

**PRA RENCANA PABRIK
ACRYLONITRILE DARI PROPYLENE, AMMONIA
DAN UDARA DENGAN PROSES SOHIO
KAPASITAS : 9.000 TON/TAHUN**

SKRIPSI

Disusun Oleh :

Rengganis Yunita Putri 06.14.015

Zainal Abidin 06.14.018



**MILIK
PERPUSTAKAAN
ITN MALANG**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
SEPTEMBER 2010**

THE UNIVERSITY OF CHICAGO

DEPARTMENT OF THE HISTORY OF ARTS AND ARCHITECTURE

THE UNIVERSITY OF CHICAGO PRESS

CHICAGO, ILLINOIS 60607

UNIVERSITY

CHICAGO, ILL.

UNIVERSITY OF CHICAGO PRESS

CHICAGO, ILLINOIS 60607



UNIVERSITY OF CHICAGO

DEPARTMENT OF THE HISTORY OF ARTS AND ARCHITECTURE

THE UNIVERSITY OF CHICAGO PRESS

CHICAGO, ILLINOIS 60607

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK ACRYLONITRILE DARI PROPILENE, AMMONIA DAN UDARA DENGAN PROSES SOHIO (KAPASITAS 9.000 TON/TAHUN)

**Diajukan sebagai syarat guna menempuh ujian Sarjana
pada Jenjang Strata Satu (S-1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang**

Disusun oleh :

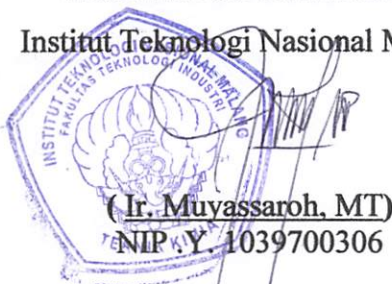
RENGGANIS YUNITA PUTRI 06.14.015

ZAINAL ABIDIN 06.14.018

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia

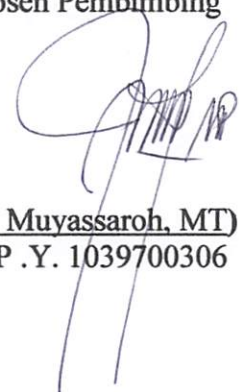
Institut Teknologi Nasional Malang



**(Ir. Muyassaroh, MT)
NIP . Y. 1039700306**

Menyetujui,

Dosen Pembimbing



**(Ir. Muyassaroh, MT)
NIP . Y. 1039700306**

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK ACRYLONITRILE DARI PROPYLENE
AMINONIA DAN UJARA DENGAN PROSES SORHO
(KAPASITAS 9.000 TON/TAHUN)

Ditujukan sebagai syarat guna mendapatkan ijazah Sarjana

dari jenjang sarjana (S-1)

di Institut Teknologi Nasional Malang

Dibaca oleh :

RENGGANIS / LINTA PUTRI 0014012

ZAFAL ARIFIN 0014019

Asisten
Dosen Pembimbing

Mangetatun
Kata Jurusan Teknik Kimia
Institut Teknologi Nasional Malang

(NIP. 103050306)
NIP. Y. 103050306

(NIP. 103050306)
NIP. Y. 103050306

**BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

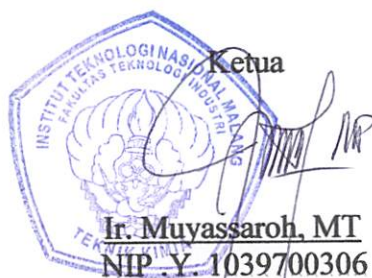
Nama : RENGGANIS YUNITA PUTRI
NIM : 06.14.015
Jurusan : TEKNIK KIMIA
Judul : PRA RENCANA PABRIK ACRYLONITRILE DARI
PROPILENE, AMMONIA DAN UDARA DENGAN PROSES
SOHIO KAPASITAS 9000 TON/TAHUN

Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Ujian Skripsi jenjang Program


Strata Satu (S-1)

Pada Hari : Kamis
Tanggal : 19 Agustus 2010
Dengan Nilai : B+

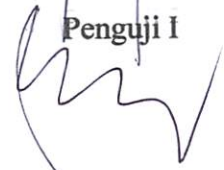
PANITIA UJIAN SKRIPSI

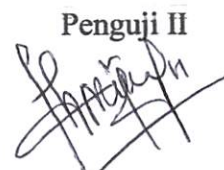

Ketua
Ir. Muyassaroh, MT
NIP. Y. 1039700306

Sekretaris


M. Istnaeny Huda, ST. MT
NIP. Y. 1030400400

ANGGOTA PENGUJI


Penguji I
Ir. Harimbi Setyawati, MT
NIP. 196303071992032002


Penguji II
Faidliyah Nilna M, ST. MT
NIP. Y. 1030400392

ИП 100303011005035005
И. Мухомор Зельвард ИТ

Бенгали I

ИП 1030400305
И. Мухомор Зельвард ИТ

Бенгали II

ВИСОЛА БЕНСОИ

ИП 1030300300
И. Мухомор Зельвард ИТ

Кемс

ИП 1030400400
И. Мухомор Зельвард ИТ

Секретарс

БАНТИА СЪИИ СКРИПТИ

Делган Мили : B+

Танггал : 10 Август 2010

Бада Бади : Кемс

Стана Стан (2-1)

Дибатанкан дибатанкан Тим Бенгали СЪИИ СКРИПТИ Јелганг Програм

СОИО КАБЪАСТИЛС 0000 ТОИМАНДИ

ПРОИГЕНЕ УММОИИ ДАИ ПДАКУ ДЕНСАИ ПРОСЕС

Јодол : БКА БЕНСАИ БАРБИК УСКУГОИИЛИКЕ ДАКИ

Јулган : ТЕКИК КИМИ

ИИИ : 0014012

Иамис : БЕНСАИИЗ УСИИИ БУККИ

ФАКУЛТАС ТЕКИГОСИ ИНДУСТРИ

БЕДИИ УСАКА СЪИИ СКРИПТИ

**BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

Nama : ZAINAL ABIDIN
NIM : 06.14.018
Jurusan : TEKNIK KIMIA
Judul : PRA RENCANA PABRIK ACRYLONITRILE DARI
PROPILENE, AMMONIA DAN UDARA DENGAN PROSES
SOHIO KAPASITAS 9000 TON/TAHUN

Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Ujian Skripsi jenjang Program

Strata Satu (S-1)

Pada Hari : Kamis
Tanggal : 19 Agustus 2010
Dengan Nilai : B+


PANITIA UJIAN SKRIPSI

Ketua



Ir. Muyassaroh, MT
NIP. Y. 1039700306

Sekretaris



M. Istnaeny Huda, ST. MT
NIP. Y. 1030400400

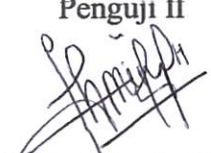
ANGGOTA PENGUJI

Penguji I



Ir. Harimbi Setyawati, MT
NIP .196303071992032002

Penguji II



Faidliyah Nilna M, ST. MT
NIP. Y. 1030400392

PERNYATAAN KEASLIAN ISI TUGAS AKHIR

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : RENGGANIS YUNITA PUTRI
Nim : 06.14.015
Jurusan/Prog. Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)
Fakultas : Teknologi Industri

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Tugas Akhir yang berjudul :

***“Pra Rencana Pabrik Acrylonitrile dari Propilene, Ammonia
dan Udara dengan Proses SOHIO “***

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

Malang, September 2010

Yang membuat pernyataan,

Rengganis Yunita Putri

PERNYATAAN KEASLIAN ISI TUGAS AKHIR

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : RENDANG YUNITA PERLI
Nim : 0014015
Jurusan/Prodi Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)
Fakultas : Teknologi Industri

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa tugas Akhir yang berjudul :

"Purifikasi Klorin dengan Proses ZOHIO"

dan dibuat dengan Proses ZOHIO"

Adalah tugas Akhir hasil karya saya sendiri bukan merupakan duplikasi
serta tidak mengutip atau menyalin sebagian atau seluruhnya dari karya orang
lain, kecuali yang tidak disebutkan dari sumber lainnya.

Malang, September 2010
Yang membuat pernyataan,

Rendang Yunita Perli

PERNYATAAN KEASLIAN ISI TUGAS AKHIR

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : ZAINAL ABIDIN
Nim : 06.14.018
Jurusan/Prog. Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)
Fakultas : Teknologi Industri

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Tugas Akhir yang berjudul :

***“Pra Rencana Pabrik Acrylonitrile dari Propilene, Ammonia
dan Udara dengan Proses SOHIO “***

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

Malang, September 2010

Yang membuat pernyataan,

Zainal Abidin

KATA PENGANTAR

Puji syukur ke hadirat Allah SWT karena atas berkat dan rahmat-Nya, maka penyusun dapat menyelesaikan skripsi dengan judul **“Pra Rencana Pabrik Acrylonitrile dari Propylene, Ammonia dan Udara dengan proses SOHIO kapasitas 9000 ton/tahun”**.

Skripsi ini disusun untuk memenuhi Tugas Akhir mahasiswa Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Nasional Malang, sebagai salah satu syarat memperoleh gelar sarjana (Strata-1) Teknik Kimia.

Pada kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada semua pihak yang telah membantu dalam menyelesaikan skripsi ini, terutama pada :

1. Bapak Prof. Dr. Eng. Ir. Abraham Lomi, MSEE, selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang.
2. Bapak Ir. Sidik Noertjahjono, MT, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri.
3. Bapak Ir. Muyassaroh, MT selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia
4. Bapak Istnaeny Hudha, ST. MT selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia
5. Bapak Ir. Muyassaroh, MT dan Ibu Rini Kartika D, ST. MT selaku Dosen Pembimbing
6. Ibu Ir. Harimbi Setyawati, MT dan Ibu Faidliyah Nilna Minah, ST. MT selaku Dosen Penguji yang telah memberikan masukan kepada penyusun.
7. Bapak Ibu Dosen yang telah mengajar kami sehingga dapat menyelesaikan Tugas Akhir.

8. Rekan-rekan yang tidak bisa kami sebutkan satu persatu telah banyak membantu dalam menyelesaikan skripsi ini.

Penyusun menyadari Laporan Tugas Akhir ini masih kurang sempurna, untuk itu penyusun mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun dan semoga laporan ini bermanfaat bagi semua pihak.

Malang, September 2010

Penyusun

DAFTAR ISI

	Hlm
LEMBAR PERSETUJUAN.....	i
BERITA ACARA	ii
PERNYATAAN KEASLIAN ISI TUGAS AKHIR.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
DAFTAR ISI	v
DAFTAR TABEL	vii
DAFTAR GAMBAR	ix
ABSTRAKSI.....	x
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 ALAT	V – 1
BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA	VI – 1
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA	VII – 1
BAB VIII UTILITAS	VIII – 1
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	IX – 1
BAB X STRUKTUR DAN ORGANISASI PERUSAHAAN	X – 1
BAB XI ANALISA EKONOMI	XI – 1
BAB XII KESIMPULAN	XII – 1
DAFTAR PUSTAKA	

APPENDIXS

APPENDIKS A APP.A – 1
APPENDIKS B APP.B – 1
APPENDIKS C APP.C – 1
APPENDIKS D APP.D – 1
APPENDIKS E APP.E – 1

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1.	Data impor dan ekspor Acrylonitrile di Indonesia tahun 2005 hingga 2009.....	I – 3
Tabel 1.2.	Data produksi dan kebutuhan Acrylonitrile di Indonesia tahun 2005 hingga 2009.....	I – 7
Tabel 2.1.	Perbandingan proses pembuatan Acrylonitrile	II - 4
Tabel 7.1.	Instrumentasi Pra Rencana Pabrik Acrylonitrile.....	VII – 3
Tabel 7.2.	Tabel alat keselamatan kerja Pabrik Acrylonitrile.....	VII – 4
Tabel 7.3.	Peralatan Keselamatan Kerja	VII - 8
Tabel 9.1.	Perincian Luas Daerah Pabrik.....	IX – 11
Tabel 10.1.	Jadwal Kerja Karyawan Shift.....	X – 12
Tabel 10.2.	Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja.....	X – 16
Tabel 10.3.	Daftar Upah (Gaji) Karyawan.....	X – 21
Tabel 11.6.1.	<i>Cash Flow</i> untuk NPV selama 10 tahun.....	XI – 15
Tabel 11.6.2.	<i>Cash Flow</i> untuk IRR.....	XI – 16
Tabel D.1.	Tabel kebutuhan steam	APP D – 2
Tabel D.2.	Kebutuhan Air Pendingin pada Peralatan	APP D – 13
Tabel D.3.	Kebutuhan Total Air.....	APP D – 9
Tabel D.3.1.	Pemakaian Listrik pada Peralatan Proses Produksi.....	APP D – 121
Tabel D.3.2.	Pemakaian Listrik pada Daerah Pengolahan Air.....	APP D – 122
Tabel D.3.3.	Pemakaian Listrik untuk Penerangan	APP D – 123
Tabel E.1.	Tabel Indeks Harga Alat	APP E – 2

Tabel E.2.	Harga Peralatan Proses pada PRP Phthalic Anhydride.....	APP E – 5
Tabel E.3.	Harga Peralatan Utilitas	APP E – 7
Tabel E.4.	Daftar Gaji Pegawai	APP E– 13

DAFTAR GAMBAR

Gambar 9.1.	Peta Lokasi Pabrik Acrylonitrile.....	IX – 7
Gambar 9.2.	Plant Lay Out Pra Rencana Pabrik Acrylonitrile.....	IX – 9
Gambar 9.3.	Tata Letak Peralatan Proses Pra Rencana Pabrik Acrylonitrile.....	IX – 13
Gambar 10.3.1.	Struktur Organisasi Pra Rencana Pabrik Acrylonitrile ...	X – 4
Gambar 11.6.1.	<i>Break Event Point</i> Pra Rencana Pabrik Acrylonitrile.....	XI – 12
Gambar E.1.	Grafik Hubungan Indeks Harga Alat	APP E – 3

Abstraksi

Acrylonitrile merupakan senyawa kimia dengan rumus molekul C_3H_3N yang dihasilkan dari reaksi antara propylene, ammonia dan udara dengan bantuan katalis Molybdenum pada temperature $400^{\circ}C$ dan Tekanan 2 atm. Setelah direaksikan didalam reaktor, produk kemudian dipisahkan didalam flash distilasi lalu dipisahkan lagi menggunakan kolom distilasi agar dihasilkan produk yang lebih tinggi kemurniannya. Adapun kegunaan acrylonitrile sebagai serat akrilik, kopolimer resin (plastik), karet nitril dan resin.

Pabrik Acrylonitrile ini direncanakan didirikan di daerah Lamongan, Jawa Timur, tepatnya di Desa Kalitengah , Kecamatan Kalitengah pada tahun 2014 yang berkapasitas 9000 ton/tahun dengan waktu operasi 330 hari/tahun selama 24 jam/hari. Bentuk perusahaan perseroan terbatas (PT) dengan struktur organisasi garis dan staff. Dari hasil perhitungan ekonomi pabrik ini layak didirikan dengan penilaian investasi sebagai berikut:

1. *Total Capital Investment (TCI)* = Rp. 240.329.152,985,00
2. *Total Production Cost (TPC)* = Rp. 153.507.705.396,00
3. *Rate of Return (ROI)*
 - ROI sebelum pajak = 27,8037 %
 - ROI sesudah pajak = 19,4626 %
4. *Internal Rate of Return (IRR)* = 43,4 %
5. *Break Event Point (BEP)* = 45,67
6. *Pay Out Time (POT)* = 3,39 tahun

BAB I

PENDAHULUAN

1.1.Latar Belakang

Industri akrilonitril merupakan salah satu industri petrokimia yang mampu memenuhi kebutuhan terhadap bahan polimer. Akrilonitril adalah senyawa kimia dengan rumus C_3H_3N yang merupakan cairan tak berwarna, berbau tajam dan sering tampak kuning karena kotoran. Senyawa ini mempunyai beberapa nama diantaranya propenenitril cyanoethylene dan vinil cyanid.

Penggunaan akrilonitril ini sangat luas terutama untuk sintetik fiber, plastik, modifikasi natural fiber, hidrolisa polimer menjadi polielectrolites, dan sebagai bahan kimia lanjutan. Akrilonitril dan turunannya seperti 2-kloro-akrilonitril adalah dienofil dalam reaksi Diels-Alder . Akrilonitril juga merupakan prekursor dalam pembuatan industri akrilamida dan asam akrilik. Oleh karena itu produksi akrilonitril ini sangat menguntungkan.

Tetapi di Indonesia sejauh ini akrilonitril belum di produksi sehingga negara kita harus mengimpor dari negara lain. Negara yang paling banyak mengimpor senyawa ini antara lain Amerika Serikat, Taiwan, China, Italia, Singapura, Inggris dan Thailand.

(Biro Pusat Statistik, 2010)

Diharapkan dengan ditambahnya pabrik petrokimia yang memproduksi akrilonitril, kebutuhan akan bahan baku polimer terutama akrilonitril akan terpenuhi, mengurangi ketergantungan impor dari negara lain. bahkan dapat mengekspor ke luar negeri.

1.2. Perkembangan Industri Akrilonitril

Acrylonitrile ditemukan pada tahun 1893 oleh Frenchman Charles Moreu. Industri penting acrylonitrile muncul sekitar tahun 1930. Hampir semua acrylonitrile yang diproduksi diseluruh dunia diperoleh amoxidasi propiler lebih lanjut, hampir 90 % kapasitas produksinya menggunakan proses sohio. Perubahan sohio telah mengembangkan performa katalis yang semakin lebih baik, dengan pencapaian komersialisasi pertama pada tahun 1960. Teknologi lain dari tipe perusahaan tersebut menawarkan sifat industri seperti chemie linz OSW (osterreichische stickstoff werke), montedison/UOP (universal oil products), SNAM (Societa Nazuibzke netabiditti), dan uginе/Distillers (PCUK/Dishillers).

Metoda mula-mula dalam pembuatan acrylonitrile ialah sebagai berikut:

- 1) Penambahan hidrogen sianida dengan etilen oksida yang membentuk sianohidrin, yang kemudian didehidrasi menjadi acrylonitrile. Cara ini dikembangkan oleh IG Farber. Proses ini diadopsi dari american cyanamid dan union carbide, dan kemudian ditinggalkan pada tahun 1965.
- 2) Reaksi antara hidrogen sianida dengan acetilen. Cara ini dikembangkan oleh bayer dan digunakan oleh american cyanamid, du pont, monsanto hingga tahun 1970.
- 3) Produksi lactonitril dari asetaldehid dan hidrogen sianida yang selanjutnya didehidrasi menjadi acrylonitril. Cara ini dikembangkan dan diindustrialisasikan oleh hoechst di gresheim (knapsack-greisheim) hingga

tahun 1959 dan sebagian tetap digunakan oleh perusahaan jepang nasarhino untuk pembuatan asam laktat dengan hidrolisis lactonitril.

- 4) Ammoxidasi propilen dengan nitrogen yang dikomersialisasikan oleh du pont di beamont, texas hingga tahun 1966.

Dengan melihat dunia teknologi yang semakin maju di bidang industri kimia, maka akan sangat menguntungkan apabila produksi akrilonitril di Indonesia dapat ditingkatkan lagi sehingga dapat memenuhi konsumsi dalam negeri, bahkan sampai mengekspor ke luar negeri. Berikut ini dapat dilihat data impor akrilonitril di Indonesia.

Tabel 1.1. Data ekspor-impor Akrilonitril di Indonesia Tahun 2005 – 2009

No.	Tahun	Impor (kg)	Ekport (kg)
1.	2005	7.000.166	3.108
2.	2006	7.808.004	2.171.815
3.	2007	8.315.767	1.647.219
4.	2008	6.412.171	169.234
5.	2009	6.252.186	185.148

(Biro Pusat Statistik, 2010)

1.3. Kegunaan Akrilonitril

1. Sebagai serat akrilik

Akrilonitril pertama kali diproduksi secara besar-besaran pada awal tahun 1960. Hampir dari setengah produksi tersebut digunakan sebagai serat akrilik yang dipakai untuk pembuatan pakaian dan tekstil. Serat akrilik ini dapat menggantikan penggunaan wool sebagai bahan industri tekstil.

2. Kopolimer resin (plastik)

Akrilonitril yang mengandung bahan plastik, terutama resin akrilonitril-Butadien-Stiren (ABS) yang merupakan aplikasi dari monomer akrilonitril. Resin ini mengandung sekitar 25-30% akrilonitril. ABS ini digunakan untuk industri pipa, bagian-bagian automotif, alat-alat rumah tangga, mebel, bagian-bagian dari bangunan, pengemasan dan penerapan-penerapan lain yang berhubungan dengan kekuatan mesin, ketahanan terhadap bahan kimia dan hidrokarbon.

3. Karet nitril dan resin

Karet nitril digunakan sebagai perluasan dalam bidang teknik dan industri. Kelebihan dari karet nitril ini adalah tahan terhadap bahan-bahan kimia, minyak, pelarut, tahan terhadap suhu tinggi dan tidak mudah terkikis. Bahan ini juga baik untuk bahan-bahan listrik karena sifatnya yang lentur. Resin High-Nitrile Barrier dipakai pertama kali pada industri pengemasan makanan.

1.4.Sifat Bahan Baku dan Produk

1.4.1. Bahan baku utama

A. Propilen

Sifat fisika :

- Merupakan gas tak berwarna
- Tidak berbau
- Densitas : $0,612 \text{ g/cm}^3$
- Titik didih : $-47,6^\circ\text{C}$

- Titik lebur : $-185,2^{\circ}\text{C}$
- Temperature kritis : 92°C
- Tekanan kritis : 45 atm

Sifat kimia :

- Rumus kimia : C_3H_6
- Berat Molekul : 42,08
- Larut dalam alkohol dan air

(Kirk Othmer, vol.19, hal. 228)

B. Amonia

Sifat fisika :

- Merupakan gas tak berwarna
- Berbau tajam
- Titik didih : $-33,35^{\circ}\text{C}$
- Titik lebur : $-77,7^{\circ}\text{C}$
- Temperature kritis : 133°C
- Tekanan kritis : 10,37 atm

Sifat kimia :

- Rumus kimia : NH_3
- Berat Molekul : 17,03

(Kirk Othmer, vol.2, hal. 471)

1.4.2. Sifat bahan pembantu

A. Udara

- Tekanan : 1 atm

- Suhu : 25°C
- Komposisi : - N₂ = 79%
- O₂ = 21%

1.4.3. Sifat produk utama

Akrilonitril

Sifat fisika :

- Cairan jernih tak berwarna
- Berbau tajam
- Densitas pada 20°C : 806 g/L
- Titik didih : 77,3°C
- Titik lebur : -83,55°C
- Viskositas : 0,34 m Pa.s

Sifat kimia :

- Rumus kimia : C₃H₃N
- Berat Molekul : 53,06
- Larut dalam pelarut-pelarut organik antara lain aseton, benzene, karbontetraklorid, dietileter, etilasetat, etilensianohidrin, petroleumeter, toluene dan metilalkohol.

(Kirk Othmer, vol.1, hal. 414)

1.5. Penentuan Kapasitas Pabrik

Dalam mendirikan pabrik diperlukan suatu perkiraan kapasitas produksi agar produk yang dihasilkan mampu memenuhi target yang diinginkan. Perhitungan

kapasitas produksi untuk pabrik yang akan didirikan didasarkan pada jumlah impor.

Maka dari rumusan dapat kita hitung perkiraan jumlah kapasitas produksi akrilonitril pada tahun 2011.

Adapun persamaan yang digunakan adalah :

$$M = P_0 (1 + i)^n$$

Dimana : M = Jumlah yang diperkirakan

P_0 = Data Terakhir

i = Kenaikan rata-rata

n = rencana Pendirian Pabrik

Dari tabel 1.2. dapat diperoleh nilai persentase kenaikan impor yaitu :

No.	Tahun	Impor (kg)	Ekport (kg)	Kebutuhan (kg)	% kenaikan
1.	2005	7.000.166	3.108	6.997.058	-
2.	2006	7.808.004	4.171.815	3.636.189	-48,0326017
3.	2007	8.315.767	1.647.219	6.668.548	83,39387749
4.	2008	6.412.171	169.234	6.242.937	-6,382363897
5.	2009	6.252.86	185.148	6.067.038	-2,817568077
Kenaikan rata-rata per 5 tahun					26,16134381
Rata-rata kenaikan per tahun					6,540335954

Dari Tabel diatas data terakhir impor pada tahun 2009 adalah 6.067.038 kg, dengan kenaikan rata-rata setiap tahunnya 6,5403%, maka perkiraan kapasitas produksi pada tahun 2014 adalah

$$\begin{aligned} M &= P_0 (1 + i)^n \\ &= 6.067.038 (1 + 0,0654)^5 \end{aligned}$$

$$= 6.067.045 \text{ kg/tahun}$$

Nilai ekspor Akrilonitrile pada tahun 2014 diperkirakan naik 50% dari kapasitas produk (M). Maka total kapasitas produksi sebesar:

$$M_t = M (1 + 0,5)$$

$$= 1,5 (6.067.045)$$

$$= 9.100.567 \text{ Kg/th}$$

Dari perhitungan didapat 9.100.567 kg/th, dari peluang yang ada baik dari segi bahan baku maupun produk dunia dapat diperoleh kapasitas pabrik akrilonitril yang akan didirikan tahun 2014 adalah sebesar 9000 ton/th

BAB II

SELEKSI PROSES DAN URAIAN PROSES

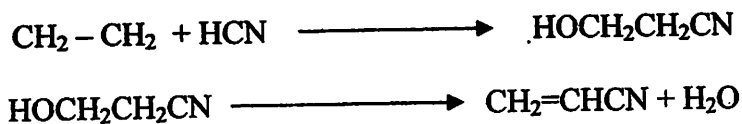
2.1. Macam Proses

Pada umumnya pembuatan akrilonitril ada 3 cara yang dapat digunakan, antara lain :

1. Pembuatan Akrilonitril dari Etilen Sianohidrin
2. Pembuatan Akrilonitril dari Asetilen dan Hidrogen Sianida
3. Pembuatan Akrilonitril dari Propilen dan Ammonia

2.1.1. Pembuatan Akrilonitril dari Etilen Sianohidrin

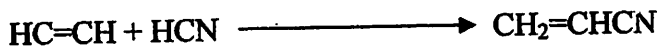
Akrilonitril untuk pertama kali diproduksi menggunakan bahan baku etilensianohidrin. Etilensianohidrin merupakan hasil reaksi antara etilenoksida dengan HCN yang larut dengan air pada suhu 55-60°C. Reaksi pembentukan akrilonitril dari etilensianohidrin dapat dilihat pada persamaan reaksi di bawah ini:



Reaksi tersebut berlangsung pada suhu sekitar 200°C pada fase liquid. Crude Akrilonitril yang diproduksi merupakan campuran akrilonitril dan air yang belum murni. Campuran bahan tersebut dapat dimurnikan lagi dengan cara distilasi.

2.1.2. Pembuatan Akrilonitril dari Asetilen dan Hidrogen Sianida

Pada awal tahun 1960 pembuatan akrilonitril sebagian besar menggunakan asetilen dan hidrogensianid sebagai bahan bakunya. Untuk reaksinya dapat dilihat di bawah ini :

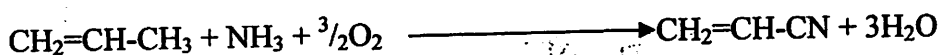


Asetilen dan hidrogensianid dalam satuan molar dengan perbandingan 10:1 dimasukkan ke dalam reaktor dengan kondisi operasi pada suhu 80°C-90°C dan tekanan 1,4 psig – 4,4 psig. Reaksi ini merupakan reaksi eksotermis, yang menghasilkan panas 173,3 kJ/kgmol pada akrilonitril.

Produk dari reaktor ini kemudian dipisahkan di scrubber dengan menggunakan media air yang dialirkan secara countercurrent. Untuk produk atas dari scrubber merupakan etilen yang tidak bereaksi yang kemudian di recycle ke reaktor. Untuk bagian tengah terdiri dari akrilonitril yang terbentuk dan air. Kemudian produk ini dipisahkan menggunakan kolom destilasi sebanyak 2 tahap sampai akhirnya menghasilkan akrilonitril.

2.1.3. Pembuatan Akrilonitril dari Propilen dan Ammonia

Proses ini dikenal juga sebagai *Sohio Process*. Prinsip dari proses ini adalah proses oksidasi dengan katalis uap oksigen pada propilen dan amonia atau yang lebih dikenal dengan proses ammoxidation. Persamaan reaksi dari proses ini adalah :



Dalam proses ini propilen dan amonia pada perbandingan tertentu masuk ke dalam fluidized bed reaktor. Kondidi operasi yang digunakan adalah pada suhu 400-500°C dengan tekanan 2,9 psig-29 psig, dan panas reaksi yang dihasilkan berasal dari pembentukan steam pada reaksi ini.

Effluent dari reaktor kemudian didinginkan di dalam scrubber yang menggunakan air dengan aliran countercurrent sebagai media pendingin. Gas yang berasal dari absorber, yang mengandung nitrogen dikeluarkan. Larutan akrilonitril dan produk samping yang terbentuk kemudian dimasukkan ke dalam kolom recovery, dimana akrilonitril yang masih mentah (mengandung HCN) keluar pada bagian atas kolom. Sedangkan untuk air dan asetonitril keluar dari bagian bawah. Crude akrilonitril dari bagian atas recovery dimasukkan ke dalam kolom destilasi sebanyak 2 tahap sehingga di dapatkan akrilonitril dengan kemurnian tinggi. Sedangkan untuk produk bagian bawah dari kolom recovery dimasukkan ke dalam kolom asetonitril fraksinasi, sehingga di dapatkan pula produk asetonitril sebagai produk samping.

2.2. Seleksi Proses

Berdasarkan macam-macam proses pembuatan akrilonitril di atas, maka perlu dilakukan seleksi proses untuk menentukan seleksi proses yang lebih baik untuk digunakan. Selain dari segi teknis, segi ekonomi juga harus diperhitungkan dalam pemilihan proses tersebut. Maka untuk memudahkan seleksi yang akan dilakukan, maka perbandingan dari ketiga proses tersebut dapat dilihat pada tabel 2.1 di bawah ini :

Tabel 2.1. Perbandingan proses pembuatan akrilonitril berdasarkan aspek teknik dan ekonomi.

No.	Parameter	Proses pembuatan akrilonitril dari		
		Etilene Sianohidrin	Asetilen & hidrogensianid	Propilen & Ammonia
1.	Aspek Teknis - Bahan Baku - Kondisi Operasi - Suhu - Tekanan - Katalis	Etilensianohidrin 250°C ≤ 1 atm Magnesium Format	- asetilen - hidrogensianid (80-90)°C (1,4-4,4) psig Cupro clorida	- Propylene - Ammonia - Udara (400-500)°C (2,9-29) psig Molybdenum
2.	Aspek Ekonomi - Investasi	Besar	Besar	Rendah

Dari ketiga macam proses di atas, maka dipilih proses pembuatan akrilonitril dari propilen dan ammonia. Alasan menggunakan proses tersebut adalah :

- Harga bahan baku lebih murah
- Katalis yang digunakan lebih banyak di dapat
- Kapasitas produksi lebih banyak

2.3. Uraian Proses

Secara garis besar proses pembuatan Akrilonitril dari Propilen dan Ammonia adalah sebagai berikut :

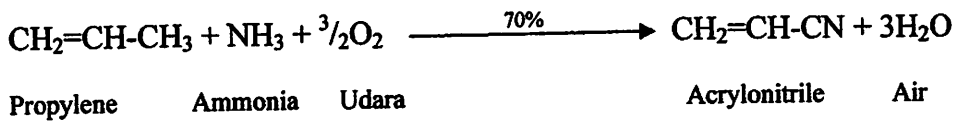
1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap reaksi
3. Tahap pemisahan
4. Tahap pemurnian
5. Tahap penanganan produk

2.3.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Propilen disimpan pada tangki penampung (F-111) pada suhu 30°C dan tekanan 13 atm selanjutnya diexpander (G-112) untuk menurunkan tekananya menjadi 2 atm sekaligus mengubah fasenya menjadi gas. Untuk ammonia disimpan pada tangki penampung (F-114) pada suhu 31°C dan tekanan 12 atm selanjutnya diexpander (G-115) untuk menurunkan tekananya menjadi 2 atm sekaligus mengubah fasenya menjadi gas. Sedangkan untuk udara disaring terlebih dahulu dengan filter (H-116), lalu dinaikkan tekananya menggunakan blower (G-117) menjadi 2 atm. Selanjutnya ketiga bahan tersebut dinaikkan suhunya menjadi 400°C dengan furnace (G-118), kemudian ketiga bahan tersebut dimasukkan ke dalam reaktor (R-110).

2.3.2. Tahap Reaksi

Tahap Reaksi di reaktor, dimana campuran ini bereaksi pada suhu 400°C dengan tekanan 2 atm. Pada reaktor ini persamaan reaksi yang terjadi adalah:



Reaksi yang terjadi merupakan reaksi eksoterm sehingga digunakan pendingin untuk menjaga kestabilan temperatur. Produk dari rektor ini berupa gas yang didinginkan di cooler (E-121).

2.3.3. Tahap Pemisahan

Setelah didinginkan dalam cooler (E-121) dan Cooler (E-122) sampai suhu 0°C campuran gas dari rektor dimasukkan kedalam kolom Flash Distilasi (D-120) untuk memisahkan komponen yang tekondensasi dan tidak, yang mana pada produk atas berupa campuran C₃H₆, NH₃, O₂, N₂, serta sedikit C₃H₃N dan H₂O, sedangkan untuk produk bawahnya berupa C₃H₃N dan H₂O.

2.3.4. Tahap Pemurnian

Untuk produk bawah dari flash distilasi dinaikkan suhunya sampai 94,7°C dengan Heater I (E-132), setelah itu di masukkan kedalam kolom distilasi I (D-130) untuk memisahkan antara komponen C₃H₃N dan H₂O, produk atas berupa C₃H₃N dan sedikit H₂O sedangkan produk bawahnya berupa H₂O dan sedikit C₃H₃N. Untuk Produk atas dari flash distilasi dimasukkan ke dalam kolom absorber (D-140) untuk memisahkan gas-gas inert yaitu O₂ dan N₂ menggunakan

absorben H_2O . Untuk produk bawah tinggal C_3H_6 , NH_3 , C_3H_3N dan H_2O sedangkan yang keluar pada bagian atas berupa O_2 dan N_2 . Selanjutnya komponen yang keluar dari bawah absorber didinginkan terlebih dahulu sampai $-31,5^\circ C$ dengan cooler IV (E-152) lalu dimasukkan ke dalam kolom distilasi II (D-150) untuk memisahkan komponen-komponen tersebut, yang mana pada produk atas yaitu C_3H_6 , dan sedikit NH_3 , C_3H_3N , H_2O untuk produk bawah berupa NH_3 , dan sedikit C_3H_6 , C_3H_3N , H_2O .

