

PRA RENCANA PABRIK

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

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
DESTILASI**

SKRIPSI

Disusun Oleh :

CHRISTIAN ANDREW HADI SAPUTRA 1114006



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

REDAZIONE

CONSIGLIO DI AMMINISTRAZIONE
PRESIDENTE
VICE PRESIDENTI
MEMBRI

AMMINISTRATORE DELEGATO
CAPOREDATTORE

REDAZIONE

ABBONAMENTI

CAPOREDATTORE

STAMPATORE
DISTRIBUZIONE
PUBBLICITÀ

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK

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

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
DESTILASI**

SKRIPSI

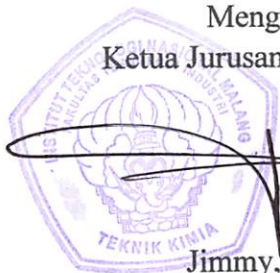
**Diajukan Sebagai Syarat Menempuh Wisuda
Sarjana Pada Jenjang Strata Satu (S-1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang**

Disusun Oleh :

CHRISTIAN ANDREW HADI SAPUTRA 1114006

Malang, Agustus 2015

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia



Jimmy, ST, MT
NIP Y 1039900330

Menyetujui,
Dosen Pembimbing

M. Istnaeny Hudha, ST, MT
NIP Y 1030400400

LEMBAR PERSetujuan

PIA RENCANA PABRIK

ETALAT ANHIDRIDA DARI NITRATENA DENGAN PROSES
OKSIDASI PADA PASE UAP
KAPASITAS PRODUKSI 90.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN ALAT-ALAT
DESTILASI

SKRIPSI

Dijadikan sebagai syarat memperoleh *Widya*
Sarjana Pada jenjang Sarjana Sains (S-1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang

Dibuat Oleh :

CHRISTIAN ANDREW HADI SAPUTRA 1114008

Malang, Agustus 2012

Dosen Pembimbing
Mengetahui

Ketua Jurusan Teknik Kimia
Mengetahui

M. Istikomah, Ph.D., S.T.M.T.
NIP. Y 1030100400

Jimmy S.T.M.T.
NIP. Y 103000330

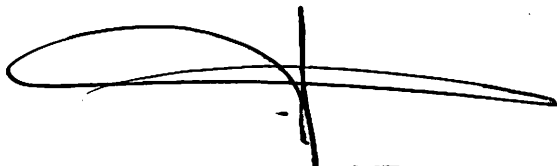
BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

Nama : CHRISTIAN ANDREW HADI SAPUTRA
NIM : 1114006
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 : A

Ketua,



Jimmy, ST, MT
NIP. Y. 1039900330

Sekretaris,



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

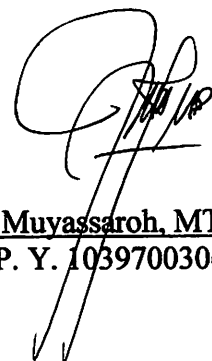
Anggota Penguji,

Penguji Pertama,



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

Penguji Kedua,



Ir. Muyassaroh, MT
NIP. Y. 1039700306

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : CHRISTIAN ANDREW HADI SAPUTRA
NIM : 1114006
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
DESTILASI**

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, Agustus 2015

Yang membuat pernyataan,



CHRISTIAN ANDREW HADI SAPUTRA
NIM. 1114006

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, Agustus 2015

Penyusun

KATA PENGANTAR

Dengan memanjatkan puji syukur ke hadapan Tuhan Yang Maha Esa yang telah memberikan kamunianya sehingga penyusunan dapat menyelesaikan skripsi yang berjudul "Peta Rencana Fabrik Fasal Anhidrida dari Nitrilena dengan Proses Oksidasi pada Fase Gas Kapasitas Produksi 60.000 Ton/Tahun" dengan baik.

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

Pada kesempatan ini, pengarang mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Dr. Ir. Ika Mulyadi, MT selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang
2. Bapak Ir. Anang Subandi, 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. Lannuzi, Hadid, ST, MT, selaku Dosen Pembimbing Skripsi
5. Kedua orang tua yang telah memberikan dukungan serta doa kepada kami
6. Bapak/Ibu dosen, rekan-rekan mahasiswa dan semua pihak yang lain membantu hingga terselesaikannya 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, Agustus 2012

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 ISI

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

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 TABEL

Industri Pabrik Falat Andrida dan Produk Jadi yang Diklasikan I-2 Analisa Pasar I-2 Data Input-Kebutuhan Falat Andrida Tahun 2010-2014 Di Indonesia I-6 Perbandingan Proses Pembuatan Falat Andrida II-4 Instrumenasi Pta Rencana Pabrik Falat Andrida dari Nafelena VII-2 Alat Keselamatan Kerja Pabrik Falat Andrida VII-4 Peralatan Keselamatan Kerja VII-7 Perincian Alat Dacrah Pabrik IX-2 Jadwal Kerja Karyawan Shift X-8 Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja X-11 Daftar Upah (Gaji) Karyawan X-12 Cash Flow untuk NPV Selama 10 Tahun XI-11 Cash Flow untuk IRR XI-11	Tabel 1.1. Tabel 1.2. Tabel 1.3. Tabel 2.1. Tabel 7.1. Tabel 7.2. Tabel 7.3. Tabel 9.1. Tabel 10.1. Tabel 10.2. Tabel 10.3. Tabel 11.1. Tabel 11.2.
--	---

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 tetrachloronaphthalene 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 sintesis.

(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</i> (UPR)	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 : $181,90 \text{ gram/mol}$
- Bentuk : serbuk
- Warna : kuning-orange
- Titik leleh : $800 \text{ }^\circ\text{C}$
- Densitas : $3,357 \text{ gram/mL}$
- 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

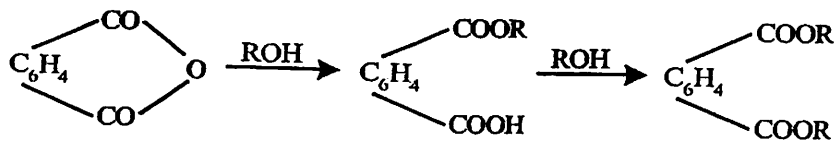
- Berat molekul : $148,1178 \text{ gram/mol}$
- Bentuk : padatan (flake)
- Warna : putih

- 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 alkyl resin.

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

(Othmer et 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

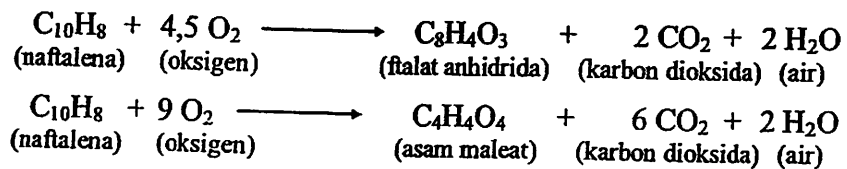
(Othmer at al vol 15, 1979)

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

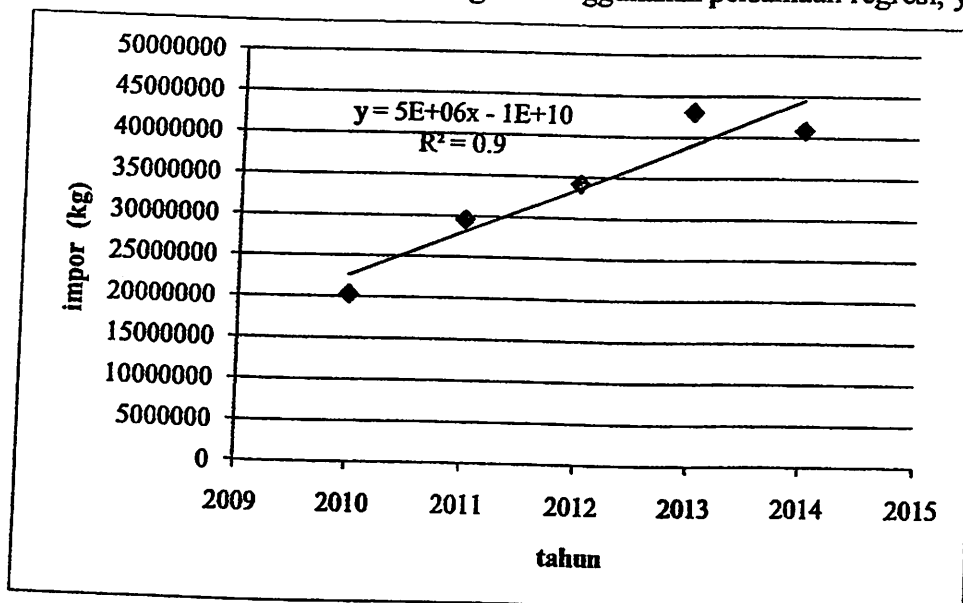
Berikut data kebutuhan flatal anhidrida di Indonesia:

Tabel 1.3. Data Impor Kebutuhan Flatal 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:

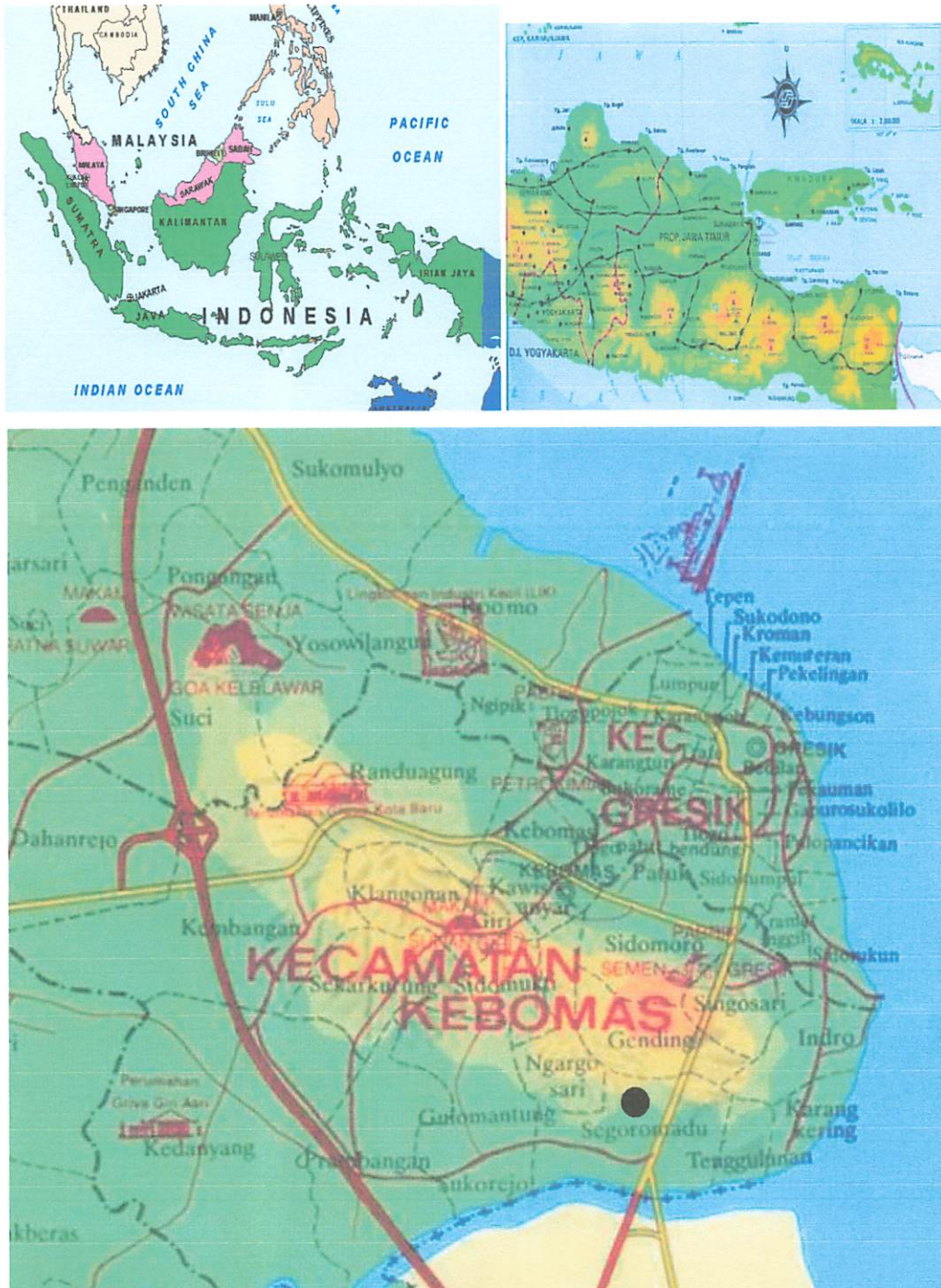
- Apakah daerah tersebut merupakan lokasi bebas sawah, rawa, bukit, dan sebagainya.
- Harga tanah dan fasilitas lainnya.

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.

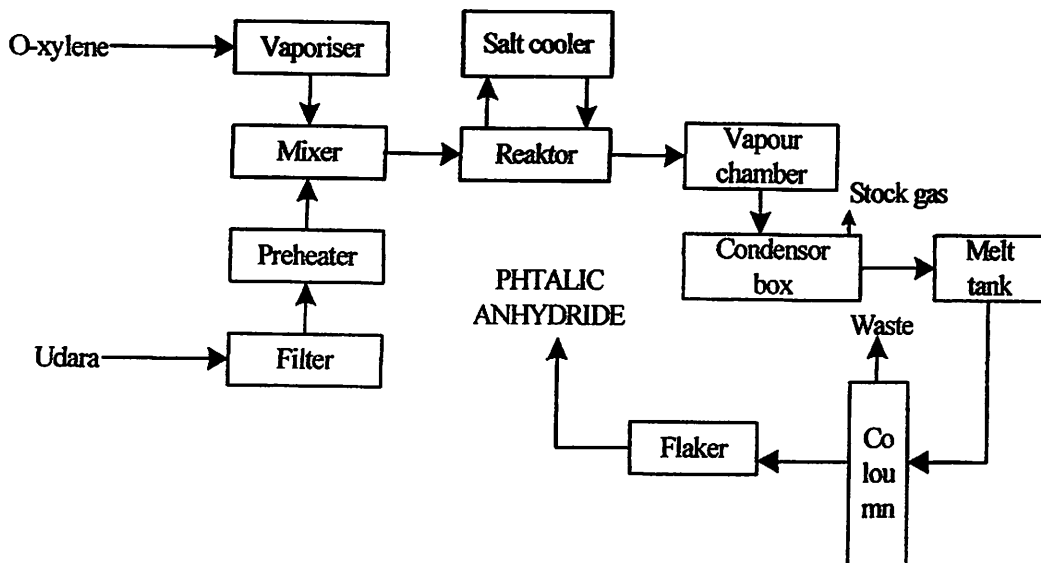
Proses Van Heyden dapat memberikan yield 70-80% ftalat anhidrida per kg o-xylene. Pada proses ini dapat dihasilkan pula maleic anhydride sebagai produk samping, yaitu sebesar 5-6 % berat ftalat anhidrida yang dihasilkan. Proses ini biasanya digunakan untuk kapasitas reaktor yang tinggi.

