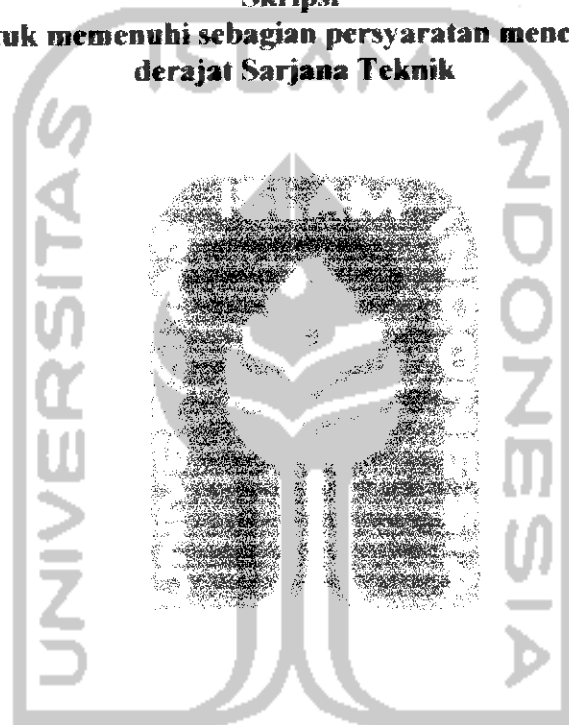


No. INV	3563/FT/TK/2011
TANGGAL	9 Maret 2011
ASAL	FT/TK
REVISI	0
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA	

T/TK/2011/20

**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**

**2011**

HALA

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

NCANGAI

*ETHYI*

KAPASI

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.

telah men

Dujikan

Yogyakarta, 25 Februari 2011

HABY RESKI Q.Y.P

ing I

h

, Dr., Su

# 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



Kamarah Anwar, MS

## KATA PENGANTAR

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

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, 23 Februari 2011

الجامعة الإسلامية  
الائتلاف

Penyusun

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL</b> -----	i
<b>LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN</b> -----	ii
<b>HALAMAN PENGESAHAN</b> -----	iii
<b>LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PENGUJI</b> -----	iv
<b>KATA PENGANTAR</b> -----	v
<b>DAFTAR ISI</b> -----	vi
<b>DAFTAR TABEL</b> -----	viii
<b>DAFTAR GAMBAR</b> -----	ix
<b>DAFTAR LAMBANG</b> -----	xi
<b>ABSTRAK</b> -----	xii
<b>BAB I. PENDAHULUAN</b> -----	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
<b>BAB II. PERANCANGAN PRODUK</b> -----	6
II.1. Spesifikasi Bahan Baku -----	6
II.2. Spesifikasi Bahan Pembantu -----	6
II.3. Spesifikasi Produk -----	7

<b>BAB III. PERANCANGAN PROSES</b> .....	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
<b>BAB IV. PERANCANGAN PABRIK</b> .....	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
<b>BAB V. KESIMPULAN</b> .....	91
<b>DAFTAR PUSTAKA</b> .....	92
<b>LAMPIRAN</b>	

## DAFTAR TABEL

Tabel I.1.	Perkembangan Impor Acrylonitrile (2005-2009) -----	3
Tabel I.2.	Data Perhitungan Menggunakan Metode <i>Leastsquare</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

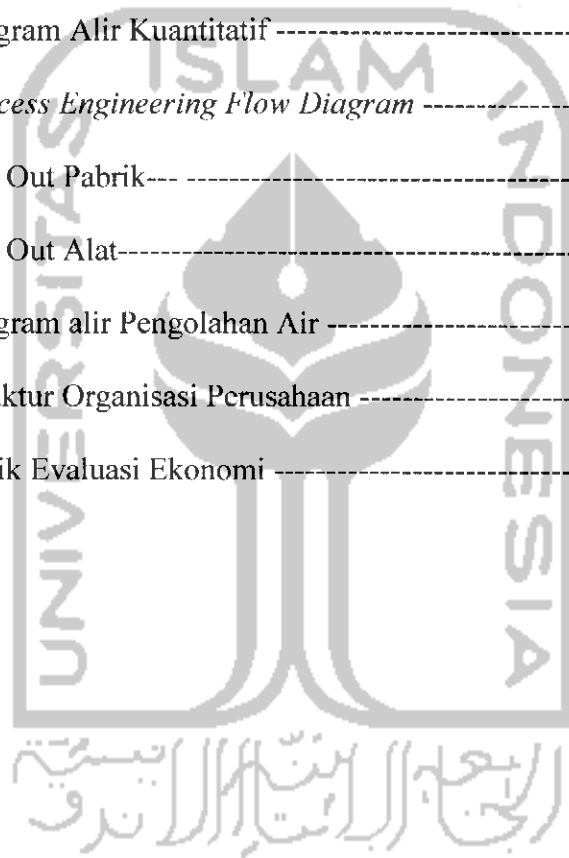


Tabel 4.3	Komponen <i>Working Capital</i> -----	86
Tabel 4.4	Komponen <i>Direct Manufacturing Cost</i> -----	87
Tabel 4.5	Komponen <i>Indirect Manufacturing Cost</i> -----	87
Tabel 4.6	Komponen <i>Fixed Manufacturing Cost</i> -----	87
Table.4.7	komponen <i>Total Manufacturing cost</i> -----	88
Tabel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




## DAFTAR 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 LAMBANG



A	= Luas perpindahan panas, ft <sup>2</sup> , in <sup>2</sup> , m <sup>2</sup>
A <sub>R</sub>	= Luas permukaan dinding reaktor, m <sup>2</sup>
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 <sub>A</sub>	= Konsentrasi zat A, Kmol/L
C <sub>A0</sub>	= Konsentrasi zat A mula-mula, Kmol/L
C <sub>p</sub>	= 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 <sub>a</sub>	= Harga alat dengan kapasitas diketahui
E <sub>b</sub>	= Harga alat dengan kapasitas dicari
E <sub>x</sub>	= Harga alat untuk tahun x
E <sub>y</sub>	= Harga alat untuk tahun y
F	= Kecepatan massa padatan, lb/j.ft <sup>2</sup>

FV	= Kecepatan volumetrik, $m^3/j$ , L/j
FCI	= <i>Fixed Capital Investment</i>
Fa	= <i>Fixed Expencc</i>
f	= <i>Allowable strees</i>
f	= Faktor friksi
GE	= <i>General Expencc</i>
gc	= Gravitasi, $m^2/s$
gpm	= Gallon per menit
HE	= <i>Heat Excehanger</i>
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	= <i>Indirect Manufacturing Cost</i>
J	= Lebar <i>baffle</i> , m, in, ft
L	= Tinggi, m, in, ft
LC	= Leve kontrol
Le	= Panjang <i>elbow</i> , ft
M	= <i>Mixer</i>
M	= massa, Kg/j
N	= Kecepatan putaran pengadukan, rpm, rps, rph
NRe	= <i>Reynold Number</i>
Nx	= Nilai <i>index</i> tahun x
Ny	= Nilai <i>index</i> tahun y

$\eta$	N	= Jumlah pengaduk
$\pi$	OD	= Diameter luar, m,in,ft
$\Sigma$	P	= Tekanan, atm
$\rho$	P	= Power motor, Hp
$\Delta P$	PEC	= <i>Purchased Equipment Cost</i>
$\Delta T$	POI	= <i>Pay Out Time</i>
	Q	= Panas, Btu/j, Kkal/j, KJ/j
	r	= Jari-jari, m
	R	= Reaktor
	ROI	= <i>Returrn Of Investment</i>
	Ra	= <i>Regulated Expence</i>
	SDP	= <i>Shut Down Point</i>
	Sa	= <i>Sales Expence</i>
	Sch	= <i>Shcedule</i>
	T	= Suhu
	T - n	= Tangki
	t	= Waktu, detik, menit, jam
	th	= Tebal dingding <i>head</i> , in
	ts	= Tebal dinding <i>shell</i> , in
	WC	= <i>Working Capital</i>
	X	= Konferensi
	Zl	= Tinggi cairan, in, m, ft
	$\mu$	= <i>Viscositas</i> , Cp



## 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 Cyanohydrine (EC).. Ethylene Cyanohydrine mechanism reaction need dehydration 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 cracking 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 then condensed. And then reaction product ACRY process cracking 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.

