

**PRARANCANGAN PABRIK *ACRYLONITRILE*
DARI *ETHYLENE CYANOHYDRINE*
KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN**

**Skripsi
Untuk memenuhi sebagian persyaratan mencapai
derajat Sarjana Teknik**



Disusun Oleh:

**HABY RESKI QUESI YUDA PRATAMA
(04521065)**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2010

HALAMAN PERSETUJUAN

TUGAS AKHIR

PRARANCANGAN PABRIK *ACRYLONITRILE DARI*

ETHYLENE CYANOHIRINE

KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN

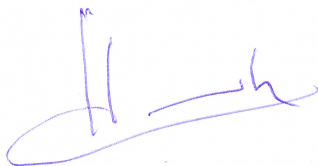


Tugas akhir ini telah memenuhi persyaratan dan siap untuk diujikan.

Diujikan pada tanggal, Juni 2010

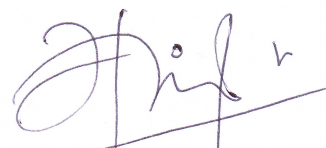
Menyetujui

Pembimbing I



Hasnah Mu'in, Dr., Su

Pembimbing II



Ariany Zulkania, S.T., M.Eng

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA PERANCANGAN PABRIK ACRYLONITRILE DARI ETHYLENE
CYANOHIDRINE DENGAN KAPASITAS 60.000TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh :

HABY RESKI QUESI YUDA PRATAMA

NMS : 04521065

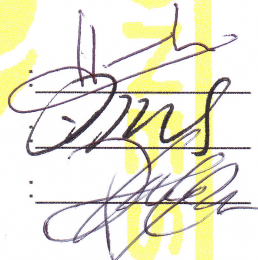
Telah di Pertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 2011

Dosen Penguji :

1. Dr. Hasnah Mu'in, SU
2. Asmanto Subgyo, M.sc
3. Dalyono. S.Teks, MSI

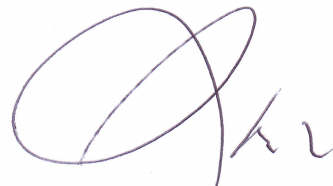


Mengetahui ,

Ketua Jurusan Teknik Kimia

Fakultas Teknik Industri

Universitas Islam Indonesia



Dra. Hj. Kamariah Anwar, MS

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini,

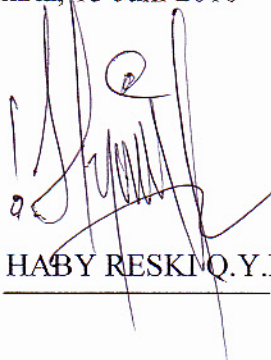
Nama : HABY RESKI QUESI YUDA PRATAMA

No. Mahasiswa : 04 521 065

Menyatakan bahwa seluruh hasil penelitian ini adalah hasil karya saya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

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

Yogyakarta, 15 Juni 2010



HABY RESKI Q.Y.P

KATA PENGANTAR



السلام عليكم ورحمة الله وبركاته

Puji serta syukur kita panjatkan kehadiran Allah SWT yang telah memberikan rahmat serta hidayah-Nya kepada kita semua, dan tak lupa sholawat serta salam semoga selalu tercurahkan kepada nabi besar kita Muhammad SAW. Berkat rahmat serta karunia-Nya penyusun dapat menyusun dan menyelesaikan naskah tugas akhir dengan judul **Prarancangan Pabrik Acrylonitrile dari Ethylene Cyanohydrine Kapasitas 60.000 ton per tahun.**

Tugas akhir prarancangan pabrik ini disusun untuk melengkapi salah satu syarat guna memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia pada Fakultas Teknologi Industri, Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.

Dalam penyusunan naskah ini penyusun banyak sekali mendapatkan bantuan dari berbagai pihak baik yang secara langsung maupun tidak langsung. Maka dengan segala kerendahan hati penyusun menghaturkan ucapan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Allah SWT atas Karunia Serta Hidayah-Nya
2. Ibu-Iapak dan Adik-adikku serta Icha atas segala do'a serta dukungan moril maupun materil
3. Teman – teman kost yang selalu kasih suport pada saya..
4. Hasna Mu'in, Dr., Su selaku Dosen Pembimbing I yang telah banyak memberikan bantuan dan bimbingan dalam menyelesaikan laporan ini.

5. Ariany Zulkania ST., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing II yang telah banyak memberikan bantuan dan bimbingan dalam menyelesaikan laporan ini.
6. Bapak dan Ibu dosen atas ilmu dan bimbingannya selama masa perkuliahan.
7. Teman-teman Teknik Kimia-S1 Angkatan 2004

Penyusun menyadari bahwa dalam penyusunan naskah ini masih jauh dari sempurna dan masih banyak kekurangannya. Oleh karena itu penyusun mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun demi kesempurnaan naskah ini.

Akhir kata penyusun berharap naskah ini bermanfaat bagi penyusun khususnya dan bagi pembaca serta semua pihak pada umumnya.

والسلام عليكم ورحمة الله وبركاته

Yogyakarta, Juni 2010

Penyusun

ABSTRACT

Acrylonitrile (ACRY) is substance for making Synthetic Fiber, Rubber, Plastic which used for making home tools, office equipments, etc. Acrylonitrile Monomer factory purpose to full fill domestic required even for export. Vinyl Chloride Monomer factory will build in South Sumatra industry district at Mariana with 60000 ton/year product capacity and has 166 employees.

Basic material for ACRY product is Ethylene Cyanohidrine (EC).. Ethylene Cyanohidrine mechanism reaction need dehidrasi process in reactor fixed bed non adiabatic with AL_2O_3 solid catalyst. The reaction runs on $250\text{ }^{\circ}C$ with 2 atm pressure. It has about 99% conversion. And then reaction product ACRY process craking in distillations minaret to make ACRY, The reaction runs on $87.54\text{ }^{\circ}C$ with 1.1 atm pressure. It has about 80% conversion. The product appeared after reboiler process in distillation minaret than condensed. And then reaction product ACRY process craking in Stripper minaret to make ACRY, The reaction runs on $104,4^{\circ}C$ with 1.2 atm. It's saved as liquid essence.

The factory need 9,1755 kw of electricity which supply by PLN; and 41,131,4623 kj/k of fuel.

The factory fixed capital is Rp 294,510,772,013.2, it's from bank loan and capital investment and the factory needs Rp 199,479,508,008 working capital. It has Rp 82,054,146,389 profit in a year before tax and Rp 41,027,073,195 in a year after tax. It's counted that return on investment (ROI) is 28% before tax and 14% after tax; pay out time (POT) is 2.91 year before tax and 4.91 after tax; break even point (BEP) 55.74%; shut down point (SDP) 43.32%; and discounted cash flow rate of return (DCFR) 30%. Based on the economic analysis, It is concluded that plant design of Vinyl Chloride Monomer with capacity 60000 ton/years visible to be built.

DAFTAR ISI

| | |
|--|------|
| HALAMAN JUDUL ----- | i |
| LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN ----- | ii |
| HALAMAN PENGESAHAN ----- | iii |
| LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PENGUJI ----- | iv |
| KATA PENGANTAR ----- | v |
| DAFTAR ISI ----- | vi |
| DAFTAR TABEL ----- | viii |
| DAFTAR GAMBAR ----- | ix |
| DAFTAR LAMBANG ----- | xi |
| ABSTRAK ----- | xii |
| BAB I. PENDAHULUAN ----- | 1 |
| I.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik ----- | 1 |
| I.2. Penentuan Kapasitas Perancangan --- | 2 |
| I.2.1 Ketersediaan Bahan Baku ----- | 4 |
| I.2.1a Penyediaan Bahan Baku ----- | 4 |
| I.3. Tinjauan Pustaka ----- | 4 |
| BAB II. PERANCANGAN PRODUK ----- | 6 |
| II.1. Spesifikasi Bahan Baku ----- | 6 |
| II.2. Spesifikasi Bahan Pembantu --- | 6 |
| II.3. Spesifikasi Produk ----- | 7 |

| | |
|--|----|
| BAB III. PERANCANGAN PROSES ----- | 9 |
| III.1. Uraian Proses ----- | 9 |
| 2. Mekanisme Reaksi ----- | 9 |
| 3. Kondisi Operasi ----- | 10 |
| 4. Tinjauan Kinetika ----- | 10 |
| III.3.2. Tinjauan Termodinamika ----- | 11 |
| III.4. Langkah Proses ----- | 12 |
| III.3.2. Neraca Massa----- | 15 |
| III.3.3. Neraca Panas Alat ----- | 17 |
| III.4. Speisifikasi Alat ----- | 18 |
| BAB IV. PERANCANGAN PABRIK ----- | 33 |
| IV.1. Lokasi Paabrik ----- | 33 |
| IV.2. Tata letak Pabrik ----- | 35 |
| IV.3. Tata letak Peralatan----- | 38 |
| IV.4. Utilitas ----- | 43 |
| IV.5. Organisasi Perusahaan ----- | 57 |
| IV.6 Evaluasi Ekonomi ----- | 80 |
| BAB V. KESIMPULAN ----- | 91 |
| DAFTAR PUSTAKA ----- | 92 |
| LAMPIRAN | |

DAFTAR GAMBAR

| | | |
|-------------|---|-----|
| Gambar 1.1 | Grafik Kapasitas Produksi----- | 3 |
| Gambar | Diagram Alir Kualitatif ----- | 32a |
| Gambar | Diagram Alir Kuantitatif ----- | 32b |
| Gambar | <i>Process Engineering Flow Diagram</i> ----- | 16 |
| Gambar 1. | Lay Out Pabrik--- ----- | 40 |
| Gambar 2. | Lay Out Alat----- | 42 |
| Gambar VIII | Diagram alir Pengolahan Air ----- | 56 |
| Gambar X.1. | Struktur Organisasi Perusahaan ----- | 79 |
| Gambar X.2. | Grafik Evaluasi Ekonomi ----- | 90 |

DAFTAR TABEL

| | | |
|--------------|---|----|
| Tabel I.1. | Perkembangan Impor Acrylonitrile (2005-2009) ----- | 3 |
| Tabel I.2. | Data Perhitungan Menggunakan Metode <i>Leastquare</i> ----- | 3 |
| Tabel 3.2.1 | Neraca Massa Reaktor (R-01) ----- | 15 |
| Tabel 3.2.2 | Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01) ----- | 15 |
| Tabel 3.2.3 | Neraca Massa Stripper (ST-01) ----- | 15 |
| Tabel 3.2.4. | Neraca Massa Mixer ----- | 16 |
| Tabel 3.2.5 | Neraca Massa Vaporizer (VP-01) ----- | 16 |
| Tabel 3.2.6 | Neraca Massa Separator (SP-01) ----- | 16 |
| Tabel 3.2.7 | Neraca Massa Total ----- | 16 |
| Tabel 3.3.1 | Neraca Panas Mixer ----- | 17 |
| Tabel 3.3.2 | Neraca Panas Vaporizer Separator (VP-01&SP-01) ----- | 17 |
| Tabel 3.3.3. | Neraca Panas Reaktor (R-01) ----- | 17 |
| Tabel 3.3.4 | Neraca Panas Menara Distilasi(MD-01)----- | 18 |
| Tabel 3.3.5. | Neraca Panas Stripper (ST-01) ----- | 18 |
| Tabel 3.3.5. | Neraca Panas Total ----- | 18 |
| Tabel IX.1. | Luas Bangunan Pabrik ----- | 37 |
| Tabel X.1. | Jadwal Hari dan Kerja Karyawan Shift ----- | 72 |
| Tabel X.2. | Perincian Jumlah Karyawan ----- | 74 |
| Tabel X.3. | Perincian Jumlah Gaji dan Golongan----- | 76 |
| Tabel 4.1 | Nilai Indeks tahun 1993-2001 ----- | 80 |
| Tabel 4.2 | Komponen <i>Fixed Capital Investment</i> ----- | 85 |

| | | |
|------------|---|----|
| Tabel 4.3 | Komponen <i>Working Capital</i> ----- | 86 |
| Tabel 4.4 | Komponen <i>Direct Manufacturing Cost</i> ----- | 87 |
| Tabel 4.5 | Komponen <i>Indirect Manufacturing Cost</i> ----- | 87 |
| Tabel 4.6 | Komponen <i>Fixed Manufacturing Cost</i> ----- | 87 |
| Table.4.7 | komponen <i>Total Manufacturing cost</i> ----- | 88 |
| Tabel 4.7. | Komponen <i>General Exspense</i> ----- | 88 |

DAFTAR LAMBANG

| | |
|-----------------|--|
| A | = Luas perpindahan panas, ft ² , in ² , m ² |
| A _R | = Luas permukaan dinding reaktor, m ² |
| a | = Jari-jari dalam reaktor, m |
| BC | = <i>Belt Conveyor</i> |
| BEP | = <i>Break Event Point</i> |
| BHP | = <i>Brake Horse Power</i> , Hp |
| BM | = Berat Molekul, Kg/kmol |
| b | = Sumbu tegak <i>head</i> , m |
| C | = Faktor korosi, in |
| C _A | = Konsentrasi zat A, Kmole/L |
| C _{A0} | = Konsentrasi zat A mula-mula, Kmole/L |
| C _p | = Kapasitas panas, Btu/lb °F, Kkal/Kg °C |
| D | = Diameter, in, m |
| DMC | = <i>Direct Manufacturing Cost</i> |
| DPC | = <i>Direct Plant Cost</i> |
| E | = <i>Effisiensi</i> pengelasan |
| E _a | = Harga alat dengan kapasitas diketahui |
| E _b | = Harga alat dengan kapasitas dicari |
| E _x | = Harga alat untuk tahun x |
| E _y | = Harga alat untuk tahun y |
| F | = Kecepatan massa padatan, lb/j.ft ² |

FV = Kecepatan volumetrik, m^3/j , L/j

FCI = *Fixed Capital Investment*

Fa = *Fixed Expencc*

f = *Allowable strees*

f = Faktor friksi

GE = *General Expencc*

gc = Gravitasi, m^2/s

gpm = Gallon per menit

HE = *Heat Excehanger*

hi = Koefisien perpindahan panas pada diameter dalam, $Btu/j.ft.^{\circ}F$

hio = Koeisien perpindahan panas, $Btu/j.ft.^{\circ}F$

ID = Diameter dalam, in, m, ft

IMC = *Indirect Manufacturing Cost*

J = Lebar *baffle*, m, in, ft

L = Tinggi, m, in, ft

LC = Leve kontrol

Le = Panjang *elbow*, ft

M = *Mixer*

M = massa, Kg/j

N = Kecepatan putaran pengadukan, rpm, rps, rph

NRe = *Reynold Number*

Nx = Nilai *index* tahun x

Ny = Nilai *index* tahun y

N = Jumlah pengaduk

OD = Diameter luar, m,in,ft

P = Tekanan, atm

P = Power motor, Hp

PEC = *Purchased Equipment Cost*

POT = *Pay Out Time*

Q = Panas, Btu/j, Kkal/j, KJ/j

r = Jari-jari, m

R = Reaktor

ROI = *Returrn Of Investment*

Ra = *Regulated Expence*

SDP = *Shut Down Point*

Sa = *Sales Expence*

Sch = *Shcedule*

T = Suhu

T - n = Tangki

t = Waktu, detik, menit, jam

th = Tebal dinding *head*, in

ts = Tebal dinding *shell*, in

WC = *Working Capital*

X = Konfersi

Zl = Tinggi cairan, in, m, ft

μ = *Viscositas, Cp*

η = Effisiensi pompa

π = Jari-jari, in, m, ft

Σ = Jumlah

ρ = Densitas, Kg/m³

ΔP = *Pressure drop*, psi

ΔT = Beda suhu

BAB 1
PENDAHULUAN

BAB I

PENDAHULUAN

I. 1. Latar Belakang

Perkembangan ilmu pengetahuan dan teknologi yang menunjang sektor industri telah menuntut bangsa indonesia menuju kearah industrialisasi. Untuk mencapai kemajuan di bidang industri yang berfokus pada bidang industri kimia, maka kebutuhan akan bahan-bahan kimia dalam negeri perlu ditumbuhkan dan dikembangkan dalam pembangunan sektor industri.

Sejalan dengan tujuan pembangunan industri yaitu sebagai upaya untuk meningkatkan nilai tambah suatu bahan, maka pendirian pabrik *Acrylonitrile* dengan bahan baku *Ethylene Cyanohydrine* akan berharap meningkatkan keberadaan sektor industri dan selanjutnya dapat memperkokoh struktur ekonomi nasional.

Acrylonitrile digunakan dalam *Synthetic Fibers, Rubber, Plastics* dan lain sebagainya. (Keyes and Clark, 1957)

Kebutuhan *Acrylonitrile* rata-rata dipenuhi dengan melakukan impor dari beberapa negara, yaitu Jepang, Cina, India, Amerika Serikat, Hongkong, Korea dan lain sebagainya. (Data Badan Pusat Statistik, 2006-2009)

Berdasarkan pertimbangan diatas maka pabrik *Acrylonitrile* layak didirikan di indonesia dengan alasan sebagai berikut:

1. Kebutuhan *Acrylonitrile* masih diimpor dari luar negeri
2. Pendirian pabrik *Acrylonitrile* dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri
3. Mengurangi ketergantungan impor *Acrylonitrile*
4. Menghemat devisa negara
5. Membuka lapangan kerja baru sehingga menurunkan tingkat pengangguran
6. Belum adanya pabrik *Acrylonitrile* di Indonesia

Idealnya, lokasi pabrik yang dipilih harus dapat memberikan kemungkinan memperluas atau memperbesar pabrik dan memberikan keuntungan untuk jangka panjang. Hal ini juga harus masih ditentukan pada pelaksanaan operasionalnya. Lokasi yang baik akan menentukan hal-hal sebagai berikut:

1. Kemampuan melayani konsumen dan langganan yang memuaskan
2. Kemampuan untuk mendapatkan bahan baku yang cukup berkesinambungan dan harganya sampai ditempat yang murah
3. Kemudahan untuk mendapatkan tenaga karyawan yang diperlukan oleh pabrik
4. Kemungkinan untuk memperluas pabrik dimasa mendatang ditinjau dari segi keuntungan yang dicapai

I. 2. Kapasitas Perancangan

Dalam menentukan kapasitas produksi yang menguntungkan, digunakan beberapa pertimbangan yaitu proyeksi kebutuhan *Acrylonitrile* di Indonesia, ketersediaan bahan baku dan kapasitas produksi minimum.

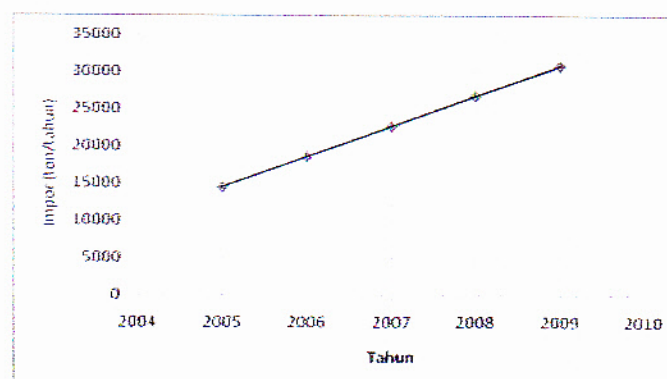
Perencanaan dan penentuan kapasitas impor *Acrylonitrile*, dalam beberapa tahun ini menunjukkan keadaan yang cenderung stabil.

Tabel I.1. Perkembangan Impor *Acrylonitrile* (2005-2009)

| No | Tahun | Jumlah (ton/tahun) |
|----|-------|--------------------|
| 1 | 2005 | 14.470,3 |
| 2 | 2006 | 18.555,1 |
| 3 | 2007 | 22.639,9 |
| 4 | 2008 | 26.724,7 |
| 5 | 2009 | 30.809,5 |

(Sumber : Biro Pusat Statistik Yogyakarta)

Berdasarkan Data impor diatas dengan menggunakan metode *Least square* maka dapat direncanakan kapasitas perancangan pabrik *Acrylonitrile* pada tahun 2010 adalah 60,000 ton/tahun. Kapasitas yang direncanakan diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri dan selebihnya dapat ekspor



Selain untuk meminimalkan arus impor, kapasitas ini diharapkan akan dapat membuka peluang baru ekspor. Dengan berdirinya pabrik *Acrylonitrile* ini diharapkan mampu menstimulasi pabrik lain, dalam rangka mendukung industrialisasi di Indonesia sehingga perancangan pabrik *Acrylonitrile* merupakan langkah yang strategis.

1.2.1. Ketersediaan Bahan Baku

1.2.1.a Penyediaan Bahan Baku

Lokasi pabrik diusahakan dekat dengan penyediaan bahan baku dan pemasaran produk untuk menghemat biaya transportasi. Pabrik juga harus dekat dengan pelabuhan jika ada bahan baku atau produk yang dikirim dari atau luar negeri.

I.3. Tinjauan Pustaka

Pada saat ini ada beberapa macam proses yang digunakan dalam pembuatan produk *Acrylonitrile*. Untuk menentukan pemilihan proses yang tepat, maka perlu diketahui beberapa macam proses yaitu:

➤ *Dari Asetylene dan Asam Sianida*

Reaksi yang terjadi:



Proses ini menggunakan katalisator *Cuprous Chloride* (Cu_2Cl_2) pada kondisi operasi 70°C dan tekanan atmosferis, perbandingan mol C_2H_2 dan HCN masuk reaktor berkisar antara 10:1 mendapat yield 80%.

➤ ***Dari Ethylene Cyanohidrine***

Reaksi yang terjadi:



Proses ini menggunakan katalisator *Alumina* pada kondisi operasi 250°C dan tekanan atmosferis mendapatkan yield 90%.

Dari kedua proses tersebut, proses yang dipilih adalah dehidrasi dari *Ethylene Cyanohidrine* dengan alasan:

- Menghasilkan yield yang besar 90% bila dibandingkan dengan proses lain
- Beroperasi pada suhu yang cukup tinggi dan pada tekanan atmosferik yaitu pada suhu 250°C dan tekanan 1 atm

BAB II
PERANCANGAN
PRODUK

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Bahan Baku

2.1.1 *Ethylene Cyanohydrine*

- Rumus Molekul : $\text{CH}_2(\text{OH})\text{CH}_2\text{CN}$
- Berat Molekul : 71,08 gr/gmol
- *Melting Point* : 84,4897°C
- *Boilling Point* : 240,8241°C
- Temperatur Kritis : 502,7979°C
- Tekanan Kritis : 56,5351 atm
- Densitas (20°C) : 0,987 g/cm³
- Kenampakan : Cairan tidak berwarna
- Kelarutan : Larut dalam air, Alkohol, Ether, Aseton
dan Chloroform
- Daya larut dalam air : 0,6 gr/100 ml air
- $\Delta H_{f298}^{\circ}\text{C}$: -14,09 kkal/gmol

2.2. Spesifikasi Bahan Pembantu

2.2.1. *Alumina (Katalisator)*

- Rumus Molekul : Al_2O_3
- Bentuk : Bola
- Bulk Density : 1179,456 kg/m³

- Ukuran(Diameter) : 0,47625 cm
- Porositas : 0,41
- Umur : 6-7 Tahun

2.3. Spesifikasi Produk

2.3.1. *Acrylonitrile*

- Rumus Molekul : CH_2CHCN
- Berat Molekul : 53,06 gr/gmol
- *Melting Point* : $-82,9578^\circ\text{C}$
- *Boilling Point* : $77,3404^\circ\text{C}$
- Temperatur Kritis : $261,8220^\circ\text{C}$
- Tekanan Kritis : 44,2016 atm
- Densitas (20°C) : $0,911 \text{ g/cm}^3$
- Kenampakan : Cairan tidak berwarna
- Kelarutan : Larut dalam Ether, Aseton, Benzena,
Ethylene
- Kemurnian komersial : 99%
- Impurities : H_2O
- $\Delta\text{Hf}_{298}^\circ\text{C}$: 44,28 kkal/gmol

2.3.2. Air

- Rumus Molekul : H₂O
- Berat Molekul : 18,02 gr/gmol
- *Melting Point* : 0°C
- *Boilling Point* : 99,9882°C
- Temperatur Kritis : 374,1°C
- Tekanan Kritis : 218,3 atm
- Densitas (20°C) : 0,975 g/cm³
- Kenampakan : Cairan tidak berwarna
- $\Delta H_{f,298}^{\circ}\text{C}$: -57,28 kkal/gmol

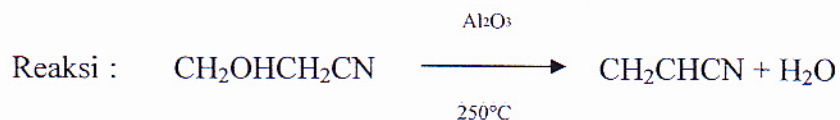
BAB III
PERANCANGAN
PROSES

BAB III

PERANCANGAN PROSES

III. 1. Uraian Proses

Acrylonitrile secara komersial dibuat dengan *Dehidrasi* fasa uap *Ethylene Cyanohydrine*.



