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan suatu cara untuk mengetahui apakah pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Oleh karena itu di dalam pra rencana Pabrik Ftalat Anhidrida ini dibuat evaluasi untuk mengetahui berapa investasi yang diperlukan untuk mendirikan pabrik Ftalat Anhidrida tersebut. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan Pabrik Ftalat Anhidrida adalah sebagai berikut :

1. *Return of Invesment (ROI)*
2. *Pay Out Time (POT)*
3. *Break Even Point (BEP)*
4. *Internal Rate of Return (IRR)*

Untuk menghitung faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran beberapa hal menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu :

1. Penaksiran modal investasi total (*Total Capital Invesment*) terdiri atas :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Invesment*)
 - b. Modal kerja (*Work Capital Invesment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*), terdiri atas :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Penaksiran harga alat

11.1. Faktor - Faktor Penentu

11.1.1. Penaksiran Modal Investasi Total (TCI)

Yaitu modal atau biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan suatu pabrik mulai dari awal sampai pabrik selesai dibangun dan siap beroperasi.

1. Modal Tetap (FCI)

Yaitu modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik, FCI dibagi menjadi :

a. Direct Cost

Yaitu modal yang dikeluarkan untuk pembelian atau pengadaan peralatan proses produksi, meliputi :

- Harga peralatan

- Instrumentasi dan alat kontrol
- Isolasi
- Perpipaan
- Peralatan listrik
- Angkutan kapal laut
- Asuransi
- Biaya angkut ke plant
- Pemasangan alat
- Bangunan
- Service Facilities
- Tanah

b. Indirect cost

Yaitu biaya atau modal yang dikeluarkan untuk konstruksi pabrik dan bagian-bagian pabrik yang tidak berhubungan langsung dengan pengadaan peralatan proses produksi, meliputi :

- Engineering dan supervisi
- Konstruksi

2. Modal Kerja (WCI)

Yaitu semua biaya yang dikeluarkan untuk mengoperasikan pabrik, dimana biaya yang dikeluarkan dipengaruhi oleh besarnya kapasitas pabrik, meliputi :

- Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- Pengemasan produk
- Biaya yang harus ada setiap bulannya (uang tunai) untuk membiayai pengeluaran rutin seperti gaji, pembelian bahan baku dan lain-lain
- Pajak yang harus dibayar
- Perhitungan penerimaan dan pengeluaran
- Utilitas.

Sehingga : $TCI = FCI + WCI$

11.1.2. Penentuan Biaya Produksi

Adalah biaya yang dikeluarkan tiap satu-satuan produksi. Biaya produksi terdiri dari :

a. Biaya Pembuatan

Yaitu semua biaya untuk proses yang meliputi :

- Biaya produksi langsung (DPC)
- Biaya produksi tetap (FPC)
- Biaya overhead pabrik (POC).

b. Biaya Pengeluaran Umum

Yaitu biaya yang tidak berhubungan dengan proses, meliputi :

- Biaya administrasi
- Biaya distribusi dan pemasaran
- Litbang.

Berdasarkan sifatnya, biaya produksi dibagi menjadi :

▪ Biaya tetap

Yaitu biaya yang dikeluarkan secara tetap dan tidak tergantung pada kapasitas pabrik. Yang termasuk biaya tetap antara lain :

- Bunga Bank
- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak, dll

▪ Biaya semi variabel (SVC)

Yaitu biaya yang bervariasi tetapi tidak berbanding lurus dengan kapasitas pabrik, antara lain :

- Biaya utilitas
- Biaya bahan baku
- Gaji karyawan
- Supervisor
- Pemeliharaan dan perbaikan

11.1.3. Penaksiran Harga Alat

Harga suatu alat setiap saat dapat berubah sesuai dengan perubahan kondisi ekonomi. Karena perubahan kondisi ini maka terdapat beberapa cara untuk

mengkonversi harga suatu alat yang sama beberapa tahun yang lalu, sehingga diperoleh harga yang ekuivalen dengan harga sekarang.

Harga alat pada pabrik Ftalat Anhidrida ini didasarkan pada data harga alat yang diperoleh dari (Ulrich, 1984), Chemical engineering magazine 2014 dan (<http://www.matche.com/EquipCost/2015>).