## BAB I

### PENDAHULUAN

#### 1. 1. Latar Belakang

Perkembangan ilmu pengetahuan dan teknologi yang menunjang sektor industri telah menuntun 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

## **1. 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.



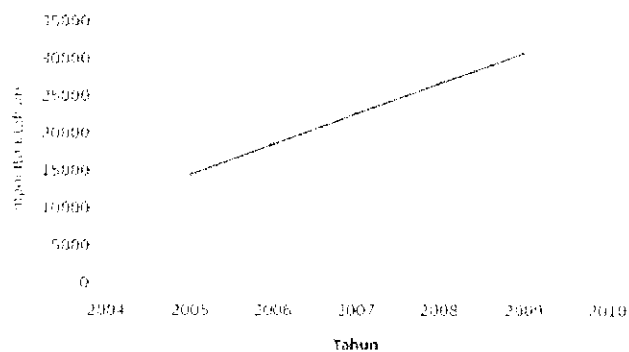
Perencanaan dan penentuan kapasitas impor *Acrylonitrile*, dalam beberapa tahun ini menunjukkan keadaan yang cenderung stabil.

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

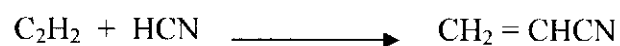
Lokasi pabrik diusahakan dekat dengan penyediaan bahan baku dan pemasaran produk untuk menghemat biaya transportasi. Pabrik juga harus dekat dengan pelabuhan jika ada bahan baku atau produk yang dikirim dari atau luar negeri.

### 1.3. 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* ( $\text{Cu}_2\text{Cl}_2$ ) pada kondisi operasi  $70^\circ\text{C}$  dan tekanan atmosferis, perbandingan mol  $\text{C}_2\text{H}_2$  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  $250^\circ\text{C}$  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  $250^\circ\text{C}$  dan tekanan 1 atm

## BAB II

# PERANCANGAN PRODUK



الجامعة الإسلامية  
الاندونيسية

## 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/cm<sup>3</sup>
- 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 :  $\text{Al}_2\text{O}_3$
- Bentuk : Bola
- Bulk Density : 1179,456 kg/m<sup>3</sup>

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

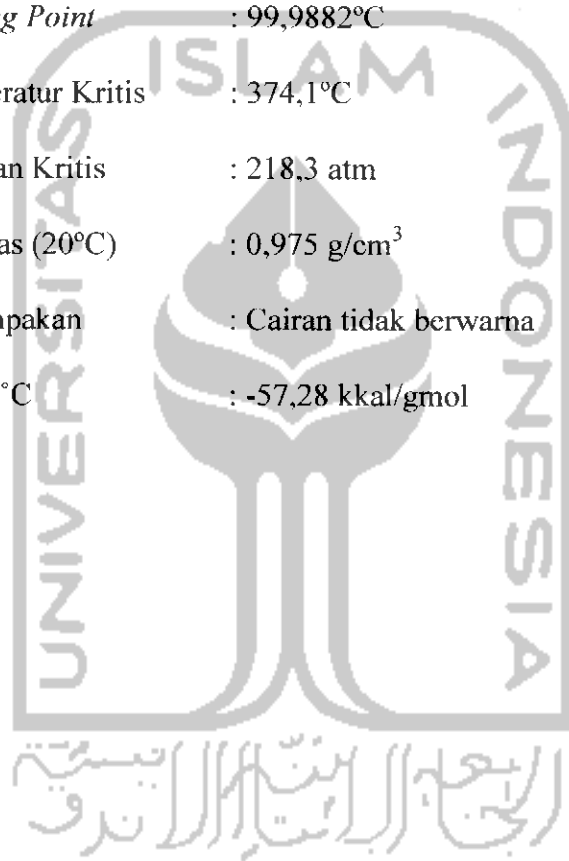
### 2.3. Spesifikasi Produk

#### 2.3.1. *Acrylonitrile*

- Rumus Molekul :  $\text{CH}_2\text{CHCN}$
- 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 ( $20^\circ\text{C}$ ) :  $0,911 \text{ g/cm}^3$
- Kenampakan : Cairan tidak berwarna
- Kelarutan : Larut dalam Ether, Aseton, Benzena, Ethylene.
- Kemurnian komersial : 99%
- Impurities :  $\text{H}_2\text{O}$
- $\Delta\text{Hf}_{298}^\circ\text{C}$  : 44,28 kkal/gmol

### 2.3.2. Air

- Rumus Molekul :  $\text{H}_2\text{O}$
- Berat Molekul : 18,02 gr/gmol
- *Melting Point* :  $0^\circ\text{C}$
- *Boilling Point* :  $99,9882^\circ\text{C}$
- Temperatur Kritis :  $374,1^\circ\text{C}$
- Tekanan Kritis : 218,3 atm
- Densitas ( $20^\circ\text{C}$ ) :  $0,975 \text{ g/cm}^3$
- Kenampakan : Cairan tidak berwarna
- $\Delta\text{Hf}_{298}^\circ\text{C}$  :  $-57,28 \text{ kkal/gmol}$

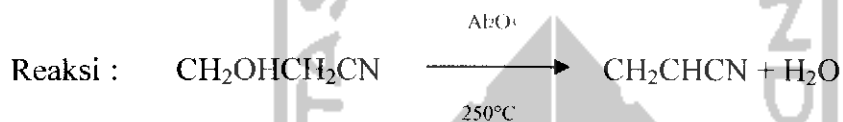


## BAB III

### PERANCANGAN PROSES

#### III. 1. Uraian Proses

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



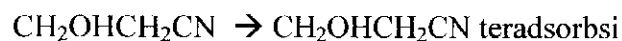
*Ethylene Cyanohydrine* diuapkan dan direaksikan diatas katalis  $\text{Al}_2\text{O}_3$  pada tekanan atmosfer dan temperature  $250^\circ\text{C}$  pada suhu tersebut kondisi reaktan adalah fasa gas, maka digunakan reaktor fixed bed multitube.

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 :

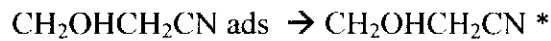
1. Penyerapan fluida oleh padatan



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  $\text{Al}_2\text{O}_3$  pada tekanan atmosfer dan temperature  $250^\circ\text{C}$ . 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  $\text{Al}_2\text{O}_3$  yang mempunyai range 250-350°C.

#### Persamaan kecepatan reaksi (-rA)

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

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

Dimana:

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

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

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

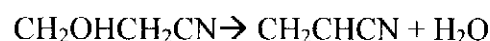
$$P_{\text{EthyleneCyanohydrine}} = \frac{\text{MolEthyleneCyanohydrine}}{\Sigma \text{Mol}} x Pt$$

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

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

### 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  $\Delta H$  menunjukkan harga positif, maka reaksinya endothermis.

Dari persamaan Van Hoff

$$\frac{d \ln K}{dt} = \frac{-\Delta H}{RT^2}$$

Dimana, K = Konstanta

T = Temperatur

$\Delta H$  = 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 Cyanohydrinè* menjadi *Acrylonitrile* terdiri atas tiga tahap, yaitu:

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

## 1) Tahap Pemurnian Umpan

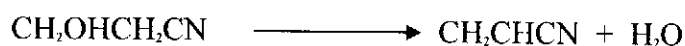
Pada tahap ini, *Ethylene Cyanohydrine* sebagai bahan baku tersedia dalam bentuk cair dan mempunyai kemurnian 98,5% dengan H<sub>2</sub>O sebagai impurities.