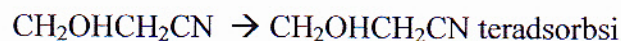
Ethylene Cyanohydrine diuapkan dan direaksikan diatas katalis Al_2O_3 pada tekanan atmosfer dan temperature 250°C pada suhu tersebut kondisi reaktan adalah fasa gas, maka digunakan reaktor fixed bed multitube.

Dengan demikian diperlukan adanya tambahan panas dari luar untuk mempertahankan suhu di dalam reaktor. Dalam hal ini digunakan steam sebagai pemanas. Panas penguapan yang dihasilkan dari reaksi tersebut relatif besar maka dipilih reaktor jenis *Fixed Bed Multitube* untuk dapat mensuplai panas yang relatif besar. Pada reaksi ini digunakan bahan baku *Ethylene Cyanohydrine* dengan kadar min 98% yang diproduksi dari pabrik-pabrik yang terdapat di Indonesia.

2. Mekanisme Reaksi

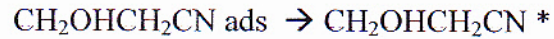
Mekanisme reaksi dapat diterangkan dengan persamaan sebagai berikut :

1. Penyerapan fluida oleh padatan



Pada tahap ini dibutuhkan tekanan yang tinggi dan temperatur yang rendah

2. Aktivitas zat teradsorpsi



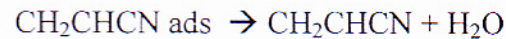
Pada tahap ini diperlukan suhu yang tinggi

3. reaksi pada katalis



Pada tahap ini diperlukan temperatur yang tinggi

4. Desorpsi dari zat hasil



Pada tahap ini diperlukan temperatur yang tinggi dan tekanan yang rendah.

3. Kondisi Operasi

Acrylonitrile secara komersial dibuat dengan *Dehidrasi* fasa uap *Ethylene Cyanohydrine*. *Ethylene Cyanohydrine* diuapkan dan direaksikan diatas katalis Al_2O_3 pada tekanan atmosfer dan temperature 250°C . Pada suhu tersebut kondisi reaktan adalah fasa gas maka digunakan reaktor jenis fixed bed.

4. Tinjauan Kinetika

Ditinjau dari kinetika reaksinya, kecepatan reaksi *Dehidrasi* akan bertambah dengan naiknya suhu. Hal ini ditunjukkan oleh persamaan Archenius :

$$K = A \exp(-E/RT)$$

Kecepatan reaksi tidak hanya dipengaruhi oleh suhu, besarnya energi aktivasi juga berpengaruh . adanya katalis dapat menurunkan energi aktivasi yang dibutuhkan dalam reaksi. Dengan turunnya energi aktivasi, maka dapat

menaikkan kecepatan reaksi. Katalis yang digunakan adalah Al_2O_3 yang mempunyai range 250-350°C.

Persamaan kecepatan reaksi (-rA)

Proses *Dehidrasi Ethylene Cyanohydrine* menjadi *Acrylonitrile* dengan katalisator Alumina mengikuti persamaan sebagai berikut:

$$(-rA) = \frac{K_1 x P_{\text{EthyleneCyanohydrine}}^2}{1 + K_2 x P_{\text{EthyleneCyanohydrine}} + K_3 x P_{\text{Acrylonitrile}} + K_4 x P_{\text{H}_2\text{O}}} \text{Kmol/ Jam.KgKatalis}$$

Dimana:

$$K_1 = 5.81 \cdot \exp \left[\frac{-23090 \text{ Kpa} \cdot \text{m}^3 / \text{Kmol}}{RT} \right] = 5.81 \cdot \exp \left[\frac{-5518.5 \text{ Kal} / \text{mol}}{RT} \right]$$

$$K_2 = 1.218 \times 10^{-6} \cdot \exp \left[\frac{41060 \text{ Kpa} \cdot \text{m}^3 / \text{Kmol}}{RT} \right] = 1.218 \times 10^{-6} \cdot \exp \left[\frac{9813.3 \text{ Kal} / \text{mol}}{RT} \right]$$

$$K_3 = 5.295 \times 10^{-6} \cdot \exp \left[\frac{33010 \text{ Kpa} \cdot \text{m}^3 / \text{Kmol}}{RT} \right] = 5.295 \times 10^{-6} \cdot \exp \left[\frac{7889.4 \text{ Kal} / \text{mol}}{RT} \right]$$

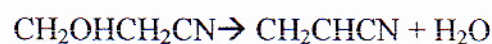
$$P_{\text{EthyleneCyanohydrine}} = \frac{\text{MolEthyleneCyanohydrine}}{\Sigma \text{Mol}} x Pt$$

$$P_{\text{Acrylonitrile}} = \frac{\text{MolAcrylonitrile}}{\Sigma \text{Mol}} x Pt$$

$$P_{\text{Air}} = \frac{\text{MolAir}}{\Sigma \text{Mol}} x Pt$$

III. 3. 2. Tinjauan Thermodinamika

Reaksi yang terjadi :



$$\begin{aligned}\Delta H_{298} &= \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan} \\ &= (-13,52) - (-14,09) \\ &= 0,57 \text{ kkal/gmole}\end{aligned}$$

Ternyata ΔH menunjukkan harga positif, maka reaksinya endothermis.

Dari persamaan Van Hoff

$$\frac{d \ln K}{dt} = \frac{-\Delta H}{RT}$$

Dimana, K = Konstanta

T = Temperatur

ΔH = Panas reaksi

Dari persamaan diatas terlihat bahwa semakin tinggi suhu maka konversi yang diperoleh semakin besar. Panas reaksi yang dibutuhkan relatif besar, dengan demikian dibutuhkan adanya tambahan panas dari luar untuk mempertahankan temperatur didalam reaktor. Dalam hal ini digunakan steam sebagai pemanas.

III. 4. Langkah Proses

Proses dehidrasi *Ethylene Cyanohydrine* menjadi *Acrylonitrile* terdiri atas tiga tahap, yaitu:

- 1) Tahap Pemurnian Umpan
- 2) Seksi Dehidrasi
- 3) Seksi Pemurnian Hasil

1) Tahap Pemurnian Umpan

Pada tahap ini, *Ethylene Cyanohydrine* sebagai bahan baku tersedia dalam bentuk cair dan mempunyai kemurnian 98,5% dengan H₂O sebagai impurities.

Umpan segar *Ethylene Cyanohydrine* dari Tangki Penyimpanan (T-01) dipompa dengan Pompa (P-02) menuju ke Vaporizer (VP-01). Sebelum masuk vaporizer, umpan segar dicampur dengan *Ethylene Cyanohydrine* recycle yang berasal dari Separator (SP-01).

Didalam Vaporizer (V-01), *Ethylene Cyanohydrine* dipanaskan dan diuapkan setelah itu campuran uap dan cairan hasil dari Vaporizer (VP-01) masuk ke Separator direcycle ke Vaporizer (VP-01) dan uap dari Separator masuk dipanaskan kembali oleh Heat Exchanger (HE-01) sampai suhu dididih cairnya 250°C dengan menggunakan steam kedalam Reaktor (R-01).

2) Tahap Dehidrasi

Ethylene Cyanohydrine dalam fase uap pada suhu 250°C dialirkan ke Reaktor (R-01) dimana *Ethylene Cyanohydrine* akan mengalami reaksi dehidrasi menjadi Acrylonitrile dan air melalui persamaan reaksi:



Hasil reaksi yang berupa *Acrylonitrile*, air dan impurities lain kemudian dimasukkan kedalam Cooler/Condensor (CL/CD-01) untuk didinginkan suhunya dan merubah fasenya dari gas menjadi cair jenuh sebelum dimasukkan kedalam Menara Distilasi (MD-01).

3) Tahap Pemurnian Hasil

Produk *Acrylonitrile* yang sudah didinginkan dan dirubah fasenya dalam Cooler/Condensor (CL/CD-01) dimasukan kedalam Menara Distilasi (MD-01) untuk dipisahkan berdasarkan titik didihnya sehingga diperoleh produk yang diinginkan. Hasil atas Menara Distilasi (MD-01) kemudian diembunkan dalam Condenser (CD-02) lalu ditampung sementara dalam Accumulator (AC-01), produk dipompa dengan Pompa (P-04) sebagian dimasukan ke puncak menara sebagai recycle dan sebagian dimasukan ke Cooler (CL-02).

Produk *Acrylonitrile* yang masuk Cooler (CL-02), kemudian didinginkan dengan air pendingin sampai suhu ruangan. Dari pendingin (CL-02) produk yang sudah mempunyai kemurnian 99% disimpan dalam tangki penyimpanan produk (T-02) dan siap untuk dipasarkan.

Hasil bawah Menara Distilasi (MD-01) dimasukan kedalam Reboiler (RB-01), uap yang keluar dari reboiler direcycle ke Menara Distilasi (MD-01) sedangkan cairannya dipompa dengan Pompa (P-06) sebagai umpan Menara Stripper (ST-01). Hasil atas Stripper (ST-01) kemudian diembunkan dalam Condenser (CD-03) sebelum dibuang sebagai limbah cair.

Hasil bawah Stripper (ST-01) berupa cairan dipompa dengan pompa (P-08) untuk dicampur dengan umpan segar *Ethylene Cyanohydrine* dari (TP-01) untuk dipanaskan dalam Vaporizer (VP-01).

3.2. Neraca Massa Alat

Setting neraca massa alat terdiri atas neraca massa, Reaktor, MD-01, ST-01, Mixer, Vaporizer, separator sebagaimana disajikan pada tabel 3.2.1. hingga tabel 3.2.6. Waktu setting operasi ditargetkan 1 tahun = 330 hari, 1 hari = 24 jam. Basis perhitungan : 1 jam operasi.

Table 3.2.1. Neraca Massa Reaktor (R-01)

| Komponen | Masuk | | Keluar | |
|----------|-------------|------------|-------------|------------|
| | kgmol/jam | kg/jam | kgmol/jam | kg/jam |
| C3H3N | 0 | 0.0000 | 142.7771876 | 7575.7576 |
| H2O | 2.185365116 | 157.7013 | 151.5286 | 2730.5454 |
| C3H5ON | 145.6910078 | 10355.7168 | 2.913820156 | 207.1143 |
| Total | 147.8764 | 10513.4181 | 297.2196 | 10513.4173 |

Table 3.2.2. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

| Komponen | Masuk kg/jam | Keluar | |
|----------|-----------------|------------|-----------|
| | | Atas | Bawah |
| | | kg/jam | kg/jam |
| C3H3N | 7575.7576 | 6818.1818 | 757.5758 |
| H2O | 2730.545372 | 68.8705 | 2661.6748 |
| C3H5ON | 207.1143 | 0.0000 | 207.1143 |
| Total | 10513.4173 | 6887.0523 | 3626.3649 |
| | | 10513.4173 | |

Table 3.2.3 Neraca Massa Stripper (ST-01)

| Komponen | Masuk kg/jam | Keluar | |
|----------|-----------------|-------------|----------|
| | | Atas | Bawah |
| | | kg/jam | kg/jam |
| C3H3N | 757.5758 | 757.5758 | 0.0000 |
| H2O | 2661.6748 | 2658.568134 | 3.1067 |
| C3H5ON | 207.1143 | 10.3557 | 196.7586 |
| Total | 3626.3649 | 3426.4996 | 199.8653 |
| | | 3626.3649 | |

Table 3.2.4. Neraca Massa Mixer

| Komponen | Masuk | | Keluar |
|----------|---------------|------------|------------|
| | Recycle ST-01 | Fresh Feed | |
| | kg/jam | kg/jam | kg/jam |
| C3H3N | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| H2O | 3.1067 | 154.5946 | 157.7013 |
| C3H5ON | 196.7586 | 10158.9582 | 10355.7168 |
| Total | 199.8653 | 10313.5528 | |
| | 10513.4181 | | 10513.4181 |

Table 3.2.5. Neraca Massa Vaporizer (Vp-01)

| Komponen | Masuk | | Keluar |
|----------|------------|---------------|------------|
| | Umpan | Recycle SP-01 | |
| | kg/jam | kg/jam | kg/jam |
| C3H3N | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| H2O | 157.7013 | 25.2322 | 182.9335 |
| C3H5ON | 10355.7168 | 1656.9147 | 12012.6315 |
| Total | 10513.4181 | 1682.1469 | |
| | 12195.5650 | | 12195.5650 |

Table 3.2.6. Neraca Massa Separator (SP-01)

| Komponen | Masuk | Keluar | |
|----------|------------|-----------|------------|
| | dari VP-01 | ke SP-01 | ke R-01 |
| | kg/jam | kg/jam | kg/jam |
| C3H3N | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| H2O | 182.9335 | 25.2322 | 157.7013 |
| C3H5ON | 12012.6315 | 1656.9147 | 10355.7168 |
| Total | 12195.5650 | 1682.1469 | 10513.4181 |
| | 10513.4181 | | |

Table 3.2.7. Neraca Massa Total

| Komponen | Masuk kg/jam | Keluar | |
|----------|-----------------|------------|-----------|
| | | Produk | Limbah |
| | | kg/jam | kg/jam |
| C3H3N | 0.0000 | 6818.1818 | 757.5758 |
| H2O | 154.5946 | 68.8705 | 2658.5681 |
| C3H5ON | 10158.9582 | 0.0000 | 10.3557 |
| Total | 10313.5528 | 6887.0523 | 3426.4996 |
| | | 10313.5519 | |

3.3 Neraca Panas Alat

Seting neraca panas untuk tiap alat disajikan pada tabel 3.3.1 hingga tabel 3.3.5 Waktu setting operasi ditargetkan 1 tahun = 330 hari, 1 hari = 24 jam. Basis perhitungan : 1 jam operasi dengan suhu referensi : 298 K (25 °C Air).

Tabel 3.3.1. Neraca Panas Mixer

| Komponen | Masuk kkal/jam | Keluar kkal/jam |
|---------------------|--------------------|--------------------|
| Enthalpi Fresf Feed | 20,892.0947 | 0 |
| Enthalpi Recycle | 3,865.9511 | 0 |
| Enthalpi Hasil | 0 | 24,758.0458 |
| Total | 24,758.0458 | 24,758.0458 |

Table 3.3.2. Neraca Panas di Sekitar Separator dan Vaporizer

| Komponen | Masuk kkal/jam | Keluar kkal/jam |
|---------------------|-----------------------|-----------------------|
| Enthalpi Umpan | 27,335.8358 | 0 |
| Enthalpi Keluar | 0.0000 | 96255.6070 |
| Beban Panas (Qs+Qv) | 7,029,023.9709 | 0.0000 |
| | 0 | 6,960,104.1997 |
| Total | 7,056,359.8066 | 7,056,359.8066 |

Table 3.3.3. Neraca Panas di sekitar Reaktor

| Komponen | Masuk kkal/jam | Keluar kkal/jam |
|-----------------|-----------------------|-----------------------|
| Enthalpi Umpan | 639,228.0919 | 0 |
| Enthalpi Reaksi | 993,710.2025 | 0 |
| Enthalpi Keluar | 0.0000 | 1632855.2505 |
| Beban Panas | 0.0000 | 0.0000 |
| Total | 1,632,938.2944 | 1,632,855.2505 |

Table 3.3.4. Neraca Panas di Sekitar Menara Distilasi – 01

| Komponen | Masuk kkal/jam | Keluar kkal/jam |
|---------------------|-----------------------|-----------------------|
| Enthalpi Umpan | 284,985.5668 | 0 |
| Enthalpi Keluar | 0.0000 | 1089449.7233 |
| Beban Panas (Qc) | 0.0000 | 1,408,092.1156 |
| Beban Panas (Qr) | 2,212,556.2722 | 0.0000 |
| Total | 2,497,541.8390 | 2,497,541.8390 |

Table 3.3.5 Neraca Panas di Sekitar Menara Stripper – 01

| Komponen | Masuk kkal/jam | Keluar kkal/jam |
|---------------------|------------------------|------------------------|
| Enthalpi Umpan | 856,687.1299 | 0 |
| Enthalpi Keluar | 0.0000 | 11834874.0224 |
| Beban Steam (Qs) | 10,978,186.8925 | 0.0000 |
| Total | 11,834,874.0224 | 11,834,874.0224 |

Table 3.3.6 Neraca Panas Total

| Komponen | Masuk kkal/jam | Keluar kkal/jam |
|---------------------|------------------------|------------------------|
| Enthalpi Umpan | 856,687.1299 | 0 |
| Enthalpi Keluar | 0.0000 | 11834874.0224 |
| Beban Steam (Qs) | 10,978,186.8925 | 0.0000 |
| Total | 11,834,874.0224 | 11,834,874.0224 |

3.4. Spesifikasi Alat

3.4.1. Reaktor (R)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi Dehidrogenasi

Ethylene Cyanohidrine menjadi Acrylonitrile

Jenis : Fixed Bed Multitube

Kondisi Operasi : Non-adiabatis, Non-isothermal

| | |
|----------------------|-----------------------------------|
| Fase | : Gas |
| Bentuk | : silinder Tegak |
| Suhu Masuk | : 250°C |
| Suhu Keluar | : 239.65 °C |
| Tekanan Masuk | : 2 atm |
| Tekanan Keluar | : 1.1 atm |
| Tinggi Bed Katalis | : 6.50 m |
| Jenis Katalis | : Al ₂ O ₃ |
| Umur Katalis | : 7 Tahun |
| Diameter Katalis | : 0.0047625 m |
| Konveri EC | : 0.98 |
| Tinggi reaktor | : 6.8325 m |
| Diameter shell | : 27.50 m |
| Tebaal dinding shell | : 3/16 in |
| Tebal dinding head | : 3/16 in |
| Bahan Konstruksi | : Satailess steel SA.167 type 316 |
| Diameter gas umpan | : 254.9613 mm |
| Diameter gas keluar | : 369.9131 mm |
| Diameter pemanas | : 421.6844 mm |
| Tobal Isolasi | : 0.2337 m |
| Jumlah buffle | : 0 buah |
| Jmlah Reaktor | : 1 buah |

3.4.2. Menara Distilasi (MD-01)

Fungsi : memisahkan Acrylonitrile dari kompone laain agar memenuhi spesifikasi produk yang di inginkan

jenis : *plate tower, dengan sieve tray*

jumlah plate : 51 plate

effesiensi plate : 90%

tray spacing : 0,4 m

tinggi menara : 21.8750 m

diameter menara

enriching : 3.5530 m

stripping : 2.9680 m

tebal shell

enriching : 3.5657m

stripping : 2.9807m

jenis head : Torispherical dished head

tebal head : 0.0068

pipa umpan : 1.442 in

pipa atas menuju kondensor : 19.124 in

pipa refluks distilat : 1.875 in

pipa pengeluaran bottom : 1.442 in

pipa refluks bottom : 1.442 in

3.4.4 Stripper (ST-01)

Fungsi : memisahkan Acrylonitrile dari Ethylene

Cyanohidrine dan Air

| | |
|---------------------|-----------------------------|
| Jenis | : Plate Column |
| Jumlah Plate | : 11 buah |
| Effesiensi Plate | : 79.3702 % |
| <i>Tray spacing</i> | : 0.45 |
| Tinggi menara | : 5.7683 m |
| Diameter menara | : 1.3903 m |
| Tebal shell | : 0.0044 m |
| Jenis head | : Torispherical dished head |
| Tebal head | : 0.0078 m |

3.4.5 Tanki Penyimpan - 01

| | |
|---------------------|--|
| Fungsi | : menyimpan bahan baku Ethylene Cyanohydrine |
| Type | : silindet tegak dan beratap kerucut |
| Kondisi operasi | : |
| Suhu | : 30°C |
| Tekanan | : 1 atm |
| Bahan | : <i>carbon stell SA-283C</i> |
| Jumlah | : 4 buah |
| <i>Ukuran shell</i> | |
| Volume tiap tanki | : 1002 m ³ |
| Diameter | : 15.038505 m |
| Tinggi | : 5.6394392 m |
| Tebal | : 0.004826 |
| <i>Ukuran Head</i> | |
| Bentuk | : kerucut |
| Tebal | : 0.0203889 m |

3.4.6 Tanki Penyimpan - 02

| | |
|---------------------|------------------------------------|
| Fungsi | : menyimpan produk Acrylonitrile |
| Type | : silinder tegak berbentuk kerucut |
| Kondisi operasi | : |
| Suhu | : 30°C |
| Tekanan | : 1 atm |
| Bahan | : <i>carbon stell SA-283C</i> |
| Jumlah | : 4 buah |
| <i>Ukuran shell</i> | |
| Volume tiap tanki | : 854 m ³ |
| Diameter | : 14.258031 m |
| Tinggi | : 5.3467617 m |
| Tebal | : 0.004826 m |
| <i>Ukuran Head</i> | |
| Bentuk | : kerucut |
| Tebal | : 0.0203889 m |

3.4.7 Vaporizer

| | |
|---------------------|---|
| Fungsi | : menguapkan umpan C ₃ H ₅ OH sebagai umpan Reaktor |
| Type | : <i>shell and tube condenser</i> |
| Jumlah | : 1 buah |
| Bahan | : <i>plate SA.283 C</i> |
| <i>Ukuran Shell</i> | |
| IDs | : 29 in |
| Buffle spacing | : 21.8 in |
| Passes | : 2 buah |
| Pressure Drop | : 0.0044 psia |
| <i>ukuran Tube</i> | |
| ODt | : 0.75 in |

| | |
|--------------------|--|
| IDt | : 0.62 in |
| BWG | : 16 |
| Susunan | : <i>triangular pitch</i> |
| Jumlah Tube | : 604 buah |
| Passea | : 2 buah |
| Flow Area | : 0.30 in ² |
| Panjang Tube | : 16 in |
| Surface per in fit | : 0.20 ft ² |
| Pressure Drop | : 0.0280 psia |
| Uc | : 231.0081 Btu/jam.ft ² .°F |
| Ud | : 150.00 Btu/hr.ft ² .°F |
| Rd | : 0.0018 ja.m.ft ² .°F/Btu |

3.4.8 Sparator (SP-01)

| | |
|-------------|---|
| Fungsi | : Memisahkan cairan dan uap yang keluar Vp 01 sebelum masuk Reaktor |
| Type | : <i>Silinder Vertical</i> |
| Kondisi | : |
| Tekanan | : 2 atm |
| Suhu | : 69.68 °C |
| Bahan | : <i>Plate Stell SA.283 C</i> |
| Volume | : 0. 1034484 m ³ |
| Diameter | : 0.9144 m |
| Tinggi | : 2,4518867 m |
| Tebal Shell | : 0.0046389 m |
| Tebal Head | : 0.0044246 m |