2.3.5. Tahap Penanganan Produk

Produk atas distilasi I yang berupa C_3H_3N dan sedikit H_2O selanjutnya didinginkan dengan cooler (E-136) menjadi $40^\circ C$ lalu dipompa ke dalam storage penyimpanan (F-148). Untuk produk atas pada distilasi II setelah dari kondensor kemudian dipompa ke dalam storage (F-156), sedangkan produk bawah setelah keluar dari reboiler dipompa ke dalam storage (F-159)

BAB III

NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 9.000 ton/tahun
= 9.000 ton/thn \times 1000 kg/ton \times 1 thn/330 hari \times 24 jam
= 1136,3636 kg/jam

Basis perhitungan = 1534,09286 kg/jam

Lama = 330 hari/tahun

Basis waktu = 24 jam/hari

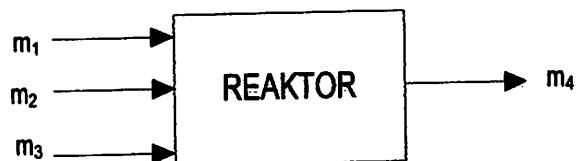
BM komponen yang dipakai :

- C_3H_6 = 42 kg/kmol
- NH_3 = 17 kg/kmol
- O_2 = 32 kg/kmol
- N_2 = 28 kg/kmol
- H_2O = 18 kg/kmol
- C_3H_3N = 53 kg/kmol

1. REAKTOR (R-110)

Fungsi : mereaksikan propilen, amonia, dan udara

Type : Fixed Bed Multi Tubuler Reaktor



$$\text{Neraca massa total} = m_1 + m_2 + m_3 = m_4$$

dimana : m_1 = bahan masuk 1 reaktor dengan komposisi :

- propilen (C_3H_6) 90%
- air (H_2O) 10%

m_2 = bahan masuk 2 reaktor dengan komposisi :

- amonia (NH_3) 99,5%
- air (H_2O) 0,05%

m_3 = bahan masuk 3 reaktor dengan komposisi :

- nitrogen (N_2) 79%
- oksigen (O_2) 21%

m_4 = bahan keluar reaktor dengan komposisi :

- akrilonitril (C_3H_3N)
- propilen (C_3H_6)
- amonia (NH_3)
- air (H_2O)
- nitrogen (N_2)
- oksigen (O_2)

Neraca massa total di reaktor :

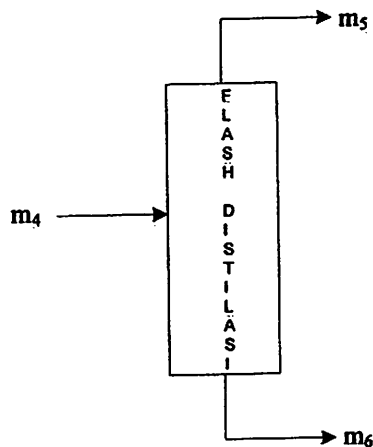
Masuk :	(kg/jam)	Keluar :	(kg/jam)
m_1 : C_3H_6	: 1380,6836	m_4 : C_3H_6	: 414,20507
	H_2O : 153,40929		NH_3 : 1135,2287
m_2 : NH_3	: 1526,4224		O_2 : 110,45469
	H_2O : 7,6704643		C_3H_3N : 1219,6038

m_3 :	O ₂	: 1215,0015	N ₂	: 3999,3801
	N ₂	: 3999,3801	H ₂ O	: 1403,695
	Total	: 8282,5674		8282,5674

2. FLASH DISTILASI (D-120)

Fungsi : memisahkan gas produk dari gas cooler yang terkondensasi dengan yang tidak terkondensasi

Type : silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished



$$\text{Neraca massa total} = m_4 = m_5 + m_6$$

dimana : m_4 = bahan masuk flash distilasi dengan komposisi :

- akrilonitril (C₃H₃N)
- propilen (C₃H₆)
- amonia (NH₃)

- air (H_2O)
- nitrogen (N_2)
- oksigen (O_2)

m_5 = bahan keluar atas flash distilasi dengan komposisi :

- akrilonitril (C_3H_3N)
- propilen (C_3H_6)
- amonia (NH_3)
- air (H_2O)
- nitrogen (N_2)
- oksigen (O_2)

m_6 = bahan keluar bawah flash distilasi dengan komposisi :

- akrilonitril (C_3H_3N)
- air (H_2O)

Neraca massa total di flash distilasi :

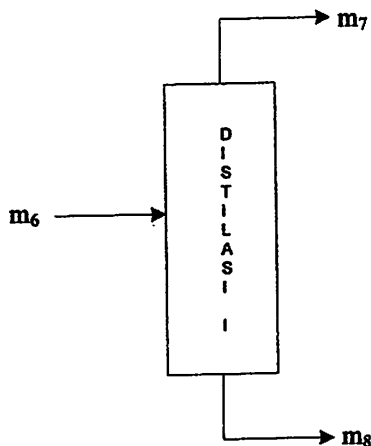
Masuk :	(kg/jam)	Keluar :	(kg/jam)
m_4 : C_3H_6	: 414,205072	m_5 (atas) :	
NH_3	: 1135,22872	C_3H_6	: 414,20507
O_2	: 110,454686	NH_3	: 1135,2287
C_3H_3N	: 1219,60382	O_2	: 110,45469
N_2	: 3999,38009	C_3H_3N	: 110,78245
H_2O	: 1403,69497	N_2	: 3999,3801
		H_2O	: 19,451355

	m_6 (bawah) :	
	C_3H_3N :	1108,8214
	H_2O :	1384,2436
Total :	8282,56735	8282,5674

3. DISTILASI I (D-130)

Fungsi : memisahkan produk utama dari campuran air

Type : Sieve tray



$$\text{Neraca massa total} = m_6 = m_7 + m_8$$

dimana : m_6 = bahan masuk distilasi I dengan komposisi :

- akrilonitril (C_3H_3N)
- air (H_2O)

m_7 = bahan keluar atas distilasi I dengan komposisi :

- akrilonitril (C_3H_3N)

- air (H_2O)

m_8 = bahan keluar bawah distilasi I dengan komposisi :

- akrilonitril (C_3H_3N)

- air (H_2O)

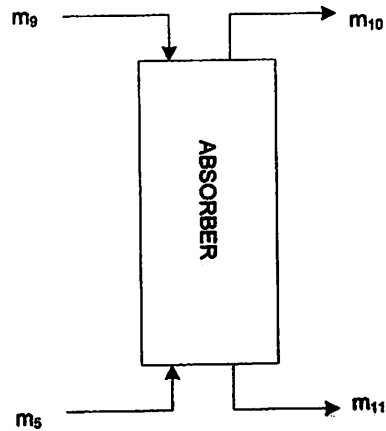
Neraca massa total di distilasi I :

Masuk	Kg/jam	Keluar	Kg/jam
m_6 (dari absorber) :		m_7 (produk atas) :	
C_3H_3N	1108,8214	C_3H_3N	997,93924
H_2O	1384,2436	H_2O	138,42436
		m_8 (produk bawah) :	
		C_3H_3N	110,88214
		H_2O	1245,8193
Total	2493,065	Total	2493,065

4. ABSORBER (D-140)

Fungsi : memisahkan campuran larutan dengan menggunakan pelarut air

Type : packed bed



$$\text{Neraca massa total} = m_5 + m_9 = m_{10} + m_{11}$$

dimana : m_5 = bahan masuk absorber dengan komposisi :

- akrilonitril (C_3H_3N)
- propilen (C_3H_6)
- amonia (NH_3)
- air (H_2O)
- nitrogen (N_2)
- oksigen (O_2)

m_9 = pelarut masuk absorber (H_2O)

m_{10} = bahan keluar atas absorber dengan komposisi :

- nitrogen (N_2)
- oksigen (O_2)

m_{11} = bahan keluar bawah absorber dengan komposisi :

- akrilonitril (C_3H_3N)
- propilen (C_3H_6)
- amonia (NH_3)

- air (H₂O)

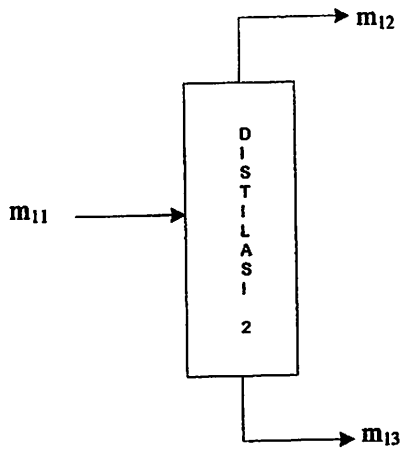
Neraca massa total di absorber :

Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
m₅ (dari flash distilasi):	m₁₀ (bagian atas) :
C ₃ H ₆ : 414,20507	O ₂ : 110,45469
NH ₃ : 1135,2287	N ₂ : 3999,3801
O ₂ : 110,45469	
C ₃ H ₃ N : 110,78245	m₁₁ (bagian bawah) :
N ₂ : 3999,3801	C ₃ H ₆ : 414,20507
H ₂ O : 19,451355	NH ₃ : 1135,2287
m ₉ : kebutuhan H ₂ O : 235,70734	C ₃ H ₃ N : 110,78245
	total H ₂ O : 255,15869
TOTAL : 6025,2097	TOTAL : 6025,2097

5. DISTILASI II (D-150)

Fungsi : memisahkan propilen dan amonia dari campuran

Type : Sieve tray



Neraca massa total = $m_{11} = m_{12} + m_{13}$

dimana : m_{11} = bahan masuk distilasi II dengan komposisi :

- akrilonitril (C_3H_3N)
- propilen (C_3H_6)
- amonia (NH_3)
- air (H_2O)

m_{12} = bahan keluar atas distilasi II dengan komposisi :

- akrilonitril (C_3H_3N)
- propilen (C_3H_6)
- amonia (NH_3)
- air (H_2O)

m_{13} = bahan keluar bawah distilasi II dengan komposisi :

- akrilonitril (C_3H_3N)
- propilen (C_3H_6)
- amonia (NH_3)
- air (H_2O)

Neraca massa total pada distilasi II :

Masuk	Kg/jam	Keluar	Kg/jam
m_{11} (dari absorber) :		m_{12} (produk atas) :	
C_3H_6	414,20507	C_3H_6	372,78457
NH_3	1135,2287	NH_3	113,52287
C_3H_3N	110,78245	C_3H_3N	5,5391224
H_2O	255,15869	H_2O	12,757935
		m_{13} (produk bawah) :	
		C_3H_6	41,420507
		NH_3	1021,7058
		C_3H_3N	105,24333
		H_2O	242,40076
Total	1915,3749	Total	1915,3749

BAB IV
NERACA PANAS

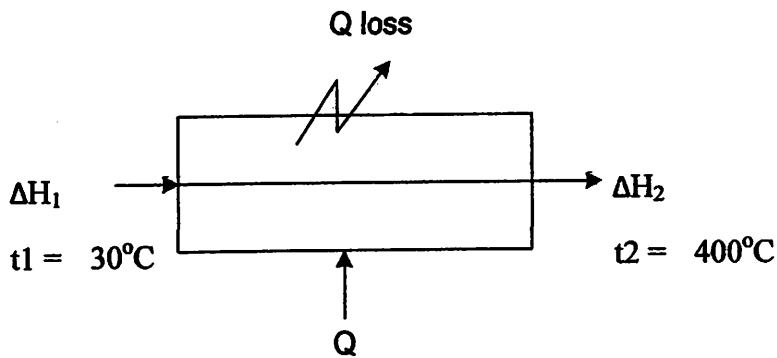
Kapasitas produksi = 9.000 ton/tahun
= 9.000 ton/thn \times 1000 kg/ton \times 1 thn/330 hari \times 24 jam
= 1136,3636 kg/jam

Waktu operasi = 330 hari/tahun
= 24 jam/hari

Satuan operasi = kkal/jam

Suhu referensi = 25°C

1. FURNACE (Q-113)



$$\text{Neraca panas total} = \Delta H_1 + Q_s = \Delta H_2 + Q \text{ loss}$$

dimana : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk furnace

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar furnace

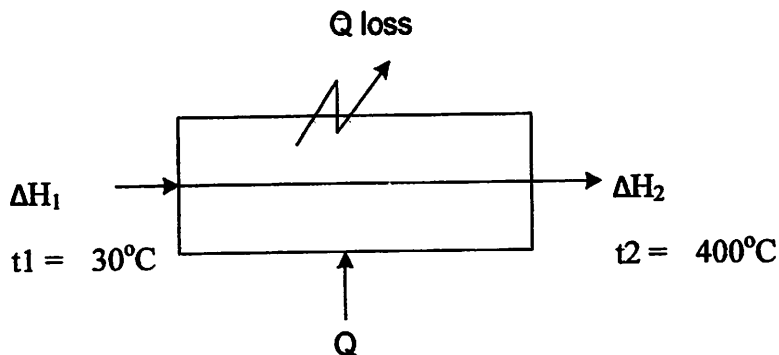
Q_s = Panas yang disupply dari fuel oil

$Q \text{ loss}$ = Panas yang hilang

Neraca panas total pada furnace :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	2902,097	ΔH_2	2951,87
Qs	292405,87	Q loss	145,1048
Total	295307,97		295307,97

2. FURNACE (Q-116)



$$\text{Neraca panas total} = \Delta H_1 + Q_s = \Delta H_2 + Q \text{ loss}$$

dimana : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk furnace

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar furnace

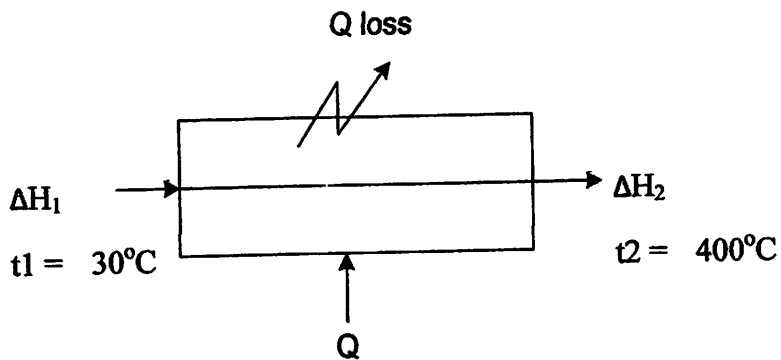
Qs = Panas yang disupply dari fuel oil

Q loss = Panas yang hilang

Neraca panas total pada furnace :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	3835,2725	ΔH_2	332654,49
Qs	329010,98	Q loss	191,76363
Total	332846,25		332846,25

3. FURNACE (Q-119)



$$\text{Neraca panas total} = \Delta H_1 + Q_s = \Delta H_2 + Q \text{ loss}$$

dimana : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk furnace

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar furnace

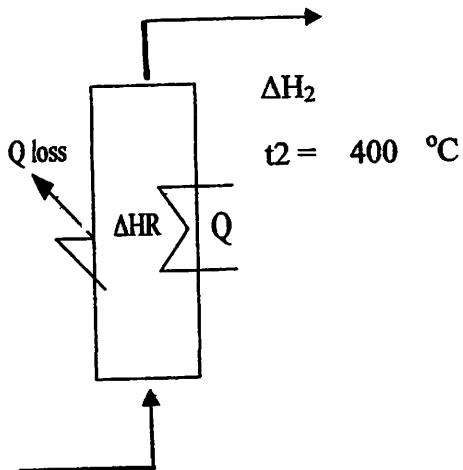
Q_s = Panas yang disupply dari fuel oil

$Q \text{ loss}$ = Panas yang hilang

Neraca panas total pada furnace :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	8749,0439	ΔH_2	675307
Q_s	666995,41	$Q \text{ loss}$	437,45219
Total	675744,46		675744,46

4. REAKTOR (R-110)

 ΔH_1 $t_1 = 400 \text{ } ^\circ\text{C}$

Neraca panas total = $\Delta H_1 + \Delta H_R = \Delta H_2 + Q + Q \text{ loss}$

dimana : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk reaktor

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar reaktor

ΔH_R = Panas yang terjadi di dalam reaktor

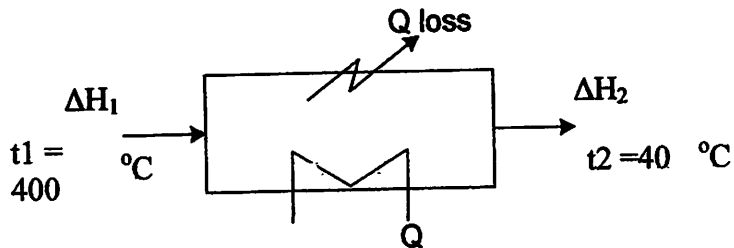
Q = Panas yang diserap reaktor

$Q \text{ loss}$ = Panas yang hilang

Neraca panas total pada reaktor :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	1303124,359	ΔH_2	1235453,459
ΔH_R	706286,9059	Q_1	708801,5879
		Q_{loss}	65156,21793
Total	2009411,265		2009411,265

5. COOLER I (E-121)



$$\text{Neraca panas total} = \Delta H_1 = \Delta H_2 + Q + Q_{\text{loss}}$$

dimana : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam gas masuk

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam gas keluar

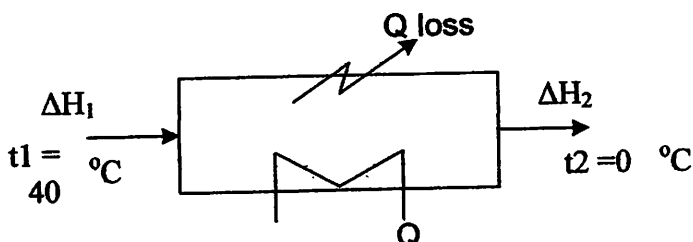
Q = Panas yang diserap oleh pendingin

Q_{loss} = Panas yang hilang

Neraca panas total pada cooler I :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	1235453,459	ΔH_2	34942,9639
		Q	1138737,822
		Q_{loss}	61772,67294
Total	1235453,459		1235453,459

6. COOLER II (E-122)



Neraca panas total = $\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q + Q \text{ loss}$

dimana : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam gas masuk

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam gas keluar

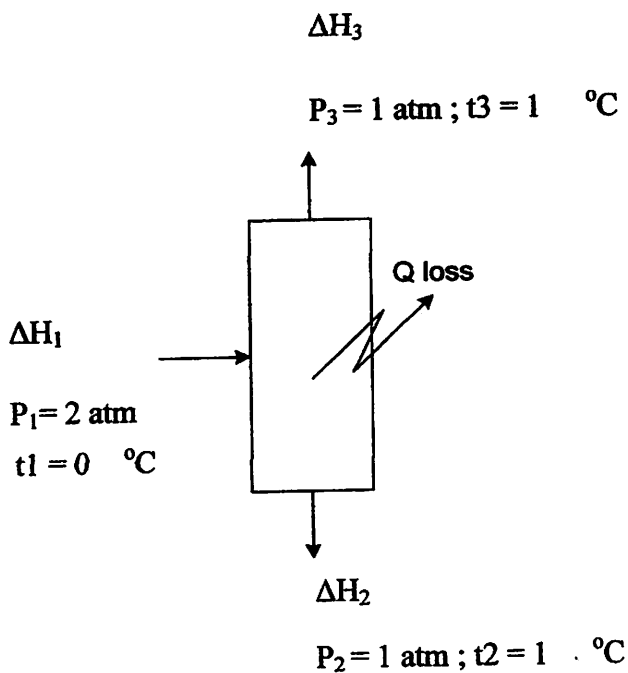
Q = Panas yang diserap oleh pendingin

$Q \text{ loss}$ = Panas yang hilang

Neraca panas total pada cooler II :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	34942,9639	ΔH_2	-68037,37178
		Q	101233,1875
		Q_{loss}	1747,148195
Total	34942,9639		34942,9639

7. FLASH DISTILASI (D-120)



$$\text{Neraca panas total} = \Delta H_1 = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q \text{ loss}$$

dimana : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam gas masuk

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam liquid keluar flash distilasi

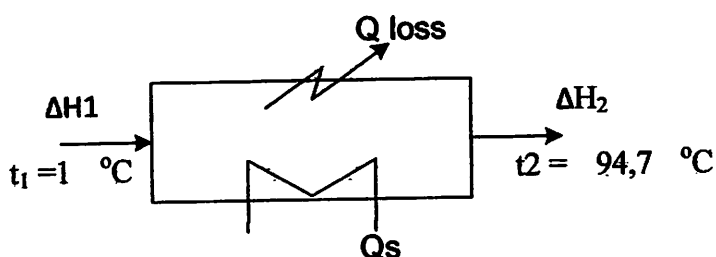
ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam gas keluar flash distilasi

$Q \text{ loss}$ = Panas yang hilang

Neraca panas total pada flash distilasi :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	-68037,37178	ΔH_2	-14251,63357
		ΔH_3	-51085,59164
		Q_{loss}	-2700,146555
Total	-68037,37178		-68037,37177

8. HEATER I (E-132)



$$\text{Neraca panas total} = \Delta H_1 + Q_s = \Delta H_2 + Q \text{ loss}$$

dimana : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk heater

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam produk keluar heater

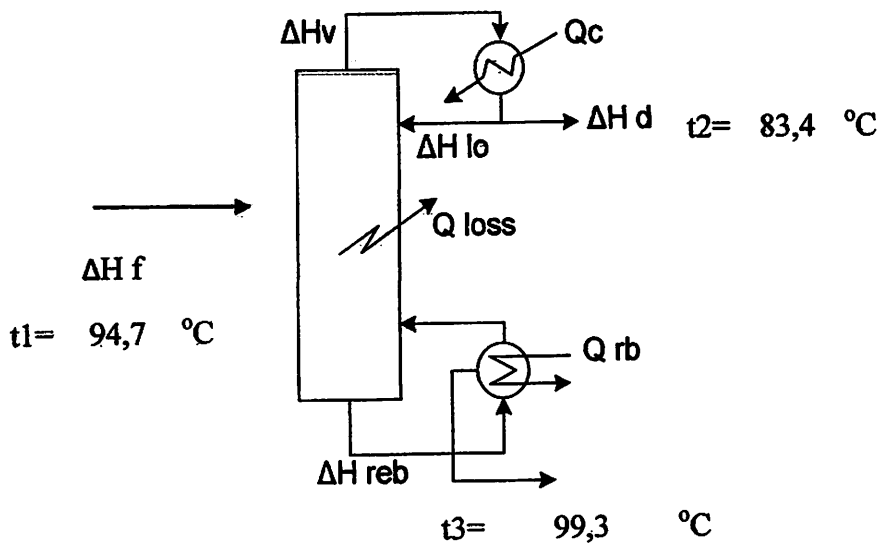
Q_s = Panas yang terkandung dalam dowterm A masuk heater

$Q \text{ loss}$ = Panas yang hilang

Neraca panas total pada heater :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	-14251,63	ΔH_2	45357,161
Q_s	58896,213	Q_{loss}	-712,5817
Total	44644,579		44644,579

9. DISTILASI I (D-130)



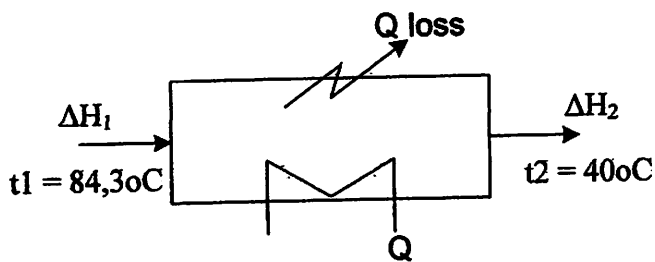
$$\text{Neraca panas total} = \Delta H_f + Q_s = \Delta H_d + \Delta H_b + Q_c + Q_{loss}$$

- dimana :
- ΔH_f = Panas yang terkandung dalam bahan masuk distilasi
 - ΔH_d = Panas yang terkandung dalam bahan keluar kondensor
 - ΔH_b = Panas yang terkandung dalam bahan keluar reboiler
 - Q_c = Panas yang diserap pendingin
 - Q_s = Panas yang diberikan oleh steam
 - Q_{loss} = Panas yang hilang

Neraca panas total pada distilasi I :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_f	45357,161	ΔH_D	4799,3863
Q_s	18975,521	ΔH_B	41782,998
		Q_c	14533,663
		Q_{loss}	3216,6341
Total	64332,682		64332,682

10. COOLER III (E-136)



$$\text{Neraca panas total} = \Delta H_1 = \Delta H_2 + Q + Q_{loss}$$

dimana : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam gas masuk

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam gas keluar

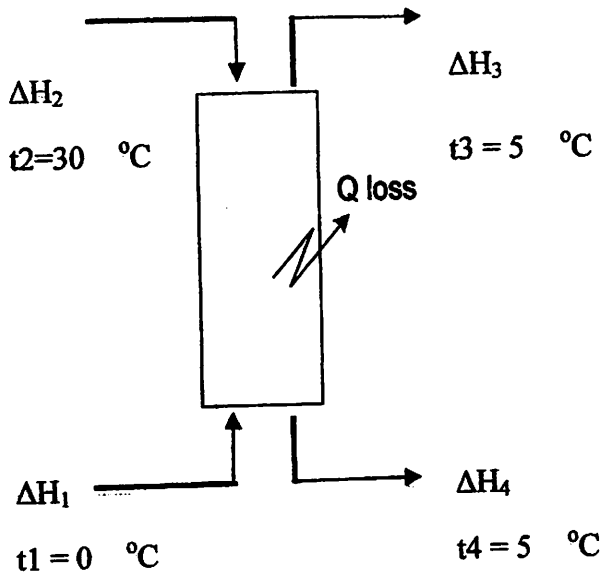
Q = Panas yang diserap oleh pendingin

Q_{loss} = Panas yang hilang

Neraca panas total pada cooler III :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	4799,386306	ΔH_2	883,8674018
		Q	3675,549589
		Q_{loss}	239,9693153
Total	4799,386306		4799,386306

11. ABSORBSI (D-140)



$$\text{Neraca panas total} = \Delta H_1 + \Delta H_2 = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q \text{ loss}$$

dimana : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar

ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam solvent masuk

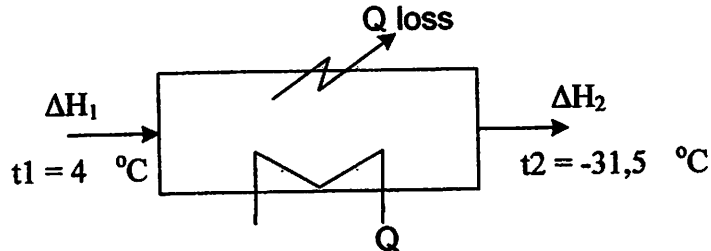
ΔH_4 = Panas yang terkandung dalam solvent keluar

$Q \text{ loss}$ = Panas yang hilang

Neraca panas total pada absorpsi :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	-51085,59164	ΔH_2	-32825,03949
ΔH_3	1177,004579	ΔH_4	-17230,74676
		Qloss	-1890,75981
Total	-49908,5871		-51946,5461

12. COOLER IV (E-152)



$$\text{Neraca panas total} = \Delta H_1 = \Delta H_2 + Q + Q \text{ loss}$$

dimana : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam gas masuk

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam gas keluar

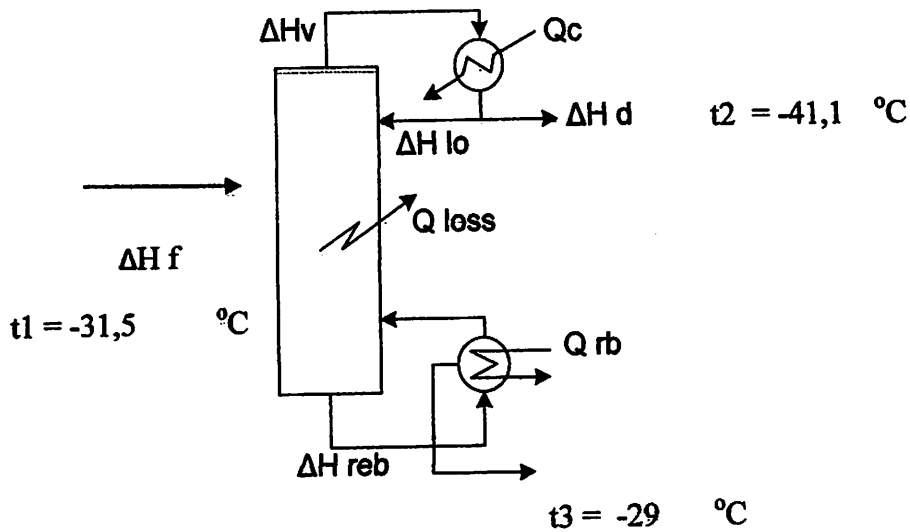
Q = Panas yang diserap oleh pendingin

$Q \text{ loss}$ = Panas yang hilang

Neraca panas total pada cooler IV :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	-17230,74676	ΔH_2	-45247,30382
		Q	28878,0944
		Q_{loss}	-861,5373381
Total	-17230,74676		-17230,74676

13. DISTILASI II (D-150)



$$\text{Neraca panas total} = \Delta H_f + Q = \Delta H_d + \Delta H_b + Q_c + Q_{\text{loss}}$$

dimana : ΔH_f = Panas yang terkandung dalam bahan masuk distilasi

ΔH_d = Panas yang terkandung dalam bahan keluar kondensor

ΔH_b = Panas yang terkandung dalam bahan keluar reboiler

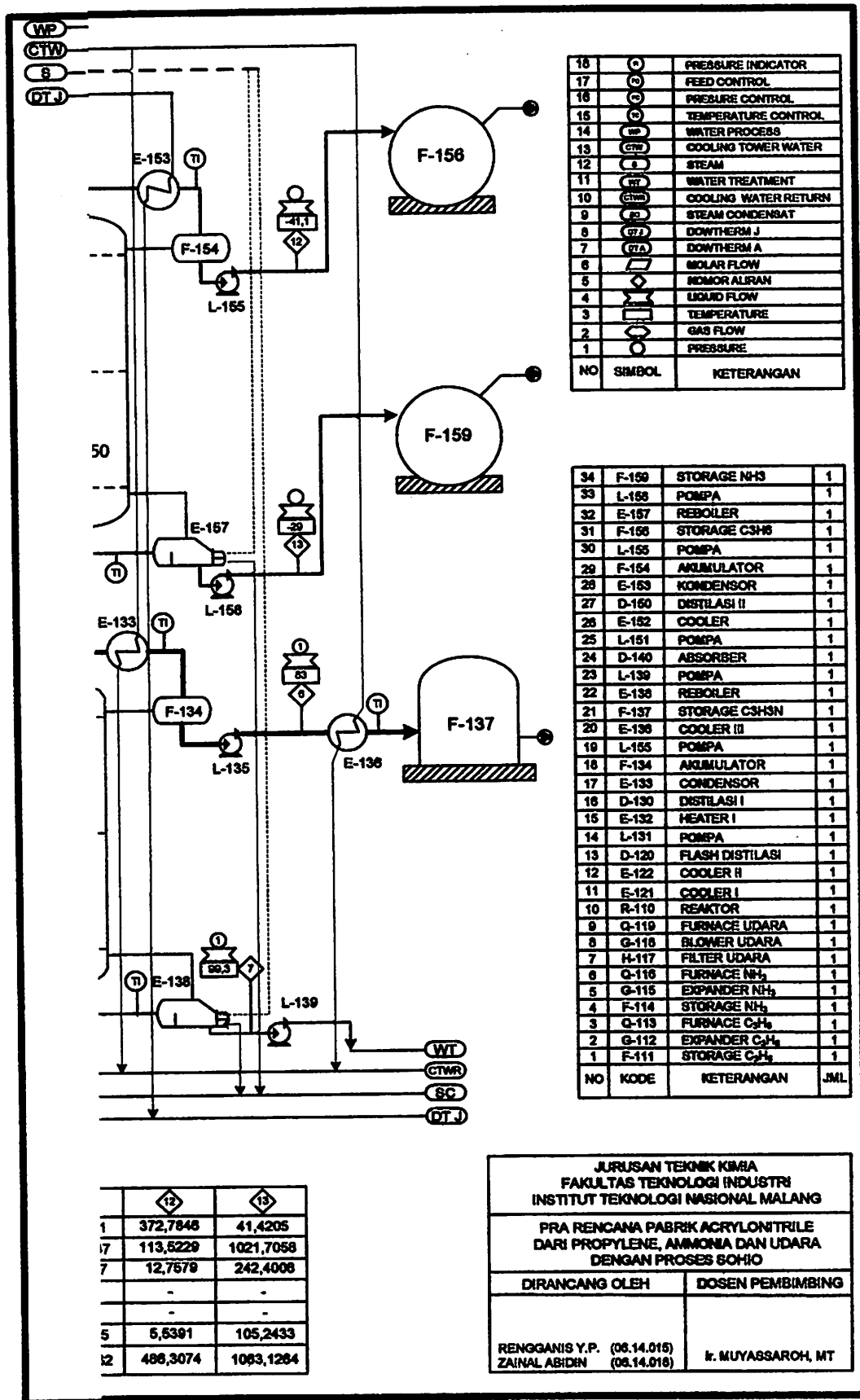
Q_c = Panas yang diserap pendingin

Q = Panas yang diberikan oleh steam

Q_{loss} = Panas yang hilang

Neraca panas total pada distilasi II :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_f	-45247,3	ΔH_D	-12322,67
Q_s	-108,1066	ΔH_B	-33120,63
		Q_c	2355,6592
		Q_{loss}	-2267,771
Total	-45355,41		-45355,41



18	PI	PRESSURE INDICATOR
17	FC	FEED CONTROL
16	PC	PRESSURE CONTROL
15	TC	TEMPERATURE CONTROL
14	WP	WATER PROCESS
13	CTW	COOLING TOWER WATER
12	S	STEAM
11	WT	WATER TREATMENT
10	CTWR	COOLING WATER RETURN
9	SC	STEAM CONDENSAT
8	DTJ	DOWTHERM J
7	DTA	DOWTHERM A
6	MF	MOLAR FLOW
5	RAF	NUMOR ALRAN
4	LF	LIQUID FLOW
3	T	TEMPERATURE
2	GF	GAS FLOW
1	P	PRESSURE
NO	SIMBOL	KETERANGAN

34	F-159	STORAGE NH3	1
33	L-158	POMPA	1
32	E-157	REBOILER	1
31	F-156	STORAGE C3H8	1
30	L-155	POMPA	1
29	F-154	AKUMULATOR	1
28	E-153	KONDENSOR	1
27	D-150	DISTILASI II	1
26	E-152	COOLER	1
25	L-151	POMPA	1
24	D-140	ABSORBER	1
23	L-139	POMPA	1
22	E-138	REBOILER	1
21	F-137	STORAGE C3H8N	1
20	E-136	COOLER II	1
19	L-155	POMPA	1
18	F-134	AKUMULATOR	1
17	E-133	KONDENSOR	1
16	D-130	DISTILASI I	1
15	E-132	HEATER I	1
14	L-131	POMPA	1
13	D-120	FLASH DISTILASI	1
12	E-122	COOLER II	1
11	E-121	COOLER I	1
10	R-110	REAKTOR	1
9	Q-119	FURNACE UDARA	1
8	G-118	BLOWER UDARA	1
7	H-117	FILTER UDARA	1
6	Q-116	FURNACE NH3	1
5	G-115	EXPANDER NH3	1
4	F-114	STORAGE NH3	1
3	Q-113	FURNACE C2H2	1
2	G-112	EXPANDER C2H2	1
1	F-111	STORAGE C2H2	1
NO	KODE	KETERANGAN	JML

	12	13
1	372,7848	41,4205
17	113,5229	1021,7058
7	12,7579	242,4008
	-	-
5	5,5391	105,2433
12	486,3074	1063,1264

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

PRA RENCANA PABRIK ACRYLONITRILE
DARI PROPYLENE, AMMONIA DAN UDARA
DENGAN PROSES SOHIO

DIRANCANG OLEH	DOSEN PEMBIMBING
RENGGANIS Y.P. (06.14.015) ZAINAL ABIDIN (06.14.016)	I. MUYASSAROH, MT

BAB V

SPEKIFIKASI ALAT

1. STORAGE C₃H₆ (F-111)

Fungsi	: untuk menyimpan C₃H₆ selama 7 hari
Type	: spherical tank
Kapasitas	: 1534,0929 kg/jam
Ukuran	
Diameter dalam	: 214,8 in
Diameter luar	: 216 in
Tebal silinder	: 10/16 in
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA-240 grade M type 316
Jumlah	: 3 buah

2. EKSPANDER C₃H₆ (G-112)

Fungsi	: Untuk menurunkan tekanan C₃H₆ dari 13 menjadi 2 atm
Type	: Ekspander sentrifugal
Daya motor	: 1 Hp
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA 240 Grade M type 316
Jumlah	: 1 buah

3. FURNACE (Q-113)

Fungsi	: memanaskan propilen sampai suhu 400°C sebelum masuk reaktor
Type	: thermal fluid

Bahan : steel
Kapasitas : 1534,0929 kg/jam
Jumlah pipa : 8 buah
Jarak antar pipa : 8,5 in
L : 6,435 ft

4. STORAGE NH₃ (F-114)

Fungsi : untuk menyimpan NH₂ selama 7 hari
Type : spherical tank
Kapasitas : 1534,0929 kg/jam
Ukuran
Diameter dalam : 238,6 in
Diameter luar : 240 in
Tebal silinder : 11/16 in
Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-240 grade M type 316
Jumlah : 3 buah

5. EKSPANDER NH₃ (G-115)

Fungsi : Untuk menurunkan tekanan C₃H₆ dari 13 menjadi 2 atm
Type : Ekspander sentrifugal
Daya motor : 1 Hp
Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 240 Grade M type 316
Jumlah : 1 buah

6. FURNACE (Q-116)

Fungsi : memanaskan amonia sampai suhu 400°C sebelum masuk reaktor

Type : thermal fluid

Bahan : steel

Kapasitas : 1534,0929 kg/jam

Jumlah pipa : 9 buah

Jarak antar pipa : 8,5 in

L : 6,435 ft

7. FILTER UDARA (H-118)

Fungsi : menyaring debu yang ada dalam udara yang digunakan sebagai umpan menuju reaktor.