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 didih 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	Keluar	
		Atas	Bawah
	kg/jam	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	Keluar	
		Atas	Bawah
	kg/jam	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		6887.0523	3426.4996
	10313.5528		10313.5519

### 3.3 Neraca Panas Alat

Setting 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
<b>Total</b>	<b>24,758.0458</b>	<b>24,758.0458</b>

**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
<b>Total</b>	<b>7,056,359.8066</b>	<b>7,056,359.8066</b>

**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
<b>Total</b>	<b>1,632,938.2944</b>	<b>1,632,855.2505</b>



**Table 3.3.4.** Neraca Panas di Sekitar Menara Distilasi – 01

<b>Komponen</b>	<b>Masuk kkal/jam</b>	<b>Keluar kkal/jam</b>
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
<b>Total</b>	<b>2,497,541.8390</b>	<b>2,497,541.8390</b>

**Table 3.3.5** Neraca Panas di Sekitar Menara Stripper – 01

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

**Table 3.3.6** Neraca Panas Total

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

### 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 <sub>2</sub> O <sub>3</sub>
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	: <i>plate tower, dengan sieve tray</i>
jumlah plate	: 51 plate
effesiensi plate	: 90%
<i>tray spacing</i>	: 0,4 m
tinggi menara	: 21.8750 m
<b>diameter menara</b>	
<i>enriching</i>	: 3.5530 m
<i>stripping</i>	: 2.9680 m
<b>tebal shell</b>	
<i>enriching</i>	: 3.5657m
<i>stripping</i>	: 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
Effisiensi 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 <sup>3</sup>
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 <sup>3</sup>
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 <sub>3</sub> H <sub>5</sub> 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 <sup>2</sup>
Panjang Tube	: 16 in
Surface per in fit	: 0.20 ft <sup>2</sup>
Pressure Drop	: 0.0280 psia
Uc	: 231.0081 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	: 150.00 Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Rd	: 0.0018 ja.m.ft <sup>2</sup> .°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 <sup>3</sup>
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 Stell SA.283 C</i>

#### *Ukuran Shell*

IDs	: 19.25 in
Baffle Spacing	: 14.4375 in
Passes	: 1 buah
Pressure Drop	: 0.0044 psia

#### *Ukuran Tube*

IDt	: 0.37 in
BWG	: 16
Susunan	: <i>Tryngular Pitch</i>
Jumlah Tube	: 262 buah
Passea	: 1 buah
Flow Area	: 0.11 ft <sup>2</sup>
Panjang Tube	: 8 m
Surface per in fit	: 0.13 ft <sup>2</sup>
Pressure Drop	: 0.0124 psia
Uc	: 151.1798 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	: 100.00 Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Rd	: 0.003385 ja.m.ft <sup>2</sup> .°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 Stell SA.283 C</i>

#### *Ukuran Shell*

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 <sup>2</sup>
Panjang Tube	: 10 in
Surface per in fit	: 0.20 ft <sup>2</sup>
Pressure Drop	: 47.4059 psia
Uc	: 159.7328 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	: 150.00 Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Rd	: 0.000406 ja.m.ft <sup>2</sup> .°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>

#### *Ukuran Shell*

IDs	: 12 in
Baffle Spacing	: 9 in
Passes	: 2 buah
Pressure Drop	: 0.01 psia

#### *Ukuran Tube*



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 <sup>2</sup>
Panjang Tube	: 10 in
Surface per in fit	: 0.20 ft <sup>2</sup>
Pressure Drop	: 0.0439 psia
Uc	: 159.7328 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	: 150.00 Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Rd	: 0.000406 ja.m.ft <sup>2</sup> .°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 <sup>2</sup>
Panjang Tube	: 16 in
Surface per in fit	: 0.20 ft <sup>2</sup>
Pressure Drop	: 0.0310 psia
Uc	: 159.7328 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	: 150.00 Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Rd	: 0.000406 ja.m.ft <sup>2</sup> .°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 <sup>2</sup>
Panjang Tube	: 16 in

Surface per in fit	: 0.20 ft <sup>2</sup>
Pressure Drop	: 0.0255 psia
Uc	: 159.7328 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	: 150.00 Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Rd	: 0.000406 ja.m.ft <sup>2</sup> .°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 <sup>2</sup>
Panjang Tube	: 18 in
Surface per in fit	: 0.30 ft <sup>2</sup>
Pressure Drop	: 0.0123 psia
Uc	: 159.7328 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	: 150.00 Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Rd	: 0.000406 ja.m.ft <sup>2</sup> .°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

*Ukuran Pipa*

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**

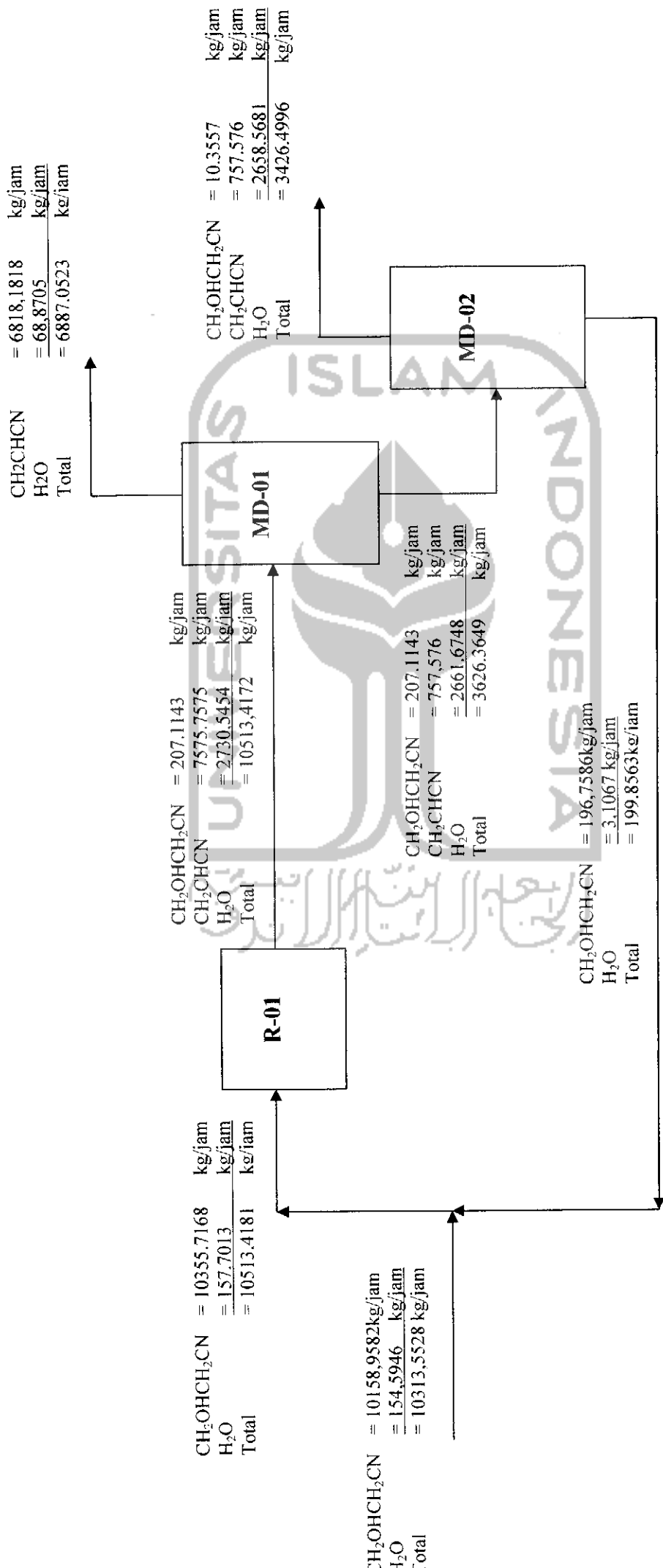
Fungsi	: mengalirkan hasil bawah MD 01 ke ST 01
Type	: centrifugal pump
Kapasitas Pompa	: 12.884 gpm
Head Pompa	: 6.2487 m
Power Pompa	: 0.1455 HP
Power Motor	: 0.1819 HP
<i>Ukuran Pipa</i>	
D Nominal	: 2 in
Sch	: 40
ID	: 1.61 in
Flow Area per Pipe (at)	: 2.04 in

**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 Kualitatif





## *BAB III*

# *PERANCANGAN PROSES*



الجامعة الإسلامية  
الاندونيسية

## 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 lay out 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 lay out 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

<b>No</b>	<b><u>Jenis Bangunan</u></b>	<b><u>Luas (m2)</u></b>
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