3.4.9 Heat Exchanger (HE-01)

| | |
|---------------------|---|
| Fungsi | : Memanaskan Umpan sebelum masuk ke Reaktor |
| Type | : <i>Shell and Tube Condensor</i> |
| Jumlah | : 1 buah |
| Bahan | : <i>Plate Steel SA.283 C</i> |
| <i>Ukuran Shell</i> | |
| IDs | : 19.25 in |
| Baffle Spacing | : 14.4375 in |
| Passes | : 1 buah |
| Pressure Drop | : 0.0044 psia |
| <i>Ukuran Tube</i> | |
| IDt | : 0.37 in |
| BWG | : 16 |
| Susunan | : <i>Tryngular Pitch</i> |
| Jumlah Tube | : 262 buah |
| Passea | : 1 buah |
| Flow Area | : 0.11 ft ² |
| Panjang Tube | : 8 m |
| Surface per in fit | : 0.13 ft ² |
| Pressure Drop | : 0.0124 psia |
| Uc | : 151.1798 Btu/jam.ft ² .°F |
| Ud | : 100.00 Btu/hr.ft ² .°F |
| Rd | : 0.003385 ja.m.ft ² .°F/Btu |

3.4.10 Cooler/Condensor (CL/CD 01)

| | |
|---------------------|--|
| Fungsi | : Mendinginkan dan merubah fase hasil dari Reaktor |
| Type | : <i>Shell and Tube Condenser</i> |
| jumlah | : 1 buah |
| bahan | : <i>Plate Steel SA.283 C</i> |
| <i>Ukuran Shell</i> | |

| | |
|--------------------|---|
| IDs | : 12 in |
| Baffle Spacing | : 9 in |
| Passes | : 2 buah |
| Pressure Drop | : 0.01 psia |
| <i>Ukuran Tube</i> | |
| Odt | : 0.75 in |
| IDt | : 0.62 in |
| BWG | : 16 |
| Susunan | : <i>Triangular Pitch</i> |
| Jumlah Tube | : 92 buah |
| Passea | : 2 buah |
| Flow Area | : 0.30 ft ² |
| Panjang Tube | : 10 in |
| Surface per in fit | : 0.20 ft ² |
| Pressure Drop | : 47.4059 psia |
| Uc | : 159.7328 Btu/jam.ft ² .°F |
| Ud | : 150.00 Btu/hr.ft ² .°F |
| Rd | : 0.000406 ja.m.ft ² .°F/Btu |

3.4.11 Cooler (CL 02)

| | |
|---------------------|-----------------------------------|
| Fungsi | : Mendinginkan Hasil Atas MD 01 |
| Type | : <i>Shell and Tube Condenser</i> |
| jumlah | : 1 buah |
| bahan | : <i>Plate Stell SA.283 C</i> |
| <i>Ukuran Shell</i> | |
| IDs | : 12 in |
| Baffle Spacing | : 9 in |
| Passes | : 2 buah |
| Pressure Drop | : 0.01 psia |
| <i>Ukuran Tube</i> | |

| | |
|--------------------|---|
| Odt | : 0.75 in |
| IDt | : 0.62 in |
| BWG | : 16 |
| Susunan | : <i>Triangular Pitch</i> |
| Jumlah Tube | : 92 buah |
| Passea | : 2 buah |
| Flow Area | : 0.30 ft ² |
| Panjang Tube | : 10 in |
| Surface per in fit | : 0.20 ft ² |
| Pressure Drop | : 0.0439 psia |
| Uc | : 159.7328 Btu/jam.ft ² .°F |
| Ud | : 150.00 Btu/hr.ft ² .°F |
| Rd | : 0.000406 ja.m.ft ² .°F/Btu |

3.4.12 Condensor (CD 02)

| | |
|---------------------|-----------------------------------|
| Fungsi | : Mengembunkan Hasil Atas MD 01 |
| Type | : <i>Shell and Tube Condenser</i> |
| jumlah | : 1 buah |
| bahan | : <i>Plate Stell SA.283 C</i> |
| <i>Ukuran Shell</i> | |
| IDs | : 17.025 in |
| Baffle Spacing | : 12.76875 in |
| Passes | : 2 buah |
| Pressure Drop | : 0.02 psia |
| <i>Ukuran Tube</i> | |
| Odt | : 0.75 in |
| IDt | : 0.62 in |
| BWG | : 16 |
| Susunan | : <i>Triangular Pitch</i> |

| | |
|--------------------|---|
| Jumlah Tube | : 196 buah |
| Passea | : 2 buah |
| Flow Area | : 0.30 ft ² |
| Panjang Tube | : 16 in |
| Surface per in fit | : 0.20 ft ² |
| Pressure Drop | : 0.0310 psia |
| Uc | : 159.7328 Btu/jam.ft ² .°F |
| Ud | : 150.00 Btu/hr.ft ² .°F |
| Rd | : 0.000406 ja.m.ft ² .°F/Btu |

3.4.13 Condensor (CD 03)

| | |
|---------------------|-----------------------------------|
| Fungsi | : Mendinginkan Hasil Atas ST 01 |
| Type | : <i>Shell and Tube Condenser</i> |
| jumlah | : 1 buah |
| bahan | : <i>Plate Stell SA.283 C</i> |
| <i>Ukuran Shell</i> | |
| IDs | : 17.025 in |
| Baffle Spacing | : 12.76875 in |
| Passes | : 2 buah |
| Pressure Drop | : 0.0004 psia |
| <i>Ukuran Tube</i> | |
| Odt | : 0.75 in |
| IDt | : 0.62 in |
| BWG | : 16 |
| Susunan | : <i>Triangular Pitch</i> |
| Jumlah Tube | : 196 buah |
| Passea | : 2 buah |
| Flow Area | : 0.30 ft ² |
| Panjang Tube | : 16 in |

| | |
|--------------------|---|
| Surface per in fit | : 0.20 ft ² |
| Pressure Drop | : 0.0255 psia |
| Uc | : 159.7328 Btu/jam.ft ² .°F |
| Ud | : 150.00 Btu/hr.ft ² .°F |
| Rd | : 0.000406 ja.m.ft ² .°F/Btu |

3.4.14 Accumulator (AC 01)

| | |
|---------------|---|
| Fungsi | : 1. Sebagai penampung arus keluaran Condensor pada MD 01 2. untuk menjaga konstinuitas dan kestabilan aliran keluar |
| Type | : Tangki Silinder Horizontal |
| Waktu tinggal | : 5 menit |
| <i>Ukuran</i> | |
| Diameter | : 1.2660 m |
| Panjang | : 2.2396 m |
| Tebal | : 0.0042 in |
| Bahan | : <i>Plate Stell SA.283 C</i> |
| Jumlah | : 1 buah |

3.4.15 Reboiler (RB 01)

| | |
|---------------------|-----------------------------------|
| Fungsi | : Mendinginkan Hasil Atas ST 01 |
| Type | : <i>Shell and Tube Condenser</i> |
| jumlah | : 1 buah |
| bahan | : <i>Plate Stell SA.283 C</i> |
| <i>Ukuran Shell</i> | |
| IDs | : 23.025 in |
| Baffle Spacing | : 17.26875 in |
| Passes | : 1 buah |

| | |
|--------------------|---|
| Pressure Drop | : 0.0004 psia |
| <i>Ukuran Tube</i> | |
| Odt | : 0.75 in |
| IDt | : 0.62 in |
| BWG | : 16 |
| Susunan | : <i>Triangular Pitch</i> |
| Jumlah Tube | : 384 buah |
| Passea | : 1 buah |
| Flow Area | : 0.20 ft ² |
| Panjang Tube | : 18 in |
| Surface per in fit | : 0.30 ft ² |
| Pressure Drop | : 0.0123 psia |
| Uc | : 159.7328 Btu/jam.ft ² .°F |
| Ud | : 150.00 Btu/hr.ft ² .°F |
| Rd | : 0.000406 ja.m.ft ² .°F/Btu |

3.4.16 POMPA 1

| | |
|-------------------------|---|
| Fungsi | : mengalirkan bahan baku dari pembelian ke tangki penyimpanan |
| Type | : centrifugal pump |
| Kapasitas Pompa | : 43.683 gpm/ |
| Head Pompa | : 6.3382 m |
| Power Pompa | : 0.5307 HP |
| Power Motor | : 0.6633 HP |
| <i>Ukuran Pipa</i> | |
| D Nominal | : 3in |
| Sch | : 40 |
| ID | : 2.469 in |
| Flow Area per Pipe (at) | : 4.79 in |

3.4.17 POMPA 2

| | |
|-------------------------|---|
| Fungsi | : mengalirkan bahan baku dari pembelian ke tangki Vaporizer |
| Type | : centrifugal pump |
| Kapasitas Pompa | : 44.530 gpm |
| Head Pompa | : 6.3514 m |
| Power Pompa | : 0.5421HP |
| Power Motor | : 0.6776HP |
| <i>Ukuran Pipa</i> | |
| D Nominal | : 3in |
| Sch | : 40 |
| ID | : 2.469 in |
| Flow Area per Pipe (at) | : 4.79 in |

3.4.18 POMPA 3

| | |
|-------------------------|---|
| Fungsi | : mengalirkan produk dari MD 01 ke tangki penyimpanan |
| Type | : centrifugal pump |
| Kapasitas Pompa | : 38.318 gpm |
| Head Pompa | : 6.5760 m |
| Power Pompa | : 0.3677 HP |
| Power Motor | : 0.4596 HP |
| <i>Ukuran Pipa</i> | |
| D Nominal | : 3in |
| Sch | : 40 |
| ID | : 2.469 in |
| Flow Area per Pipe (at) | : 4.79 in |

3.4.19 POMPA 4

| | |
|-------------------------|--------------------------------------|
| Fungsi | : mengalirkan produk ke mobil tangki |
| Type | : centrifugal pump |
| Kapasitas Pompa | : 38.318 gpm |
| Head Pompa | : 6.4462 m |
| Power Pompa | : 0.3604 HP |
| Power Motor | : 0.4505 HP |
| <i>Ukuran Pipa</i> | |
| D Nominal | : 3in |
| Sch | : 40 |
| ID | : 2.469 in |
| Flow Area per Pipe (at) | : 4.79 in |

3.4.20 POMPA 5

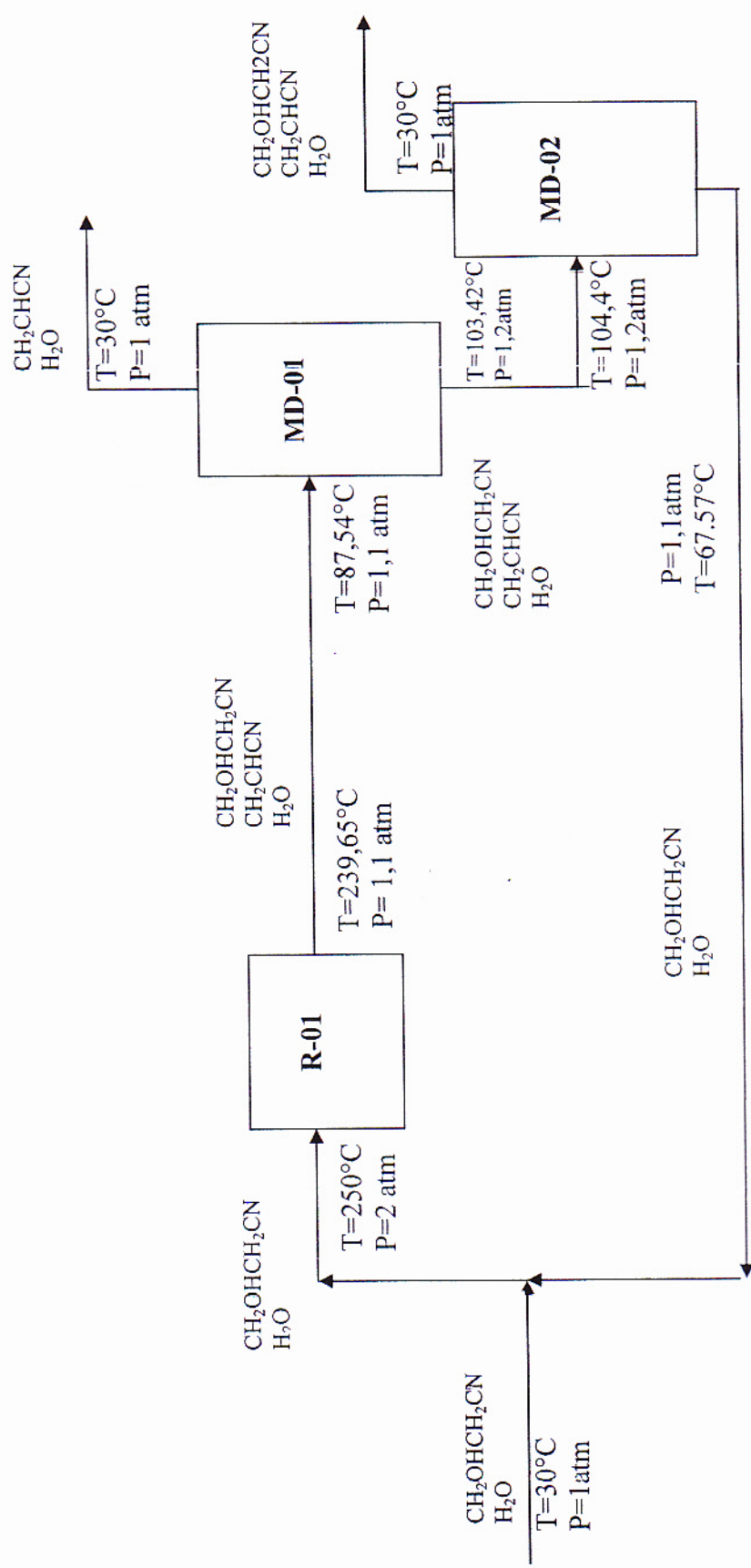
| | |
|-------------------------|--|
| Fungsi | : mengalirkan hasil bawah MD 01 ke ST 01 |
| Type | : centrifugal pump |
| Kapasitas Pompa | : 12.884 gpm |
| Head Pompa | : 6.2487 m |
| Power Pompa | : 0.1455 HP |
| Power Motor | : 0.1819 HP |
| <i>Ukuran Pipa</i> | |
| D Nominal | : 2 in |
| Sch | : 40 |
| ID | : 1.61 in |
| Flow Area per Pipe (at) | : 2.04 in |

3.4.21 POMPA 6

| | |
|-------------------------|---------------------------------------|
| Fungsi | : mengalirkan hasil atas ST 01 ke UPL |
| Type | : centrifugal pump |
| Kapasitas Pompa | : 15.406 gpm |
| Head Pompa | : 6.5484 m |
| Power Pompa | : 0.1822 HP |
| Power Motor | : 0.2277 HP |
| <i>Ukuran Pipa</i> | |
| D Nominal | : 2 in |
| Sch | : 40 |
| ID | : 1.61 in |
| Flow Area per Pipe (at) | : 2.04 in |

3.4.21 POMPA 7

| | |
|-------------------------|---|
| Fungsi | : mengalirkan hasil bawah ST 01 sebagai recycle dengan fresh feed |
| Type | : centrifugal pump |
| Kapasitas Pompa | : 0.847 gpm |
| Head Pompa | : 6.2734 m |
| Power Pompa | : 0.0101 HP |
| Power Motor | : 0.0127 HP |
| <i>Ukuran Pipa</i> | |
| D Nominal | : 1 in |
| Sch | : 40 |
| ID | : 0.622 in |
| Flow Area per Pipe (at) | : 0.304 in |



Gambar Diagram Alir Kuantitatif

BAB IV
PERANCANGAN
PABRIK

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

IV. 1. Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik sangat berpengaruh pada keberadaan suatu industri, baik dari segi komersil, maupun kemungkinan pengembangan dimasa yang akan datang. Banyak faktor yang harus dipertimbangkan dalam memilih lokasi pabrik. Pendirian pabrik direncanakan dikawasan industri Sumatera Selatan tepatnya di daerah Mariana. Pertimbangan-pertimbangan yang diambil untuk lokasi ini adalah sebagai berikut :

4.1.1. Sumber Bahan Baku

Bahan baku adalah faktor utama dalam penentuan lokasi pabrik ini. Pabrik *Acrylonitrile* ini akan didirikan di Palembang. Karena dekat dengan sumber bahan baku yaitu *Ethylene Cyanohydrine*. Bahan baku *Ethylene Cyanohydrine* diperoleh dari PT. Indo Lampung, PT. PUSRI. Dimana kapasitas produksinya relatif besar. Dengan tersedianya bahan baku *Ethylene Cyanohydrine* yang relatif besar diharapkan kebutuhan bahan baku bisa terpenuhi.

4.1.2. Pangsa Pasar

Penjualan dari suatu produk yang dihasilkan oleh suatu pabrik haruslah jelas, karena dapat mempengaruhi nilai penjualan dari produk yang dihasilkan. Produk yang dihasilkan haruslah sesuai dengan permintaan dari konsumen yang akan membeli produk tersebut, baik dari segi kualitas produk, harga, bentuk dan sebagainya yang mana semua itu harus terpenuhi.

4.1.3. Iklim

Kondisi alam (iklim) dari area yang akan dibangun pabrik harus mendukung, dalam arti kondisinya memang harus sesuai dengan yang dibutuhkan

4.1.4. Fasilitas Transportasi

Pendirian pabrik harus ditempatkan dekat dengan pasar, bahan baku, atau dekat persimpangan antara pasar dan bahan baku dan dapat juga dengan pelabuhan, jalan kereta api, jalan raya, yang mana bertujuan untuk memudahkan transportasi dan mengurangi biaya yang dikeluarkan baik oleh perusahaan ataupun oleh karyawan.

4.1.5. Fasilitas Air

Pabrik yang akan didirikan haruslah dekat dengan sumber air. Dengan dekatnya lokasi sumber air maka jalannya proses suatu pabrik akan lebih mudah, karena jalannya dari suatu proses sangatlah membutuhkan air yang banyak baik untuk proses produksi, aktifitas kantor, dan sebagainya.

4.1.6. Tenaga Kerja

Agar suatu pabrik berjalan dengan baik disamping tersedianya alat-alat proses yang lengkap dan bahan baku yang dipergunakan diperlukan juga tenaga kerja guna menjalankan proses mulai dari pengolahan bahan baku sampai dengan diperolehnya produk akhir. Oleh karena itu pendirian pabrik dirancang tidak jauh (tetapi tidak terlalu dekat) dari lokasi pemukiman tenaga kerja tersebut, agar tidak susah dalam mencari tenaga kerja.

4.1.7. Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik haruslah memperhitungkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun kedepan (jangka panjang). Karena apabila suatu saat nanti akan memperluas area dari pabrik tidak kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

4.1.8. Peraturan Daerah

Dalam mendirikan suatu bangunan (pabrik) haruslah dilengkapi dengan surat-surat dari instansi yang terkait, baik itu pemda ataupun dari badan pertanahan setempat serta dari instansi lainnya yang terkait. Lahan yang akan didirikan pabrik harus bebas dari sengketa kasus-kasus yang lain, agar pendirian pabrik tidak mengalami kesulitan pada saat membangun maupun pada saat mendatang.

4.1.9. Karakteristik Daerah dan Masyarakat

Keadaan sekitar lahan pabrik haruslah diamati atau dimengerti, dengan maksud agar pada saat pabrik telah berdiri tidak ada masalah yang akan berkembang, misal : dapat menggunakan potensi-potensi yang ada, baik potensi alam sekitar ataupun potensi dari masyarakat sekelilingnya.

IV. 2. Tata Letak Pabrik

Setelah proses flow diagram disusun, sebelum disain pemipaan structural dan listrik dinilai, maka lay out proses pabrik dan peralatan harus direncanakan terlebih dahulu. Perencanaan lay out pabrik meliputi : perencanaan *storage area*,

process area dan *handling area*. Pertimbangan yang perlu diperhatikan dalam layout pabrik adalah :

1. Tanah yang tersedia
2. Tipe dan kualitas produk
3. Kemungkinan pengembangan pabrik dimasa mendatang
4. Distribusi bahan baku, bahan jadi, air, listrik, dan lain-lain
5. Keadaan lingkungan, cuaca dan sosial
6. Keamanan terhadap kebakaran, gas beracun dan bentuk bangunan
7. Pengaturan terhadap penggunaan lantai ruangan dan elevasi

Secara garis besar layout pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu :

1. Daerah administrasi/perkantoran dan laboratorium

Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan yang dijual.

2. Daerah Proses dan ruang Kontrol

Merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang control sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

3. Daerah Pergudangan, Umum, bengkel, dan garasi
4. Daerah Utilitas dan *Power Station*

Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan

Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Tabel IX. 1. Perincian luas Tanah

| No | <u>Jenis Bangunan</u> | <u>Luas (m2)</u> |
|-----------|------------------------------|-------------------------|
| 1 | Pos keamanan (2 buah) | 50 |
| 2 | Area parkir | 1000 |
| 3 | Kantin dan koperasi karyawan | 200 |
| 4 | Taman/jalur hijau jalan | 8000 |
| 5 | Bengkel dan gudang alat | 950 |
| 6 | Gudang bahan kimia | 200 |
| 7 | Pemadam kebakaran | 200 |
| 8 | Area utilitas | 5000 |
| 9 | Area perluasan pabrik | 5500 |
| 10 | Area proses | 12800 |
| 11 | Ruang control | 200 |
| 12 | Poliklinik | 100 |
| 13 | Laboratorium | 100 |
| 14 | Perpustakaan | 200 |
| 15 | Kantor | 1500 |
| 16 | Mushola | 250 |
| 17 | Perumahan | 8000 |
| 18 | Unit pengolahan limbah | 800 |

| | | |
|--|-------|-------|
| | Total | 45000 |
|--|-------|-------|

IV. 3. Lay out Peralatan

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

1. Aliran bahan baku dan produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.

3. Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.