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

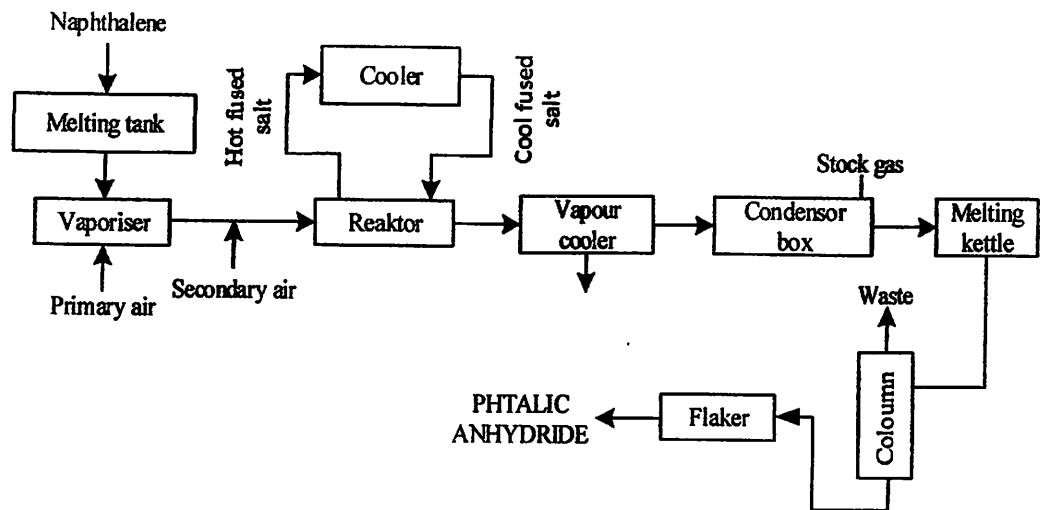
a. Fixed bed

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

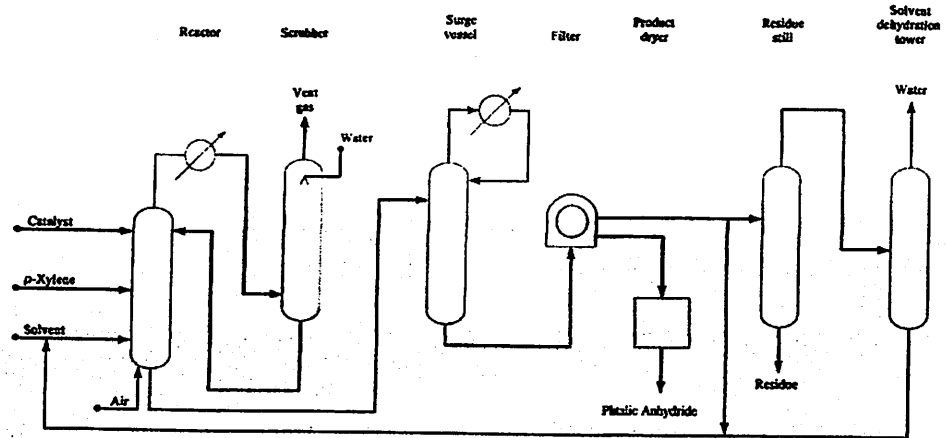
(Keyes, 1975)

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 phthalic 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	Bahan Baku		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.

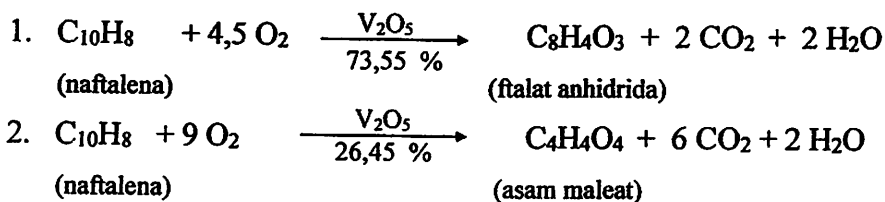
Selanjutnya naftalena dan udara masuk kedalam *Fluidized Bed* (R-130).

3. Reaksi Pembentukan Produk

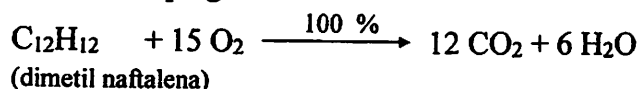
Reaksi fase gas berlangsung dalam *Fluidized Bed Reactor* (R-130). Reaksi oksidasi yang berlangsung dalam *fluidized bed Reactor* pada suhu 350 °C dan tekanan 2,75 atm bersifat eksotermis.

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

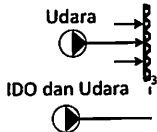
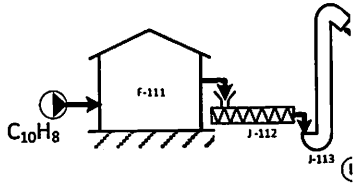
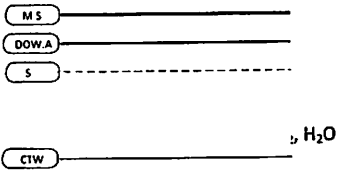
Cairan yang keluar dari *Flash Drum* (D-136) kemudian ditampung dalam crude PAN tank (F-141). Di dalam *Crude PAN* tank (F-141) dilakukan pemanasan dengan Dowtherm A yang keluar dari *Gas Cooler* I (E-133) untuk menaikkan temperatur crude ftalat anhidrida menjadi 111,05 °C pada tekanan atmosfer. Setelah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



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

Komponen	Berat Molek
C ₁₀ H ₈	128,17
C ₁₂ H ₁₂	156,22
C ₈ H ₄ O ₃	148,11
C ₄ H ₄ O ₄	116,07
CO ₂	44,009
H ₂ O	18,015
O ₂	31,998
N ₂	28,013
TOTAL	

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

FLOW SHEET

**RA RENCANA PABRIK FTALAT ANHIDRIDA DARI OKSIDASI
NAFTALENA PADA FASE UAP
KAPASITAS : 90000 TON/TAHUN**

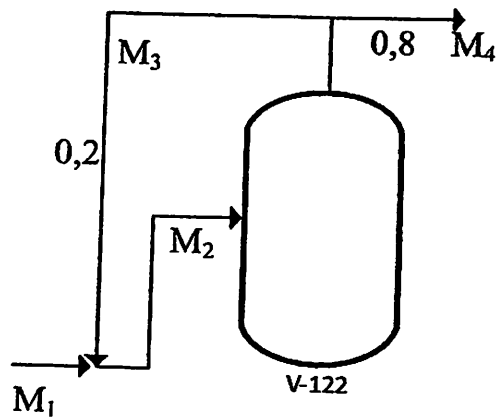
DIRANCANG OLEH :	DISETUJUI DOSEN PEMBIMBING
RISTIAN A. H. S. 11.14.006 NY SETIAWAN 11.14.017	 M. ISTNAENY HUDHA, ST.MT.

BAB III NERACA MASSA

Kapasitas produksi : 90000 ton/tahun
 Waktu operasi : 300 ; 24 jam/hari
 Satuan : kg/jam
 Basis : 14987,7004 kg/jam $C_{10}H_8$

1. Vaporizer (V-122)

Fungsi : Untuk menguapkan naftalena dari liquid menjadi uap



Keterangan:

M_1 : Aliran naftalena masuk vaporizer (fresh feed)

M_2 : Aliran total naftalena (fresh feed + recycle) masuk vaporizer

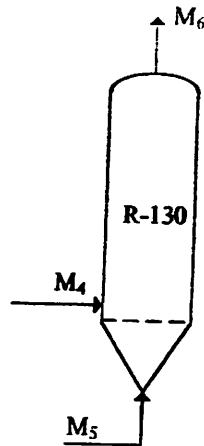
M_3 : Aliran recycle naftalena keluar vaporizer

M_4 : 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

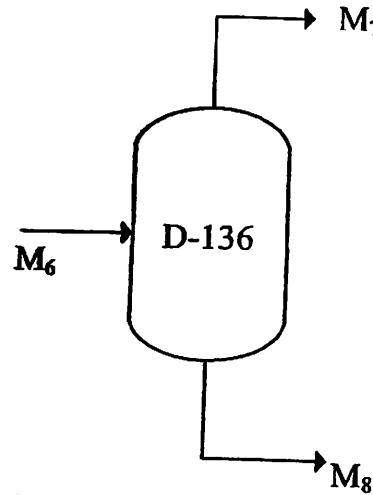
M_5 : Aliran udara masuk reaktor

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

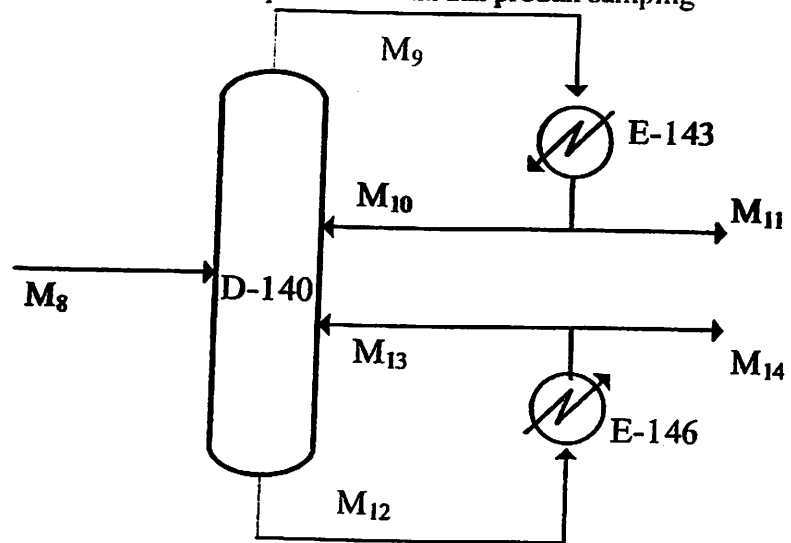
M_7 : Aliran produk gas keluar flash drum

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	
$C_8H_4O_3$	12612,1499	$C_8H_4O_3$	20,0391
$C_4H_4O_4$	3553,5111	$C_4H_4O_4$	172,4839
CO_2	16085,4745	CO_2	16085,4745
H_2O	4274,7158	H_2O	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	
		$C_8H_4O_3$	12592,1108
		$C_4H_4O_4$	3381,0273
		H_2O	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

M ₇
L ₄ O ₃ = 20,0391 kg/jam
₄ O ₄ = 172,4839 kg/jam
₄ = 16085,4745 kg/jam
) = 3246,6807 kg/jam
= 126840,0835 kg/jam
= 558184,7867 kg/jam
= 704549,5484 kg/jam

kg/jam
 kg/jam
 kg/jam
 kg/jam

M ₃
C ₁₀ H ₈ = 2967,5647 kg/jam
C ₁₂ H ₁₂ = 29,9754 kg/jam
Total = 2997,5401 kg/jam

E-143

M ₁₁
C ₈ H ₄ O ₃ = 125,9211 kg/jam
C ₄ H ₄ O ₄ = 3347,2170 kg/jam
H ₂ O = 1028,0350 kg/jam
Total = 4501,1731 kg/jam

F-145

M ₁₀
C ₈ H ₄ O ₃ = 4,9280 kg/jam
C ₄ H ₄ O ₄ = 130,9945 kg/jam
H ₂ O = 40,2325 kg/jam
Total = 176,1550 kg/jam

M ₁
C ₁₀ H ₈ = 14837,8234
C ₁₂ H ₁₂ = 149,8770
Total = 14987,7004

M ₁₃
C ₈ H ₄ O ₃ = 13306,3540 kg/jam
C ₄ H ₄ O ₄ = 36,0889 kg/jam
Total = 13342,4430 kg/jam

E-150

E-146

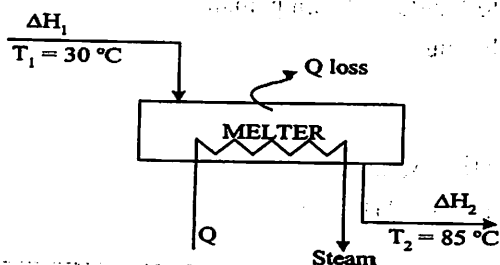
M ₁₄
C ₈ H ₄ O ₃ = 12466,1897 kg/jam
C ₄ H ₄ O ₄ = 33,8103 kg/jam
Total = 12500,0000 kg/jam

g/jam
 jam
 /jam

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:

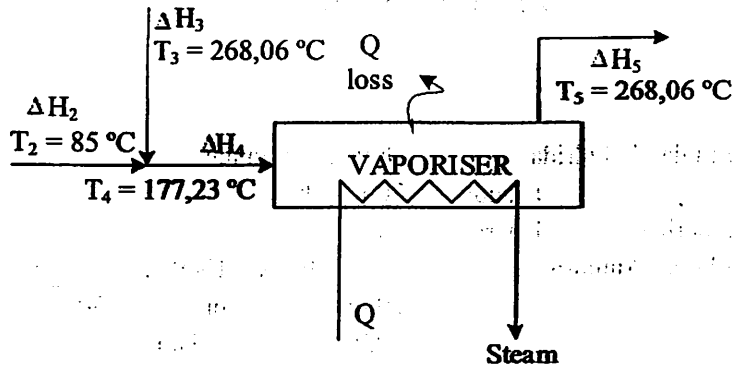
- ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk
- ΔH_2 : Panas yang terkandung dalam bahan keluar
- Q : Panas yang terkandung dalam pemanas
- Q_{Loss} : Panas yang hilang

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:

- Δ H₂ : Panas yang terkandung pada hasil Recycle Vaporiser.
- Δ H₃ : Panas yang terkandung pada bahan (Fresh Feed) dari Melter.
- Δ H₄ : Panas yang terkandung pada bahan masuk Vaporiser.
- Δ H₅ : Panas yang terkandung dalam bahan keluar.
- Q : Panas yang terkandung dalam pemanas.
- Q_{loss} : Panas yang hilang.

Neraca panas Overall:

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

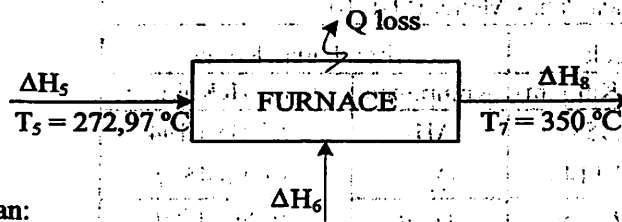
$$(\Delta H_2 + \Delta H_3) + Q = \Delta H_5 + Q_{loss}$$

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:

- Δ H₅ : Panas yang terkandung dalam bahan masuk Furnace.

ΔH_6 : Panas yang terkandung dalam pemanas.

ΔH_7 : Panas yang terkandung dalam bahan keluar Furnace.

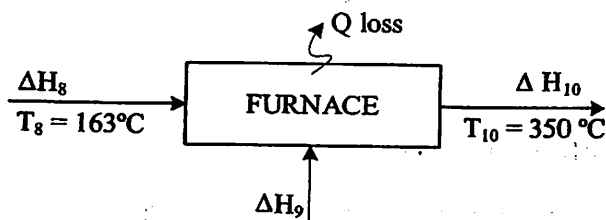
Q_{loss} : Panas yang hilang.

Neraca panas Overall:

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

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.

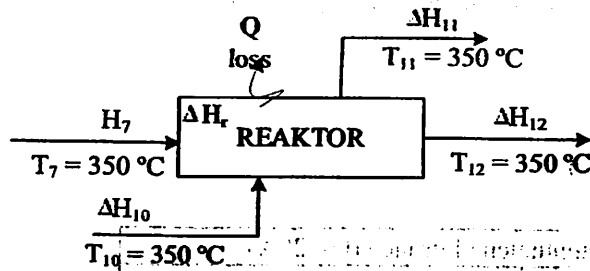
ΔH_9 : Panas yang terkandung dalam pemarias.

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:

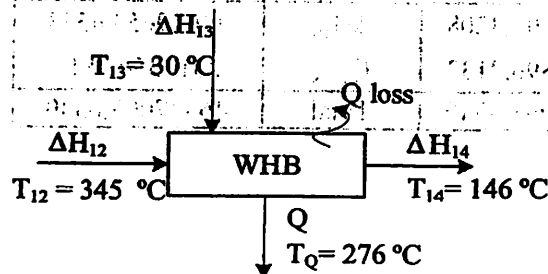
 ΔH_7 : Panas yang terkandung dalam naftalena masuk Furnace. ΔH_{10} : Panas yang terkandung dalam udara masuk Furnace. ΔH_{11} : Panas yang terkandung dalam bahan keluar reaktor. ΔH_{12} : Panas yang diserap oleh pendingin. ΔH_r : Panas yang terkandung dalam reaksi yang terjadi. Q_{loss} : Panas yang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

Neraca panas Overall:

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

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.

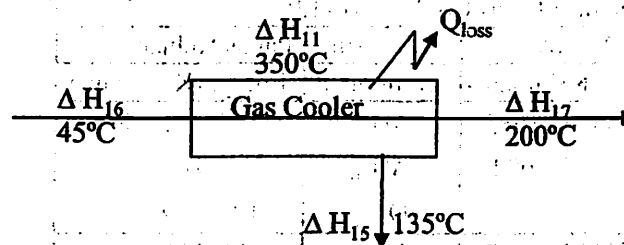
Q_{loss} : Panas yang hilang.

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.

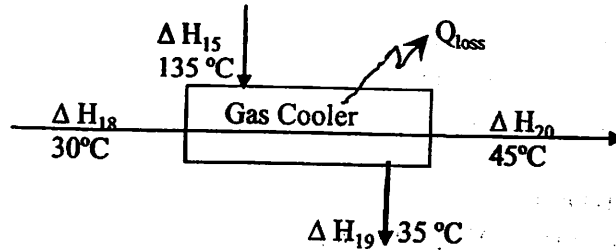
Q_{loss} : Panas yang hilang.

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.

