

**PRA RANCANGAN**  
**PABRIK ISOPROPYLE BENZENE DARI BENZENE**  
**DAN PROPYLENE KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh  
Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh :

Nama : Danang Kurniawan      Nama : Faqih Abdulloh  
No. Mhs : 05521021      No. Mhs : 06521015

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA**  
**JURUSAN TEKNIK KIMIA**  
**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**  
**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**  
**YOGYAKARTA**

**2011**

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

Saya yang bertanda tangan di bawah ini,

Nama : Fauzi Abdullah

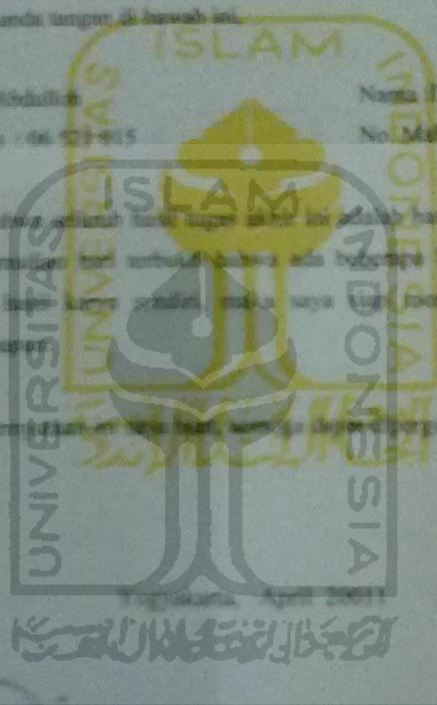
No. Mahasiswa : 05 521 015

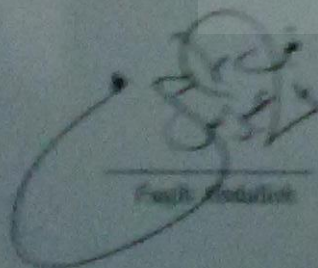
Nama : Danang kurniawan

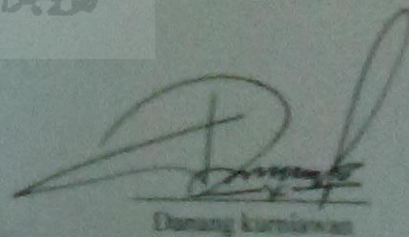
No. Mahasiswa : 05 521 021

Menyatakan bahwa seluruh hasil tugas akhir 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 akan menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikianlah pernyataan ini saya buat, dengan ini saya pergunakan sebagaimana mestinya.



  
Fauzi Abdullah

  
Danang kurniawan

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING  
PRA RANCANGAN PABRIK ISOPROPYLE BENZENE DARI  
BENZENE DAN PROPYLENE KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

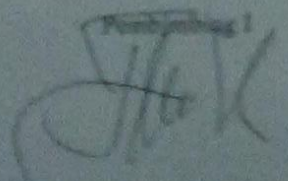
TUGAS AKHIR

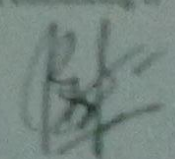


Nama : Damang Kurniawan  
No Mhs : 05521023

Nama : Faqih Abdullah  
No Mhs : 06521015

Yogyakarta, Maret 2011

Pembimbing I  
  
Dr. Ir. Faisal RM, MT., Ph.D

Pembimbing II  
  
Dyah Ratno Setiati, ST

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA ISOPROPLYLE BENZENE DARI PROPYLENE DAN BENZENE DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Diusun Oleh:

Faqih Abdullah  
NIM. 06 521 015

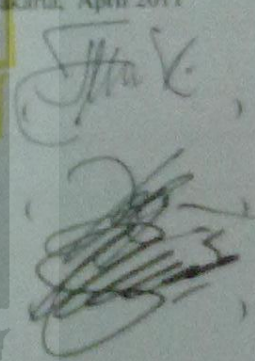
Danang kurniawan  
NIM. 05 521 021

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Yogyakarta, April 2011

Tim Penguji,

- 1. Faisal RM, Drs., M.Si
- 2. Daryono, Saek, MSi
- 3. Sutarno, Jr., M.Sc




Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



Dr. Hj. Kamariah Anwar, MS

## KATA PENGANTAR



أَسْلَامٌ عَلَيْكُمْ وَرَحْمَةُ اللَّهِ وَبَرَكَاتُهُ

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 Isopropyle Benzene dari Benzene dan propylene Kapasitas 50.000 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 Islam Indonesia 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. Bapak Gumbolo Hadi Susanto, Ir., MSc. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia Yogyakarta
3. Ibu Dra.Hj.Kamariah Anwar,Msi selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia-S1 Universitas Islam Indonesia Yogyakarta.

4. Bapak Drs. Ir. Faisal RM, MT., Ph.D selaku Dosen Pembimbing I yang telah banyak memberikan bantuan dan bimbingan dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
5. Mba Dyah Retno Sawitri, ST selaku Dosen Pembimbing II yang telah banyak memberikan bantuan dan bimbingan dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
6. Bapak dan Ibu dosen atas ilmu dan bimbingannya selama masa perkuliahan.
7. Teman - teman mahasiswa Teknik Kimia-S1 Angkatan 2006 dan angkatan 2005

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, Maret 2011

Penyusun

## DAFTAR ISI

LEMBAR JUDUL TUGAS AKHIR .....	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN TUGAS AKHIR .....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING . .....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI . .....	iv
KATA PENGANTAR. ....	v
DAFTAR ISI .....	vii
DAFTAR TABEL .....	ix
DAFTAR GAMBAR. ....	x
ABSTRACT. ....	xi
<b>1.1. BAB I. PENDAHULUAN</b>	
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Tinjauan Pustaka. ....	5
<b>BAB II. PERANCANGAN PRODUK</b>	
2.1 Spesifikasi Produk.....	10
2.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	11
2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu .....	12
2.4 Pengendalian Kualitas .....	12
2.5 Pengendalian kualitas Bahan Baku .....	12
2.6 Pengendalian kualitas Produksi .....	12
2.7 Pengendalian kualitas produk .....	13

## **1.2.BAB III. PERANCANGAN PROSES**

3.1 Uraian Proses. ....	14
3.2 Spesifikasi Alat. ....	16
3.3 Perencanaan Produksi .....	39

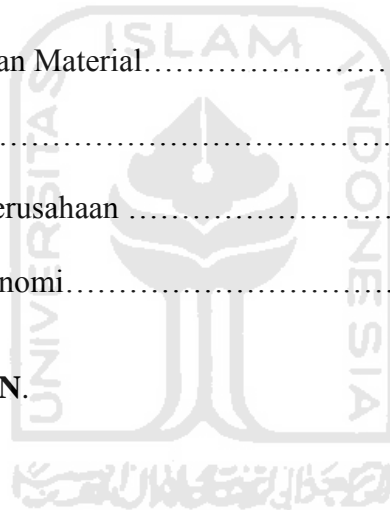
## **BAB IV. PERANCANGAN PABRIK**

4.1 Lokasi Pabrik . ....	40
4.2 Tata Letak Pabrik .....	41
4.3 Tata Letak Alat Proses.....	43
4.4 Alir Proses dan Material.....	46
4.5 Utilitas.....	54
4.6 Organisasi Perusahaan .....	58
4.7 Evaluasi Ekonomi.....	69

<b>BAB V. KESIMPULAN.</b>	93
---------------------------	----

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN



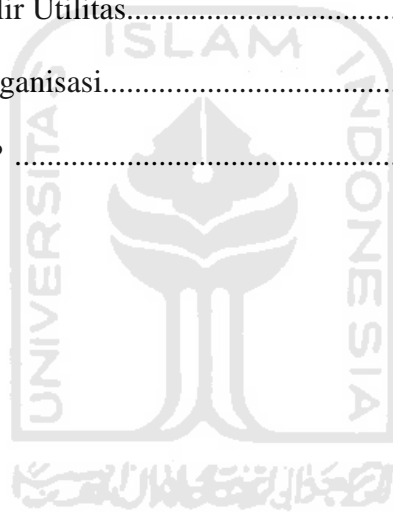


## DAFTAR TABEL

Table 1.1	kebutuhan isopropyle benzene .....	2
Tabel 1.2	Lokasi Pabrik Isopropyle Benzene di Dunia.....	2
Tabel 3.1	tabel tebal plate standar tangki penyimpanan bahan baku .....	16
Tabel 3.2	tabel tebal plate standar tangki penyimpanan produk .....	18
Tabel 4.1	Perincian Luas tanah dan Bangunan Pabrik.....	41
Tabel 4.2	Gaji Karyawan.....	66
Tabel 4.3	Jadwal Kerja Masing-masing Regu.....	68
Tabel 4.4	Harga Index CEP.....	70
Tabel 4.5	Harga Index Hasil Regresi Linear.....	71
Tabel 4.6	Total Biaya Physical Plant Cost.....	76
Tabel 4.7	Total Biaya Fixed Capital Investment.....	77
Tabel 4.8	Total Biaya Working Capital Investment.....	78
Tabel 4.9	Total Biaya Direct Manufacturing Cost.....	81
Tabel 4.10	Total Biaya Indirect Manufacturing Cost.....	82
Tabel 4.11	Total Biaya Fixed Manufacturing Cost.....	83
Tabel 4.12	Total Biaya Manufacturing Cost.....	83
Tabel 4.13	Total General Expense.....	84
Tabel 5.1	Kesimpulan Evaluasi Ekonomi.....	92

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	kurva hubungan antara tahun dan kebutuhan Isopropyle Benzene .....	2
Gambar 1.2	rumus Bangun Isopropyle Benzene .....	5
Gambar 4.1	Lay out Pabrik .....	44
Gambar 4.2	Diagram Alir Kuantitatif.....	53
Gambar 4.2	Diagram Alir Utilitas.....	57
Gambar 4.3	Struktur Organisasi.....	60
Gambar 4.4	Grafik BEP .....	90
Gambar PEFD		



## ABSTRACT

The preliminary design of isopropyle benzene for 50,000 ton/year capacities utilizes benzene of raw material to result isopropyle benzene with purity 99.9% and 99.5% of propylene. The process is alkylation of benzene with propylene and phosphoric acid catalyst to produce isopropyle benzene in fixed bed reactor at 250 °C and 25 atmosphere. This plant is included high risk plant because processes at high operation condition (temperature and pressure), another raw material and product are flammable.