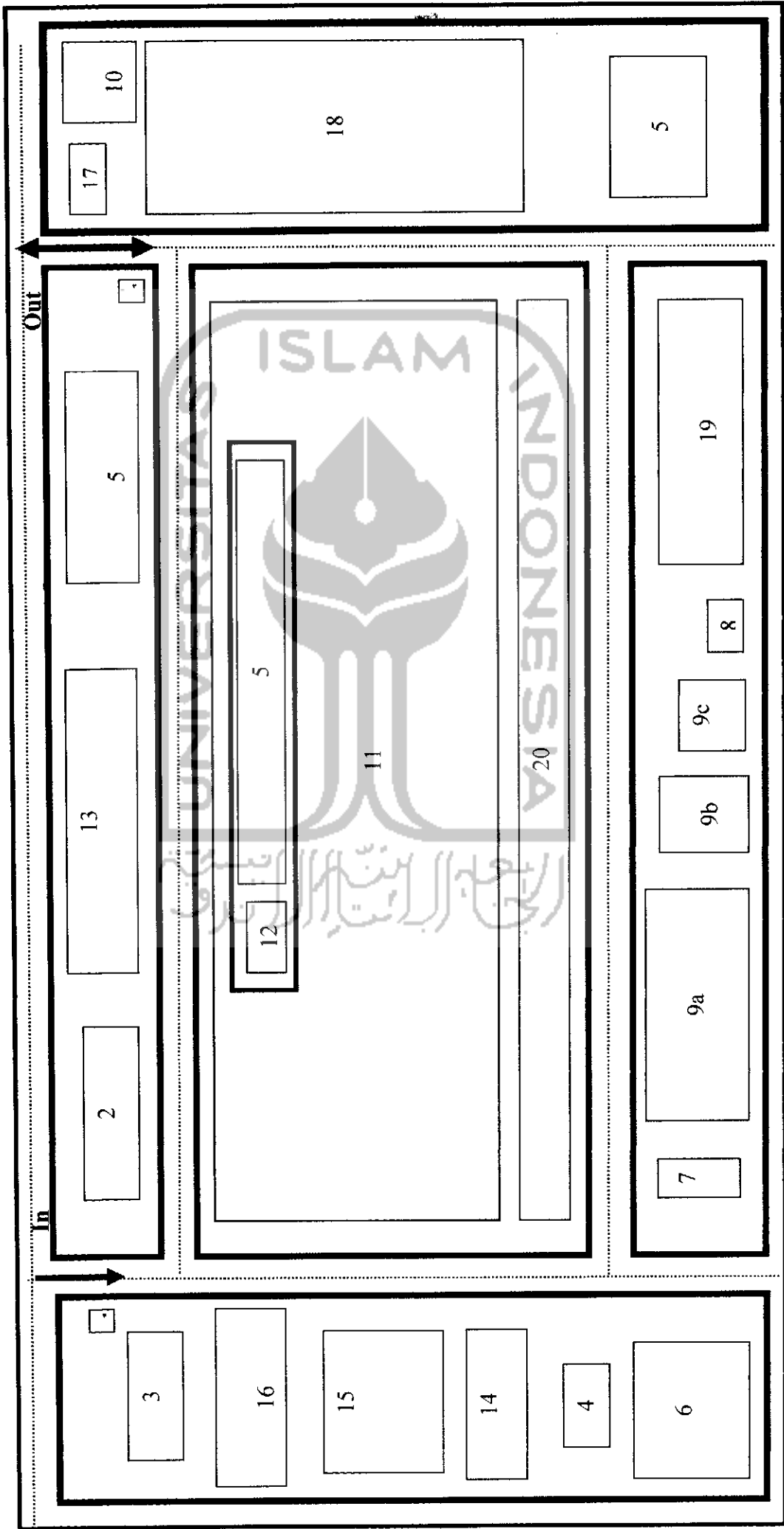
agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

#### 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

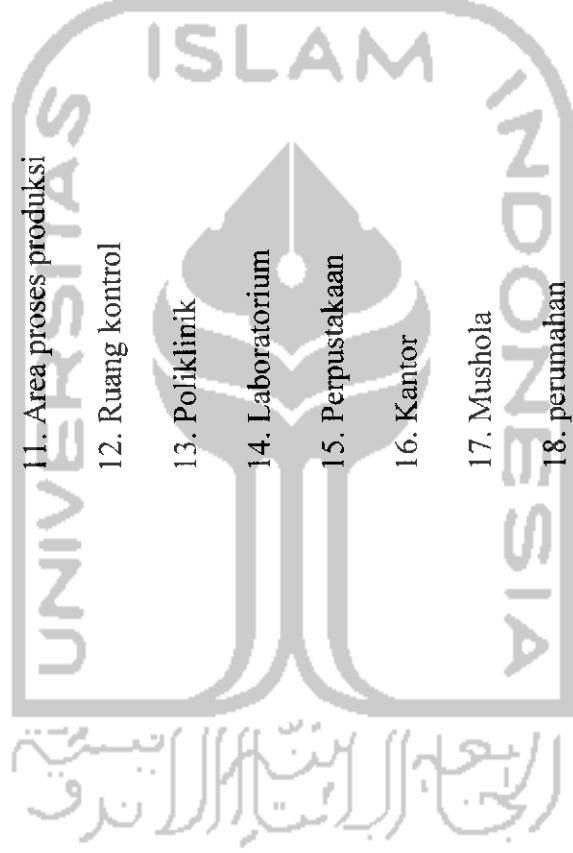
Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.

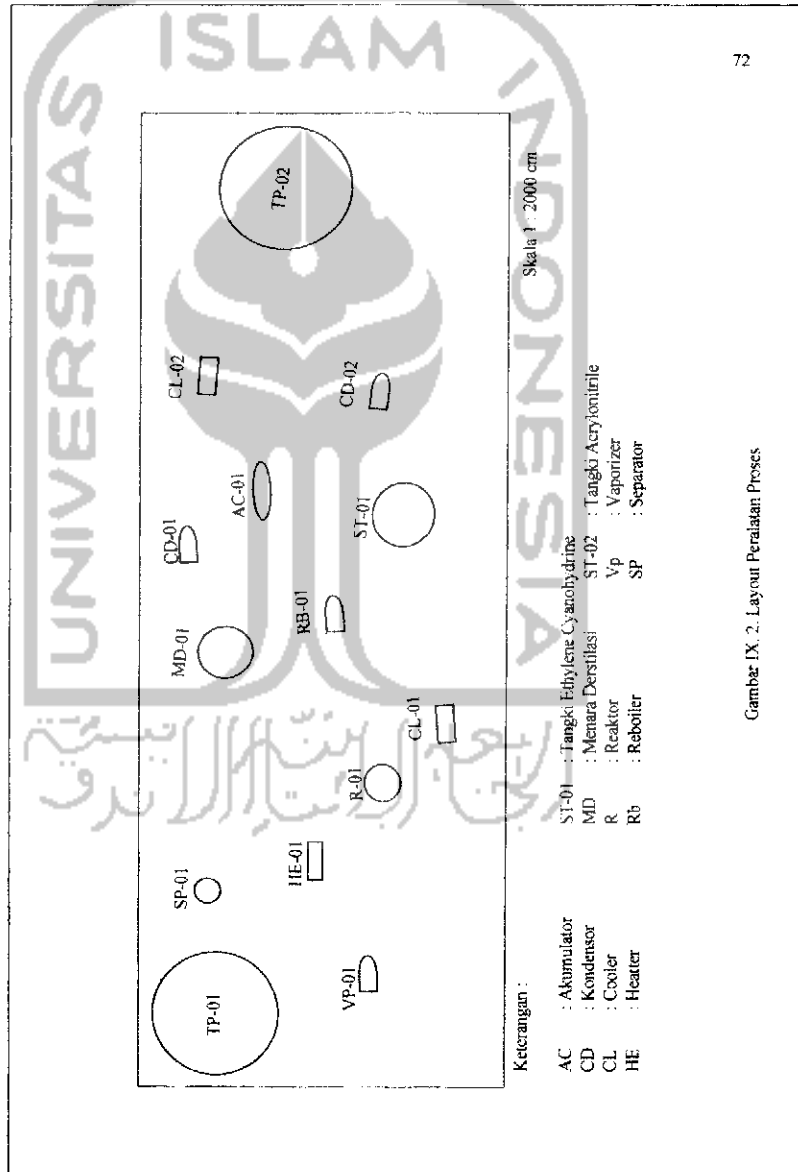


Gambar .1 Lay Out Pabrik

Keterangan gambar :

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





## 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<sub>2</sub> dan CO<sub>2</sub>.

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  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^{2+}$ ,  $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$  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  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{K}^+$ ,  $\text{Fe}^{2+}$ ,  $\text{Mn}^{2+}$ , dan  $\text{Al}^{3+}$ .