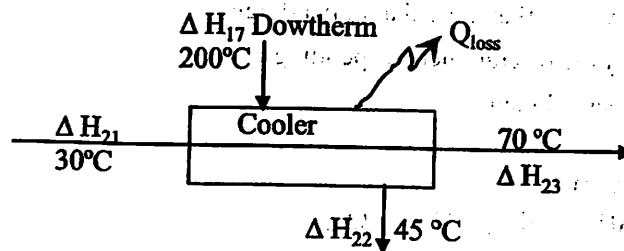
Q_{loss} : Panas yang hilang.

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.

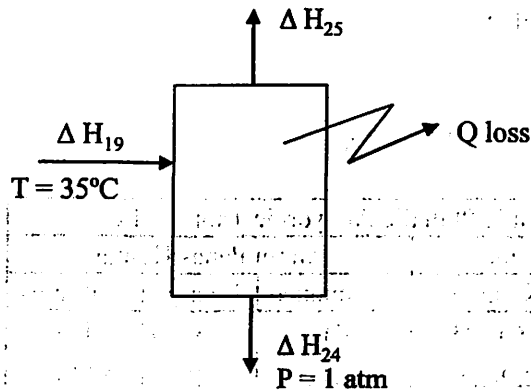
Q_{loss} : Panas yang hilang.

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

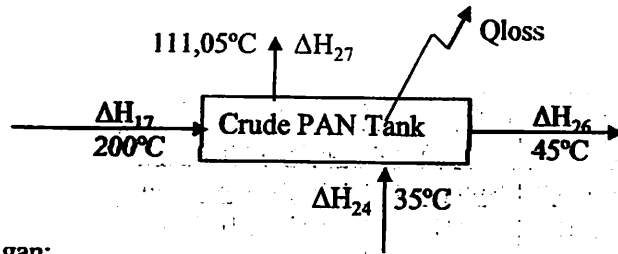
Q_{loss} : Panas yang hilang

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

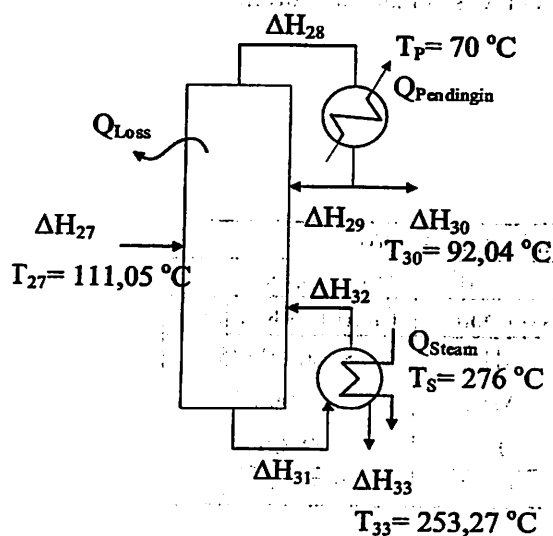
Q_{loss} : Panas yang hilang.

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)

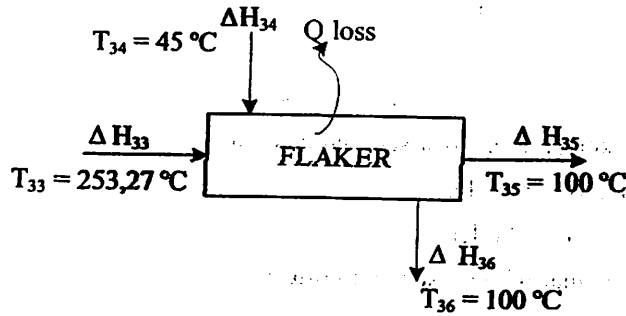


Keterangan:

- 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

SPESIFIKASI PERALATAN

1. Naphthalene Storage (F- 111)

Fungsi : Menyimpan persediaan naftalena untuk kebutuhan 45 hari

Spesifikasi naphthalene storage:

Bahan konstruksi	= Beton
Panjang	= 387,0234 ft
Lebar	= 96,7559 ft
Tinggi	= 39,3639 ft
Luas	= 37446,7783 ft ²
Volume	= 1474051,2352 ft ³
Jumlah	= 1 buah

2. Screw Conveyor (J – 112)

Fungsi : Mengangkut bahan baku naftalena dari gudang menuju ke bucket elevator

Spesifikasi screw conveyor:

Bahan konstruksi	= Carbon steel SA-53
Panjang conveyor	= 60 ft
Kapasitas bahan	= 13,6486 ton/jam
Power conveyor	= 7 Hp
Jumlah	= 1 buah

3. Bucket Elevator (J – 113)

Fungsi : Mengangkut bahan baku naftalena dari gudang menuju ke melter

Spesifikasi bucket elevator:

Bahan konstruksi	= Carbon steel SA-53
Kapasitas	= 14 ton/jam
Kecepatan Bucket elevator	= 597,4706 ft/menit
Daya total	= 3 Hp
Daya motor	= 3 Hp
Jumlah	= 1 buah

4. Naphthalene Storage Hopper (F – 114)

Fungsi : Tempat penampung sementara bahan baku naftalena padat sebelum dilebur dalam melter

Tipe : Vertikal vessel

Spesifikasi naphthalene storage hopper:

Bahan konstruksi = Carbon steel SA-53 grade B

Type = Vertikal vessel

ID = 8,4688 ft

OD = 8,5 ft

ts = 3/16 in

Ls = 12,7031 ft

Jumlah = 1 buah

5. Melter (Q – 110)

Fungsi : Tempat peleburan naftalena hingga mencapai temperatur 85 °C, sebelum dibawa menuju vaporiser

Spesifikasi melter:

Bahan konstruksi = Carbon steel SA-135 grade B

Volume tangki = 545,9449 ft³

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

- Lebar impeller = 0,5965 ft

- Panjang impeller = 0,7456 ft

- Panjang poros = 8,1013 ft

- Jarak pengaduk dari dasar tangki = 2,9826 ft

Dimensi coil

- dip = 0,1723 ft
- dop = 0,1893 ft
- Jumlah lilitan = 19 buah
- **Tinggi coil = 36,0054 ft**
- Jumlah = 1 buah**

6. Naphthalene Pump (L – 121)

Fungsi : Memompa naftalena cair dari melter menuju vaporiser

Type : Positive displacement (flexible limer pump)

Spesifikasi naphthalene pump:

- Bahan konstruksi = Stainless steel
- Diameter Nominal = 4 in Sch 40
- Head maksimum = 25 ft
- Tenaga pompa = 1 Hp
- Tenaga motor = 1 Hp
- Efisiensi pompa = 82,25 %
- Efisiensi motor = 84,5 %
- Jumlah = 1 buah

7. Vaporiser (V – 122)

Fungsi : Menguapkan naftalena cair menjadi uap

Type : Sheel and Tube Heat Exchange

Spesifikasi vaporizer:

Bahan konstruksi = Stainless stell SA 283 grade C

- Tube side:

- 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:**

IDs = 2,75 ft

Baffle spacing = 0,3333 ft

Passes = 2

Jumlah = 1 buah

8. Drum Vaporiser (E – 123)

Fungsi : Memisahkan antara cairan dan uap naftalena yang keluar dari vaporiser

Type : Horizontal Drum

Spesifikasi drum vaporiser:

Bahan konstruksi = Stainless stell SA 283 grade C

Volume = 536,6611 ft³/jam

Diameter = 2 ft

Panjang = 6 ft

Holding time = 5 menit

Rise = 1,5 ft

Tebal sheel = 4/16 in

Jumlah = 1 buah

9. Air Filter (H – 124)

Fungsi : Menyaring debu yang tersuspensi dalam udara proses

Type : *Automatic air filter*

Spesifikasi air filter:

Bahan konstruksi = Stainless stell SA 283 grade C

Kapasitas = 35617,8936 ft³/menit

Ukuran filter = 90 μm

Jumlah = 2 buah

10. Compressor (G – 125)

Fungsi : Menaikkan tekanan udara dari 1 atm menjadi 2,75 atm menuju pemanas udara (furnace)

Type : Single stage reciprocating compressor

Spesifikasi compressor:

Bahan kontruksi = Stainless stell SA 283 grade C

Kapasitas = 356169,1633 ft³/menit

Daya = 6 Hp
 Jumlah = 1 buah

11. Naphthalene Furnace (Q – 120A)

Fungsi : Memanaskan uap naftalena yang keluar dari drum vaporiser hingga temperatur 350 °C

Type : Sheel and tube

Spesifikasi naphthalene furnace:

Bahan konstruksi = Stainless stell SA 283 grade C
 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
 Jumlah = 1 buah

12. Air Furnace (Q – 120B)

Fungsi : Memanaskan udara yang keluar dari kompresor hingga temperatur 350 °C

Type : Sheel and tube

Spesifikasi air furnace:

Bahan konstruksi = Stainless stell SA 283 grade C
 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
 Jumlah = 1 buah

13. Filter Catalyst (H-131)

Fungsi : Tempat menyaring sisa katalis yang ada didalam gas produk keluar reaktor

Spesifikasi filter catalyst:

Bahan konstruksi	= Stainless stell SA 283 grade C
Volume	= 22489354,9991 ft ³
OD	= 20 ft
ID	= 19,9688 ft
ts	= 3/16 in
Ukuran filter	= 375 mesh
Jumlah	= 1 buah

14. Waste Heat Boiler (E – 132)

Dapat dilihat pada Appendiks D (perhitungan utilitas)

15. Gas Cooler I (E – 133)

Fungsi : Mendinginkan gas hasil reaktor dari suhu 350 °C menjadi 135 °C

Tipe : Shell and tube

Spesifikasi gas cooler I:

Bahan konstruksi	= Stainless stell SA 283 grade C
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
Jumlah	= 1 buah

16. Dowtherm A Cooler (E – 134)

Dapat dilihat pada Appendiks D (perhitungan utilitas)

17. Gas Cooler II (E – 135)

Fungsi : Mendinginkan gas hasil reaktor dari suhu 135 °C menjadi 35 °C

Tipe : Shell and tube

Spesifikasi gas cooler II:

Bahan konstruksi	= Stainless stell SA 283 grade C
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

Jumlah = 1 buah

18. Flash drum (D – 136)

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

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished

Spesifikasi flash drum:

Bahan konstruksi = High Alloy SA 167 grade 3 tipe 304

do = 20 ft

di = 19,8646 ft

ts = 13/16 in

Jumlah = 1 buah

19. Reaktor (R – 130)

Dapat dilihat pada BAB VI, Perancangan Alat Utama

20. Crude Phthalic Anhydride Tank (F-141)

Fungsi : Menampung produk keluaran bawah hasil flash destilasi dan menaikkan suhu produk sebelum masuk desitilasi kolom

Tipe : Horizontal Feed Tank

Spesifikasi phthalic anhydride tank:

Bahan konstruksi = Stainless stell SA 283 grade C

Diameter dalam tube (do) = 0,0625 ft

Diameter dalam tube (di) = 0,0402 ft

Panjang tube (l) = 20 ft

Jumlah tube (Nt) = 26 buah

Diameter dalam shell (IDS) = 0,6667 ft

Jumlah = 1 buah

21. Phthalic Anhydride Pump (L – 142)

Fungsi : Mengalirkan produk dari Crude PAN Tank menuju ke menara distilasi

Tipe : Cenrifugal pump

Spesifikasi phthalic anhydride pump:

Bahan konstruksi = Cast iron

Ukuran pipa = 1,5 in sch 80

Laju alir	= 392,4122 ft ³ /jam
Ukuran	= 1,5 in sch 80
ID	= 0,125 ft
OD	= 0,1583 ft
Daya pompa	= 2 Hp
Jumlah	= 1 buah

22. Condensor (E – 143)

Fungsi : Mendinginkan dan mengembungkan hasil atas destilasi

Tipe : Shell and tube

Spesifikasi condensor:

Bahan konstruksi = Stainless stell SA 283 grade C

ID _s	= 0,8333 ft
di	= 0,0402 ft
a'	= 0,182 in ²
a"	= 0,1963 ft ² /ft
l	= 20 ft
N _t	= 52
Jumlah	= 1 buah

23. Accumulator (F – 144)

Fungsi : Menampung kondensat dari kolom destilasi

Tipe : Silinder horizontal dengan tutup atas dan bawah standard dished

Spesifikasi accumulator:

Bahan konstruksi = Carbon stell SA-135 grade B

ID	= 3,1354 ft
OD	= 3,1667 ft
ts	= 3/16 in
Panjang	= 10,4660 ft
Jumlah	= 1 buah
Jumlah	= 1 buah

24. Storage by Product (F – 145)

Fungsi : Tempat penampungan produk samping

Type : Eliptical storage tank

Spesifikasi storage by product:

Bahan konstruksi = Stainless stell SA 283 grade C

ID = 19,9375 ft

OD = 20 ft

ts = $\frac{6}{16}$ in

Jumlah = 1 buah

25. Reboiler (E – 146)

Fungsi : Menguapkan dan memanaskan hasil bawah dari destilasi

Jenis : Shell and tube

Spesifikasi reboiler:

Bahan konstruksi = Stainless stell SA 283 grade C

Dimensi

- IDS = 1,4375 ft

- OD = 0,0625 ft

- L = 8 ft

- Nt = 166

Jumlah = 1 buah

26. Steam Jet Ejector (G-147)

Fungsi : Membuat tekanan vacuum (0,5 atm) pada kolom destilasi (D-130)

Type : Single Stage Steam Ejector

Spesifikasi steam jet ejector:

Bahan konstruksi = Carbon steel SA-135 grade B

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

Jumlah = 1 buah

27. Vacum Distilation Coulomn (D – 140)

Dapat dilihat pada BAB VI Perancangan Alat Utama.

28. Phthalic Anhydride Pump (L – 151)

Fungsi : Mengalirkan produk dari Reboiler menuju ke flaker

Tipe : Centrifugal pump

Spesifikasi phthalic anhydride pump:

Bahan konstruksi = Cast iron

Ukuran pipa = 6 in sch 80

Laju alir = 288,8355 ft³/jam

OD = 0,5521 ft

ID = 0,4801 ft

Daya pompa = 1 Hp

Jumlah = 1 buah

29. Phthalic Anhydride Hopper (F – 152)

Fungsi : Sebagai tempat penampung produk ftalat anhidrida sebelum dilakukan pengemasan

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk datar dan tutup bawah berbentuk konikal

Spesifikasi phthalic anhydride hopper:

Bahan konstruksi = Carbon Steel SA-135 grade A

Kapasitas = 3530,2204 ft³

Dimensi

Silinder

- Diameter = 449,3008 ft

- Tinggi = 69,0921 ft

- Tebal = 3/16 in

Tutup bawah

- Tinggi = 140,8293 ft

- Tebal = 3/16 in

- α = 60°

Jumlah = 1 buah

30. Packing Machine (P-153)

Fungsi : Mengemas produk ftalat anhidrida dari hopper kedalam karung dengan waktu tinggal dalam mesin 2 jam

Kapasitas bahan = 12500,000 kg/jam = 27557,7828 lb/jam

Spesifikasi packing machine:

Bahan konstruksi = Carbon steel SA-53

Waktu tinggal = 15 menit

Kapasitas mesin = 27557,7828 lb/jam

Volume mesin = 353,0220 ft³

Jumlah = 10 buah

31. Storage Product (F-154)

Fungsi : Menyimpan produk flatal anhidrida

Tipe : Gudang

Spesifikasi storage product:

Bahan konstruksi = Beton

Volume = 282417,6300 ft³

Panjang = 3,3329 ft

Lebar = 1,6665 ft

Tinggi = 0,8333 ft

Jumlah = 1 buah

32. Drum Flaker (E – 150)

Fungsi : Mendinginkan cairan flatal anhidrida sehingga berubah menjadi serpihan (flake)

Type : Rotating Drum

Spesifikasi drum flaker:

Bahan konstruksi = Cast iron (pada roda gigi dan pinion)

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

Jumlah pendingin = 616820,2664 lb/jam

Suhu umpan masuk = 253,27 °C

Suhu produk keluar = 100 °C

V - 12

Diameter drum = 41,9747 ft

Panjang drum = 83,9494 ft

Jumlah = 1 buah

BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama Alat : Kolom Destilasi
 Kode : D-130
 Fungsi : Memisahkan produk dari impurities melalui perbedaan titik didih
 Type kolom : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar dished
 Type tray : Sieve tray