This plant is planned to be built in cilegon, Banten, It covers 10979 m<sup>2</sup> of land and needs 145 employees. It works continually for 24 hours/day and 330 days/year. Process unit requires 68680.3973 ton/year of benzene and 19373.4312 ton/year of propylene, whereas utility unit needs 137218.4773 kg/hour water for cooling, 1750 kg/hour water for domestic, 19602.8676 kg/hour of steam, 296.86 kW of electricity, 940.33 kg/hour of fuel oil and 500 kg/hour of pressured air. The economic evaluation shows Fixed Capital of Rp. Rp 25,790,772,604 , Working Capital of Rp. 77,659,346,668, Profit before taxes Rp 22,039,132,114 , Profit after taxes Rp 11,019,566,057. Feasibility studies results in Break Even Point (BEP) of 40.46 % (BEP requisite in Indonesia 40% - 60 %), Shut Down Point (SDP) of 33.49 %, and Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) of 17.23 %. Meanwhile Return On Investment Before Taxes (ROI<sub>b</sub>) of 85% (ROI<sub>b</sub> requisite for high risk plant > 44%) and Return On Investment After Taxes (ROI<sub>a</sub>) of 43%. along with Pay Out Time Before Taxes (POT<sub>b</sub>) of 1.07years (POT<sub>b</sub> requisite for high risk plant < 2 years) and Pay Out Time After Taxes (POT<sub>a</sub>) of 1.97 years in a row. Based on this economic evaluation, it can be concluded that isopropyle benzene Plant of 50,000 ton/year is economically feasible.

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.3. LATAR BELAKANG

isopropyle benzene merupakan bahan kimia organik yang termasuk dalam golongan aromatik hidrokarbon. Bahan ini mulai diminati orang selama Perang Dunia II berlangsung, karena isopropyle benzene dapat digunakan sebagai bahan aditif dalam *gasoline* yaitu untuk menaikkan bilangan oktan.

Disamping itu isopropyle benzene merupakan bahan utama pembuatan phenol dan aceton. Produk akhir dari isopropyle benzene dan *derivativenya* menghasilkan antara lain : *fibers, tires, lube oil additive, surfactants, rubber and plastic antioxidants, plywood adhesives, glass fiber insulation, molding compounds, laminates, appliances, glazing, lighting, signs, all nature of polycarbonate products, solvents, brake fluids, acrylic sheets, cosmetics, drugs, cellophane, polyurethanes*, dan bahan - bahan *explosives*.

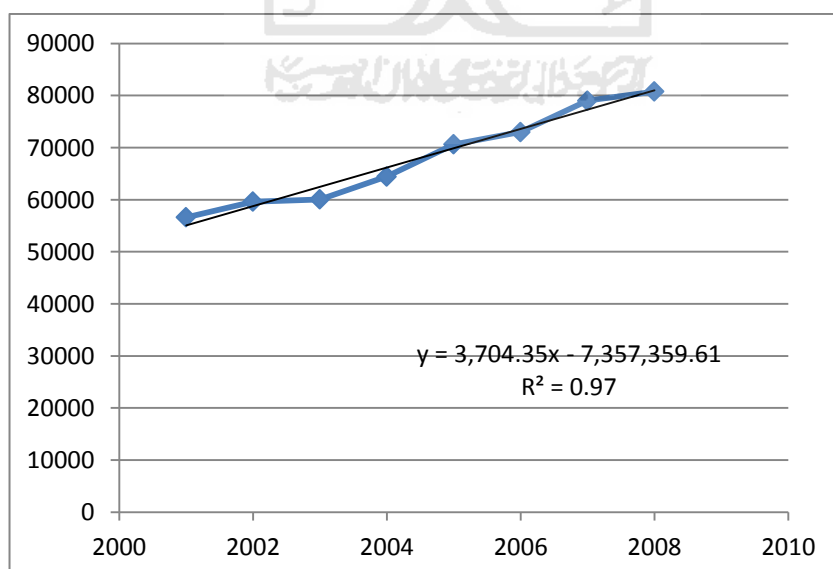
Dengan memperhatikan hal – hal tersebut diatas serta belum mencukupinya kebutuhan isopropyle benzene dalam negeri, maka pendirian Pabrik isopropyle benzene di Indonesia merupakan gagasan yang perlu dikaji lebih lanjut sebagai investasi yang menguntungkan di masa yang akan datang.

Sedangkan kebutuhan indonesia saat ini dapat ditunjukkan pada tabel 1.1

Tahun	Jumlah (ton)
2001	56610.12
2002	59616.46
2003	60036.6
2004	64433.02
2005	70635.5
2006	72988.09
2007	79002.3
2008	80778.6

Tabel 1.1 kebutuhan isopropyle benzene

Dari tabel tersebut dibuat suatu regresi linear dengan menggunakan program Ms. Exel



Gambar 1.1 kurva hubungan antara tahun dan kebutuhan isopropilen benzen

Dari grafik diatas berlaku suatu persamaan regresi linear, yaitu

$$Y = a + bx$$

Dimana  $a = -7.357.359,61$

$$b = 3.704,35$$

$$x = \text{tahun}$$

$$y = \text{kebutuhan produk pada tahun } x \text{ (ton/tahun)}$$

maka

$$y = a + bx$$

$$y = -7.357.359,61 + 3.704,35x$$

$$y = 3.704,35x - 7.357.359,61 \dots\dots\dots \text{persamaan (1.1)}$$

Prediksi kebutuhan isoprofil benzen pada tahun 2015 dihitung dengan persamaan

(1.1) sebagai berikut :

$$Y = 3.704,35x - 7.357.359,61$$

$$= (3.704,35 * 2015) - 7.357.359,61$$

$$= 106.905,64 \text{ ton/tahun}$$

Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
Dow chemical	Midland, A.S	7000
Shell	Houston, A.S	9000
Petroleos mexicanos	Mexico	30000
Gulf	Montreal, Canada	60000
Bp.chemical	Grangemounth, Inggris	95000
Mitsubishi	Kashima, Japan	110000
Phone progil	P.du roussilon	130000
Gulf	Europort, Belanda	150000
Saras	Sardinia, Italia	180000
Gulf	Philadelphia, A.S	200000
Montedison	Priolo, Italia	220000
Maxus energy corp.	Venezuela	280000
Celanese	Bishop, A.S.	290000

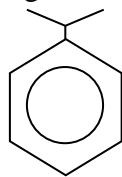
(Mc.ketta, J. J., and William, A. Cunningham)

Tabel 1.2. kapasitas pabrik isopropil benzen di dunia

Atas dasar pertimbangan kapasitas produksi di dunia dan prediksi kebutuhan di indonesia pada tahun 2015, maka kami menyimpulkan produksi dari pra prancangan kami sebesar 50.000 ton/tahun

#### 1.4. TINJAUAN PUSTAKA

isopropyle benzene adalah bahan kimia murni yang dibuat dari propilen dan benzena. Nama lain dari isopropyle benzene adalah *cumene*, *cumol*, *isopropylbenzol* dan *2-phenylpropane* (Kirk and Othmer, 1999). Rumus bangun isopropyle benzene digambarkan sebagai berikut (wikipedia 2010) :



Gambar 1.2 Rumus bangun isopropyle benzene

Proses dasar pembuatan isopropyle benzene adalah *propylalkylation* dari benzena pada fase cair dengan menggunakan katalis asam sulfat. Karena kompleksnya reaksi penetralan dan banyaknya langkah *recycle*, maka proses ini jarang digunakan. Selanjutnya seiring dengan perkembangan jaman, proses pembuatan isopropyle benzene berkembang menjadi beberapa proses diantaranya:

- Proses *Aluminium chloride*

Pada proses ini reaksi pembentukan isopropyle benzene berlangsung pada fase cair dengan menggunakan katalis aluminium khloride. Katalis ini membutuhkan HCL *anhydrous* untuk regenerasi sehingga perlu reaktor yang tahan terhadap asam. Selain itu, limbah yang dihasilkan pun bersifat korosif sehingga dibutuhkan pengolahan yang cukup mahal (Gimpel, et.al, 1999).

Kelebihan dari metoda ini ialah proses berjalan pada tekanan atmosferik. Sedangkan kekurangannya ialah penggunaan alat yang anti korosif sehingga lebih mahal. Selain itu, biaya pengolahan limbah yang bersifat korosif cukup mahal.



- Proses *Catskill*

Proses *Catskill* mengkombinasikan reaksi katalitik dan distilasi dengan menggunakan katalis zeolit. Kelebihan dari metoda ini ialah penggunaan katalis yang relative lebih murah dibanding metoda yang lain. Akan tetapi, konversi dan kemurnian yang diperoleh sangat rendah.

- Proses *Mobil / Badger*

Pada proses ini, pembuatan isopropyle benzene dari benzene dan propylene menggunakan katalis zeolite (dari Mobil), reaktor alkilasi bentuk *fixed bed*, reaktor transalkilasi dan kolom destilasi. Propylene cair, *fresh* benzene dan *recycle* benzene dicampur dan diumpankan ke dalam reaktor alkilasi dimana propylene bereaksi dengan sempurna. *Recycle* diisopropyl benzene dan benzene diumpankan ke reaktor transalkilasi sehingga bereaksi dan menghasilkan isopropyle benzene tambahan.

Hasil dari reaktor alkilasi masuk ke kolom *depropanizer*, sedangkan hasil reaktor transalkilasi dan hasil bawah *depropanizer*, masuk ke kolom benzene, menghasilkan *benzene recycle* dan *crude* isopropyle benzene, dimana hasil atas adalah isopropyle benzene dan hasil bawah berupa diisopropyl benzene dialirkan ke kolom diisopropyl benzene. Hasil atasnya berupa diisopropyl benzene (di-*recycle* kembali) dan hasil bawahnya adalah TIPB (triisopropyl benzene).

- Proses *Phosporic Acid Catalitic*

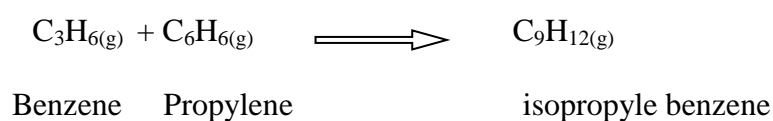
Dalam proses ini UOP menggunakan Asam Fosfor Padat *kiseguhr* (*Solid Phosporic Acid / SPA*) sebagai katalis. Reaktor alkilasi yang digunakan

adalah jenis *fixed bed* dengan kondisi operasi suhu 350 °C dan tekanan 25 atm. Hasil reaksi dialirkan ke *separator* untuk memisahkan propane dari isopropyle benzene, diisopropyl benzene, dan benzene. Cairan dari *separator* dialirkan ke kolom benzene. Di kolom benzene, umpan yang terdiri dari benzene, isopropyle benzene, dan diisopropyl benzene dipisahkan. Pada bagian atas kolom akan keluar benzene dan sebagian kecil isopropyle benzene, dan diisopropyl benzene. Aliran pada bagian atas kolom selanjutnya dikembalikan untuk bersama-sama dengan fresh benzene masuk reaktor alkilasi. Untuk aliran bawahnya yang sebagian besar terdiri dari isopropyle benzene selanjutnya dialirkan ke kolom isopropyle benzene untuk dipisahkan dari fraksi-fraksi berat lainnya. Kemurnian produk isopropyle benzene bisa mencapai 99,9% mol.