Air yang keluar dari *cation exchanger* kemudian diumpankan ke anion exchanger untuk menghilangkan anion-anionnya. Kemungkinan arus anion yang ditemui adalah  $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{NO}_3^-$ , dan  $\text{SiO}_3^{2-}$ . 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 phospate)

#### 4.4.2.4. Kebutuhan Air

- *Kebutuhan air untuk steam*

Total Kebutuhan air untuk steam = 125,970.9824 kg/jam

Diperkirakan air yang hilang 20 %.

Kebutuhan make-up air untuk steam = 25,942 m<sup>3</sup>/jam

- *Kebutuhan air untuk pendingin*

Total kebutuhan air untuk pendingin = 395,556.8667 kg/jam

Diperkirakan air yang hilang 20 %.

Kebutuhan make-up air pendingin = 79,1114 m<sup>3</sup>/jam

- *Kebutuhan air untuk sanitasi dan keperluan umum*

Total kebutuhan air untuk sanitasi dan keperluan umum :

= 81,0939 m<sup>3</sup>/jam

Total air yang disuplai dari tangki air = 107,5493 m<sup>3</sup>/jam

10% untuk keamanan, sehingga :

Air yang disuplai dari tangki = 118,304.2518 m<sup>3</sup>/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 ft<sup>3</sup>/jam

##### b. Fuel Oil

*Heating Value* : 41.131,4623 kJ/kg

*Spesific Gravity* : 0,9527

*Density* : 59,55 lb/ft<sup>3</sup>

*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 H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> yang kemudian dinetralkan dalam kolam penetralan. Penetralan dilakukan dengan larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 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  $\text{SiO}_2$ , Ca sebagai  $\text{CaCO}_3$ , sulfur sebagai  $\text{SO}_3$ , khlor sebagai  $\text{Cl}_2$ , dan zat padat terlarut.
- b. Air minum yang dianalisa meliputi pH, kadar khlor dan kekeruhan.
- c. Resin penukar ion, yang dianalisa adalah kesadahan  $\text{CaCO}_3$  dan silikat sebagai  $\text{SiO}_2$ .
- d. Air bebas mineral, yang dianalisa meliputi pH, kesadahan, jumlah  $\text{O}_2$  terlarut dan kadar Fe.
- e. Air dalam boiler, yang dianalisa meliputi pH, zat padat terlarut, kadar Fe, kadar  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{SO}_2$ ,  $\text{PO}_4$  dan  $\text{SiO}_3$ .
- f. BFW, yang dianalisa meliputi pH, kesadahan, jumlah  $\text{O}_2$  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*

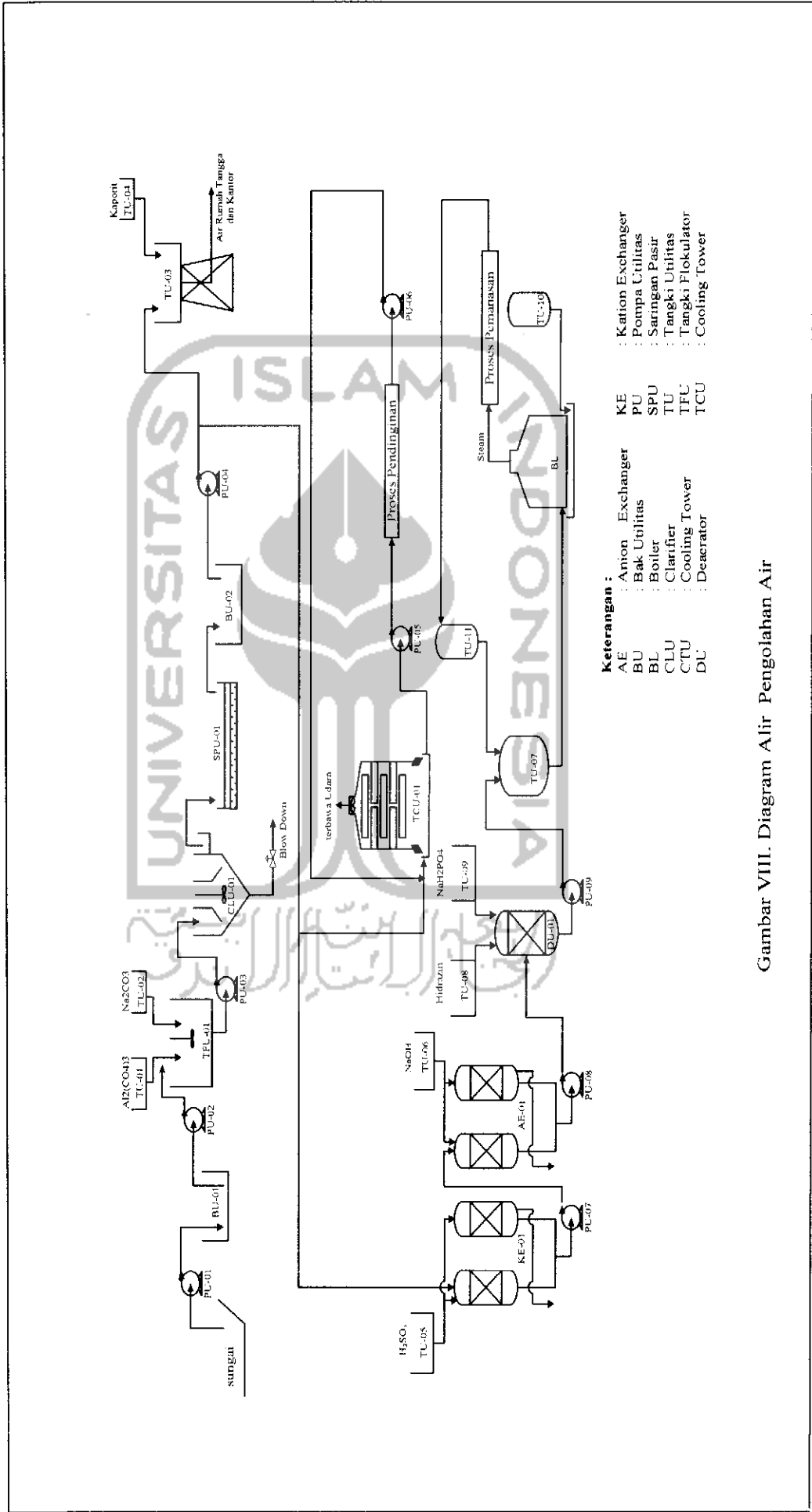
Alat ini digunakan untuk menganalisa kadar air dalam produk.

*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 : Sarungan 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 keperusahaan, 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 produksi. 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 pengarahan 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 itern 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 :

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
	<b>Total</b>	<b>127</b>

Table X. 3. Perincian Golongan dan Gaji

<b>Gol</b>	<b>JABATAN</b>	<b>Gaji/Bulan (Rp)</b>
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.