Penentuan Total Capital Investment (TCI)

a. Biaya Langsung (DC)

1. Harga peralatan		(E)	= Rp.	18.589.421.066
2. Instrument dan alat control	10%	E	= Rp.	1.858.942.107
3. Isolasi	8%	E	= Rp.	1.487.153.685
4. Perpipaan terpasang	30%	E	= Rp.	5.576.826.320
5. Listrik terpasang	10%	E	= Rp.	1.858.942.107
6. Harga FOB (jumlah 1-5)		(F)	= Rp.	29.371.285.284
7. Ongkos angkutan kapal laut	7%	F	= Rp.	2.055.989.970
8. Harga C dan F (jumlah 6-7)		(G)	= Rp.	31.427.275.254
9. Biaya asuransi	0,6%	G	= Rp.	188.563.652
10. Harga CIF (jumlah 8-9)		(H)	= Rp.	31.615.838.906
11. Biaya angkut barang ke plant	15%	H	= Rp.	4.742.375.836
12. Pemasangan alat	40%	E	= Rp.	7.435.768.426
13. Bangunan pabrik	35%	E	= Rp.	6.506.297.373
14. Service facilities	45%	E	= Rp.	8.365.239.480
15. Tanah	5%	E	= Rp.	929.471.053
16. Biaya langsung (DC) (jumlah 10-15)			= Rp.	59.594.991.074

b. BiayaTak Langsung (IC)

17. Engineering dan Supervisi	8%	DC	= Rp.	4.767.599.286
18. Kontruksi	10%	DC	= Rp.	5.959.499.107
Total Modal Tak Langsung (IC)			= Rp.	10.727.098.393

c. Fixed Capital Investment (FCI)

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\
 &= \text{Rp. } 59.594.991.074 + \text{Rp. } 10.727.098.393 \\
 &= \text{Rp. } 82.731.869.962
 \end{aligned}$$

d. Working Capital Investment (WCI)

$$\begin{aligned} \text{WCI} &= 10\% \times \text{TCI} \\ &= 10\% \times \text{Rp. } 91.924.299.958 \\ &= \text{Rp. } 9.192.429.996 \end{aligned}$$

e. Total Capital Investment (TCI)

$$\begin{aligned} \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\ &= \text{Rp. } 82.731.869.962 + \text{Rp. } 9.192.429.996 \\ &= \text{Rp. } 91.924.299.958 \end{aligned}$$

f. Modal Perusahaan

$$\text{Modal sendiri (MS) } 70\% \text{ TCI} = \text{Rp. } 64.347.009.971$$

$$\text{Modal pinjaman (MP) } 30\% \text{ TCI} = \text{Rp. } 27.577.289.987$$

Penentuan Total Capital Investment (TPC)

a. Biaya Produksi Langsung (DPC)

- Bahan baku	= Rp.	153.416.505.958
- Tenaga kerja (TK)	= Rp.	10.638.000.000
- Pengawasan langsung (13% TK)	= Rp.	1.382.940.000
- Utilitas	= Rp.	564.592.920.729
- Pemeliharaan & perbaikan (PP) (5% FCI)	= Rp.	4.136.593.498
- Operating supplies (13% PP)	= Rp.	537.757.155
- Laboratorium (13% PP)	= Rp.	1.382.940.000
- Patent dan royalti (1% TPC)	= Rp.	0,01 TPC
- Biaya Produksi Langsung	= Rp.	736.087.657.340
		+ 0,01 TPC

b. Biaya Tetap (FC)

- Depresiasi alat (10% FCI)	= Rp.	8.273.186.996
- Depresiasi bangunan (2% FCI)	= Rp.	1.654.637.399
- Pajak kekayaan (2% FCI)	= Rp.	1.654.637.399
- Asuransi (1,0% FCI)	= Rp.	496.391.220
- Bunga bank (10,25% MP)	= Rp.	2.826.672.224
Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)	= Rp.	14.905.525.238

c. Biaya Overhead Pabrik

$$\text{Biaya Overhead} = 60\% \text{ TK} + (13\text{TK}) + \text{PP} = \text{Rp. } 9.694.520.099$$

d. Biaya pengeluaran umum (GE)