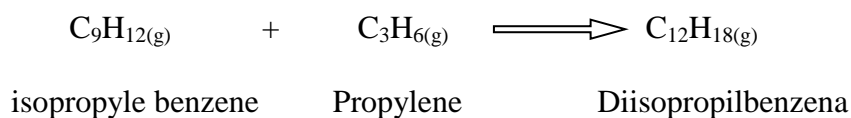
Dari beberapa proses pembuatan isopropyle benzene diatas, proses *Phosporic Acid Catalitic* merupakan proses yang paling banyak digunakan dalam industri. ( Vaith & Keyes, 1954 ) karena kemurnian yang diperoleh sangat besar dan limbah yang dihasilkan cukup mudah untuk diolah kembali. Oleh karena itu, kami menggunakan metode proses *phosporic acid catalytic*.

Reaksi pembentukan isopropyle benzene dari benzena dan propilen dengan proses *phosporic acid catalitic* adalah sebagai berikut :

Reaksi utama



Reaksi samping



Supaya reaksi berlangsung dengan baik, maka ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu :

1. Temperatur.

Reaksi pembentukan isopropyle benzene berlangsung pada suhu > 200 °C. Suhu operasi yang dipilih adalah 350 °C, karena pada suhu ini diperoleh konversi propylene yang optimum yaitu 95 %. (Mimin R. & Sutoyo, Undip). Suhu reaksi dibatasi hanya sampai suhu 360 °C, karena pada suhu 360 °C katalis asam fosfat *kieselguhr* akan rusak.

2. Tekanan.

Tekanan operasi berlangsung dari 13 atm – 34 atm. Untuk skala komersial dipilih tekanan 25 atm, karena untuk selektivitas yang sama, jika dipilih tekanan yang lebih besar, akan didapatkan keuntungan yang sedikit. Dan selektivitas yang diperoleh tetap sama dengan tekanan operasi 25 atm. (E.L. Kugler 1995 )

3. Perbandingan mol reaktan

Besarnya perbandingan mol pereaksi akan berpengaruh pada konversi propilen dan pembentukan reaksi samping diisopropil benzena. Perbandingan mol pereaksi benzena dengan propilen (2:1) akan menghasilkan konversi sebesar 95 %. sedangkan perbandingan pereaksi diatas 2 : 1 tidak memberikan kenaikan yang signifikan terhadap konversi. (E.L. Kugler 1995 )

Karena itu dalam proses ini digunakan perbandingan pereaksi benzena dengan propilen ( 2 : 1 ). Disamping itu, kecepatan pembentukan diisopropil benzena (  $C_{12}H_{18}$  ) sebagai hasil samping dibatasi  $\pm 1/32$  % dari reaksi utama ( 1 ) agar reaksi lebih mudah berlangsung dan dikendalikan. (E.L. Kugler 1995 )



## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Produk

##### 2.1.1 Isopropyle Benzene

Rumus molekul	=	$C_9H_{12}$
Kemurnian	=	95,69 %
Impuritas		
- benzene	=	0.05%
- toluene	=	0.03%
- diisopropyl benzene	=	4.23%
Warna	=	tidak berwarna
Bau	=	khas aromatik
Berat molekul	=	120,19
Titik beku ( $^{\circ}C$ )	=	-96,03
Titik didih ( $^{\circ}C$ )	=	152,39
Densitas cairan pada 25 $^{\circ}C$	=	0,86 g/ml
Viskositas pada 25 $^{\circ}C$	=	0,731 cp
Larut dalam air dan alkohol		

## 2.2 Spesifikasi Bahan baku

### 2.2.1 Propilen

Rumus molekul	=	$C_3H_6$
Kemurnian	=	99,5 %
Impuritas	=	propane 0,5%
Warna	=	tidak berwarna
Berat molekul	=	42,08
Titik beku ( $^{\circ}C$ )	=	-185
Titik didih ( $^{\circ}C$ )	=	- 48
Densitas ( $gr/cm^3$ ) pada $25^{\circ}C$	=	0,504
Larut dalam air, ethanol dan asam asetat		

### 2.2.2 Benzene

Rumus molekul	=	$C_6H_6$
Kemurnian	=	99,9 %
Impuritas	=	toluene 0,1%
Berat molekul	=	78,11
Titik beku ( $^{\circ}C$ )	=	5,53
Titik didih ( $^{\circ}C$ )	=	80,09
Suhu kritis ( $^{\circ}C$ )	=	289,01
Density ( $gr / cm^3$ ) pada $25^{\circ}C$	=	0,8736
Kelarutan ( pada $20^{\circ}C$ ) gr/100 gr air	=	0,18

### 2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu (Katalis)

#### Asam Phosfat Padat kisseguhr

Rumus molekul :  $P_2O_5 - SiO_2$

Bentuk : *Sphere*

Diameter : 0,3 cm

*Partikel density* :  $1,6g/cm^3$

*Specific surface area* :  $342 m^2/g$

*Porosity ( $\epsilon$ )* : 0,5

### 2.4 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik Isopropyle Benzene ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

### 2.5 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Oleh karena itu sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang berupa Benzene, Propylene dan bahan-bahan pembantu Asam Phosfat padat dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik.

### 2.6 Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian proses produksi pabrik ini meliputi aliran dan alat sistem kontrol.

### 2.6.1. Alat Sistem Kontrol

- a. Sensor, digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, *termocouple* untuk sensor suhu.
- b. *Controller* dan Indikator, meliputi level indikator dan *control*, *temperature indicator control*, *pressure control*, *flow control*.
- c. *Actuator* digunakan untuk *manipulate* agar variabelnya sama dengan variabel *controller*. Alat yang digunakan *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

### 2.6.2. Aliran Sistem Kontrol

- a. Aliran *pneumatis* (aliran udara tekan) digunakan untuk valve dari *controller* ke *actuator*.
- b. Aliran *electric* (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.
- c. Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

## 2.7 Pengendalian Kualitas Produk

Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control* sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan.

## BAB III



## PERANCANGAN PROSES

### 3.1. Uraian Proses

Larutan benzene sebanyak 8661,540 kg/jam pada kondisi 30 °C, 1 atm dari tangki penyimpanan (T-01) dipompakan untuk dicampur dengan arus *recycle* dari menara distilasi 1 (MD-01) dialirkan ke vaporizer (V-01) kemudian dipisahkan dalam separator (S-01), cairan yang belum teruapkan *direcycle* menuju vaporizer (V-01) kembali. Campuran gas (182,0762°C; 1,9 atm). Kemudian gas yang keluar dari separator (S-01) dinaikan tekanannya menjadi 25 atm dengan kompresor C-02 dan dicampur dengan propylene yang berasal dari tangki penyimpanan (T-02) yang sebelumnya dinaikan tekanannya dengan kompresor (C-01) menjadi 25 atm menuju pemanas (HE-01).

Campuran gas yang keluar dari pemanas (HE-01) dimasukkan ke dalam reaktor *fixed bed multitube* (R) agar terjadi reaksi alkilasi dengan bantuan katalis *phosphoric acid kieseghlur* yang berlangsung pada suhu 350 °C dan tekanan 25 atm. Reaksi *alkilasi* yang berlangsung menghasilkan produk *isopropyl benzene* sebanyak 6143,4725 kg/jam dan hasil reaksi samping antara *isopropyl benzene* dan propylene menjadi *diisopropyle benzene* sebanyak 267,5771 kg/jam dan sisanya benzene dan propylene yang tidak bereaksi. Di dalam reaktor terjadi reaksi eksotermis *non isothermal non adiabatis*. Panas yang dihasilkan diserap oleh pendingin *downtherm A*.

Gas hasil reaksi dari reaktor *fixed bed multitube* keluar dengan suhu 350°C dan tekanan 25 atm, kemudian diturunkan tekanan dan suhunya dengan menggunakan *expansion valve* dan pendingin (HE-02) menjadi 2 atm suhu 200°C. Kemudian dikondensasi menjadi cairan sebelum masuk separator (S-02) di dalam CD-01 hingga mencapai suhu 108 °C.

Campuran produk yang telah dicairkan kemudian diumpankan ke menara distilasi (MD-01) untuk dipisahkan antara propylene, propane, benzene, toluene, isopropyle benzene dan diisopropyl benzene. Hasil atas menara distilasi (MD-01) berupa propylene, propane, benzene, toluene dan isopropyle benzene sebanyak 7661.052 kg/jam direcycle menuju vaporizer (V-01) dan hasil bawah menara distilasi (MD-01) berupa benzene, toluene, isopropyle benzene dan diisopropyl benzene sebanyak 9581,4857 kg/jam yang akan diumpankan ke menara distilasi (MD-02).

Campuran produk yang keluar dari hasil bawah menara distilasi (MD-01) diumpankan di menara distilasi (MD-02) untuk dipisahkan antara benzene, toluene, isopropyle benzene dan diisopropyl benzene. Hasil atas menara distilasi (MD-02) berupa benzene, toluene isopropyle benzene dan diisopropyl benzene sebanyak 3266,843 kg/jam dan produk hasil bawah menara distilasi (MD-02) berupa benzene, toluene, isopropyle benzene dan diisopropyl benzene sebanyak 6314,653 kg/jam.

### 3.2. Spesifikasi Alat

#### 3.2.1. Tangki Penyimpanan Bahan Baku Benzene (T-01)

Tugas : Menyimpan benenze sebanyak 3121,8362 ton untuk keperluan 15 hari

Jenis : Tangki silinder tegak, *flat bottom, conical roof*

Fase : Cair

Jumlah : 5 buah

Volume : 2432.9228 m<sup>3</sup>

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C

Spesifikasi : Diameter = 13,72 m

Tinggi = 16,46 m

Tebal Head = 1.1250 in

Tebal shell tiap course plate

Digunakan plat dengan lebar 6 ft sehingga dinding tangki dibagi menjadi

Plat dari bawah	H (ft) dari bawah		t min (in)	tebal standar (in)	
1	54	48	0.6353	7/8	0.8750
2	48	42	0.5775	5/8	0.6250
3	42	36	0.5197	5/8	0.6250
4	36	30	0.4620	1/2	0.5000
5	30	24	0.4042	7/16	0.4375
6	24	18	0.3464	3/8	0.3750
7	18	12	0.2887	5/16	0.3125
8	12	6	0.2309	1/4	0.2500
9	6	0	0.1731	3/16	0.1875

Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C

Harga : \$

### 3.2.2. Tangki Penyimpanan Produk isopropyle benzene (T-02)

Tugas : Menyimpan produk isopropyle benzene selama 15 hari sebanyak 2273.2749 ton.