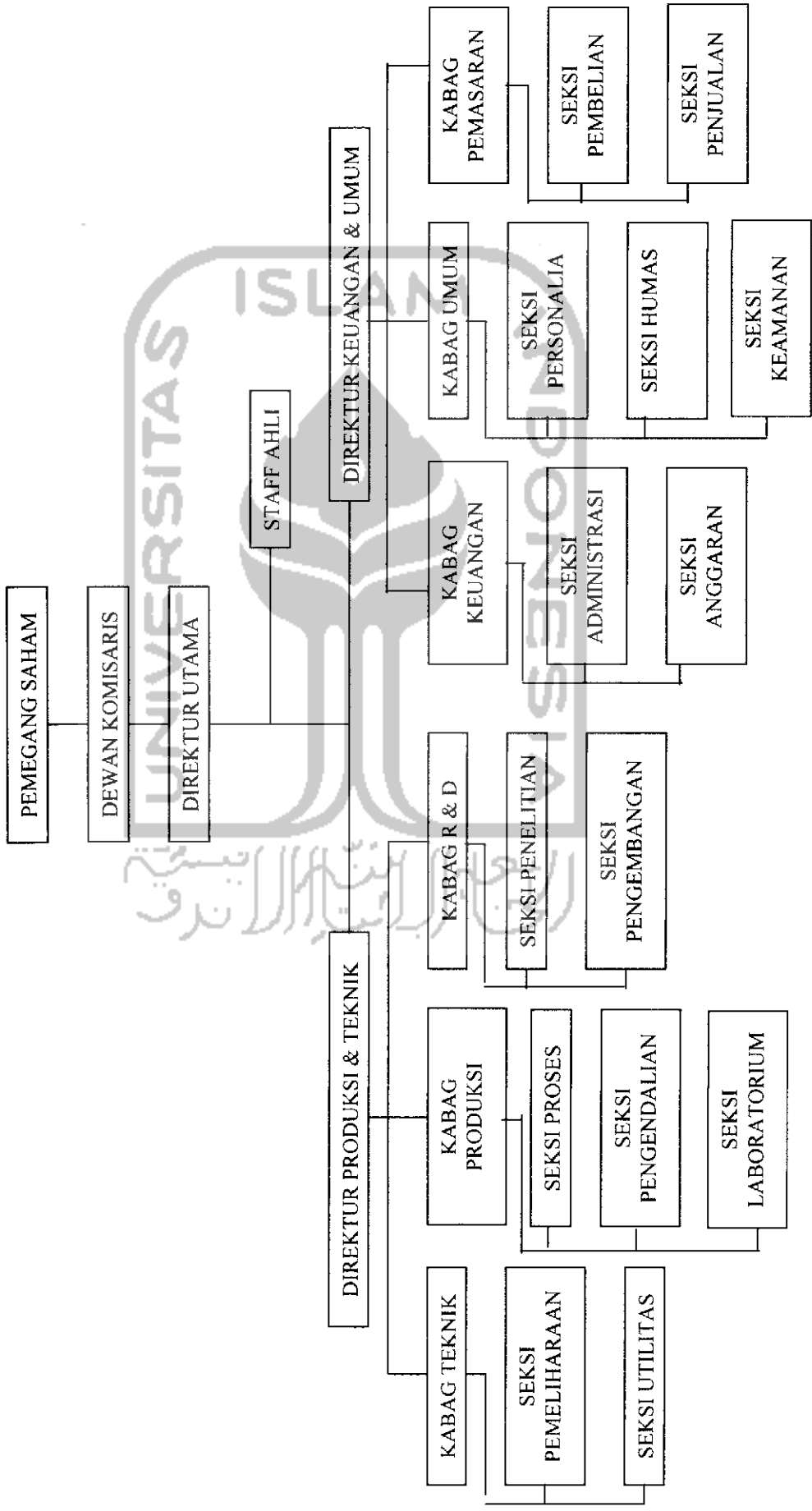


#### 4.5.7. Manajemen Produksi

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 <sup>2</sup>	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 :

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

#### 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 &amp; Construction</i>	Rp. 37.217.287.308
11	<i>Contractor's fee</i>	Rp. 11,165,186,192
12	<i>Contingency</i>	Rp. 51,359,856,485
13	<i>Environmental cost</i>	Rp. 7,900,442,455.0
14	<i>Plant start up cost</i>	Rp. 781,563,033.5
<b>Fixed Capital Cost</b>		<b>Rp. 294510772013.2</b>

#### 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
<b>Working Capital Investment</b>		<b>Rp. 199,479,508,008</b>

#### 4.6.4.3. Total Production Cost (Biaya Produksi Total)

##### 4.6.4.3.a Manufacturing Cost

4.4. *Direct Manufacturing Cost*

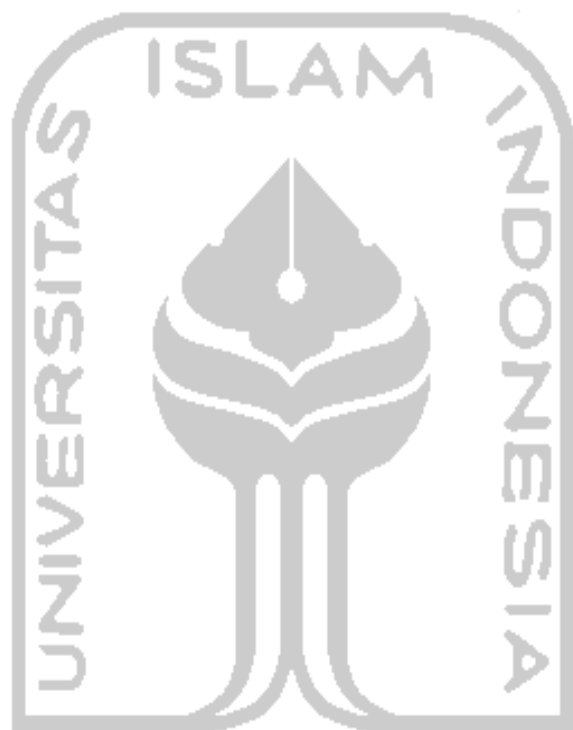
No	Jenis	Biaya (Rp)
1	Harga Bahan Baku	Rp. 747,743,367,420
2	<i>Labour</i>	Rp. 948,000,000
3	<i>Supervision</i>	Rp. 1.020.000.000
4	<i>Maintenance</i>	Rp. 5.890.215.440
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp. 883,532,316
6	<i>Royalties and Patent</i>	Rp. 1,365,000,000,000
7	<i>Utility</i>	Rp. 79,270,997,439
<b>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

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 &amp; Transportation</i>	Rp. 136.500.000.000
<b><i>Indirect Manufacturing Cost</i></b>		<b>Rp. 137.229.960.000</b>

Tabel 4.6. *Fixed manufacturing Cost*

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



الجامعة الإسلامية  
الاندونيسية

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

### ***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
<b><i>Manufacturing Cost</i></b>		<b>Rp. 1,013,142,042,096</b>