Dasar perencanaan prancangan

- Tekanan operasi : 0.5 atm
- Feed masuk, q : 1
- Suhu feed masuk : 111.0525 °C

Direncanakan

- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 135 Grade B
 $f = 18750$ (Brownell, 1959. App D-4)
- Jenis pengelasan : Double welded butt joint
 $E = 0.8$ (Brownell, 1959. tabel 13-2)
- Faktor korosi : $1/16 = 0.0625$ in

a. Menentukan jumlah plate

Dari App. A diperoleh:

$$\alpha_{ij} = P_i^{sat} / P_j^{sat} \text{ (McCabe, 1993)}$$

$$\alpha_{LD} = 11.3504$$

$$\alpha_{LB} = 6.54$$

$$\alpha_{L,av} = \sqrt{\alpha_{LD} \alpha_{LB}}$$

$$\alpha_{L,av} = 8.6144$$

$$N_m = \frac{\log[(x_{LD}D / x_{HD}D)(x_{HB}B / x_{LB}B)]}{\log \alpha_{L,av}}$$

$$N_m = 4.2677$$

Dari perhitungan neraca panas:

$$R_m = 0.0260902$$

$$\frac{R_m}{R_m + 1} = \frac{0.026090231}{0.0260902 + 1} = 0.0254268$$

$$R = 0.0391353$$

$$\frac{R}{R+1} = \frac{0.039135347}{0.0391353 + 1} = 0.0376615$$

Dari fig 11.7-3 Geankoplis 3th, hal 688 didapatkan

$$Nm/N = 0.45$$

sehingga

$$\frac{4.2677}{N} = 0.45$$

$$N = 9.48 \approx 10$$

Dari App. A diperoleh:

$$X_{HF} = 0.4966$$

$$X_{LF} = 0.1701$$

$$X_{HD} = 0.0098$$

$$X_{LB} = 0.0034$$

$$D = 86.7521 \text{ kmol/jam}$$

$$B = 84.4553 \text{ kmol/jam}$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0.206 \log \left(\left(\frac{X_{HF}}{X_{LF}} \right) \cdot \frac{B}{D} \cdot \left(\frac{X_{LB}}{X_{HD}} \right)^2 \right)$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0.206 \log \left(\left(\frac{0.4966}{0.1701} \right) \cdot \frac{84.455306}{86.7521} \cdot \left(\frac{0.0034}{0.0098} \right)^2 \right)$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = -0.0934$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 0.8064$$

Sehingga,

$$N_e + N_s = 10$$

$$N_s = 4$$

$$N_e = 6$$

Jadi feed masuk pada plate ke 6 dari atas

c. Menentukan distribusi beban massa pada kolom

Dari App B, diperoleh:

Enriching

$$V = 90.1472 \text{ kmol/jam}$$

$$L = 3.3951 \text{ kmol/jam}$$

Exhausting

$$V' = 90.1472 \text{ kmol/jam}$$

$$L' = 174.6025 \text{ kmol/jam}$$

- Dari App A, diperoleh:

Komponen	X_F	X_D	X_B	Y_F	Y_D	Y_B	BM
H ₂ O	0.3333	0.6578		0.9762	0.9832		18.0152
C ₄ H ₄ O ₄ (LK)	0.1701	0.3324	0.0034	0.0202	0.0171	0.0221	116.0732
C ₈ H ₄ O ₃ (HK)	0.4966	0.0098	0.9966	0.0042	0.0000	0.9778	148.1178
Jumlah	1	1	1	1	1	1	282.2062

- Perhitungan beban destilasi

Bagian	Uap			Liquid		
	kmol/jam	BM	kg/jam	kmol/jam	BM	kg/jam
Enriching						
Atas	90.1472	19.693	1775.2687	3.3951	50.4339	171.2270
Bawah	90.1472	20.5455	1852.1235	3.3951	99.3016	337.1364
Exhausting						
Atas	90.1472	20.5455	1852.1235	174.6025	99.3016	17338.31
Bawah	90.1472	147.402	13287.835	174.6025	148.007	25842.443

- Berdasarkan perhitungan, beban destilasi terletak pada enriching bagian atas dan pada exhausting bagian bawah

$$V' = 13287.8350 \text{ kg/jam}$$

$$L' = 25842.4430 \text{ kg/jam}$$

- Perhitungan densitas campuran

Densitas vapor:

$$P = 0.5 \text{ atm}$$

$$T = 92.0409 \text{ K}$$

$$\rho_v = \frac{BM \times T \times P}{V \times T_i \times P_0} = \frac{20.5455 \times 273.15 \times 0.5}{359.05 \times 92.0409 \times 0.5}$$

$$\rho_v = 0.1698 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 0.003 \text{ g/cm}^3$$

$$= 0.00013 \text{ mol/cm}^3$$

Komponen	x_B	ρ (lb/ft ³)	$\rho_L = \rho \cdot x_B$		
			lb/ft ³	g/cm ³	mol/cm ³
C ₄ H ₄ O ₄ (LK)	0.0034	54.590	0.1883	0.0030	0.00002
C ₈ H ₄ O ₃ (HK)	0.9966	80.670	80.3918	1.2877	0.00870
Jumlah	1		80.5801	1.2907	0.00872

Dari App A, diperoleh:

$$\Sigma P \cdot X_i = 380 \text{ mmHg}$$

$$= 7.3476 \text{ psia}$$

$$= 506599.6 \text{ dyn/cm}^2$$

Pers. 2-169 hal 2-372, "Perry's Chemical Engineering Handbook ed. 7" :

$$\sigma^{1/4} = \Sigma P \cdot X_i (X_i - \rho_L)$$

$$= 506599.6 [1 - 0.0087]$$

$$\begin{aligned} &= 502181.74 \text{ dyn/cm} \\ \sigma &= 26.6204 \text{ dyn/cm} \end{aligned}$$

d. Menaksir diameter tray dan tray spacing kolom destilasi

$$\begin{aligned} \text{Laju alir uap} &= 13287.8350 \text{ kg/jam} \\ &= 6027.2291 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{6027.2291 \text{ lb/jam}}{0.17 \text{ lb/ft}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \\ V &= 9.8484 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Dengan menggunakan persamaan 3-1 dan 3-2 (Kusnarjo, 2012)

$$d_t = 1.13 \sqrt{\frac{V}{G}} = 1.13 \sqrt{\frac{6027.2291}{G}}$$

$$G = C \sqrt{\rho_v (\rho_L - \rho_v)} = C \sqrt{0.1698 [80.5801 - 0.1698]}$$

Diasumsikan biaya untuk satu bagian tray, sebagai berikut:

- Silinder/Shell : Rp. 50,000 /ft²
- Tray/Plate : Rp. 40,000 /ft²
- Down comer : Rp. 35,000 /ft²

$$\text{Silinder} = (\pi \cdot d_t \cdot T) \cdot \text{Rp}$$

$$\text{Tray} = ((\pi/4) \cdot d_t^2 - A_d) \cdot \text{Rp}$$

$$\text{Down comer} = (W_d \cdot T) \cdot \text{Rp}$$

Dari gambar 3.6, grafik hubungan surface tension dan fakt (Kusnarjo, 2012)

Tray spacing : 10 - 36 in

Surface tention, σ : 26.6204 dyn/cm

Untuk menaksir harga satu bagian tray, dari gambar 3.4 diasumsikan

$$L_w/d_t = 60\%$$

$$A_d = 5.50\%$$

$$W_d = 12\%$$

T ft	C	G lb/ft ²	d _t ft	Biaya tiap bagian tray (Rp)			Total biaya Rp.
				Silinder	Tray	Down comer	
0.83	150	554.3	3.726	487513	433779	3500	924792.3720
1	275	1016.2	2.752	432063	235607	4200	671869.6713
1.25	425	1570.5	2.214	434439	151675	5250	591364.0281
1.5	525	1940.0	1.992	469056	122365	6300	597721.6937
1.67	575	2124.8	1.903	497999	111534	7000	616532.2921
2	675	2494.3	1.757	551558	94684	8400	654642.5324

Satu bagian tray termurah terletak pada T = 1.25 dengan harga d_t = 2.21 ft
 \approx 3 ft
 $=$ 36 in

e. Menentukan tipe aliran

$$\text{Laju alir liquid} = 25842.4430 \text{ kg/jam}$$

$$= 11721.8737 \text{ lb/jam}$$

$$L = \frac{11721.8737 \text{ lb/jam}}{60 \text{ menit/jam}} \times \frac{7.48 \text{ gal/ft}^3}{48.5 \text{ lb/ft}^3}$$

$$L = 30.1305 \text{ gpm}$$

$$L_{\max} = 1.3 L$$

$$= 39.170 \text{ gpm}$$

Sehingga dari gambar 3.8 kurnarjo 2012 desain kolom pemisah hal 47 didapatkan tipe aliran "cross flow"

f. Pengecekan terhadap liquid head (hd)

Syarat desain kolom yang baik, yaitu $hd < 1$

$$h_{ow \max} = \left(\frac{Q_{\max}}{2,98 L_w} \right)^{2/3} \quad \text{dan} \quad h_{ow \min} = \left(\frac{Q_{\min}}{2,98 L_w} \right)^{2/3}$$

$$h_{l \max} = h_w + h_{ow \max} \quad \text{dan} \quad h_{l \min} = h_w + h_{ow \min}$$

$$Q_{\max} = 1.3 \times L = 1.3 \times 30.1305 = 39.170 \text{ gpm}$$

$$Q_{\min} = 0.7 \times L = 0.7 \times 30.1305 = 21.091 \text{ gpm}$$

Tinggi weir (h_w) sebesar 1,5 - 3,5 in, dimana pada desain ini diambil:

$$\text{Tinggi weir } (h_w) = 3 \text{ in}$$

Maka didapatkan harga sebagai berikut:

L_w/d_t	55%	60%	65%	70%	75%	80%
L_w	19.8	21.6	23.4	25.2	27	28.8
$h_{ow \max}$	0.76099	0.7181	0.68079	0.64797	0.61884	0.59278
$h_{ow \min}$	0.50367	0.47529	0.45059	0.42887	0.40959	0.39234
h_w	3	3	3	3	3	3
$h_{l \max}$	3.76099	3.7181	3.68079	3.64797	3.61884	3.59278
$h_{l \min}$	3.50367	3.47529	3.45059	3.42887	3.40959	3.39234

Karena h_l mempunyai harga sebesar 2,0 in - 4,0 in, maka dari tabel diatas diambil

optimasi L_w/d_t sebesar = 70%

$$h_w - h_c = \frac{1}{2}$$

Maka,

$$h_c = 2.5 \text{ in}$$

$$A_{dc} = L_w \times h_c$$

$$= 2.1 \times 0.20833$$

$$= 0.4375 \text{ ft}^2$$

Untuk $L_w/d_t = 70\%$ dari gambar 3.4 (Kusnarjo, 2012) diperoleh harga:

$$A_d = 8\% A_t$$

$$= 8\% \times \frac{\pi}{4} \cdot d_t^2$$

$$= 0.5652 \text{ ft}^2$$

Dari A_{dc} dan A_d diambil nilai yang terkecil, sehingga $A_p = A_c = 0.4375 \text{ ft}^2$ maka:

$$\begin{aligned} h_d &= 0.03 \left[\frac{Q_{\max}}{100 A_p} \right]^2 = 0.03 \left[\frac{39.170}{100 \times 0.4375} \right]^2 \\ &= 0.02405 \text{ ft} \\ &= 0.28857 \text{ in} \end{aligned}$$

Karena $h_d = 0.28857 \text{ in} < 1 \text{ in}$ maka tinggi liquid head memenuhi syarat

g. Pengecekan terhadap harga tray spacing (T)

Dari hasil desain $L_w/d = 70\%$ dan $d_t = 3 \text{ ft}$

Maka dari tabel 3.1 (Kusnarjo, 2012) didapatkan lebar down comer (W_d) sebesar:

$$\begin{aligned} W_d &= 15\% d_t = 15\% \times 3 = 0.45 \text{ ft} \\ &= 5.4 \text{ in} \end{aligned}$$

Lebar calming zone (W_s) dan End wastage (W_w) diambil masing-masing sebesar 3 in maka,

$$\begin{aligned} x &= \frac{d_t}{2} - \frac{W_d + W_s}{12} = \frac{3}{2} - \frac{0.45 + 3}{12} = 1.21 \text{ ft} \\ r &= \frac{d_t}{2} - \frac{W_w}{12} = \frac{3}{2} - \frac{3}{12} = 1.25 \text{ ft} \\ A_d &= 2 \left[x \sqrt{r^2 - x^2} + r^2 \sin^{-1} \frac{x}{r} \right] \\ &= 2 \left[1.21 \sqrt{1.25^2 - 1.21^2} + 1.21^2 \sin^{-1} \frac{1.21}{1.25} \right] \\ &= 4.63 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Untuk bentuk } \Delta = \frac{A_o}{A_a} = \frac{0.9065}{n^2}$$

n	2.5	3	3.5	4	4.5
A_a	4.6335	4.6335	4.6335	4.6335	4.6335
A_o	0.67204	0.4667	0.34288	0.26252	0.20742

Untuk $n = 2.5$

$$\begin{aligned} V_{\max} &= 1.3 V \\ &= 1.3 \times 9.8484 \\ &= 12.8029 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$U_{o \max} = \frac{V_{\max}}{A_o} = \frac{12.8029}{0.67204} = 19.0508 \text{ ft/s}$$

$$\begin{aligned} A_c &= A_t - A_d \\ &= 7.065 - 0.38858 \\ &= 6.67643 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_p &= 12 \left[\frac{\rho_v}{\rho_L} \right] 1.14 \left[\frac{U_o^2}{2 \cdot g_c} \right] \left[0.4 \left[1.25 - \frac{A_o}{A_c} \right] + \left[1 - \frac{A_o}{A_c} \right]^2 \right] \\
 &= 12 \left[\frac{0.17}{80.6} \right] 1.14 \left[\frac{19.051^2}{2 \times 32.2} \right] \left[0.4 \left[1.25 - \frac{0.67}{6.68} \right] \right. \\
 &\quad \left. + \left[1 - \frac{0.672}{6.676} \right]^2 \right] \\
 &= 0.2061 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$h_r = \frac{31.2}{\rho_L} = \frac{31.2}{80.5801} = 0.39 \text{ in}$$

$$h_l = h_w + h_{ow \max} = 3 + 0.68079 = 3.681 \text{ in}$$

$$h_t = h_p + h_r + h_l = 0.206 + 0.39 + 3.68 = 4.274 \text{ in}$$

$$h_b = h_t + h_l + h_d = 4.274 + 3.68 + 0.29 = 8.243 \text{ in}$$

Pengecekan terhadap T

$$T \geq 2 h_b - h_w$$

$$15 \text{ in} \geq 2 \times 8.243 - 3$$

$$15 \text{ in} \geq 13.4869 \text{ in}$$

Kesimpulan: Tray spacing hasil rancangan memenuhi syarat

h. Pengecekan Weeping

Syarat: $h_{pm} > h_{pw}$

$$\begin{aligned}
 V_{\min} &= 0.7 V \\
 &= 0.7 \times 9.8484 \\
 &= 6.89389 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

$$U_{o \min} = \frac{V_{\min}}{A_o} = \frac{6.89389}{0.67204} = 10.2581 \text{ ft/s}$$

$$\begin{aligned}
 h_{pm} &= 12 \left[\frac{\rho_v}{\rho_L} \right] 1.14 \left[\frac{U_o^2}{2 \cdot g_c} \right] \left[0.4 \left[1.25 - \frac{A_o}{A_c} \right] + \left[1 - \frac{A_o}{A_c} \right]^2 \right] \\
 &= 12 \left[\frac{0.17}{80.6} \right] 1.14 \left[\frac{10.258^2}{2 \times 32.2} \right] \left[0.4 \left[1.25 - \frac{0.67}{6.68} \right] \right. \\
 &\quad \left. + \left[1 - \frac{0.672}{6.676} \right]^2 \right] \\
 &= 0.05976 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{pw} &= 0.2 + 0.05 \times 3.475 \\
 &= 0.37376 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$h_{pm} \geq h_{pw}$, maka stabilitas tray dan weeping memenuhi syarat

i. Pengecekan pada Entrainment

Syarat: tidak terjadi entrainment apabila $e_v/e > 1$

$$e = 0.22 \left[\frac{73}{\sigma} \right] \left[\frac{U_c}{T_e} \right]^{3.2}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0.22 \left(\frac{73}{26.6204} \right) \left(\frac{1.91763}{5.79803} \right)^{3.2} \\
 &= 0.01749
 \end{aligned}$$