Jenis : Tangki silinder tegak, *flat bottom, elipstical dished head*

Fase : Cair

Jumlah : 7 buah

Volume : 1144.7085 m<sup>3</sup>

Kondisi Operasi : Tekanan = 2.0000 atm

: Suhu = 40 °C

Spesifikasi : Diameter = 30.4 m

Tinggi = 14.63 m

Tebal Head = 1,125 in

Tebal shell tiap course plate

Digunakan plat dengan lebar 6 ft sehingga dinding tangki dibagi menjadi

Plat dari bawah	H (ft) dari bawah		t min (in)	tebal standar (in)	
1	48	42	0.5639	5/8	0.6250
2	42	36	0.5079	1/2	0.5000
3	36	30	0.4519	7/16	0.4375
4	30	24	0.3958	7/16	0.4375
5	24	18	0.3398	3/8	0.3750
6	18	12	0.2838	5/16	0.3125
7	12	6	0.2277	1/4	0.2500
8	6	0	0.1717	3/16	0.1875

Bahan : Carbon Steel 285 grade C

Harga : \$ 46556.77

### 3.2.3. Reaktor (R)

Tugas : Tempat terjadinya reaksi benzene dan propylene menjadi isopropyle benzene sebanyak 18778.960 kg/jam

Volume : 31.0460 m<sup>3</sup>

Jenis : *Fixed Bed Multitube*

Fase : Gas

Kondisi Operasi : Eksotermis

Tekanan = 25 atm

Suhu = 350 °C

Spesifikasi : Diameter = 84 in (2.1336 m)  
 Tinggi = 418.3460851in (10.62599056 m)  
 Tebal Shell = 2½ in (cm)  
 Tebal Head = 2½ in (cm)

Jumlah : 1 buah

Bahan : Carbon Steel SA 283 Grade C

Harga : \$ 19448.87

### 3.2.4. Separator (S-01)

Tugas : Memisahkan campuran uap-cair yang keluar dari  
 vaporizer

Volume : 8.31628 m<sup>3</sup>

Jenis : Tangki silinder tegak

Kondisi Operasi : Tekanan = 1.9 atm

Suhu = 181.0762 °C

Spesifikasi : Diameter = 23.25 in (m)

Tinggi = 201.5989 (5.1206 m)

Tebal Shell = 0.25 in (cm)

Tebal head = 0.3125 in (cm)

Bahan : Carbon Steel

Harga : \$ 11188.45

### 3.2.5. Menara Distilasi 1 (MD-01)

Tugas	: Memisahkan produk isopropyle benzene sebanyak 17242.548 kg/jam
Volume	: 34.1959 m <sup>3</sup>
Jenis Plate	: <i>Sieve Tray</i>
Kondisi Operasi	- Puncak Menara : Tekanan = 1.9 atm Suhu = 102.45 °C
	- Umpan : Tekanan = 2 atm Suhu = 108.15 °C
	- Dasar Menara : Tekanan = 2 atm Suhu = 131.28 °C
Spesifikasi	: Diameter = 1.6273 m
	Tinggi = 16.4359 m
	Tebal Shell = ¼ in (0,635 cm)
	Tebal Head = 0,375 in (0,9525 cm)

Bahan : Carbon Steel

Harga : \$ 416.61

### 3.2.6. Menara Distilasi 2 (MD-02)

Tugas	: memisahkan isopropyle benzene sebanyak 9581.4957 kg/jam
Volume	: 10.3146 m <sup>3</sup>
Jenis Plate	: <i>Sieve Tray</i>

Kondisi Operasi	: - Puncak Menara : Tekanan = 1.9 atm Suhu = 103.23 °C
	- Umpan : Tekanan = 2 atm Suhu = 131.28 °C
	- Dasar Menara : Tekanan = 2 atm Suhu = 184.49 °C
Spesifikasi	: Diameter = 1.0433 m Tinggi = 12.0614 m Tebal Shell = 0.25 in (cm) Tebal Head = 0,3750 in (cm)
Bahan	: Carbon Steel
Harga	: \$ 319.07
<b>3.2.7. Vaporizer (V-01)</b>	
Tugas	: Memanaskan dan menguapkan benzene sebanyak 16332.820 kg/jam sebagai umpan separator
Volume	: 1.00225 m <sup>3</sup>
Jenis	: <i>Shell and Tube</i>
Beban Panas	: 5522912.485 kJ/jam
Luas transfer panas	: 284.1646 ft <sup>2</sup>
Panjang	: 12 ft (3.6576 m)
<i>Shell Side</i>	
- Fluida dingin	: propylene, propane, benzene, toluene dan isopropyle benzene



Ukuran :

- ID : 23.25 in (0,9906 m)
- Baffle space : 5 in (0,127 m)
- Pass : 1

*Tube Side*

- Fluida panas : steam

Ukuran :

- Jumlah tube : 202
- OD; BWG : 1 in (0,0254 m); 14
- ID : 0,87 in (0,0221 m)
- Pass : 8

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu (0,5283 s.m<sup>2</sup>.°C/kJ)

Dirt Factor available : 0.00885 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu (s.m<sup>2</sup>.°C/kJ)

Catatan :  $Rd_{available} > Rd_{min}$ . 0,003

Bahan : Stainlees Steel

Harga : \$ 15912.71

### 3.2.8. Heat Exchanger 01 (HE-01)

Tugas : Memanaskan fluida sebanyak 18778.960 kg/jam dari separator ke reaktor

Volume : 0.643655 m<sup>3</sup>

Jenis : *Shell and tube heat exchanger*

Beban Panas : 7125511.0158kJ/jam

Luas transfer panas : 475.0701 ft<sup>2</sup>

Panjang : 14 ft (3,048 m)

*Shell Side*

- Fluida Panas : propylene, propane, benzene, toluene dan isopropyle  
benzene yang keluar reaktor

Ukuran :

- ID : 17.25 in (0,889 m)

- Baffle space : 10 in (0,127 m)

- Pass : 1

*Tube Side*

- Fluida dingin : steam

Ukuran :

- Jumlah tube : 106

- OD; BWG : 1 in (0,0254 m)14

- ID : 0.732 in (0.0185928 m)

- Pass : 4

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft<sup>2</sup>.F/Btu (0,5283 s.m<sup>2</sup>.°C/kJ)

Dirt Factor available : 0.0054 hr.ft<sup>2</sup>.F/Btu (s.m<sup>2</sup>.°C/kJ)

Catatan :  $Rd_{available} > Rd_{min}$ . 0,003

Bahan : Stainless Steel

Harga : \$ 14288.71

### 3.2.9. Cooler 02 (CL-02)

Tugas : Mendinginkan fluida sebanyak 18778.9763 kg/jam  
dari reaktor ke condensor 1

Volume : 0.266987 m<sup>3</sup>

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Beban Panas : 5598029.8172 kJ/jam

Luas transfer panas : 205.2804 ft<sup>2</sup> (60.7078 m<sup>2</sup>)

Panjang : 14 ft (4.2672 m)

#### *Shell Side*

- Fluida panas : propylene, propane, benzene, toluene, isopropyle  
benzene dan diisopropyl benzene

Ukuran :

- ID : 12 in

- Baffle space : 10 in (0,127 m)

- Pass : 1

#### *Tube Side*

- Fluida dingin : air

Ukuran :

- Jumlah tube : 76

- OD; BWG : 0.75 in (m); 14

- ID : 0,584 in (m)

- Pass : 4

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu (0,5283 s.m<sup>2</sup>.°C/kJ)

Dirt Factor available : 0,0085 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu (s.m<sup>2</sup>.°C/kJ)  
 Catatan :  $R_d \text{ available} > R_d \text{ min. } 0,003$   
 Bahan : Stainlees Steel  
 Harga : \$ 11734.27

### 3.2.10. Cooler 02 (CL-02)

Tugas : Mendinginkan fluida sebanyak 6314.6526 kg/jam  
 dari MD-02 ke tangki 02

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Beban *Panas* : 1,470,588.0568 kJ/jam

Luas transfer panas : 207.5207 ft<sup>2</sup> (60.7078 m<sup>2</sup>)

Panjang : 14 ft (4.2672 m)

#### *Shell Side*

- Fluida panas : propylene, propane, benzene, toluene, isopropyle  
 benzene dan diisopropyl benzene

Ukuran :

- ID : 12 in

- Baffle space : 10 in (0,127 m)

- Pass : 1

#### *Tube Side*

- Fluida dingin : air

Ukuran :

- Jumlah tube : 76

- OD; BWG : 0.75 in (m); 14

- ID	: 0,584 in (m)
- Pass	: 4
Dirt Factor min	: 0,003 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu (0,5283 s.m <sup>2</sup> .°C/kJ)
Dirt Factor available	: 0,0085 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu (s.m <sup>2</sup> .°C/kJ)
Catatan	: Rd <i>available</i> > Rd <i>min.</i> 0,003
Bahan	: Stainlees Steel
Harga	: \$ 11734.27

### 3.2.11. Condensor 01 (CD-01)

Tugas	: Mengembunkan fluida sebanyak 18778.9763 kg/jam dari heat exchanger 02 sebagai umpan separator
Volume	: 0.434009 m <sup>3</sup>
Jenis	: <i>Shell and Tube</i>
Beban Panas	: 4659978.6938 kJ/jam
Luas transfer panas	: 267.9396 ft <sup>2</sup> (7.5872 m <sup>2</sup> )
Panjang	: 16 ft (4,8768 m)

#### *Shell Side*

- Fluida dingin	: air
Ukuran :	
- ID	: 13.25 in (0,889 m)
- Baffle space	: 10 in (m)
- Pass	: 1

*Tube Side*

- Fluida panas : propylene, propane, benzene, toluene, isopropyle  
benzene dan diisopropyl benzene

## Ukuran :

- Jumlah Tube : 86  
- OD; BWG : 0,75 in (0,0191 m); 13  
- ID : 0,634 in (0,0161 m)  
- Pass : 4

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft<sup>2</sup>.F/Btu (0,5283 s.m<sup>2</sup>.°C/kJ)

Dirt Factor available : 0,01 hr.ft<sup>2</sup>.F/Btu (3,2932 s.m<sup>2</sup>.°C/kJ)

Catatan : *Rd available* > *Rd min.* 0,003

Bahan : Stainlees Steel

Harga : \$ 22028.75

**3.2.12. Condensor 02 (CD-02)**

Tugas : Mengembunkan fluida hasil atas menara distilasi 1  
sebanyak 7661.052 kg/jam