Type : dry filter

Ukuran : 20 x 20 in

Jumlah : 1 buah

8. BLOWER (G-119)

Fungsi : untuk mengalirkan udara ke reaktor

Type : blower sentrifugal

Bahan : Carbon steel

Jumlah : 1 buah

9. FURNACE (Q-119)

Fungsi : memanaskan udara sampai suhu 400°C sebelum masuk reaktor

Type : thermal fluid

Bahan : steel

Kapasitas : 1988,1976 kg/jam

Jumlah pipa : 15 buah

Jarak antar pipa : 8,5 in

L : 6,435 ft

10. REAKTOR (R-110)

(Perancangan Alat Utama Bab VI)

11. COOLER 1 (E-121)

Fungsi : mendinginkan bahan yang keluar dari reaktor

Type : shell and tube

Dimensi

diameter dalam tube : 0,782 in

diameter dalam shell : 23,25 in

panjang tube (L) : 20 ft

jumlah tube (Nt) : 192 buah

Jumlah : 1 buah

12. COOLER II (E-122)

Fungsi : mendinginkan bahan yang keluar dari reaktor

Type : DPHE

Dimensi

Ukuran : DPHE 4 x 3 " IPS sch 40

de : 1,14 in

do : 3,5 in

Bahan : High Alloy Steel SA 240 grade M tipe 316

Jumlah : 1 buah

13. FLASH DISTILASI (D-120)

Fungsi : memisahkan gas produk dari reaktor yang terkondensasi dengan yang tidak terkondensasi

Type : silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard Dished

Kapasitas : 8282,5674 kg/jam

Ukuran

Diameter dalam : 23,75 in

Diameter luar : 24 in

Tebal silinder (ts) : 3/16 in

Tebal tutup (t_{ha}) : 3/16 in

Tebal tutup (t_{hb}) : 3/16 in

Tinggi tutup (h_a) : 4,014 in

Tinggi tutup (hb) : 4,014 in

Bahan konstruksi : High Alloy SA 167 grade 3 tipe 304

Jumlah : 1 buah

14. POMPA FEED DISTILASI I (L-131)

Fungsi : memompa larutan ke feed distilasi I

Type : pompa sentrifugal

Kapasitas : 2493,065 kg/jam

Daya : 1 Hp

Bahan konstruksi : Stainless stell SA 410 grade M

Jumlah : 1 buah

15. HEATER I (E-132)

Fungsi : untuk memanaskan bahan yang keluar dari flash distilasi

Type : DPHE

Kapasitas : 2493,065 kg/jam

Dimensi

Ukuran : DPHE 4 x 3 " IPS sch 40

de : 1,14 in

do : 3,5 in

Bahan : High Alloy Steel SA 240 grade M tipe 316

Jumlah : 1 buah

16. DISTILASI I (D-130)

(Perancangan Alat Utama Bab VI)

17. KONDENSOR DISTILASI I (E-133)

Fungsi : mengubah fase uap dari top distilat menjadi fase cair sebagai umpan refluks dan distilat

Type : DPHE

Dimensi

Ukuran : DPHE 4 x 3 " IPS sch 40

de : 1,14 in

do : 3,5 in

Bahan : High Alloy Steel SA 240 grade M tipe 316

Jumlah : 1 buah

18. AKUMULATOR DISTILASI I (F-134)

Fungsi : menampung liquid sebagai hasil dari kondensasi dari kolom distilasi untuk persediaan selama 10 menit

Type : tangki mendatar dengan tutup berbentuk standard dished

Bahan : High Alloy Steel SA-240 grade M

ts : 3/16 in

19. POMPA PRODUK ATAS DISTILASI I (L-155)

Fungsi : memompa produk atas distilasi I
Type : pompa sentrifugal
Kapasitas : 1136,3636 kg/jam
Daya : 1 Hp
Bahan konstruksi : Stainless stell SA 410 grade M
Jumlah : 1 buah

20. COOLER III (E-136)

Fungsi : untuk mendinginkan bahan yang keluar dari distilasi II
Type : DPHE
Dimensi
Ukuran : DPHE 4 x 3 " IPS sch 40
de : 1,14 in
do : 3,068 in
Bahan : High Alloy Steel SA 240 grade M tipe 316
Jumlah : 1 buah

21. STORAGE PRODUK AKRILONITRIL (F-137)

Fungsi : untuk menyimpan produk C_3H_3N selama 7 hari
Type : tangki silinder tegak dengan tutup atas standard
dished dan tutup bawah flat (datar)
Kapasitas : 433,28539 kg/jam

Ukuran

Diameter dalam : 89,75 in

Diameter luar : 90 in

Tebal silinder(t_s) : 3/16 in

Tebal tutup (t_{ha}) : 3/16 in

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-240 grade M type 316

Jumlah : 1 buah

22. REBOILER DISTILASI I (E-138)

Fungsi : mengubah fase cair dari sebagian komponen bottom produk distilasi I menjadi fase uap sebagai uap pemanas bottom produk.

Type : Ketel reboiler

Ukuran

IDs : 21 ¼ in

OD : ¾ in 16 BWG

L : 12 ft

Nt : 278 buah

Jumlah : 1 buah

23. POMPA PRODUK BAWAH DISTILASI I (L-139)

Fungsi : memompa produk bawah distilasi I

Type : pompa sentrifugal

Kapasitas : 1356,7014 kg/jam

Daya : 1 Hp

Bahan konstruksi : Stainless steel SA 410 grade M

Jumlah : 1 buah

24. ABSORBSI (D-140)

Fungsi : memisahkan propilen, amonia, akrilonitril, dan air dengan menggunakan pelarut air.

Type : Packed bed

Ukuran

do : 60 in

di : 59,88 in

tinggi : 16,68 ft

ts : 3/16 in

tebal tutup : 3/16 in

25. POMPA FEED DISTILASI II (L-151)

Fungsi : memompa produk atas distilasi I

Type : pompa sentrifugal

Kapasitas : 1549,4338 kg/jam

Daya : 1 Hp

Bahan konstruksi : Stainless steel SA 410 grade M

Jumlah : 1 buah

26. COOLER IV (E-152)

Fungsi : untuk mendinginkan bahan yang keluar dari absorber

Type : DPHE

Dimensi

Ukuran : DPHE 4 x 3 " IPS sch 40

de : 1,14 in

do : 3,068 in

Bahan : High Alloy Steel SA 240 grade M tipe 316

Jumlah : 1 buah

27. DISTILASI II (D-150)

Fungsi : Memisahkan propilen amonia serta akrilonitri air

Type : sieve tray

Ukuran

1. Silinder

Diameter dalam : 35,63 in

Diameter luar : 36 in

Tinggi shell : 242,2 in

Tebal : 3/16 in

Bahan : Carbon Steel SA 135 grade B

2. Tutup atas dan tutup bawah

Tinggi : 6,021 in

Tebal : 3/16 in

Bahan : Carbon Steel SA 135 grade B

3. Tray

Jumlah Tray : 14 buah

Tray spacing : 15 in

Susunan Pitch : segitiga

Bahan : Carbon Steel SA 135 grade B

28. KONDENSOR DISTILASI II (E-153)

Fungsi : mengubah fase uap dari top distilat menjadi fase cair sebagai umpan refluks dan distilat

Type : DPHE

Dimensi

Ukuran : DPHE 4 x 3 " IPS sch 40

de : 1,14 in

do : 3,068 in

Bahan : High Alloy Steel SA 240 grade M tipe 316

Jumlah : 1 buah

29. AKUMULATOR DISTILASI II (F-154)

Fungsi : menampung liquid sebagai hasil dari kondensasi dari kolom distilasi untuk persediaan selama 10 menit

Type : tangki mendatar dengan tutup berbentuk standard dished

Bahan : High Alloy Steel SA-240 grade M

ts : 3/16 in

30. POMPA PRODUK ATAS DISTILASI II (L-155)

Fungsi : memompa produk atas distilasi II

Type : pompa sentrifugal

Kapasitas : 486,30744 kg/jam

Daya : 1 Hp

Bahan konstruksi : Stainless stell SA 410 grade M

Jumlah : 1 buah

31. STORAGE PRODUK C₃H₆ (F-156)

Fungsi : untuk menyimpan produk C₃H₆ selama 7 hari

Type : spherical tank

Kapasitas : 504,60449 kg/jam

Ukuran

Diameter dalam : 179,3 in

Diameter luar : 180 in

Tebal silinder : 9/16 in

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-240 grade M type 316

Jumlah : 1 buah

32. REBOILER DISTILASI II (E-157)

Fungsi : mengubah fase cair dari sebagian komponen bottom produk

distilasi I menjadi fase uap sebagai uap pemanas bottom produk.

Type : Ketel reboiler

Ukuran

IDs : 21 ¼ in

OD : ¾ in 16 BWG

L : 12 ft

Nt : 278 buah

Jumlah : 1 buah

33. POMPA PRODUK BAWAH DISTILASI II (L-158)

Fungsi : memompa produk bawah distilasi II

Type : pompa sentrifugal

Kapasitas : 1063,1264 kg/jam

Daya : 1 Hp

Bahan konstruksi : Stainless stell SA 410 grade M

Jumlah : 1 buah

34. STORAGE PRODUK NH₃ (F-159)

Fungsi : untuk menyimpan produk NH₃ selama 7 hari

Type : spherical tank

Kapasitas : 1410,7704 kg/jam

Ukuran

Diameter dalam : 202,9 in

Diameter luar : 204 in

Tebal silinder : 9/16 in
Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-240 grade M type 316
Jumlah : 2 buah

BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA

1. REAKTOR (R-110)

Nama alat : Reaktor (Zainal Abidin Nim : 06.14.018)

Kode : R - 110

Fungsi : Sebagai tempat untuk mereaksikan propylene, ammonia dan oksigen dengan bantuan katalis bismuth phosmolibdate untuk membentuk produk akrilonitrile

Jenis : Fixed-Bed Multi Tubular Reaktor

Reaksi $C_3H_6 + NH_3 + \frac{3}{2}O_2 \longrightarrow C_3H_3N + 3H_2O,$

Prinsip Kerja :

Reaktor merupakan sebagai tempat terjadinya reaksi antara bahan baku yang digunakan untuk membentuk produk yang diinginkan. Reaktor yang digunakan merupakan reaktor plug flow type Fixed-Bed Multi Tubular Reaktor yang dilengkapi dengan pendingin. Bahan baku masuk berupa propylene, ammonia dan oksigen. Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis sehingga di dalam reaktor dilengkapi pendingin untuk menjaga suhu 400°C, dimana tekanan operasi berlangsung pada kondisi 2 atm, untuk mengontrol kondisi operasi pada reaktor maka dipasang instrumentasi yaitu berupa temperature control, pressure control dan flow control. Setelah terjadi reaksi dan terbentuk produk maka produk dikeluarkan dari reaktor untuk dilakukan proses selanjutnya.

Kondisi Operasi reaktor:

- Suhu Operasi : 400 °C
- Tekanan Operasi : 2 atm
- Waktu Operasi : 15 detik
- Fase : gas

Direncanakan :

- Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standard dished
- Bahan Konstruksi : High Alloy steel SA-240 grade M tipe 316
- Allowable Stress (f) : 16894
- Tipe Pengelasan : Double welded joint
- Faktor korosi : 1/16 in
- Faktor Pengelasan : 0,8
- Jumlah reaktor : 1 buah
- Bahan masuk : 8282,56735 kg/jam = 18259,748 lb/jam
= 50,7215222 lb/det

Perhitungan perancangan reaktor

A. Menentukan dimensi reaktor

1. Menentukan volume reaktor

$$P \cdot V = n \cdot R \cdot T$$

Dimana :

$$T = 400 \text{ } ^\circ\text{C} = 1211,67 \text{ R}$$

$$P = 2 \text{ atm} = 29,4 \text{ psi} = 14,7 \text{ psig}$$

$$n = 312,415648 \text{ kgmol/jam} = 688,751537 \text{ lbmole/jam}$$

$$= 1,91319871 \text{ lbmole/det}$$

$$R = 10,731 \text{ ft}^3 \cdot \text{lb/in}^2 \cdot \text{lbmol}^\circ\text{R}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned}
 V_{\text{gas}} &= \frac{n \cdot R \cdot T}{P} \\
 &= \frac{1,91319871 \times 10,731 \times 1211,67}{14,7} \\
 &= 1692,2608 \text{ ft}^3/\text{det}
 \end{aligned}$$

Direncanakan 4 buah reaktor dengan waktu tinggal 2 detik, maka:

$$V_{\text{gas}} = \frac{1692,2608}{4}$$

$$V_{\text{gas}} = 423,065201 \text{ /detik} \times 2 \text{ detik} = 846,130402 \text{ ft}^3$$

2. Menghitung kebutuhan katalis

Diketahui :

Jenis katalis : Molybdenum

Struktur Fungsional : Mo

Bentuk : Kubus

Diameter : 5,5 cm

ρ katalis : 10,28 g/cm³ = 641,7804 lb/ft³

Porositas reaktor ditetapkan 0,35-0,70 (tabel 4.22, Ulrich, hal 217)

$$\epsilon = 0,67$$

$$V_{\text{katalis}} = 0,67 \times (70\% \cdot V_{\text{gas}})$$

$$= 0,67 \times (70\% \times 846,130402)$$

$$= 396,835158 \text{ ft}^3$$

ρ katalis pada ϵ 0,67 adalah :

$$\rho_{\text{katalis}} = \frac{10,28}{1 + 0,67} \text{ g/cm}^3 = 6,15568862 \text{ g/cm}^3$$

$$= 384,299641 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} M \text{ katalis} &= \rho \text{ katalis} \times V \text{ katalis} \\ &= 384,299641 \times 396,835158 \\ &= 152503,609 \text{ lb} \end{aligned}$$

3. Menentukan volume tube

$$\begin{aligned} V \text{ tube} &= V \text{ katalis} + V \text{ gas} \\ &= 396,835158 + 846,130402 \\ &= 1242,96556 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

4. Menentukan panjang tube yang terisi katalis

$$\begin{aligned} \text{Volume Tube} &= \frac{\pi}{4} \times d_i^2 \times L \\ L &= \frac{V_{\text{tube}}}{\frac{\pi}{4} \times d_i^2} = \frac{V_{\text{tube}}}{\text{flow area}} \end{aligned}$$

Dimana digunakan pipa dengan ketentuan ukuran nominal 4 inc sch 40

(Tabel 11, kern, 1988, hal 844) didapatkan:

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 4,03 \text{ in} = 0,3353658 \text{ ft} \\ \text{OD} &= 4,5 \text{ in} = 0,37485 \text{ ft} \\ A &= 15,9 \text{ in}^2 = 0,0884 \text{ ft}^2 \\ L &= \frac{1242,96556}{0,0884} = 14060,6964 \text{ ft} \end{aligned}$$

5. Menentukan jumlah tube

$$N_t = \frac{L}{1 \text{ tube asumsi}}$$

$$= \frac{14060,6964}{60} = 234,34494 = 235 \text{ buah}$$

maka :

$$\begin{aligned} \text{Laju alir tiap pipa} &= \frac{\text{Kecepatan gas total}}{N_t} \\ &= \frac{1692,2608}{235} = 7,2011098 \end{aligned}$$

Volume tiap panjang tube = $a' \times L \times \epsilon$

Dimana : a' = Fflow area (ft²)

L = panjang tube yang terisi katalis (ft)

ϵ = porositas

Sehingga :

$$\begin{aligned} V &= 0,0884 \times 20 \times 0,67 \\ &= 1,18456 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Cek waktu reaksi:

$$\begin{aligned} T &= \frac{\text{Volume T tiap pipa}}{\text{Laju alir gas tiap pipa}} \\ &= \frac{1,18456}{7,2011098} = 2 \text{ det (memenuhi)} \end{aligned}$$

6. Menentukan diameter reaktor

Susunan pipa dalam reaktor berbentuk segitiga (triangular) dengan:

$$\begin{aligned} P_t &= OD + 1/4 OD \\ &= 4,5 + 1/4 (4,5) \\ &= 5,625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas satu pipa : t} &= Pt \sin 60^\circ \\
 &= 5,625 \cdot \sin 60^\circ \\
 &= 4,87139288 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Luasan triangular pitch

$$\begin{aligned}
 A &= 1/2 \times Pt \times t \\
 &= .0,5 \times 5,625 \times 4,87139288 \\
 &= 13,7007925 \text{ in}^2 = 0,09514378 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dengan Nt = 235 buah, maka:

$$\begin{aligned}
 \text{Luas pipa} &= Nt \times \text{Luas segitiga} \\
 &= 235 \times 0,09514378 \\
 &= 22,358789 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Asumsi luas pipa = 80% luas total.

$$\begin{aligned}
 \text{Luas total} &= \frac{\text{Luas pipa}}{0,8} \\
 &= \frac{22,358789}{0,8} \\
 &= 27,9484863 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung diameter reaktor

$$\text{Luas total} = 1/4 \times \pi \times d^2$$

$$\begin{aligned}
 d^2 &= \frac{\text{Luas Total}}{1/4 \times \pi} \\
 d^2 &= \frac{27,9484863}{1/4 \times \pi} \\
 d^2 &= 35,6031673 \\
 d &= 5,96683897 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 71,6 \text{ in}
 \end{aligned}$$

7. Menentukan tebal reaktor

Direncanakan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{P_i \cdot D_i}{2 (f \cdot E - 0,6 P_i)} + c \\
 &= \frac{14,7 \quad \times \quad 71,6020676}{2 (16894 \times 0,8 - 0,6 \times 14,7)} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,10146493 \quad \times \quad \frac{16}{16} \\
 &= \frac{1,62343893}{16} = \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi Do

$$\begin{aligned}
 Do &= di + 2 ts \\
 &= 71,6020676 + 2 (3/16) \\
 &= 71,9770676 \text{ in}
 \end{aligned}$$

dari brownell & Young, tabel 5.7, hal 91 diperoleh:

Untuk $ts = 3/16$, maka $do = 78 \text{ in}$; $r = 78 \text{ in}$; $icr = 4,75 \text{ in}$

di baru = do baru - 2 ts

$$\begin{aligned}
 &= 78 - 2 (3/16) \\
 &= 77,625 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal shell setelah distandardisasi:

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{P_i \cdot D_i}{2 (f \cdot E - 0,6 P_i)} + c \\
 &= \frac{14,7 \quad \times \quad 77,625}{2 (16894 \times 0,8 - 0,6 \times 14,7)} + \frac{1}{16}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,10474254 \times \frac{16}{16} \\
 &= \frac{1,67588058}{16} = \frac{3}{16} \text{ in (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

8. Menentukan tebal tutup reaktor

Direncanakan: tutup atas dan bawah standard dishead

$$\begin{aligned}
 t_h &= \frac{0,885 \cdot P_i \cdot D_i}{2 (f \cdot E - 0,1 P_i)} + c \\
 &= \frac{0,885 \times 14,7 \times 77,625}{2 (16894 \times 0,8 - 0,1 \times 14,7)} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,09986431 \times \frac{16}{16} \\
 &= \frac{1,59782899}{16} = \frac{2}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

9. Menentukan tinggi tutup reaktor

Dari brownell & yaoung, tabel 3., hal 87 untuk $t_h = 2/6$ in, diperoleh:

$$sf = 1,5 \text{ in}$$

$$icr = 0,5625 \text{ in}$$

Dari brownell & yaoung, tabel 5.7., hal 91 untuk OD=144 in, diperoleh:

$$r = 78 \text{ in}$$

$$icr = 4,75 \text{ in}$$

$$a = 1/2 \times IDS = 0,5 \times 77,625 = 38,8125 \text{ in}$$

$$AB = 1/2 \times IDS - icr = 38,8125 - 0,5625$$

$$= 38,25 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 78 - 0,5625 = 77,4375 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 &= \sqrt{5996,56641 - 1463,0625} \\
 &= 67,3312996
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 &= 78 - 67,3312996 \\
 &= 10,6687004
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OA &= th + b + sf = 3/16 + 10,6687004 + 1,5 \\
 &= 12,3562004 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi tutup} = ha = hb = OA = 12,3562004 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi silinder} = 23 \text{ ft} = 276 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi reaktor (L)} &= \text{tinggi silinder} + \text{tinggi tutup} \\
 &= 276 + 12,3562004 \\
 &= 288,3562 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Kesimpulan dimensi reaktor :

Silinder :

- do = 78 in
- di = 71,9770676 in
- ts = .3/16 in
- th = .3/16 in
- L = 288,3562 in = 24,0296834 ft

Tube :

- di = 4,03 in
- do = 4,5 in
- a' = 15,9 in²
- Pt = 5,63 in
- Nt = 235 buah

Perhitungan Jacket Pendingin

Reaksi yang terjadi dalam rektor adalah eksotermis dan harus beroperasi pada suhu 400 oC ; Dasar perencanaan :

- Rate steam = 6193,19247 Kg/jam = 13654,1314 Lb/jam
- Densitas Dowtherm = 860 Kg/m³ = 53,68808 lb/ft³
- Rate volumetrik = $\frac{13654,13143}{53,68808}$ = 254,323333 ft³/jam
- Volume Dowtherm = 254,323333 ft³/jam × 10 s
= 254,323333 ft³/jam × 0,0028 jam
= 0,706453702 ft³
- Massa Dowtherm = V × ρ
= 0,7064537 ft³ × 53,68808 lb/ft³
= 37,9281429 lb
= 17,2038263 kg

- Tekanan Jacket = 476 kpa = 69,038088 psia

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho_{\text{steam}} \times H}{144} \\
 &= \frac{53,68808 \times 288,3562}{144} \\
 &= 107,5089636 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
 &= 107,508964 + (69,038 - 14,7) \\
 &= 161,847 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_s &= \frac{\pi}{4} (d_{i\text{jacket}}^2 - d_{o\text{reactor}}^2) \times L_{is} \\
 0,7064537 &= \frac{\pi}{4} \left| d_i^2 - 6^2 \right| \times 24,0297 \\
 0,7064537 &= 0,785 \left| d_i^2 - 42,247 \right| \times 24,0297 \\
 0,7064537 &= 18,8633 \left| d_i^2 - 42,247 \right| \\
 0,03745122 &= d_i^2 - 42,247 \\
 d_i^2 &= 42,284 \\
 d_i &= 6,503 \text{ ft} = 78,031 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Menghitung Tebal dinding Jaket (t_j)

$$\begin{aligned}
 t_j &= \frac{\pi \times d_i}{2 (f \cdot E - 0,6 \pi)} + C \\
 &= \frac{161,8471 \times 78,031}{2 (18750 \times 0,8 - 1 \cdot 161,85)} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,4862 \text{ in} = \frac{7,7794}{16} \approx \frac{3}{16}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_o &= d_i + 2 t_j \\
 &= 78,03 + 0,9724 \\
 &= 79,004 \text{ in}
 \end{aligned}$$

dari Brownel & Young tabel 5,7 hal 91, distandardisasi :

$$\begin{aligned}
 d_o &= 84 \text{ in} \\
 t_j &= 0,4862 \text{ in} = 0,0405 \text{ ft} \\
 d_i &= d_o - 2t_j \\
 &= 83,028 \text{ in} = 6,919 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

B. Checking Perencanaan Reaktor

Dari Appendix B diperoleh kebutuhan dowtherm pendingin sebagai fluida pendingin yaitu :

Q	=	708801,588 kkal/jam	=	5040800 BTU/jam
Dowtherm	=	6193,19247 kg/jam	=	13653,5121 lb/jam
Suhu lar masuk (T1)	=	400 °C	=	752 °F
Suhu lar keluar (T2)	=	400 °C	=	752 °F
Suhu Dowtherm masuk (t1)	=	-80 °C	=	-112 °F
Suhu Dowtherm keluar (t2)	=	160 °C	=	320 °F
ρ campuran	=	0,06202	Lb/ft ³	
Cp campuran	=	12,624	BTU/lb.F	
μ campuran	=	0,02601	cp	
k campuran	=	0,03422	BTU/jam.ft.F	
ρ Dowtherm	=	54,13	Lb/ft ³	
Cp Dowtherm	=	0,37885366	BTU/lb.F	
μ Dowtherm	=	84,3	cp	
k Dowtherm	=	1,02962	BTU/jam.ft.F	

Mencari luas permukaan panas:

Dimana digunakan pipa dengan ketentuan ukuran nominal 4 sch 40 (kern,1998 tabel 11, hal844) didapatkan:

ID	=	4,03 in	=	0,3353658 ft
OD	=	4,5 in	=	0,37485 ft

$$\begin{aligned}
 a' &= 15,9 \text{ in}^2 = 0,9884 \text{ ft}^2 \\
 a'' &= 1,12 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 L &= 24 \text{ ft} \\
 N_t &= 235 \text{ buah} \\
 P_t &= 5,63 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$A = L \cdot A'' \cdot N_t$$

Dimana:

A = Luas permukaan panas

L = panjang bed

a'' = surface per lin ft

N_t = jumlah tube

Maka :

$$\begin{aligned}
 A &= 24 \times 1,12 \times 235 \\
 &= 6311,82071 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned}
 \Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)} \\
 &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}\right)} = 623,244258 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Menentukan suhu kalodik:

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = 752 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = 104 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Evaluasi Perpindahan Panas (RD)

Bagian Tube (Aliran dingin)

a. Flow area

$$a_t = \frac{N_t \cdot a'}{144 \cdot n} = \frac{235 \times 0,09}{144 \times 2} = 0,07213194 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan gas (Gt)

$$G_t = \frac{M_i}{a_t} = \frac{13653,5121}{0,07213194} = 189285,236 \text{ Lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

c. Bilangan reynold (Nre)

$$N_{re} = \frac{D_i \cdot G_t}{\mu} = \frac{4,026 \times 189285,236}{84,3} = 9039,88564$$

d. JH = 7,1 (kern, hal 834)

e. $h_i = JH \left(\frac{K}{D_i} \right) \left(\frac{C_p \cdot L}{k} \right)^{1/4}$

$$= 7,1 \cdot \frac{1,02962}{0,3353658} \times \left(\frac{0,37885366 \times 84,3}{1,02962} \right)^{1/2}$$

$$= 121,40249 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

f. $h_{io} = \frac{D_i}{D_o} \times h_i = \frac{0,3353658}{0,37485} \times 121,40249$

$$= 108,614761 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

Bagian sheel (aliran panas)

a' Flow area

$$B = (1/5 \text{ s/d } 1) \text{ Ids}$$

$$\text{Diambil B bil bulat} \longrightarrow B = 1 \text{ in}$$

$$B = 1 \times 4,03 \text{ in}$$

$$c = Pt - OD = 5,63 - 4,5 = 1,13 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} a_s &= \frac{Ids \cdot B \cdot C}{144 \cdot Pt} \\ &= \frac{4,03 \times 4,03 \times 1,13}{144 \times 5,63} = 0,02251205 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b' Kecepatan gas (Gs)

$$Gs = \frac{Ms}{As} = \frac{13653,5121}{0,02251205} = 606497,947 \text{ Lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

c' Diameter ekivalen

$$\begin{aligned} d_e &= \frac{4 \cdot (Pt^2 \cdot \pi \cdot do^2 / 4)}{\pi \cdot dc} \\ &= \frac{4 \cdot (5,63^2 \times \pi \times 4,5^2 / 4)}{\pi \times 4,5} \\ &= 62,9775 \text{ in} = 5,248125 \text{ ft} \end{aligned}$$

d' Bilangan Reynold (Nre)

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{De \cdot Gs}{\mu} = \frac{5,248125 \times 606497,947}{84,3} \\ &= 37757,73474 \end{aligned}$$

e' JH = 61 (kern, hal 838)

$$\begin{aligned} f. \quad Ho &= JH \left(\frac{K}{D_e} \right) \left(\frac{C_p \cdot \mu}{K} \right)^{1/2} \\ &= 61 \frac{0,03422}{62,9775} \times \left(\frac{12,624 \times 104}{0,03422} \right)^{1/2} \\ &= 6,49231501 \text{ BTU/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F} \end{aligned}$$

g. Clean Overall coefficient (Uc)

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{108,614761 \times 6,49231501}{108,614761 + 6,49231501} = 6,12613288 \text{ BTU/jam.ft}^2.F$$

h. Faktor kekotoran (Rd)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d} = \frac{6,12613288 - 5}{6,12613288 \times 5} = 0,03676489 > 0,0035 \text{ (memenuhi)}$$

C. Cheking pressure Drop

$$N_{re} = 9039,88564$$

Dari kern. Fig.26, hal. 836. diperoleh harga $f = 0,00034 \text{ ft}^2/\text{in}^2$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{f \cdot G^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot S \cdot O} \\ &= \frac{0,00034 \times 189285,236^2 \times 54,13 \times 2}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,3353658 \times 1 \times 1} \\ &= 0,07533402 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{3} \cdot \frac{v^2}{2g} \quad (\text{pers 7-46 kern hal 148})$$

Berdasarkan fig. 27 P.837 Kern, diperoleh harga $v^2/2g = 0,0014$

Sehingga:

$$\begin{aligned} \Delta P_r &= \frac{4 \times 2}{3} \times 0,0014 \\ &= 0,0112 \text{ psi} \end{aligned}$$

maka total pressure drop pada tube reaktor adalah:

$$\Delta P_{tot} = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,07533402 + 0,0112 \\
 &= 0,08653402 \text{ psi} < 2 \text{ (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

Maksimum pressure drop yang diijinkan dalam tube reaktor adalah 2 psi maka perencanaan tube telah memenuhi.

D. Penentuan Perencanaan Nozzle

Dalam perencanaan reaktor terdapat nozzle-nozzle yang digunakan yaitu:

- Nozzle pada pemasukan bahan baku (Tutup Bawah)
- Nozle pada Pengeluaran produk (Tutup Atas)
- Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran pendingin (Pada Silinder)

Perhitungan nozzle

- Nozzle Untuk pemasukan bahan baku

1. Untuk Propylene

$$\begin{aligned}
 \text{Rate umpan} &= 1534,09286 \text{ kg/jam} \\
 &= 3382,67476 \text{ lb/jam} \\
 \text{Densitas } (\rho) &= 0,08391 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Viskositas umpan } (\mu) &= 0,002002 \text{ cp} \\
 \text{Rate volumetrik } (Q) &= \frac{3382,67476 \text{ lb/jam}}{0,08391 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 40313,1302 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 671,885504 \text{ ft}^3/\text{men} \\
 &= 11,1980917 \text{ ft}^3/\text{det}
 \end{aligned}$$

dari Peter & Timerhaus, pers 15, hal 496 didapat:

Asumsi aliran yang terjadi adalah turbulen

dari Peter & Timmerhaus fig. 14,2 hal 498, didapatkan diameter nozzle = 10 in

Checkung harga Nre

Aliran akan turbulen apabila $Nre > 2100$

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{11,1980917}{78,9} = 0,14192765 \text{ ft/det}$$

$$Nre = \frac{380 \times \rho \times V}{\mu} = \frac{380 \times 0,08391 \times 0,14192765}{0,002002} = 2260,47788 > 2100$$

Dengan menggunakan data dari brownwll App K, hal 388, dipilih pipa dengan dimensi 10 in sch 40:

$$di = 10,02 \text{ in}$$

$$do = 10,75 \text{ in}$$

$$A = 78,9 \text{ in}$$

$$t \text{ pipa} = \frac{do - di}{2} = \frac{10,75 - 10,02}{2} = 0,365 \text{ in}$$

Berdasarkan brownwll & Young fig.12.1 hal 221, diperoleh flange:

$$\text{Ukuran pipa normal (NPS)} = 10 \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar flange (A)} = 16 \text{ in}$$

$$\text{Ketebalan flange minimum} = 1 \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar bagian yang menonjol (R)} = 12 \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$\text{Diameter hub pada dasar (E)} = 12 \text{ in}$$

$$\text{Diameter hub pada titik pengelasan (K)} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Panjang julukan hub (L)} = 1 \frac{15}{16} \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam flange (B)} = 10,9 \text{ in}$$

Jumlah lubang baut	=	8	in
Diameter baut	=	7/8	in

2. Untuk Ammonia

Rate umpan	=	1534,09286	kg/jam
	=	3382,67476	lb/jam
Densitas (ρ)	=	0,03865	lb/ft ³
Viskositas umpan (μ)	=	0,020851	cp
Rate volumetrik (Q)	=	3382,67476	lb/jam
		<hr/>	
		0,03865	lb/ft ³
	=	87520,6923	ft ³ /jam
	=	1458,6782	ft ³ /men
	=	24,3113034	ft ³ /det

dari Peter & Timerhaus, pers 15, hal 496 didapat:

Asumsi aliran yang terjadi adalah laminar

dari Peter & Timerhaus fig. 14,2 hal 498, didapatkan diameter nozzle = 10 in

- Checkung harga Nre

Aliran akan turbulen apabila $Nre > 2100$

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{24,3113034}{78,9} = 0,30812805 \text{ ft/det}$$

$$Nre = \frac{380 \times \rho \times V}{\mu} = \frac{380 \times 0,03865 \times 0,30812805}{0,020851}$$

$$= 217,038834 > 2100$$

Dengan menggunakan data dari brownwll App K, hal 388, dipilih pipa dengan dimensi 10 in sch 40:

$$di = 10,02 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 d_o &= 10,75 \text{ in} \\
 A &= 78,9 \text{ in} \\
 t_{\text{pipa}} &= \frac{d_o - d_i}{2} = \frac{10,75 - 10,02}{2} \\
 &= 0,365 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Brownell & Young fig.12.1 hal 221, diperoleh flange:

Ukuran pipa normal (NPS)	=	10	in
Diameter luar flange (A)	=	16	in
Ketebalan flange minimum	=	1 3/16	in
Diameter luar bagian yang menonjol (R)	=	12,75	in
Diameter hub pada dasar (E)	=	12	in
Diameter hub pada titik pengelasan (K)	=	1	in
Panjang julukan hub (L)	=	1,9375	in
Diameter dalam flange (B)	=	10,9	in
Jumlah lubang baut	=	8	in
Diameter baut	=	,7/8	in

3. Untuk Udara

Rate umpan	=	5214,38163	kg/jam
	=	11497,7115	lb/jam
Densitas (ρ)	=	0,06521	lb/ft ³
Viskositas umpan (μ)	=	0,0024395	cp
Rate volumetrik (Q)	=	11497,7115	lb/jam
	=	$\frac{11497,7115}{0,06521}$	ft ³ /jam
	=	176318,226	ft ³ /jam

$$= 2938,6371 \text{ ft}^3/\text{men}$$

$$= 48,9772849 \text{ ft}^3/\text{det}$$

dari Peter & Timerhaus, pers 15, hal 496 didapat:

Asumsi aliran yang terjadi adalah turbulen

dari Peter & Timerhaus fig. 14,2 hal 498, didapatkan diameter nozzle = 16 in

• Checkung harga Nre

Aliran akan turbulen apabila $Nre > 2100$

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{48,9772849}{24,35} = 2,01138747 \text{ ft/det}$$

$$Nre = \frac{380 \times \rho \times V}{\mu} = \frac{380 \times 0,06521 \times 2,01138747}{0,0024395}$$

$$= 20431,1454 > 2100$$

Dengan menggunakan data dari brownwll App K., hal 388, dipilih pipa dengan dimensi 16 in sch 40:

$$d_i = 15 \text{ in}$$

$$d_o = 16 \text{ in}$$

$$A = 24,35 \text{ in}$$

$$t \text{ pipa} = \frac{d_o - d_i}{2} = \frac{16 - 15}{2}$$

$$= 0,5 \text{ in}$$

Berdasarkan brownwll & Young fig.12.1 hal 221, diperoleh flange:

$$\text{Ukuran pipa normal (NPS)} = 16 \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar flange (A)} = 23,5 \text{ in}$$

$$\text{Ketebalan flange minimum} = 1 \frac{7}{16} \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar bagian yang menonjol (R)} = 18 \frac{1}{2} \text{ in}$$

Diameter hub pada dasar (E)	=	18 in
Diameter hub pada titik pengelasan (K)	=	16 in
Panjang julakan hub (L)	=	5 in
Diameter dalam flange (B)	=	15,2 in
Jumlah lubang baut	=	16 in
Diameter baut	=	1 1/8 in

- Nozzle untuk pengeluaran Produk

$$\text{Suhu produk} = 400 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Rate massa} = 8282,56735 \text{ kg/jam} = 18259,748 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 0,06832 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas umpan } (\mu) = 0,020147 \text{ cp}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= 18259,748 \text{ lb/jam} \\ &= \frac{18259,748 \text{ lb/jam}}{0,06832 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 267267,974 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 4454,46623 \text{ ft}^3/\text{men} \\ &= 74,2411039 \text{ ft}^3/\text{det} \end{aligned}$$

dari Peter & Timmerhaus, pers 15, hal 496 didapat:

Asumsi aliran yang terjadi adalah turbulen

dari Peter & Timmerhaus fig. 14,2 hal 498, didapatkan diameter nozzle = 12 in

- Checkung harga Nre

Aliran akan turbulen apabila $N_{re} > 2100$

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{74,2411039}{8,4} = 8,83822666 \text{ ft/det}$$

$$Re = \frac{380 \times \rho \times V}{\mu} = \frac{380 \times 0,06832 \times 8,83822666}{0,020147}$$

$$= 11389,016 > 2100$$

Dengan menggunakan data dari brownwll App K, hal 388, dipilih pipa dengan dimensi 12 in sch 40:

$$di = 11,938 \text{ in}$$

$$do = 12,75 \text{ in}$$

$$A = 15,74 \text{ in}$$

$$t \text{ pipa} = \frac{do - di}{2} = \frac{12,75 - 11,938}{2}$$

$$= 0,406 \text{ in}$$

Berdasarkan brownwll & Young fig.12.1 hal 221, diperoleh flange:

Ukuran pipa normal (NPS)	=	12 in
Diameter luar flange (A)	=	19 in
Ketebalan flange minimum	=	1 1/4 in
Diameter luar bagian yang menonjol (R)	=	15 in
Diameter hub pada dasar (E)	=	14 3/8 in
Diameter hub pada titik pengelasan (K)	=	12,8 in
Panjang julakan hub (L)	=	4,5 in
Diameter dalam flange (B)	=	12 in
Jumlah lubang baut	=	12 in
Diameter baut	=	1 in

- Nozzle untuk Pemasukan dan Pengeluaran pendingin

$$\text{Suhu Dowtherm} = 400 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate massa} &= 6193,19247 \text{ kg/jam} = 13653,5121 \text{ lb/jam} \\
 \text{Densitas } (\rho) &= 64,509 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Viskositas umpan } (\mu) &= 104,51 \text{ cp} \\
 \text{Rate volumetrik } (Q) &= \frac{13653,5121 \text{ lb/jam}}{64,509 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 211,652825 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 3,52754709 \text{ ft}^3/\text{men} \\
 &= 0,05879245 \text{ ft}^3/\text{det}
 \end{aligned}$$

dari Peter & Timerhaus, pers 15, hal 496 didapat:

Asumsi aliran yang terjadi adalah laminar

dari Peter & Timerhaus fig. 14,2 hal 498, didapatkan diameter nozzle = 2 in

- Checkung harga Nre

Aliran akan torbulen apabila $Nre > 2100$

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,05879245}{1,074} = 0,05474157 \text{ ft/det}$$

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{380 \times \rho \times V}{\mu} = \frac{380 \times 64,509 \times 0,05474157}{104,51} \\
 &= 12,8399504 < 2100
 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan data dari brownwll App K, hal 388, dipilih pipa dengan dimensi 2 in sch 40:

$$d_i = 2,067 \text{ in}$$

$$d_o = 2,375 \text{ in}$$

$$A = 1,074 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 t \text{ pipa} &= \frac{d_o - d_i}{2} = \frac{2,375 - 2,067}{2} \\
 &= 0,154 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Brownell & Young fig.12.1 hal 221, diperoleh flange:

Ukuran pipa normal (NPS)	=	2	in
Diameter luar flange (A)	=	6	in
Ketebalan flange minimum	=	.3/4	in
Diameter luar bagian yang menonjol (R)	=	3 5/8	in
Diameter hub pada dasar (E)	=	3 1/16	in
Diameter hub pada titik pengelasan (K)	=	2,38	in
Panjang julukan hub (L)	=	2,5	in
Diameter dalam flange (B)	=	2,07	in
Jumlah lubang baut	=	4	in
Diameter baut	=	.5/8	in

D. Sambungan Tutup (Head) dengan Dinding (Shell) Reaktor

untuk mempermudah perbaikan dan perawatan dari reaktor, maka tutup bejana dihubungkan dengan shell secara sistem flange dan bolting.