Dimana,

$$e_0 = 0.1$$

Maka,

$$\frac{e_0}{e} = \frac{0.1}{0.01749} = 5.716 \geq 1 \text{ maka disimpulkan tidak terjadi entrainment}$$

j. Pelepasan uap dalam down comer

$$\text{Syarat pelepasan uap dalam down comer cukup sempurna } \frac{W_1}{W_d} \leq 0.6$$

Dimana,

$$\begin{aligned}
 W_1 &= 0.8 \sqrt{h_{ow} (T + h_w - h_b)} \\
 &= 0.8 \sqrt{0.68079 [15 + 3 - 8.243]} \\
 &= 2.06179 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$\frac{W_1}{W_d} = \frac{2.06179}{5.4} = 0.382 \leq 0.6 \text{ (Pelepasan gas dalam down comer sempurna)}$$

k. Menentukan dimensi kolom

$$\text{Jumlah tray aktual} = 10 \text{ buah}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tray total} &= \text{tray aktual} + 1 \text{ tray kondensor} \\ &= 11 \text{ buah} \end{aligned}$$

$$\text{Jarak antar tray, } T = 15 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi shell} &= \text{Jumlah tray total} \times \text{Jarak antar tray} \\ &= 11 \times 15 \\ &= 165 \text{ in} \approx 13.8 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{di shell} = 36 \text{ in} \approx 3 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Total hl dalam shell} &= \text{Jumlah tray total} \times \text{hl} \\ &= 11 \times 3.68 \\ &= 40.49 \text{ in} \approx 3.37 \text{ ft} \end{aligned}$$

l. Menentukan tekanan desain (pi)

$$\begin{aligned}
 Ph &= \frac{\rho (H-1)}{144} \\
 &= \frac{80.5801 [3.374 - 1]}{144} \\
 &= 1.32848
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= 0.5 \text{ atm} \\ &= 7.34 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_i &= P \text{ operasi} + P_h \\ &= 7.34 + 1.3285 \\ &= 8.6685 \text{ psi} \\ &= -6.0315 \text{ psig} \end{aligned}$$

m. Menghitung tebal silinder (t_s)

$$\begin{aligned} \text{Tebal shell } (t_s) &= \frac{P_i \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0.6 P_i)} + C \\ &= \frac{8.6685 \times 36}{2[18750 \times 0.8 - 0.6 \times 8.6685]} + 0.0625 \\ &= 0.07291 \times \frac{16}{16} \\ &= \frac{1.1665}{16} \Leftrightarrow \frac{3}{16} \end{aligned}$$

Standarisasi d_o & d_i

$$\begin{aligned} d_o &= d_i + 2t_s \\ &= 36 + 0.38 \\ &= 36.38 \text{ in} \Leftrightarrow 38 \text{ in (Brownell, 1959. tabel 5-7, hal 89)} \\ d_i &= d_o - 2t_s \\ &= 38 - 0.38 \\ &= 37.63 \text{ in} \approx 3.14 \text{ ft} \end{aligned}$$

n. Menentukan dimensi tutup atas dan bawah

- Tebal tutup atas (t_{ha})

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0.885 \times P_i \times d_i}{f \cdot E - 0.1 P_i} + C \\ &= \frac{0.885 \times 8.6685 \times 37.6250}{[18750 \times 0.8 - 0.1 \times 8.6685]} + 0.0625 \\ &= 0.08174 \text{ in} \times \frac{16}{16} \\ &= \frac{1.3079}{16} \Leftrightarrow \frac{3}{16} \end{aligned}$$

- Tinggi tutup atas (h_a)

$$\begin{aligned} h_a &= 0.169 \cdot d_i \\ &= 0.169 \times 37.6 \\ &= 6.35863 \text{ in} \approx 0.53 \text{ ft} \end{aligned}$$

- Tebal tutup bawah (thb)

$$\begin{aligned}
 \text{thb} &= \frac{0,885 \times \text{Pi} \times d_i}{f.E - 0,1 \text{ Pi}} + C \\
 &= \frac{0,885 \times 8.6685 \times 37.6250}{\left[18750 \times 0,8 - 0,1 \times 8.6685 \right]} + 0.0625 \\
 &= 0.08174 \text{ in} \times \frac{16}{16} \\
 &= \frac{1.3079}{16} \Leftrightarrow \frac{3}{16}
 \end{aligned}$$

- Tinggi tutup bawah (hb)

$$\begin{aligned}
 \text{hb} &= 0,169.d_i \\
 &= 0.169 \times 37.6 \\
 &= 6.3586 \text{ in} \approx 0.53 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi kolom} &= \text{Tinggi shell} + h_a + h_b \\
 &= 165 + 6.35863 + 6.3586 \\
 &= 177.717 \text{ in} \approx 14.8 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

o. Perancangan Nozzle

Komposisi	BM	F, kg/jam	V, kg/jam	Lo, kg/jam	V', kg/jam	L', kg/jam
H ₂ O	18.0152	1028.035	1068.2676	40.2325		
C ₄ H ₄ O ₄ (LK)	116.073	3381.027	3478.2115	130.9945	5.601	10.849
C ₈ H ₄ O ₃ (HK)	148.118	12592.111	130.8491	4.9280	10427.586	20196.773
Jumlah		17001.173	4677.328	176.155	10433.187	20207.622

Nozzle untuk kolom destilasi secara umum dibagi menjadi 5

1. Nozzle feed masuk

$$\begin{aligned}
 \text{Rate massa} &= 37481.1263 \text{ lb/jam} \\
 \rho_L &= 80.5801 \text{ lb/ft}^3 \\
 Q &= \frac{m}{\rho_L} = \frac{37481.1263}{80.5801} = 465.1415 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0.1292 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_{i \text{ optimal}} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 1991}) \\
 &= 3.9 \times 0.1292^{0.45} \times 80.5801^{0.13} \\
 &= 2.74759 \text{ in} \approx 3 \text{ in}
 \end{aligned}$$

2. Nozzle top kolom

$$\begin{aligned}
 \text{Rate massa} &= 10311.7311 \text{ lb/jam} \\
 \rho_L &= 80.5801 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{m}{\rho_L} = \frac{10311.7311}{80.5801} = 127.9688 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0.0355 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 d_{i \text{ optimal}} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\
 &= 3.9 \times 0.0355^{0.45} \times 80.5801^{0.13} \\
 &= 1.53722 \text{ in} \approx 2 \text{ in}
 \end{aligned}$$

3. Nozzle refluks

$$\begin{aligned}
 \text{Rate massa} &= 388.3548 \text{ lb/jam} \\
 \rho_L &= 80.5801 \text{ lb/ft}^3 \\
 Q &= \frac{m}{\rho_L} = \frac{388.3548}{80.5801} = 4.8195 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0.0013 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 d_{i \text{ optimal}} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\
 &= 3.9 \times 0.0013^{0.45} \times 80.5801^{0.13} \\
 &= 0.35147 \text{ in} \approx 1 \text{ in}
 \end{aligned}$$

4. Nozzle bottom kolom

$$\begin{aligned}
 \text{Rate massa} &= 44550.1277 \text{ lb/jam} \\
 \rho_L &= 80.5801 \text{ lb/ft}^3 \\
 Q &= \frac{m}{\rho_L} = \frac{44550.1277}{80.5801} = 552.8680 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0.1536 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 d_{i \text{ optimal}} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\
 &= 3.9 \times 0.1536^{0.45} \times 80.5801^{0.13} \\
 &= 2.96974 \text{ in} \approx 3 \text{ in}
 \end{aligned}$$

5. Nozzle uap reboiler

$$\begin{aligned}
 \text{Rate massa} &= 23001.2131 \text{ lb/jam} \\
 \rho_L &= 80.5801 \text{ lb/ft}^3 \\
 Q &= \frac{m}{\rho_L} = \frac{23001.2131}{80.5801} = 285.4455 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0.0793 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 d_{i \text{ optimal}} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\
 &= 3.9 \times 0.0793^{0.45} \times 80.5801^{0.13} \\
 &= 2.20558 \text{ in} \approx 3 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari *Brownell & Young, fig. 12.3* didapat dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih flange standart type slip on dengan dimensi:

Nozzle	NPS	A	T	R	E	L	B
1	3	7½	15/16	5	4¼	1 3/16	3.56
2	2	6	3/4	3¾	3 1/16	1	2.44
3	1	4¼	9/16	2	1 15/16	11/16	1.38
4	3	7½	15/16	5	4¼	1 3/16	3.56
5	3	7½	15/16	5	4¼	1 3/16	3.56

Keterangan

- NPS : Ukuran nominal pipa
A : Diameter luar flange, in
T : Tebal minimal flange, in
R : Diameter luar bagian yang menonjol, in
E : Diameter hubungan, in
L : Panjang hubungan, in
B : Diameter dalam flange, in

p. Sambungan antar tutup dengan shell

Untuk mempermudah pemeliharaan dan perbaikan dari kolom destilasi, maka tutup menara dihubungkan dengan bagian shell menggunakan sistem flange dan bolting.

- Flange

Bahan konstruksi : high Alloy steel SA-336 Grade F8 type 304

Allowable stress : 16500 (Brownell,1959. App D-4)

Tensile stress min : 75000

Type Flange : Ring Flange Loose Type

- Bolting

Bahan konstruksi : High Alloy steel SA-193 Grade B8t type 321

Allowable stress : 14300

Tensile stress min : 75000

- Gasket

Bahan konstruksi : Solid Flat Metal Iron

Gasket faktor (m) : 5.5

Y : 18000

1. Menentukan lebar gasket (W_G)

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

$$= \sqrt{\frac{18000 - 14.7 \times 5.5}{18000 - 14.7 \times (5.5 + 1)}}$$

$$= 1.00041$$

dimana, d_i = 38 in (do shell = di gasket)

maka, d_{OG} = 38.016 in

$$W_{G \min} = \frac{d_{OG} - d_i}{2} = \frac{38.016 - 38}{2} = \frac{0.12}{16} \approx \frac{1}{16} \text{ in}$$

$$\approx 0.0625 \text{ in}$$

$$d_{\text{rata-rata}} (G) = d_i + W_G = 38 + 0.0625 = 38.0625 \text{ in}$$

2. Menentukan jumlah dan ukuran baut

- Beban agar gasket tidak bocor H_Y

$$W_{m_2} = H_Y = b \cdot \pi \cdot G \cdot y \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 12.88})$$

Dari fig. 12.12, didapatkan lebar seating gasket bawah

$$b_o = b = \frac{N}{2} = \frac{0.0625}{2} = 0.03125 \text{ in}$$

sehingga,

$$H_Y = 0.03125 \times 3.14 \times 38.0625 \times 18000$$

$$= 67227.8906 \text{ lb}$$

- Beban tanpa tekanan (H_p)

$$H_p = 2 \cdot b \cdot \pi \cdot G \cdot m \cdot P \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 12.90})$$

$$= 2 \times 0.03125 \times 3.14 \times 38.0625 \times 5.5 \times 14.7$$

$$= 603.9306 \text{ lb}$$

- Beban baut karena internal pressure (H)

$$H = \frac{\pi \cdot G^2 \cdot P}{4} \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 12.89})$$

$$= \frac{3.14 \times 38.0625^2 \times 14.7}{4}$$

$$= 16717.8957 \text{ lb}$$

- Total beban pada kondisi operasi

$$W_{m_1} = H_p + H = 603.9306 + 16717.8957$$

$$= 17321.8263 \text{ lb}$$

$$W_{m_1} < W_{m_2} \text{ (maka } W_{m_2} \text{ digunakan sebagai pengontrol)}$$

3. Menentukan luas bolting minimum area

$$A_m = \frac{W_{m_2}}{fb} = \frac{67227.8906}{14300} = 4.70125 \text{ in}^2$$

4. Menentukan bolting minimum

Dari Brownell 1959, tabel 10.4 diperoleh:

$$\text{Ukuran baut} = 0.625$$

$$\text{Root area} = 0.202 \text{ in}^2$$

$$\text{Bolting min} = \frac{A_m}{\text{Root area}} = \frac{4.70125}{0.202} = 23.2735 \approx 24 \text{ buah}$$

$$B_s = 1.5 \text{ in}$$

$$R = 0.9375 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 E &= 0.75 \text{ in} \\
 C &= \text{di shell} + 2(1,4159 \cdot g_o + R) \\
 g_o = t_s &= \frac{3}{16} = 0.1875 \text{ in} \\
 \text{maka, } C &= 37.625 + 2 \times [1.4159 \times 0.1875 + 0.9375] \\
 &= 40.031 \text{ in} \\
 \text{do flange} &= C + 2E = 40.031 + 2 \times 0.75 \\
 &= 41.531 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Cek lebar gasket

$$\begin{aligned}
 A_b \text{ aktual} &= \text{Jumlah bolt} \times \text{root area} \\
 &= 24 \times 0.202 \\
 &= 4.848 \text{ in}^2 \\
 W_{G \text{ min}} &= \frac{A_b \text{ aktual} \cdot F}{2 \cdot \pi \cdot Y \cdot G} \\
 &= \frac{4.848 \times 14300}{2 \times 3.14 \times 18000 \times 38.0625} \\
 &= 0.01611 \text{ in} \leq 0.0625 \text{ in (memenuhi syarat)} \\
 W_G &= 0.01611 \times \frac{16}{16} = \frac{0.2578}{16} \approx \frac{1}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

5. Menghitung moment

- Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam)

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{(A_m + A_b)F}{2} \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 12.94}) \\
 &= \frac{[4.70125 + 4.848] \times 14300}{2} \\
 &= 68277.1453 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

- Jarak radial dari beban gasket terhadap bolt circle (hg)

$$\begin{aligned}
 hg &= \frac{C - G}{2} \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 12.101}) \\
 &= \frac{40.031 - 38.0625}{2} \\
 &= 0.98423 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Moment flange (Ma)

$$\begin{aligned}
 Ma &= hg \cdot W = 68277.1453 \times 0.98423 \\
 &= 67200.5001 \text{ lbin}
 \end{aligned}$$

Dalam keadaan operasi maka, $W = W_{m_2} = 67227.8906 \text{ lb}$

- Moment dan Force pada daerah dalam flange (H_D)

$$H_D = 0,785B^2 \cdot P \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 12.96})$$

$$= 0.785 \times 38^2 \times 14.7$$

$$= 16663.0380 \text{ lb}$$

Radial bolt circle pada aksi H_D

$$h_D = \frac{C - B}{2}$$

$$= \frac{40.031 - 38}{2}$$

$$= 1.01548 \text{ in}$$

- Moment M_D

$$M_D = H_D \cdot h_D$$

$$= 16663.0380 \times 1.01548$$

$$= 16921.0027 \text{ lbin}$$

$$H_G = W - H \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 12.98})$$

$$= 68277.1453 - 16717.8957$$

$$= 51559.2496 \text{ lb}$$

$$M_G = H_G \cdot h_G \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 12.98})$$

$$= 51559.2496 \times 0.98423$$

$$= 50746.2247 \text{ lbin}$$

$$H_T = H - H_D \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 12.97})$$

$$= 16717.8957 - 16663.0380$$

$$= 54.8577 \text{ lb}$$

$$h_T = \frac{h_D + h_G}{2}$$

$$= \frac{1.01548 + 0.98423}{2}$$

$$= 0.99986 \text{ in}$$

- Moment M_T

$$M_T = H_T \cdot h_T$$

$$= 54.8577 \times 0.99986$$

$$= 54.85 \text{ lbin}$$

Moment total pada keadaan operasi

$$M_O = M_D + M_G + M_T$$

$$= 16921.0027 + 50746.2247 + 54.85$$

$$= 67722.0772 \text{ lbin}$$

5. Menentukan tebal flange (t_F)

$$A = 41.531 \text{ in}$$

$$B = 38 \text{ in}$$

$$K = \frac{A}{B} = 1.09292 \text{ in}$$

Dari Brownell 1959, fig. 12.22 dengan nilai $l = 1.09292 \text{ in}$ diperoleh nilai Y

$Y = 20$

Sehingga tebal flange,

$$\begin{aligned} t_f &= \sqrt{\frac{Y \cdot M_{\max}}{f \cdot B}} = \sqrt{\frac{20 \times 67722.0772}{14300 \times 38}} \\ &= 1.57878 \times \frac{16}{16} = \frac{25.2604}{16} \approx 2 \text{ in} \end{aligned}$$

q. Menentukan penyangga

Penyangga dirancang untuk menahan beban kolom destilasi dan perlengkapannya.