Volume : 1.00225 m<sup>3</sup>

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 3512627.15 kJ/jam

Luas transfer panas : 882.6720 ft<sup>2</sup> (24.9945 m<sup>2</sup>)

Panjang : 12 ft (3,6576 m)

*Shell Side*

- Fluida dingin : air

## Ukuran :

- ID : 23.25 in (m)

- Baffle space : 12 in (0,3048 m)

- Pass : 1

*Tube Side*

- Fluida panas : propylene, propane, benzene, toluene, isopropyle

benzene

## Ukuran :

- Jumlah Tube : 376

- OD; BWG : 0,75 in (0,0191 m); 16

- ID : 0,62 in (0,0157 m)

- Pass : 2

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft<sup>2</sup>.F/Btu (0,5283 s.m<sup>2</sup>.°C/kJ)

Dirt Factor available : 0.0217 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu (0,5988 s.m<sup>2</sup>.°C/kJ)

Catatan :  $Rd_{available} > Rd_{min}$ . 0,003

Bahan : Stainlees Steel

Harga : \$ 23300.99

**3.2.13. Condensor 03 (CD-03)**

Tugas : Mengembunkan fluida hasil atas menara distilasi 2  
sebanyak 3266.843 kg/jam

Volume : 2.37569 m<sup>3</sup>

Jenis	: <i>Shell and Tube</i>
Beban Panas	: 2652155.59373 kJ/jam
Luas transfer panas	: 1021.8593 ft <sup>2</sup> (28.9358 m <sup>2</sup> )
Panjang	: 16 ft (4.8768 m)
<i>Shell Side</i>	
- Fluida dingin	: air
Ukuran :	
- ID	: 31 in (0,889 m)
- Baffle space	: 12 in (0,1524 m)
- Pass	: 1
<i>Tube Side</i>	
- Fluida panas	: benzene, toluene, isopropyle benzene dan diisopropyl benzene
Ukuran :	
- Jumlah Tube	: 581
- OD; BWG	: 1.5 in (0,0254 m); 12
- ID	: 1.29 in (0.393192 m)
- Pass	: 2
Dirt Factor min	: 0,003 hr.ft <sup>2</sup> .F/Btu (0,5283 s.m <sup>2</sup> .°C/kJ)
Dirt Factor available	: 0,01319 hr.ft <sup>2</sup> .F/Btu (3,4341 s.m <sup>2</sup> .°C/kJ)
Catatan	: <i>Rd available</i> > <i>Rd min.</i> 0,003
Bahan	: Stainlees Steel
Harga	: \$ 22554.82



### 3.2.14. Reboiler 01 (RB-01)

Tugas : Menguapkan fluida hasil bawah menara distilasi 1  
sebanyak 9581.4957 kg/jam

Volume : 0.735606 m<sup>3</sup>

Jenis : *Kettle Reboiler*

Beban Panas : 3186022.4 kJ/jam

Luas transfer panas : 565.3904 ft<sup>2</sup> (m<sup>2</sup>)

Panjang : 16 ft (4,8768 m)

#### *Shell Side*

- Fluida dingin : propylene, propane, benzene, toluene, isopropyle  
benzene dan diisopropyl benzene

Ukuran :

- ID : 17,25 in (0,4382 m)

- Baffle space : 10 in (m)

- Pass : 1

#### *Tube Side*

- Fluida panas : steam

Ukuran :

- Jumlah Tube : 181

- OD; BWG : 0.75 in (m); 16

- ID : 0,652 in (m)

- Pass : 4

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu (0,5283 s.m<sup>2</sup>.°C/kJ)

Dirt Factor available : 0,00605 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu (1,0391 s.m<sup>2</sup>.°C/kJ)

Catatan :  $R_d \text{ available} > R_d \text{ min. } 0,003$

Bahan : *Stainlees Steel*

Harga : \$ 7819.90

### 3.2.15. Reboiler 02 (RB-02)

Tugas : Menguapkan fluida hasil bawah menara distilasi 2  
sebanyak 6314.653 kg/jam

Volume : 1.80217 m<sup>3</sup>

Jenis : *Kettle Reboiler*

Beban Panas : 2342727.2004 kJ/jam

Luas transfer panas : 436.2959 ft<sup>2</sup> (12.3545 m<sup>2</sup>)

Panjang : 16 ft (4.8768 m)

#### *Shell Side*

- Fluida dingin : benzene, toluene, isopropyle benzene dan  
diisopropyl benzene

#### Ukuran :

- ID : 27 in (m)

- Baffle space : 5 in (0,127 m)

- Pass : 1

#### *Tube Side*

- Fluida panas : steam

Ukuran :

- Jumlah Tube : 297
- OD; BWG : 1 in ( m); 16
- ID : 0.87 in (0,0157 m)
- Pass : 2

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu (0,5283 s.m<sup>2</sup>.°C/kJ)

Dirt Factor available : 0,02451 hr.ft<sup>2</sup>.°F/Btu (0,7749 s.m<sup>2</sup>.°C/kJ)

Catatan :  $Rd_{available} > Rd_{min}$ . 0,003

Bahan : Stainless Steel

Harga : \$ 7467.41

### 3.2.16. Accumulator 01 (ACC-01)

Tugas : Menampung sementara hasil kondensasi Menara distilasi 1 sebanyak 7,661.0522 kg/jam

Volume : 0.8310619 m<sup>3</sup>

Jenis : Tangki Silinder Horizontal, *Torispherical Dished Head*

Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C

Spesifikasi :

- Diameter = 22.0760 in (0.5607 m)
- Panjang = 132.4559 in (3.3644 m)
- Tebal Shell = 0,25 in (0,00635 m)
- Tebal Head = 0,25 in (0,00635 m)

Harga : \$ 5045.42

### 3.2.17. Accumulator 02

Tugas : Menampung sementara hasil kondensasi Menara distilasi 1 sebanyak 3266.8432 kg/jam

Volume : 1.0800245 m<sup>3</sup>

Jenis : Tangki Silinder Horizontal, *Torispherical Dished Head*

Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C

Spesifikasi :

- Diameter = 24.084 in (0.6119 m)

- Panjang = 144.5363 in (3.6712 m)

- Tebal Shell = 0,1875 in (0,0048 m)

- Tebal Head = 0,1875 in (0,0048 m)

Harga : \$ 3394.66

### 3.2.18. Pompa 01

Tugas : Mengalirkan larutan benzene dari pembelian ke tangki penyimpan bahan baku sebanyak 8671.7673 kg

Jenis : Pompa Sentrifugal

Ukuran pipa : ID = 2.057 in (0.0522478 m)

Sch N = 40

NPS = 2 in (0.0508 m)

Total head : 44.4941 m

Putaran motor : 1750 rpm

Putaran Spesifik : 472.00029 rpm

BHP	: 2.4163 Hp
Power teoritis	: 2.9112Hp
Power motor	: 3 Hp
Bahan	: Carbon Steel
Harga	: \$ 791.52

### 3.2.19. Pompa 02

Tugas	: Mengalirkan fluida dari tangki bahan baku ke arus percabangan arus recycle sebanyak 4126.7414 kg/jam
Jenis	: Pompa Sentrifugal
Ukuran pipa	: ID = 1,61 in (0,0409 m) Sch N = 40 NPS = 1,5 in (0,0381 m)
Total head	: 32.7599 m
Putaran motor	: 1450 rpm
Putaran Spesifik	: 346.30471 rpm
BHP	: 0.9877 Hp
Power teoritis	: 1.2347 Hp
Power motor	: 1.5 Hp
Bahan	: Carbon Steel
Harga	: \$ 662.33

**3.2.20. Pompa 03 (P-03)**

Tugas	: Mengalirkan fluida dari distributor ke tangki penyimpanan bahan baku T-01
Jenis	: Pompa Sentrifugal
Ukuran pipa	: ID = 2.057 in (0.0522478 m)
	Sch N = 40
	NPS = 2 in (0.0508 m)
Total head	: 27.3926m
Putaran motor	: 1450 rpm
Putaran Spesifik	: 562.6967 rpm
BHP	: 1.6020 Hp
Power teoritis	: 1.9537 Hp
Power motor	: 2 Hp
Bahan	: Carbon Steel
Harga	: \$ 791.52

**3.2.21. Pompa 04 (P-04)**

Tugas	: Mengalirkan fluida dari tangki penyimpanan produk T-02 ke distributor
Jenis	: Pompa Sentrifugal
Ukuran pipa	: ID = 2.057 in (0.0522478 m)
	Sch N = 40
	NPS = 2 in (0.0508 m)
Total head	: 30,2517 m

Putaran motor	: 1450 rpm
Putaran Spesifik	: 461.06482 rpm
BHP	: 1.3957 Hp
Power teoritis	: 1.7020 Hp
Power motor	: 2 Hp
Bahan	: Carbon Steel
Harga	: \$ 791.52

### 3.2.22. Pompa 05 (P-05)

Tugas	: Mengalirkan fluida dari akumulator ke MD I
Jenis	: Pompa Sentrifugal
Ukuran pipa	: ID = 2.057 in (0.0522478 m)
	Sch N = 40
	NPS = 2 in (0.0508 m)
Total head	: 19.9193 m
Putaran motor	: 1450 rpm
Putaran Spesifik	: 686.786 rpm
BHP	: 0.9557 Hp
Power teoritis	: 1.1946 Hp
Power motor	: 1.5 Hp
Bahan	: Carbon Steel
Harga	: \$ 791.52

**3.2.23. Pompa 06 (P-06)**

Tugas : Mengalirkan fluida dari akumulator ke recycle

Jenis : Pompa Sentrifugal

Ukuran pipa : ID = 2.057 in (0.0522478 m)

Sch N = 40

NPS = 2 in (0.0508 m)

Total head : 17.0619

m

Putaran motor : 1450 rpm

Putaran Spesifik : 774.40329 rpm

BHP : 0.8186 Hp

Power teoritis : 1.0232 Hp

Power motor : 1 Hp

Bahan : Carbon Steel

Harga : \$ 791.52

**3.2.24. Pompa 07 (P-07)**

Tugas : Mengalirkan fluida dari akumulator ke MD II

Jenis : Pompa Sentrifugal

Ukuran pipa : ID = 1,61 in (0,0409 m)

Sch N = 40

NPS = 1,5 in (0,0381 m)

Total head : 15.2091 m

Putaran motor : 1450 rpm



Putaran Spesifik	: 535.84926 rpm
BHP	: 0.4356 Hp
Power teoritis	: 0.5445 Hp
Power motor	: 1 Hp
Bahan	: Carbon Steel
Harga	: \$ 791.52

### 3.2.25. compressor 01 (C-01)

Tugas	: Mengalirkan dan menaikkan tekanan fluida sebanyak 2446.1403 kg/jam dari tekanan 1 atm menjadi 25 atm
Jenis	: Sentrifugal multistage
Jumlah stage	: 3
Power teoritis	: 8.1092 Hp
Power motor	: 10 Hp

### 3.2.26. compressor 02 (C-02)

Tugas	: Mengalirkan dan menaikkan tekanan fluida sebanyak 16332.8195 kg/jam dari tekanan 1.9 atm menjadi 25 atm
Jenis	: Sentrifugal multistage
Jumlah stage	: 3
Power teoritis	: 17.3716 Hp
Power motor	: 18 Hp

### 3.3. Perencanaan Produksi

#### 3.3.1. Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku benzene diperoleh dari pabrik benzene milik kilang paraxylene Pertamina di Cilacap dan propylene dari pabrik PT. Candra Asih.