4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Dalam perancangan lay out peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah

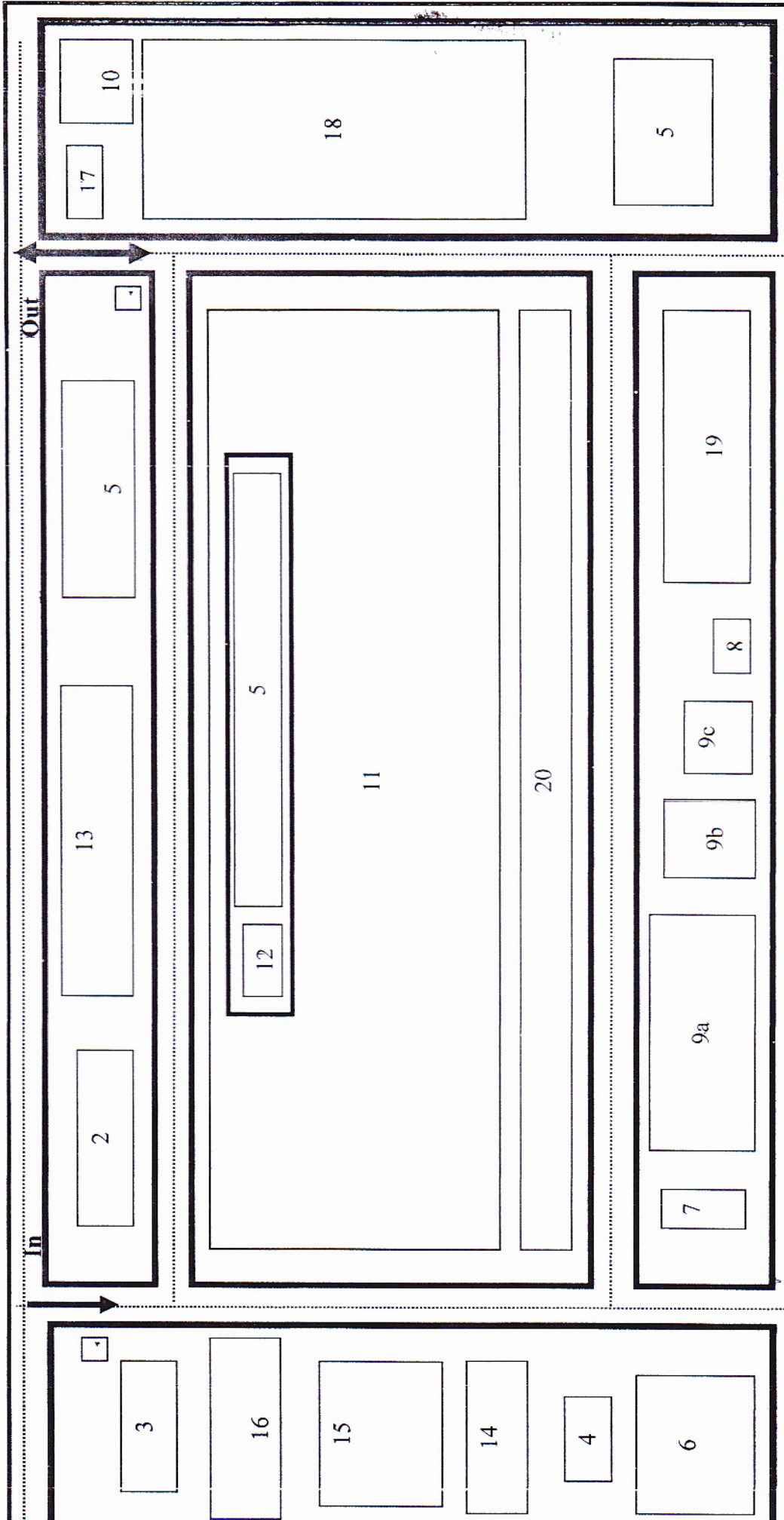
agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5. Pertimbangan Ekonomi

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

6. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.

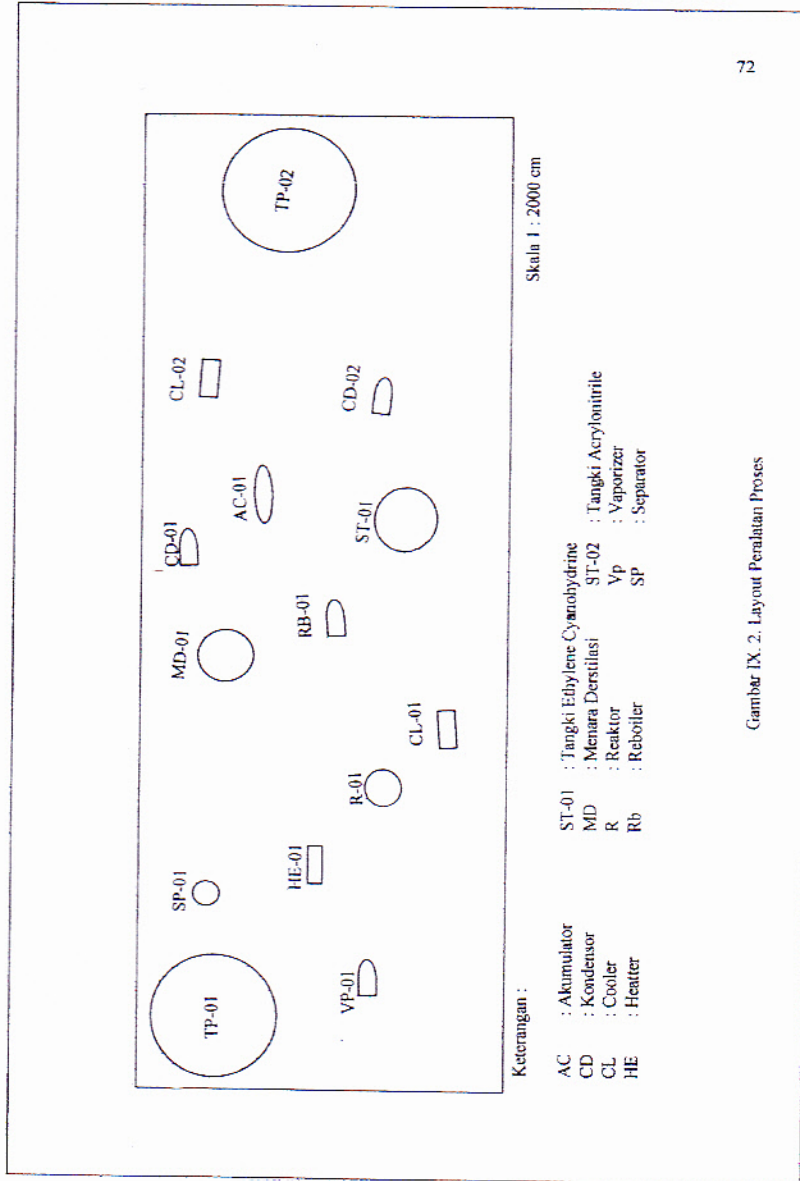


1 : 1000 cm

Gambar .1 Lay Out Pabrik

Keterangan gambar :

- | | |
|-----------------------------|----------------------------|
| 1. Pos satpam | 10. Area perluasan parkir |
| 2. Area parkir | 11. Area proses produksi |
| 3. Kantin | 12. Ruang kontrol |
| 4. Gudang Bahan Kimia | 13. Poliklinik |
| 5. Taman/jalur Hijau | 14. Laboratorium |
| 6. Benmgkel dan gudang alat | 15. Perpustakaan |
| 7. pemasdam kebakaran | 16. Kantor |
| 8. Pembangkit Listrik | 17. Mushola |
| 9a. Pengolahan air | 18. perumahan |
| 9b. Penyimpanan Bahan Bakar | 19. Unit pengolahan limbah |
| 9c. Pembangkit steam | 20. area perluasan pabrik |



Gambar IX. 2. Layout Peralatan Proses

IV.4. UTILITAS

4.4.1. Pelayanan Teknik (Utilitas)

Unit pendukung proses (unit utilitas) yang tersedia dalam perancangan pabrik Acrylonitrile ini terdiri dari :

1. Unit Pengadaan dan Pengolahan Air
2. Unit Pengadaan Steam
3. Unit Penyediaan Listrik
4. Unit Pengadaan Bahan Bakar
5. Unit Pengolahan Limbah

4.4.2. Unit Pengadaan dan Pengolahan Air

4.4.2.1. Penggunaan Air

Kebutuhan air pada pabrik Acrylonitrile ini adalah untuk keperluan-keperluan berikut :

a. Air pendingin

Air digunakan sebagai media pendingin untuk alat-alat perpindahan panas dalam hal ini kondensor dan cooler.

Pemilihan air sebagai media pendingin berdasarkan pertimbangan :

- Dapat diperoleh dalam jumlah yang berlimpah
- Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya
- Kemampuan menyerap panas per satuan volume cukup tinggi
- Tidak terdekomposisi

Hal-hal yang perlu diperhatikan pada penggunaan air sebagai media pendingin antara lain :

- Kesadahan (hardness) yang dapat menyebabkan kerak.
- Korosi.

b. Air Umpan Boiler

Boiler sebagai penghasil steam membutuhkan air dengan persyaratan tertentu sebagai umpannya. Persyaratan untuk Boiler *Feed Water (BFW)* adalah :

- Tidak menimbulkan kerak pada kondisi steam yang dikehendaki maupun pada *tube heat exchanger*, jika steam digunakan sebagai pemanas. Hal ini akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi, bahkan bisa mengakibatkan boiler tidak beroperasi sama sekali.
- Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas O_2 dan CO_2 .

c. Air Domestik

Air domestik digunakan untuk kebutuhan air minum, laboratorium, kantor dan perumahan.

Syarat air domestik meliputi :

- Jernih, tidak berasa, dan tidak berbau
- Kadar klor bebas sekitar 0,7 ppm
- pH sekitar 7
- Tidak mengandung bakteri terutama jenis bakteri patogen
- *Turbidity* (kekeruhan) sekitar 10 ppm

4.4.2.2. Pengadaan Air

Kebutuhan air suatu industri dapat diperoleh dari sumber air yang ada di sekitar pabrik yang telah diolah terlebih dahulu atau dengan membeli air bersih. Pada perancangan pabrik Acrylonitrile ini kebutuhan air bersih diperoleh air sungai yang terdapat di sekitar lokasi kawasan industri Serang tempat pabrik akan didirikan.

4.4.2.3. Pengolahan Air

Pengolahan air baku dilakukan untuk memenuhi persyaratan kualitas air yang dibutuhkan. Hal ini dilakukan dengan mengurangi kontaminan hingga derajat yang diinginkan serta penambahan zat-zat kimia untuk mengimbangi efek buruk dari sisa-sisa kontaminan. Urutan pengolahan ditentukan oleh jenis dan konsentrasi kontaminan pada air baku serta kualitas air yang diinginkan.

Mengingat kebutuhan air yang berbeda-beda maka dipersiapkan dua buah tangki penampungan :

1. *Filtered Water Storage Tank*, berfungsi untuk menampung air yang digunakan untuk keperluan make up air pendingin, air hidran, dan air umpan boiler.
2. *Portable Water Storage Tank*, berfungsi menampung air yang digunakan untuk keperluan domestik (sanitasi).

1. Unit Demineralisasi Air (*Kation-Anion Exchanger*)

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+} , HCO_3^- , SO_4^- , Cl^- dan lain dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan ketel (*Boiler Feed Water*).

Air dari *filtered water storage* diumpankan ke karbon filter yang berfungsi untuk menghilangkan gas klorin, warna, bau dan zat-zat organik lainnya. Air yang keluar dari Carbon Filter diharapkan mempunyai pH sekitar 7,0 – 7,5. Selanjutnya air tersebut diumpankan ke dalam kation exchanger untuk menghilangkan kation-kation mineralnya. Kemungkinan jenis kation yang ditemui adalah Mg^{2+} , Ca^{2+} , K^+ , Fe^{2+} , Mn^{2+} , dan Al^{3+} .

Air yang keluar dari *cation exchanger* kemudian diumpankan ke anion exchanger untuk menghilangkan anion-anionnya. Kemungkinan arus anion yang ditemui adalah HCO_3^- , CO_3^{2-} , Cl^- , NO_3^- , dan SiO_3^{2-} . Air yang keluar dari unit ini diharapkan mempunyai pH sekitar 8,6-8,9 dan selanjutnya dikirim ke unit demineralizer water storage sebagai penyimpanan sementara sebelum diproses lebih lanjut sebagai BFW.

2. Unit Air Umpan Ketel (*Boiler Feed Water*)

Air yang sudah mengalami demineralisasi masih mengandung gas-gas terlarut terutama oksigen dan karbondioksida. Gas-gas tersebut

dihilangkan dari air karena dapat menimbulkan korosi. Gas-gas tersebut dihilangkan dalam suatu deaerator.

Pada deaerator diinjeksikan bahan-bahan kimia berikut :

- Hidrazin yang berfungsi mengikat oksigen berdasarkan reaksi berikut :



Nitrogen sebagai hasil reaksi bersama-sama dengan gas lain dihilangkan melalui stripping dengan uap bertekanan rendah.

- Larutan ammonia yang berfungsi mengatur pH

Air yang keluar dari deaerator pHnya sekitar 8,5-9,5.

Keluar dari deaerator, kedalam air umpan ketel kemudian diinjeksikan larutan fosfat ($\text{Na}_3\text{PO}_4\text{H}_2\text{O}$) untuk mencegah terbentuknya kerak silica dan kalsium pada steam drum dan boiler tube. Sebelum diumpankan ke boiler air terlebih dahulu diberi dispersan.

3. Unit Air Pendingin

Air pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air pendingin yang telah digunakan dalam pabrik yang kemudian didinginkan pada cooling tower. Kehilangan air karena penguapan, terbawa tetesan oleh udara maupun dilakukannya blow down di cooling tower diganti dengan air (make up water) yang disediakan oleh *Filtered Water Storage*.

Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat

menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal diatas, maka ke dalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut :

- a. Phospate, berguna untuk mencegah timbulnya kerak,
- b. Klorin, untuk membunuh mikroorganisme.
- c. Zat dispersan, untuk mencegah terjadinya penggumpalan (pengendapan phosphate)

4.4.2.4. Kebutuhan Air

- *Kebutuhan air untuk steam*

$$\text{Total Kebutuhan air untuk steam} = 125,970.9824 \text{ kg/jam}$$

Diperkirakan air yang hilang 20 %.

$$\text{Kebutuhan make-up air untuk steam} = 25,942 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- *Kebutuhan air untuk pendingin*

$$\text{Total kebutuhan air untuk pendingin} = 395,556.8667 \text{ kg/jam}$$

Diperkirakan air yang hilang 20 %.

$$\text{Kebutuhan make-up air pendingin} = 79,1114 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- *Kebutuhan air untuk sanitasi dan keperluan umum*

Total kebutuhan air untuk sanitasi dan keperluan umum :

$$= 81,0939 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Total air yang disuplai dari tangki air} = 107,5493 \text{ m}^3/\text{jam}$$

10% untuk keamanan, sehingga :

$$\text{Air yang disuplai dari tangki} = 118,304.2518 \text{ m}^3/\text{jam}$$

4.4.2.5. Unit Pengadaan Steam

Pada perancangan ini steam yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan panas pada alat penukar panas dan reaktor. Steam yang dibutuhkan dihasilkan oleh boiler dengan menggunakan boiler feed water sebagai umpannya.

4.4.2.6. Unit Penyediaan Listrik

Kebutuhan tenaga listrik dapat diperoleh dari :

- Suplai dari Perusahaan Listrik Negara (PLN)
- Pembangkit tenaga listrik sendiri (Generator Set)

Pada perancangan pabrik asetaldehid ini kebutuhan akan tenaga listrik dipenuhi dari pembangkit listrik PLN dan generator sebagai cadangan. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik (AC) dengan pertimbangan :

- Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar.
- Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan dengan menggunakan transformator.

Generator AC yang digunakan jenis generator AC 3 phase yang mempunyai keuntungan :

- Tegangan listrik stabil
- Daya kerja lebih stabil
- Kawat penghantar yang digunakan lebih sedikit
- Motor 3 phase harganya relatif murah dan sederhana

Kebutuhan listrik untuk pabrik meliputi :

1. Listrik untuk keperluan alat proses
= 6,7140 KW
2. Listrik untuk keperluan alat Utilitas
= 28,1615 KW
3. Listrik untuk penerangan dan AC
= 0,3 KW

4.4.2.7. Unit Pengadaan Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada, boiler dan generator. Pada perancangan ini digunakan bahan bakar jenis solar untuk generator sedangkan untuk boiler digunakan bahan bakar jenis fuel oil.

a. Solar

Heating Value : 145.100 Btu/lb

Effisiensi Gravity : 70 %

Rate Bahan Bakar : 9 ft³/jam

b. Fuel Oil

Heating Value : 41.131,4623 kJ/kg

Spesific Gravity : 0,9527

Density : 59,55 lb/ft³

Effisiensi bahan bakar : 77%

4.4.2.8. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan pabrik Acrylonitrile ini dapat diklasifikasikan menjadi 2 yaitu :

- 1). Bahan buangan cair.
- 2). Bahan buangan gas.

Dalam penanganan limbah tersebut didasarkan pada jenis buangannya.

4.4.2.8.1. Pengolahan Bahan Buangan Cair

Air buangan dari pabrik Acrylonitrile ini berupa :

- a. Air yang mengandung bahan-bahan kimia
- b. Buangan Sanitasi
- c. *Back Wash Filter* air berminyak dari pompa
- d. *Sisa Regenerasi Resin*
- e. *Blow Down Air* Pendingin

Air buangan sanitasi berasal dari toilet disekitar pabrik dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan lumpur aktif, aerasi dan injeksi *chlorine*. *Chlorine* ini berfungsi sebagai desinfektan untuk membunuh mikroorganisme yang dapat menimbulkan penyakit.

Air berminyak yang berasal dari buangan pelumas pada pompa dipisahkan dengan cara perbedaan berat jenisnya. Minyak dibagian atas dialirkan kebagian penampungan terakhir kemudian dibuang. Air sisa regenerasi dari unit demineralisasi mengandung NaOH dan H₂SO₄ yang kemudian dinetralkan dalam kolam penetralan. Penetralan dilakukan dengan larutan H₂SO₄ bila pH air

buangan tersebut lebih dari 7, sedangkan jika pH air kurang dari 7 penetralan dilakukan dengan NaOH

4.4.2.8.2. Pengolahan Bahan Buangan Gas

Untuk menghindari pencemaran udara dari bahan-bahan buangan gas maka dilakukan penanganan bahan buangan tersebut dengan cara membuat stack / cerobong asap dengan ketinggian tertentu sebagai alat untuk pembuang asap.

4.4.2.9. Laboratorium

4.4.2.9.1. Kegunaan Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk agar sesuai dengan spesifikasi yang ditetapkan. Sedangkan peran lain adalah pengendalian pencemaran lingkungan yang ditimbulkan dari proses berupa penanganan limbah padat, cair, maupun gas.

Labotatorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan penelitian bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan untuk mengingatkan dan menjaga kualitas atau mutu produk. Analisa yang dilakukan dalam rangka pengendalian mutu meliputi analisa bahan baku, analisa proses, dan analisa kualitas produk.

Tugas laboratorium antara lain :

1. Memeriksa bahan baku dan bahan penolong yang akan digunakan
2. Menganalisa dan meneliti produk yang dipasarkan.

3. Memeriksa kadar zat-zat yang dapat menyebabkan pencemaran pada buangan pabrik agar sesuai dengan baku mutu yang telah ditetapkan.

4.4.2.9.2. Program Kerja Laboratorium

- Analisa bahan baku dan produk

Analisa pada bahan baku ethanol dan produk Acrylonitrile meliputi : kemurnian, kadar air, warna, densitas, viskositas, titik didih, spesifik gravity dan impuritas.

- Analisa untuk keperluan utilitas

Adapun analisa untuk utilitas, meliputi :

- a. Air proses penjernihan, yang dianalisa adalah kadar pH, silikat sebagai SiO_2 , Ca sebagai CaCO_3 , sulfur sebagai SO_3 , khlor sebagai Cl_2 , dan zat padat terlarut.
- b. Air minum yang dianalisa meliputi pH, kadar khlor dan kekeruhan.
- c. Resin penukar ion, yang dianalisa adalah kesadahan CaCO_3 dan silikat sebagai SiO_2 .
- d. Air bebas mineral, yang dianalisa meliputi pH, kesadahan, jumlah O_2 terlarut dan kadar Fe.
- e. Air dalam boiler, yang dianalisa meliputi pH, zat padat terlarut, kadar Fe, kadar CaCO_3 , SO_2 , PO_4 dan SiO_3 .
- f. BFW, yang dianalisa meliputi pH, kesadahan, jumlah O_2 terlarut dan kadar Fe.

- Analisa limbah

Untuk mempermudah pelaksanaan program kerja laboratorium, maka laboratorium di pabrik ini dibagi menjadi tiga bagian :

1. Laboratorium pengamatan
2. Laboratorium analisa
3. Laboratorium penelitian dan pengembangan

1. Laboratorium Pengamatan

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa secara fisika terhadap semua arus yang berasal dari proses produksi maupun tangki serta mengeluarkan "*Certificate of Quality*" untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan. Jadi pemeriksaan dan pengamatan dilakukan terhadap bahan baku dan produk akhir.

2. Laboratorium Analisa

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa terhadap sifat-sifat dan kandungan kimiawi bahan baku, produk akhir, analisa air dan bahan kimia yang digunakan seperti katalis dan lain-lain.

3. Laboratorium Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Tugas dari laboratorium Litbang (*Research and Development / R & D*) ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan yang berhubungan dengan kinerja proses yang digunakan. Sifat dari

laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian hal-hal yang baru untuk keperluan pengembangan. Termasuk didalamnya adalah kemungkinan penggantian, penambahan dan pengurangan alat proses.

4.4.2.9.3. Alat-alat Utama Laboratorium

Alat-alat utama yang digunakan di laboratorium antara lain :

a. *Gas Chromatography*

Alat ini digunakan untuk menganalisa kadar ethanol dalam bahan baku dan asetaldehid dalam produk.

b. *Water Content Tester*

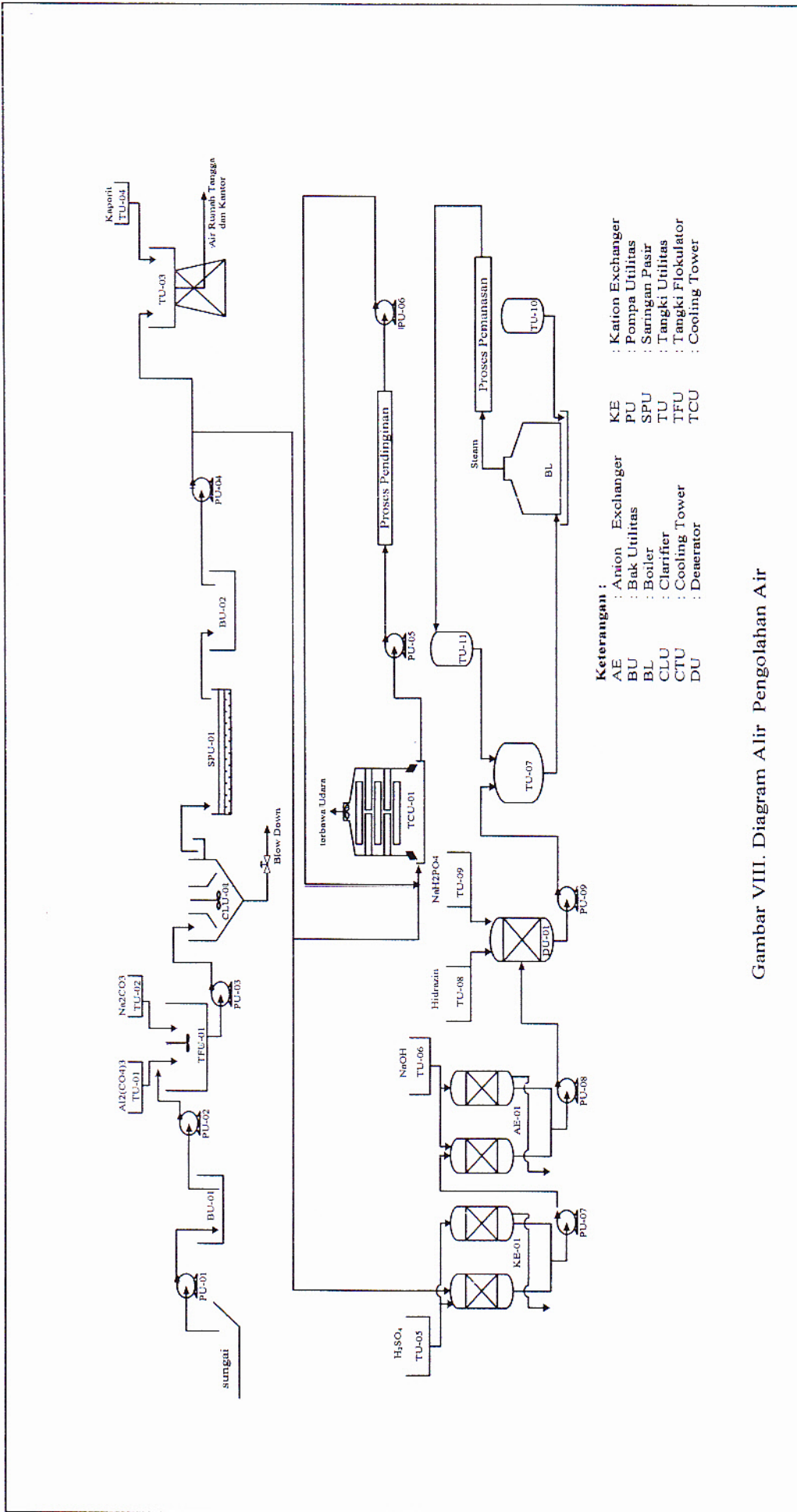
Alat ini digunakan untuk menganalisa kadar air dalam produk.

c. *Viscosimeter Bath*

Alat ini digunakan untuk mengukur viskositas produk.

d. *Hydrometer*

Alat ini digunakan untuk mengukur *spesifik gravity*.