Dimana :

Diameter luar (OD)	=	78	in
Diameter dalam (ID)	=	72	in
Tebal Shell	=	.3/16	in

el. FLANGE

Bahan	=	High alloy steel SA 240 grade M type 316 (Brownell, App.D, hal 342)
Tensile strength minimum	=	75000 psi
Allowable stress	=	17004
Type Flange	=	ring flange

b. BOLTING

Bahan = Low Alloy steel SA 336 grade F22
(Brownll teble 13-11, hal 252)

Tensile strength minimum = 80000 psi

Allowable stress = 19920

c. GASKET

Bahan = Solid flat metal
(Brownell fig, 12-11, hal 228)

Gasket faktor (m) = 6,5

Tebal = .1/16 in

Minimum design sating stress (y) = 26000 psi

1. Penentuan lebar gasket :

Dari Brownell pers 12.2 hal226, didapatkan :

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

Dimana :

d_o = diameter luar gasker (in)

d_i = diameter dalam gasket (in)

p = internal pressure = 29,4 psia = 14,7 psig

m = gasket faktor = 6,5 in

y = yield stress = 26000 psi

maka:

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{26000 - 14,7 \times 6,5}{26000 - 14,7(6,5 + 1)}}$$

$$= 1,00056779$$

$$\begin{aligned}
 \text{dengan } di &= do \text{ shell} = 78 \text{ in} \\
 do &= di \times 1,00056779 \\
 &= 78 \times 1,00056779 \\
 &= 78,0442878 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Lebar gasket min (n)

$$\begin{aligned}
 n &= \frac{do - di}{2} \\
 &= \frac{78,0442878 - 78}{2} = 0,0221439 \times \frac{16}{16} \\
 &= \frac{1}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter Gasket (G)} &= di + \text{Lebar gasket} \\
 &= 78 + \frac{1}{16} = 78,0625 \text{ in}
 \end{aligned}$$

2. Perhitungan Jumlah dan ukuran baut :

a. Perhitungan beban gasket

Dari brownell pers 12.88 hal 240, didapatkan:

$$Wm2 = Hy = \pi \times b \times G \times y$$

Diamana :

b = Lebar efektif gasket

y = yield

G = diameter rata-rata

Dari brownell pers 12.12 hal 240, didapatkan:

Lebar seating gasket.

$$b_o = \frac{n}{2} = \frac{0,0625}{2} = 0,03125 \text{ in}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} W_{m2} = H_y &= \pi \times b \times G \times y \\ H_y &= \pi \times b_o \times G \times y \\ &= \pi \times 0,03125 \times 78,0625 \times 25000 \\ &= 199156,953 \text{ lb} \end{aligned}$$

beban karena internal pressure (H)

Dengan menggunakan pers. 12.89, hal 240, Brownell & Young:

$$\begin{aligned} H &= \frac{\pi \cdot G^2 \cdot P}{4} \\ &= \frac{\pi \times 78,0625^2 \times 29,4}{4} \\ &= 140637,746 \text{ lb} \end{aligned}$$

Beban agar baut tidak bocor (Hp)

$$\begin{aligned} H_p &= 2 \cdot b_o \cdot \pi \cdot G \cdot m \cdot P \\ &= 2 \times 0,03125 \times \pi \times 78,0625 \times 6,5 \times 29,4 \\ &= 2927,60721 \text{ lb} \end{aligned}$$

Total beban operasi (Wm1)

$$\begin{aligned} W_{m1} &= H_p + H \\ &= 2927,60721 + 140637,746 \\ &= 143565,354 \text{ lb} \end{aligned}$$

b. Perhitungan luas minimum bolting (baut) area

Dengan menggunakan pers. 12.92, hal 240, Brownell & Young

$$\begin{aligned}
 A_{rn} &= \frac{W_{m1}}{f_b} \\
 &= \frac{143565,354}{19920} = 7,20709606 \text{ In}^2
 \end{aligned}$$

c. Perhitungan luas optimum bolting (baut) area

dari tabel 10.4, Brownell & young dicoba ukuran baut 1 1/2 in, maka didapatkan root area = 1,29 In² Maka jumlah bolting optimum adalah:

$$\frac{A_{n1}}{\text{Root area}} = \frac{7,20709606}{1,294} = 5,56962602 \text{ buah} \approx 6 \text{ buah}$$

dari tabel 10.4, Brownell & young, hal 188, didapatkan

Ukuran bolt	=	1 1/2 in
Root area	=	1,29 In ²
Bolt spacing	=	3 1/4 in
Minimum radial distance	=	2 in
Edge distance (E)	=	1/2 in
Nut dimension	=	2 3/8 in
Max Fillet radius	=	5/8 in

Evaluasi lebar gasket

$$\begin{aligned}
 A_b \text{ actual} &= \text{Jumlah baut x root area} \\
 &= 6 \times 1,29 \\
 &= 7,764 \text{ In}^2
 \end{aligned}$$

Lebar gasket minimum (w)

$$W = \frac{A_b \text{ actual} \times f}{2 \cdot \pi \cdot y \cdot G}$$

$$= \frac{7,764 \times 16894}{2 \times \pi \times 26000 \times 78,0625}$$

$$\therefore 0,01029064 \text{ in}$$

Dari sini dapat dilihat bahwa nilai $W <$ lebar gasket yang telah ditentukan (0,25 in) sehingga lebar gasket telah memenuhi.

Menghitung diameter luar flange (A)

$$\text{Flange OD} = A = \text{Bolt circle diameter} + 2E$$

$$= C + 2E$$

Dari dimensi didapatkan :

$$R = 2 \text{ in}$$

$$E = 0,5 \text{ in}$$

Menentukan Bolt Circle diameter (C)

$$C = d_i \text{ gasket} + 2 (1,415 \cdot G_o + R)$$

Dimana :

$$d_i \text{ shell} = 78$$

$$G_o > 5/8 \text{ in} \text{ ----> diambil nilai } G_o = 1 \text{ in} \quad (\text{Brownell hal 242})$$

sehingga:

$$C = 78 + 2 (1,415 \times 1 + 2,5)$$

$$= 85,075 \text{ in}$$

$$A = \text{OD} = C + 2E$$

$$A = \text{OD} = 85,075 + 2 \times 0,5$$

$$= 86,075 \text{ in}$$

d. Perhitungan Moment

Total moment pada kondisi operasi :

$$M_o = M_d + M_g + M_t$$

Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam)

dari brownell pers. 12.94, didapatkan:

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{(A_{m1} + A_b) f_a}{2} \\
 &= \frac{(7,20709606 + 7,764) \times 19920}{2} \\
 &= 149112,117 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

Radial distance dari gasket load reacton to bold circel (hg) adalah:

$$\begin{aligned}
 hg &= 1/2 (C - G) \quad (\text{Brownell, hal 243}) \\
 &= 0,5 \times (85,075 - 78,0625) \\
 &= 3,50625 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Momen flange (Ma)

$$\begin{aligned}
 Ma &= W \cdot Hg \quad (\text{Brownell, hal 243}) \\
 &= 149112,117 \times 3,50625 \\
 &= 522824,36 \text{ lb.in}^2
 \end{aligned}$$

Untuk keadaan momen dalam kondisi operasi

$$\begin{aligned}
 W &= W_m^2 \\
 &= H + H_p \\
 &= 143565,354 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

Menghitung moment Md

$$Md = H_d \cdot H_d$$

Hydrostatic and force pada daerah dalam flange (H_d) dimana harga H_d adalah:

$$H_d = 0,785 \cdot B^2 \cdot P$$

Dimana :

$$B = \text{Dimensi luas shell} = 78$$

$$P = \text{Tekanan operasi} = 29,4$$

maka :

$$\begin{aligned} H_d &= 0,76 \times (78)^2 \times 29,4 \\ &= 135583,157 \text{ lb} \end{aligned}$$

Radial distance (jarak jari-jari) dari bolt circle (hg) pada H_d adalah

$$\begin{aligned} h_d &= \frac{(C - B)}{2} = \frac{85,075 - 78}{2} \\ &= 3,5375 \text{ in} \end{aligned}$$

Moment komponen (M_d)

$$\begin{aligned} M_d &= H_d \times h_d \\ &= 135583,157 \times 3,5375 \\ &= 479625,417 \text{ lb.in}^2 \end{aligned}$$

Perbedaan antara beban baut flange dengan gaya hidrostatik total (H_g):

$$\begin{aligned} H_g &= W - h = W_{m1} - H \\ &= 143565,354 - 140637,746 \\ &= 2927,60721 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Moment komponen (M_g)

$$\begin{aligned} M_g &= H_g \times h_g \\ &= 2927,60721 \times 3,50625 \\ &= 10264,9228 \text{ in} \end{aligned}$$

Perbedaan gaya hidrostatik total (H_g) dengan gaya hidrostatik dalam area flange :

$$\begin{aligned} H_t &= H - H_d \\ &= 140637,746 - 135583,157 \\ &= 5054,5896 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

$$ht = \frac{(hd + hg)}{2} = \frac{3,5375 + 3,50625}{2} = 3,521875 \text{ in}$$

Moment komponen (Mt)

$$\begin{aligned} Mt &= Ht \times ht \\ &= 5054,5896 \times 3,521875 \\ &= 17801,6328 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Jadi total moment (Mo) pada keadaan operasi

$$\begin{aligned} Mo &= Md + Mg + Mt \\ &= 479625,417 + 10264,9228 + 17801,6328 \\ &= 507691,973 \text{ lb.in}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Karena } Ma > Mo, \text{ maka } M_{\max} = Ma = 522824,36 \text{ lb.in}^2$$

e. Perhitungan tebal flange

dari brownell pers. 12.8, hal 239, didapatkan :

$$tf = \left(\frac{y \cdot Mo}{f \cdot B} \right)^{1/2}$$

Dimana:

$$f = \text{stress yang diijinkan flange} = 17004$$

$$B = \text{diameter luar reaktor} = 78 \text{ in.}$$

$$A = \text{diameter luar flange} = 86,075 \text{ in}$$

Dengan harga :

$$K = \frac{A}{B} = \frac{86,075}{78} = 1,10352564$$

dengan menggunakan figure. 12.22 (Brownell, hal 238) dan harga

$$K = 1,523125 \text{ didapatkan harga } y = 4,2$$

jadi :

$$t_f = \left(\frac{4,2 \times 507691,973}{17004 \times 78} \right)^{1/2}$$

$$= 1,26794946 \text{ in} = 2 \text{ in}$$

Dipergunakan tebal standard 2 in

f. Perhitungan las nozzle terhadap dinding flange

dari data brownell App. K, hal.387, didapatkan:

pipa 2 in sch 40 dengan tebal $n = 0,113 \text{ in}$

Tebal shell = 3/16 in

Untuk t dan $n \leq (1/16) \text{ in}$, maka:

$$(t_1 - t_2) \text{ min} = 1,2 t + 0,1 n$$

$$= (1,2 \times 3/16) + (0,1 \times 0,113)$$

$$= 0,2363 \text{ in}$$

Dari hasil perhitungan dapat disimpulkan :

- Flange

Bahan = High-Alloy SA 240 grade M type 316

Tebal = 6 in

OD = 86,075 in

Type flange = Ring flange

- Bolting

Bahan = Low alloy steel SA 336 grade F22

Ukuran = 1.1/2 in

jumlah = 6 buah

Bolt circle diameter = 85,075 in

edge distance = 2 in

minimum radial distance	=	2,5	in
Gasket			
bahan	=	Solid flat metal	
tebal	=	.1/16 in =	0,0625 in
lebar	=	.3/16 in	

E. Sistem Penyangga

Untuk sistem pegangan digunakan sistem lugs, sehingga berlaku rumus:

$$P = \frac{4 \cdot P_w \cdot (H - L)}{\pi \cdot D_{bc}} = \frac{\sum W}{n} \quad (\text{pers. 10.75, Brownell \& Young})$$

Dimana :

- P_w = Total beban permukaan karena angin
- H = tinggi vessel dari pondasi
- L = jarak antara vessel dengan dasar pondasi
- D_{bc} = Diameter
- n = jumlah support
- $\sum W$ = Total berat reaktor dengan aksesorisnya
- P = Beban kompresi maksimum untuk tiap lugs

Dalam perencanaan ini pengaruh angin dapat diabaikan karena vessel terletak didalam ruangan, sehingga rumus diatas menjadi:

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

Dimana :

- n = Jumlah lugs, dipakai 4

1. Menghitung berat total reaktor

a. Berat tutup reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi silinder} &= 24,0296834 \text{ ft} = 288,3562 \text{ in} \\
 \text{Diameter silinder (ID)} &= 5,99808897 \text{ ft} = 71,9770676 \text{ in} \\
 \text{Tebal tutup} &= .3/16 \text{ in} \\
 \rho \text{ High alloy steel} &= 493,197 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 0,2854 \text{ lb/in}^3 \\
 \text{Volume tutup} &= 0,000049 \times d_i^3 \\
 &= 0,000049 \times (71,9770676)^3 \\
 &= 18,271682 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

Berat tutup bawah dan atas (W1)

$$\begin{aligned}
 W1 &= 2 \times \text{Volume tutup} \times \rho \text{ bahan} \\
 &= 2 \times 18,271682 \times 0,2854 \\
 &= 10,4294761 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

b. Berat dinding reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi shell} &= 288,3562 \text{ in} = 24,0296834 \text{ ft} \\
 \text{Diameter shell} &= 71,9770676 \text{ in} = 5,99808897 \text{ ft} \\
 \text{Diameter luar shell} &= 78 \text{ in} = 6,5 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Volume didinding shell adalah :

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{\pi \cdot (OD^2 - ID^2) \cdot L}{4} \\
 &= \frac{\pi \times (78)^2 - (71,9770676)^2 \times 288,3562}{4} \\
 &= 204471,036 \text{ in}^3 = 118,327388 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Berat dinding shell adalah (W2)

$$W2 = \rho \times V$$

$$= 0,2854 \quad \times \quad 204471,036$$

$$= 58356,0336 \text{ lb}$$

c. Berat isi reaktor

• Tube

Dari Kern tabel 11. hal 844, didapatkan :

$$do = 4,5 \text{ in}$$

$$di = 4,03 \text{ in}$$

$$L = 288,3562 \text{ in}$$

$$\text{Volume bahan tube} = \frac{\pi \cdot (OD^2 - ID^2) \cdot L}{4}$$

$$= \frac{\pi \times (4,5)^2 - (4,03)^2 \times 288,3562}{4}$$

$$= 914,792554 \text{ in}^3 = 0,52939045 \text{ ft}^3$$

Volume total tube adalah

$$V = \text{Volume bahan tube} \times \text{Jumlah tube}$$

$$= 914,792554 \times 235$$

$$= 214976,25 \text{ in}^3 = 124,406756 \text{ ft}^3$$

Berat tutup adalah (W3)

$$W3 = V \times \rho$$

$$= 214976,25 \times 0,2854$$

$$= 61354,2218 \text{ lb}$$

• Baffle

$$\text{Tinggi tube} = 288,3562 \text{ in} = 24,0287222 \text{ ft}$$

$$\text{ID shell} = 71,9770676 \text{ in}$$

$$\text{Baffle spacing} = 1/2 \times di$$

$$= 0,5 \times 71,9770676$$

$$\begin{aligned}
 &= 35,9885338 \text{ in} = 2,99892452 \text{ ft} \\
 \text{Jumlah baffle} &= \frac{\text{Tinggi Tube}}{\text{Baffle spacing}} \\
 &= \frac{24,0287222}{35,9885338} \\
 &= 0,66767716 \text{ buah} = 1 \text{ buah} \\
 \text{Tebal baffle} &= .3/16 \text{ in} \\
 \text{Luas baffle (A)} &= 75\% \times \frac{\pi}{4} \times d_i^2 \\
 &= 0,75 \times \frac{\pi}{4} \times 71,9770676^2 \\
 &= 42,3764986 \text{ in}^2 = 0,29427936 \text{ ft}^2 \\
 \text{Volume baffle} &= A \times t \\
 &= 42,3764986 \times .3/16 \\
 &= 7,94559348 \text{ in}^3 = 0,00459811 \text{ ft}^3 \\
 \text{Berat baffle (W4)} &= V \times \rho \\
 &= 7,94559348 \times 0,2854 \\
 &= 2,26767238 \text{ lb} \\
 \text{Tube sheet} & \\
 \text{Luas baffle} &= 42,3764986 \text{ in}^2 \\
 \text{Tebal baffle} &= .3/16 \text{ in} \\
 \text{Luas baffle} &= 75\% \times \text{Luas tube sheet} \\
 \text{Luas tube sheet} &= \frac{\text{Luas baffle}}{0,75} \\
 &= \frac{42,3764986}{0,75} = 56,5019981 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Berat tube sheet (W5)

$$\begin{aligned} W5 &= 2 \times \text{luas tube sheet} \times \text{tebal baffle} \times \rho \text{ bahan} \\ &= 2 \times 56,5019981 \times .3/16 \times 0,2854 \\ &= 6,04712634 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Massa pendingin

$$\text{Massa air pendingin total} = 13653,5121 \text{ lb}$$

- Massa katalis

$$\text{Massa katalis total dalam reaktor} = 152503,609 \text{ lb}$$

$$\begin{aligned} \Sigma W &= W1 + W2 + W3 + W4 + W5 \\ &= 10,4294761 + 58356,0336 + 61354,2218 + \\ &\quad 2,26767238 + 6,04712634 \\ &= 119729 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka berat total} &= \Sigma W + \text{pendingin} + \text{katalis} \\ &= 119729 + 13653,5121 + 152503,609 \\ &= 285886,121 \text{ lb} \end{aligned}$$

Diperkirakan berat total yang harus ditahan lug, termasuk nozle, bolting, gasket flange adalah = 285886,121 lb

jadi:

$$P = \frac{W \text{ max}}{n} = \frac{285886,121}{4} = 71471,5301 \text{ lb}$$

2. Perencanaan kolom support

data:

$$\text{Beban tiap bean} = 71471,5301 \text{ lb}$$

$$\text{Ditentukan jarak reaktor dengan lantai (l)} = 5 \text{ ft}$$

- a. Menentukan tinggi kolom (L)

Panjang kolom penyangga

$$L = 0,5 H + 1$$

Dimana:

$$H = \text{tinggi reaktor} = 24,0296834 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} L &= 0,5 (24,0296834) + 1 \\ &= 13,0148417 \text{ ft} = 156,1781 \text{ in} \end{aligned}$$

- b. Trial ukuran I beam

Ukuran I beam dicoba 8 in ukuran berat 8 x 4 dengan beban 18,4 lb/ft. Dari brownell & young, App. G hal 355 diperoleh:

$$b = 4 \text{ in}$$

$$h = 8 \text{ in}$$

$$A_y = 5,34 \text{ In}^2$$

$$R_{1-1} = 3,26 \text{ in}$$

Maka,

$$\frac{L}{R_{1-1}} = \frac{156,1781}{3,26} = 47,9073927$$

maka,

$$\begin{aligned} f_c &= 17000 - 0,485 (L/r_{1-1})^2 \\ &= 17000 - 0,485 (47,9073927)^2 \\ &= 15886,8676 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Luas A yang dibutuhkan} = \frac{71471,5301}{15886,8676} = 4,49878049 \text{ In}^2$$

Karena A yang dibutuhkan < dari A yang tersedia, maka 1 beam dengan ukuran 8 in, 8 x 4 beban 18,4 lb/ft telah memenuhi.

Kesimpulan pemakaian I beam:

$$\text{Ukuran} = 8 \text{ in, (8 x 4) in}$$

$$f_c \text{ aman} = 15886,8676 \text{ In}^2$$

peletakan beban dengan beban eksentris

3. Perancangan Base Plate

a. Menentukan luas base plate

$$A_{bp} = \frac{P}{F_{op}}$$

Dimana :

$$A_{bp} = \text{luas base plate } \text{In}^2$$

$$P = \text{beban tiap base plate}$$

$$F_{op} = \text{stress yang diterima oleh pondasi yang terbuat dari beton}$$

$$= 600 \text{ lb/in}^2$$

sehingga,

$$A_{bp} = \frac{71471,5301}{600} = 119,119217 \text{ In}^2$$

b. Panjang dan lebar base plate

Rumus :

$$A_{bp} = L \times W$$

Dimana :

$$L = \text{panjang base plate} = 2m + 0,95 h$$

$$W = \text{lebar base plate} = 2n + 0,8 b$$

Dengan I beam 8 x 4 diperoleh:

$$h = 8 \text{ in}$$

$$b = 4 \text{ in}$$

dari hesse, hal. 163 diasumsikan $m = n$, maka :

$$\begin{aligned}
 Abp &= (2m + 0,9 h) \times (2n + 0,8 b) \\
 119,119217 &= (2m + 0,9(8)) \times (2n + 0,8(4)) \\
 119,119217 &= (2m + 7,2) \times (2n + 3,2) \\
 0 &= 4m^2 + 54,4 m + 1,84078309
 \end{aligned}$$

dengan menggunakan rumus abc, maka:

$$\begin{aligned}
 m_{1,2} &= \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a} \\
 &= \frac{-(54,4) \pm \sqrt{(54,4)^2 - 4(4)(1,84078309)}}{2(4)} \\
 &= \frac{-(54,4) \pm 54,1286197}{8} \\
 &= 3,59107746
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang base plate} &= 2 m + 0,95 h \\
 &= 2 (3,59107746) + 0,95 (8) \\
 &= 14,7821549 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar base plate} &= 2 n + 0,8 b \\
 &= 2 (3,59107746) + 0,8 (4) \\
 &= 10,3821549 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Ukuran base plate yang digunakan adalah 14,7821549 x 10,3821549

$$\text{Luas base plate} = 153,470623 \text{ in}^2$$

Beban yang harus ditahan:

$$F = \frac{P}{A} = \frac{71471,5301}{153,470623} = 465,701702 \text{ lb/in}^2$$

Kesimpulan:

Base plate dengan ukuran 8 x 4 ini dapat digunakan dengan aman karena beban yang harus ditahan 465,701702 lb/in² (harga stress

maksimum)

Peninjauan terhadap harga m dan n

$$\text{Panjang base plate: } 8 = 2m + 0,95 (8)$$

$$m = 0,2$$

$$\text{Lebar base plate : } 4 = 2n + 0,8 (4)$$

$$n = 0,4$$

Dari n dan m tersebut, maka pengontrol dalam pemilihan tebal base plate adalah nilai n karena $n > m$

c. Tebal base plate

$$t_{bp} = \sqrt{0,00015 \cdot F \cdot n^2}$$

Dimana :

$$t_{bp} = \text{Tebal base plate (in)}$$

$$F = \text{Beban yang harus ditahan} = 465,701702 \text{ lb/in}^2$$

$$n = 0,4 \text{ in}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} t_{bp} &= \sqrt{0,00015 \times 465,701702 \times 0,4^2} \\ &= 0,10572058 \text{ in} \approx .2/16 \text{ in} \end{aligned}$$

Jadi digunakan tebal base plate = 2/16 in

d. Menentukan ukuran baut

Data :

$$\text{Beban baut} = 71471,5301 \text{ lb}$$

$$\text{Jumlah baut yang digunakan} = 4 \text{ buah}$$

$$\text{Beban tiap baut} = \frac{71471,5301}{4} = 17867,8825 \text{ lb}$$

Menentukan luas baut:

$$A_p = \frac{P_b}{f_s}$$

Dimana :

A_b = luas baut

P_b = beban tiap baut = 17867,8825 lb

f_s = stress maksimal tiap baut = 19920 psi

maka,

$$A_p = \frac{17867,8825}{19920} = 0,89698206 \text{ In}^2$$

Dari brownell & young, tabel 10.4, hal 188 diperoleh ukuran baut 7/8 in dengan dimensi:

- Ukuran baut = 7/8 in
- Boit circle (BC) = 2 1/16 in
- Jarak radiial minimum = 1 1/4 in
- Edge distance (E) = 1 5/16 in
- Nut dimension = 1 7/16 in
- Radius fillet maksimum = 3/8 in

e. Menentukan dimensi lug dan guset

Dari brownell & young, fig. 10.6, hal. 191 diperoleh:

A = Lebar lug = ukuran baut + 9 in

$$= .7/8 + 9 \text{ in}$$

$$= 9,88 \text{ in} \approx 10 \text{ in}$$

B = Jarak antar guset = ukuran baut + 8 in

$$= 7/8 + 8 \text{ in}$$

$$= 8,88 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} L = \text{Lebar guset} &= 2 (\text{lebar kolom} - 0,5 \times \text{ukuran baut}) \\ &= 2 \times (5 - 0,5 (7/8)) \\ &= 9,125 \text{ in} \approx 10 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar lug atas} = a &= 0,5 (L + \text{ukuran baut}) \\ &= 0,5 * (10 + 7/8) \\ &= 5,4375 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Perbandingan tebal base plate} = \frac{B}{L} = \frac{8,88}{10} = 0,8875$$

Dari Brownell & Young, tabel 10.6 hal. 192 diperoleh $\nu_1 = 0,565$

$$\begin{aligned} e &= 0,5 \times \text{nut dimension} \\ &= 0,5 \times 1 \frac{7}{16} = 0,71875 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan maksimum bending moment sepanjang sumbu radial

$$M_y = \frac{P}{4 \cdot \pi} \left[(1 + \mu) \times \ln \frac{2L}{\pi e} + (1 - \nu_1) \right]$$

Dimana:

- M_y = Maksimum bending moment sepanjang sumbu radial
- P = beban tiap baut = 17867,8825 lb
- μ = poisson's ratio = 0,3 (steel)
- L = Panjang horizontal plate bawah = 10 in
- e = nut dimension = 0,71875 in

$$M_y = \frac{17867,8825}{4 \cdot \pi} \left[(1 + 0,3) \times \ln \frac{2 \times 10}{\pi \times 0,72} + (1 - 0,57) \right]$$

$$\begin{aligned}
 M_y &= 1422,60211 \times 2,93118989 \\
 &= 4241,04704 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

M_y disubstitusikan ke persamaan 10.41, hal 193. Brownell & Young

$$t_{np} = \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f}}$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
 t_{np} &= \text{tebal horizontal plate} \\
 t_{np} &= \left(\frac{6 \times 4241,04704}{12000} \right)^{0,5} \\
 &= 1,45620174 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Diambil tebal horizontal plate = 1 in

Dari Brownell & Young, fig. 10.6, hal. 191 diperoleh:

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal guset minimal} &= 3/8 \times t_{np} \\
 &= 3/8 \times 2 = 0,75 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi guset} = h_g &= A + \text{ukuran baut} \\
 &= 10 + 7/8 \\
 &= 11,875 \text{ in} \approx 12 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Lebar guset} = 10 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi lug} &= l_{lg} + 2 \cdot t_{np} \\
 &= 12 + 2 \times (1,45620174) \\
 &= 14,9124035 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Kesimpulan:

- a. Lug
 - Lebar = 10
 - tebal = 1,46
 - tinggi = 14,9

b. Gusset

- lebar = 10
- tebal = 0,75
- tinggi = 12

f. Menentukan dimensi pondasi

Beban tiap kolom (W) = 71471,5301 lb

a. Menentukan beban base plate

Persamaan yang digunakan :

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

Dimana:

W_{bp} = beban base plate (lb)

p = panjang base plate = 14,7821549 in = 1,23179697 ft

l = lebar base plate = 10,3821549 in = 0,86514497 ft

t = tebal base plate = .2/16 in = 0,01041625 ft

ρ = densitas bahan konstruksi = 493,74 lb/ft³

Sehingga:

$$\begin{aligned} W_{bp} &= 1,23179697 \times 0,86514497 \times 0,01041625 \times \\ &\quad 493,74 \\ &= 5,4807214 \text{ lb} \end{aligned}$$

Menentukan beban kolom periyangga

Persamaan yang digunakan :

$$W_p = l \times A \times \rho \times f$$

Dimana:

W_p = beban kolom (lb)

l = tinggi kolom = 24,0296834 ft

$$A = \text{luas kolom I beam} = 4,49878049 \text{ in} = 0,37488338 \text{ ft}$$

$$\rho = \text{densitas bahan konstruksi} = 489 \text{ lb/ft}^3$$

$$f = \text{faktor korosi} = 3,4$$

Sehingga

$$\begin{aligned} W_p &= 24,0296834 \times 0,37488338 \times 489 \times 3,4 \\ &= 14977,2476 \text{ lb} \end{aligned}$$

Beban total

$$\begin{aligned} W_t &= W + W_{bp} + W_p \\ &= 71471,5301 + 5,4807214 + 14977,2476 \\ &= 86454,2585 \text{ lb} \end{aligned}$$

Dianggap bahwa hanya gaya vertikal dari berat kolom itu sendiri yang bekerja pada pondasi, maka diambil:

1. Luas atas = $(30 \times 30) \text{ in} = 900 \text{ in}^2$
2. Luas bawah = $(40 \times 40) \text{ in} = 1600 \text{ in}^2$
3. Tinggi pondasi = 30 in

Maka luas permukaan rata-rata (A) :

$$\begin{aligned} A &= \left(\frac{30 + 40}{2} \right) \times \left(\frac{30 + 40}{2} \right) \\ &= 1225 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Menentukan volume pondasi :

$$\begin{aligned} V &= A \times t \\ &= 1225 \times 30 \\ &= 36750 \text{ in}^3 = 21,267225 \end{aligned}$$

Menentukan berat pondasi :

$$W = V \times \rho$$

Dimana:

W = berat pondasi (lb)

V = Volume pondasi in^3

ρ = densitas pondasi beton = 126 lb/ft^3 (perry tab 6 hal 395)

Maka,

$$\begin{aligned} W &= 21,267225 \times 126 \\ &= 2679,67035 \text{ lb} \end{aligned}$$

Menentukan tekanan tanah.

Pondasi didirikan diatas cemented sand and gravel dengan daya dukung

$$5 \text{ ton/ft}^3 < P < 10 \text{ ton/ft}^3 \quad (\text{hesse, tabel 12.2 hal 327})$$

Kemampuan tanah menahan tekanan sebesar:

$$\begin{aligned} P &= 10 \text{ ton/ft}^3 \times \frac{2204 \text{ lb}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ ft}^2}{144 \text{ in}^2} \\ &= 153,055556 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Tekanan pada tanah:

$$\begin{aligned} P &= \frac{W \text{ total}}{\text{luas tanah}} = \frac{\text{Berat pondasi} + \text{berat beban total}}{\text{Luas tanah}} \\ &= \frac{2679,67035 + 86454,2585}{2500} \\ &= 35,6535715 \text{ lb/in}^2 < 153,055556 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Karena tekanan yang diberikan tanah lebih kecil dari kemampuan tanah menahan tekanan lebih besar, maka pondasi dengan ukuran (30 x30) in untuk luas atas dan (40 x 40)in untuk luasan bawah dan tinggi pondasi 30 in dapat digunakan dengan amian.