- Administrasi (15% PP)	= Rp.	2.423.630.025
- Distribusi dan pemasaran (3% TPC)	= Rp.	0,03 TPC
- Litbang (5% TPC)	= Rp.	0,05 TPC
Biaya Pengeluaran Umum (GE)	= Rp.	2.423.630.025 + 0,08 TPC

e. Biaya produksi total (TPC)

$$\begin{aligned} \text{TPC} &= \text{DPC} + \text{FC} + \text{Biaya Overhead} + \text{GE} \\ &= \text{Rp. } 763.111.332.702 + 0,09 \text{ TPC} \end{aligned}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp. } 838.583.882.090$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, DPC} &= \text{Rp. } 736.087.657.340 + 0,01 \text{ TPC} \\ &= \text{Rp. } 744.473.496.161 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{GE} &= \text{Rp. } 2.423.630.025 + 0,08 \text{ TPC} \\ &= \text{Rp. } 69.510.340.592 \end{aligned}$$

11.2. Analisa Profitabilitas

Sesuai dengan Undang-Undang Pajak Penghasilan tahun 1984 (UU no. 7/1983) dan Undang-Undang ketentuan umum dan tata cara perpajakan (UU no.6/1983) :

- 10% untuk laba sampai Rp. 50.000.000
- 15% untuk laba Rp. 50.000.000 sampai Rp. 100.000.000,-
- 30% untuk laba sampai > Rp. 100.000.000

a. Bunga kredit = 10,25 % per tahun

b. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun

c. Umur pabrik 10 tahun

d. Kapasitas produksi

Tahun I = 60 % dari produksi total

Tahun II = 80 % dari produksi total

Tahun III = 100 % dari produksi total

1. Laba Perusahaan

Total penjualan per tahun = Rp. 873.722.533.984 (kapasitas 100 %)

$$\begin{aligned} \text{Laba kotor} &= \text{Harga jual} - \text{Biaya produksi} \\ &= \text{Rp. } 873.722.533.984 - \text{Rp. } 838.583.882.090 \\ &= \text{Rp. } 35.138.651.895 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Pajak penghasilan} &= 30\% \times \text{Laba kotor} \\ &= 30\% \times \text{Rp. 35.138.651.895} \\ &= \text{Rp. 10.541.595.568} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laba bersih} &= \text{Laba kotor} - \text{Pajak penghasilan} \\ &= \text{Rp.35.138.651.895} - \text{Rp. 10.541.595.568} \\ &= \text{Rp. 24.597.056.326} \end{aligned}$$

Nilai penerimaan Cash Flow sebelum pajak (C_{A})

$$\begin{aligned} C_{Abt} &= \text{Laba kotor} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. 35.138.651.895} + \text{Rp. 8.273.186.996} \\ &= \text{Rp. 43.411.838.891} \end{aligned}$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A)

$$\begin{aligned} C_{Aat} &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. 24.597.056.326} + \text{Rp. 8.273.186.996} \\ &= \text{Rp. 32.870.243.322} \end{aligned}$$

2. Laju Pengembalian Modal (ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned} ROI_{BT} &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal Tetap}} \times 100\% \\ &= 42\% \quad (\text{App. E}) \end{aligned}$$

b. ROI setelah pajak

$$\begin{aligned} ROI_{AT} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal Tetap}} \times 100\% \\ &= 30\% \quad (\text{App. E}) \end{aligned}$$

3. Lama Pengembalian Modal (POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung, dikurangi penyusutan/waktu yang diperlukan untuk pengembalian modal investasi.

$$\begin{aligned} POT &= \frac{\text{Modal Tetap}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 2,5 \text{ tahun} \quad (\text{App. E}) \end{aligned}$$

4. Break Even Point (BEP)

Merupakan titik dimana jika kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$BEP = \frac{FC + 0,3SVC}{S - (0,7SVC - VC)} \times 100\%$$

Dimana :