Tabel 3.1 kebutuhan bahan baku

Komponen	Kebutuhan bahan baku (ton/tahun)	Rerata ketersediaan bahan baku (ton/tahun)
Benzene Kebutuhan = 8671.767 kg/jam	68.680,397	120.000
Propylene Kebutuhan = 2446.1403 kg/jam	19.373,431	218.700

Dari tabel di atas dapat disimpulkan bahwa ketersediaan bahan baku benzene dan propylene dapat memenuhi kebutuhan pabrik, atau dengan kata lain ketersediaan bahan baku aman untuk proses produksi.

#### 3.3.2. Analisis Kebutuhan Peralatan Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses dan umur atau jam kerja peralatan dan perawatannya. Dengan adanya analisis kebutuhan peralatan proses maka akan dapat diketahui anggaran yang diperlukan untuk peralatan proses, baik pembelian maupun perawatannya.

## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

#### **4.1. Lokasi Pabrik**

Ketepatan pemilihan lokasi sangat menentukan kelangsungan dan perkembangan pabrik dimasa datang. Ada beberapa faktor yang harus dipertimbangkan dalam menentukan lokasi pabrik agar pabrik yang dirancang bisa mendatangkan keuntungan yang besar.

Lokasi pabrik Isopropyle Benzene (cumene) direncanakan didirikan di daerah Cilegon Banten dengan pertimbangan sebagai berikut :

##### **4.1.1. Penyediaan bahan baku**

Untuk menekan biaya penyediaan bahan baku, maka pabrik Isopropyle Benzene didirikan dekat penghasil utama bahan baku (propilen), yaitu pabrik propilen milik PT. Candra Asih di Cilegon 218.700 ton/tahun, dan Benzene yang di kirim dari kilang paraxylene di Cilacap dengan kapasitas 120.000 ton/tahun.

##### **4.1.2. Pemasaran produk**

Daerah Cilegon adalah daerah industri kimia yang besar dan terus berkembang dengan pesat. Hal ini menjadikan Cilegon sebagai pasar yang baik bagi Isopropyle Benzene. Sampai saat ini pabrik yang butuh Isopropyle Benzene sebagian besar masih di Jawa, yang masih di suplai dari luar negeri

##### **4.1.3. Transportasi**

Sarana transportasi darat dan laut sudah tidak menjadi masalah, karena di Cilegon fasilitas jalan raya dan pelabuhan sudah memadai.

#### 4.1.4. Tenaga Kerja

Untuk tenaga kerja dengan kualitas tertentu dapat dengan mudah diperoleh meski tidak dari daerah setempat. Sedangkan untuk tenaga buruh diambil dari daerah setempat atau dari para pendatang pencari kerja.

#### 4.1.5. Faktor Penunjang Lain

Cilegon merupakan daerah kawasan industri yang telah ditetapkan oleh pemerintah, sehingga faktor-faktor seperti : tersedianya energi listrik, bahan bakar, air, iklim dan karakter tempat/lingkungan bukan merupakan suatu kendala karena semua telah dipertimbangkan pada penetapan kawasan tersebut sebagai kawasan industri.

Dengan pertimbangan di atas maka dapat disimpulkan bahwa kawasan Cilegon layak dijadikan pabrik Isopropyle Benzene di Indonesia.

### **4.2. Tata Letak Pabrik**

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, dan sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir.

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

#### 4.2.1. 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.

#### 4.2.2. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

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

#### 4.2.3. Daerah pergudangan, umum, bengkel, dan garasi

#### 4.2.4. 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 4.1. Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

Lokasi	panjang, m	lebar, m	luas, m <sup>2</sup>
Kantor utama	44	14	616
Pos Keamanan/satpam	8	4	32
Mess	16	36	576
Parkir Tamu	12	22	264
Parkir Truk	20	12	240
Ruang timbang truk	12	6	72
Kantor teknik dan produksi	20	14	280
Klinik	12	10	120
Masjid	14	12	168
Kantin	16	12	192
Bengkel	12	24	288
Unit pemadam kebakaran	16	14	224
Gudang alat	22	10	220

Laboratorium	12	16	192
Utilitas	24	10	240
Area proses	65	35	2275
Control Room	28	10	280
Control Utilitas	10	10	100
Jalan dan taman	60	40	2400
Perluasan pabrik	110	20	2200
Luas Tanah			10979
Luas Bangunan			6379
Total	533	331	10979

#### 4.3. Tata Letak Alat Proses

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

##### 4.3.1. 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.

##### 4.3.2. 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 perlumemperhatikan arah hembusan angin.

#### 4.3.3. Pencahayaan

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

#### 4.3.4. 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.

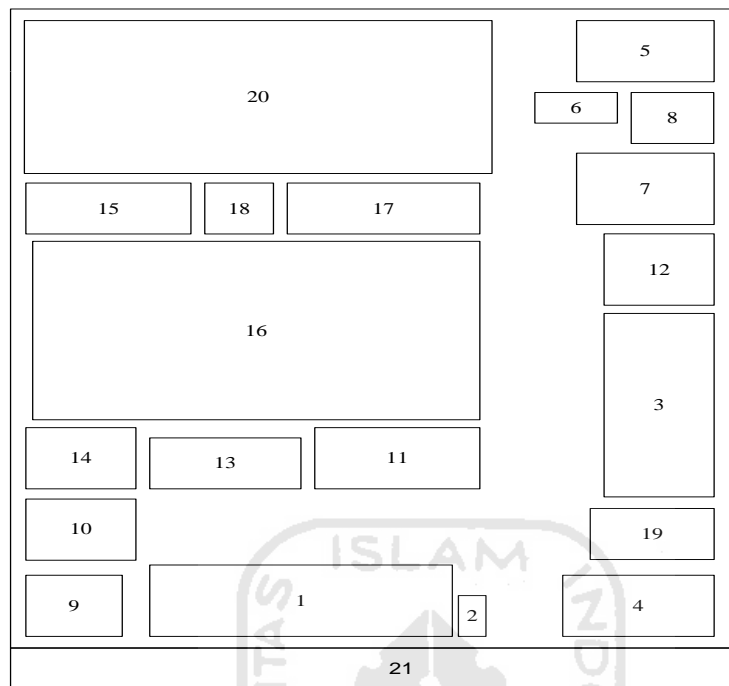
#### 4.3.5. Pertimbangan Ekonomi

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.

#### 4.3.6. 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.

### LAY OUT PABRIK ISOPROPYLE BENZENE

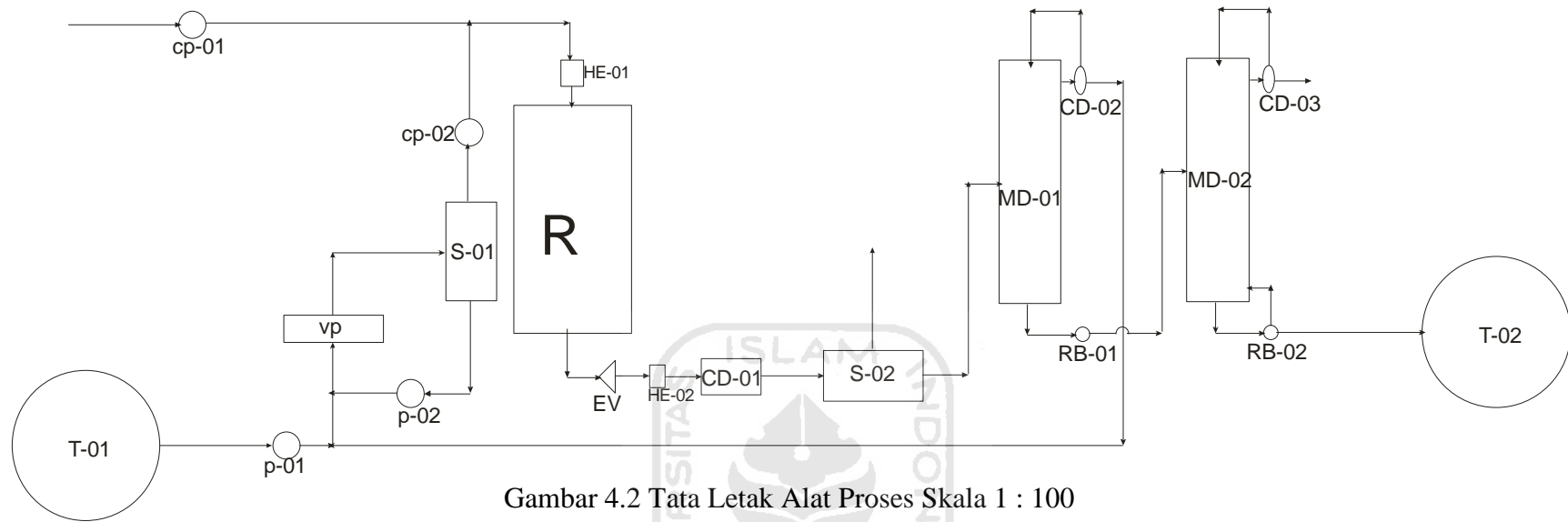


Gambar 4.1 Lay Out Pabrik Skala 1 : 2000

Keterangan gambar :

- |                               |                            |
|-------------------------------|----------------------------|
| 1. Kantor Utama               | 12. Unit pemadam kebakaran |
| 2. Pos Keamanan               | 13. Gudang alat            |
| 3. Mess                       | 14. Laboratorium           |
| 4. Parkir Tamu                | 15. Utilitas               |
| 5. Parkir truk                | 16. Area Proses            |
| 6. Ruang timbang truk         | 17. Kontrol room           |
| 7. Kantor teknik dan produksi | 18. Kontrol Utilitas       |
| 8. Klinik                     | 19. Taman                  |
| 9. Masjid                     | 20. Perluasan pabrik       |
| 10. Kantin                    | 21. Jalan raya             |
| 11. Bengkel                   |                            |