Kesimpulan Spesifikasi reaktor

- Fungsi : Sebagai tempat untuk mereaksikan propylene, ammonia dan oksigen dengan bantuan katalis bismuth phosmolibdate untuk membentuk produk akrilonitrile
- Jenis : Fixed-Bed Multi Tubular Reaktor
- Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 8282,56735 kg/jam = 18259,748 lb/jam

A. Ukuran bagian silinder

- do = 78 in
- di = 71,9770676 in
- rs = .3/16 in
- th = .3/16 in
- L = 288,3562 in = 24,0296834 ft
- Bahan konstruksi = High Alloy SA 240 Grade M type 316

B. Ukuran Tube

- di = 4,03 in
- do = 4,5 in
- a' = 15,9 in²
- Pt = 5,63 in
- Nt = 235 buah

C. Ukuran Bagian tutup atas dan bawah

- Tinggi = 12,3562004 in
- Tebal = 0,1875 in

D. Nozzle

- Ukuran pipa pemasukan bahan baku Propylene = 10 in
- Ukuran pipa pemasukan bahan baku Propylene = 10 in
- Ukuran Pipa pemasukan bahan baku udara = 16 in
- Ukuran pipa pemasukan dan pengeluaran pendingin = 2 in
- Ukuran pipa pengeluaran produk = 12 in

E. Baffle

- Bahan = High Alloy SA 240 grade M tipe 316
- Jumlah baffle = 4 buah
- Baffle spacing = 7,69 in
- Tebal = .3/16 in
- Luas baffle = 9,05 in

F. Sambungan head dan shell**1. Flange**

- Bahan = High alloy steel SA 240 grade M type
- Tensile strength minimum = 75000 psi
- Allowable stress = 17004
- Tipe Flange = ring flange

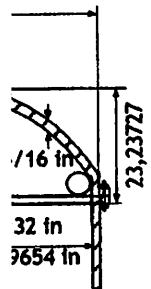
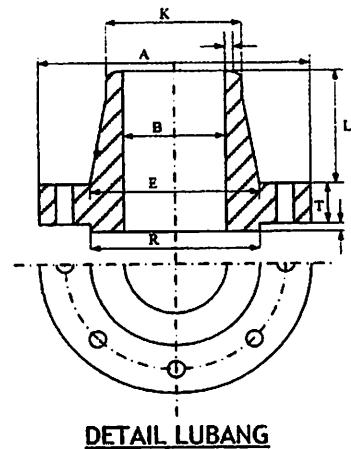
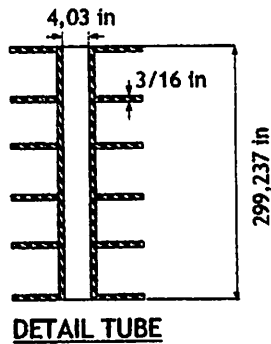
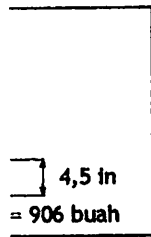
2. Bolting

- Bahan = Low Alloy steel SA 336 grade F22
- Tensile strength minimum = 80000 psi
- Allowable stress = 19920

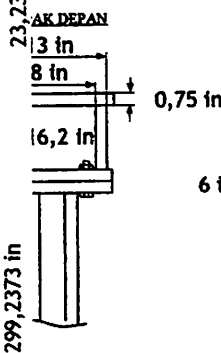
3. Gasket

- Bahan = Solid flat metal
- Gasket faktor (m) = 6,5
- Tebal = .1/16 in

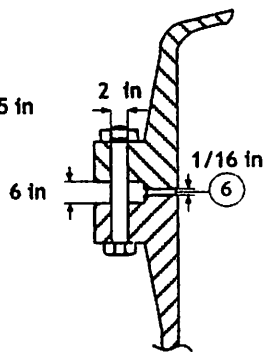
- Minimum design sating stress (y) = 26000
4. Flange
- Bahan = High-Alloy SA 240 grade M type 316
 - Tebal = 6 in
 - OD = 86,075 in
 - Type flange = Ring flange
5. Bolting
- Bahan = Low alloy steel SA 336 grade F22
 - Ukuran = 1.1/2 in
 - jumlah = 6 buah
 - Bolt circle diameter = 85,075 in
 - edge distance = 2 in
 - minimum radial distance = 2,5 in
6. Gasket
- bahan = Solid flat metal
 - tebal = .1/16 in
 - lebar = .3/16 in
7. Base Plate
- Panjang = 14,7821549 in
 - lebar = 10,3821549 in
 - tebal = 2/16 in
8. pondasi
- Tinggi = 30 in
 - luas atas = (30 x 30) in
 - luas bawah = (40 x 40) in



TUTUP BAWAH



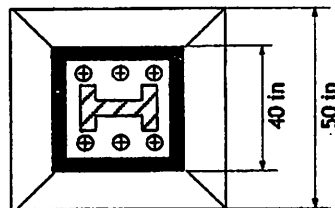
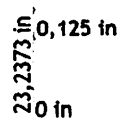
USSET



DETAIL E FLANGE & BAUT

NOZZLE	NPS	A	T	R	E	L	B
A	10	16	1 6/16	12 3/4	12	1 15/16	10,88
B	2	6	3/4	8 5/8	3 1/16	1	2,44
C	8	13 1/2	1 1/8	10 5/8	9 11/16	1 3/4	8,72

15.	PONDASI	CEMENTED SAND AND GRAVEL
14.	BASE PLATE	CARBON STEEL
13.	PENYANGGA	CARBON STEEL
12.	BAFFLE	HAS SA-240 GRADE M TYPE 316
11.	TUBE	HAS SA-240 GRADE M TYPE 316
10.	LUG DAN GUSSET	CARBON STEEL
9.	SILINDER	HAS SA-240 GRADE M TYPE 316
8.	NOZZLE PENGELUARAN MOLTEN SALT	CS SA - 135 GRADE A
7.	NOZZLE PEMASUKAN MOLTEN SALT	HAS SA-240 GRADE M TYPE 316
6.	GASKET	FLAT METAL, JACKETED, ASBESTOS FILLED
5.	FLANGE	HAS SA-240 GRADE FS TYPE 316
4.	BAUT	CS SA-261 GRADE B0
3.	NOZZLE PENGELUARAN PRODUK	CS SA - 135 GRADE B
2.	NOZZLE PEMASUKAN UMPAN	CS SA - 135 GRADE B
1.	TUTUP ATAS	HAS SA-240 GRADE M TYPE 316
No.	KETERANGAN	BAHAN



TAMPAK ATAS

BASE PLATE DAN PONDASI

JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG	
PERANCANGAN ALAT UTAMA FIXED BED MULTI TUBULAR REAKTOR	
DI RANCANG OLEH	DOSEN PEMBIMBING
ZAINAL ABIDIN (06.14.018)	Ir. MUYASSAROH, MT

BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama alat : Kolom distilasi I (D-140) (Rengganis Yunita P. Nim : 06.14.015)
Type : Sieve tray
Fungsi : Untuk memisahkan air dan akrilonitril

Prinsip kerja :

Distilasi yaitu suatu bejana tegak yang berdiri pada skirt dan pondasi beton. Feed dialirkan ke kolom distilasi yang terdiri dari plate-plate yang di susun secara seri. Dalam operasi normal, uap bergerak ke atas melalui lubang lubang tray yang terdispersi oleh uap yang mengalir di atasnya. Akibat adanya kontak tersebut, sejumlah liquida diuapkan, kemudian uap yang terbentuk di kondensasikan dalam kondensor dan sebagian lagi keluar sebagai produk atas (distilat). Hasil bawah sebagian direfluks ke kolom distilasi dan sebagian lagi keluar sebagai produk bawah (bottom).

Dari neraca massa dan neraca panas diperoleh :

Feed rate : 2493,065 kg/jam

Bottom rate : 1356,7014 kg/jam

Distilat rate : 1136,3636 kg/jam

$$\begin{aligned}
 \text{Aliran liquid bagian atas (L)} &= 394,26544 \text{ kg/jam} \\
 &= \frac{394,26544 \text{ kg/jam}}{0,45359 \text{ kg/lbmol}} \\
 &= 869,21106 \text{ lbmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Aliran uap bagian atas (V)} &= 1530,629 \text{ kg/jam} \\
 &= \frac{1530,629 \text{ kg/jam}}{0,45359 \text{ kg/lbmol}} \\
 &= 3374,477 \text{ lbmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Aliran liquid bagian bawah (L')} &= 2888,3304 \text{ kg/jam} \\
 &= \frac{2888,3304 \text{ kg/jam}}{0,45359 \text{ kg/lbmol}} \\
 &= 6367,7119 \text{ lbmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Aliran uap bagian bawah (V')} &= 1530,629 \text{ kg/jam} \\
 &= \frac{1530,629 \text{ kg/jam}}{0,45359 \text{ kg/lbmol}} \\
 &= 3374,477 \text{ lbmol/jam}
 \end{aligned}$$

Tahap Perancangan :

1. Perancangan kolom distilasi
2. Jumlah plate yang dibutuhkan untuk mendapatkan hasil yang dikehendaki
3. Ukuran diameter kolom
4. Menentukan type tray
5. Menentukan detail tray

Perhitungan :

6.1. Perancangan kolom distilasi

Dari neraca panas :

$$R_m = 0,2313024$$

$$\frac{R_m}{R_m + 1} = \frac{0,231302401}{0,2313024 + 1} = 0,1878518$$

$$R = 1,5 \times 0,2313024 = 0,3469536$$

$$\frac{R}{R + 1} = \frac{0,346953601}{0,3469536 + 1} = 0,2575839$$

Dari figure 11.7.3 Geankoplis hal 688 diperoleh :

$$N_m/N = 0,38$$

A. Menentukan jumlah plate

Komp	Feed		Distilat		Bottom	
	x _F	F	x _D	D	x _B	B
C ₃ H ₃ N	0,2138662	1108,8214	0,7100132	997,93924	0,0293407	110,88214
H ₂ O	0,7861338	1384,2436	0,2899868	138,42436	0,9706593	1245,8193
Jumlah	1	2493,065	1	1136,3636	1	1356,7014

Dew Point untuk komponen distilat

Komponen	y _{id}	K _i	α _i	x _i
C ₃ H ₃ N	0,7100132	1,2124837	2,2106583	0,8608794
H ₂ O	0,2899868	0,5484718	1	0,1590496

Jumlah	1			1,019929
--------	---	--	--	----------

Data Bubble Point untuk bottom

Komponen	x_{iw}	K_i	α_i	y_i
C_3H_8N	0,0293407	1,869792	1,9183792	0,0548609
H_2O	0,9706593	0,9746728	1	0,9460752
Jumlah	1			1,0009362

Penentuan jumlah plate minimum (N_m) adalah dengan menggunakan metode fenske (persamaan 11.7-12 Geankoplis hal 583)

Relatif volality (α) dari light key dihitung dari temperatur dew point dan bubble point bottom :

$$\begin{aligned} \alpha_{L,av} &= \sqrt{\alpha_{LD} \times \alpha_{LW}} \\ &= \sqrt{2,2106583 \times 1,9183792} \\ &= 2,05934 \end{aligned}$$

$$N_m = \frac{\log[(x_{LD} \cdot D / x_{HD} \cdot D) (x_{HW} \cdot W / x_{LW} \cdot W)]}{\log(\alpha_{L,av})}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{\log\left(\frac{0,7100132 \times 1136,3636}{0,2899868 \times 1136,3636} \times \frac{0,9706593 \times 1356,7014}{0,0293407 \times 1356,7014}\right)}{\log 2,05934} \\ &= 6,0832465 = 6 \text{ buah} \end{aligned}$$

$$\frac{N - Nm}{N + 1} = \frac{Nm}{N}$$

$$\frac{N - Nm}{N + 1} = 0,38$$

$$N - 6 = 0,38 (N + 1)$$

$$N - 6 = 0,38 N + 0,38$$

$$N = 10,425 = 11 \text{ buah}$$

B. Menentukan letak umpan masuk

Penentuan letak umpan masuk menggunakan metode kirk bride (persamaan

11.7-21 Geankoplis, hal 687)

$$\begin{aligned} \log \frac{N_e}{N_s} &= 0,206 \log \left[\left(\frac{N_{HF}}{N_{LF}} \right) \frac{W}{D} \left(\frac{N_{LW}}{N_{HD}} \right)^2 \right] \\ &= 0,206 \log \left(\frac{0,7861338}{0,2138662} \times \frac{1356,7014}{1136,3636} \times \left(\frac{0,0293407}{0,2899868} \right)^2 \right) \\ &= -0,277584 \end{aligned}$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 0,5277351$$

$$N_e + N_s = 11$$

$$0,5277351 N_s + N_s = 11$$

$$N_s = 7,2002 = 7$$

$$N_e + N_s = 11$$

$$N_e = 3,7998 = 4$$

jadi, feed masuk pada plate ke - 4 dari atas dan ke 7 dari bawah

6.1.1. Menghitung BM rata-rata

Komp	x _F	x _D	x _B	y _F	y _D	y _B	BM
C ₃ H ₃ N	0,2138662	0,7100132	0,0293407	0,3524766	0,8449369	0,0548609	53
H ₂ O	0,7861338	0,2899868	0,9706593	0,6483045	0,1551398	0,9460752	18
Jumlah	1	1	1	1,000781	1,0000766	1,0009362	71

Enriching

- Bagian atas

$$\begin{aligned}
 \text{BM liquid} &= (x_{D1} \times \text{BM}_1) + (x_{D2} \times \text{BM}_2) \\
 &= (0,7100132 \times 53) + (0,2899868 \times 18) \\
 &= 42,850462 \text{ lb/lbmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BM uap} &= (y_{D1} \times \text{BM}_1) + (y_{D2} \times \text{BM}_2) \\
 &= (0,8449369 \times 53) + (0,1551398 \times 18) \\
 &= 47,574171 \text{ lb/lbmol}
 \end{aligned}$$

- Bagian bawah

$$\begin{aligned}
 \text{BM liquid} &= (x_{F1} \times \text{BM}_1) + (x_{F2} \times \text{BM}_2) \\
 &= (0,2138662 \times 53) + (0,7861338 \times 18) \\
 &= 25,485317 \text{ lb/lbmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BM uap} &= (y_{F1} \times \text{BM}_1) + (y_{F2} \times \text{BM}_2) \\
 &= (0,3524766 \times 53) + (0,6483045 \times 18) \\
 &= 30,350738 \text{ lb/lbmol}
 \end{aligned}$$

exhausting

- Bagian atas

$$\begin{aligned} \text{BM liquid} &= \text{BM liquid bagian bawah enriching} \\ &= 25,485317 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BM uap} &= \text{BM uap bagian bawah enriching} \\ &= 30,350738 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

- Bagian bawah

$$\begin{aligned} \text{BM liquid} &= (x_{B1} \times \text{BM}_1) + (x_{B2} \times \text{BM}_2) \\ &= (0,0293407 \times 53) + (0,9706593 \times 18) \\ &= 19,026923 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BM uap} &= (y_{B1} \times \text{BM}_1) + (y_{B2} \times \text{BM}_2) \\ &= (0,0548609 \times 53) + (0,9460752 \times 18) \\ &= 19,936984 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

6.1.2. Perhitungan beban distilasi

	Uap (lbmol/jam)	BM	lb/jam	Liquid (lbmol/jam)	BM	lb/jam
Enriching						
Atas	3374,477	47,574171	160537,95	869,21106	42,850462	37246,096
Bawah	3374,477	30,350738	102417,87	6367,7119	25,485317	162283,16
Exhausting						
Atas	3374,477	30,350738	102417,87	869,21106	25,485317	22152,119
Bawah	3374,477	19,936984	67276,896	6367,7119	19,026923	121157,97

Perhitungan beban distilasi terletak pada exhausting bagian bawah

$$L = 162283,16 \text{ lb/jam} \quad \text{BM} = 25,485317$$

$$V = 102417,87 \text{ lb/jam} \quad \text{BM} = 30,350738$$

Densitas campuran :

$$T_o = 273,15 \text{ K}$$

$$T_i = \text{Suhu feed masuk kolom distilasi} = 372,65 \text{ K}$$

$$V_o = \text{Volume udara dalam keadaan standard} = 359 \text{ ft}^3$$

$$P_i = 1,710526 \text{ atm}$$

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

$$\begin{aligned} \rho_v &= \frac{\text{BM} \times T_o \times P_i}{V_o \times T_i \times P_o} = \frac{30,350738 \times 273,15 \times 1,710526}{359 \times 372,65 \times 1} \\ &= 0,1059997 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Diketahui

$$\rho_{\text{C}_3\text{H}_3\text{N}} = 50,3169 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{H}_2\text{O}} = 62,1581 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \rho_L &= (0,2138662 \times 50,3169) + (0,7861338 \times 62,1581) \\ &= 59,625667 \text{ lb/ft}^3 = 0,9552032 \text{ g/cm}^3 = 0,0341199 \text{ mcl/cm}^3 \end{aligned}$$

Menentukan Surface Tension bahan (σ)

Dari data hysis diperoleh surface tension bahan distilasi II pada suhu 75°C

sebesar $62,040 \text{ dyne/cm}$.

Volumetrik flow rate

$$Q_v = \left(\frac{V}{\rho_v} \right) \times \left(\frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right)$$

$$= \frac{102417,87}{0,1059997} \times \frac{1}{3600} = 268,39144 \text{ ft}^3/\text{det}$$

$$Q_L = \left(\frac{L}{\rho_L} \right) \times \left(\frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right) \times \frac{7,481 \text{ gal}}{\text{ft}^3}$$

$$= \frac{162283,16}{59,625667} \times \frac{1}{3600} \times \frac{7,481}{1} = 5,655843 \text{ gpm}$$

6.1.3. Menghitung diameter dan tray spacing

$$G = C \sqrt{\rho_v (\rho_L - \rho_v)}$$

Dimana :

C = Konstanta ludwig fig.8.82 hal.135

$$d = 1,13 \sqrt{\frac{V_m}{G}}$$

Misal : Lw/d

$$\text{Harga Shell} = (\pi \times d \times T/12) h_1 \quad h_1 = \$ 2,8 / \text{ft}^2$$

$$\text{Harga Tray} = ((1-0,05) \times \pi/4 \times d^2) h_2 \quad h_2 = \$ 0,79 / \text{ft}^2$$

$$\text{Harga Downcomer} = (0,6 \times d \times T/12) h_3 \quad h_3 = \$ 0,5 / \text{ft}^2$$

T	C	G	d (ft)	Harga	Harga Tray	Harga Dow	Harga
---	---	---	--------	-------	------------	-----------	-------

(in)		lb /ft ²		Shell (\$)	(\$)	comer (\$)	Total (\$)
10	200	502,35708	16,134668	118,21334	153,37001	4,0336671	275,61701
12	355	891,68382	12,110466	106,47522	86,405639	3,6331399	196,514
15	525	1318,6873	9,9585336	109,44428	58,42667	3,7344501	171,6054
18	625	1569,8659	9,1271468	120,36881	49,078403	4,1072161	173,55443
20	680	1708,0141	8,7502525	128,22037	45,108826	4,3751263	177,70432

Diambil T= 15 in dengan d = 9,9585336 ft= 119,5024 in karena memiliki harga yang paling murah.

Menentukan Type aliran

dari perhitungan sebelumnya diperoleh QL = 5,655843 gpm

$$L = 162283,16 \text{ lb/jam} = 247,90222 \text{ gpm}$$

Dari fig. 8-13 ludwig hal.137 diperoleh type aliran " Cross Flow"

EVALUASI HASIL PERANCANGAN

1. Pengecekan terhadap liquid head (hd)

$$Q_{\max} = 1,3 \times L = 1,3 \times 247,90222 = 322,27289 \text{ gpm}$$

$$Q_{\min} = 0,7 \times L = 0,7 \times 247,90222 = 173,53155 \text{ gpm}$$

$$d = 9,9585336 \text{ ft} = 119,5024 \text{ in}$$

$$T = 15 \text{ in}$$

$$L = 247,90222 \text{ gpm}$$

$$V = 102417,87 \text{ lb/jam}$$

$$\text{How max} = \left(\frac{Q \text{ max}}{2,98 Lw} \right)^{2/3} \quad \text{How min} = \left(\frac{Q \text{ min}}{2,98 Lw} \right)^{2/3}$$

$$hw = 1,5 - 2 \text{ (diambil 2)}$$

$$hl \text{ max} = hw + \text{How max}$$

$$hl \text{ min} = hw + \text{how min}$$

Lw/d (%)	0,55	0,6	0,65	0,7	0,75	0,8
Lw (in)	65,726322	71,701442	77,676562	83,651682	89,626802	95,601922
How max	1,3937304	1,3151837	1,2468427	1,186739	1,1333909	1,0856602
How min	0,9224622	0,8704748	0,8252423	0,7854617	0,7501524	0,7185611
hw (in)	2	2	2	2	2	2
hl max	3,3937304	3,3151837	3,2468427	3,186739	3,1333909	3,0856602
hl min	2,9224622	2,8704748	2,8252423	2,7854617	2,7501524	2,7185611

Diambil optimalisasi diameter kolom sesuai dengan $Lw/d = 0,55$, sehingga :

$$hw - hc = 0,25 \text{ in}$$

$$\text{untuk } hw = 1,5 \text{ in, maka } hc = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{untuk } hw = 2 \text{ in, maka } hc = 1,75 \text{ in}$$

$$A_{dc} = \frac{lw \times hc}{144} = \frac{65,726322 \times 1,25}{144} = 0,5705$$

$$A_d = 8,5\% \cdot A_t = 9\% \times 0,25 \pi d^2 = 6,6172778 \text{ ft}^2$$

$$hd = 0,03 \frac{Q \text{ max}}{100 \times A_d} = 0,03 \frac{322,272887}{100 \times 6,6172778}$$

$$= 0,0146105 \text{ in} < 1 \text{ in (memenuhi)}$$

2. Pengecekan harga tray spacing

Diketahui :

- Lw/d : 0,55 %
- hw : 2 in
- how max : 1,0856602 in
- d : 9,9585336 ft = 119,5024 in
- hd : 0,0146105 in
- hl max : 3,0856602 in

Untuk Lw/d = 80 % pada gbr. 8.69 Ludwig didapatkan harga Wd = 12,5 % d

$$\begin{aligned}
 Wd &= 13\% \times d \\
 &= 13\% \times 119,5024 \\
 &= 14,9378 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$Ws = 3 \text{ in (luas daerah penenang / calming zone)}$$

$$Ww = 3 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 r &= \frac{d}{2} - \frac{Ww}{12} \\
 &= \frac{9,9585336}{2} - \frac{3}{12} \\
 &= 4,7292668 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$x = \frac{d}{2} - \frac{Wd + Ws}{12}$$

$$= \frac{9,9585336}{2} - \frac{14,9378 + 3}{12}$$

$$= 3,4844501 \text{ ft}$$

$$Aa = 2 \left(x \sqrt{r^2 - x^2} + r^2 \sin^{-1} \frac{x}{r} \right)$$

$$= 2 \left[3,4844501 \sqrt{4,7292668^2 - 3,4844501^2} + 4,2396092^2 \sin^{-1} \frac{3,4844501}{4,7292668} \right]$$

$$= 2194,1513$$

Untuk susunan segitiga :

$$Ao = \frac{Aa \times 0,9065}{n^2}$$

maka :

n	Ao
2,5	318,23971
3	220,9998
3,5	162,3672
4	124,31239
4,5	98,222133

Dipilih optimalisasi sebagai berikut :

$$Ao = 318,23971 ; n = 2,5$$

$$V = 102417,87 \text{ lb/jam} = 28,449408 \text{ ft}^3/\text{det}$$

$$V_{\max} = 1,3 \times V$$

$$= 1,3 \times 28,449408$$

$$= 36,98423 \text{ ft}^3/\text{det}$$

$$\begin{aligned} V_{\min} &= 0,7 \times V \\ &= 0,7 \times 28,449408 \\ &= 19,914585 \text{ ft}^3/\text{det} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_o &= \frac{V_{\max}}{A_o} = \frac{36,98423}{318,23971} \\ &= 0,116215 \text{ ft/det} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_c &= A_t - A_d \\ &= (\pi/4) \cdot d^2 - (8,5\% A_t) \\ &= (3,14/4) \cdot 9,9585336^2 - 6,6172778 \\ &= 71,233049 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_p &= 12 \left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right) 1,14 \left(\frac{U_o^2}{2 \times g_c} \right) \left[0,4 \left(r - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right] \\ &= 0,0294434 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_r &= \frac{31,2}{\rho L} = \frac{31,2}{59,625667} \\ &= 0,5233 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_t &= h_p + h_r + h_l \\ &= 0,0294434 + 0,5233 + 3,0856602 \\ &= 3,6383682 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_b &= h_t + h_l + h_d \\ &= 3,6383682 + 3,0856602 + 0,0146105 \end{aligned}$$

$$= 6,7386389$$

Pengecekan stabilitas tray

$$\frac{hb}{T + hw} \leq 0,5$$

$$\frac{6,7386389}{T + 2} = 0,5$$

$$6,7386389 = 0,5 T + 1$$

$$5,7386389 = 0,5 T$$

$$T = 11,477278 \text{ in}$$

Jadi $T < 15$ in memenuhi

3. Pengecekan stabilitas weeping

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

$$U_{o \text{ min}} = \frac{V_{\text{min}}}{A_o} = \frac{19,914585}{318,23971}$$

$$= 0,0625773 \text{ ft/detik}$$

$$h_{pm} = 12 \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right)^{1,14} \left(\frac{U_o^2}{2 \times g_c} \right) \left[0,4 \left(r - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right]$$

$$= 1,6228223 \text{ in}$$

$$h_{pw} = 0,2 + 0,05 h_l$$

$$= 0,2 + 0,05 \times 3,0856602$$

$$= 0,354283$$

Kesimpulan : T hasil ramcangan memenuhi syarat

4. Pengecekan pada entrainment

Syarat tidak terjadi entrainment : $\frac{e_o}{e} \geq 1$, dimana $e_o = 0,1$

$$U_c = \frac{V_{max}}{A_c} = \frac{36,98423}{71,233049}$$

$$= 0,5192004 \text{ ft/detik}$$

$$T_c = T - 2,5 \text{ hl}$$

$$= 15 - 2,5 \times 3,0856602$$

$$= 7,2858495 \text{ in}$$

$$e = 0,22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{U_c}{T_c} \right)^{3,2}$$

$$= 0,22 \left[\frac{73}{62,04} \right] \left[\frac{0,5192004}{7,2858495} \right]^{3,2}$$

$$= 5,523E-05$$

$$\frac{e_o}{e} = \frac{0,1}{5,523E-05}$$

$$= 1810,4674 > 1 \text{ (memenuhi syarat atau tidak terjadi entrainment)}$$

5. Pelepasan uap dalam downcomer

Syarat pelepasan uap dalam downcomer : $w_l / w_d < 0,6 \text{ in}$

$$w_l = 0,8 \times \sqrt{h_{ow} (T + h_w + h_b)}$$

$$= 0,8 \times \sqrt{1,0856602 [15 + 2 + 6,7386389]}$$

$$= 4,061298 \text{ in}$$

$$w_d = 12,50\% \text{ d}$$

$$= 12,50\% \times 119,5024$$

$$= 14,9378 \text{ in}$$

$$\frac{w_l}{w_d} = \frac{4,061298}{14,9378}$$

$$= 0,2718806 < 0,6 \text{ (memenuhi)}$$

6.2. Menentukan dimensi kolom

1. Menentukan tinggi kolom

$$\text{Jumlah tray aktual} = 11 \text{ buah}$$

$$\text{Jumlah tray total} = \text{tray aktual} + \text{tray kondensor} + \text{tray reboiler}$$

$$= 11 + 1 + 1$$

$$= 13 \text{ buah}$$

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

$$\text{Tinggi shell} = 13 \text{ tray} \times 15 \text{ in}$$

$$= 195 \text{ in} = 16,25 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter kolom distilasi (di)} = 9,9585336 \text{ ft} = 119,5024 \text{ in}$$

2. Menentukan volume kolom distilasi

Volume liquid selama waktu tinggal 1 jam

$$\text{Feed masuk} = 2493,065 \text{ kg/jam} = 5496,2111 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_L = 59,625667 \text{ lb/ft}^3$$

$$V_{\text{liq}} = \frac{5496,2111}{59,625667} = 92,178609 \text{ ft}^3$$

- Asumsi :
- Volume ruang kosong = 20% volume kolom
 - Volume larutan = 80% volume kolom

$$V_K = V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{liq}}$$

$$V_K = 20\% V_K + 92,178609 \text{ ft}^3$$

$$80\% V_K = 92,178609 \text{ ft}^3$$

$$V_K = 115,22326 \text{ ft}^3 = 3,2628 \text{ m}^3$$

3. Menentukan tinggi liquid dalam kolom

$$V_K = (\pi / 4 \cdot d^2 \cdot \text{tinggi liquid}) + (0,0847 \cdot d^3)$$

$$115,22326 = \left[3,14/4 \times 9,9585336^2 \cdot \text{tinggi liquid} \right] + \left[0,0847 \times 9,9585336 \right]^3$$

$$115,22326 = 77,850327 \text{ tinggi liquid} + 83,650701$$

$$\text{tinggi liquid} = 1,8165666 \text{ ft}$$

4. Menentukan tekanan design

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

$$= P_{\text{operasi}} + \frac{\rho_L \times (h - 1)}{144}$$

$$= 14,7 + \frac{59,625667 \times [1,8165666 - 1]}{144}$$

$$= 15,038113 \text{ psi} = 0,3381 \text{ psig}$$

5. Menentukan tebal shell

$$t_s = \frac{P_i \times d_i}{2 (f \cdot E - 0,6 P_i)} + C$$

dimana :

Bahan konstruksi = Carbon steel SA 240 Grade M Type 316

(dari Brownell & Young hal 342 didapatkan $f = 18750$)

Pengelasan = Double welded (dari Brownell & Young hal 254 didapatkan $E = 0,8$)

faktor korosi = $1/16$ in

maka :

$$t_s = \frac{0,3381 \times 119,5024}{2 \left[18750 \times 0,8 - 0,6 \times 0,3381 \right]} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0013469 + \frac{1}{16} = \frac{0,0215}{16} + \frac{1}{16} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$d_o = d_i + 2 t_s$$

$$= 119,5024 + 2 \times 3/16$$

$$= 119,8774$$

Standardisasi d_o dari Brownell & Young tabel 5.7 hal 89, didapatkan d_o baru = 120

$$d_o \text{ baru} - 2 t_s = d_i \text{ baru}$$

$$120 - 2 \times 3/16 = d_i \text{ baru}$$

$$d_i \text{ baru} = 119,63 \text{ in}$$

$$= 9,9688 \text{ ft}$$

Penentuan tekanan yang mampu diterima tutup menara :

$$P_i = \frac{f \times E \times t_s}{0,885 d_i + 0,1 t_s}$$

$$= \frac{18750 \times 0,8 \times (3/16)}{0,885 \times 119,63 + 0,1 \times (3/16)}$$

$$= 26,561 \text{ psig} > 0,3381 \text{ psig} \dots\dots\dots \text{memadai}$$

6. Menentukan tinggi tutup atas dan bawah

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup atas (} h_a \text{)} &= 0,169 \text{ di} \\ &= 0,169 \times 119,63 \\ &= 20,216625 \text{ in} = 1,6847188 \text{ ft} \end{aligned}$$

7. Menentukan tinggi kolom distilasi

$$\begin{aligned} L_s &= \text{tinggi shell} + \text{tinggi tutup atas} + \text{tinggi tutup bawah} \\ &= 195 + 20,216625 + 20,216625 \\ &= 235,43325 \text{ in} = 19,619 \text{ ft} \end{aligned}$$

8. Menentukan tebal tutup ($t_{ha} = t_{hb}$)

$$\begin{aligned} t_{ha} = t_{hb} &= \frac{0,885 \times P_i \times r}{(f.E - 0,1.P_i)} + \frac{1}{16} \\ &= \frac{0,885 \times 0,3381 \times 119,625}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 0,3381} + \frac{1}{16} \\ &= 0,0024 + \frac{1}{16} = \frac{0,0382}{16} + \frac{1}{16} = \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

6.3. Perancangan Nozzle

Nozzle pada kolom destilasi dibagi menjadi 5 macam :

1. Nozzle feed masuk
2. Nozzle top kolom
3. Nozzle refluks kondensor
4. Nozzle bottom kolom

5. Nozzle uap reboiler

Uraian :

1. Nozzle feed masuk (A)

$$\text{Feed masuk} = 2493,065 \text{ kg/jam} = 5496,2111 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_L = 59,625667 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_L = 0,000829 \text{ lb/ft.detik}$$

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = \frac{5496,2111}{59,625667} \times \frac{1}{3600}$$

$$= 0,0256052 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Dari persamaan 15 Timmerhouse hal 496 :

$$\begin{aligned} \text{Di optimal} &= 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times [0,0256052]^{0,45} \times [59,625667]^{0,13} \\ &= 1,2753177 \text{ in} \end{aligned}$$

maka, dipilih ukuran pipa standar, dari App A tabel A.5-1, Geankoplis hal 892 :

$$D \text{ nominal} = 2,5 \text{ in}$$

$$OD = 2,875 \text{ in} = 0,2395833 \text{ ft}$$

$$\text{Sch 49 ; ID} = 2,469 \text{ in}$$

$$A = 0,03322 \text{ ft}^2$$

Pengecekan asumsi :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0256052}{0,03322} = 0,7707757 \text{ ft/detik}$$

$$N_{re} = \frac{D \times v \times \rho}{\mu} = \frac{0,2395833 \times 0,7707757 \times 59,625667}{0,000829}$$

$$= 13281,996 > 2100 \text{ (aliran turbulents)}$$

2. Nozzle top kolom (B)

$$\text{Rate massa} = 1136,3636 \text{ kg/jam} = 2505,2272 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_L = 59,625667 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_L = 0,000829 \text{ lb/ft.detik}$$

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = \frac{2505,2272}{59,625667} \times \frac{1}{3600}$$

$$= 0,0116711 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Dari persamaan 15 Timmerhouse hal 496 :

$$D_i \text{ optimal} = 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times [0,0116711]^{0,45} \times [59,625667]^{0,13}$$

$$= 0,8955112 \text{ in}$$

maka, dipilih ukuran pipa standar, dari App A tabel A.5-1, Geankoplis hal 892 :

$$D \text{ nominal} = 2 \text{ in}$$

$$OD = 2,375 \text{ in} = 0,1979167 \text{ ft}$$

$$\text{Sch 49 ; ID} = 2,067 \text{ in}$$

$$A = 0,0233 \text{ ft}^2$$

Pengecekan asumsi :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0116711}{0,0233} = 0,5009051 \text{ ft/detik}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{D \times v \times \rho}{\mu} = \frac{0,1979167 \times 0,5009051 \times 59,625667}{0,000829} \\ &= 7130,4433 > 2100 \text{ (aliran turbulents)} \end{aligned}$$

3. Nozzle refluks kondensor (C)

$$\text{Rate massa} = 394,26544 \text{ kg/jam} = 869,1976 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_L = 59,625667 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_L = 0,000829 \text{ lb/ft.detik}$$

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho_L} = \frac{869,1976}{59,625667} \times \frac{1}{3600} \\ &= 0,0040493 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Dari persamaan 15 Timmerhouse hal 496 :

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimal} &= 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times [0,0040493]^{0,45} \times [59,625667]^{0,13} \\ &= 0,5561516 \text{ in} \end{aligned}$$

maka, dipilih ukuran pipa standar, dari App A tabel A.5-1, Geankoplis hal 892 :

$$D \text{ nominal} = 0,5 \text{ in}$$

$$OD = 0,84 \text{ in} = 0,07 \text{ ft}$$

$$\text{Sch 49 ; ID} = 0,622 \text{ in}$$

$$A = 0,00211 \text{ ft}^2$$

Pengecekan asumsi :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0040493}{0,00211} = 1,9191119 \text{ ft/detik}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{D \times v \times \rho}{\mu} = \frac{0,07 \times 1,9191119 \times 59,625667}{0,000829} \\ &= 9662,2233 > 2100 \text{ (aliran turbulent)} \end{aligned}$$

4. Nozzle bottom kolom (D)

$$\text{Rate massa} = 1356,7014 \text{ kg/jam} = 2990,9839 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_L = 59,625667 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_L = 0,000829 \text{ lb/ft.detik}$$

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho_L} = \frac{2990,9839}{59,625667} \times \frac{1}{3600} \\ &= 0,0139341 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Dari persamaan 15 Timmerhouse hal 496 :

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimal} &= 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times [0,0139341]^{0,45} \times [59,625667]^{0,13} \\ &= 0,9698536 \text{ in} \end{aligned}$$

maka, dipilih ukuran pipa standar, dari App A tabel A.5-1, Gcankoplis hal 892 :

$$D \text{ nominal} = 1 \text{ in}$$

$$OD = 1,315 \text{ in} = 0,1095833 \text{ ft}$$

$$\text{Sch 40 ; ID} = 1,049 \text{ in}$$

$$A = 0,006 \text{ ft}^2$$

Pengecekan asumsi :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0139341}{0,006} = 2,3223468 \text{ ft/detik}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{D \times v \times \rho}{\mu} = \frac{0,1095833 \times 2,3223468 \times 59,625667}{0,000829} \\ &= 18304,181 < 2100 \text{ (aliran turbulent)} \end{aligned}$$

5. Nozzle uap reboiler (E)

$$\text{Rate massa} = 1530,629 \text{ kg/jam} = 3374,4248 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_L = 59,625667 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_L = 0,000829 \text{ lb/ft.detik}$$

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho_L} = \frac{3374,4248}{59,625667} \times \frac{1}{3600} \\ &= 0,0157204 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Dari persamaan 15 Timmerhouse hal 496 :

$$\begin{aligned} \text{Di optimal} &= 3,9 \times Q_i^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times [0,0157204]^{0,45} \times [59,625667]^{0,13} \\ &= 1,0239523 \text{ in} \end{aligned}$$

maka, dipilih ukuran pipa standar, dari App A tabel A.5-1, Geankoplis hal 892 :

$$D \text{ nominal} = 1 \text{ in}$$

$$OD = 1,315 \text{ in} = 0,1095833 \text{ ft}$$

$$\text{Sch 49 ; ID} = 1,049 \text{ in}$$

$$A = 0,006 \text{ ft}^2$$

Pengecekan asumsi :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0157204}{0,006} = 2,6200691 \text{ ft/detik}$$

$$N_{re} = \frac{D \times v \times \rho}{\mu} = \frac{0,1095833 \times 2,6200691 \times 59,625667}{0,000829}$$

$$= 20650,757 > 2100 \text{ (aliran turbulents)}$$

Dari *Brownell & Young, fig. 12.3 hal 222* didapat dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih

flange standard type slip-on dengan dimensi :

Nozzle	NPS	A	T	R	E	L	B
A	2 1/2	7	7/8	4 1/8	3 4/7	1,125	2,94
B	2	6	3/4	3 5/8	3	1	2,44
C	1/2	3 1/2	4/9	1 3/8	1	0,625	0,88
D	1	4 1/4	4/7	2	2	1,0625	1,88
E	1	4 1/4	4/7	2	2	1,0625	1,88

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)

6.4. Sambungan antar tutup dengan shell

Untuk mempermudah pemeliharaan dan perbaikan kolom distilasi, maka tutup menara di hubungkan dengan bagian shell menggunakan sistem flange dan bolting.