- Keterangan :**
- AE : Anion Exchanger
 - BU : Bak Utilitas
 - BL : Boiler
 - CLU : Clarifier
 - CTU : Cooling Tower
 - DU : Deaerator
 - KE : Kation Exchanger
 - PU : Pompa Utilitas
 - SPU : Saringan Pasir
 - TU : Tangki Utilitas
 - TFU : Tangki Flokulator
 - TCU : Cooling Tower

Gambar VIII. Diagram Alir Pengolahan Air

IV.5. ORGANISASI PERUSAHAAN

4.5.1. Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik Acrylonitrile ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham. Pabrik Acrylonitrile yang akan didirikan direncanakan mempunyai :

- Bentuk perusahaan : Perseroan terbatas (PT)
- Lapangan usaha : Industri Acrylonitrile
- Perusahaan : Sumatera Selatan, Mariana

Alasan pemilihan bentuk perusahaan ini adalah berdasarkan beberapa faktor, sebagai berikut :

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pemimpin perusahaan
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staffnya yang diawasi oleh komisaris

4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh oleh berhentinya :
 - a. Pemegang saham
 - b. Direksi beserta staffnya
 - c. Karyawan perusahaan
5. Efisiensi manajemen

Para pemegang saham duduk dalam dewan komisaris dapat memilih dewan direksi, diantaranya direktur utama yang cakap dan berpengalaman

6. Lapangan usaha lebih luas

Dalam perseroan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga modal ini Perseroan terbatas dapat memperluas usahanya.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas (PT) yaitu Perseroan Terbatas didirikan dengan akta notaris berdasarkan Kitab Undang–Undang Hukum Dagang, besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham yang dipegang oleh pemiliknya. Pembinaan personalianya sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan memperhatikan hukum-hukum perburuhan.

4.5.2. Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dalam perusahaan tersebut. Sebab hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi didalam perusahaan. Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas sebagai pedoman, antara lain :

- Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
- Pendelegasian wewenang
- Pembagian tugas kerja yang jelas
- Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut maka diperoleh suatu struktur organisasi yang baik, yaitu sistem *line and staff*. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Pembentukan staff ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dalam bidangnya adalah untuk mencapai kelancaran produks. Staff ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan. Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staff ini, yaitu :

1. Sebagai garis atau lini, yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan
2. Sebagai staff, yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimiliki, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional

Dewan komisaris mewakili para pemegang saham (pemilik perusahaan) dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya, sedangkan seorang direktur utama yang

dibantu oleh Direktur produksi dan Teknik serta Direktur Keuangan dan Umum bertugas untuk menjalankan perusahaan. Direktur Produksi dan Teknik membawahi bagian teknik dan produksi. Sedangkan Direktur Keuangan dan Umum membidangi kelancaran pelayanan umum, keuangan dan pemasaran. Direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab membawahi bagian dalam perusahaan, sebagai bagian daripada pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian membawahi beberapa kepala seksi dan setiap kepala seksi membawahi serta mengawasi para karyawan perusahaan. Karyawan perusahaan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang masing-masing dipimpin oleh kepala regu. Setiap kepala regu bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

Manfaat adanya struktur organisasi sebagai berikut

- Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, wewenang dan lain-lain
- Sebagai bahan orientasi untuk pejabat
- Penempatan pegawai yang lebih tepat
- Penyusunan program pengembangan manajemen
- Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar

4.5.3. Tugas dan Wewenang

4.5.3.1. Pemegang saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham :

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
2. Mengangkat dan memberhentikan direktur
3. mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan

4.5.3.2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham.

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya pemasaran
2. Mengawasi tugas-tugas direksi
3. Membantu direksi dalam hal-hal penting

4.5.3.3. Dewan Direksi

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

Tugas Direktur Utama antara lain :

1. Melaksanakan *policy* perusahaan dan mempertanggung-jawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada rapat umum pemegang saham
2. Menjaga kestabilan manajemen perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen, dan karyawan
3. Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat umum pemegang saham
4. Mengkoordinir kerja sama dengan Direktur Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum

Tugas Direktur Produksi dan Teknik, antara lain :

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi dan teknik
2. Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya

Tugas Direktur Keuangan dan Umum, antara lain :

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum dan pemasaran
2. Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

4.5.3.4. Staff Ahli

Staff ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staff ahli bertanggung jawab kepada Direktur utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang staff ahli meliputi :

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan
2. mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan
3. memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

4.5.3.5. Kepala Bagian

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

4.5.3.5.1 Kepala Bagian Produksi

Tugas Kepala Bagian Produksi, antara lain :

- Bertanggung jawab kepada direktur produksi dan teknik dalam bidang mutu dan kelancaran produksi
- Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya

Kepala Bagian Produksi membawahi :

- a. Seksi Proses
- b. Seksi Pengendalian
- c. Seksi Laboratorium.

4.5.3.5.2 Kepala Bagian Teknik

Tugas Kepala Bagian Teknik, antara lain :

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dan Teknik dalam bidang peralatan, proses dan utilitas
2. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya

Kepala Bagian Teknik membawahi :

- a. Seksi pemeliharaan
- b. Seksi Utilitas.

4.5.3.5.3 Kepala Bagian Research and Development

Tugas Kepala Bagian Research and Development, antara lain :

1. Bertanggung jawab kepada direktur produksi dan teknik dalam bidang penelitian dan pengembangan

2. Mengkoordinir kepala seksi yang menjadi bawahannya

Kepala Bagian Research and Development membawahi :

- a. Seksi penelitian
- b. Seksi pengembangan.

4.5.3.5.4 Kepala Bagian Keuangan

Tugas Kepala Bagian Keuangan, antara lain :

- Bertanggung jawab kepada direktur Keuangan dan Umum dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi
- Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya

Kepala Bagian Keuangan membawahi :

- a. Seksi Administrasi
- b. Seksi Anggaran.

4.5.3.5.5 Kepala Bagian Umum

Tugas Kepala Bagian Umum, antara lain :

- Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan
- Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya

Kepala Bagian Umum membawahi :

- Seksi personalia
- Seksi Hubungan Masyarakat (Humas)
- Seksi Keamanan.

4.5.3.5.6 Kepala Bagian Pemasaran

Kepala Bagian Pemasaran bertanggung jawab pada direktur keuangan dan umum dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian ini membawahi :

- Seksi Pembelian
- Seksi Penjualan.

4.5.3.5.7 Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

4.5.3.5.8 Kepala Seksi Proses

Tugas Kepala Seksi Proses, antara lain :

- Mengawasi jalannya proses dan produksi
- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang

4.5.3.5.9 Kepala Seksi Pengendalian

Tugas Kepala Seksi Pengendalian, antara lain :

- Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

4.5.3.5.10 Kepala Seksi Laboratorium

Tugas Kepala Seksi Laboratorium, antara lain :

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu
- Mengawasi dan menganalisa mutu produksi
- Mengawasi hal yang berhubungan dengan buangan pabrik
- Membuat laporan berkala kepada Kepala Bagian Produksi.

4.5.3.5.11 Kepala Seksi Pemeliharaan

Tugas Kepala Seksi Pemeliharaan, antara lain :

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
- Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

4.5.3.5.12 Kepala Seksi Utilitas

Tugas Kepala Seksi Utilitas:

- Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air dan tenaga listrik.

4.5.3.5.13 Kepala Seksi Penelitian

Tugas Kepala Seksi Penelitian :

- Mempertinggi mutu produk.

4.5.3.5.14 Kepala Seksi Pengembangan

Tugas Kepala Seksi Pengembangan :

- Memperbaiki proses dari pabrik/perencanaan alat dan pengembangan produksi
- Mempertinggi efisiensi kerja.

4.5.3.5.15 Kepala Seksi Administrasi

Tugas Kepala Seksi Administrasi, antara lain :

- Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan, serta masalah perpajakan.

4.5.3.5.16 Kepala Seksi Anggaran

Tugas Kepala Seksi Anggaran, antara lain :

- Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat perkiraan tentang keuangan masa yang akan datang
- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan intensif karyawan.

4.5.3.5.17 Kepala Seksi Personalia

Tugas Kepala Seksi Personalia, antara lain :

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis

- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

4.5.3.5.18 Kepala Seksi Humas

Tugas Kepala Seksi Humas, antara lain :

- Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan.

4.5.3.5.19 Kepala Seksi Keamanan

Tugas Kepala Seksi Keamanan, antara lain :

- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan
- Mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan ataupun bukan dilingkungan pabrik
- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan item perusahaan.

4.5.3.5.20 Kepala Seksi Pembelian

Tugas Kepala Seksi Pembelian, antara lain :

- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan
- Mengetahui harga pasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

4.5.3.5.21 Kepala Seksi Penjualan

Tugas Kepala Seksi Penjualan, antara lain :

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
- Mengatur distribusi barang dari gudang.

4.5.4. Pembagian jam kerja karyawan

Pabrik Asetaldehid direncanakan beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan shut down. Berdasarkan pembagian jam kerja, karyawan digolongkan menjadi 2 golongan, yaitu :

1. Karyawan non-shift

Karyawan non-shift adalah para karyawan yang tidak mengalami proses produksi secara langsung. Karyawan non-shift antara lain adalah Direktur, Staff ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi bagian administrasi. Karyawan non-shift dalam satu minggu akan bekerja selama 6 hari dengan pembagian kerja sebagai berikut :

- Hari Senin – Jum'at : jam 07:00 – 15:00

- Hari Sabtu : jam 07:00 – 12:00

Jam istirahat :

- Hari Senin-Kamis : jam 12:00 – 13:00

- Hari jum'at : jam 11:00 – 13:00

2. Karyawan Shift/Ploog

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai

hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Karyawan shift antara lain adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan, dan bagian-bagian yang harus siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan shift akan bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi 3 (tiga shift) dengan pengaturan sebagai berikut :

1. karyawan Operasi
 - a. Shift pagi : jam 07:00 – 15:00
 - b. Shift siang : jam 15:00 – 23:00
 - c. Shift malam : jam 22:00 – 07:00
2. Karyawan Keamanan (security)
 - a. Shift pagi : jam 06:00 – 14:00
 - b. Shift siang : jam 14:00 – 22:00
 - c. Shift malam : jam 22:00 – 06:00

Karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 6 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam tabel 5.1. sebagai berikut :

hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Karyawan shift antara lain adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan, dan bagian-bagian yang harus siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan shift akan bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi 3 (tiga shift) dengan pengaturan sebagai berikut :

1. karyawan Operasi
 - a. Shift pagi : jam 07:00 – 15:00
 - b. Shift siang : jam 15:00 – 23:00
 - c. Shift malam : jam 22:00 – 07:00
2. Karyawan Keamanan (security)
 - a. Shift pagi : jam 06:00 – 14:00
 - b. Shift siang : jam 14:00 – 22:00
 - c. Shift malam : jam 22:00 – 06:00

Karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 6 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam tabel 5.1. sebagai berikut :

Tabel X. 1. Jadwal Kerja Masing-Masing Regu

| Hari/ Regu | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 |
|---------------|---|---|---|---|---|---|---|---|---|----|----|----|----|----|
| 1 | P | P | S | S | M | M | L | P | P | S | S | M | M | L |
| 2 | S | S | M | M | L | P | P | S | S | M | M | L | P | P |
| 3 | M | M | L | P | P | S | S | M | M | L | P | P | S | S |
| 4 | L | P | P | S | S | M | M | L | P | P | S | S | M | M |

Keterangan :

P = Shift Pagi M = Shift Malam S = Shift Siang L = Libur

1. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai kedudukan, keahlian dan masa kerja

2. Karyawan Harian

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa surat keputusan (SK) direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan

3. Karyawan borongan

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

4.5.5. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan gaji

1. Penggolongan Jabatan

| | |
|---------------------------------|---------------------------|
| 1. Direktur Utama | : Sarjana |
| 2. Direktur Teknik dan Produksi | : Sarjana Teknik |
| 3. Direktur Keuangan dan Umum | : Sarjana Ekonomi / Hukum |
| 4. Kepala bagian R & D | : Sarjana Teknik Kimia |
| 5. Kepala Bagian Produksi | : Sarjana Teknik Kimia |
| 6. Kepala Bagian Teknik | : Sarjana Mesin / Elektro |
| 7. Kepala Bagian Keuangan | : Sarjana Ekonomi |
| 8. Kepala Bagian Pemasaran | : Sarjana Ekonomi |
| 9. Kepala Bagian Umum | : Sarjana Hukum |
| 10. Kepala Seksi | : Sarjana Muda |
| 11. Operator | : STM / SMU / Sederajat |
| 12. Sekretaris | : Akademi Sekretaris |
| 13. Lain-lain | : SD / SMP / Sederajat |

2. Jumlah Karyawan dan Gaji

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat, sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif. Perincian jumlah karyawan, golongan serta gaji dapat dilihat pada table 5.2 dan 5.3 berikut :

Tabel X. 2. Perincian Jumlah Karyawan

| NO | JABATAN | JUMLAH |
|-----------|------------------------------|---------------|
| 1. | Direktur Utama | 1 |
| 2. | Direktur Teknik dan Produksi | 1 |
| 3. | Direktur Keuangan dan Umum | 1 |
| 4. | Staff Ahli | 3 |
| 5. | Sekretaris | 3 |
| 6. | Kepala Bagian Umum | 1 |
| 7. | Kepala Bagian Pemasaran | 1 |
| 8. | Kepala Bagian Keuangan | 1 |
| 9. | Kepala Bagian Teknik | 1 |
| 10. | Kepala Bagian Produksi | 1 |
| 11. | Kepala Bagian R & D | 1 |
| 12. | Kepala Bagian Personalia | 1 |
| 13. | Kepala Seksi Humas | 1 |
| 14. | Kepala Bagian Keamanan | 1 |
| 15. | Kepala Seksi Pembelian | 1 |
| 16. | Kepala Seksi Penjualan | 1 |
| 17. | Kepala Seksi Administrasi | 1 |
| 18. | Kepala Seksi Anggaran | 1 |
| 19. | Kepala Seksi Proses | 1 |
| 20. | Kepala Seksi Pengendalian | 1 |

| | | |
|-----|------------------------------|------------|
| 21. | Kepala Seksi Laboratorium | 1 |
| 22. | Kepala Seksi Pemeliharaan | 1 |
| 23. | Kepala Regu | 8 |
| 24. | Kepala Seksi Utilitas | 1 |
| 25. | Kepala Seksi Penelitian | 1 |
| 26. | Kepala Seksi Pengembangan | 1 |
| 27. | Karyawan Personalia | 5 |
| 28. | Karyawan Humas | 4 |
| 29. | Karyawan Keamanan | 12 |
| 30. | Karyawan Pembelian | 4 |
| 31. | Karyawan Penjualan | 6 |
| 32. | Karyawan Administrasi | 4 |
| 33. | Karyawan Anggaran | 4 |
| 34. | Karyawan Proses | 16 |
| 35. | Karyawan Pengendalian | 4 |
| 36. | Karyawan Laboratorium | 8 |
| 37. | Karyawan Pemeliharaan | 4 |
| 38. | Karyawan R & D | 6 |
| 39. | Karyawan Utilitas | 8 |
| 40. | Sopir | 5 |
| 41. | Pesuruh dan Cleaning Service | 5 |
| | Total | 127 |

Table X. 3. Perincian Golongan dan Gaji

| Gol | JABATAN | Gaji/Bulan (Rp) |
|------------|------------------------------|------------------------|
| 1. | Direktur Utama | Rp 30.000.000 |
| 2. | Direktur | Rp 20.000.000 |
| 3. | Staff Ahli | Rp 10.000.000 |
| 4. | Kepala Bagian | Rp 6.000.000 |
| 5. | Kepala Seksi | Rp 3.500.000 |
| 6. | Sekretaris | Rp 3.000.000 |
| 7. | Kepala regu (foreman) | Rp 2.000.000 |
| 8. | Operator | Rp 1.400.000 |
| 9. | Karyawan Non Shift | Rp 1.250.000 |
| 10. | Satpam | Rp 850.000 |
| 11. | Sopir | Rp 750.000 |
| 12. | Pesuruh dan Cleaning Service | Rp 650.000 |

4.5.6. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa :

1. Tunjangan

- a. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan bersangkutan

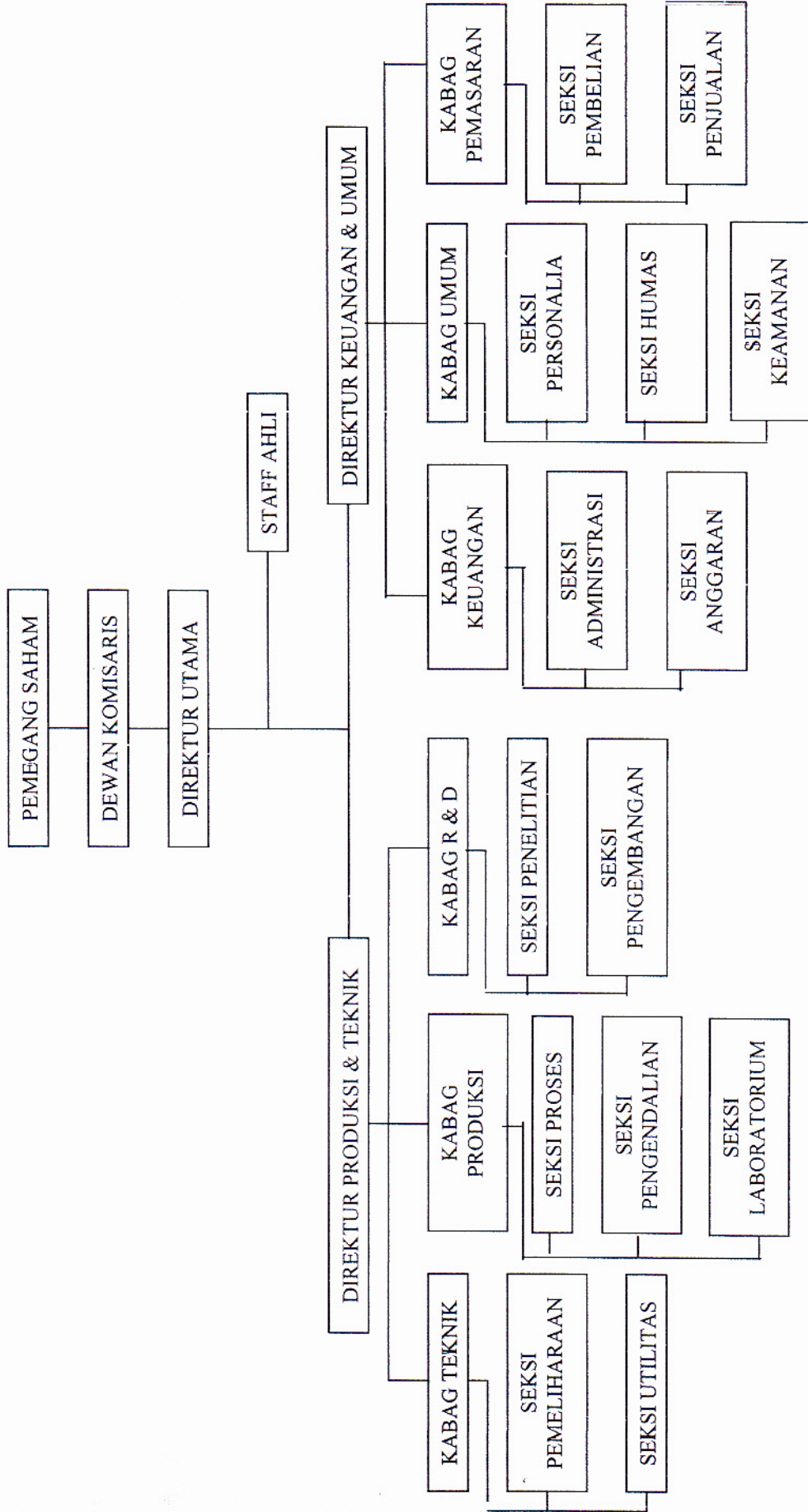
- b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan
 - c. Tunjangan lembur yang diberikan pada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja
2. Pakaian Kerja
- Pakaian kerja diberikan pada karyawan sejumlah 3 pasangan/tahun
3. Cuti
- a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun
 - b. Cuti sakit diberikan pada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter
4. Pengobatan
- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku
 - b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan
5. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)
- ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawannya lebih dari 10 orang atau dengan gaji karyawan 1.000.000,00/bulan.

4.5.7. Manajemen Produksi

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang berfungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk jadi dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan.

Manajemen produksi meliputi manajemen perusahaan dan pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindarkan terjadinya penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali.

Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian. Perencanaan adalah merupakan suatu tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan kearah yang sesuai.



STRUKTUR ORGANISASI PABRIK ACRYLONITRILE

IV.6. EVALUASI EKONOMI

4.6.1 Penafsiran Harga Peralatan

Harga alat tiap tahun mengalami perubahan sesuai dengan kondisi perekonomian yang ada. Untuk memperkirakan harga alat, diperlukan indeks yang dapat digunakan untuk mengkonversikan harga alat pada masa yang lalu sehingga diperoleh harga alat pada saat sekarang.

Tabel 4.1. Indeks Untuk mengkonversi Harga

| Tahun | Y (indeks) | X (tahun-ke) | X ² | X . Y |
|-------|------------|--------------|----------------|----------|
| 1993 | 359.2 | 1 | 1 | 359.2 |
| 1994 | 368 | 2 | 4 | 736 |
| 1995 | 381.1 | 3 | 9 | 1143.3 |
| 1996 | 381.7 | 4 | 16 | 1526.8 |
| 1997 | 386.5 | 5 | 25 | 1932.5 |
| 1998 | 389.5 | 6 | 36 | 2337 |
| 1999 | 390.6 | 7 | 49 | 2734.2 |
| 2000 | 391.1 | 8 | 64 | 3128.8 |
| 2001 | 400.53 | 9 | 81 | 3604.77 |
| TOTAL | 3448.23 | 45 | 285 | 17502.57 |

Dari persamaan regresi linier didapat:

Index pada tahun 2014:

$$Y = 4.357x - 8317.8$$

Pada tahun 2014 diperoleh index = 457.20

Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan rasio indeks harga. Perkiraan harga ini sangat sering digunakan :

$$E_x = E_y * (N_x/N_y)$$

Dimana :

E_x = harga alat pada tahun x

E_y = harga alat pada tahun y

N_x = indeks harga pada tahun x

N_y = indeks harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

$$E_b = E_a \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^{0.6}$$

Dimana :

E_a = harga alat a

E_b = harga alat b

C_a = kapasitas alat a

C_b = kapasitas alat b

4.6.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi : 60.000 ton/hari

Satu tahun operasi : 330 hari

Nilai Kurs US \$: Rp 10000,-

4.6. 3. Perhitungan Biaya

4,6.2.a *Capital Investment*

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik untuk mengoperasikannya.