Beban-beban yang ditahan oleh kolom penyangga terdiri dari:

- a. Berat bagian shell
 - Berat shell
 - Berat tutup
 - b. Berat kelengkapan bagian dalam
 - Berat downcomer
 - Berat tray
 - c. Berat kelengkapan bagian luar
 - Berat pipa
 - Berat attachment seperti nozzle, valve dan alat kontrol
1. Perhitungan beban yang harus ditahan kolom penyangga

a. Berat Shell

$$\text{Tebal shell} = 0.1875 \text{ in} = 0.01563 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi Shell} = 165 \text{ in} = 13.75 \text{ ft}$$

$$\text{Keliling Shell} = \pi \times d_o \text{ shell} = 3.14 \times 38 = 119 \text{ in} = 9.94 \text{ ft}$$

$$\text{Luas shell} = \text{Keliling} \times \text{Tebal} = 9.94 \times 0.02 = 0.16 \text{ ft}^2$$

$$\text{Volume Shell} = \text{Luas} \times \text{Tinggi} = 0.16 \times 13.8 = 2.14 \text{ ft}^3$$

$$\rho_{\text{steel}} = 487 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Perry's 6th tabel 3-118})$$

$$\begin{aligned} \text{Berat shell } (W_s) &= V_{\text{shell}} \times \rho_{\text{steel}} \\ &= 2.13626 \times 487 \\ &= 1040.36009 \text{ lb} \end{aligned}$$

b. Berat tutup

$$W_{di} = A \cdot t \cdot \rho_{\text{steel}}$$

$$A = 6.28 R_c \cdot h \quad (\text{Hesse pers. 4.16})$$

Dimana,

W_d : Berat tutup standart dished

A : Luas tutup standart dished

t : Tebal tutup standar dished = 0.1875 in = 0.01563 ft

$$\begin{aligned}
 R_c = d_i & : \text{Jari-jari tutup} & = 37.625 \text{ in} = 3.13542 \text{ ft} \\
 h_a & : \text{Tinggi tutup atas} & = 6.35863 \text{ in} = 0.52989 \text{ ft} \\
 h_b & : \text{Tinggi tutup bawah} & = 6.3586 \text{ in} = 0.52989 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
 A_a & = 6.28 \times 3.13542 \times 0.52989 \\
 & = 10.4337 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A_b & = 6.28 \times 3.13542 \times 0.52989 \\
 & = 10.4337 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_{d_a} & = 10.4337 \times 0.01563 \times 487 \\
 & = 79.3937 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_{d_b} & = 10.4337 \times 0.01563 \times 487 \\
 & = 79.3937 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Berat tutup total

$$\begin{aligned}
 W_{tu} & = W_{d_a} + W_{d_b} \\
 & = 79.3937 + 79.3937 \\
 & = 158.787 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

c. Berat down comer

Dipakai dasar perhitungan dengan downcomer tanpa aliran uap

$$A_{dc} = 0.4375 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} & = A_{dc} \cdot \text{Tebal shell} \\
 & = 0.4375 \times 0.01563 = 0.00684 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat 1 plate} & = \text{Volume} \cdot \rho_{\text{steel}} \\
 & = 0.00684 \times 487 = 3.3291 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_{dc} & = \text{Berat 1 plate} \times \text{Jumlah plate} \\
 & = 3.3291 \times 11 = 36.6201 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

d. Berat tray

$$\begin{aligned}
 A_t & = \frac{\pi}{4} d^2 \\
 & = \frac{3.14}{4} \times 3.13542^2 = 7.71721 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} & = A_t \cdot \text{Tebal shell} \\
 & = 7.71721 \times 0.01563 = 0.12058 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat 1 tray} & = \text{Volume} \cdot \rho_{\text{steel}} \\
 & = 0.12058 \times 487 = 58.7231 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_t & = \text{Berat 1 tray} \times \text{Jumlah plate} \\
 & = 58.7231 \times 11 = 645.954 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

e. Berat liquida

$$W_l = 37481.126 \text{ lb}$$

f. Berat pipa

Pipa yang ada mencakup untuk feed, uap, reboiler, kondensor dan bottom

Ditetapkan panjang pipa 2 kali tinggi kolom destilasi

$$\text{Panjang pipa} = 2 \times 14.810 = 29.6195 \text{ ft}$$

Diambil rata-rata pipa 1,5 in sch 40 dengan berat 2,718 lb/ft

$$W_p = 29.6195 \times 2.718 = 80.5059 \text{ lb}$$

g. Berat attachment

Berat attachment meliputi nozzle, valve dan alat kontrol

$$\begin{aligned} W_a &= 18\% W_s \\ &= 18\% \times 1040.3601 = 187.265 \text{ lb} \end{aligned}$$

Berat total yang harus ditopang penyangga

$$\begin{aligned} W_{\text{total}} &= W_s + W_{\text{tu}} + W_{\text{dc}} + W_t + W_l + W_p + W_a \\ &= 39630.6190 \text{ lb} \end{aligned}$$

r. Perencanaan skirt support

Sistem penyangga yang digunakan adalah skirt support

$$\text{Tinggi support} = 2 \text{ ft} \approx 24 \text{ in}$$

- Menentukan tebal skirt

Stress karena angin

$$\begin{aligned} H &= 2 + \text{Tinggi kolom} \\ &= 2 + 177.717 = 179.717 \text{ in} \\ f_{wb} &= \frac{15.89 \left(\frac{d_o + d_i}{2} \right)^2 H^2}{d_o^2 \cdot t} \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 9.20}) \\ &= \frac{15.89 \left(\frac{38 + 37.625}{2} \right)^2 179.717^2}{1444 \times t} \\ &= \frac{13439.1445}{t} \end{aligned}$$

Stress dead weight

$$\begin{aligned} f_{db} &= \frac{\Sigma W}{\pi \cdot d_o \cdot t} \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 9.6}) \\ &= \frac{39630.6190}{3.14 \times 38 \times t} \\ &= \frac{332.1373}{t} \end{aligned}$$

Stress kompresi maksimum

$$f_{c \text{ max}} = 0.125 E (t/d_o) \cos \alpha$$

dimana, E concrete = 2000000 psi (Brownell 1959, hal 183)

$$f_{c \max} = 0.125 \times 2000000 \left[t / 38 \right]$$

$$= 6578.94737 t$$

$$f_{c \max} = f_{wb} + f_{db} \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 9.80})$$

$$6578.9474 t = \frac{13439.1445}{t} + \frac{332.1373}{t}$$

$$t = \sqrt{\frac{13771.282}{6578.94737}}$$

$$= 1.4468 \text{ in}$$

s. Menentukan bearing plate

Dari Brownell 1959, tabel 10.1 hal 184 diperoleh

$$f_c = 3000 \text{ psi}$$

$$f_{c \max} = 1200 \text{ psi}$$

$$n = 10$$

fs allowable untuk strukturalsteel skirt = 45000 psi

$$d_i = 37.625 \text{ in}$$

Ditetapkan:

$$d_i \text{ bearing plate} = 38$$

$$d_o \text{ bearing plate} = 1.25 \times 38$$

$$= 47.5 \text{ in} \approx 3.95833 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah chair} = 4$$

(Brownell 1959, tabel 10.5)

$$\text{Jumlah bolt} = 12$$

$$\text{Ukuran baut} = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Luas bolt} = 0.89 \text{ ft}^2$$

Dari pers. 9.11, Brownell 1959

$$P_w = 0.0025 V_w^2$$

Dimana,

P_w : tekanan angin pada permukaan alat (lb/ft²)

V_w^2 : kecepatan angin = 100 mph

Maka,

$$P_w = 0.0025 \times 100^2$$

$$= 25 \text{ lb/ft}^2$$

$$M_w = \frac{1}{2} P_w \cdot H^2 \frac{d_i + d_o}{2}$$

M_w : bending moment pada puncak kolom (lb.ft)

$$M_w = \frac{1}{2} 25 \times 14.976^2 \frac{3.14 + 3.17}{2}$$

$$= 8834.48415 \text{ lbft}$$

$$t_3 = \frac{(do - di) \text{ bearing}}{2}$$

$$= \frac{47.5 - 38}{2}$$

$$= 4.75 \text{ in}$$

$$\text{Diperkirakan } f_c = 1000 \text{ psi}$$

$$K = \frac{1}{1 + \left(\frac{f_s}{n \cdot f_c} \right)} \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 10.3})$$

$$= 0.18182$$

$$f_c \text{ (bolt circle)} = f_{c \max} \frac{2 \cdot K \cdot do}{2 \cdot K \cdot do \cdot t_3}$$

$$= 1200 \times \frac{2 \times 0.18182 \times 47.5}{2 \times 0.18182 \times 47.5 \times 4.75}$$

$$= 252.632 \leq 1000 \text{ (memenuhi)}$$

Dari Brownell 1959, tabel 10.2, hal 186

Untuk harga K = 0.18182 maka,

$$C_c = 1.218$$

$$C_t = 2.661$$

$$z = 0.459$$

$$j = 0.776$$

$$\text{Tensile load (Ft)} = \frac{M_{dw} - M_w \cdot z \cdot d}{j \cdot d}$$

$$= \frac{39630.6190 - 8834.484 \times 0.459 \times 3.95833}{0.776 \times 3.95833}$$

$$= 7676.4402 \text{ lb}$$

$$t_1 = \frac{\text{Jumlah baut} \cdot \text{Root area}}{\pi \cdot 1.25}$$

$$= \frac{12 \times 0.89}{3.14 \times 1.25}$$

$$= 2.72102 \text{ in}$$

Relation ship pada tension side

$$F_t = f_s \cdot t_1 \cdot r \cdot C_t \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 10.9})$$

$$f_s = \frac{F_t}{t_1 \cdot r \cdot C_t}$$

$$= \frac{7676.4402}{2.72102 \times 3.95833 \times 2.661}$$

$$= 267.837 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 F_c &= F_t + W_{dw} && \text{(Brownell, 1959, pers. 10.27)} \\
 &= 7676.4402 + 39630.6190 \\
 &= 47307.0592 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Kompresive stress sesungguhnya pada bolt circle (fc)

$$\begin{aligned}
 t_2 &= t_3 - t_1 \\
 &= 4.75 - 2.72102 \\
 &= 2.02898 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 f_c &= \frac{F_c}{(t_2 + nt_1) \cdot r \cdot C_c} && \text{(Brownell, 1959, pers. 10.8)} \\
 &= \frac{47307.0592}{[2.02898 + 10 \times 2.72102] \times 3.95833 \times 1.218} \\
 &= 335.584
 \end{aligned}$$

Pengecekan harga K

$$\begin{aligned}
 K &= \frac{1}{1 + \left(\frac{f_s}{n \cdot f_c} \right)} && \text{(Brownell, 1959, pers. 10.3)} \\
 &= 0.92609
 \end{aligned}$$

Dari Brownell 1959, tabel 10.2, hal 186

Untuk harga K = 0.92609 maka,

$$C_c = 2.224$$

$$C_t = 1.765$$

$$z = 0.369$$

$$j = 0.784$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tensile load (Ft)} &= \frac{M_{dw} - M_w \cdot z \cdot d}{j \cdot d} \\
 &= \frac{39630.6190 - 8834.484 \times 0.369 \times 3.95833}{0.784 \times 3.95833} \\
 &= 8612.2719 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$t_1 = 2.72102 \text{ in}$$

Relation ship pada tension side

$$F_t = f_s \cdot t_1 \cdot r \cdot C_t \quad \text{(Brownell, 1959, pers. 10.9)}$$

$$\begin{aligned}
 f_s &= \frac{F_t}{t_1 \cdot r \cdot C_t} \\
 &= \frac{8612.2719}{2.72102 \times 3.95833 \times 1.765} \\
 &= 453.032 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 F_c &= F_t + W_{dw} && \text{(Brownell, 1959, pers. 10.27)} \\
 &= 453.0322 + 39630.6190 \\
 &= 40083.6512 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Kompresive stress sesungguhnya pada bolt circle (f_c)

$$\begin{aligned}
 t_2 &= t_3 - t_1 \\
 &= 4.75 - 2.72102 \\
 &= 2.02898 \text{ in} \\
 f_c &= \frac{F_c}{(t_2 + nt_1) \cdot r \cdot C_c} \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 10.8}) \\
 &= \frac{40083.6512}{[2.02898 + 10 \times 2.72102] \times 3.95833 \times 2.224} \\
 &= 155.724
 \end{aligned}$$

Pengecekan harga K

$$\begin{aligned}
 K &= \frac{1}{1 + \left(\frac{f_s}{n \cdot f_c} \right)} \\
 &= 0.77464
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 f_{c \max} &= f_c (\text{bolt circle}) \frac{2 \cdot K \cdot d_o \cdot t_3}{2 \cdot K \cdot d_o} \\
 &= 155.7238 \times \frac{2 \times 0.77464 \times 47.5 \times 4.75}{2 \times 0.77464 \times 47.5} \\
 &= 739.688 \leq 1200 \quad (\text{memenuhi})
 \end{aligned}$$

Dari Brownell 1959, tabel 10.4 hal 188 didapatkan ukuran baut 1 1/4" dengan dimensi

$$\text{Bolt circle} = 2 \frac{13}{16}$$

$$\text{Nut dimension} = 2$$

Bearing plate yang digunakan tipe eksternal bolting chair, pada plate dipasang compressing ring agar lebih kuat

$$\text{Ditetapkan tinggi gusset} = 12 \text{ in}$$

Bearing plate diperkuat dengan 8 buah gusset yang mempunyai spasi yang sama

Dari gambar 10.6, Brownell 1959, hal 191, diperoleh:

$$\text{Lebar gusset (A)} = 9 + 1.5 = 10.5$$

$$\text{Jarak antar gusset (b)} = 8 + 1.25 = 9.25$$

$$\text{Luas area bolt (A}_b) = 0.89 \text{ ft}^2$$

$$\text{Beban bolt (P)} = f_s \cdot A_b = 453.0322 \times 0.89 = 403.199 \text{ lb}$$

$$\begin{aligned}
 L &= d_o \text{ bearing} - d_o \text{ shell} \\
 &= 47.5 - 38 = 9.5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\frac{b}{L} = \frac{9.25}{9.5} = 0.97368$$

Dari Brownell 1959, tabel. 10.4, hal 188, didapat

$$e = 2 / 2 = 1$$

$$\mu = \text{poison rasio} = 0.3 \quad (\text{untuk steel})$$

$$\gamma_1 = 0.565$$

Maksimum bending (My)

$$My = \frac{P}{4\pi} \left(\left(1 + \mu \right) \ln \left(\frac{21}{\pi e} \right) + \left(1 - \gamma_1 \right) \right)$$

$$My = \frac{403.1987}{4 \times 3.14} \times \left(\left(1 + 0.3 \right) \ln \left(\frac{21}{3.14 \times 1} \right) + \left(1 - 0.565 \right) \right)$$

$$= 93.2682 \text{ lbin}$$

$$t_5 = \sqrt{\frac{6 \cdot My}{f_{\max}}} = \sqrt{\frac{6 \times 93.2682}{45000}} = 0.11152 \text{ in}$$

$$= \frac{1.78425}{16} \approx \frac{3}{16}$$

$$t_4 = \sqrt{\frac{6 \cdot My}{(t_3 - \text{bhd}) f_{\max}}} = \frac{6 \times 93.2682}{\left[4.75 - 1.25 \right] \times 45000}$$

$$= 0.05961 = \frac{0.95372}{16} \approx \frac{3}{16}$$

$$t_6 = \frac{3}{8} t_5 = \frac{3}{8} \times \frac{3}{16} = 0.07031 \text{ in} = \frac{1.125}{16} \approx \frac{3}{16}$$

t. Dimensi anchor bolt

- Panjang = 12 in
- Diameter = 4 in
- Jumlah = 8 buah

u. Dimensi pondasi

Podasi ter dari beban dengan kandungan air 6 US gal per 94 lb sak semen

(Brownell 1959, tabel 10.1, hal 184)