Gambar 4.2 Tata Letak Alat Proses Skala 1 : 100

Keterangan Gambar :

P = Pompa

CL = Cooler

VP = Vaporizer

CD = Condenser

SP = Separator

MD = Menara Distilasi

HE = Heat Exchanger

RB = Reboiler

R = Reaktor

Acc = Accumulator

TR = Turbin

PR = Pressure Reducer

#### 4.4. Alir Proses dan Material

##### 4.4.1. Neraca Massa

##### 4.4.1.1. Neraca massa total

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		produk	Limbah
Propylene (C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> )	2323.7628	-	36.209
Propane (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> )	122.3775	-	122.378
Benzene (C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> )	8661.540	3.256	4540.859
Toluene (C <sub>7</sub> H <sub>8</sub> )	10.228	1.947	8.281
Isopropyle Benzene (C <sub>9</sub> H <sub>12</sub> )	-	6042.458	94.960
DiIsopropyle Benzene (C <sub>12</sub> H <sub>18</sub> )	-	266.992	0.585
		6314.653	4803.272
Total	11117.924	11117.924	

Error = 0 kg/jam

##### 4.4.1.2. Neraca Massa per Alat

##### 4.4.1.2.1 Tangki Bahan Baku (benzene)

Komponen	Keluar, kg/jam
Benzene (C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> )	8661.540
Toluene (C <sub>7</sub> H <sub>8</sub> )	10.228
Total	8671.767

Error = 0 kg/jam

#### 4.4.1.2.2 Vaporizer (VP)

komponene	masuk		Keluar
	tangki 01	recycle MD 1	
propylene	-	11.1527	11.152
propana	-	45.8585	45.858
benzene	8661.540	7597.8882	16259.428
toluen	10.228	0.0983	10.326
Isopropyle Benzene		6.0546	6.0546
	8671.76733	7661.052172	
Total	16332.819		16332.819

Error = 0 kg/jam

#### 4.4.1.2.3 Separator-01 (SP-01)

komponen	masuk Kg/jam	keluar	
		up inlet reaktor	bottom recycle
propylene	11.1526748	10.950	0.202
propana	45.8584671	45.810	0.048
benzene	16259.4279	14778.886	1480.542
toluen	10.3258534	9.961	0.365
Isopropyle Benzene	16326.7649	6.046	16320.719
TOTAL	32653.530	14851.6535	17801.876
		32653.530	

Error = 0 kg/jam

#### 4.4.1.2.4 Reaktor Fixed Bed Multitube (R)

komponen	masuk Kg/jam	keluar kg/jam
propylene	2334.915	47.362
propana	168.236	168.236
benzene	16259.428	12142.003
toluen	10.326	10.326
Isopropyle Benzene	6.0546	6143.472
diIsopropyle Benzene	-	267.577
<b>JUMLAH</b>	<b>18778.976</b>	<b>18778.976</b>

Error = 0 kg/jam

#### 4.4.1.2.5 Separator-02 (SP-02)

komponen	masuk Kg/jam	keluar	
		up to UPL	bottom to MD 1
propylene	47.362	36.209	11.153
propana	168.236	122.377	45.858
benzene	12142.003	1287.877	10854.126
toluen	10.326	0.494	9.831
Isopropyle Benzene	6143.473	88.912	6054.561
DiIsopropyle Benzene	267.577	0.558	267.019
<b>TOTAL</b>	<b>18778.976</b>	<b>1536.428</b>	<b>17242.548</b>
		<b>18778.976</b>	

Error = 0 kg/jam

#### 4.4.1.2.6 Menara Distilasi (MD-01)

komponen	masuk kg/jam	keluar kg/jam	
		bottom	distilat
propylene	11.153	-	-
propana	45.858	-	11.1527
benzene	10854.126	3256.238	45.858
toluen	9.831	9.733	7597.888
Isopropyle Benzene	6054.561	6048.506	0.098
DiIsopropyle Benzene	267.019	267.019	6.054
TOTAL	17242.548	9581.496	7661.052
		17242.548	

Error = 0 kg/jam

#### 4.4.1.2.6 Menara Distilasi (MD-02)

komponen	masuk kg/jam	keluar kg/jam	
		distilat	bottom
benzene	3256.238	3252.981	3.256
toluen	9.733	7.786	1.947
Isopropyle Benzene	6048.506	6.048	6042.458
DiIsopropyle Benzene	267.019	0.027	266.992
TOTAL	9581.496	3266.843	6314.656
		9581.497	

Error = 0 kg/jam

#### 4.4.2. Neraca Panas

Suhu referensi = 25 °C

##### 4.4.2.1. Vaporizer

Komponen	$\Delta H$ masuk (kJ/j)	$\Delta H$ Keluar (kJ/j)
propylene	11953.654	7652.052
propane	39515.159	34445.148
benzene	10431112.501	8672249.298
toluene	6368.210	5634.528
isopropyle benzene	3938.481	3570.675
Beban Panas	3753576.178	-
Panas Penguapan	-	5522912.485
Total	14246464.185	14246464.185

##### 4.4.2.2. Reaktor

Komponen	$\Delta H$ in (kJ/j)	$\Delta H$ out (kJ/j)
propylene	2794982.067	2794982.067
propane	228239.900	228239.900
benzene	15621983.467	15621983.467
toluene	10321.842	10321.842
isopropyle benzene	6507.346	6507.346
Panas Reaksi	195705.127	-
Panas Yang Dibuang	-	239970.151
Total	18662034.622	18662034.622

#### 4.4.2.3. Menara Distilasi 01

Komponen	Masuk	Keluar	
		Destilat	Bottom
	H, kj/kmol	H, kj/kmol	H, kj/kmol
propylen	14.900	64.678	-
propane	49.347	150.239	-
benzene	8,716.654	-13735.635	6,967.947
toluen	7.600	0.398	20.024
Isopropyle Benzene	4,936.070	27.998	13,098.329
DiIsopropyle Benzene	704.223	-	1,946.494
total	14,428.792	-13,492.321	22,032.793
mol/jam	192.391	98.628	93.763
Panas bahan	2775976.026	-1330720.590	2065870.470
Panas pemanasan	1,471,801.01	-	-
Panas pengembunan	-	3,512,627.153	-
<b>TOTAL</b>	<b>4,247,777.033</b>	<b>4,247,777.033</b>	

#### 4.4.2.4. Menara Distilasi 02

Komponen	Masuk	Keluar	
		Destilat	Bottom
	H, kj/kmol	H, kj/kmol	H, kj/kmol
benzene	6.925,678	-11155.407	19.551
toluene	20,024	59.842	11.279
Isopropyle Benzene	13.098,329	53.0571	36,622.498
DiIsopropyle Benzene	1.946,656	0.162	5,935.334
total	21,990,686	-11,042.346	42,588.663
mol/jam	93,763	41.781	51.982
Panas bahan	2061922,349	-461361.986	2213855.942
Panas pemanasan	2.342.727,20	-	-
Panas pengembunan	-	-2,652,155.594	-
TOTAL	4,404,649.549	4,404,649.549	-



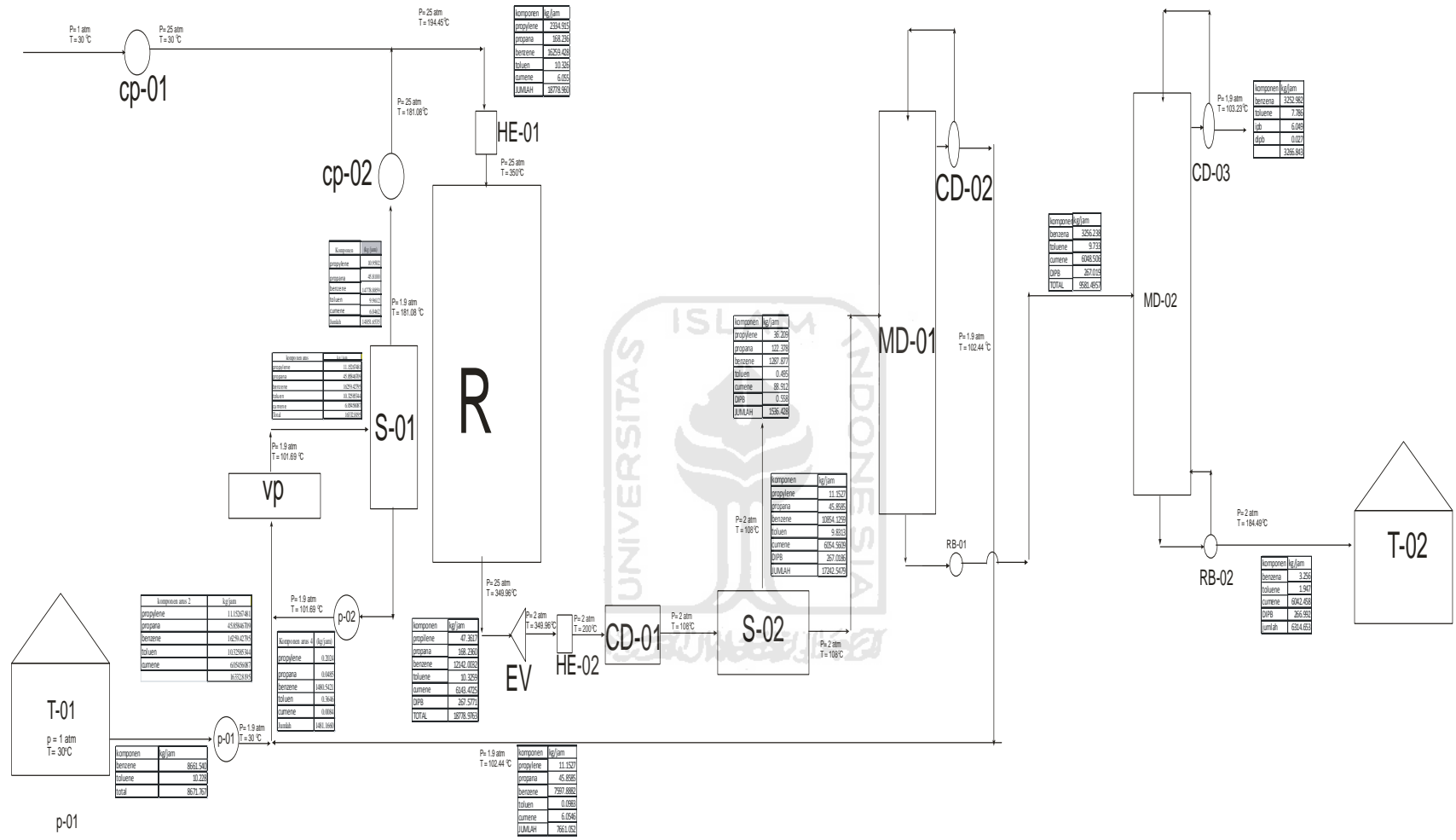


Diagram Alir Kuantitatif

#### 4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Utilitas adalah sekumpulan unit-unit atau bagian dari sebuah pabrik kimia yang berfungsi untuk menyediakan kebutuhan penunjang proses produksi. Unit utilitas keberadaannya sangat penting dan harus ada dalam perancangan suatu pabrik.