1. Flange

Bahan : High Alloy Steel SA-336 Grade F8 type 304
(*Brownell & Young, App.D hal 344*)

Tensile stress minimum : 75000

Allowable stress : 18750

Type flange : Loose Ring Flange

2. Bolting

Bahan : High Alloy Steel SA-193 Grade B8 type 304
(*Brownell & Young, App.D hal 344*)

Tensile stress minimum : 75000

Allowable stress : 15000

3. Gasket

Bahan : Solid Flat Metal Iron

Gasket faktor : 5,5

Min design seating stress (y) : 18000

(*Brownell & Young, fig 12.11 hal 228*)

1. Menentukan lebar gasket

Penentuan lebar gasket dengan menggunakan rumus dari *Brownell & Young* pers. 12.2

hal 226, yaitu :

$$\begin{aligned} \frac{d_o}{d_i} &= \sqrt{\frac{y - p \cdot m}{y - p(m + 1)}} = \sqrt{\frac{18000 - 14,7 \times 5,5}{18000 - 14,7 [5,5 + 1]}} \\ &= 1,0004104 \text{ in} \end{aligned}$$

$$di \text{ gasket} = OD \text{ shell} = 120 \text{ in}$$

$$do \text{ gasket} = 1,0004104 \times 120$$

$$= 120,04925 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar gasket minimum} &= \frac{do - di}{2} = \frac{120,04925 - 120}{2} \\ &= 0,0246257 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Diameter rata-rata gasket (G)} = do + \text{lebar gasket}$$

$$= 120 + 0,0246257$$

$$= 120,02463 \text{ in}$$

2. Perhitungan jumlah dan ukuran baut

- Perhitungan beban baut

1. Beban supaya gasket tidak bocor (H_Y)

$$Wm_2 = H_Y = b \times \pi \times G \times y \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.88, hal.240})$$

Dari fig. 12.12, hal 229 didapatkan lebar seating gasket bawah :

$$bo = \frac{N}{2} = \frac{0,0246257}{2} = 0,0123128 \text{ in}$$

$$\text{untuk } bo < 1/4, b = bo = 0,0123128 \text{ in}$$

sehingga :

$$\begin{aligned} H_Y = Wm_2 &= 0,0123128 \times 3,14 \times 120,02463 \times 18000 \\ &= 83527,793 \text{ lb} \end{aligned}$$

2. Beban tanpa tekanan (H_p)

$$H_p = 2 \times b \times \pi \times G \times m \times p \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.90, hal 240})$$

$$\begin{aligned}
 &= 2 \times 0,0123128 \times 3,14 \times 120,02463 \times 5,5 \times 14,7 \\
 &= 750,35801 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

3. Beban baut karena internal pressure (H)

$$\begin{aligned}
 H &= \frac{\pi \times G^2 \times p}{4} && \text{(Brownell \& Young, pers. 12.89, hal 240)} \\
 &= \frac{3,14 \times 120,02463^2 \times 14,7}{4} \\
 &= 166237,01 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

∴ Total berat pada kondisi operasi

$$\begin{aligned}
 W_{m_1} = H + H_p &= 166237,01 + 750,35801 \\
 &= 166987,37 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Karena $W_{m_1} > W_{m_2}$, maka yang mengontrol adalah W_{m_1}

- Perhitungan luas bolting minimum

Dengan persamaan 12-93, *Brownell and Young*, hal 240 :

$$\begin{aligned}
 A_m &= \frac{W_{m_1}}{f_b} = \frac{166987,37}{15000} \\
 &= 11,132491 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Perhitungan bolt minimum

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.4 hal 188 dicoba :

$$\begin{aligned}
 \text{Ukuran baut} &= 1 \text{ in} \\
 \text{Root area} &= 0,551 \\
 \text{Bolt spacing (Bs)} &= 2 \frac{1}{4}
 \end{aligned}$$

$$\text{Minimum radial distance (R)} = 1 \frac{3}{8}$$

$$\text{Edge distance (E)} = 1$$

$$\text{Bolting circle diameter (C)} = \text{ID shell} + 2 (1,4159 \times \text{go} + \text{R})$$

$$\text{dimana go = tebal shell} = .3/16$$

$$\begin{aligned} C &= 119,63 + 2 \left[1,4159 \times .3/16 + 1 \frac{3}{8} \right] \\ &= 123 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka jumlah bolting minimum} &= \frac{A_m}{\text{Root area}} = \frac{11,132491}{0,551} \\ &= 20,204 = 17 \text{ buah} \end{aligned}$$

Diameter luar flange :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= C + 2E \\ &= 123 + 2 \times 1 \\ &= 125 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Cek lebar gasket :

$$\begin{aligned} \text{Ab actual} &= \text{jumlah bolt} \times \text{root area} \\ &= 17 \times 0,551 \\ &= 9,367 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar gasket minimum} &= \frac{\text{Ab actual} \times F}{2 \times \pi \times Y \times G} \\ &= \frac{9,367 \times 15000}{2 \times 3,14 \times 18000 \times 120,02463} \\ &= 0,0103559 \text{ in} < 0,0246257 \text{ in (memenuhi)} \end{aligned}$$

Jadi, lebar gasket = $0,0103559 \text{ in} = .1/16 \text{ in}$

- Perhitungan moment

Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam) *(Brownell & Young, pers. 12.94 hal 242)*

$$W = \frac{(A_b + A_m) \times F_a}{2} = \frac{[9,367 + 11,132491] \times 15000}{2}$$

$$= 153746,18 \text{ lb}$$

Jarak radial dari beban gasket terhadap bolt circle (hg)

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

$$= \frac{123 - 120,02463}{2}$$

$$= 1,4406684 \text{ in}$$

Moment Flange (M_a):

$$M_a = hg \times W$$

$$= 1,4406684 \times 153746,18 = 221497,27 \text{ lb.in}$$

Dalam keadaan operasi, $W = W_{m_1} = 166987,37 \text{ lb}$

Moment & force pada daerah dalam flange (H_D)

$$H_D = 0,785 \times B^2 \times p \quad \text{(Brownell & Young, pers. 12.96 hal 242)}$$

dimana :

$$B = \text{Diameter luar shell} = 120 \text{ in}$$

$$P = \text{tekanan} = 14,7 \text{ psi}$$

$$H_D = 0,785 \times 120^2 \times 14,7$$

$$= 166168,8 \text{ in}$$

Radial bolt circle pada aksi H_D

$$h_D = \frac{C - B}{2} = \frac{123 - 120}{2} = 1,453 \text{ in}$$

Moment M_D :

$$\begin{aligned} M_D &= h_D \times H_D && \text{(Brownell \& Young, pers. 12.96 hal 242)} \\ &= 1,453 \times 166168,8 = 241440,15 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_G &= W - H && \text{(Brownell \& Young, pers. 12.98 hal 242)} \\ &= 153746,18 - 166237,01 = -12490,825 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} M_G &= H_G \times h_G && \text{(Brownell \& Young, pers. 12.98 hal 242)} \\ &= -12490,825 \times 1,4406684 = -17995,136 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_T &= H - H_D && \text{(Brownell \& Young, pers. 12.97 hal 242)} \\ &= 166237,01 - 166168,8 = 68,207367 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_T &= \frac{h_D + h_G}{2} = \frac{1,453 + 1,4406684}{2} \\ &= 1,4468248 \text{ in} \end{aligned}$$

Moment M_T :

$$\begin{aligned} M_T &= H_T \times h_T \\ &= 68,207367 \times 1,4468248 = 98,684112 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Moment total pada keadaan operasi :

$$\begin{aligned} M_o &= M_D + M_G + M_T \\ &= 241440,15 + -17995,136 + 98,684112 \end{aligned}$$

$$= 223543,7 \text{ lb.in}$$

$M_{\max} = M_o$ karena $M_o > M_a$

3. Perhitungan tebal flange

Dengan persamaan 12-85, *Brownel and Young*, hal 242 :

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

dimana $K = \frac{A}{B}$

$A = \text{diameter luar flange} = 125 \text{ in}$

$B = \text{diameter luar shell} = 120 \text{ in}$

$K = 1,0419$

Dari *Brownell & Young 12.22 hal. 238* dengan harga $K = 1,0419$ didapat

harga $Y = 42$

sehingga tebal flange :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_{\max}}{f \times B}} = 2,2839 \text{ in}$$

4. Perhitungan 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

Perhitungan beban yang harus ditahan kolom penyangga

a. Berat shell

$$\text{Tebal shell} = .3/16 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi shell} = 195 \text{ in}$$

$$\text{OD shell} = 120 \text{ in} = 10 \text{ ft}$$

$$\text{ID shell} = 119,63 \text{ in} = 9,9688 \text{ ft}$$

$$\text{Keliling shell} = \pi \times \text{do} = 376,8 \text{ in} = 31,4 \text{ ft}$$

$$\text{Luas shell} = \text{keliling} \times \text{tebal shell} = 0,4906 \text{ ft}^2$$

$$\text{Volume shell} = \text{luas shell} \times \text{tinggi} = 8 \text{ ft}^3$$

$$\rho_{\text{shell}} = 438,88 \text{ lb/ft}^3$$

(Robert H. Perry & Cecil H. Chilton, *Chem. Eng.'s Handbook*, Edisi 5, tabel 3-120, hal. 3-90)

$$\text{Berat shell (Ws)} = \text{Volume} \times \rho_{\text{shell}}$$

$$= 3499,06 \text{ lb}$$

b. Berat tutup

$$W_{\text{di}} = A \times t \times \rho_{\text{shell}}$$

$$A = 6,28 \times R_c \times h$$

(Herman C. Hesse, *Process Equipment Design*, pers. 4-16, hal. 92)

Dimana :

W_d = berat tutup standart dish (lb)

A = luas tutup standart dish (ft^2)

t = tebal tutup standart dished = $2/8$ in = $0,02$ ft

ρ = densitas = $438,88$ lb/ ft^3

R_c = crown radius = $119,63$ in = $9,97$ ft

h = tinggi tutup standart dish ($h_a = h_b$)
= $20,2166$ in = $1,6847$ ft

Maka :

A = $105,47$ ft^2

Sehingga berat satu tutup

W_{di} = $723,26$ lb

Berat tutup total

$W_{tu} = 2 W_{di} = 1446,5267$ lb

c. Berat downcomer

Dipakai dasar perhitungan dengan downcomer tanpa aliran uap

Luas downcomer = $\frac{1}{4} \times \pi \times d_i^2$
= $78,010142$ ft^2

Volume = luas \times tebal
= $1,2189$ lb

Berat satu tray = volume \times ρ = $534,95808$ ft^3

$$\begin{aligned}\text{Berat downcomer (Wd)} &= \text{jumlah tray} \times \text{berat 1 tray} \\ &= 6954,4551 \text{ lb}\end{aligned}$$

d. Berat tray

$$\text{Ditetapkan berat tray} = 25 \text{ lb/ft}^2 \quad (\text{Brownell \& Young hal 157})$$

$$\begin{aligned}\text{Luas tray} &= A_c - A_o \\ &= 44,7131 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\text{Jumlah tray} = 13 \text{ buah}$$

$$\begin{aligned}\text{Berat tray (Wtr)} &= n \times \text{luas tray} \times \text{berat tray} \\ &= 14531,749 \text{ lb}\end{aligned}$$

Penyangga tray yang digunakan *equal angles*

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, App. G, hal. 358)

$$\text{Ukuran} = 1 \frac{1}{2} \text{ "} \times 1 \frac{1}{2} \text{ "} \times \frac{1}{4} \text{ "}$$

$$\text{Berat} = 2,34 \text{ lb/ft}$$

$$\text{Wpt} = 3,8025 \text{ lb}$$

e. Berat larutan

$$\text{Rumus : } Wl = m \times t$$

Dimana :

$$Wl = \text{berat larutan dalam kolom distilasi}$$

$$= 5496,2111 \text{ lb/jam}$$

$$t = \text{waktu tinggal dalam kolom destilasi} = 15 \text{ menit}$$

Maka :

$$Wl = 5496,2111 \times 15/60 = 1374,0528 \text{ lb}$$

f. Berat pipa

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

$$\begin{aligned} \text{Ditetapkan } 2 \times \text{tinggi kolom destilasi} &= 390 \text{ in} \\ &= 32,5 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Diambil rata-rata pipa 2 in sch 40 dengan berat} = 4,381 \text{ lb/ft} \quad (\text{Brownell \& Young hal 387})$$

$$\text{Berat pipa (Wp)} = 142,38 \text{ lb}$$

g. Berat attachment

Berat attachment meliputi nozzle, valve dan alat kontrol

$$W_a = 18 \% W_s$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.8, hal. 157)

$$= 629,8312 \text{ lb}$$

Berat total yang harus ditahan penyangga :

$$\begin{aligned} W_{\text{total}} &= W_s + W_{tu} + W_d + W_{tr} + W_{pt} + W_l + W_p + W_a \\ &= 28581,8620 \text{ lb} \end{aligned}$$

6.5. Perencanaan skirt support

- Sistem penyangga yang digunakan adalah skirt support
- Kolom secara keseluruhan terbuat dari carbon steel SA-240 grade M type 316
- Tinggi support = 5 ft = 60 in

a. Menentukan tebal skirt

- Stress karena angin

$$f_{wb} = \frac{15,89 \times \left(\frac{Do + Di}{2} \right) \times H^2}{Do^2 \times t}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.20, hal. 183)

$$H = \text{tinggi skirt ke top kolom} = 335,8665 \text{ in} = 27,989 \text{ ft}$$

$$f_{wb} = 14914,095 / t$$

- Stress dead weight

$$f_{db} = \frac{\Sigma W}{\pi \times do \times t}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.6, hal. 183)

$$= 75,854198 / t$$

- Stress kompresi maksimum

$$fc_{max} = 0,125 \times E (t/do) \cos \alpha$$

$$\text{dimana : } E \text{ concrete} = 2E+06 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young, hal 183})$$

$$fc_{max} = 2E+03 \text{ t}$$

$$fc_{max} = f_{wb} + f_{db}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.80, hal. 183)

$$2E+03 \text{ t} = 14989,949 / t$$

$$t = 2,6823825 \text{ in} = 3 \text{ ft}$$

jadi tebal skirt yang digunakan = 3 ft

b. Perhitungan bearing plate

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.1 hal. 184 diperoleh :

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

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

$$n = 10$$

$$\text{Trial : } f_s \text{ allowable untuk struktural steel skirt} = 20000 \text{ psi}$$

$$\text{Diameter kolom} = 119,63 \text{ in}$$

$$\text{Ditetapkan : ID bearing plate} = 119,63 \text{ in} = 9,9688 \text{ ft}$$

$$\text{OD bearing plate} = 1.25 \times \text{ID} = 149,53 \text{ in} = 12,461 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah chair} = 8 \text{ buah} \quad (\text{Brownell \& Young, tabel 10.5 hal 191})$$

$$\text{Jumlah bolt} = 16 \text{ buah}$$

$$\text{Ukuran bolt} = 2 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young, tabel 10.4 hal 188})$$

$$\text{Luas bolt (A)} = 2,3 \text{ in}^2$$

$$P_w = 0,0025 \times V_w^2 \quad (\text{Brownell \& Young, Process Equipment Design, pers. 9.11, hal. 158})$$

dimana : P_w = tekanan angin permukaan alat

$$V_w = \text{kecepatan angin} = 100 \text{ mph}$$

maka :

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

$$M_w = \frac{1}{2} \times P_w \times H^2 \times \frac{\text{ID} + \text{OD}}{2}$$

dimana : M_w = blending moment pada puncak kolom (lb.ft)

$$d_{eff} = \text{diameter efektif vessel} = (d_i + d_o)/2$$

$$H = \text{tinggi dari skirt ke top kolom} = 335,8665 \text{ in} = 27,989 \text{ ft}$$

maka :

$$M_w = 109818,15 \text{ lb.ft}$$

$$t_3 = \frac{(OD-ID)_{BP}}{2} = 14,953 \text{ in}$$

$$\text{Diperkirakan } f_c = 1200 \text{ psi}$$

$$K = \frac{1}{\left(1 + \frac{fs}{n + fc}\right)} \quad (\text{Brownell \& Young, Process Equipment Design, pers. 10.3, hal. 184})$$

$$= 0,375$$

$$F_c (\text{bolt circle}) = f_{c \max} \times \frac{2 \times K \times D_o}{2 \times K \times D_o + t_3}$$

$$= 1090,9 < 1200 \text{ (memenuhi)}$$

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.2, hal. 186, untuk harga $K = 0,375$ maka :

$$C_c = 1,7025 \quad z = 0,4215$$

$$C_t = 2,2785 \quad j = 0,7835$$

Tensile Load (F) :

$$F_t = \frac{M_w - W d w \times z \times d}{j \times d} = 43702,739 \text{ lb}$$

$$t_1 = \frac{A}{\pi \cdot ID} = 0,0061 \text{ in}$$

Relation ship pada tension side :

$$F_t = fs \times t_1 \times r \times C_t \quad (\text{Brownell \& Young, Process Equipment Design, pers. 10.9, hal. 185})$$

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

$$= 41896,854 \text{ psi}$$

$$F_t + Wdw - F_c = 0 \quad (\text{Brownell \& Young, pers.10.27 hal 186})$$

$$F_c = F_t + Wdw$$

$$= 72284,6005 \text{ lb}$$

Kompresive stress sesungguhnya pada bolt circle (fc) :

$$F_c = (t_2 + n.t_1) \times R \times f_c \times C_c$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.8, hal. 186)

$$t_2 = t_3 - t_1 = 14,947 \text{ in}$$

$$f_c = \frac{F_c}{(t_2 + n.t_1) \times r \times C_c}$$

$$= 227,03 \text{ psi}$$

Pengecekan harga k

$$K = \frac{1}{\left(1 + \frac{f_s}{n + f_c}\right)} = 0,0514 \text{ psi}$$

Untuk harga K = 0,0514 maka :

$$C_c = 0,6 \quad z = 0,49$$

$$C_t = 3,008 \quad j = 0,76$$

Tensile Load (F) :

$$F_t = \frac{Mv - Wdw \times z \times d}{j \times d}$$

$$= 52376,028 \text{ lb}$$

Relation ship pada tension side :

$$f_s = \frac{F_t}{t_1 \times r \times C_t} = 38034,396 \text{ psi}$$

$$F_c = F_t + Wdw = 80957,8901 \text{ lb}$$

Kompresive stress sesungguhnya pada bolt circle (fc) :

$$f_c = \frac{F_c}{(t_2 + nt_1) \times r \times C_c}$$

$$= 120,25 \text{ psi}$$

Pengecekan harga k

$$K = \frac{1}{\left(1 + \frac{f_s}{n + f_c}\right)}$$

$$= 0,0306 \text{ psi}$$

$$\% \text{ penyimpangan} = 40,4\%$$

$$f_{c \max} = f_c \text{ bolt circle} \times \frac{2 \times K \times d + t_3}{2 \times K \times d}$$

$$= 316,45 < 1200 \text{ psi (memenuhi)}$$

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.4 hal 188 diperoleh :

- ukuran baut = 2 in
- Bolt spacing (Bs) = 4,25
- Nut dimension = 3,125

- Bearing plate yang digunakan tipe eksternal bolting chair, pada plate dipasang compressin ring agar lebih kuat
- Ditetapkan tinggi gusset = 12 in
- Bearing plate diperkuat dengan 4 buah gusset yang mempunyai spasi yang sama

Dari gambar 10.6, *Brownell & Young*, hal 191, didapat :

- Lebar gusset (A) = ukuran bolt + 9 in = 11
- Jarak antara gusset (b) = ukuran bolt + 8 in = 12,25
- Luas area bolt (A_b) = 2,3 in²
- Beban bolt (P) = $f_s \times A_b$
 $= 38034,396 \times 2,3$
 $= 87479,111 \text{ psi}$
- $l = (OD_{BP} - OD_{shell})$
 $= 149,53 - 119,63 = 29,906 \text{ in}$
- $\frac{b}{l} = \frac{12,25}{29,906} = 0,4096$

Dari *Brownell & Young*, tabel. 10.4, hal 188, didapat :

- $c = \frac{\text{Nut dimension}}{2} = \frac{3,125}{2} = 1,5625$
- $\mu = \text{Poison Ratio} = 0,3 \text{ (untuk steel)}$
- $\gamma_1 = 0,565 \text{ (dari Brownell \& Young, tabel. 10.6, hal 192)}$
- $M_y = \frac{P}{4\pi} \times \left[(1 + \mu) \times \ln\left(\frac{2l}{\pi c}\right) + (1 - \gamma_1) \right]$, dimana M_y adalah maksimum bending moment

$$\begin{aligned}
 &= \frac{87479,111}{4 \times 3,14} \left[(1 + 0,3) \times \ln \left[\frac{2 \times 26,91}{3,14 \times 0,813} \right] + (1 - 0,565) \right] \\
 &= 25672,028 \text{ in.lb}
 \end{aligned}$$

Tebal compression plate (t_5)

$$\begin{aligned}
 t_5 &= \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f_{\max}}} = \sqrt{\frac{6 \times 25672,028}{20000}} \\
 &= 2,7752 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal bearing plate (t_4)

$$\begin{aligned}
 t_4 &= \sqrt{\frac{6 \times M_y}{(t_3 - bhd) \cdot f_{\text{allow}}}} = \sqrt{\frac{6 \times 25672,028}{14,953 - 0,00452 \cdot 20000}} \\
 &= 0,7178 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal gusset (t_6)

$$\begin{aligned}
 t_6 &= .3/8 \times t_5 \\
 &= 1,0407 \text{ in}
 \end{aligned}$$

c. Dimensi anchor bolt

- Panjang = 12 in
- Diameter = 8 in
- Jumlah = 16 buah

d. Dimensi pondasi

Pondasi terdiri beban dengan kandungan air 6 US gal per 94 lb sak semen (dari *Brownell*

& *Young*, 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

Data :

- Beban yang ditanggung penyangga = 28581,8620 lb
- Beban yang ditanggung tiap penyangga = $28581,8620 \text{ lb} / 4$
= 7145,4655 lb
- Beban tiap penyangga = berat \times tinggi
= $35 \times 306 = 10710 \text{ lb}$
- Berat total : $W = 7145,4655 + 10710 = 17855,465 \text{ lb}$

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

$$\begin{aligned} \text{Luas tanah untuk atas pondasi} &= \text{Luas pondasi atas} \\ &= 40 \times 40 = 1600 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas tanah untuk dasar pondasi} &= \text{luas pondasi bawah} \\ &= 60 \times 60 = 3600 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi pondasi} = 25 \text{ in}$$

$$\text{Luas rata-rata (A)} = 1/2 \times (40^2 + 60^2) = 2600 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Volume pondasi (V}_p) &= A \times t \\ &= 2600,0 \times 25 = 65000 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Densitas untuk gravel} = 126 \text{ lb/ft}^3 \text{ (Perry's 6}^{\text{th}} \text{ tabel 3-118)}$$

$$\begin{aligned} W_{\text{pondasi}} &= V \times \rho \\ &= 65000 \times 126 \times 5,787 \cdot 10^{-4} \text{ ft}^3/\text{in}^3 \\ &= 4739,553 \text{ lb} \end{aligned}$$

Asumsi :

Tanah atas pondasi berupa cement sand & gravel dengan minimum safe bearing power =

$$5 \text{ ton/ft}^3 \text{ dan maksimum safe bearing powernya} = 10 \text{ ton/ft}^3 \text{ (Hesse, tabel 12.2 hal 224)}$$

Berat total keseluruhan :

$$W_{\text{total}} = 17855,465 + 4739,553 = 22595,018 \text{ lb}$$

Tekanan dari sistem pondasi terhadap luas tanah (P)

$$P = \frac{W_{\text{total}}}{A} = \frac{22595,018}{2600} = 8,6904 \text{ lb/in}^2$$

$$P = 5 \text{ ton/ft}^3 = 78 \text{ lb/in}^2$$

$$\text{Karena tekanan pondasi terhadap tanah} = 8,6904 < 78 \text{ lb/in}^2$$

berarti pondasi dapat digunakan.

Spesifikasi Kolom Destilasi :**1 Silinder**

Diameter dalam	:	119,63 in
Diameter luar	:	120 in
Tinggi	:	195 in
Tebal	:	.3/16 in
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA 135 grade B

2 Tutup Atas dan Tutup Bawah

Tinggi	:	20,217 in
Tebal	:	.3/16 in
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA 135 grade B

3 Tray

Jumlah Tray	:	13 buah
<i>Tray spacing</i>	:	15 in
Susunan Pitch	:	Segitiga
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA 135 Grade B

4 Downcomer

Luas	:	78,01
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA 135 Grade B

5 Nozzle

Diameter Nozzle feed masuk	:	2,5 in
Diameter Top Kolom	:	2 in

Diameter Refluks Kondensor : 0,5 in

Diameter Bottom Kolom : 1 in

Diameter Uap Reboiler : 1 in

6 Flange dan Gasket

Diameter Flange : 125 in

Tebal Flange : 2,2839 in

Bahan Konstruksi : High Alloy Steel SA 336 Grade F8 type 304

Lebar Gasket : 1,0004104 in

Diameter Gasket : 120,02 in

Bahan konstruksi : Solid Flat Metal Iron

7 Baut

Ukuran Baut : 1 in

Jumlah baut : 17 buah

Diameter Bolt Circle : 123 in

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 193 Grade B8 type 304

8 Skirt Support

Tinggi : 60 in

Tebal : 3 ft

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 193 Grade B8 type 304

9 Bearing Plate

Type : Eksternal Bolting Chair

Diameter Dalam : 119,63 in

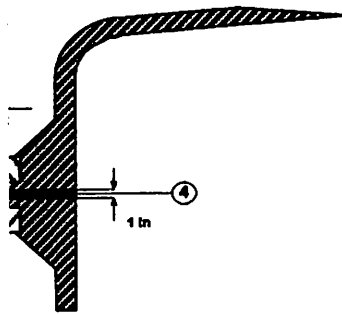
Tebal bearing plate	:	0,7178 in
Tebal gusset	:	1,0407 in
Bahan konstruksi	:	High Alloy Steel SA 336 Grade F8 type 304

10 Anchor Bolt

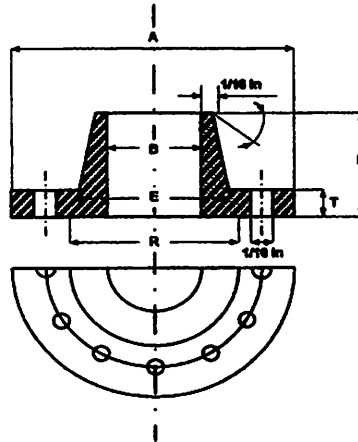
Panjang	:	12 in
Diameter	:	8 in
Jumlah	:	16 buah

11. Pondasi

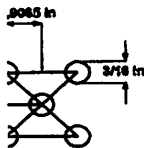
Luas pondasi atas	:	1600 in ²
Luas pondasi bawah	:	3600 in ²
Tinggi Pondasi	:	25 in
Bahan konstruksi	:	Cement, Sand dan Gravel



FLANGE

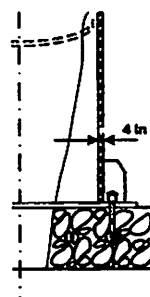
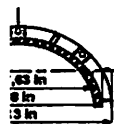


DETAIL NOZZLE



PITCH

NOZZLE	NPS	A	T	R	E	L	B
A	2 1/2	7	7/8	4 1/8	3 8/16	1 1/8	2,94
B	2	6	3/4	3 5/8	3 3/16	1	2,44
C	1/2	3 1/2	7/16	1 3/8	1 3/16	5/8	0,88
D	1	4 1/4	9/16	2	1 15/16	1 1/16	1,88
E	1	4 1/4	9/16	2	1 15/16	1 1/16	1,88



IRT VESSEL

15	PONDASI	CEMENT, SAND AND GRAVEL
14	BEARING PLATE	HAS SA-356 GRADE FS TYPE 304
13	GUSSET	HAS SA-358 GRADE FS TYPE 304
12	SHORT SUPPORT	HAS SA-193 GRADE DS TYPE 304
11	TUTUP BAWAH	CARBON STEEL SA-193 GRADE D
10	NOZZLE BOTTOM NOLOM	HAS SA-340 GRADE M TYPE 316
9	NOZZLE REBOILER	HAS SA-340 GRADE M TYPE 316
8	NOZZLE FEED	HAS SA-340 GRADE M TYPE 316
7	SHELL	CARBON STEEL SA-340 GRADE M
6	NOZZLE REFLANG POKOKBORON	HAS SA-340 GRADE M TYPE 316
5	BAUT	HAS SA-193 GRADE DS TYPE 304
4	GASKET	ASBESTOS
3	FLANGE	HAS SA-340 GRADE S TYPE 304
2	TUTUP ATAS	CARBON STEEL SA-193 GRADE M
1	NOZZLE TOP KOLOM	HAS SA-340 GRADE M TYPE 316
No	NAMA BAGIAN	BAHAN KONSTRUKSI

JURUSAN TEKNIK KIMIA
 FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
 INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

PERANCANGAN ALAT UTAMA
DISTILASI II

DIRANCANG OLEH :

DOSEN PEMBIMBING :

RENOGANIS YUNITA PUTRI
 06.14.015

Ir. Mujesseroth, MT.

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas yang diinginkan, perlu adanya suatu alat yang mengontrol jalannya proses. Selain itu peranan sumber daya manusia juga sangat penting dalam menentukan suatu produksi. Dengan pertimbangan tersebut diatas perlu adanya suatu bagian yang berfungsi untuk mengontrol peralatan dan menjaga keselamatan pekerja.

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:

A. 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.

B. Untuk mendapatkan rate produksi yang diinginkan.

C. Untuk menjaga kualitas produksi.

D. Agar biaya produksi rendah.

Dalam Pra Rencana Pabrik Acrylonitrile ini, instrumen yang digunakan berupa alat kontrol otomatis maupun manual. Hal ini tergantung dari sistem peralatan dan faktor pertimbangan teknis serta ekonomis.

Instrumentasi yang digunakan pada pabrik Acrylonitrile 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 (I.C)

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. Level Indicator (LI)

Berfungsi sebagai penunjuk untuk mengetahui tinggi dari bahan dalam alat yang beroperasi

Pemasangan instrumen pada Pra Rencana Pabrik Acrylonitrile dapat dilihat sebagai berikut:

Tabel 7.1. Instrumentasi Pra Rencana Pabrik Acrylonitrile

No.	Nama Alat	Kode alat	Instrumen	Jumlah
1.	Storage C_3H_6	F -111	PI	1
2.	Storage NH_3	F- 114	PI	1
3.	Expander C_3H_6	G-112	PC	1
4.	Expander NH_3	G-115	PC	1
5.	Furnace	Q-118	TC	1
6.	Raktor	R-110	TC	1
			PC	1
7.	Cooler 1	E-121	TC	1
8.	Cooler 2	E-122	TC	1
9.	Heater I	E-132	TC	1
10.	Distilasi I	D-130	TC	1
11.	Kondensor Distilasi I	E-133	TC	1
12.	Cooler III	E-136	TC	1
13.	Reboiler Distilasi I	E-138	TC	1
14.	Cooler III	E-152	TC	1
15.	Distilasi II	D-150	TC	1
16.	Kondensor Distilasi II	E-153	TC	1
17.	Reboiler Distilasi II	E-157	TC	1
18.	Storage C_3H_5N	F-148	LI	1
19.	Storage Produk samping 1	F-157	PI	1
20.	Storage Produk samping 2	F-158	PI	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 Phtalic Anhydride

No.	Nama Alat Pengaman	Lokasi Pengamanan
1.	Masker	Storage, laboratorium.
2.	Topi pengaman/ Helm	Storage, Unit proses.
3.	Sepatu kare:	Storage, Unit proses.
4.	Sarung tangan	Storage, laboratorium.
5.	Hydrant/ Unit pemadam kebakaran	Semua ruang di areal 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.

Usaha-usaha untuk mencegah dan mengurangi terjadinya bahaya-bahaya yang timbul dalam Pra rencana Pabrik Acrylonitrile 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 setidak-tidaknya 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 dilokalisasi, harus dapat diketahui kemungkinan apa saja yang dapat terjadi dan bagaimana cara mengatasi.

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

- Kelas A, api biasa yang ditimbulkan oleh bahan-bahan yang dapat terbakar seperti kayu, kertas dan kotoran-kotoran yang terdapat di dalam pabrik.

Untuk penanganan jenis api ini diperlukan pembasahan pada bagian yang terbakar dan sekitarnya.