Beban total yang harus ditahan pondasi

- Berat beban bejana total
- Berat kolom penyangga
- Berat base plate

Ditentukan

- Masing-masing kolom penyangga diberi pondasi
- Spesifikasi pondasi didasarkan atas berat beban setiap kolom penyangga pada sistem pondasi
- Spesifikasi semua penyangga sama

$$\text{Beban yang ditanggung penyangga} = 39630.6190 \text{ lb}$$

$$\text{Beban tiap penyangga} = \text{berat} \times \text{tinggi}$$

$$= 35 \text{ lbin} \times 24 \text{ in}$$

$$= 840 \text{ lb}$$

W

$$= 40470.6190 \text{ lb}$$

Gaya yang bekerja pada pondasi dianggap sebagai gaya vertikal berat total kolom, sedangkan bidang kerja dianggap bujur sangkar dengan perencanaan ukuran:

$$\begin{aligned}
 \text{Luas tanah untuk atas pondasi} &= \text{Luas pondasi atas} \\
 &= 40 \times 40 = 1600 \text{ in}^2 \\
 \text{Luas tanah untuk dasar pondasi} &= \text{luas pondasi bawah} \\
 &= 60 \times 60 = 3600 \text{ in}^2 \\
 \text{Tinggi pondasi (t)} &= 24 \text{ in} \\
 \text{Luas rata-rata (A)} &= 0.5 \times [40^2 + 60^2] \\
 &= 2600 \text{ in}^2 \\
 \text{Volume pondai (V}_p\text{)} &= A \cdot t \\
 &= 2600 \times 24 \\
 &= 62400 \text{ in}^3 \\
 \text{Densitas untuk gravel} &= 126 \text{ lb/ft}^3 \text{ (Perry's 6}^{\text{th}} \text{ tabel 3-118)} \\
 \text{Maka,} \\
 \text{W pondasi} &= V \cdot \rho \\
 &= 62400 \times 126 \times 0.0005787 \\
 &= 4549.97 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Asumsi:

Tanah atas pondasi berupa cement sand & garvel dengan minimum safe bearing power = 5 ton/ft³ dan maksimum safe bearing power = 10 ton/ft³

(Hesse, tabel 12.2 hal 224)

Berat total keseluruhan

$$\begin{aligned}
 \text{W total} &= 40470.6190 + 4549.97 \\
 &= 45020.5899 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Tekanan dari sistem pondasi terhadap luas tanah (P)

$$P = \frac{\text{W total}}{A} = \frac{45020.5899}{2600} = 17.3156 \text{ lb/in}^2$$

Acuan harga safety didasarkan pada minimum bearing power yaitu:

$$6000 \text{ kg/ft}^2 = 91.8617 \text{ lb/in}^2$$

$$\text{Tekanan terhadap tanah} = 17.3156 \leq 91.8617 \text{ lb/in}^2$$

(pondasi dapat digunakan)

v. Spesifikasi kolom destilasi

1. Silinder/shell

- Diameter dalam : 37.625 in
- Diameter luar : 38 in
- Tinggi : 165 in
- Tebal : 1/5 in
- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 135 Grade B

2. Tutup Atas dan Tutup Bawah

- Crown radius : 37.625 in

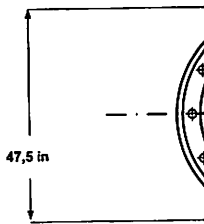
- Tinggi tutup atas : 6.35863 in
 - Tinggi tutup bawah : 6.3586 in
 - Tebal : 0.1875 in
 - Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 135 Grade B
3. Tray
- Jumlah tray : 11 buah
 - Tebal tray : 1/5 in
 - Susunan pitch : Segitiga
 - Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 135 Grade B
4. Down comer
- Lebar : 5.400 in
 - Luas : 0.4375 ft²
 - Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 135 Grade B
5. Nozzle
- Diameter feed masuk : 3 in
 - Diameter top kolom : 2 in
 - Diameter refluks : 1 in
 - Diameter reboiler : 3 in
 - Diameter bottom : 3 in
6. Flange dan Gasket
- Diameter Flange : 42 in
 - Tebal Flange : 2 in
 - Bahan konstruksi : high Alloy steel SA-336 Grade F8 type 304
 - Lebar Gasket : 0.0625 in
 - Diameter Gasket : 38.0625 in
 - Bahan konstruksi : Solid Flat Metal Iron
7. Baut
- Ukuran Baut : 1.25 in
 - Jumlah baut : 12 buah
 - Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 193 Grade B8 type 321
8. Skirt Support
- Tinggi : 24 in
 - Tebal : 1.4468 in
 - Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
9. Bearing plate
- Type : Eksternal Bolting Chair
 - Diameter dalam : 38 in
 - Tebal : 0.1875 in
 - Jumlah : 8 buah
 - Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 135 Grade B

10. Anchor Bolt

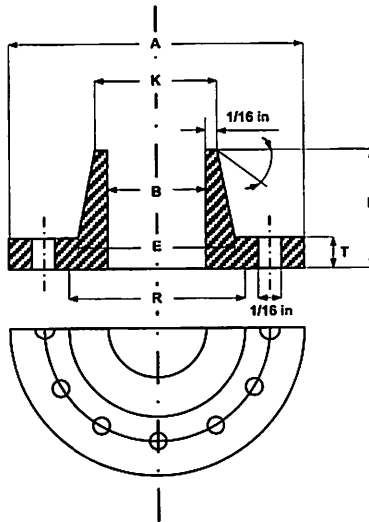
- Panjang : 12 in
- Diameter : 4 in
- Jumlah : 8 buah

11. Pondasi

- Luas pondasi atas : 1600 in²
- Luas pondasi bawah : 3600 in²
- Tinggi pondasi : 24 in
- Bahan konstruksi : Cement, Sand and Gravel

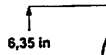


TA



DETAIL NOZZLE

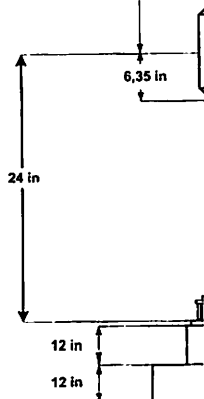
NOZZLE	NPS	A	T	R	E	L	B
A	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	1 3/16	3,56
B	2	6	3/4	3 1/4	3 1/16	1	2,44
C	1	4 1/4	9/16	2	1 15/16	11/16	1,38
D	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	1 3/16	3,56
E	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	1 3/16	3,56



165 in

TA

20	PONDASI	CEMENT, SAND AND GRAVEL
19	BEARING PLATE	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
18	GUSSET	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
17	COMPRESSING PLATE	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
16	ANCHOR BOLT	HAS SA-193 GRADE B8 TYPE 321
15	SKIRT SUPPORT	HAS SA-240 GRADE M TYPE-316
14	TUTUP BAWAH	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
13	NOZZLE BOTTOM KOLOM	HAS SA-268 GRADE TP410
12	STRAP	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
11	NOZZLE REBOILER	HAS SA-268 GRADE TP410
10	NOZZLE FEED	HAS SA-268 GRADE TP410
9	SHELL	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
8	DOWNCOMER	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
7	SIEVE TRAY	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
6	NOZZLE REFLUKS KONDENSOR	HAS SA-268 GRADE TP 410
5	BAUT	HAS SA-193 GRADE B8 TYPE 321
4	GASKET	IRON SOLID FLAT METAL
3	FLANGE	HAS SA-366 GRADE F8 TYPE 304
2	TUTUP ATAS	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
1	NOZZLE TOP KOLOM	HAS SA-268 GRADE TP 410
No	NAMA BAGIAN	BAHAN KONSTRUKSI



TA

JURUSAN TEKNIK KIMIA
 FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
 INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

PERANCANGAN ALAT UTAMA
DESTILASI

DIRANCANG OLEH :

DOSEN PEMBIMBING :

Anden

[Signature]

CHRISTIAN A. H. S. NIM. 1114006

M. ISTAENY HUDHA, 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 perpipaan.

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. Perpipaian

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 elvator 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 dilokalisir, 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 liquid 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.

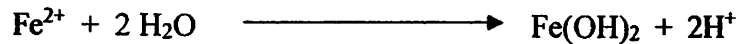
b. Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler.

Kerak dalam boiler akan menyebabkan :

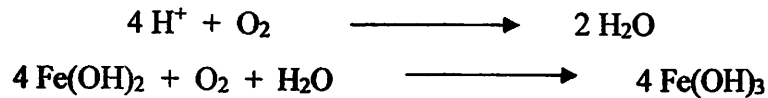
- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat.

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 H₂S, SO₂, NH₃, CO₂, O₂, yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu :

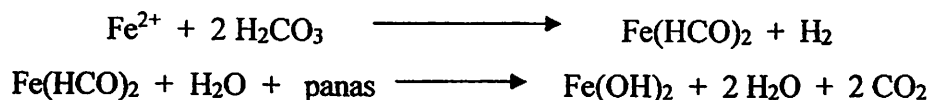


Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :



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

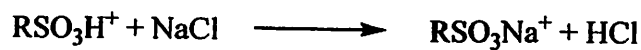
Air sungai digunakan untuk memenuhi kebutuhan air proses, air sanitasi, air pendingin dan air umpan boiler. Proses pengolahan air sungai tersebut adalah sebagai berikut:

➤ Pengolahan Air Sanitasi

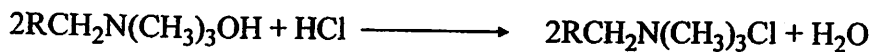
Air sungai dialirkan dengan pompa (L-211) kedalam bak sedimentasi (F-212) untuk mengendapkan kotoran, kemudian dialirkan dengan pompa (L-213) menuju bak skimmer (F-241) untuk memisahkan air dari padatan terapung. Dari bak skimmer kemudian dialirkan dengan pompa (L-215) menuju tangki clarifier (H-216), 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 :

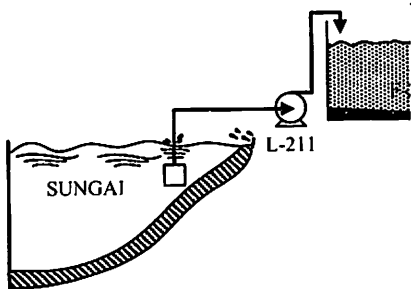
- Flash point = 38 °C (100 °F)
- Pour point = -6 °C (21,2 °F)

- 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 Distilasi (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. 1114006
RONY SETIAWAN 1114017

M. ISTNAENY HUBUNGAN ST.MT.

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.

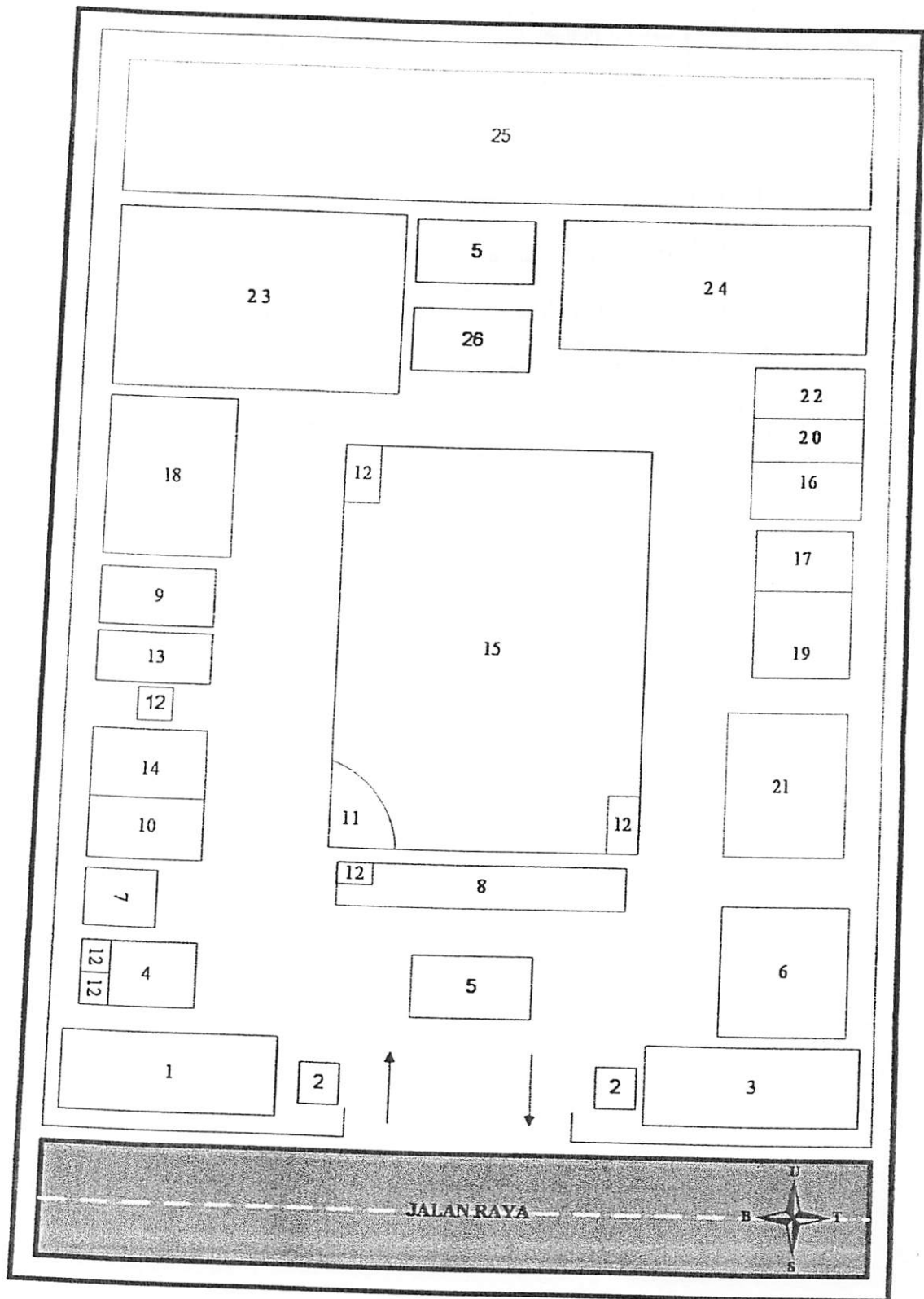
Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam pengaturan peralatan di dalam pabrik :

- 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.

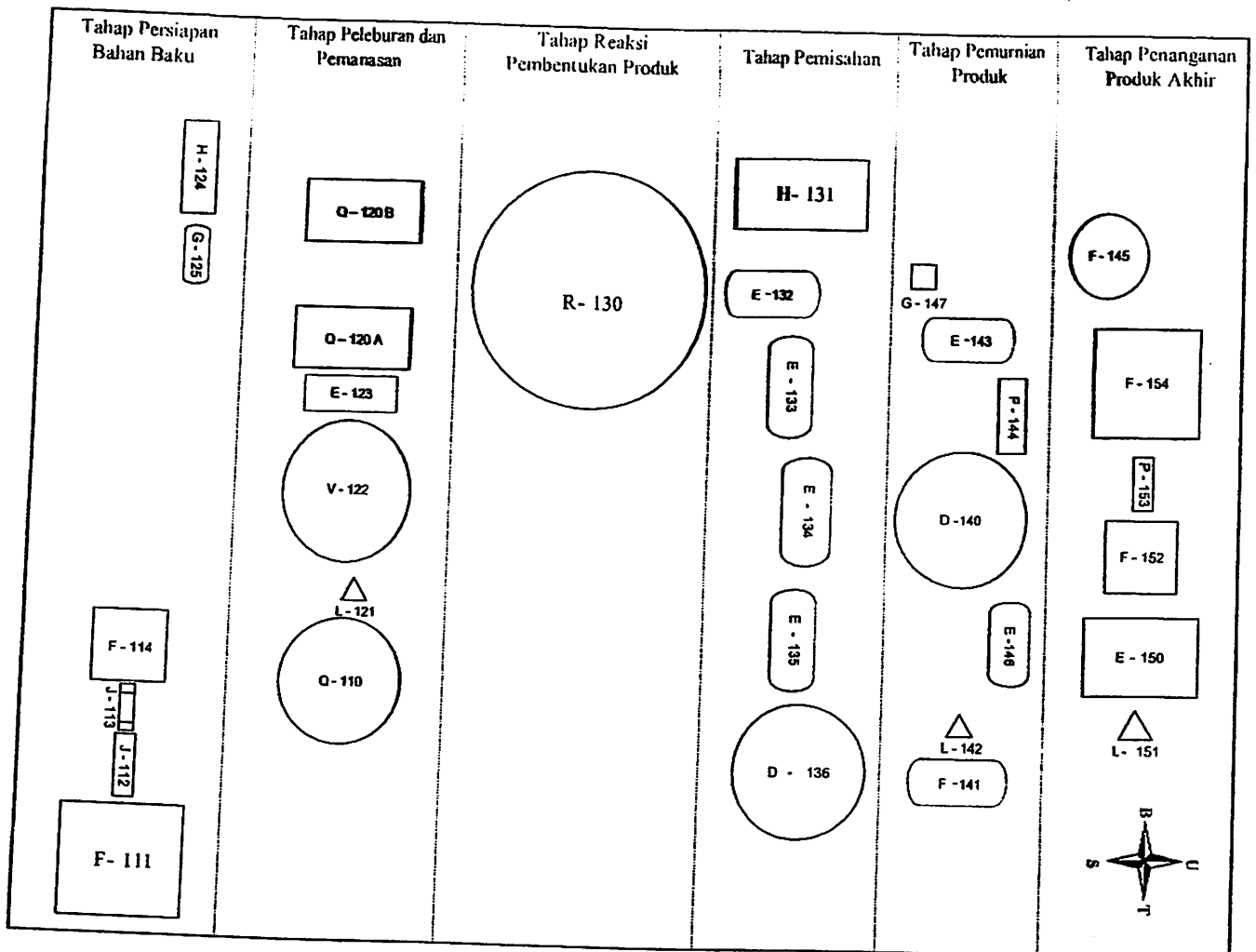
4. Lalu lintas manusia

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 flalat 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 Coloumn		
L - 151	: Phthalic Anhydride pump		

BAB X

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

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 fitalat 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.