Capital Investment terdiri dari :

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha/modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

4,6.2.b. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost* yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

- a. *Direct Cost (DC)* : adalah pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk
- b. *Indirect Cost (IC)* : adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik
- c. *Fixed Cost (FC)* : merupakan harga yang berkenaan dengan fixed capital dan pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak bergantung pada waktu dan tingkat produksi.

4,6.2.c *General Expanse*

General Expanse atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

4,6.3 Analisa Kelayakan

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

Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah :

1. *Persent Profit On Sales (POS)*

$$POS = \frac{\text{Pr ofit(keuntungan)}}{\text{H arg a jual produk}} \times 100\%$$

2. *Present Return On Investment (ROI)*

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\text{Pr ofit(keuntungan)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}$$

3. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time adalah waktu pengambilan modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai. Perhitungan ini perlu untuk mengetahui dalam beberapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan} + 0,1\text{FCI}} \times 100\%$$

4. Break Even Poin (BEP)

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan break even point kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan.

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

Dalam hubungan ini :

Fa : Fixed manufacturing cost

Ra : Regulated cost

Va : Variabel cost

Sa : Penjualan produk

5. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Karena lebih murah untuk menutup pabrik dan membayar fixed ekspense (*Fa*) dibandingkan harus produksi

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

6. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

- Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan “DCFR” dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan

dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.

- Laju bunga maksimal di mana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
- Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$(FC + WC) (1+i)^n = \sum_{j=1}^n C_j (1+i)^{n-1} + (Wc + Sv)$$

4.6.4 . *Capital Investment*

4.6.4.1. *Fixed capital Investment (FCI)*

Tabel 4.2. *Fixed Capital Investment*

| No | Jenis | Biaya (Rp) |
|----|---------------------------------|--------------------|
| 1 | <i>Purchased equipment cost</i> | Rp. 43.891.346.972 |
| 2 | Instalasi alat | Rp 8.198.903.614 |
| 3 | Pemipaan | Rp 20.137.349.991 |
| 4 | Instrumentasi | Rp. 11.100.121.649 |
| 5 | Insulasi | Rp. 1.733.708205 |
| 6 | Listrik | Rp. 4.806.102.493 |
| 7 | Bangunan | Rp. 47.520.000.000 |

| | | |
|----------------------------------|--------------------------------------|---------------------------|
| 8 | Tanah & Pembuatan jalan | Rp. 40.500.000.000 |
| 9 | Utilitas | Rp. 8,198,903,614.4 |
| 10 | <i>Engineering & Contruction</i> | Rp. 37.217.287.308 |
| 11 | <i>Contractor's fee</i> | Rp. 11,165,186,192 |
| 12 | <i>Contigency</i> | Rp. 51,359,856,485 |
| 13 | <i>Enviromental cost</i> | Rp. 7,900,442,455.0 |
| 14 | <i>Plant start up cost</i> | Rp. 781,563,033.5 |
| <i>Fixed Capital Cost</i> | | Rp. 294510772013.2 |

4,6.4.2. *Working capital Investment (modal kerja)*

Tabel 4. 3. *Working Capital*

| No | Jenis | Biaya (Rp) |
|--|-------------------------------|----------------------------|
| 1 | <i>Raw Material inventory</i> | Rp. 15,577,986,821 |
| 2 | <i>In Process Inventory</i> | Rp. 383,765,925 |
| 3 | <i>Product Inventory</i> | Rp. 42,214,251,754 |
| 4 | <i>Extended Credit</i> | Rp. 56,875,000,000 |
| 5 | <i>Available Cash</i> | Rp. 84,428,503,508 |
| <i>Working Capital Investment</i> | | Rp. 199,479,508,008 |

4,6.4.3. *Total Production Cost (Biaya Produksi Total)*

4.6.4.3.a *Manufacturing Cost*

4.4. *Direct Manufacturing Cost*

| No | Jenis | Biaya (Rp) |
|---|-----------------------------|----------------------------|
| 1 | Harga Bahan Baku | Rp. 747,743,367,420 |
| 2 | <i>Labour</i> | Rp. 948,000,000 |
| 3 | <i>Supervision</i> | Rp. 1.020.000.000 |
| 4 | <i>Maintenance</i> | Rp. 5.890.215.440 |
| 5 | <i>Plant Supplies</i> | Rp. 883,532,316 |
| 6 | <i>Royalties and Patent</i> | Rp. 1,365,000,000,000 |
| 7 | <i>Utility</i> | Rp. 79,270,997,439 |
| <i>Direct Manufacturing Cost</i> | | Rp. 849,406,112,615 |

Tabel 4.5. *Indirect Manufacturing Cost*

| No | Jenis | Biaya (Rp) |
|---|---------------------------------------|----------------------------|
| 1 | <i>Pay Roll Overhead</i> | Rp. 142,200,000 |
| 2 | <i>Laboratorium</i> | Rp. 94,800,000 |
| 3 | <i>Plant Overhead</i> | Rp. 492,800,000 |
| 4 | <i>Packaging & Transportation</i> | Rp. 136.500.000.000 |
| <i>Indirect Manufacturing Cost</i> | | Rp. 137.229.960.000 |

Tabel 4.6. *Fixed manufacturing Cost*

| No | Jenis | Biaya (Rp) |
|----|-------------------|--------------------|
| 1 | <i>Depresiasi</i> | Rp. 20,615,754,041 |

| | | |
|--|-----------------------|---------------------------|
| 2 | <i>Property Taxes</i> | Rp. 2.925,107,720 |
| 3 | <i>Insurance</i> | Rp. 2.945,107,720 |
| <i>Fixed Manufacturing Cost</i> | | Rp. 26,505,969,481 |

Total Manufacturing Cost

Table 4.7. *Total Manufacturing Cost*

| No | Jenis | Biaya (Rp) |
|----------------------------------|------------------------------------|------------------------------|
| 1 | <i>Direct Manufacturing Cost</i> | Rp. 849,406,112,615 |
| 2 | <i>Indirect Manufacturing cost</i> | Rp. 137.229.960.000 |
| 3 | <i>Fixed Manufacturing Cost</i> | Rp. 26,505,969,481 |
| <i>Manufacturing Cost</i> | | Rp. 1,013,142,042,096 |

4,6.4.3b. General Expanse

Table 4.8. *Total General Expanse*

| No | Jenis | Biaya (Rp) |
|-------------------------------|---------------------|----------------------------|
| 1 | <i>Administrasi</i> | Rp. 1.824.400.000 |
| 2 | <i>Sales</i> | Rp. 212,759,828,840 |
| 3 | <i>Research</i> | Rp. 35,459,971,473 |
| 4 | <i>Finance</i> | Rp. 19,759,611,201 |
| <i>General Expanse</i> | | Rp. 269,803,811,514 |

Total Production Cost

$$\begin{aligned}
 \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expanse} &= \text{Rp. 1.282,945,853,611} \\
 &= \text{US \$ 128,294,585,36}
 \end{aligned}$$

4.6.4.3c Profit

| | |
|---------------|----------------------|
| Sebelum pajak | : Rp. 84,881,762,057 |
| Setelah Pajak | : Rp. 42,440,881,029 |

4.6.5. Analisa Kelayakan

1. Profit On Sales (POS)

| | |
|---------------|----------|
| Sebelum pajak | : 6.22 % |
| Sesudah pajak | : 3.11 % |

2. Return On Investment (ROI)

| | |
|---------------|-------|
| Sebelum pajak | :28 % |
| Sesudah pajak | : 14% |

3. Pay Out Time (POT)

| | |
|---------------|--------------|
| Sebelum pajak | : 2.91 Tahun |
| Sesudah pajak | : 4.96 Tahun |

4. Break Even Point (BEP)

| | |
|-----|-----------|
| BEP | : 55,74 % |
|-----|-----------|

5. Shut Down Point (SDP)

| | |
|-----|-----------|
| SDP | : 43.32 % |
|-----|-----------|

6. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

| | |
|------|-----------|
| DCFR | : 30.00 % |
|------|-----------|

4.6.4.3c Profit

Sebelum pajak : Rp. 84,881,762,057

Setelah Pajak : Rp. 42,440,881,029

4.6.5. Analisa Kelayakan

1. Profit On Sales (POS)

Sebelum pajak : 6.22 %

Sesudah pajak : 3.11 %

2. Return On Investment (ROI)

Sebelum pajak : 28 %

Sesudah pajak : 14%

3. Pay Out Time (POT)

Sebelum pajak : 2.91 Tahun

Sesudah pajak : 4.96 Tahun

4. Break Even Point (BEP)

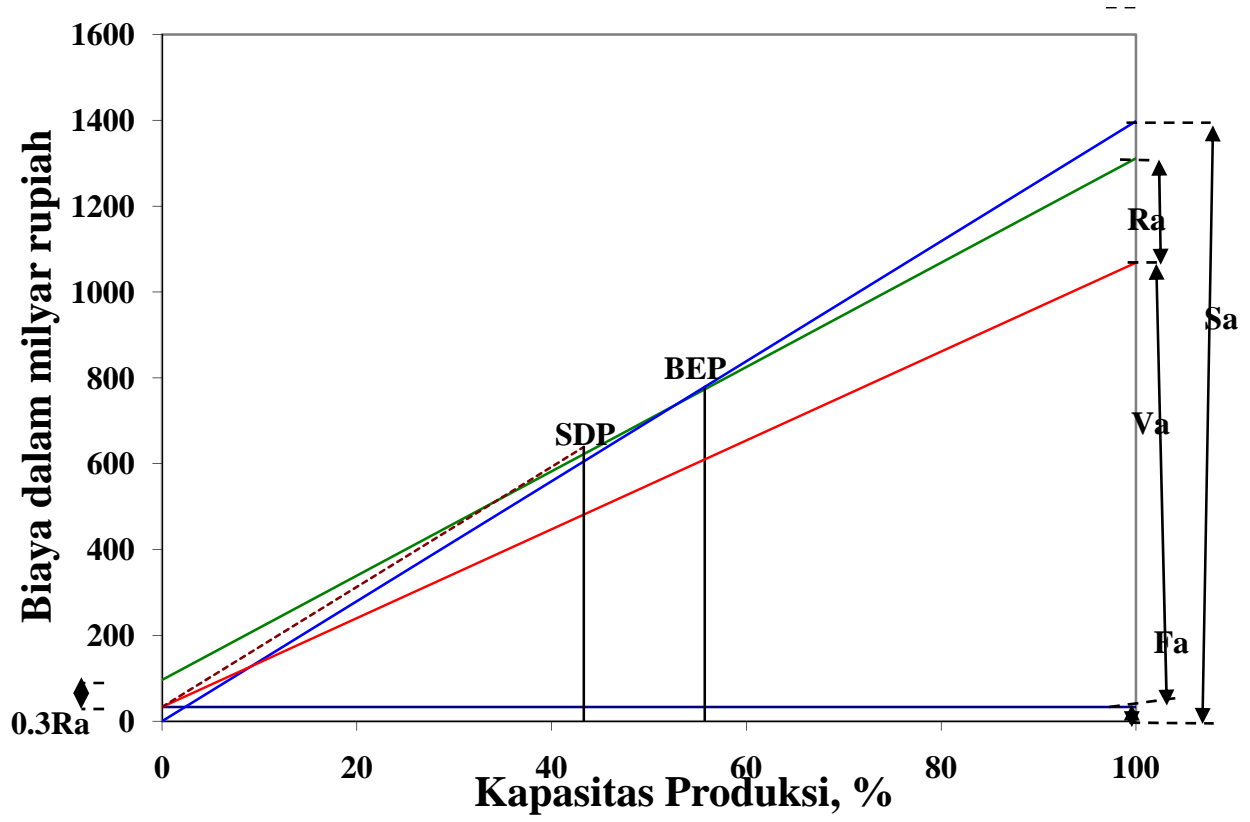
BEP : 55,74 %

5. Shut Down Point (SDP)

SDP : 43.32 %

6. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

DCFR : 30.00 %



BAB V
KESIMPULAN

BAB VI

KESIMPULAN

Pabrik *Acrylonitrile* dari *Ethylene cyanohidrine* digolongkan pabrik beresiko rendah karena dijalankan pada variabel suhu dan tekanan operasi yang rendah, bahan baku *ethelene cynohidrine*, persediaan bahan baku tergantung dari PT. Pusri, Palembang dan PT. Indolampung, Lampung.

Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi dapat disimpulkan bahwa pendirian pabrik *Acrylonitrile* dari *Ethylene Cyanohydrine* dengan kapasitas 60.000 ton/tahun cukup menarik, hal ini didasarkan pada pertimbangan sebagai berikut:

1. Keuntungan sebelum pajak Rp. 82,054,146,389 per tahun dan Keuntungan setelah pajak Rp. 41,027,073,195 per tahun
2. ROI (*Return On Investment*) sebelum pajak 28 %, ROI sesudah pajak 14 % dan ROI sebelum pajak untuk pabrik beresiko rendah minima 11 % serta 44% untuk pabrik yang beresiko tinggi.
3. POT (*Pay Out Investment*) sebelum pajak 2.87 Tahun, POT sesudah pajak 4.78 Tahun dan POT sebelum pajak untuk pabrik beresiko rendah maksimal 5 tahun
4. BEP (*Break Event Point*) adalah 57,16 % dan SDP (*Shut Down Point*) adalah 43,40 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya berkisar antara 40 – 60 %
5. DCF (*Discounted Cash Flow*) diperoleh dari trial sebesar 30 %.

Dari data hasil perhitungan analisis di atas dapat disimpulkan bahwa *Acrylonitrile* dari *Ethylene Cyanohydrine* ini layak didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1995, “ *Chemical Engineering Cost Estimation*”,
Mc. Graw Hill Book Company, New York.
- Badan Pusat Statistik, Yogyakarta, “ *Data Import-Ekspor Tahun 1996-2000*”.
- Brown, G.G., 1978, “ *Unit Operation*”, Jonh Wiley and Sons. Inc., New York.
- Brownell, L.E., and Young, E.H, 1979, “ *Process Engineering Design*”, 3nd
Edition, Willey Eastern Ltd, New Delhi.
- Coulson, J.H., and Richardson, J.F., 1983, “ *Chemical Engineering Design*”,
vol.6, Pergason Press, Oxford.
- Faith Keyes and Clark, 1975, “ *Industrial Chemical*”, 4th Edition, Jonh Wiley and
Sons Inc., New York.
- Kern, D.Q., 1950, “ *Process Heat Transfer*”, Mc. Graw Hill Book Company Inc.,
New York.
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1982, “ *Encyclopedia of Chemical Tecnology*”, 3nd
Edition, vol. 4, Interscience Publishing Inc., New York.
- Levenspiel, O., 1976, “ *Chemical Reaction Engineering* ”, 2nd Edition, Jonh
Wiley and Sons Inc., New York.
- MC. Ketta and Willian. Acmgam, 1983, “ *Encyclopedia of Chemical Proceccing
and Design* ”, Vol 9, Mc. Graw Hill Book. Co, Tokyo.
- Perry's, R.H., and Green, D., 1999, “ *Perry's Chemical Engineer's Hand Book* ”,
7th Edition, Mc. Graw Hill Book Company Inc., New York.

- Peters, M.S., and Timmerhause, 1980, "*Plant Design and Economy for Chemical Engineer's*", 3rd Edition, Mc Graw Hill Book Company Inc., Singapore.
- Rase, H.F., 1987, "*Chemical Reactor Design for Process Plant*", vol 1 & 2, Mc. Graw Hill Book Company Inc., Singapore.
- Smith, J.M., 1981, "*Chemical Engineering Kinetics*", 3rd Edition, Mc. Graw Hill Book Company Inc., Singapore.
- Treyball, R.E., 1981, "*Mass Transfer Operation*", 3rd Edition, Mc. Graw Hill Book Company Inc., Singapore.

LAMPIRAN

LAMPIRAN REAKTOR**REAKTOR**

Fungsi : Sebagai tempat berlangsungnya reaksi dehidrogenasi *Ethylene*

Cyanohydrine menjadi *Acrylonitrile*

Type Alat : *Fixed Bed Multitube*

Fasa : Gas

Suhu : 250°C

Tekanan : 2 Atm

Kondisi : Nonadiabatis – nonisothermal

Katalis : Alumina (Al₂O₃)

A. Tinjauan Kinetika

Persamaan kecepatan reaksi (-r_A)

Proses dehidrasi *Ethylene Cyanohydrine* menjadi *Acrylonitrile* dengan katalisator Alumina mengikuti persamaan sebagai berikut:

$$(-r_A) = \frac{K_1 x P_{\text{EthyleneCyanohydrine}}^2}{1 + K_2 x P_{\text{EthyleneCyanohydrine}} + K_3 x P_{\text{Acrylonitrile}} + K_4 x P_{\text{H}_2\text{O}}} \text{Kmol/Jam.KgKatalis}$$

Dimana:

$$K_1 = 5.81 \cdot \exp \left[\frac{-23090 \text{ Kpa} \cdot \text{m}^3 / \text{Kmol}}{RT} \right] = 5.81 \cdot \exp \left[\frac{-5518.5 \text{ Kal} / \text{mol}}{RT} \right]$$

$$K_2 = 1.218 \times 10^{-6} \cdot \exp \left[\frac{41060 \text{ Kpa} \cdot \text{m}^3 / \text{Kmol}}{RT} \right] = 1.218 \times 10^{-6} \cdot \exp \left[\frac{9813.3 \text{ Kal} / \text{mol}}{RT} \right]$$

LAMPIRAN REAKTOR

$$K_3 = 5.295 \times 10^{-6} \cdot \exp \left[\frac{33010 \text{ Kpa} \cdot \text{m}^3 / \text{Kmol}}{RT} \right] = 5.295 \times 10^{-6} \cdot \exp \left[\frac{7889.4 \text{ Kal} / \text{mol}}{RT} \right]$$

$$K_4 = 3.573 \times 10^{-5} \cdot \exp \left[\frac{26280 \text{ Kpa} \cdot \text{m}^3 / \text{Kmol}}{RT} \right] = 3.573 \times 10^{-5} \cdot \exp \left[\frac{6280.9 \text{ Kal} / \text{mol}}{RT} \right]$$

$$P_{\text{EthyleneCyanohydrine}} = \frac{\text{MolEthyleneCyanohydrine}}{\Sigma \text{Mol}} \times Pt$$

$$P_{\text{Acrylonitrile}} = \frac{\text{MolAcrylonitrile}}{\Sigma \text{Mol}} \times Pt$$

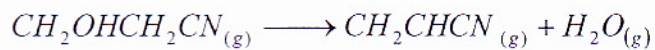
$$P_{\text{Air}} = \frac{\text{MolAir}}{\Sigma \text{Mol}} \times Pt$$

Table, umpan masuk Reaktor (R-01)

| Komponen | kmol/jam | fraksi mol | kg/jam |
|--------------------------------------|----------|------------|------------|
| CH ₂ OHCH ₂ CN | 147.7699 | 1 | 10503.4845 |
| Total | 147.7699 | 1.00 | 10503.4845 |

B. NERACA MASSA REAKTOR

Persamaan reaksi :



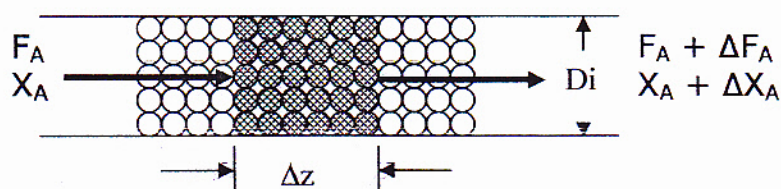
(A)

(B)

(C)

Produksi Acrylonitrile mempunyai konversi 98 % terhadap Ethylene Cyanohydrine

Neraca Massa Reaktor Ditinjau untuk sebuah tube :



LAMPIRAN REAKTOR

$$z \qquad z + \Delta z$$

$$\text{Elemen volum} = \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 \cdot \Delta z$$

Asumsi yang digunakan dalam penyusunan neraca massa dalam reaktor adalah sebagai berikut :

1. Keadaan *steady state* (*quasi steady state*)
2. Reaktan mengalir dalam reaktor dengan kecepatan tetap dan sama diseluruh penampang pipa atau *plug flow*
3. Difusi ke arah aksial dan radial diabaikan
4. gradien konsentrasi ke arah radial diabaikan

Komposisi bahan sepanjang reaktor adalah sebagai berikut :

| Komponen | Dalam FAo |
|--------------------------------------|-----------------|
| CH ₂ OHCH ₂ CN | (1 - XA) FAo |
| CH ₂ CHCN | XA FAo |
| H ₂ O | (0.0150+XA)FAo |
| Total | (1.0150+XA) FAo |

$$F_{\text{total}} = (1.0150+XA) F_{\text{ao}}$$

Rapat massa katalisator = ρ_b = berat katalis/volum tumpukan

Diameter dalam tabung = Di

Tekanan sepanjang tabung dianggap tetap Pt

⇒ **Neraca massa dalam elemen volum :**

$$\text{Rate of input} - \text{Rate of output} - \text{Rate of reaction} = \text{Rate of accumulation}$$

LAMPIRAN REAKTOR

$$F_B|_z - F_B|_{z+\Delta z} - (-r_1) \cdot \rho_b \cdot \frac{\pi}{4} \cdot Di^2 \cdot \Delta z = 0$$

Dibagi dengan elemen volum

$$\frac{F_B|_{z+\Delta z} - F_B|_z}{\Delta z} = -(-r_1) \cdot \rho_b \cdot \frac{\pi}{4} Di^2$$

Limit $\Delta z \rightarrow 0$ maka

$$\frac{dF_B}{dz} = -(-r_1) \cdot \rho_b \cdot \frac{\pi}{4} Di^2$$

$$-F_{A0} \frac{dx_1}{dz} = -(-r_1) \cdot \rho_b \cdot \frac{\pi}{4} Di^2$$

$$\frac{dx_1}{dz} = \frac{k_1' \cdot P_A \cdot \rho_b \cdot \pi \cdot Di^2}{4 F_{A0}}$$

$$\text{Dengan } P_i = y_i \cdot P_t = \frac{F_i}{F_t} \cdot P_t$$

Dengan :

Di = Diameter dalam pipa, m

ρ_b = Densitas *bulk* katalisator dalam kgkat/m³

F_{A0} = Kecepatan umpan C₃H₅ON, kmol/jam

X₁ = Konversi C₃H₅ON

P_t = Tekanan sistem, atm

⇒ **Neraca Panas dalam elemen volum :**

Neraca panas pereaksi pada elemen volum setebal Δz

LAMPIRAN REAKTOR

Asumsi : entalpi semua unsur pada fasa gas pada suhu T_r (suhu referensi) adalah sama dengan nol

Rate of input – Rate of output = Rate of accumulation

$$\left(\sum(F_i H_i)\right)_z - \left(\sum(F_i H_i)\right)_{z+\Delta z} + \pi \cdot Di \cdot \Delta z \cdot U_D \cdot (\bar{T} - \bar{T}_p) = 0$$

Dalam hal ini $H_i = \text{entalpi}$ gas tiap kmol dan dipakai juga asumsi keadaan *quasi steady state*, panas reaksi sudah masuk dalam $(\sum F_i H_i)$

$$\frac{\sum(F_i H_i)_{z+\Delta z} - \sum(F_i H_i)_z}{\Delta z} = -\pi \cdot Di \cdot U_D \cdot (\bar{T} - \bar{T}_p)$$

jika diambil limit $\Delta z \rightarrow 0$ maka

$$\frac{d}{dz}(\sum(F_i H_i)) = -\pi \cdot Di \cdot U_D \cdot (T - T_p)$$

$$\sum\left(F_i \frac{dH_i}{dz}\right) + \sum\left(H_i \frac{dF_i}{dz}\right) = -\pi \cdot Di \cdot U_D \cdot (T - T_p)$$

$$\sum\left(F_i \frac{dH_i}{dT} \cdot \frac{dT}{dz}\right) + \left(H_A \cdot \frac{dF_A}{dz} + H_B \cdot \frac{dF_B}{dz} + H_C \cdot \frac{dF_C}{dz}\right) = -\pi \cdot Di \cdot U_D \cdot (T - T_p)$$