FC = Rp. 14.905.525.238

VC = Rp. 718.009.426.687

SVC = Rp. 105.668.930.165

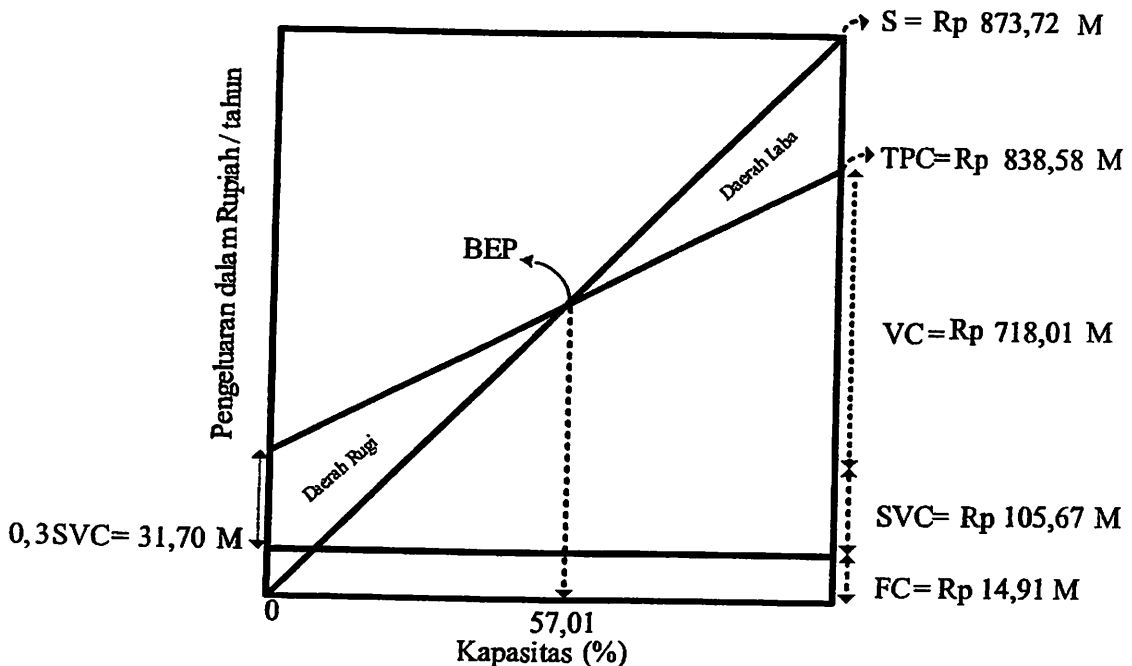
S = Rp. 873.722.522.984

Maka, didapatkan :

BEP = 57,01 % (App. E)

Titik BEP terjadi pada kapasitas = 57,01 % × 90.000 ton/tahun
 = 51.313 ton/tahun

Nilai BEP untuk Pabrik Ftalat Anhidrida adalah 30% - 60%, sehingga nilai BEP diatas memadai.



Gambar 11.1. Break Even Point

Untuk produksi tahun I kapasitas pabrik 60% dari kapasitas sesungguhnya, sehingga keuntungannya adalah :

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{(100 - BEP) - (100 - \% \text{kapasitas})}{(100 - BEP)}$$

Dimana : PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

%Kap = % kapasitas yang tercapai

Maka, dari App. E diperoleh nilai,

$$PBi = \text{Rp. } 7.386.215$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun I adalah :

$$C_A = \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{depresiasi alat}$$

$$= \text{Rp. } 7.386.215 + \text{Rp. } 8.273.186.996$$

$$= \text{Rp. } 8.280.573.211$$

Untuk produksi tahun II kapasitas pabrik 80% dari kapasitas sesungguhnya, sehingga keuntungannya adalah :

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{(100 - BEP) - (100 - \% \text{kapasitas})}{(100 - BEP)}$$

Dimana : PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

%Kap = % kapasitas yang tercapai

Maka, dari App. E diperoleh nilai,

$$PBi = \text{Rp. } 56.862.413$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun I adalah :

$$C_A = \text{laba bersih tahun kedua} + \text{depresiasi alat}$$

$$= \text{Rp. } 56.862.413 + \text{Rp. } 8.273.186.996$$

$$= \text{Rp. } 8.330.049.409$$

5. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik yang masih boleh beroperasi.