### **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
<b><i>General Expanse</i></b>		<b>Rp. 269,803,811,514</b>

### ***Total Production Cost***

*Manufacturing Cost + General Expanse* = Rp. 1.282,945,853,611

= US \$ 128,294,585,36

#### 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)*

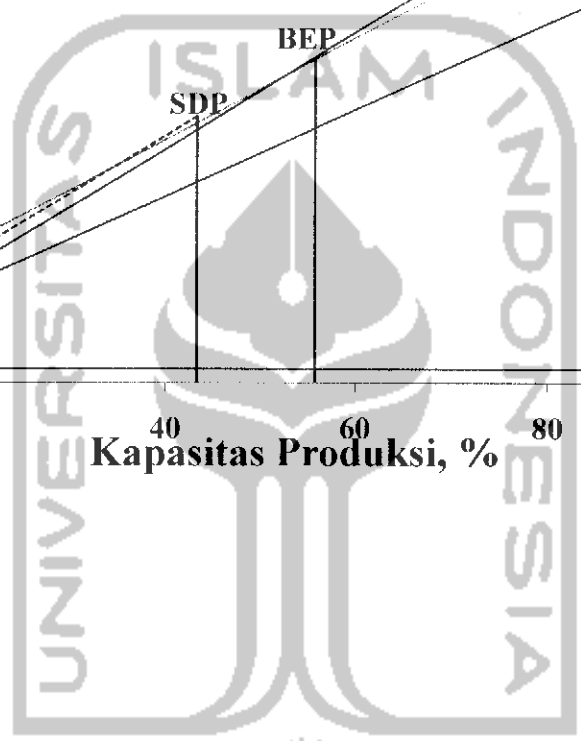
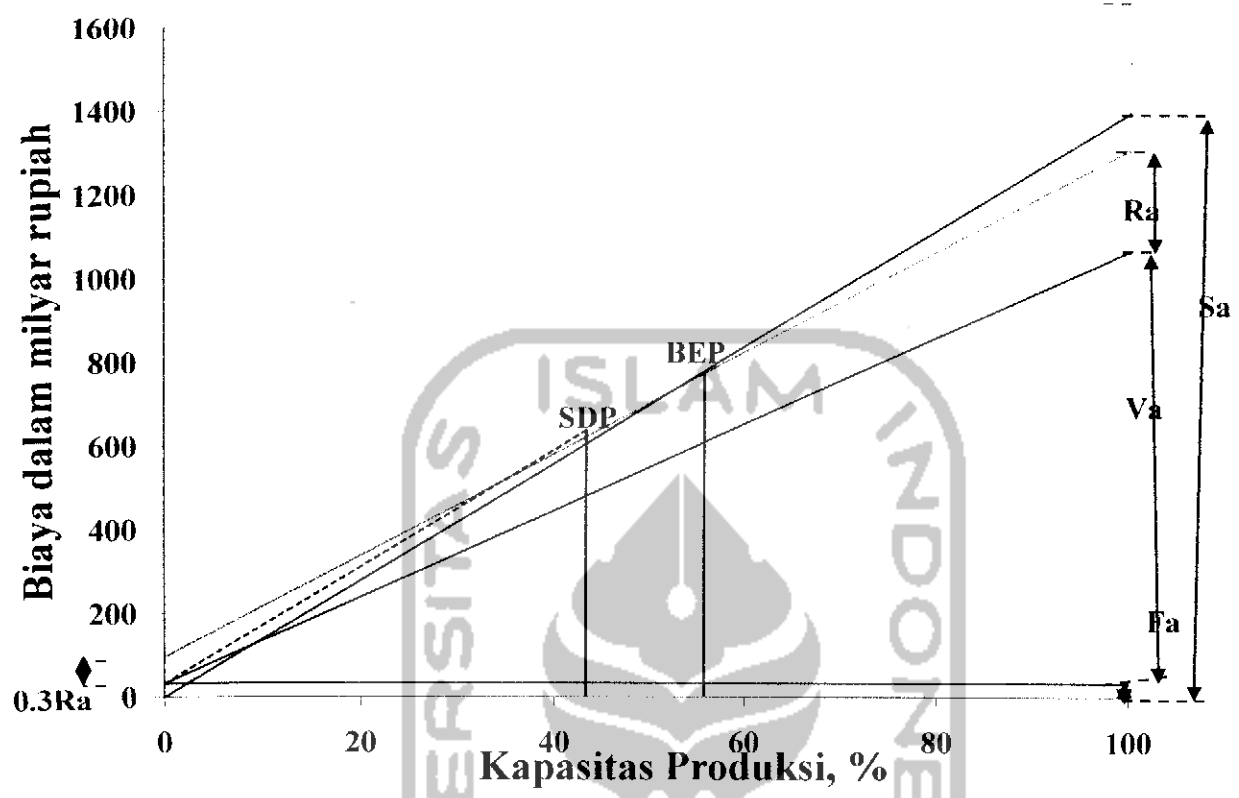
BEP : 55,74 %

##### 5. *Shut Down Point (SDP)*

SDP : 43.32 %

##### 6. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*

DCFR : 30.00 %



الجامعة الإسلامية  
 الربيعية  
 الاندونيسية

*BAB V*

*PENUTUP*



الجامعة الإسلامية  
الاندونيسية



## 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

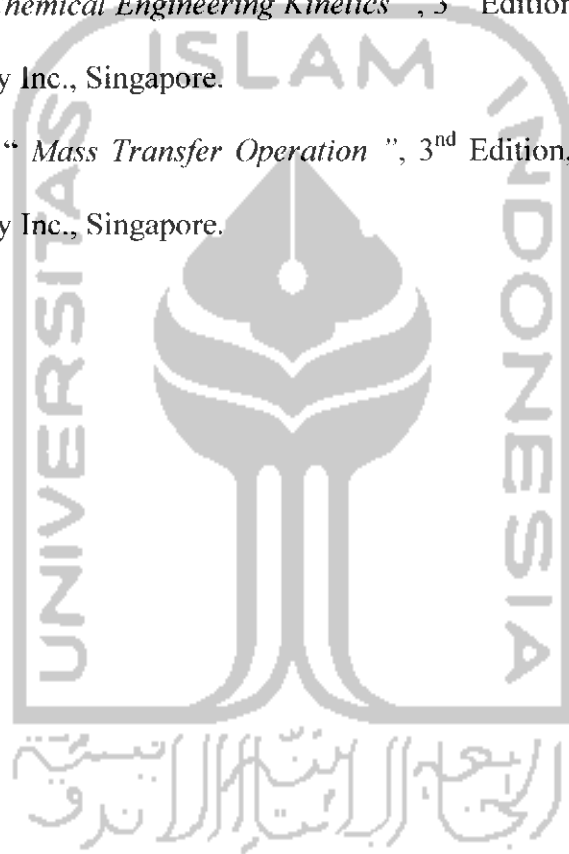
- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1995, "*Chemical Engineering Cost Estimation*",  
Mc. Graw Hill Book Company, New York.
- Badan Pusat Statistik, Yogyakarta, "*Data Import-Eksport Tahun 1996-2000*".
- Brown, G.G., 1978, "*Unit Operation*", Jonh Wiley and Sons. Inc., New York.
- Brownell, L.E., and Young, E.H, 1979, "*Process Engineering Design*", 3<sup>nd</sup>  
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*", 4<sup>th</sup> 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*", 3<sup>nd</sup>  
Edition, vol. 4, Interscience Publishing Inc., New York.
- Levenspiel, O., 1976, "*Chemical Reaction Engineering* ", 2<sup>nd</sup> 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* ",  
7<sup>th</sup> Edition, Mc. Graw Hill Book Company Inc., New York.

Peters, M.S., and Timmerhause, 1980, "*Plant Design and Economy for Chemical Engineer's*", 3<sup>rd</sup> 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*", 3<sup>rd</sup> Edition, Mc. Graw Hill Book Company Inc., Singapore.

Treyball, R.E., 1981, "*Mass Transfer Operation*", 3<sup>rd</sup> Edition, Mc. Graw Hill Book Company Inc., Singapore.



**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 (Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>)

**A. Tinjauan Kinetika**

*Persamaan kecepatan reaksi (-r<sub>A</sub>)*

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

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

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

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

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

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

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

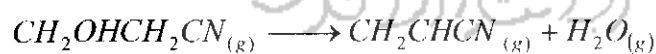
$$P_{\text{Air}} = \frac{\text{MolAir}}{\Sigma \text{Mol}} \times Pt$$

Table, umpan masuk Reaktor (R-01)

Komponen	kmol/jam	fraksi mol	kg/jam
CH <sub>2</sub> OHCH <sub>2</sub> CN	147.7699	1	10503.4845
Total	147.7699	1.00	10503.4845

## B. NERACA MASSA REAKTOR

Persamaan reaksi :



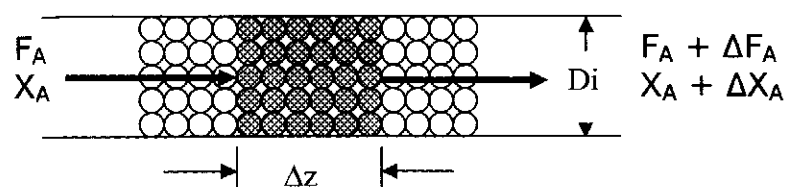
(A)

(B)

(C)

Produksi Acrylonitrile mempunyai konversi 98 % terhadap Ethylene Cyanohydrine

Neraca Massa Reaktor Ditinjau untuk sebuah tube :



**LAMPIRAN REAKTOR**

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

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

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 <sub>2</sub> OHCH <sub>2</sub> CN	(1 - XA) FAo
CH <sub>2</sub> CHCN	XA FAo
H <sub>2</sub> O	(0.0150+XA)FAo
Total	(1.0150+XA) Fao

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

Rapat massa katalisator =  $\rho_b$  = 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

$\rho_b$  = Densitas *bulk* katalisator dalam kgkat/m<sup>3</sup>

$F_{A0}$  = Kecepatan umpan  $C_3H_5ON$ , kmol/jam

$X_1$  = Konversi  $C_3H_5ON$

$P_t$  = Tekanan sistem, atm

⇒ **Neraca Panas dalam elemen volum :**

Neraca panas pereaksi pada elemen volum setebal  $\Delta z$

## 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*

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

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

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

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

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

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

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

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

dicari dari persamaan stoikiometri, menjadi

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

Harga  $\Delta H_R$  pada suhu  $T$  dapat dicari dari  $\Delta H_R^0$  (pada suhu  $T_R$ ) dengan persamaan sebagai berikut :