Harga $\frac{dH_i}{dT} = Cp_i$, $\frac{dF_i}{dz} = 0$ (*inert*) sedangkan perubahan mol gas-gas lain

dicari dari persamaan stoikhiometri, menjadi

$$\frac{dT}{dz} = \frac{F_{B0}(-\Delta H_{R1}) \frac{dx_1}{dz} - \pi \cdot Di \cdot U_D \cdot (T - T_p)}{\sum(F_i Cp_i)}$$

Harga ΔH_R pada suhu T dapat dicari dari ΔH_R^0 (pada suhu T_R) dengan persamaan sebagai berikut :

LAMPIRAN REAKTOR

$$\Delta H_{R,T} = \Delta H_{R,298}^{\circ} + \int_{298}^T \Delta C p_i dT$$

Dengan:

$\Delta H_{R1}, \Delta H_{R2}$ = Panas reaksi, kkal/mol

C_p = Kapasitas panas, kkal/kmol.K

U_D = Koefisien transfer panas *overall* antara pereaksi dan pemanas

Table. Hasil NM Reaktor (R-01)

| Komponen | Masuk | | Keluar | |
|----------|-------------|------------|-------------|------------|
| | kgmol/jam | kg/jam | kgmol/jam | kg/jam |
| C3H3N | 0 | 0.0000 | 142.7771876 | 7575.7576 |
| H2O | 2.185365116 | 157.7013 | 151.5286 | 2730.5454 |
| C3H5ON | 145.6910078 | 10355.7168 | 2.913820156 | 207.1143 |
| Total | 147.8764 | 10513.4181 | 297.2196 | 10513.4173 |

⇒ **Neraca Panas dalam Pemanas :**

Neraca panas pada pendingin pada elemen volum (*enthalpi* pemanas pada suhu T_R adalah nol)

Rate of input – Rate of output = Rate of accumulation

$$\left(M_p \cdot H_p|_z + \pi \cdot D_o \cdot \Delta z \cdot U_D \left(\bar{T} - \bar{T}_p \right) \right) - \left(M_p \cdot H_p|_{z+\Delta z} \right) = 0$$

$$\frac{H_p|_{z+\Delta z} - H_p|_z}{\Delta z} = \frac{\pi \cdot D_o \cdot U_D}{M_p} \cdot \left(\bar{T} - \bar{T}_p \right)$$

Jika diambil $\Delta z \rightarrow 0$ maka diperoleh

LAMPIRAN REAKTOR

$$\frac{dH_p}{dz} = \frac{\pi \cdot D_o \cdot U_D}{M_p} (T - T_p)$$

$$C_{p_p} \frac{dT_p}{dz} = \frac{\pi \cdot D_o \cdot U_D}{M_p} (T - T_p)$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{\pi \cdot D_o \cdot U_D}{C_{p_p} \cdot M_p} (T - T_p)$$

Dengan:

M_p = Kkecepatan aliran massa pemanas, kg/jam

C_{p_p} = Kapasitas panas pemanas, kkal/kg.K

Table. Hasil kesimpulan Reaktor (R-01)

| Komponen | Masuk kkal/jam | Keluar kkal/jam |
|-----------------|-----------------------|-----------------------|
| Enthalpi Umpan | 639,228.0919 | 0 |
| Enthalpi Reaksi | 993,710.2025 | 0 |
| Enthalpi Keluar | 0.0000 | 1632855.2505 |
| Beban Panas | 0.0000 | 0.0000 |
| Total | 1,632,938.2944 | 1,632,855.2505 |

⇒ **Pressure Drop :**

- Penurunan tekanan dalam *tube*

Penurunan tekanan didalam *tube* untuk reaktor *fixed bed* multitubular dapat dihitung dengan menggunakan persamaan Ergun (Walas, 1956)

$$\frac{\Delta P}{z} = \frac{G'}{\rho \cdot g \cdot D_p} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon} \left\{ \frac{150(1 - \varepsilon) \cdot \mu}{D_p} + 1,75 G' \right\}$$

LAMPIRAN REAKTOR

Dengan ,

ΔP = Penurunan tekanan dalam *tube*, lb/ft²

Z = Panjang pipa, ft

G' = Kecepatan aliran massa perluas penampang, lb/jam/ft²

ρ = Densitas fluida, lb/ft³

D_p = Diameter partikel katalis, ft

ε = Porositas partikel katalis

μ = Viskositas fluida, lb/jam/ft

g = Percepatan gravitasi, $4,18 \cdot 10^8$ ft/jam²

Jika diubah ke dalam persamaan diferensial dan satuan tekanannya di ubah ke dalam atm maka dapat dituliskan sebagai berikut :

$$\frac{dP}{dz} = -1,02 \cdot 10^{-6} \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \frac{G'^2}{D_p \rho_g} \left[\frac{150(1-\varepsilon)}{Re} + 1,75 \right]$$

Dengan :

P dalam atm

z dalam cm

G' dalam g/dt/cm²

D_p dalam cm

ρ_g dalam g/cm³

⇒ **Data Fisis dan Thermal :**

Berat Molekul Campuran Gas

LAMPIRAN REAKTOR

| Komponen | Berat Molekul |
|----------------------------------|---------------|
| C ₃ H ₅ ON | 71.08 |
| C ₃ H ₃ N | 53.06 |
| H ₂ O | 18,02 |

$$BM \text{ campuran gas} = \sum y_i \cdot BM_i$$

Densitas Campuran gas mengikuti hukum gas ideal

$$PV = n \cdot R \cdot T$$

$$\frac{n}{V} \cdot BM_{camp} = \frac{P}{R \cdot T} BM_{camp}$$

$$\rho_{camp} = \frac{P}{R \cdot T} BM_{camp}$$

Viskositas Campuran Gas

Viskositas masing-masing gas

$$\mu_i = \frac{27 \cdot BM_i^{1/2} \cdot T^{3/2}}{V_B^{2/3} \cdot (T + 14,7 \cdot T_b)}$$

Dengan

μ_i = Viskositas gas, cp

BM_i = Berat molekul gas, g/gmol

T_b = titik didih normal gas

V_B = Volume molekul gas, cm³/gmol

LAMPIRAN REAKTOR

(nilai dari V_B dapat dilihat dalam tabel 2.3 Treybal, 1981)

| Komponen | T_b, K | $V_B, cm^3/gmol$ |
|------------|----------|------------------|
| C_3H_5ON | 500 | 45.2 |
| C_3H_3N | 351 | 70.5 |
| H_2O | 373 | 14,8 |

$$\mu_{camp} = \frac{\sum y_i \cdot \mu_i \cdot BM_i^{0,5}}{\sum y_i \cdot BM_i^{0,5}}$$

Kapasitas Panas

Kapasitas panas mengikuti persamaan orde 3

$$Cp = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3$$

nilai A, B, C, dan D dapat diperoleh dari Reid, 1987

Cp = Kapasitas panas, kkal/gmol.K

T = Suhu, K

$$Cp_{camp} = \sum y_i \cdot Cp_i$$

| komponen | A | B | C | D |
|---------------|-------|----------|-----------|-----------|
| Acrylonitrile | 2.554 | 5.27E-02 | -3.74E-05 | 1.10E-08 |
| Ethylene | 1.843 | 4.35E-02 | -2.40E-05 | 5.69E-09 |
| Cyanohydrine | | | | |
| Air | 7.701 | 0.004595 | 2.52E-06 | -8.59E-10 |

Panas reaksi pada berbagai suhu dapat ditentukan dengan menggunakan

persamaan (49)

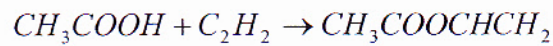
$$\Delta H_{R,T} = \Delta H_{R,298}^{\circ} + \int_{298}^T \Delta Cp \cdot dT$$

LAMPIRAN REAKTOR

$$\Delta H_{R,298}^{\circ} = \left(\sum \Delta H_{f,298}^{\circ} \right)_{\text{Produk}} - \left(\sum \Delta H_{f,298}^{\circ} \right)_{\text{Reaktan}}$$

nilai $\Delta H_{f,298}^{\circ}$ dapat dicari dari literatur (Coulson, 1989)

| Komponen | ΔH_f° , kkal/kmol |
|-------------------------------|----------------------------------|
| C ₂ H ₂ | -14.09 |
| CH ₃ COOH | 44.28 |
| H ₂ O | -57.80 |



$$\begin{aligned} \Delta H_{R,298}^{\circ} &= \left(\sum \Delta H_{f,298}^{\circ} \right)_{\text{Produk}} - \left(\sum \Delta H_{f,298}^{\circ} \right)_{\text{Reaktan}} \\ &= ((44.28) + (-57.80)) - (-14.09) \\ &= 1.09 \text{ kkal/gmol} \end{aligned}$$

$$\int_{298}^T \Delta C_p \cdot dT = \int (C_{p_{\text{CH}_2\text{OHCH}_2\text{CN}}} - C_{p_{\text{CH}_2\text{CHCN}}} - C_{p_{\text{H}_2\text{O}}}) \cdot dT$$

⇒ **Katalisator :**

Katalisator yang digunakan adalah Alumina dengan spesifikasi sebagai berikut :

Diameter = 0,47625 cm = 0,19 inchi

Bentuk = bola

Porositas = 0,41

ρ_{bulk} = 1179.456 kg/m³

LAMPIRAN REAKTOR

Reaktor terdiri dari multitubular sehingga dirancang seperti perancangan *heat exchanger*.

⇒ **Susunan Pipa dalam Shell :**

Diameter pipa dipilih agar perpindahan panas dapat berjalan dengan baik. Adanya partikel padatan dalam pipa akan meningkatkan koefisien transfer panas beberapa kali dibandingkan dengan pipa kosong. Bila pipa diisi dengan katalisator, maka digunakan faktor Colburn

$$: f_c = \frac{h_i}{h}$$

dengan f_c = Faktor koreksi Colburn

h_i = Koefisien transfer panas pada fixed bed

h = Koefisien transfer panas pada pipa kosong

Hubungan antara koefisien perpindahan panas konveksi dalam pipa kosong (h) dengan di dalam pipa yang berisi bahan isian (h_i) dengan perbandingan D_p (diameter partikel) dan diameter *tube* adalah sebagai berikut :

| | | | | | | |
|----------|------|------|------|------|------|------|
| D_p/ID | 0,05 | 0,10 | 0,15 | 0,20 | 0,25 | 0,30 |
| h_i/h | 5,5 | 7,0 | 7,8 | 7,5 | 7,0 | 6,8 |

(Smith, Chem Kinetik, Eng, P.571)

Berdasarkan hasil diatas dapat disimpulkan bahwa harga (D_p/ID) yang bagus adalah 0,15 dan didapat diameter tube yang sesuai yaitu :

$$\text{Diameter tube} = 0,47625/0,15 = 3.175 \text{ cm}$$

LAMPIRAN REAKTOR

Dari tabel 11. Kern didapatkan nilai standar pipa

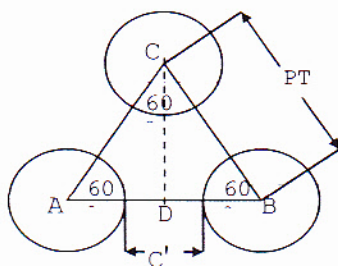
Diameter nominal = 1 inchi

OD = 1.32 inchi

ID = 1.049 inchi

Schedule number = 40

Susunan pipa yang digunakan adalah *triangular pitch* (segitiga sama sisi) dengan tujuan agar memberikan turbulensi yang lebih baik, sehingga akan memperbesar koefisien transfer panas konveksi (h_o). Sehingga transfer panasnya lebih baik daripada *square pitch* (Kern, 1983)



P_T = jarak antara 2 pusat pipa

$$P_T = 1.65 \text{ OD} = 1.32$$

$$C' = \text{Clearance} = P_T - \text{OD}$$

$$= 0.33 \text{ inchi}$$

$$CD = P_T \sin 60^\circ$$

Untuk menghitung diameter *shell*, dicari luas penampang *shell* total (A total).

$$A \text{ total} = 2 \cdot N \cdot (A \text{ pipa} + A \text{ antar pipa})$$

$$= 2 \cdot N \cdot (\text{luas segitiga ABC})$$

$$\text{luas} \Delta ABC = \frac{1}{2} P_T \cdot P_T \cdot \sin 60^\circ = \frac{1}{2} \cdot P_T^2 \cdot 0,866$$

$$\pi/4 \cdot \text{IDS}^2 = 2 \cdot N \cdot (\frac{1}{2} \cdot P_T^2 \cdot \sin 60^\circ)$$

LAMPIRAN REAKTOR

Untuk memperbesar turbulensi dalam *shell*, maka di antara *tube-tube* dipasang *baffle* (penghalang).

Diambil *Baffle Spacing* (B_s) = 0,25.IDs = 6.8761 in

Luas penampang *shell* (A_s) :

$$A_s = \frac{ID_s \cdot B_s \cdot C'}{P_T} = 0.26267243 \text{ ft}^2$$

⇒ **Estimasi jumlah tube:**

Jumlah *tube* ditentukan dengan cara sebagai berikut :

- Ambil sembarang nilai jumlah *tube*
- Menghitung aliran massa tiap satuan luas *tube* ($G = F/A$)
- Menghitung *reynold number* ; $Re > 100$
- Membandingkan besarnya *pressure drop* per satuan panjang tube dengan referensi $10^{-2} - 10^{-5}$ atm/cm (Ulrich, 1984) atau besarnya *pressure drop* total harus lebih kecil dari 3 – 15 % tekanan total (Rase, 1977).

Hasil perhitungan yang diperoleh, jumlah tube = 166 buah.

Reynold pada tube yang berisi katalisator :

$$100 < Re < 500 (1-\epsilon)$$

$$100 < Re < 305$$

$$Re_t = \frac{G_t \cdot D_p}{\mu_g} \rightarrow G_t = \frac{Re_t \cdot \mu_g}{D_p}$$

LAMPIRAN REAKTOR

(Ulrich, 1984). Batas kecepatan supervisial pada *tube* reaktor *fixed bed* multitube adalah 0,005 – 1 m/s

⇒ **Medium Pemanas:**

Pemilihan medium pemanas didasarkan pada pertimbangan sebagai berikut :

1. Biaya murah
2. Tidak korosif untuk bahan konstruksi pada umumnya
3. Tidak mudah menyala
4. Tidak beracun
5. *Termally stable*, tahan lama

Dipakai steam Anulus dengan spesifikasi sebagai berikut:

$$C_p = 0.000846684903 \text{ kkal/kg.K}$$

$$\mu = 0.0407 \text{ lb/ft}^2\text{h}$$

$$k = 0.007 \text{ Btu/h.ft.}^\circ\text{F}$$

⇒ **Koefisien Perpindahan Panas didalam Tube:**

Reaktor dirancang seperti alat penukar panas (*heat exchanger*).

Koefisien perpindahan panas konveksi dalam pipa dihitung dengan anggapan pipa kosong kemudian dikoreksi dengan *factor Colburn* . koefisien konveksi aliran gas turbulen di dalam pipa kosong mengikuti persamaan Sieder-Tate (Kern,1983)

LAMPIRAN REAKTOR

$$Hi : \frac{3.5 k_g}{IDt} \left(Dp \cdot \frac{G_g}{\mu_g} \right)^{0.7} \cdot e^{-4.6 \frac{Dp}{IDt}}$$

Apabila pipa diisi dengan katalisator, digunakan faktor koreksi Colburn, $hi/h = 7,8$ dan asumsi bahwa $\mu_w/\mu = 1$, maka persamaan menjadi

$$hi = 7,8 \cdot 0,027 \cdot \frac{K_G}{ID} \cdot \left(\frac{ID \cdot G}{\mu} \right)^{0,8} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$hio = hi \cdot ID/OD \quad \text{maka di dapat : } 7.49286179$$

Dengan :

hi = Koef. perp. panas dalam *tube*, kkal/j.m².K

K_G = Konduktivitas panas gas, kkal/j.m.K.

Dp = Diamater katalis, m

ID = Diamater dalam *tube*, m

Re = Bilangan Reynold = $\left(\frac{ID \cdot G}{\mu} \right)$

Pr = Bilangan Prandtl = $\left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)$

⇒ **Koefisien Perpindahan Panas diluar *Tube*:**

Koefisien perpindahan panas di luar pipa (ho) dapat dihitung dengan persamaan :

LAMPIRAN REAKTOR

$$h_o = 0,36 \cdot \frac{K_p}{Des} \cdot \left(\frac{Des \cdot G_p}{\mu_p} \right)^{0,55} \cdot \left(\frac{C_{p_p} \cdot \mu_p}{K_p} \right)^{1/3} \quad (\text{Kern, 1950})$$

Dengan :

Des = Diameter ekivalen pipa, m

Gp = Kecepatan aliran pendingin di dalam *shell*, kg/m².j

ho = Koefisien transfer panas diluar *tube*, kkal/j.m².K.

Kp = Konduktivitas panas pendingin, kkal/j.m.K.

Cp_p = Kapasitas panas pendingin, kkal/kg.K

μ_p = Viskositas pendingin, kg/j.m

Dirt Factor (Rd)

- Gas organik = 0,0005 hr.ft².°F/Btu
- Pemanas = 0,001 hr.ft².°F/Btu (Kern, 1950)
- Rd total = 0,0015 hr.ft².°F/Btu
= 3,0798 · 10⁻⁴ j.m².°C/kcal

⇒ **Koefisien Perpindahan Panas Overall Clean dan Design:**

Harga koefisien perpindahan panas *overall clean* dihitung dengan rumus

:

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = 4.8686 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{oF}$$

dan harga koefisien perpindahan panas *overall design* dihitung dengan

rumus :

LAMPIRAN REAKTOR

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{U_C} + R_d} = 4.833 \text{btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F} (\text{Kern, 1950})$$

Dengan :

h_{io} = koefisien perpindahan panas antara luar dan dalam *tube*,

kcal/j.m².K.

h_o = koefisien perpindahan panas luar *tube*, kcal/j.m².K.

R_d = *fouling factor*, j.m².K/kcal

Penyelesaian Persamaan Diferensial dengan Metode Numeris Memakai Program Komputer, Persamaan diferensial yang telah disusun, diselesaikan dengan metode Runge Kutta orde 4 dengan cara sebagai berikut:

Persamaan yang diperoleh adalah sebagai berikut :

$$A = \frac{dx_1}{dz} = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot \rho_b \cdot k_1 \cdot P_A}{F_{B0}}$$

$$B = \frac{dT}{dz} = \frac{\left[(-\Delta H_{R1,T}) F_{B0} \frac{dx_1}{dz} \right] - U_D \cdot \pi \cdot Di (T - T_p)}{\sum (F_i C_{p_i})}$$

$$C = \frac{dT_p}{dz} = \frac{U_D \cdot \pi \cdot Di \cdot (T - T_p)}{M_p \cdot C_{p_p}}$$

$$D = \frac{dP}{dz} = \frac{-1,02 \cdot 10^{-6} (1 - \varepsilon) (G')^2 \left[\frac{150(1 - \varepsilon)}{\text{Re}} + 1,75 \right]}{\varepsilon^3 \cdot Dp \cdot \rho_b}$$

Dengan kondisi batas: $z = 0, x_1 = 0, T = T_f, T_p = T_{pf}, P = P_f$

$$\Delta_1 = f_1(z_0, x_{10}, x_{20}, T_0, T_{p0}, P_0) \cdot \Delta z$$

LAMPIRAN REAKTOR

$$B_1 = f_2(z_0, x_{10}, x_{20}, T_0, T_{p0}, P_0) \cdot \Delta z$$

$$C_1 = f_3(z_0, x_{10}, x_{20}, T_0, T_{p0}, P_0) \cdot \Delta z$$

$$D_1 = f_4(z_0, x_{10}, x_{20}, T_0, T_{p0}, P_0) \cdot \Delta z$$

$$A_2 = f_1(z_0 + \Delta z/2, x_{10} + A_1/2, x_{20} + B_1/2, T_0 + C_1/2, T_{p0} + D_1/2, P_0 + E_1/2) \cdot \Delta z$$

$$B_2 = f_2(z_0 + \Delta z/2, x_{10} + A_1/2, x_{20} + B_1/2, T_0 + C_1/2, T_{p0} + D_1/2, P_0 + E_1/2) \cdot \Delta z$$

$$C_2 = f_3(z_0 + \Delta z/2, x_{10} + A_1/2, x_{20} + B_1/2, T_0 + C_1/2, T_{p0} + D_1/2, P_0 + E_1/2) \cdot \Delta z$$

$$D_2 = f_4(z_0 + \Delta z/2, x_{10} + A_1/2, x_{20} + B_1/2, T_0 + C_1/2, T_{p0} + D_1/2, P_0 + E_1/2) \cdot \Delta z$$

$$A_3 = f_1(z_0 + \Delta z/2, x_{10} + A_2/2, x_{20} + B_2/2, T_0 + C_2/2, T_{p0} + D_2/2, P_0 + E_2/2) \cdot \Delta z$$

$$B_3 = f_2(z_0 + \Delta z/2, x_{10} + A_2/2, x_{20} + B_2/2, T_0 + C_2/2, T_{p0} + D_2/2, P_0 + E_2/2) \cdot \Delta z$$

$$C_3 = f_3(z_0 + \Delta z/2, x_{10} + A_2/2, x_{20} + B_2/2, T_0 + C_2/2, T_{p0} + D_2/2, P_0 + E_2/2) \cdot \Delta z$$

$$D_3 = f_4(z_0 + \Delta z/2, x_{10} + A_2/2, x_{20} + B_2/2, T_0 + C_2/2, T_{p0} + D_2/2, P_0 + E_2/2) \cdot \Delta z$$

LAMPIRAN REAKTOR

$$A_4 = f_1 (z_0 + \Delta z, x_{10} + A_3, x_{20} + B_3, T_0 + C_3, T_{p0} + D_3, P_0 + E_3) \cdot \Delta z$$

$$B_4 = f_2 (z_0 + \Delta z, x_{10} + A_3, x_{20} + B_3, T_0 + C_3, T_{p0} + D_3, P_0 + E_3) \cdot \Delta z$$

$$C_4 = f_3 (z_0 + \Delta z, x_{10} + A_3, x_{20} + B_3, T_0 + C_3, T_{p0} + D_3, P_0 + E_3) \cdot \Delta z$$

$$D_4 = f_4 (z_0 + \Delta z, x_{10} + A_3, x_{20} + B_3, T_0 + C_3, T_{p0} + D_3, P_0 + E_3) \cdot \Delta z$$

$$Z_1 = z_0 + \Delta z$$

$$X_1 = x_{10} + 1/6 \cdot (A_1 + 2A_2 + 2A_3 + A_4)$$

$$T = T_0 + 1/6 \cdot (B_1 + 2B_2 + 2B_3 + B_4)$$

$$T_p = T_{p0} + 1/6 \cdot (C_1 + 2C_2 + 2C_3 + C_4)$$

$$P = P_0 + 1/6 \cdot (D_1 + 2D_2 + 2D_3 + D_4)$$

Proses iterasi dilanjutkan sampai $x \geq x$ design

Penyelesaian dilakukan memakai program komputer dengan diagram alir sebagai berikut :