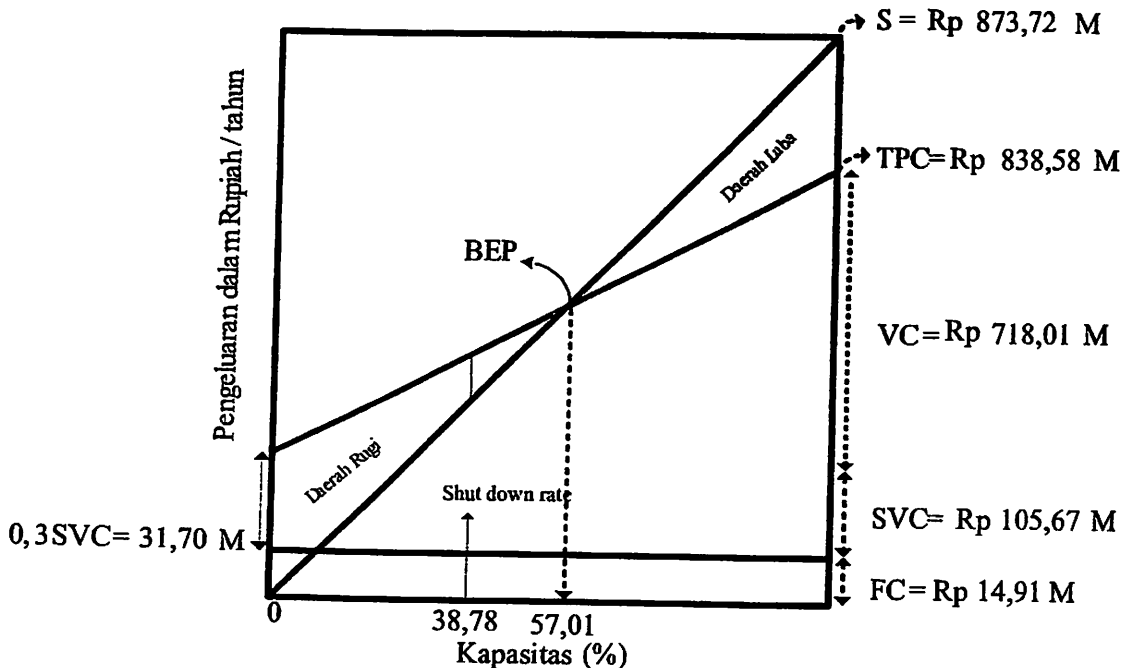
$$SDP = \frac{0,3SVC}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\%$$

$$= 38,78 \% \text{ (App. E)}$$

Titik shut down point terjadi pada kapasitas penjualan

$$= 38,78 \% \times \text{Rp. } 873.722.533.984$$

$$= \text{Rp. } 338.829.853.298$$



Gambar 11.2. Kapasitas pada Keadaan Shut Down Rate

6. Net Present Value (NPV)

Metode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih dengan nilai investasi sekarang.

Langkah – langkah menghitung NPV :

a. Menghitung C_{A0} (tahun ke-0) untuk masa konstruksi 2 tahun

$$\begin{aligned} C_{A-2} &= 40\% \times \text{FCI} \times (1+i)^2 \\ &= \text{Rp. } 40.224.442.005 \text{ (App. E)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{A-1} &= 60\% \times \text{FCI} \times (1+i)^1 \\ &= \text{Rp. } 54.727.131.980 \text{ (App. E)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{A-0} &= -(C_{A-1} - C_{A-2}) \\ &= -\text{Rp. } 94.951.573.985 \end{aligned}$$

b. Menghitung NPV tiap tahun

$$NPV = C_A \times F_d$$

Dimana : $F_d = \text{faktor diskon} = 1/(1+i)^n$ $C_A = \text{cash flow setelah pajak}$