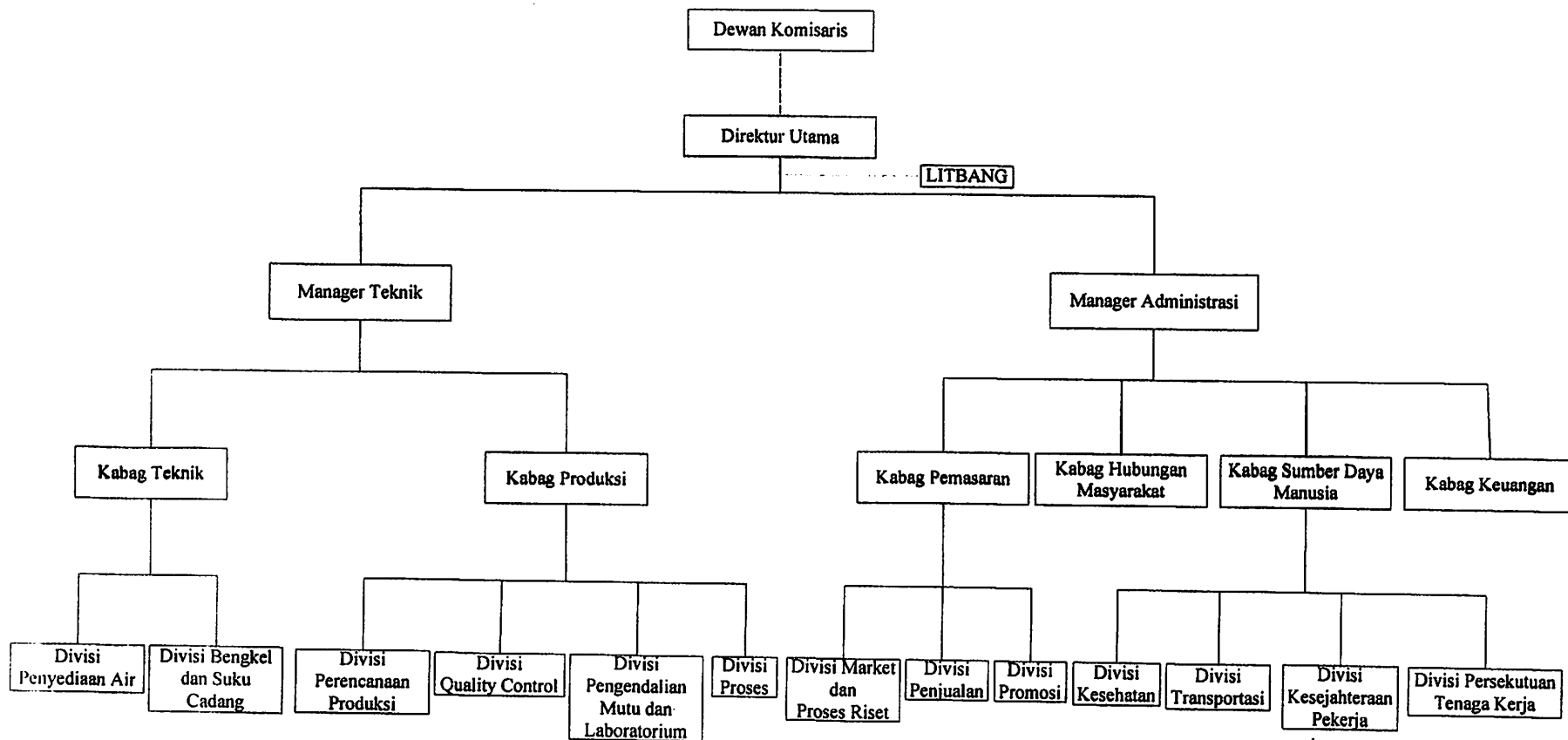
5. Adanya efisiensi dalam manajemen, para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris, juga dapat memilih direktur utama yang cakap dan berpengalaman.

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 masal.
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 memajemen 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 pengarahannya 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 dibawahnya:

- 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 peralatan 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 dengan 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 karyawan 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 13 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 = 102 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 Pcriklanan	1
32.	Staff Promosi dan Periklanan	3
33.	Kepala Divisi Research Marketing	1
34.	Staff Rcsarch Markcting	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, kaca mata 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. Perpipaian 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. Biaya Tak 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)

$$FCI = DC + IC$$

$$= Rp. 59.594.991.074 + Rp. 10.727.098.393$$

$$= Rp. 82.731.869.962$$

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)

$$\text{TPC} = \text{DPC} + \text{FC} + \text{Biaya Overhead} + \text{GE}$$

$$= \text{Rp. } 763.111.332.702 + 0,09 \text{ TPC}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp. } 838.583.882.090$$

$$\text{Maka, DPC} = \text{Rp. } 736.087.657.340 + 0,01 \text{ TPC}$$

$$= \text{Rp. } 744.473.496.161$$

$$\text{GE} = \text{Rp. } 2.423.630.025 + 0,08 \text{ TPC}$$

$$= \text{Rp. } 69.510.340.592$$

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 %)

Laba kotor = Harga jual – Biaya produksi

= Rp. 873.722.533.984 – Rp. 838.583.882.090

= Rp. 35.138.651.895

$$\begin{aligned} \text{Pajak penghasilan} &= 30\% \times \text{Laba kotor} \\ &= 30\% \times \text{Rp. } 35.138.651.895 \\ &= \text{Rp. } 10.541.595.568 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laba bersih} &= \text{Laba kotor} - \text{Pajak penghasilan} \\ &= \text{Rp. } 35.138.651.895 - \text{Rp. } 10.541.595.568 \\ &= \text{Rp. } 24.597.056.326 \end{aligned}$$

Nilai penerimaan Cash Flow sebelum pajak (C_{Aa})

$$\begin{aligned} C_{Aa} &= \text{Laba kotor} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. } 35.138.651.895 + \text{Rp. } 8.273.186.996 \\ &= \text{Rp. } 43.411.838.891 \end{aligned}$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_{At})

$$\begin{aligned} C_{At} &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. } 24.597.056.326 + \text{Rp. } 8.273.186.996 \\ &= \text{Rp. } 32.870.243.322 \end{aligned}$$

2. Laju Pengembalian Modal (ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned} ROI_{BT} &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal Tetap}} \times 100\% \\ &= 42\% \text{ (App. E)} \end{aligned}$$

b. ROI setelah pajak

$$\begin{aligned} ROI_{AT} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal Tetap}} \times 100\% \\ &= 30\% \text{ (App. E)} \end{aligned}$$

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.

$$\begin{aligned} POT &= \frac{\text{Modal Tetap}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 2,5 \text{ tahun (App. E)} \end{aligned}$$

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

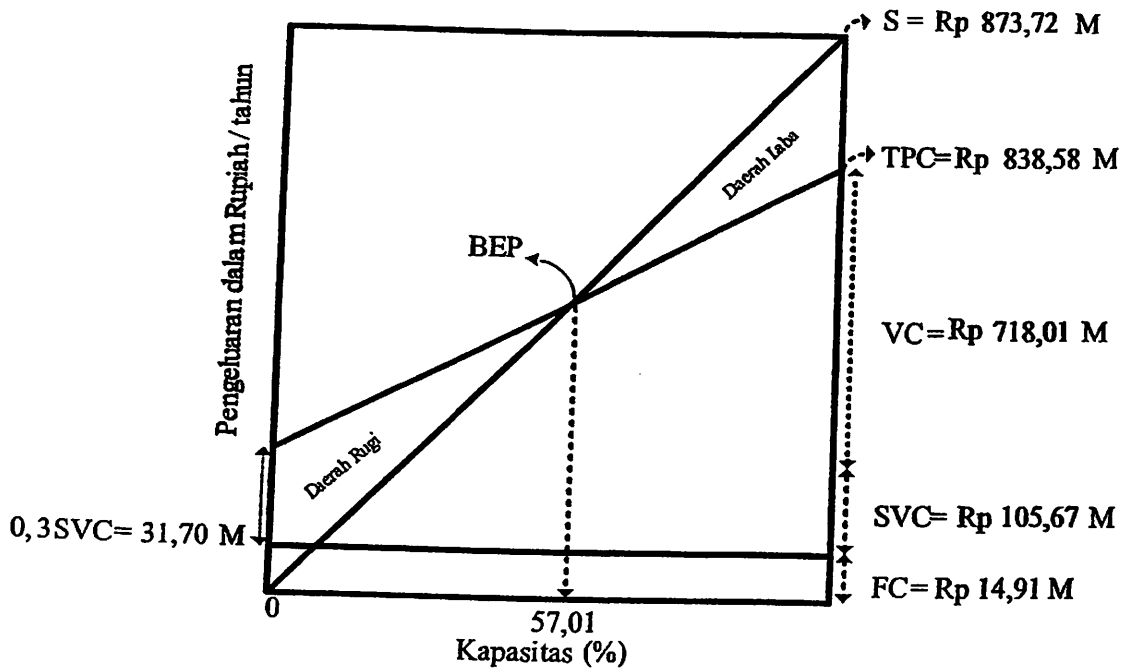
S = Rp. 873.722.522.984

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 :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. } 7.386.215 + \text{Rp. } 8.273.186.996 \\ &= \text{Rp. } 8.280.573.211 \end{aligned}$$

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 :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{laba bersih tahun kedua} + \text{depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. } 56.862.413 + \text{Rp. } 8.273.186.996 \\ &= \text{Rp. } 8.330.049.409 \end{aligned}$$

5. Shut Down Point (SDP)

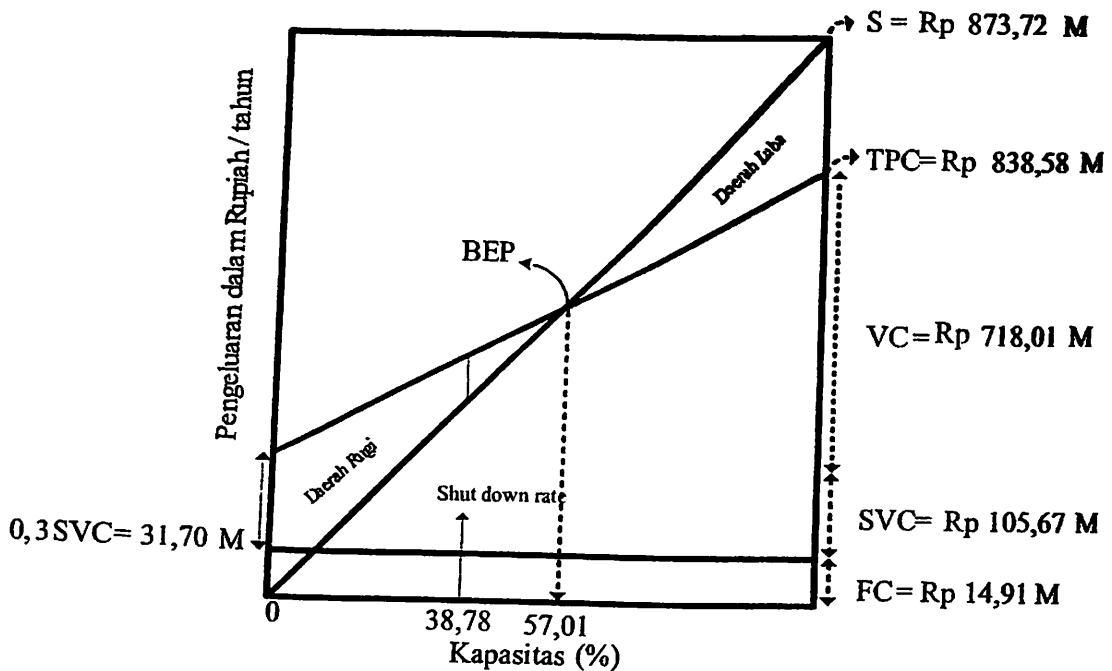
Shut Down Point (SDP) adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik yang masih boleh beroperasi.

$$\begin{aligned} SDP &= \frac{0,3SVC}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\% \\ &= 38,78 \% \text{ (App. E)} \end{aligned}$$

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 %.

XII - 2

Dan Pra Rencana Pabrik Ftalat Anhidrida Layak untuk didirikan karena IRR (23,85 %) lebih besar dari bunga bank (10,25 %).

Untuk melakukan penelitian dan analisis secara komprehensif, berikut ini kami paparkan beberapa hal yang harus diperhatikan dalam melakukan studi kelayakan proyek ini.

Terdapat beberapa hal yang harus diperhatikan dalam melakukan studi kelayakan proyek ini, yaitu:

- 1. Analisis Pasar:**
 - Pasar:** Menentukan apakah permintaan pasar untuk produk yang akan diproduksi memenuhi kebutuhan produksi.
 - Target Pasar:** Menentukan target pasar yang akan menjadi fokus penjualan.
 - Pesaing:** Menentukan siapa saja pesaing yang sudah ada di pasar dan bagaimana strategi untuk memenangkan persaingan.
 - Saluran Distribusi:** Menentukan bagaimana cara mendistribusikan produk ke pasar.
 - Strategi Promosi dan Pemasaran:** Menentukan bagaimana cara mempromosikan dan memasarkan produk.
- 2. Analisis Keuangan:**
 - Investasi Awal:** Menentukan berapa biaya awal yang diperlukan untuk mendirikan pabrik, termasuk biaya pembelian peralatan, perlengkapan, dan tenaga kerja.
 - Biaya Operasional:** Menentukan berapa biaya operasional yang diperlukan untuk memproduksi produk, termasuk biaya bahan baku, tenaga kerja, dan energi.
 - Penerimaan:** Menentukan berapa pendapatan yang diharapkan dari penjualan produk.
 - Uraian Biaya dan Penerimaan:** Menentukan rincian biaya dan penerimaan yang diharapkan.
 - Analisis Sensitivitas:** Menentukan bagaimana pengaruh perubahan harga bahan baku, tenaga kerja, dan energi terhadap keuntungan.
 - Analisis Break-Even:** Menentukan berapa jumlah produk yang harus diproduksi agar tidak mengalami kerugian.
 - Analisis Waktu Pengembalian:** Menentukan berapa waktu yang diperlukan untuk mengembalikan investasi awal.
 - Analisis Nilai Sekarang Bersih (NPV):** Menentukan apakah proyek layak dilakukan berdasarkan nilai sekarang bersih.
 - Analisis Tingkat Pengembalian Internal (IRR):** Menentukan apakah proyek layak dilakukan berdasarkan tingkat pengembalian internal.
- 3. Analisis Teknis:**
 - Teknologi:** Menentukan teknologi produksi yang akan digunakan.
 - Perencanaan Pabrik:** Menentukan bagaimana merencanakan pabrik, termasuk tata letak, kapasitas produksi, dan sistem kontrol kualitas.
 - Perencanaan Sumber Daya Manusia:** Menentukan bagaimana merencanakan tenaga kerja, termasuk jumlah, kualifikasi, dan gaji.
 - Perencanaan Sumber Daya Lain:** Menentukan bagaimana merencanakan sumber daya lain yang diperlukan, termasuk energi, air, dan bahan baku.
- 4. Analisis Lingkungan:**
 - Analisis Dampak Lingkungan:** Menentukan bagaimana dampak lingkungan yang akan timbul dari proyek dan bagaimana cara meminimalkan dampak tersebut.
- 5. Analisis Hukum dan Administrasi:**
 - Perizinan:** Menentukan bagaimana mengurus perizinan yang diperlukan untuk mendirikan pabrik.
 - Aspek Hukum:** Menentukan bagaimana aspek hukum yang berkaitan dengan proyek, termasuk hak milik, kontrak, dan tanggung jawab.
 - Aspek Administrasi:** Menentukan bagaimana aspek administrasi yang berkaitan dengan proyek, termasuk pajak, akuntansi, dan kepegawaian.