- Kelas B, api yang ditimbulkan oleh cairan yang mudah terbakar, seperti residu. Penanganan api jenis ini dengan cara memberikan penutup/pembungkus bahan-bahan yang dapat dianggap sesuai dengan keperluan diatas.
- Kelas C, api jenis ini ditimbulkan dari perlengkapan listrik atau dari hubungan pendek. Untuk keperluan pemadamannya, alat harus tidak mengandung listrik atau tidak dapat dialiri listrik.
- Kelas D, api yang ditimbulkan oleh bahan-bahan yang mudah meledak. Untuk hal seperti ini diperlukan jenis penanganan tertentu.

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

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

7.3. Peralatan Keselamatan Kerja Pada Pra Rencana Pabrik Acrylonitrile

Pada pra rencana pabrik Acrylonitrile, 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	Reaktor	Isolasi
2	Tangki Molten Salt	Isolasi
3	Menara Distilasi	Isolasi
4	WHB	Isolasi
5	Sistem Perpipaan Steam	Safety Valve 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 Akrlonitril ini yaitu :

- Air yang berfungsi sebagai air umpan boiler, air sanitasi, air pendingin, air proses, dan air untuk pemadam kebakaran.
- Steam sebagai media pemanas dalam proses produksi.
- Dowterm sebagai media pendingin dalam proses pembentukan gas akrilonitril.
- Listrik yang berfungsi untuk menjalankan alat-alat produksi, utilitas dan untuk penerangan.
- Bahan bakar untuk mengoperasikan boiler.

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

1. Unit penyediaan air
2. Unit penyediaan steam
3. Unit penyediaan dowterm
4. Unit penyediaan tenaga listrik
5. Unit penyediaan bahan bakar

8.1. Unit Penyediaan Air

Berfungsi untuk memenuhi kebutuhan air baik ditinjau dari segi kuantitas maupun kualitasnya. Dari segi kuantitas air merupakan jumlah kebutuhan air yang harus

dipenuhi, sedangkan dari segi kualitas air menyangkut syarat air yang harus dipenuhi.

8.1.1. Air umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhan steam pada Pra Rencana Pabrik Akrlonitril ini sebesar 36,9012 kg/jam.

Air umpan boiler yang disediakan dengan excess 20% sebagai pengganti steam yang hilang yang diperkirakan karena adanya kebocoran akibat dari transmisi sebesar 10% sebagai maku up boiler, sehingga kebutuhan air umpan boiler adalah sebanyak 48,7096 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 boiler 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, air umpan boiler 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 Proses

Air proses yang digunakan pada Pra Rencana Pabrik Akrilonitril ini sebesar 235,7073 kg/jam yaitu pada absorber.

8.1.3. Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan laboratorium, kantor, konsumsi, mandi, mencuci, taman dan lain-lain. Syarat yang harus dipenuhi air sebagai air sanitasi adalah :

1. Syarat fisika

- Tidak berwarna dan tidak berbau
- Tidak berasa
- Tidak berbusa
- pH netral

2. Syarat kimia

- Tidak beracun
- Tidak mengandung logam berat, seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg

3. Syarat mikrobiologis

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

8.1.4. 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

Mengingat kebutuhan air sebagai pendingin cukup besar dan untuk menghemat pemakaian air, maka air pendingin disirkulasi kembali dalam cooling tower sehingga tidak perlu dilakukan penggantian air pendingin. Air pendingin pada Pra Rencana Pabrik akrilonitril ini sebesar 22682,967 kg/jam

8.2. Unit Pengolahan Steam

Bahan baku pembuatan steam adalah air umpan boiler. Steam yang dibutuhkan dalam proses pembuatan akrilonitril sebanyak 50,141 kg/jam.

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

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

Syarat-syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler :

a. Tidak boleh membuih (berbusa)

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

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

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

b. Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler.

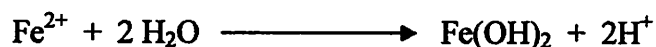
Kerak dalam boiler akan menyebabkan :

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

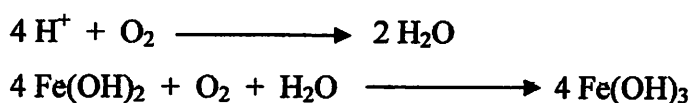
c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan organik, serta gas-gas H_2S , SO_2 , NH_3 , CO_2 , O_2 ,

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

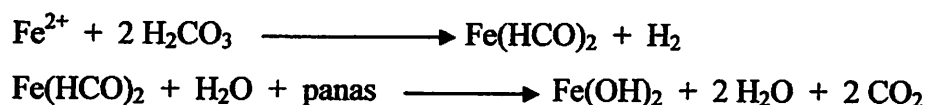


Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :



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

Reaksi yang terjadi :



Proses Pengolahan Air Pada Unit Pengolahan Air

Air sungai digunakan untuk memenuhi kebutuhan air proses, air sanitasi, air pendingin dan air umpan boiler.

Proses pengolahan air sungai tersebut adalah :

Air dari sungai dipompa dengan pompa (L – 211) menuju bak skimmer (F – 212) yang berfungsi untuk membersihkan kotoran-kotoran yang terapung dalam air sungai. Dari bak skimmer air dipompa (L – 213) menuju tangki clarifier (F – 214), disini terjadi proses koagulasi, flokulasi dan sedimentasi. Sebelum

dimasukkan ke tangki clarifier terlebih dahulu dimasukkan ke inline mixer yang berfungsi untuk mencampur air dengan alum sebagai zat koagulan. Sehingga di dalam tangki clarifier tidak terjadi pengadukan karena dengan pengadukan dapat menghambat proses koagulasi, flokulasi dan sedimentasi.

Setelah terjadi proses koagulasi dan flokulasi dalam bak clarifier, kemudian air dialirkan ke bak air clarifier (F – 215) kemudian dipompakan (L – 216) ke sand filter (F – 217) untuk menyaring air dari kotoran-kotoran yang masih tersisa. Dari sand filter air masuk ke bak air bersih (F – 218) dan diolah sesuai dengan fungsinya masing-masing, yaitu :

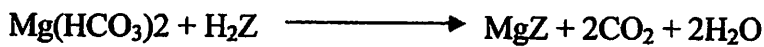
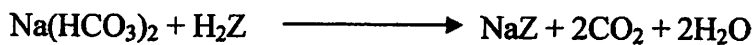
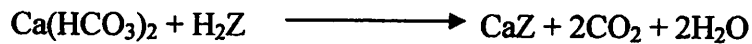
➤ **Pengolahan air sanitasi**

Air dari bak air bersih (F-218) dialirkan dengan pompa (L-228) menuju bak klorinasi (F-230) 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-231) dengan menggunakan pompa (L-229) dan siap untuk dipergunakan sebagai air sanitasi.

➤ **Pengolahan Air Proses dan Pelunakan air umpan Boiler**

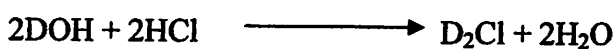
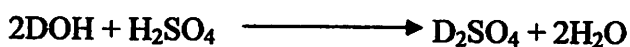
Pelunakan air Boiler yang dilakukan dengan pertukaran ion dalam demineralisasi yang terdiri dari dua tangki, yaitu tangki kation exchanger (D-210 A) dan anion exchanger (D-210 B). Kation exchanger yang digunakan adalah resin zeolit (H_2Z) dan anion yang digunakan adalah de-acidite (DOH).

Air dari bak air bersih (F-218) dialirkan dengan pompa (L-219) menuju kation exchanger (D-210 A). Dalam tangki kation exchanger terjadi reaksi sebagai berikut :



Ion-ion bikarbonat, sulfat dan klor diikat dengan ion Z membentuk CO_2 dan air, H_2SO_4 dan HCl . Selanjutnya air yang bersifat asam ini dialirkan ke tangki anion exchanger (D-210 B) untuk dihilangkan anion-anion yang tidak dikehendaki.

Dalam tangki anion exchanger terjadi reaksi sebagai berikut :



Sehingga keluaran dari tangki demineralisasi adalah garam-garam kalsium, natrium dan magnesium yang terikat pada kation *exchanger* dalam bentuk CaZ , NaZ dan MgZ . Sedangkan H_2SO_4 , HCl dan HNO_3 terikat pada anion *exchanger* dalam bentuk D_2SO_4 , DCl dan DNO_3 . Setelah keluar dari demineralisasi, air umpan boiler telah bebas dari ion-ion pengganggu. Sebagian dari air ini digunakan untuk air proses yang selanjutnya dipompa ke ekstraktor, dan sebagian lagi untuk air umpan boiler.

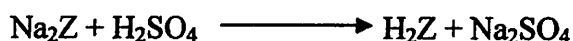
Untuk memenuhi kebutuhan umpan Boiler, air lunak ditampung dalam bak air lunak (F-221) yang selanjutnya dipompa (L-222) ke deaerator (F-223) untuk menghilangkan gas-gas impurities pada air umpan boiler dengan sistem pemanasan. Dari deaerator air siap diumpankan ke Boiler (Q-220) dengan pompa (L-224).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

➤ Pengolahan air pendingin

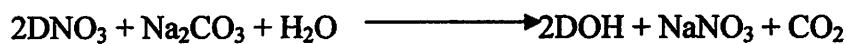
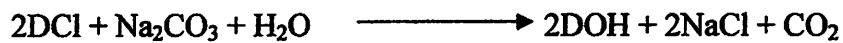
Untuk memenuhi kebutuhan air pendingin dari bak air bersih (F-218), air dipompa (L-225) ke bak air pendingin (F-226) kemudian dialirkan ke peralatan dengan pompa (L-225). Setelah digunakan air direcycle ke cooling tower (P-240) dan selanjutnya dari cooling tower, air di recycle ke bak air pendingin kembali.

➤ Proses regenerasi resin

Pemakaian resin yang terus menerus menyebabkan resin tidak aktif lagi. Hal ini dapat diketahui dari pemeriksaan kesadahan air umpan boiler. Resin yang sudah tidak aktif menunjukkan bahwa resin sudah tidak jenuh dan perlu diregenerasi. Regenerasi hidrogen *exchanger* dilakukan dengan menggunakan asam sulfat atau asam klorida, dengan reaksi sebagai berikut :



Sedangkan regenerasi anion exchanger dengan menggunakan larutan Na_2CO_3 atau NaOH , reaksinya adalah sebagai berikut :



8.3. Unit Penyediaan Listrik

Listrik yang dibutuhkan pada Pra Rencana Pabrik Akrilonitril adalah :

- Proses : 54,1332 kW
- Penerangan : 559,570 kW

Kebutuhan listrik untuk proses, penerangan, instrumen dan lain-lain dipenuhi oleh PLN. Sedangkan apabila listrik mati, maka digunakan satu generator AC bertenaga diesel berkekuatan 1000 kW, dengan satu buah generator tambahan.

8.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan pada pabrik, yaitu pada boiler dan generator sebesar 44,1245 kg/jam. Bahan bakar yang digunakan adalah diesel oil. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

- Harganya murah
- Mudah didapat
- Viskositasnya rendah
- Nilai bakar (*heating value*) nya 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* = 19.200 Btu/lb

BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

9.1. Lokasi Pabrik

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.

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 besar, yaitu :

1. Faktor Utama
2. Faktor Khusus

9.1.1. 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

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 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 dua sumber : air sungai dan air PDAM. Air sungai diolah terlebih dahulu pada unit utilitas untuk menghasilkan air yang berkualitas sesuai dengan ketentuan. Apabila dalam masa kemarau air sungai surut maka digunakan air PDAM untuk memenuhi kebutuhan sehari-hari. Jadi air PDAM hanya bersifat cadangan. Air PDAM juga digunakan untuk sanitasi dan untuk kebutuhan proses (air pendingin).

- **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. **Iklm 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.

9.1.2. 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/laut yang dapat dilayari oleh kapal dan perahu.

b. Buangan pabrik

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

c. 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.

d. Site 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.

e. Faktor Lingkungan

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Apakah merupakan daerah pedesaan atau perkotaan.
- Fasilitas rumah dan tempat ibadah.

f. Peraturan dan 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.

e. 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.

Berdasarkan beberapa pertimbangan faktor-faktor diatas, maka daerah yang menjadi alternatif pilihan lokasi pendirian Pabrik Acrylonitrile adalah di, Jawa Timur.

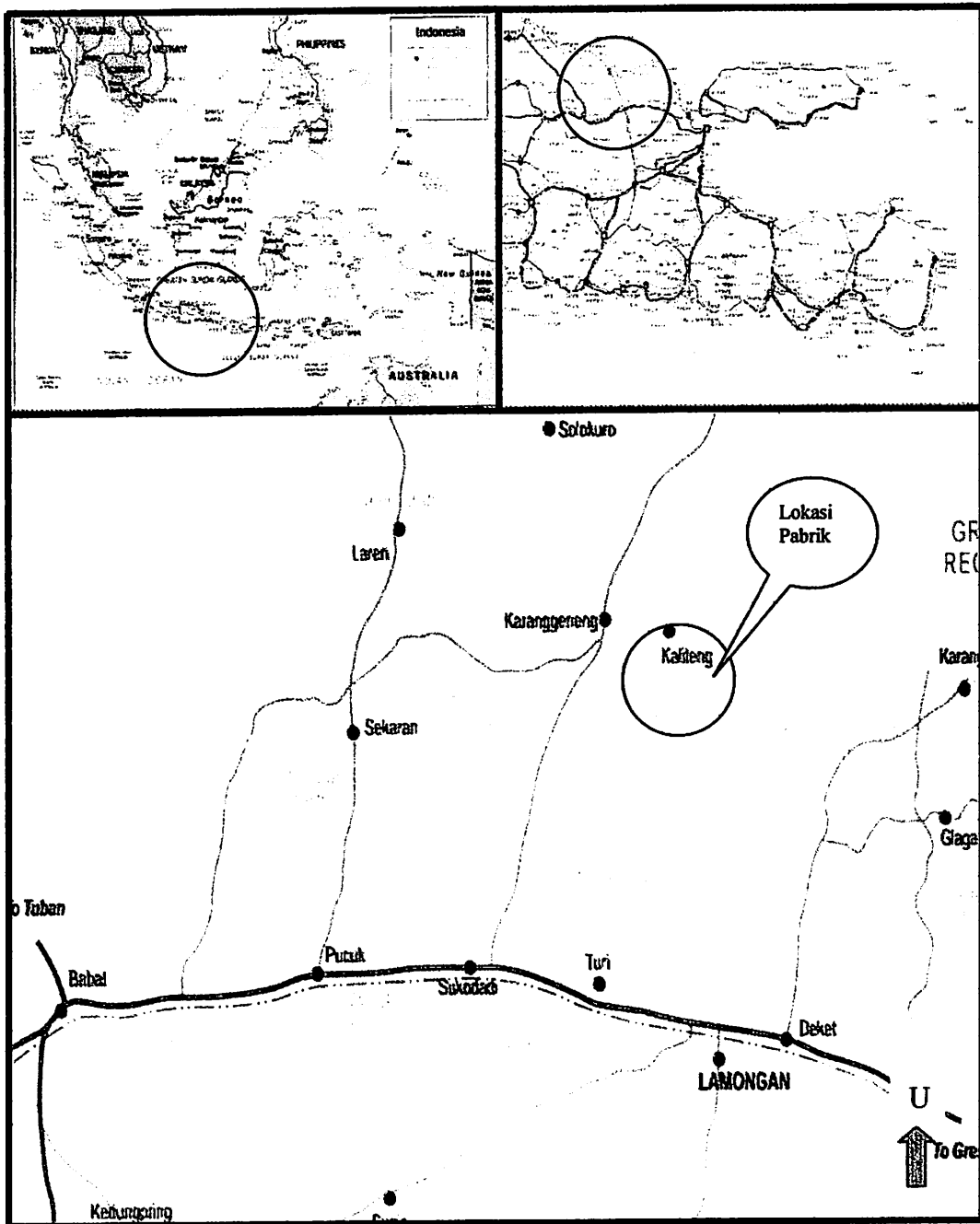
Dasar pemilihan lokasi ini adalah :

1. Dekat dengan sumber bahan baku
2. Tersedianya kebutuhan air, tenaga listrik dan bahan bakar.
3. Fasilitas transportasi yang memadai.
4. Tersedianya tenaga kerja yang cukup.

Tabel 9.1 Pemilihan Lokasi dengan nilai tertinggi :

No	Faktor	Bobot Maks	Lamongan	surabaya	Pasuruan
1.	Supply bahan baku	100	95	90	85
2.	Pemasaran	100	70	85	70
3.	Listrik dan bahan bakar	120	120	120	120
4.	Kebutuhan air	120	95	80	90
5.	Iklm	60	50	50	50
6.	Transportasi	90	85	80	75
7.	Buangan Pabrik	70	70	60	70
8.	Tenaga Kerja	100	100	90	90
9.	Perundang-undangan	50	40	40	40
10.	Pajak	40	40	40	40
11.	Karakteristik tempat	30	20	30	25
12.	Bahaya Kebakaran	30	30	30	30
Jumlah		910	815	805	785

Berdasarkan dari faktor – faktor yang telah diuraikan maka dapat disimpulkan bahwa lokasi pabrik terletak di desa kalitengah ,kecamatan kalitengah ,kabupaten Lamongan, jawa timur. Peta lokasi pabrik Acrylonitrile dapat dilihat pada gambar 9.1.



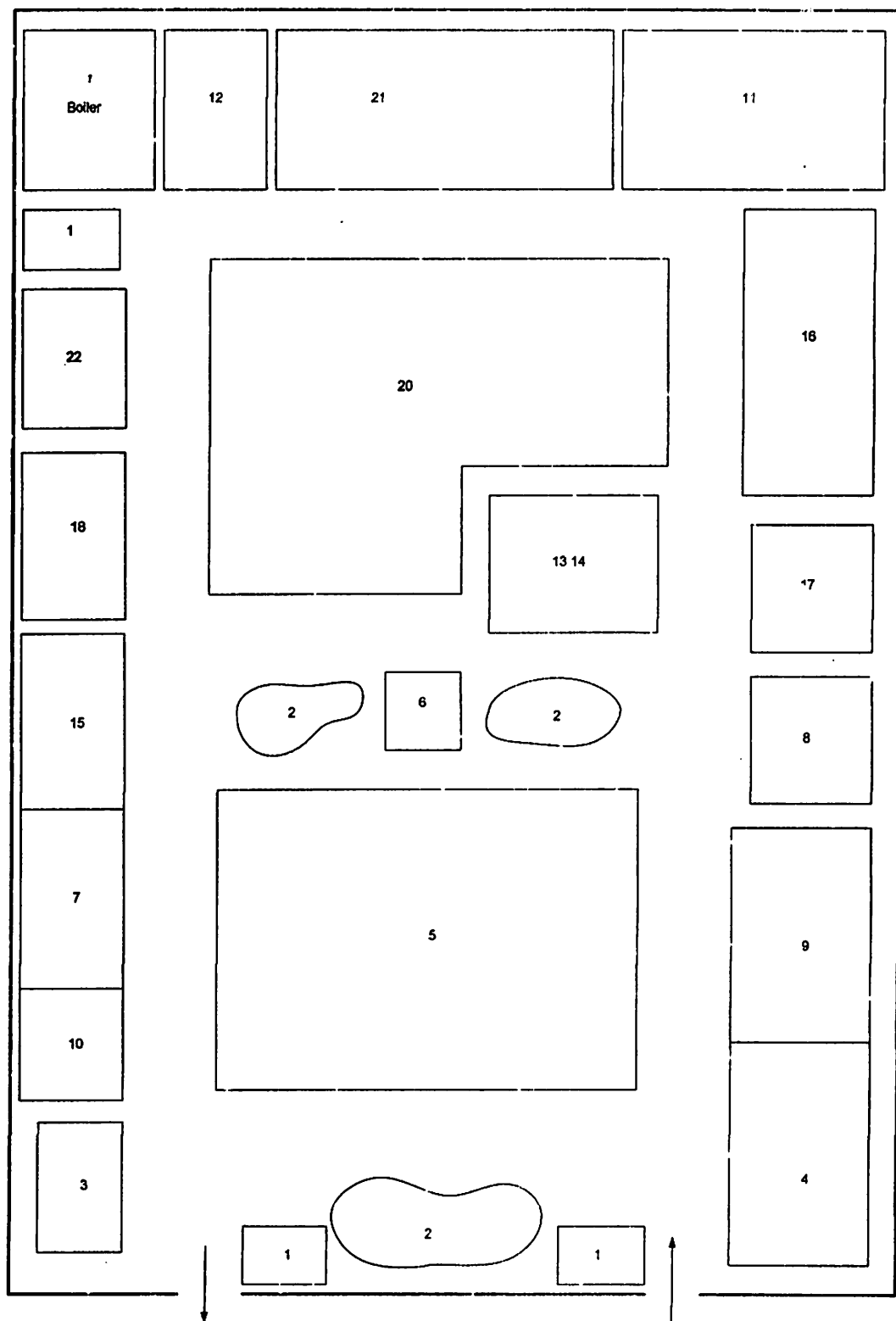
Gambar 9.1 Peta Lokasi Pabrik Acrylonitrile

9.2. Tata Letak Pabrik (Plant Lay Out)

Tata letak pabrik adalah suatu peletakan bangunan dan peralatan dalam pabrik, yang meliputi areal proses, areal penyimpanan, dan areal material handling, sedemikian rupa sehingga pabrik bisa beroperasi secara efektif dan efisien. Hal-hal khusus yang harus diperhatikan dalam pengaturan tata letak pabrik (plant lay out) adalah :

- Adanya ruangan yang cukup untuk gerakan pekerja dan pemindahan barang-barang.
- Bentuk dari kerangka bangunan, tembok, dan atap.
- Distribusi secara ekonomis dari kebutuhan air, steam, dan lain-lain.
- Kemungkinan perluasan pabrik di masa mendatang.
- Masalah penyaluran zat-zat buangan pabrik.
- Kemungkinan timbulnya bahaya-bahaya seperti ledakan, kebakaran, timbulnya gas atau asap dan lain-lain.
- Pondasi dari bangunan dan peralatan kerja (mesin-mesin).
- Ventilasi yang baik.
- Penerangan ruangan

Tata letak bangunan pabrik Acrylonitrile dapat dilihat pada gambar 9.2.



Gambar 9.2 Tata Letak Bangunan Acrylonitrile

Keterangan Gambar 9.2 :

1. Pos,keamanan
2. Taman
3. Parkir kendaraan tamu
4. Parkir Kendaraan Karyawan
5. Kantor pusat, Aula, Perpustakaan, litbang
6. Musholla
7. Poliklinik
8. Gudang
9. Kantor Departemen Produksi
10. Kantin
11. Area Bahan Baku
12. Area Bahan Bakar
13. Laboratorium
14. Ruang kontrol
15. Bengkel
16. Area storage Produk
17. Ruang Pengemasan
18. Unit Penyediaan Listrik
19. Gudang produk
20. Area Produksi
21. Utilitas
22. Unit Pemadam Kebakaran

9.3 Perkiraan Luas Pabrik

Perkiraan luas tanah untuk masing-masing bangunan pada pabrik

Acrylonitrile dapat dilihat pada tabel 9.1.

Tabel 9.1. Perkiraan Luas Pabrik

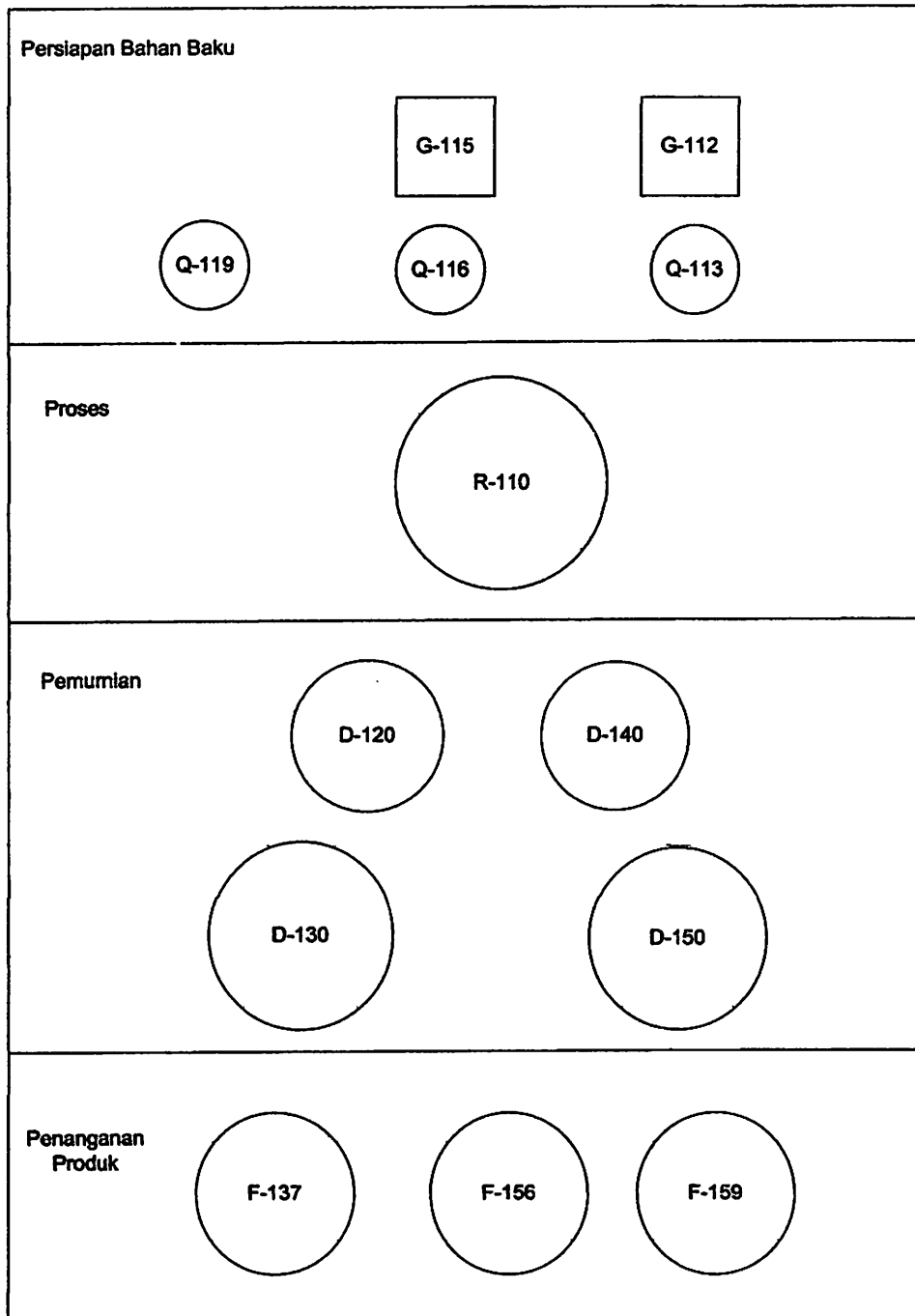
No	Daerah	Luas (m ²)
1	Pos kearnanan	30
2	Taman	150
3	Parkir kendaraan tamu	100
4	Parkir Kendaraan Karyawan	250
5	Kantor pusat, Aula, Perpustakaan,	700
6	Musholla	24
7	Poliklinik	16
8	Gudang	200
9	Kantor Departemen Produksi	150
10	Kantin	12000
11	Area Bahan Baku	1800
12	Area Bahan Bakar	1400
13	Laboratorium	150
14	Ruang kontrol	50
15	Bengkel	150
16	Area storage Produk	400
17	Ruang Pengemasan	300
18	Unit Penyediaan Listrik	200
19	Gudang produk	800
20	Area Produksi	26000
21	Utilitas	8000
22	Unit Pemadam Kebakaran	150
23	Jalan	6360
	TOTAL	59380

9.4 Tata Letak Peralatan Proses

Dalam pengaturan peralatan (equipment lay out) beberapa faktor yang harus diperhatikan, antara lain :

- Letak ruangan yang cukup antara peralatan yang satu dengan lainnya untuk memudahkan pemeriksaan, perawatan serta dapat menjamin keselamatan kerja.
- Diusahakan agar setiap alat tersusun berurutan menurut fungsinya masing-masing, sehingga tidak menyulitkan dalam pengoperasian.
- Walaupun dalam ruangan penuh alat, harus diusahakan dapat menimbulkan suasana kerja yang menyenangkan.
- Letak peralatan harus memperhatikan keselamatan kerja operatornya.

Tata letak peralatan proses pabrik Acrylonitrile dapat dilihat pada gambar 9.3.



Gambar 9.3. Lay Out Pilot Plant Peralatan Proses

Keterangan :

I. Tahap Persiapan Bahan Baku

1. Expander Propylene (G-112)
2. Furnace Propylene (Q-113)
3. Expander Ammonia (G-115)
4. Furnace Ammonia (Q-116)
5. Furnace Udara (Q-119)

II. Tahap Reaksi

1. Reaktor (R-110)

III. Tahap Pemisahan dan Pemurnian Produk

1. Flash Distilasi (D-120)
2. Destilasi I (D – 130)
3. Absorber (D – 140)
4. Destilasi III (D = 150)

IV. Tahap Penanganan Produk

1. Storage Ammonia (F-156)
2. Storage Propylene (F-159)
3. Storage Acrylonitrile (F-137)

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 kerjasama antar departemen yang terdapat dalam kerangka usaha untuk mencapai suatu tujuan tersebut.

10.1. Umum

Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)

Lokasi Pabrik : Desa Kalitengah, Kecamatan Kalitengah, Kabupaten Lamongan, Jawa Timur.

Kapasitas Produksi : 9.000 Ton/ tahun.

Modal : Penanaman modal dalam negeri.

10.2. Bentuk Perusahaan

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

1. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sebab segala sesuatu yang menyangkut perusahaan dipegang oleh pemimpin perusahaan.
2. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu dengan yang lainnya. Pemilik PT adalah para pemegang saham, sedangkan pengurus adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan direksi.
3. Mudah mendapatkan modal yaitu dari hasil penjualan saham setelah pabrik berjalan optimum dengan validitas yang jelas.
4. Kehidupan sebuah PT lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi maupun stafnya dan juga karyawan perusahaan.
5. Adanya efisiensi dalam manajemen, para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris, juga dapat memilih direktur utama yang cakap dan berpengalaman.

10.3. Struktur Organisasi Perusahaan

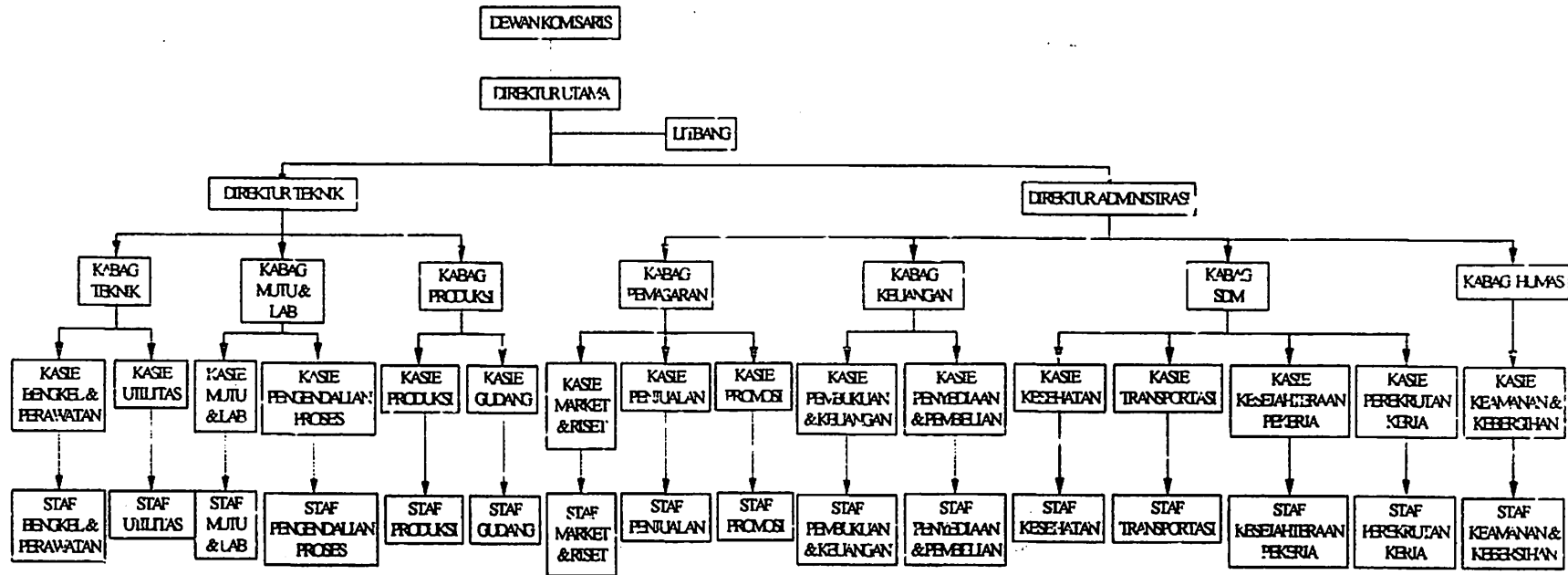
Sistem organisasi yang diterapkan adalah sistem organisasi garis dan staf.

Beberapa hal yang menjadikan alasan pemilihan adalah:

1. Sistem organisasi garis dan staf sering digunakan dalam perusahaan yang memproduksi secara massal.
2. Biasa diterapkan pada organisasi yang cukup besar dengan produksi kontinyu.
3. Masing – masing kepala bagian atau manajer 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 Acrylonitrile

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:

- Direktur teknik dan produksi.
- Direktur keuangan dan administrasi.

Tugas dan Wewenang Direktur Utama:

- Bertanggung jawab kepada dewan komisaris.
- Menetapkan kebijaksanaan peraturan dan tata tertib baik keluar maupun kedalam perusahaan.
- Mengkoordinasi kerja sama antara direktur teknik dan produksi dengan Direktur Keuangan dan Administrasi.
- Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan
- Bertanggung jawab atas kelancaran perusahaan.

b. Direktur Teknik dan Produksi.

Direktur teknik dan produksi bertanggung jawab kepada direktur utama dalam hal:

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

c. Direktur Administrasi dan Keuangan.

Tugas Direktur Administrasi dan Keuangan berkaitan dengan kegiatan produksi tetapi sangat erat hubungannya dengan kegiatan pabrik, karena dalam

perusahaan, direktur ini mengatur dan mengelola segala hal yang berkaitan dalam lingkungan eksternal perusahaan. Dengan membawahi:

- Keuangan.
- Sumber Daya Manusia (SDM)
- Hubungan masyarakat (Humas).

Tugas utamanya adalah memajemen kegiatan perusahaan diluar kegiatan perusahaan.

Kepala Bagian.

Tugas dan wewenang kepala bagian:

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

Kepala Bagian terdiri dari:

d. Kepala Bagian Teknik.

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

Divisi yang dibawahinya:

- Divisi Teknik.

Bertugas untuk merawat, memelihara & mempersiapkan peralatan & fasilitas yang digunakan untuk proses produksi.

- **Divisi Listrik dan Diesel.**

Bertugas dalam mempersiapkan listrik, baik berasal dari PLN maupun dari diesel guna menunjang kelangsungan proses produksi.

- **Divisi Penyediaan Air.**

Bertugas mensuplay aliran air yang digunakan selama proses produksi berlangsung.

- **Divisi Benkel dan Suku Cadang.**

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

e. 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.**

Betugas pada pengepakan atau pengemasan produk jadi dan menimbun atau menyimpan dalam gudang serta merencanakan pengiriman produk keluar pabrik.

- **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.

f. Penelitian dan Pengembangan.

Penelitian dan pengembangan bertugas dalam meneliti dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis. Dimana orang-orang yang duduk didalamnya merupakan orang yang ahli dibidangnya masing-masing. Penelitian dan Pengembangan juga dapat berfungsi sebagai staf ahli yang mengontrol dan menanggulangi masalah yang timbul.

g. 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.

h. 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 serikat pekerja.

Divisi ini berdasarkan atas arananat pemerintah yang mengurus setiap perusahaan mempunyai serikat pekerja sebagai hasil wakil pekerja dalam perusahaan dalam membuat perjanjian hubungan kerja.

- Divisi perselutuan 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.

i. 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.

j. 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.

10.5. Jam Kerja

Pabrik direncanakan bekerja atau beroperasi selama 330 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 Acrylonitrile.