$n = \text{tahun ke-n}$ $i = \text{tingkat bunga}$

Tabel 11.1 Cash flow untuk NPV selama 10 tahun

Tahun ke -	Cash Flow (C_A) (Rp)	F_d $i = 10,25\%$	NPV (Rp)
0	-94.951.573.985	1	-94.951.573.985
1	8.280.573.211	0,9070	7.510.724.001
2	8.330.049.409	0,8227	6.853.152.264
3	32.870.243.322	0,7462	24.528.281.658
4	32.870.243.322	0,6768	22.247.874.520
5	32.870.243.322	0,6139	20.179.478.023
6	32.870.243.322	0,5568	18.303.381.427
7	32.870.243.322	0,5051	16.601.706.509
8	32.870.243.322	0,4581	15.058.237.197
9	32.870.243.322	0,4155	13.658.265.031
10	32.870.243.322	0,3769	12.388.449.008
WCI			9.192.429.996
Total			71.570.405.648

Karena harga NPV = (+) maka pabrik Ftalat Anhidrida layak untuk didirikan

7. IRR (Internal Rate of Return)

Tabel 11.2 Cash flow untuk IRR

Tahun ke -	Cash Flow (C_A) (Rp)	NPV_1 (Rp) $i = 0,23$	NPV_2 (Rp) $i = 0,24$
0	-94.951.573.985	-94.951.573.985	-94.951.573.985
1	8.280.573.211	6.732.173.343	6.677.881.622
2	8.330.049.409	5.506.014.547	5.417.565.953
3	32.870.243.322	17.663.940.154	17.240.023.897
4	32.870.243.322	14.360.926.954	13.903.245.078
5	32.870.243.322	11.675.550.369	11.212.294.418
6	32.870.243.322	9.492.317.374	9.042.172.918

7	32.870.243.322	7.717.331.198	7.292.074.934
8	32.870.243.322	6.274.253.007	5.880.705.592
9	32.870.243.322	5.101.018.704	4.742.504.509
10	32.870.243.322	4.147.169.678	3.824.600.411
WCI		9.192.429.996	9.192.429.996
Total		2.911.551.339	-526.074.659

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1)$$

$$= 23,85 \%$$

Karena IRR lebih besar dari bunga bank (10,25 %) maka Pabrik Ftalat Anhidrida ini layak untuk didirikan.

BAB XII

KESIMPULAN

Dari hasil perhitungan Pra rencana Pabrik Ftalat Anhidrida dari Naftalena dapat diambil kesimpulan bahwa rencana pendirian ini adalah cukup menguntungkan dengan memperhitungkan beberapa aspek:

1. Dari Segi Proses

Proses oksidasi naftalena fase uap lebih menguntungkan karena dilakukan dalam kondisi suhu dan tekanan yang cukup rendah sehingga dilihat dari segi keamanan akan terjamin dan dari segi perancangan alat menjadi lebih mudah.

2. Dari Segi Sosial

Pendirian pabrik ini dinilai menguntungkan, karena:

- Menciptakan lapangan kerja.
- Memberi kesempatan kepada penduduk untuk memperoleh tambahan penghasilan.

3. Dari Segi Lokasi

- Sarana penunjang untuk memperoleh bahan baku sangat memadai yaitu dekat dengan pelabuhan dan jalan raya..
- Sarana penunjang utilitas sangat memadai.

4. Ikut menunjang program pemerintah dalam usaha mewujudkan rencana jangka panjang pemerintah yaitu menjadikan negara Indonesia sebagai negara industri baru yang didukung oleh sektor kelautan yang kuat.

5. Dari Segi Perhitungan Ekonomi

Setelah dilakukan analisa ekonomi terhadap pra rencana pabrik Ftalat Anhidrida dari Naftalrena fase uap, dinilai cukup menguntungkan dengan berdasarkan data-data sebagai berikut:

- | | |
|-----------------------------------|-------------|
| - ROI_{BT} | = 42 % |
| - ROI_{AT} | = 30 % |
| - Pay Out Time (POT) | = 2,5 tahun |
| - Break Event Point (BEP) | = 57,01 % |
| - Internal Rate of Return (IRR) | = 23,85 %. |

Dan Pra Rencana Pabrik Ftalat Anhidrida Layak untuk didirikan karena IRR (23,85 %) lebih besar dari bunga bank (10,25 %).

perusahaan yang berfokus pada penjualan produk-produk kimia industri yang memiliki nilai tambah yang tinggi. Dengan demikian, perusahaan ini dapat meningkatkan nilai tambah produk-produk yang dihasilkan.