## LAMPIRAN REAKTOR

$$\Delta H_{R,T} = \Delta H_{R,298}^O + \int_{298}^T \Delta C_p \, dT$$

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**

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

$$Cp_p \frac{dT_p}{dz} = \frac{\pi \cdot Do \cdot U_D}{Mp} (T - T_p)$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{\pi \cdot Do \cdot U_D}{Cp_p \cdot Mp} (T - T_p)$$

Dengan:

$Mp$  = Kkecepatan aliran massa pemanas, kg/jam

$Cp_p$  = 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
<b>Total</b>	<b>1,632,938.2944</b>	<b>1,632,855.2505</b>

⇒ **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 ,

$\Delta P$  = Penurunan tekanan dalam *tube*, lb/ft<sup>2</sup>

$Z$  = Panjang pipa, ft

$G'$  = Kecepatan aliran massa perluas penampang, lb/jam/ft<sup>2</sup>

$\rho$  = Densitas fluida, lb/ft<sup>3</sup>

$D_p$  = Diameter partikel katalis, ft

$\epsilon$  = Porositas partikel katalis

$\mu$  = Viskositas fluida, lb/jam/ft

$g$  = Percepatan gravitasi, 4,18.10<sup>8</sup> ft/jam<sup>2</sup>

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

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

Dengan :

$P$  dalam atm

$z$  dalam cm

$G'$  dalam g/dt/cm<sup>2</sup>

$D_p$  dalam cm

$\rho_g$  dalam g/cm<sup>3</sup>

⇒ **Data Fisis dan Thermal :**

Berat Molekul Campuran Gas

**LAMPIRAN REAKTOR**

Komponen	Berat Molekul
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> ON	71.08
C <sub>3</sub> H <sub>3</sub> N	53.06
H <sub>2</sub> O	18,02

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

Densitas Campuran gas mengikuti hukum gas ideal

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

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

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

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

$\mu_i$  = Viskositas gas, cp

$BM_i$  = Berat molekul gas, g/gmol

$T_b$  = titik didih normal gas

$V_B$  = Volume molekul gas, cm<sup>3</sup>/gmol

## LAMPIRAN REAKTOR

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

Komponen	$T_b$ , K	$V_B$ , cm <sup>3</sup> /gmol
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> ON	500	45.2
C <sub>3</sub> H <sub>3</sub> N	351	70.5
H <sub>2</sub> O	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

$C_p$  = Kapasitas panas, kkal/gmol.K

T = Suhu, K

$$C_{pcamp} = \sum y_i \cdot C_{p_i}$$

komponen	A	B	C	D
Acrylonitrile	2,554	5,271 · 10 <sup>-2</sup>	-3,741 · 10 <sup>-5</sup>	1,101 · 10 <sup>-8</sup>
Ethylene Cyanohydrine	1,843	4,331 · 10 <sup>-2</sup>	-2,401 · 10 <sup>-5</sup>	5,691 · 10 <sup>-9</sup>
Air	7,701	0,001595	2,571 · 10 <sup>-6</sup>	-8,501 · 10 <sup>-10</sup>

Panas reaksi pada berbagai suhu dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan (49)

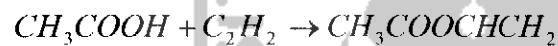
$$\Delta H_{R,T} = \Delta H_{R,298}^0 + \int_{298}^T \Delta C_p \cdot dT$$

**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	$\Delta H_f^{\circ}$ , kkal/kmol
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	-14.09
CH <sub>3</sub> COOH	44.28
H <sub>2</sub> O	-57.80



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

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

⇒ **Katalisator :**

Katalisator yang digunakan adalah Alumina dengan spesifikasi sebagai

berikut :

Diameter = 0,47625 cm = 0,19 inchi

Bentuk = bola

Porositas = 0,41

$\rho_{\text{bulk}}$  = 1179.456 kg/m<sup>3</sup>

**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

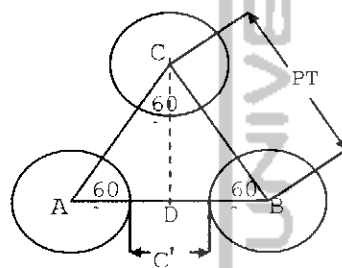
Diameter nominal = 1 inchi

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

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

$C'$  = 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).

$$A_{\text{total}} = 2.N.(A_{\text{pipa}} + A_{\text{antar pipa}})$$

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

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

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



**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* ( $A_s$ ) :

$$A_s = \frac{IDs \cdot B_s \cdot C'}{P_T} = 0,26267243 \text{ ft}^2$$

⇒ **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.m<sup>2</sup>.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/m<sup>2</sup>.j

ho = Koefisien transfer panas diluar *tube*, kkal/j.m<sup>2</sup>.K.

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

Cp<sub>p</sub> = Kapasitas panas pendingin, kkal/kg.K

μp = Viskositas pendingin, kg/j.m

*Dirt Factor* (Rd)

▪ Gas organik = 0,0005 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu

▪ Pemanas = 0,001 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu (Kern, 1950)

▪ Rd total = 0,0015 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu  
= 3,0798 · 10<sup>-4</sup> j.m<sup>2</sup>.°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*,

$$\text{kcal/j} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K}.$$

$h_o$  = koefisien perpindahan panas luar *tube*, kcal/j.m<sup>2</sup>.K.

$R_d$  = *fouling factor*, j.m<sup>2</sup>.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 :

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

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

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

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

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

$$A_1 = f_1 (z_0, x_{10}, x_{20}, T_0, T_{p0}, P_0) \cdot \Delta z$$

**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  $x \geq x_{\text{design}}$

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 <sub>2</sub> O <sub>3</sub>
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

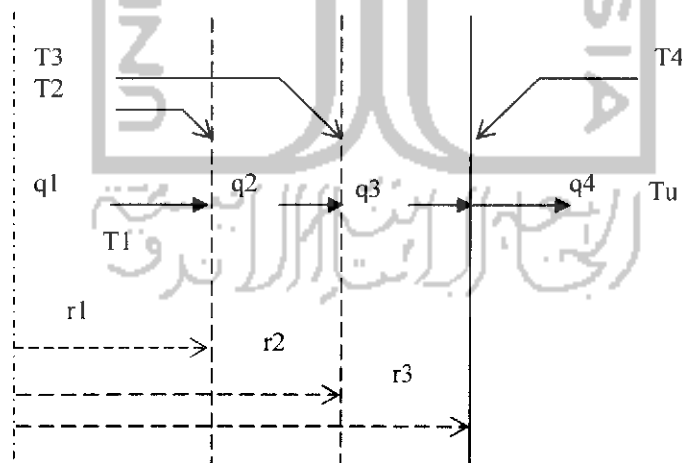
**LAMPIRAN REAKTOR**

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

**Mencari Tebal Isolasi**

Asumsi :

- Keadaan steady state
- Suhu dalam reactor sama dengan suhu permukaan dinding sebelah dalam shell,  $T_1 = 350$  K
- Suhu udara lingkungan,  $T_u = 303,15$  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 :

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

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

$$\varepsilon_a = 0,96$$

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

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

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

$$\varepsilon_s = 0,81$$

- 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

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

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

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

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

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

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

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

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

- 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

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

Tebal isolasi yang dibutuhkan =  $r_3 - r_2$

$$= 0.2742 \text{ ft}$$

**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
  - =  $(P_{des} \cdot 14,7)$
  - =  $(1,2 \times 2 \times 14,7)$
  - = 35,28 psi

- Tekanan karena katalis
- Volume dan berat katalis

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

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

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

F

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

sta

126

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

dia

Tekanan karena katalis

Tebal p

pipe

Der

C

D

Δ

λ

f

c

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

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

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

stair

Dengan

t = Tebal minimum *plate*, inchid = Diameter *plate*, inchi

P = Tekanan perancangan, psi

Dian

f = Maksimum *allowable stress*, psi

C' = Konstanta dari appendik h (Brownell &amp; 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

$\Delta P$  = perbedaan tekanan = 4,5613

$\lambda$  = *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