1. Direktur Utama : Sarjana Teknik Kimia

2. Manager

- a. Manager produksi : Sarjana Teknik Kimia..
- b. Manager administrasi dan keuangan : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA).

3. Penelitian & Pengembangan : Sarjana Kimia (MIPA)**4. Kepala Departemen**

- a. Departemen QC : Sarjana Kimia (MIPA)
- b. Departemen produksi : Sarjana Teknik Kimia
- c. Departemen teknik : Sarjana Teknik Mesin
- d. Departemen pemasaran : Sarjana Ekonomi
- e. Departemen keuangan dan Akuntansi: Sarjana Ekonomi
- f. Departemen Sumber Daya Manusia : Sarjana Psikologi Industri
- g. Departemen Umum : Sarjana Teknik Industri

5. Kepala divisi

- a. Divisi produksi : Sarjana Teknik Kimia
- b. Divisi bahan baku : Sarjana Teknik Kimia
- c. Divisi utilitas : Sarjana Teknik Mesin
- d. Divisi bengkel& perawatan : Sarjana Teknik Mesin
- e. Divisi Jaminan Mutu : Sarjana Kimia (MIPA)
- f. Divisi Pengendalian Proses : Sarjana Teknik Kimia
- g. Divisi Kesehatan : Sarjana Kedokteran
- h. Divisi Ketenagakerjaan : Sarjana Teknik Industri

- i. Divisi Pembelian : Sarjana Ekonomi
 - j. Divisi Penjualan : Sarjana Ekonomi
 - k. Divisi Promosi Periklanan : Diploma Public Relation & Promotion
 - l. Divisi research marketing : Sarjana Ekonomi
 - m. Divisi Keuangan : Sarjana Ekonomi
 - n. Divisi Akuntansi : Sarjana Ekonomi
 - o. Divisi Humas : Diploma Public Relation & Promotion
 - p. Divisi Personalia : Sarjana Hukum dan Psikologi
 - q. Divisi Administrasi : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)
 - r. Divisi Keamanan dan Keselamatan : Diploma / SMU / SMK
 - s. Divisi Kebersihan : Diploma / SMU / SMK
 - t. Divisi Transportasi : Sarjana / Diploma Teknik Mesin
6. Karyawan : Diploma / SMU / SMK.

10.7. Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Perhitungan jumlah tenaga operasional didasarkan pada pembagian proses yang dilakukan. Pada pra rencana Pabrik Acrylonitrile, 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
 - Tahap Pemanasan
 - Tahap Reaksi
 - Tahap Pendinginan
3. Tahap Pemisahan Dan Pemurnian, terdiri dari:
4. Tahap Penanganan Produk, terdiri dari:
- 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 9.000 ton/ th dan beroperasi 330 hari/ tahun yaitu:

Jumlah Karyawan = 49 orang Jam / hari / tahapan

Karena jumlah proses keseluruhan terbagi dalam 13 tahap, maka :

Karyawan proses = 49 orang Jam/hari/tahapan \times 13 tahap = 637 orang jam/hari

Karena satu hari terdapat 3 shift kerja, maka :

Karyawan Proses = $\frac{637 \text{ orang jam/hari}}{3 \text{ shift/hari}} = 212,333 \text{ orang jam/shift}$

Karena setiap karyawan shift bekerja selama 8 jam / hari, maka :

$$\text{Karyawan proses} = \frac{212,333 \text{ orang jam/shift}}{8 \text{ jam/hari}} = 26,5417 \approx 27 \text{ orang hari/shift}$$

Karena karyawan shift terdiri atas 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu libur, maka :

Jumlah karyawan proses keseluruhan = 27 orang hari/shift x 4 regu = 108 orang setiap hari (untuk 4 regu).

Jumlah karyawan staf = 102 orang

Jadi jumlah karyawan total yang diperlukan pada pabrik Acrylonitrile ini adalah 210 orang.

Perincian kebutuhan tenaga kerja dapat dilihat pada tabel 10.2.

Tabel 10.2. Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja.

No.	Jabatan (Tugas)	JUMLAH
1.	Direktur utama	1
2.	Manager produksi dan teknik	1
3.	Manager administrasi	1
4.	Sekretaris	2
5.	Kepala LITBANG (R&D)	1
6.	Karyawan LITBANG (R&D)	2
7.	Kepala Dept. QC	1
8.	Karyawan QC	3
9.	Kepala Dept. Produksi	1
10.	Kepala Dept. Teknik	1
11.	Kepala Dept. Pemasaran	1
12.	Kepala Dept. Keuangan dan Akuntansi	1
13.	Kepala Dept. SDM	1
14.	Kepala Dept. Umum	1
15.	Kepala Divisi Produksi	1

16.	Karyawan Divisi Produksi	108 (3 Shift)
17.	Kepala Divisi Gudang	1
18.	Karyawan Gudang	5
19.	Kepala Divisi Utilitas	1
20.	Karyawan Utilitas	5
21.	Kepala Divisi Bengkel & Perawatan	1
22.	Staff Bengkel & Perawatan	6
23.	Kepala Divisi Pengendalian Proses	1
24.	Karyawan Divisi Pengendalian Proses	5
25.	Kepala Divisi Penjualan	1
26.	Staff Penjualan	5
27.	Kepala Divisi Promosi dan Periklanan	1
28.	Staff Promosi dan Periklanan	3
29.	Kepala Divisi Research Marketing	1
30.	Staff Research Marketing	2
31.	Kepala Divisi Transportasi	1
32.	Staff Transportasi	5
33.	Kepala Divisi Pembukuan Keuangan	1
34.	Staff Pembukuan Keuangan	2
35.	Kepala Divisi Penyediaan & Pembelian	1
36.	Staff Penyediaan & Pembelian	3
37.	Kepala Divisi Kesehatan	1
38.	Staff Kesehatan	3
41.	Kepala Divisi Personalia	1
42.	Staff Divisi Personalia	2
43.	Kepala Divisi Ketenagakerjaan	1
44.	Staff Ketenagakerjaan	2
45.	Kepala Divisi Keamanan	1
46.	Staff Keamanan	10
47.	Kepala Divisi Kebersihan	1
48.	Staff Kebersihan	10
JUMLAH		210

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 pekerjaannya.

Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan adalah :

a. Tunjangan

- Tunjangan di luar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang telah dilakukannya dan lama pengabdianya kepada perusahaan tersebut.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja di luar jam kerja yang telah ditetapkan (khusus untuk tenaga kerja shift)

b. Fasilitas

Fasilitas yang diberikan berupa seragam kerja untuk karyawan, perlengkapan keselamatan kerja (misal helm, sarung tangan, sepatu boot, kacamata pelindung dan lain-lain), antar jemput bagi karyawan, kendaraan dinas, tempat tinggal dan lain-lain.

c. Pengobatan

Untuk pengobatan dan perawatan pertama dapat dilakukan di poliklinik perusahaan dan diberikan secara cuma-cuma kepada karyawan yang membutuhkan dengan ketentuan sebagai berikut :

- Untuk pengobatan dan perawatan yang dilakukan pada rumah sakit yang telah ditunjuk akan diberikan secara cuma-cuma
- Karyawan yang mengalami kecelakaan atau terganggu kesehatannya

dalam menjalankan tugas perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan penuh.

d. Insentive atau bonus

Insentive diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya insentive ini dibagi menurut golongan dan jabatan. Pemberian insentive untuk golongan operatif (golongan kepala seksi ke bawah) diberikan setiap bulan sedangkan untuk golongan di atasnya diberikan pada akhir tahun produksi dengan melihat besarnya keuntungan dan target yang dicapai.

e. Cuti

- Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan ijinnya
- Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter
- Cuti hamil selama 3 bulan bagi tenaga kerja wanita
- Cuti untuk keperluan dinas atas perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan

10.9. Status Karyawan dan Sistem Upah

Pabrik Acrylonitrile 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 reguler

Karyawan reguler adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya

2. Karyawan borongan

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

Karyawan harian adalah pekerja yang diangkat dan diberhentikan oleh manajer pabrik berdasarkan nota persetujuan manajer pabrik atas pengajuan kepala yang membawahinya dan menerima upah harian yang dibayarkan setiap akhir pekan.

C. Tabel 10.3. Daftar Upah (Gaji) Karyawan

No.	Jabatan	Jml	Gaji (Rp/orang)	TOTAL
1	Dewan Komisaris	5	15,000,000	75,000,000
2	Direktur utama	1	25,000,000	25,000,000
3	Manager produksi dan teknik	1	13,000,000	13,000,000
4	Manager administrasi	1	13,000,000	13,000,000
5	Sekretaris	2	1,750,000	3,500,000
6	Kepala LITBANG (R&D)	1	7,000,000	7,000,000
7	Karyawan LITBANG (R&D)	2	1,500,000	3,000,000
8	Kepala Dept. QC	1	5,000,000	5,000,000
9	Karyawan QC	3	1,800,000	5,400,000
10	Kepala Dept. Produksi	1	7,000,000	7,000,000
11	Kepala Dept. Teknik	1	7,000,000	7,000,000
12	Kepala Dept. Pemasaran	1	7,000,000	7,000,000
13	Kepala Dept. Keuangan dan Akuntansi	1	7,000,000	7,000,000
14	Kepala Dept. SDM	1	7,000,000	7,000,000
15	Kepala Dept. Umum	1	7,000,000	7,000,000
16	Kepala Divisi Produksi	1	3,500,000	3,500,000
		4	1,250,000	5,000,000
17	Karyawan Divisi Produksi	104	1,000,000	104,000,000
18	Kepala Divisi Gudang	1	3,000,000	3,000,000
		2	1,250,000	2,500,000
19	Karyawan Gudang	3	1,200,000	3,600,000
20	Kepala Divisi Utilitas	1	3,000,000	3,000,000
		2	1,250,000	2,500,000
21	Karyawan Utilitas	3	1,200,000	3,600,000
22	Kepala Divisi Bengkel & Perawatan	1	2,000,000	2,000,000
23	Staff Bengkel & Perawatan	6	1,100,000	6,600,000
24	Kepala Divisi Pengendalian Proses	1	2,000,000	2,000,000

25	Karyawan Divisi Pengendalian Proses	5	1,000,000	5,000,000
26	Kepala Divisi Penjualan	1	2,000,000	2,000,000
27	Staff Penjualan	5	1,250,000	6,250,000
28	Kepala Divisi Promosi dan Periklanan	1	2,000,000	2,000,000
29	Staff Promosi dan Periklanan	3	1,000,000	3,000,000
30	Kepala Divisi Research Marketing	1	2,000,000	2,000,000
31	Staff Research Marketing	2	1,000,000	2,000,000
32	Kepala Divisi Transportasi	1	2,000,000	2,000,000
	Staff Transportasi	2	1,000,000	2,000,000
33	Sopir	3	800,000	2,400,000
34	Kepala Divisi Pembukuan Keuangan	1	2,000,000	2,000,000
35	Staff Pembukuan Keuangan	2	1,000,000	2,000,000
36	Kepala Divisi Penyediaan & Pembelanjaan	1	2,000,000	2,000,000
37	Staff Penyediaan & Pembelanjaan	3	1,000,000	3,000,000
38	Kepala Divisi Kesehatan	1	5,000,000	5,000,000
41	Staff Kesehatan	3	1,250,000	3,750,000
42	Kepala Divisi Personalia	1	2,500,000	2,500,000
43	Staff Divisi Personalia	2	1,100,000	2,200,000
44	Kepala Divisi Ketenagakerjaan	1	2,000,000	2,000,000
45	Staff Ketenagakerjaan	2	1,000,000	2,000,000
46	Kepala Divisi Keamanan	1	1,500,000	1,500,000
47	Staff Keamanan	10	800,000	8,000,000
48	Kepala Divisi Kebersihan	1	1,500,000	1,500,000
49	Staff Kebersihan	10	800,000	8,000,000
		210		397,300,000

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Dalam perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari faktor-faktor ekonomi yang menentukan apakah pabrik tersebut layak untuk didirikan atau tidak. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan Pabrik Akrlonitrile adalah sebagai berikut :

- Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return*)
- Lama pengembalian modal (*Pay Out Time*)
- Titik impas (*Break Event Point*)

Untuk menghitung faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran beberapa hal menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu :

1. Penaksiran modal investasi total (*Total Capital Investment*) terdiri atas :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Work Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*), terdiri atas :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Total pendapatan

11.1. Faktor-faktor Penentu

11.1.1. Modal Investasi Total (*Total Capital Investment = TCI*)

Yaitu modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik sebelum berproduksi, terdiri dari :

1. *Fixed Capital Investment (FCI)*

a. Biaya langsung (*Direct cost*), meliputi :

- Pembelian alat
- Instrumentasi dan alat kontrol
- Perpipaan terpasang
- Listrik terpasang
- Tanah dan bangunan
- Fasilitas pelayanan
- Pengembangan lahan

b. Biaya tak langsung (*Indirect cost*)

- Teknik dan supervisi
- Konstruksi
- Kontraktor
- Biaya tak terduga

2. *Working Capital Investment (WCI)*

Modal kerja yaitu modal yang digunakan untuk menjalankan pabrik yang berhubungan dengan laju produksi dalam beberapa waktu tertentu. Modal kerja terdiri dari :

- a. Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- b. Pengemasan produk dalam waktu tertentu
- c. Utilitas dalam waktu tertentu
- d. Gaji dalam waktu tertentu
- e. Uang tunai

Sehingga :

$$Total\ Capital\ Investment\ (TCI) = Modal\ tetap\ (FCI) + Modal\ kerja\ (WCI)$$

11.1.2. Biaya produksi (*Total Production Cost = TPC*)

Total biaya produksi adalah biaya yang digunakan untuk operasi pabrik atau biaya yang dikeluarkan untuk mengeluarkan satu-satuan produk dalam waktu tertentu. Biaya produksi terdiri dari :

a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*), terdiri dari :

- Biaya produksi langsung
- Biaya produksi tetap
- Biaya *overhead* pabrik

b. Biaya umum (*General Expenses*), terdiri dari :

- Biaya administrasi
- Biaya distribusi dan pemasaran
- Litbang
- Financing

Adapun biaya produksi total terbagi menjadi :

a. Biaya variabel (*Variable Cost = Vc*)

Biaya variabel yaitu, segala biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi atau biaya yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara langsung. Biaya variabel terdiri :

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- Biaya pengepakan

b. Biaya semi variabel (*Semi Variable Cost = SVC*)

Biaya semi variabel yaitu, biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi atau yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara tidak langsung. Biaya semi variabel terdiri dari :

- Upah karyawan
- *Plant overhead*
- Pemeliharaan dan perbaikan
- Laboratorium
- *Operating supplies*
- Biaya umum
- Supervisi

c. Biaya tetap (*Fixed Cost = FC*)

Biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan secara tetap, tidak tergantung pada kapasitas pabrik. Biaya tetap terdiri dari :

- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak
- Bunga bank

11.2. Penafsiran Harga Alat

Harga suatu alat setiap saat akan berubah, tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Oleh karena itu, digunakan beberapa cara konversi harga alat terhadap harga alat pada beberapa tahun yang lalu, sehingga diperoleh harga yang ekuivalen dengan harga sekarang.

Harga alat dalam Pra Rencana Pabrik Acrylonitrole ini didasarkan pada data harga alat yang terdapat pada literatur Peter & Timmerhause serta Gael. D. Ulrich.

Untuk menaksir harga alat pada tahun 2008 digunakan persamaan berikut :

$$C_X = \frac{I_X}{I_K} \times C_K \quad (\text{Peter \& Timmerhause, 164})$$

$$V_A = V_E \times \left(\frac{\text{Kapasitas alat A}}{\text{Kapasitas alat B}} \right)^n$$

Dimana :

C_X = Taksiran harga alat pada tahun 2007

C_K = Taksiran harga alat pada tahun basis

I_X = Indeks harga pada tahun 2007

I_K = Indeks harga pada tahun basis

V_A = Harga alat dengan kapasitas A

V_B = Harga alat dengan kapasitas B

n = Harga eksponen alat tertentu

11.3. Penentuan *Total Capital Investment (TCI)*

Penentuan Total Capital Investment (TCI)

A. Biaya Langsung (DC)

1. Harga peralatan (E)	= Rp	59.446.668.474
2. Instrumentasi dan control (0,15 E)	= Rp.	8.917.000.271
3. Perpipaian terpasang (0,4 E)	= Rp.	23.778.667.390
4. Isolasi (0,08 E)	= Rp.	4.755.733.478
5. Listrik terpasang (0,1 E)	= Rp.	5.944.666.847
6. Fasilitas pelayanan (0,55 E)	= Rp.	32.695.667.661
7. Pengerbangan lahan (0,10 E)	= Rp	5.944.666.847
8. Tanah dan bangunan	= Rp.	28.264.000.000,00
Total biaya langsung (DC)	= Rp.	<u>169.747.070.968</u>

B. Biaya tak langsung (IC)

1. Engineering (0,32 E)	= Rp.	19.022.933.912
2. Biaya konstruksi (0,34 E)	= Rp.	20.211.867.281
3. Biaya kontraktor (5% E)	= Rp.	2.972.333.424
4. Biaya tak terduga (5% E)	= Rp.	2.972.333.424
Total modal tak langsung (IC)	= Rp.	<u>39.234.801.193</u>

C. Modal Tetap (FCI)

FCI = DC + IC	= Rp.	<u>208.981.872.161</u>
----------------------	--------------	-------------------------------

D. Modal kerja 15% FCI (WCI) = Rp. 31.347.280.824

E. Total Capital Investment (TCI)

FCI + WCI = Rp. 240.329.152.985

F. Modal perusahaan

Modal sendiri (60% TCI) = Rp. 144.197.491.791

Modal Pinjaman (40% TCI) = Rp. 96.131.661.194

Biaya Produksi

A. Biaya Manufaktur

A.1 Biaya produksi Langsung (DPC)

1. Bahan baku 1 tahun (TK) = Rp. 64.157.644.690

2. Gaji karyawan 1 tahun = Rp. 4.354.800.000

3. Biaya utilitas 1 tahun = Rp. 10.567.218.880

4. Pemeliharaan (0,02 FCI) = Rp. 4.179.637.443

5. Laboratorium (0,05 Gaji) = Rp. 217.740.000

6. Operating supplies (0,005 FCI) = Rp. 1.044.909.361

7. Pengemasan (0,25 TK) = Rp. 7.560.000.000

8. Supervisi (0,1 Gaji) = Rp. 435.480.000

Biaya produksi langsung (DPC) = Rp. **92.517.430.374**

A.2. Biaya Produksi Tetap (FPC)

1. Asuransi (0,01 FCI) = Rp. 2.089.818.722

2. Depresiasi peralatan. (0,1 FCI)	= Rp.	20.898.187.216
3. Pajak Kekayaan (0,04 FCI)	= Rp.	8.359.274.886
4. Bunga bank (10% modal pinjaman)	= Rp.	9.613.166.119
Biaya Produksi Tetap (FPC)	= Rp.	40.960.446.944
B. Biaya Overhead Pabrik (50% GK)	= Rp.	2.177.400.000

Total Biaya Manufaktur

$$\begin{aligned} \text{Total Biaya Manufaktur} &= \text{Total DPC} + \text{Total FPC} + \text{Biaya Overhead} \\ &= \underline{\underline{135.655.277.318}} \end{aligned}$$

C. Biaya Umum (GE)

1. Distribusi dan pemasaran (5% FCI)	= Rp.	10.449.093.608
2. Research and Development (3% FCI)	= Rp.	6.269.456.165
3. Administrasi (15% GK)	= Rp.	653.220.000
4. Financing (0,002 TCI)	= Rp.	480.658.306
Biaya Umum (GE)	= Rp.	17.852.428.079

D. Biaya Produksi Total (TPC)

$$\text{Total TPC} = \text{Biaya Manufaktur} + \text{GE} = \text{Rp.} \quad \underline{\underline{153.507.705.396}}$$

Laba Perusahaan

Laba Perusahaan yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

$$\text{Total penjualan per tahun} = \text{Rp} \quad 211.612.493.200$$

$$\text{Laba Kotor} = \text{Harga Jual} - \text{Biaya produksi}$$

$$= \text{Rp } 211.612.493.200 - 153.507.705.396$$

$$= \text{Rp } 58.104.787.804$$

$$\text{Pajak penghasilan} = 30\% \text{ dari Laba kotor}$$

$$= \text{Rp } 17.431.436.341$$

$$\text{Laba Bersih} = \text{Laba kotor} \times (1 - \% \text{ pajak})$$

$$= \text{Rp } 40.673.351.463$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A) :

$$C_A = \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat}$$

$$= \text{Rp } 40.673.351.463 + 20.898.187.216$$

$$= \text{Rp } 61.571.538.679$$

Analisis Probabilitas

Laju Pengembalian Modal (Rate Of Investment = ROI)

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

a. ROI sebelum pajak

$$ROI_{BT} = (\text{Laba kotor} / \text{modal tetap}) \times 100\%$$

$$= 27,8037 \quad \%$$

b. ROI setelah pajak

$$ROI_{AT} = \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\%$$

$$= 19,4626 \quad \%$$

Layak didirikan karena > dari bunga bank (13%)

, Lama Pengembalian Modal (Pay Out Time = POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan atau waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi.

$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash Flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 3,39 \text{ tahun} \end{aligned}$$

Break Event Point (BEP)

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 1$$

A. Biaya Produksi Tetap (FPC)	= Rp.	<u>40.960.446.944</u>
B. Biaya Variabel (VC)		
1. Bahan baku 1 tahun	= Rp.	64.157.644.690
2. Biaya utilitas 1 tahun:	= Rp.	10.567.218.880
3. Biaya pengemasan 1 tahun	= Rp.	7.560.000.000
Total biaya variabel (VC)	= Rp.	<u>82.284.863.570</u>
C. Biaya Semi Variabel (SVC)		
1. Pemeliharaan dan perbaikan	= Rp.	4.179.637.443
2. Gaji Karyawan	= Rp.	4.354.800.000

3. Laboratorium	= Rp.	217.740.000
4. Biaya overhead	= Rp.	2.177.400.000
5. Biaya umum (GE)	= Rp.	17.852.428.079
6. Supervisi	= Rp.	435.480.000
Total biaya semi variabel (SVC)	= Rp.	<u>29.217.485.522</u>
D. Harga Penjualan (S)	= Rp.	<u>211.612.493.200</u>

$$\text{BEP} = \frac{\text{FPC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

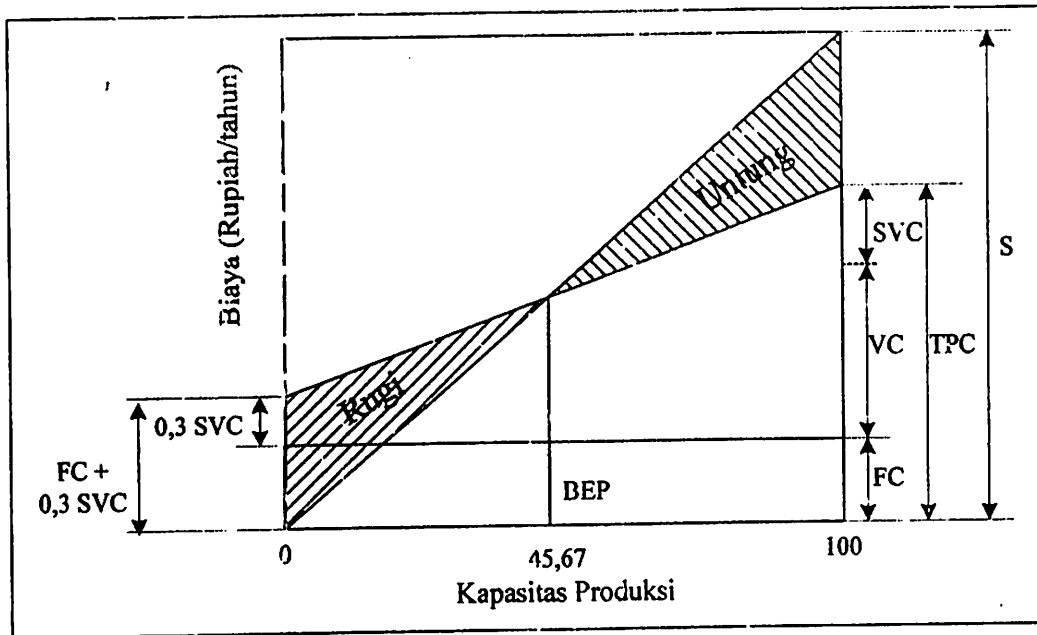
$$= \frac{40.960.446.944 + (0,3 \times 29.217.485.522)}{211.612.493.200 - (0,7 \times 29.217.485.522) - 82.284.863.570}$$

$$= 45,67 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi} &= 0,4567 \times 9.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 4.110 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Nilai BEP untuk pabrik kimia berada diantara nilai 30 - 60 %

Jadi Pra Rencana Pabrik Acrylonitrile ini memenuhi nilai BEP untuk didirikan.



Gambar 11.1. Break Event Point (BEP) Pra Rencana Pabrik Akrilonitrile

Untuk produksi tahun pertama kapasitas pabrik 70% dari kapasitas rencana, sehingga keuntungan adalah :

$$PB_i = \frac{(100 - BEP) - (100 - \% \text{ kapasitas})}{(100 - BEP)} PB$$

dimana :

PB_i = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kapasitas = % kapasitas yang tercapai

Untuk kapasitas 70% :

$$\frac{PB_i}{Rp \ 40.673.351.463} = \frac{(100 - 49,24) - (100 - 70)}{(100 - 49,24)}$$

$$PB_i = Rp \ 16.634.727.667$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama adalah :

$$\begin{aligned}
 C_A &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\
 &= \text{Rp. } 16.634.727.667 + \text{Rp. } 20.898.187.216 \\
 &= \text{Rp. } 37.532.914.883
 \end{aligned}$$

Untuk produksi tahun kedua kapasitas pabrik 90% dari kapasitas sesungguhnya, sehingga keuntungan adalah :

$$\text{PBi} = \frac{(100 - \text{BEP}) - (100 - \% \text{ kapasitas})}{(100 - \text{BEP})} \text{PB}$$

dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kapasitas = % kapasitas yang tercapai

Untuk kapasitas 90% :

$$\frac{\text{PBi}}{\text{Rp. } 40.673.351.463} = \frac{(100 - 49,24) - (100 - 90)}{(100 - 49,24)}$$

$$\text{PBi} = \text{Rp. } 32.655.669.139$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama adalah :

$$\begin{aligned}
 C_A &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\
 &= \text{Rp. } 32.655.669.139 + \text{Rp. } 20.898.187.216 \\
 &= \text{Rp. } 53.553.856.355
 \end{aligned}$$

, Shut Down Point (SDP)

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

$$\begin{aligned}
 \text{SDP} &= \frac{0,3\text{SVC}}{S-0,7\text{SVC}-\text{VC}} \times 100\% \\
 &= \frac{(0,3 \times 29.217.485.522)}{211.612.493.200 - (0,7 \times 29.217.485.522) - 82.284.863.570} \\
 &= 8,05 \%
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Titik SDP terjadi pada kapasitas produksi} &= 0,0771 \times 9.000 \text{ ton/tahun} \\
 &= 694 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Net Present Value (NPV)

1. Masa konstruksi pabrik pada tahun ke -2 adalah (CA₂)

$$\begin{aligned}
 \text{CA}_{2} &= (40\% \times \text{Rp } 208.981.872.161) (1 + 0,2)^2 \\
 &= \text{Rp } 120.373.558.365
 \end{aligned}$$

2. Masa konstruksi pabrik pada tahun ke -1 adalah (CA₁)

$$\begin{aligned}
 \text{CA}_{1} &= (60\% \times \text{Rp } 208.981.872.161) (1 + 0,2)^1 \\
 &= \text{Rp } 150.466.947.956
 \end{aligned}$$

Total modal akhir pada masa konstruksi 2 tahun adalah :

$$\begin{aligned}
 \text{CA}_{0} &= -(\text{CA}_{2} + \text{CA}_{1}) \\
 &= -(\text{Rp. } 120.373.558.365 + \text{Rp } 150.466.947.956) \\
 &= -(\text{Rp. } 270.840.506.321
 \end{aligned}$$

Menghitung NPV tiap tahun

$$NPV = C_A \times Fd$$

dimana :

C_A = Cash flow setelah pajak

$$Fd = \text{Faktor diskon} = \frac{1}{(1+i)^n}$$

n = tahun ke- n

i = tingkat suku bunga bank

Tabel 11.1. Cash Flow untuk NPV selama 10 tahun

Tahun ke-	C_A (Rp)	Faktor Diskon ($i = 0,1$)	NPV 1 (Rp)
0	-270.840.506.321	1,0000	-270.840.506.321
1	150.466.947.956	0,8850	133.156.591.111
2	120.373.558.365	0,7831	94.270.152.999
3	111.261.948.738	0,6931	77.110.111.629
4	122.388.143.612	0,6133	75.062.940.523
5	134.626.957.974	0,5428	73.070.119.094
6	148.089.653.771	0,4803	71.130.204.427
7	162.898.619.148	0,4251	69.241.791.920
8	179.188.481.063	0,3762	67.403.514.259
9	197.107.329.169	0,3329	65.514.040.429
10	216.818.062.086	0,2946	63.872.074.754
Nilai sisa	0	0,2946	0

WCI	31.347.280.824	0,2946	9.234.543.676
Jumlah			528.325.578.501

Karena harga NPV positif maka Pabrik Acrylonitrile layak didirikan

Tabel 11.2. Internal Rate of Return (IRR)

Tahun ke-	C _A (Rp)	Faktor diskon; i = 0,105	NPV 2 (Rp)
0	-270.840.506.321	1,0000	-270.840.506.321
1	150.466.947.956	0,8811	132.569.998.199
2	120.373.558.365	0,7763	93.441.408.422
3	111.261.948.738	0,6839	76.095.517.994
4	122.388.143.612	0,6026	73.748.960.171
5	134.626.957.974	0,5309	71.474.763.161
6	148.089.653.771	0,4678	69.270.695.575
7	162.898.619.148	0,4121	67.134.594.830
8	179.188.481.063	0,3631	65.064.365.033
9	197.107.329.169	0,3199	63.057.974.922
10	216.818.062.086	0,2819	61.113.455.872
Nilai sisa	0	0,2819	0
WCI	31.347.280.824	0,2819	8.835.706.052
Jumlah			510.966.933.911

$$\begin{aligned} \text{IRR}_1 &= i_1 + \frac{\text{NPV}_1}{\text{NPV}_1 - \text{NPV}_2} \times (i_2 - i_1) \\ &= 13\% + \frac{528.325.578.501}{528.325.578.501 - 510.966.933.911} \times 14\% - 13\% \\ &= 43,4\% \end{aligned}$$

Karena harga IRR > bunga bank (13%), maka Pabrik Acrylonitrile layak didirikan

BAB XII

KESIMPULAN

Pada Pra Rencana Pabrik Akrilonitril ini diharapkan akan tercapai hasil produksi yang maksimal sesuai dengan tujuan. Dari hasil produksi tersebut diharapkan dapat memenuhi kebutuhan konsumsi dalam negeri.

Disamping itu produksi akrilonitril dapat menembus pasaran dunia, sehingga dapat menambah devisa negara dari nilai eksportnya.

Bila ditinjau dari segi bahan baku, proses, peralatan proses, penyusunan lokasi pabrik, organisasi perusahaan dan analisa ekonomi, perencanaan pabrik akrilonitril ini layak untuk direalisasikan dengan rincian pertimbangan sebagai berikut :

12.1. Tinjauan dari segi teknis

Bila ditinjau dari segi teknis proses pembuatan akrilonitril ini sangat baik, disamping prosesnya tidak rumit juga mempunyai kadar produksi yang sesuai dengan yang ada di pasaran.

12.2. Tinjauan dari segi lokasi pabrik

Penentuan lokasi pabrik juga baik karena :

- Dekat dengan sumber bahan baku
- Pemasaran hasil produksi mudah
- Dekat dengan sumber utilitas
- Fasilitas transportasi yang memadai
- Tersedianya tenaga kerja yang cukup

12.3. Tinjauan dari segi ekonomi

Suatu analisa ekonomi sangat diperlukan untuk mengetahui layak atau tidaknya suatu pabrik untuk didirikan dalam rencana jangka pendek maupun jangka panjang.

Hasil analisa ekonomi yang didapat adalah :

- Rate Of Investment (ROI)_{BT} = 27,8037 %
- Rate Of Investment (ROI)_{AT} = 19,4626 %
- Pay Out Time (POT)_{AT} = 3,39 tahun
- Break Event Point (BEP) = 45,67 %
- Internal Rate Return (IRR) = 43,4 %

DAFTAR PUSTAKA

- Anonymous, <http://en.wikipedia.org/wiki/Acrylonitrile>
- Anonymous, <http://en.wikipedia.org/wiki/Acetonitrile>
- Anonymous, <http://en.wikipedia.org/wiki/Ammonia>
- Anonymous, http://en.wikipedia.org/wiki/Ammonium_sulfate
- Anonymous, http://en.wikipedia.org/wiki/Hydrogen_cyanide
- Anonymous, <http://id.wikipedia.org/wiki/Polipropilena>
- Anonymous, [http://ACRYLONITIL « pendidikan dan pengetahuan_files](http://ACRYLONITIL%20«%20pendidikan%20dan%20pengetahuan_files)
- Anonymous, <http://ilmudanpengetahuan.wordpress.com/2009/05/29/acrylonitil>
- Austin, G.T. **“Shreve’s Chemical Process Industries”**, 5th edition, New York, Mc Graw Hill Book Company, 1994.
- Brownell and Young, **“Process Equipment Design”**, John Willey and Sons Inc, New York, 1959.
- Coulson J.M and Hick T.G, **“Hand Book of Chemical Engineering Calculation”**, Mc Graw Hill Book Company, New York, 1984.
- Foust A.S, **“Principle of Unit Operation”**, 2nd edition, Allyn and Bacon Inc, London, 1983.
- Geankoplis C.J, **“Transport Process and Unit Operation”**, 2nd edition, Allyn and Bacon Inc, London, 1983.
- Himmelblau D.M, **“Principles and Calculation in Chemical Engineering”**, 4th edition, Prentice Hall Inc, New Jersey, 1982.
- Hougen O.A, Watson K.M and Ragatz R.A, **“Chemical Process Principles”**, Part 1, 2nd edition, John Willey and Sons Inc, New York, 1954.
- Kern D.Q, **“Process Heat Transfer”**, International Student Edition, Mc Graw Hill Book Company, Singapore, 1965.
- Kirk E.R and Othmer D.F, **“Encyclopedia of Chemical Technology”**, Volume 2, 3rd Edition, John Willey and Sons Inc, New York, 1961.
- Levenspiel O, **“Chemical Reaction Engineering”**, 2nd edition, John Willey and Sons Inc, New York, 1962.

- Ludwig, E.E, **“Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants”**, Volume 2, 2nd edition, Gulf Publishing Co, Houston, 1964.
- McCabe W.L and Smith J.H, **“Unit Operation of Chemical Engineering”**, 3rd edition, Mc Graw Hill Kogakusha, Tokyo, 1976.
- Mathew Van Winkle, **“Distillation”**, Mc Graw Hill Book Company, New York, 1976.
- Peters, M.S and Timmerhaus, K.D, **“Plant Design and Economic for Chemical Engineering”**, 3rd edition, Mc Graw Hill Book Company, Singapore, 1981.
- Perry, R.H, **“Perry’s Chemical Engineering Hand Book”**, 5th and 6th edition, Mc Graw Hill Book Company, Singapore.
- Smith, J.H and H.C Van Ness, **“Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics”**, 3rd edition, Mc Graw Hill Book Company, New York, 1979.
- Treyball, R.E, **“Mass Transfer Operation”**, 3rd edition, Mc Graw Hill Book Company, Singapore, 1981.
- Ulrich, G.D, **“A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic”**, John Wiley and Sons Inc, New York, 1984.
- Vilbrant, F.C and Dreydan, C.E, **“Chemical Engineering Plant Design”**, 4th edition, Mc Graw Hill Book Company, Kogakusha Tokyo, 1981.