Salah satu faktor yang mempengaruhi keberhasilan perusahaan adalah kemampuan perusahaan dalam mengelola sumber daya manusia yang ada. Dengan demikian, perusahaan ini dapat meningkatkan kemampuan sumber daya manusia yang ada.

Salah satu faktor yang mempengaruhi keberhasilan perusahaan adalah kemampuan perusahaan dalam mengelola sumber daya keuangan yang ada. Dengan demikian, perusahaan ini dapat meningkatkan kemampuan sumber daya keuangan yang ada.

Salah satu faktor yang mempengaruhi keberhasilan perusahaan adalah kemampuan perusahaan dalam mengelola sumber daya teknologi yang ada. Dengan demikian, perusahaan ini dapat meningkatkan kemampuan sumber daya teknologi yang ada.

Salah satu faktor yang mempengaruhi keberhasilan perusahaan adalah kemampuan perusahaan dalam mengelola sumber daya pemasaran yang ada. Dengan demikian, perusahaan ini dapat meningkatkan kemampuan sumber daya pemasaran yang ada.

Salah satu faktor yang mempengaruhi keberhasilan perusahaan adalah kemampuan perusahaan dalam mengelola sumber daya lingkungan yang ada. Dengan demikian, perusahaan ini dapat meningkatkan kemampuan sumber daya lingkungan yang ada.

Salah satu faktor yang mempengaruhi keberhasilan perusahaan adalah kemampuan perusahaan dalam mengelola sumber daya hukum yang ada. Dengan demikian, perusahaan ini dapat meningkatkan kemampuan sumber daya hukum yang ada.

Salah satu faktor yang mempengaruhi keberhasilan perusahaan adalah kemampuan perusahaan dalam mengelola sumber daya sosial yang ada. Dengan demikian, perusahaan ini dapat meningkatkan kemampuan sumber daya sosial yang ada.

DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistik Republik Indonesia*. 2015. www.bps.go.id, diakses tanggal 26 Februari 2015
- Bayer AG (1973). Internal study: Biodegradability of phthalic acid (Internal report written 2004-07-15).
- Brownell E. Lloyd, "*Process Equipment Design*", John Willey and Sons Inc, New Delhi, India, 1959.
- Franck G. H. and Stadelhofer W. Jurgen., "*Industrial Aromatic Chemistry*", Germany, 1988.
- Geankoplis, Christie, "*Transport Processes and Unit Operations*", 3rd Edition, Prentice Hall Inc. New Delhi, India, 1997.
- Hesse, H.C. and Rushton, J.H., "*Process Equipment Design*", D. Van Nostrand Co, New Jersey, 1981.
- Kern D.Q, "*Process Heat Transfer*", 2nd Edition, McGraw-Hill Inc, Singapore, 1988.
- Keyes, "*Industrial Chemicals*", 2th edition, John Wiley and Sons Inc, New York, 1975.
- Kusnarjo, "*Desain Alat Pemindah Panas*", Surabaya, 2010
- Kusnarjo, "*Desain Pabrik Kimia*", Surabaya, 2010
- Kusnarjo, "*Ekonomi Teknik*", Surabaya, 2010
- Kusnarjo, "*Utilitas Pabrik Kimia*", Surabaya, 2012
- M.S. Wainwright, T.W. Hoffman, *Can. J. Chem. Eng.* 55 (1977) page 557.
- Mauriece, "*Gas-Liquid And Liquid-Liquid Separators*", Oxford, 2008
- Perry, Robert H, "*Perry's Chemical Engineering Handbook*", 8th Edition, McGraw Hill Company, New York, USA, 2008.
- Peter S. and Timmerhause, "*Plant Design and Economic for Chemical Engineering*", 4th edition, McGraw-Hill, Singapore, 1991.
- Smith, J.M, and Van Ness H.C, "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*", 2nd Edition, McGraw-Hill Book Company, New York, 1959.
- Turton, R., Bailie, R.C., Whiting, W.B., and J.A. Shaeiwitz, *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*, Prentice-Hall, Upper Saddle River, NJ, 1998.
- Ulrich D. Gael, "*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*", John Willey and Sons Inc, New York, USA, 1984.