Kondisi masuk reaktor

| | | | |
|--------------------------|----------|---|--------------------|
| konversi awal | X_0 | = | 0 |
| posisi awal katalis | Z_0 | = | 0 |
| suhu masuk pipa | T_0 | = | 523 K |
| tekanan masuk pipa | P_0 | = | 2 atm |
| aliran massa masuk pipa | FA_0 | = | 10503.4845 kg/jam |
| suhu masuk shell | T_{s0} | = | 549.85 K |
| aliran massa masuk shell | W_s | = | 35759.30079 kg/jam |

LAMPIRAN REAKTOR

| Z, m | Xa | Ts, K | T, K | P, atm | (-rA) | dX / dZ | dT / dZ | dTs / dZ | dP / dZ |
|------|--------|----------|----------|--------|--------|---------|---------|----------|---------|
| 0 | 0 | 523 | 549.85 | 2 | 1.5101 | 1.2502 | 0.0381 | 7.9393 | -0.01 |
| 0.10 | 0.1250 | 522.9962 | 549.0561 | 1.9986 | 1.1735 | 0.9716 | 0.0268 | 7.7057 | -0.01 |
| 0.20 | 0.2222 | 522.9935 | 548.2855 | 1.9972 | 0.9595 | 0.7944 | 0.0203 | 7.4786 | -0.01 |
| 0.30 | 0.3016 | 522.9915 | 547.5376 | 1.9958 | 0.8083 | 0.6692 | 0.0160 | 7.2581 | -0.01 |
| 0.40 | 0.3685 | 522.9899 | 546.8118 | 1.9944 | 0.6946 | 0.5751 | 0.0131 | 7.0439 | -0.01 |
| 0.50 | 0.4261 | 522.9886 | 546.1074 | 1.9930 | 0.6055 | 0.5013 | 0.0109 | 6.8360 | -0.01 |
| 0.60 | 0.4762 | 522.9875 | 545.4238 | 1.9916 | 0.5334 | 0.4416 | 0.0092 | 6.6342 | -0.01 |
| 0.70 | 0.5203 | 522.9866 | 544.7604 | 1.9903 | 0.4739 | 0.3924 | 0.0078 | 6.4383 | -0.01 |
| 0.80 | 0.5596 | 522.9858 | 544.1166 | 1.9889 | 0.4239 | 0.3510 | 0.0068 | 6.2482 | -0.01 |
| 0.90 | 0.5947 | 522.9851 | 543.4918 | 1.9875 | 0.3813 | 0.3157 | 0.0059 | 6.0636 | -0.01 |
| 1.00 | 0.6262 | 522.9845 | 542.8854 | 1.9861 | 0.3445 | 0.2852 | 0.0051 | 5.8845 | -0.01 |
| 1.10 | 0.6548 | 522.9840 | 542.2970 | 1.9847 | 0.3125 | 0.2587 | 0.0045 | 5.7107 | -0.01 |
| 1.20 | 0.6806 | 522.9836 | 541.7259 | 1.9833 | 0.2844 | 0.2355 | 0.0040 | 5.5419 | -0.01 |
| 1.30 | 0.7042 | 522.9832 | 541.1717 | 1.9819 | 0.2596 | 0.2150 | 0.0035 | 5.3782 | -0.01 |
| 1.40 | 0.7257 | 522.9828 | 540.6339 | 1.9805 | 0.2376 | 0.1967 | 0.0031 | 5.2193 | -0.01 |
| 1.50 | 0.7454 | 522.9825 | 540.1120 | 1.9791 | 0.2179 | 0.1804 | 0.0028 | 5.0650 | -0.01 |
| 1.60 | 0.7634 | 522.9822 | 539.6054 | 1.9777 | 0.2003 | 0.1658 | 0.0025 | 4.9153 | -0.01 |
| 1.70 | 0.7800 | 522.9820 | 539.1139 | 1.9763 | 0.1844 | 0.1526 | 0.0022 | 4.2644 | -0.01 |
| 1.80 | 0.7952 | 522.9817 | 538.6875 | 1.9749 | 0.1700 | 0.1407 | 0.0020 | 4.1517 | -0.01 |
| 1.90 | 0.8093 | 522.9815 | 538.2723 | 1.9736 | 0.1570 | 0.1300 | 0.0018 | 4.0420 | -0.01 |
| 2.00 | 0.8223 | 522.9814 | 537.8681 | 1.9722 | 0.1451 | 0.1202 | 0.0016 | 3.9352 | -0.01 |
| 2.10 | 0.8343 | 522.9812 | 537.4746 | 1.9708 | 0.1343 | 0.1112 | 0.0014 | 3.8312 | -0.01 |
| 2.20 | 0.8454 | 522.9811 | 537.0915 | 1.9694 | 0.1245 | 0.1030 | 0.0013 | 3.7300 | -0.01 |
| 2.30 | 0.8557 | 522.9809 | 536.7185 | 1.9680 | 0.1154 | 0.0956 | 0.0011 | 3.6314 | -0.01 |
| 2.40 | 0.8653 | 522.9808 | 536.3553 | 1.9666 | 0.1072 | 0.0887 | 0.0010 | 3.5355 | -0.01 |

LAMPIRAN REAKTOR

| | | | | | | | | | |
|------|--------|----------|----------|--------|--------|--------|--------|--------|-------|
| 2.50 | 0.8742 | 522.9807 | 536.0018 | 1.9652 | 0.0996 | 0.0824 | 0.0009 | 3.4420 | -0.01 |
| 2.60 | 0.8824 | 522.9806 | 535.6576 | 1.9638 | 0.0926 | 0.0766 | 0.0008 | 3.3511 | -0.01 |
| 2.70 | 0.8901 | 522.9805 | 535.3225 | 1.9624 | 0.0861 | 0.0713 | 0.0007 | 3.2625 | -0.01 |
| 2.80 | 0.8972 | 522.9805 | 534.9962 | 1.9610 | 0.0802 | 0.0664 | 0.0006 | 3.1763 | -0.01 |
| 2.90 | 0.9039 | 522.9804 | 534.6786 | 1.9596 | 0.0747 | 0.0618 | 0.0006 | 3.0923 | -0.01 |
| 3.00 | 0.9100 | 522.9803 | 534.3694 | 1.9582 | 0.0696 | 0.0576 | 0.0005 | 3.0106 | -0.01 |
| 3.10 | 0.9158 | 522.9803 | 534.0683 | 1.9569 | 0.0649 | 0.0537 | 0.0004 | 2.9310 | -0.01 |
| 3.20 | 0.9212 | 522.9803 | 533.7752 | 1.9555 | 0.0605 | 0.0501 | 0.0004 | 2.8536 | -0.01 |
| 3.30 | 0.9262 | 522.9802 | 533.4898 | 1.9541 | 0.0565 | 0.0468 | 0.0003 | 2.7781 | -0.01 |
| 3.40 | 0.9309 | 522.9802 | 533.2120 | 1.9527 | 0.0528 | 0.0437 | 0.0003 | 2.7047 | -0.01 |
| 3.50 | 0.9352 | 522.9802 | 532.9416 | 1.9513 | 0.0493 | 0.0408 | 0.0002 | 2.6332 | -0.01 |
| 3.60 | 0.9393 | 522.9801 | 532.6782 | 1.9499 | 0.0460 | 0.0381 | 0.0002 | 2.5636 | -0.01 |
| 3.70 | 0.9431 | 522.9801 | 532.4219 | 1.9485 | 0.0430 | 0.0356 | 0.0002 | 2.4959 | -0.01 |
| 3.80 | 0.9467 | 522.9801 | 532.1723 | 1.9471 | 0.0402 | 0.0333 | 0.0001 | 2.4299 | -0.01 |
| 3.90 | 0.9500 | 522.9801 | 531.9293 | 1.9457 | 0.0376 | 0.0312 | 0.0001 | 2.3657 | -0.01 |
| 4.00 | 0.9531 | 522.9801 | 531.6927 | 1.9443 | 0.0352 | 0.0291 | 0.0001 | 2.3031 | -0.01 |
| 4.10 | 0.9560 | 522.9801 | 531.4624 | 1.9429 | 0.0329 | 0.0273 | 0.0001 | 2.2422 | -0.01 |
| 4.20 | 0.9588 | 522.9801 | 531.2382 | 1.9415 | 0.0308 | 0.0255 | 0.0000 | 2.1830 | -0.01 |
| 4.30 | 0.9613 | 522.9801 | 531.0199 | 1.9402 | 0.0289 | 0.0239 | 0.0000 | 2.1253 | -0.01 |
| 4.40 | 0.9637 | 522.9801 | 530.8074 | 1.9388 | 0.0270 | 0.0224 | 0.0000 | 2.0691 | -0.01 |
| 4.50 | 0.9660 | 522.9801 | 530.6005 | 1.9374 | 0.0253 | 0.0210 | 0.0000 | 2.0144 | -0.01 |
| 4.60 | 0.9681 | 522.9801 | 530.3990 | 1.9360 | 0.0237 | 0.0196 | 0.0000 | 1.9611 | -0.01 |
| 4.70 | 0.9700 | 522.9801 | 530.2029 | 1.9346 | 0.0222 | 0.0184 | 0.0000 | 1.9093 | -0.01 |
| 4.80 | 0.9719 | 522.9801 | 530.0120 | 1.9332 | 0.0208 | 0.0172 | 0.0001 | 1.8588 | -0.01 |
| 4.90 | 0.9736 | 522.9801 | 529.8261 | 1.9318 | 0.0195 | 0.0162 | 0.0001 | 1.8097 | -0.01 |
| 5.00 | 0.9752 | 522.9801 | 529.6451 | 1.9304 | 0.0183 | 0.0151 | 0.0001 | 1.7619 | -0.01 |
| 5.10 | 0.9767 | 522.9801 | 529.4689 | 1.9290 | 0.0172 | 0.0142 | 0.0001 | - | -0.01 |

LAMPIRAN REAKTOR

| | | | | | | | | | |
|-------------|---------------|-----------------|-----------------|---------------|---------------|---------------|---------------|---------------|--------------|
| | | | | | | | | 1.7153 | |
| | | | | | | | | - | |
| 5.20 | 0.9781 | 522.9801 | 529.2974 | 1.9276 | 0.0161 | 0.0133 | 0.0001 | 1.6699 | -0.01 |
| | | | | | | | | - | |
| 5.30 | 0.9795 | 522.9801 | 529.1304 | 1.9262 | 0.0151 | 0.0125 | 0.0001 | 1.6258 | -0.01 |
| | | | | | | | | - | |
| 5.40 | 0.9807 | 522.9801 | 528.9678 | 1.9248 | 0.0141 | 0.0117 | 0.0001 | 1.5828 | -0.01 |
| | | | | | | | | - | |
| 5.50 | 0.9819 | 522.9801 | 528.8096 | 1.9235 | 0.0133 | 0.0110 | 0.0001 | 1.5410 | -0.01 |
| | | | | | | | | - | |
| 5.60 | 0.9830 | 522.9801 | 528.6555 | 1.9221 | 0.0124 | 0.0103 | 0.0001 | 1.5002 | -0.01 |
| | | | | | | | | - | |
| 5.70 | 0.9840 | 522.9801 | 528.5054 | 1.9207 | 0.0117 | 0.0097 | 0.0001 | 1.4606 | -0.01 |
| | | | | | | | | - | |
| 5.80 | 0.9850 | 522.9801 | 528.3594 | 1.9193 | 0.0110 | 0.0091 | 0.0001 | 1.4220 | -0.01 |
| | | | | | | | | - | |
| 5.90 | 0.9859 | 522.9802 | 528.2172 | 1.9179 | 0.0103 | 0.0085 | 0.0001 | 1.3844 | -0.01 |
| | | | | | | | | - | |
| 6.00 | 0.9867 | 522.9802 | 528.0788 | 1.9165 | 0.0097 | 0.0080 | 0.0001 | 1.3478 | -0.01 |
| | | | | | | | | - | |
| 6.10 | 0.9875 | 522.9802 | 527.9440 | 1.9151 | 0.0091 | 0.0075 | 0.0001 | 1.3121 | -0.01 |
| | | | | | | | | - | |
| 6.20 | 0.9883 | 522.9802 | 527.8128 | 1.9137 | 0.0085 | 0.0070 | 0.0001 | 1.2775 | -0.01 |
| | | | | | | | | - | |
| 6.30 | 0.9890 | 522.9802 | 527.6850 | 1.9123 | 0.0080 | 0.0066 | 0.0001 | 1.2437 | -0.01 |
| | | | | | | | | - | |
| 6.40 | 0.9897 | 522.9802 | 527.5606 | 1.9109 | 0.0075 | 0.0062 | 0.0001 | 1.2108 | -0.01 |
| | | | | | | | | - | |
| 6.50 | 0.9903 | 522.9802 | 527.4396 | 1.9095 | 0.0070 | 0.0058 | 0.0001 | 1.1788 | -0.01 |

Dari perhitungan didapat :

Konversi keluar reactor : 0.9903

Panjang tube : 6.50 m : 255.9047 in

Tekanan keluar tube : 1.9095 atm

Suhu keluar reactor : 527.6850 K

Suhu keluar shell : 522.9802 K

Menghitung Berat katalis : $w = \rho_B \cdot N_t \cdot \pi/4 \cdot (ID_t)^2 \cdot (1 - \epsilon) Z$

: 36740.9787 kg

LAMPIRAN REAKTOR**3.4.1. Reaktor (R)**

| | |
|----------------------|---|
| Fungsi | : Tempat berlangsungnya rekasi Dehidrogenasi Ethylene Cyanohidrine menjadi Acrylonitrile |
| Jenis | : Fixed Bed Multitube |
| Kondisi Operasi | : Non-adiabatis , Non-isothermal |
| Fase | : Gas |
| Bentuk | : silinder Tegak |
| Suhu Masuk | : 250°C |
| Suhu Keluar | : 239.65 °C |
| Tekanan Masuk | : 2 atm |
| Tekanan Keluar | : 1.1 atm |
| Tinggi Bed Katalis | : 6.50 m |
| Jenis Katalis | : Al ₂ O ₃ |
| Umur Katalis | : 7 Tahun |
| Diameter Katalis | : 0.0047625 m |
| Konveri EC | : 0.98 |
| Tinggi reaktor | : 6.8325 m |
| Diameter shell | : 27.50 m |
| Tebaal dinding shell | : 3/16 in |
| Tebal dinding head | : 3/16 in |
| Bahan Konstruksi | : Satailess steel SA.167 type 316 |
| Diameter gas umpan | : 254.9613 mm |

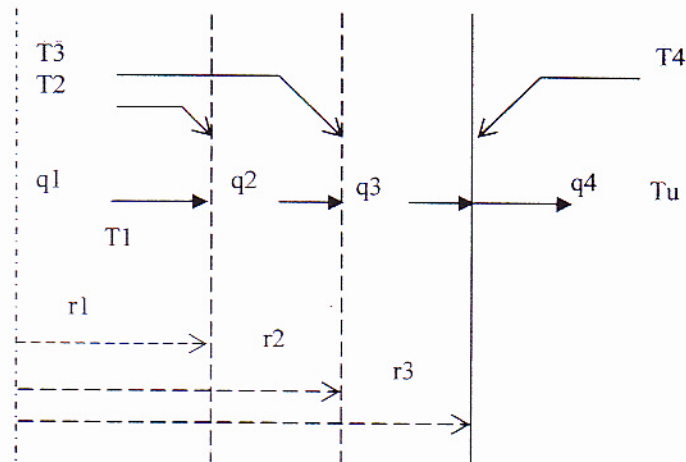
LAMPIRAN REAKTOR

| | |
|---------------------|---------------|
| Diameter gas keluar | :369.9131 mm |
| Diameter pemanas | : 421.6844 mm |
| Tobal Isolasi | : 0.2337 m |
| Jumlah baffle | : 0 buah |
| Jmlah Reaktor | :1 buah |

Mencari Tebal Isolasi

Asumsi :

- Keadaan steady state
- Suhu dalam reaktor sama dengan suhu permukaan dinding sebelah dalam shell, $T_1 = 350 \text{ K}$
- Suhu udara lingkungan, $T_u = 303,15 \text{ K}$



Keterangan :

| | | | | |
|-------|---|----------------------|---|-----------|
| r_1 | = | Jari dalam shell | = | 1.1460 ft |
| r_2 | = | Jari-jari luar shell | = | 1,1592 ft |

LAMPIRAN REAKTOR

- r_3 = Jari-jari penyekat
 Q_1 = Transfer panas konveksi dari pendingin ke dalam reaktor
 Q_2 = Transfer panas konveksi dari dinding dalam ke luar reaktor
 Q_3 = Transfer panas konveksi dari dinding luar reaktor ke dinding isolasi
 Q_4 = Transfer panas konveksi dari dinding isolasi ke udara
 T_1 = Suhu reaktor
 T_u = Suhu udara lingkungan

- Bahan penyekat yang digunakan adalah asbestos yang memiliki sifat :

$$K_a = 0,129 \text{ Btu/h.ft.}^\circ\text{F}$$

$$\rho_a = 36 \text{ lb/ft}^3$$

$$\epsilon_a = 0,96$$

- Bahan dinding adalah steel SA.283 Grade C dengan sifat :

$$K_s = 21 \text{ Btu/h.ft.}^\circ\text{F} \quad \text{kern,1956}$$

$$\rho_s = 490 \text{ lb/ft}^3$$

$$\epsilon_s = 0,81$$

- Peristiwa perpindahan panas dari dinding dalam shell ke lingkungan

meliputi :

- Transfer panas konduksi pada dinding shell
- Transfer panas konduksi pada isolator
- Transfer panas radiasi dari dinding luar isolator ke lingkungan
- Transfer panas konveksi dari dinding luar isolator ke udara luar

LAMPIRAN REAKTOR

- Menghitung panas yang hilang jika tidak menggunakan isolator

$$T_s = 662.27 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_u = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$L = 21.3253 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} hc &= 0.19 \cdot (\Delta T)^{1/3} \\ &= 1.5811 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{oF} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hr &= \frac{\sigma \cdot E \cdot (T_s^4 - T_u^4)}{T_s - T_u} \quad \dots\dots\dots (\text{Mc. Adam, P.173}) \\ &= 0.4631 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{oF} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= (hc + hr) \cdot A \cdot (T_s - T_u) \quad \dots\dots\dots (\text{Mc. Adam, P.165}) \\ &= 182874.17 \text{ Btu/h} \end{aligned}$$

$$\text{Panas yang hilang direncanakan 5\%} = 9143.708 \text{ Btu/h}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{isolasi}} &= Q_{\text{loss}} - \text{panas hilang} \\ &= 182874.17 - 9143.708 \\ &= 173730.5 \text{ Btu/h} \end{aligned}$$

- Mencari tebal isolasi

$$Q_{\text{isolasi}} = \frac{2 \cdot \pi \cdot L \cdot (T_s - T_u)}{\frac{\ln(r_2/r_1)}{K_s} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{K_a}}$$

LAMPIRAN REAKTOR

$$= 173730.5 \text{ ft}$$

Sehingga diperoleh

$$r_3 = 1.1820 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal isolasi yang dibutuhkan} &= r_3 - r_2 \\ &= 0.2742 \text{ ft} \end{aligned}$$

Penyangga tumpukan katalisator (*Bed support/Grid support*)

Grid support dirancang untuk menyangga katalisator untuk mencegah kelebihan *pressure drop*. Yang biasa digunakan adalah piringan yang berlubang-lubang (*perforated plate*) atau piringan yang bergelombang (*slatted plate*). *Grid support* ini biasanya dibuat dari bahan yang anti korosi seperti *carbon steel, alloy steel, cast iron*, atau *cast ceramics* (Rase, 1977)

Penyangga katalis berupa *perforated plate* dengan ketebalan tertentu. Tekanan yang harus ditahan oleh *bed support* = tekanan operasi + tekanan karena katalis

- Tekanan operasi

$$\begin{aligned} &= (P_{des} \cdot 14,7) \\ &= (1,2 \times 2 \times 14,7) \\ &= 35,28 \text{ psi} \end{aligned}$$

- Tekanan karena katalis

Volume dan berat katalis

$$\text{volume katalis} = Nt \cdot A_{tube} \cdot L$$

$$A_{tube} = 923.5712 \text{ cm}^2$$

$$L = 650 \text{ cm}$$

LAMPIRAN REAKTOR

$$\begin{aligned} \text{Jadi volume katalis} \\ &= 166 \times 923.5721 \times 650 \\ &= 99653429.59 \text{ cm}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat katalis} &= PB.Nt. \pi/4.(IDt)^2 (1-e)Z \\ &= 36740.9787 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tekanan karena katalis

$$\begin{aligned} &= \frac{\text{berat katalis}}{A_{tube}} \\ &= \frac{36740.9787 \text{ gram}}{923.5712 \text{ cm}^2} \\ &= 39.7814 \text{ gram/cm}^2 \\ &= 0,039 \text{ kg/cm}^2 \\ &= 0.5658 \text{ psia} \end{aligned}$$

Perforated plate yang digunakan mempunyai lubang dengan luas sama dengan 50 % *A tube*. Tebal *plate* dihitung dengan persamaan (13.27 Brownell & Young, 1959)

$$t = d \sqrt{C' \left(\frac{P}{f} \right)} + C$$

Dengan

- t = Tebal minimum *plate*, inchi
- d = Diameter *plate*, inchi
- P = Tekanan perancangan, psi
- f = Maksimum *allowable stress*, psi
- C' = Konstanta dari appendik h (Brownell & Young)
- C = *Corrosion allowance*, inchi

LAMPIRAN REAKTOR

$$P_{design} = 17,7821 \text{ psi}$$

Bahan konstruksi seperti yang digunakan sebagai bahan *shell* yaitu *stainless steel SA-283 grade C* dengan spesifikasi yaitu *allowable stress* = 12650 psi dan *corrosion allowance* = 0,125 inchi

$$t = 1,66 \cdot \sqrt{\frac{3}{16} \cdot (17,7821/12.650)} + 0,125$$

$$= 0,1721 \text{ inchi}$$

diambil tebal standar $t = \frac{3}{16}$ inchi

Tebal pemegang pipa

Pemegang pipa harus dapat menahan perbedaan tekanan antara dalam pipa dan dalam *shell*. Tebal pemegang pipa dihitung dengan persamaan :

$$tp = C_{ph} \cdot D_p \cdot \sqrt{\Delta P / (\lambda \cdot f)} + c$$

Dengan

C_{ph} = konstanta *design* = 1,1

D_p = diameter *shell*, inchi

ΔP = perbedaan tekanan = 4,5613

λ = *ligament efficiency* = 0,5

f = *maximum allowable stress* = 12650 psi

c = *corrosion allowance* = 0,125 inchi

Bahan konstruksi seperti yang digunakan sebagai bahan *shell* yaitu *stainless steel SA-283 grade C*

$$tp = 1,1 \cdot 139,7047 \cdot \sqrt{\frac{4,5613}{(0,5 \cdot 12650)}} + 0,125$$

$$= 3,9022 \text{ inchi}$$

Diambil tebal standar = 4 inchi

LAMPIRAN REAKTOR

Top Man Hole

Top man hole terletak dibagian atas, disebelah lubang pemasukan reaktan

Diameter *man hole* = 14 – 24 inchi

Diambil diameter *man hole* = 20 inchi

Innert Ballast

Alat ini digunakan untuk melindungi permukaan katalisator dari pengaruh langsung aliran gas dan meratakan aliran gas umpan (Rase-Barrow, 1957). *Innert ballast* berupa bola-bola keramik dengan tebal tumpukan 0 – 6 inchi, digunakan tinggi tumpukan 6 inchi.

. Distributor

Alat ini digunakan untuk meratakan aliran gas masuk, jenis yang digunakan adalah *type multiple baffle distributor concentric cone*, yang dipasang pada akhir bagian pipa pemasukan gas.

Resume Perancangan Reaktor