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

1. Unit pengolahan air
2. Unit penyediaan steam
3. Unit penyediaan listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar
5. Unit penyediaan Udara

##### 4.5.1 Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air meliputi air pendingin, air umpan boiler dan air untuk keperluan kantor dan rumah tangga, air untuk pemadam kebakaran dan air cadangan. Air diperoleh dari air sungai terdekat dengan lokasi pabrik yang kemudian diolah terlebih dahulu sehingga memenuhi persyaratan. Secara sederhana pengolahan ini meliputi pengendapan, penggumpalan, penyaringan, demineralisasi dan deaerasi. Air yang telah digunakan sebagai air pendingin proses dan kondensat, dapat *direcycle* guna menghemat air, sehingga jumlah *make up* air yang diperlukan sebagai berikut :

- |    |                     |                     |
|----|---------------------|---------------------|
| a. | Air untuk pendingin | = 6445,6921 kg/jam. |
| b. | Air umpan boiler    | = 1462,4985 kg/jam. |

- c. Air untuk keperluan rumah tangga = 1750 kg/jam

Total kebutuhan air secara kontinyu sebesar 9657,7927 kg/jam

#### 4.5.2 Unit Penyediaan Steam

Kebutuhan steam untuk penguapan di vaporizer dan reboiler sebanyak 7312,49 kg/jam. Kebutuhan steam ini dipenuhi oleh boiler utilitas. Sebelum masuk boiler, air harus dihilangkan kesadiahannya, karena air yang sadah akan menimbulkan kerak di dalam boiler. Oleh karena itu, sebelum masuk boiler air dilewatkan dalam ion exchanger dan deaerasi terlebih dahulu.

#### 4.5.3 Unit Penyediaan Listrik

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi :

- a. Listrik untuk keperluan alat proses = 195,7131 kW  
 b. Listrik untuk keperluan alat Utilitas = 27,9004 kW  
 c. Listrik untuk instrumentasi dan kontrol = 11,1807 kW  
 d. Listrik untuk keperluan kantor dan rumah tangga = 2,7952 kW

Total kebutuhan listrik adalah 237,4938 kW. Dengan faktor daya 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 296,8672 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

#### 4.5.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar

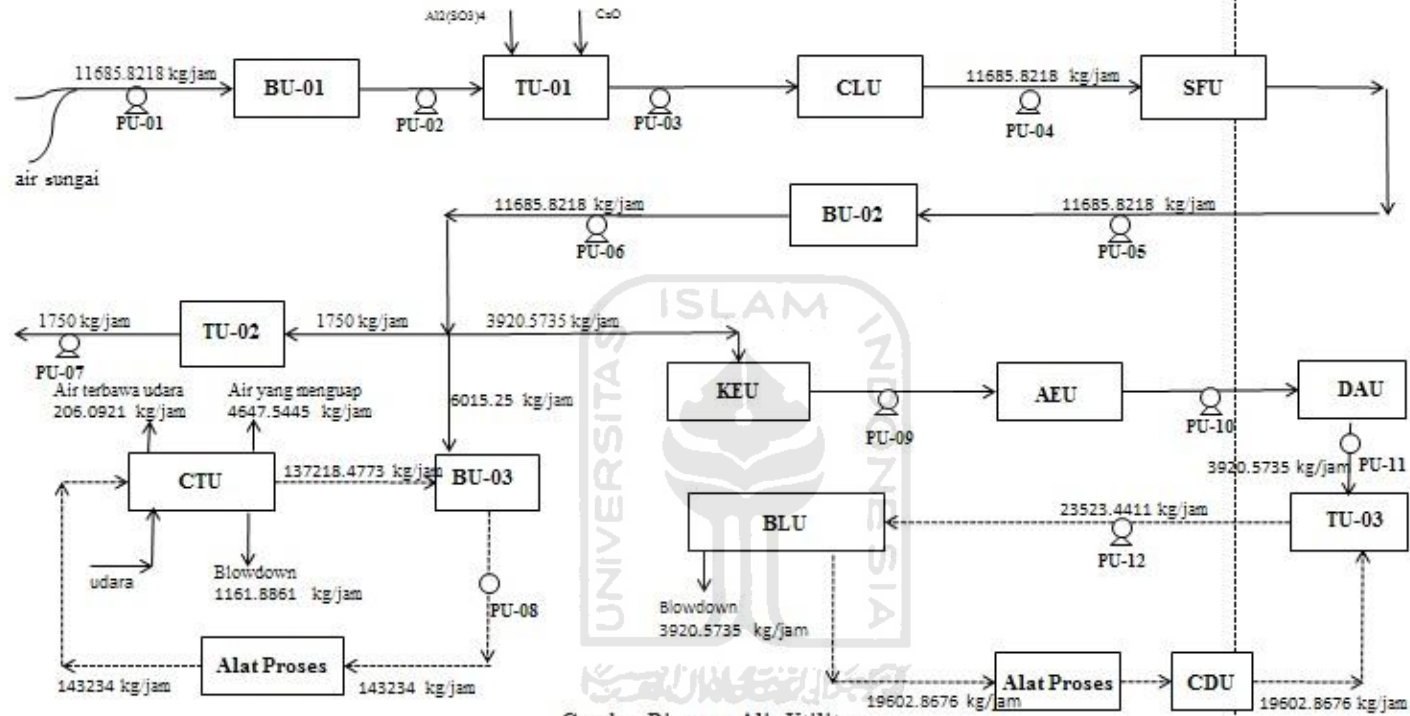
Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada boiler dan diesel untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar boiler menggunakan fuel oil sebanyak 827,3909 kg/jam. Bahan bakar diesel menggunakan minyak solar sebanyak 112,9412 kg/jam. Total kebutuhan bahan bakar sebesar 940,3321 kg/jam.

#### 4.5.5 Unit Penyediaan Udara

Udara tekan digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol dan bekerja secara *pneumatis*. Jumlah udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan 500 kg/jam pada tekanan 4 atm. Alat pengadaan udara tekan menggunakan compressor.



### Diagram Alir Utilitas



Gambar Diagram Alir Utilitas

**Keterangan :**

BU : Bak Utilitas  
TU : Tangki Utilitas

CLU : Clarifier

SFU : Sand Filter

KEU : Kation Exchanger Unit

AEU : Anion Exchanger Unit

DAU : Dearator

BLU : Boiler

CDU : Condensor

CTU : Cooling Tower

PU : Pompa Utilitas

Alat Proses

## **4.6 Organisasi Perusahaan**

### **4.6.1 Bentuk Perusahaan**

Bentuk Perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik Isopropil Benzene 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.

### **4.6.2 Struktur Organisasi**

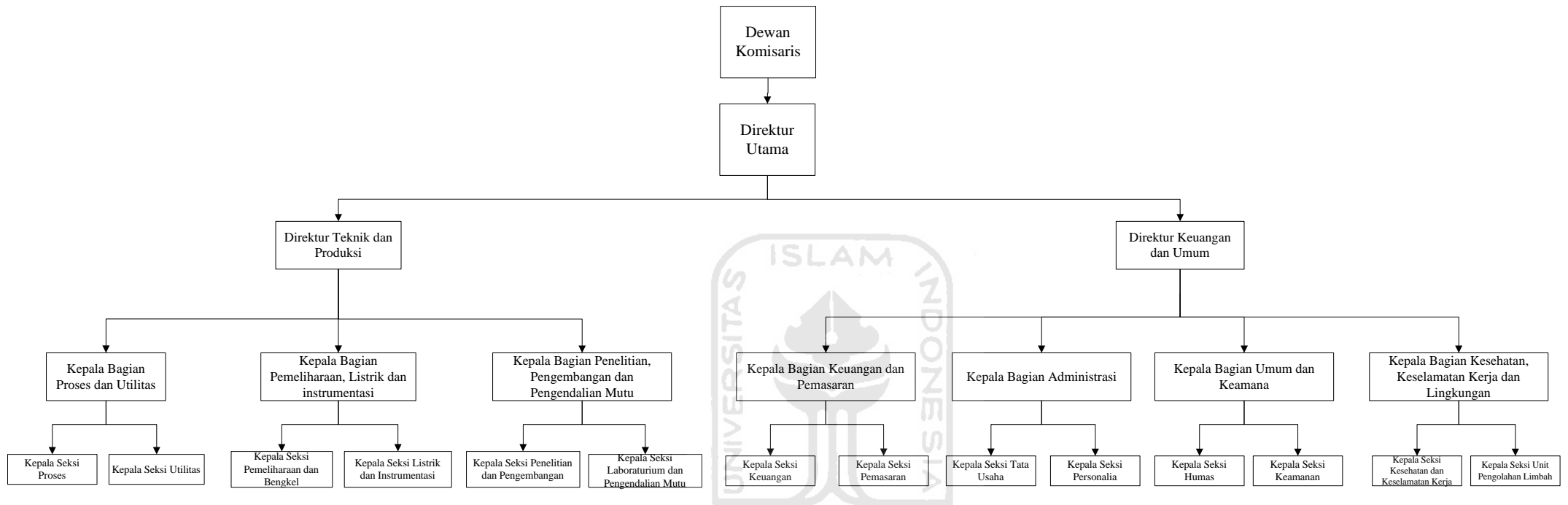
Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut :

- a. Pemegang saham
- b. Dewan komisaris
- c. Direktur Utama
- d. Direktur
- e. Kepala Bagian

- f. Kepala Seksi
- g. Karyawan dan Operator

Tanggung jawab, tugas dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan tentu saja berbeda-beda. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada rapat umum pemegang saham.





Gambar 4.5 Struktur Organisasi



### **4.6.3 Tugas dan Wewenang**

#### **4.6.3.1 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

#### **4.6.3.2 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 direktur utama
3. Membantu direktur utama dalam hal-hal penting

#### **4.6.3.3 Direktur Utama**

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.

Direktur utama membawahi :

a. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas Direktur Teknik dan Produksi adalah Memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

b. Direktur Keuangan dan Umum

Tugas Direktur Keuangan dan Umum adalah Bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

#### **4.6.3.4 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. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari :

##### **4.6.3.4.1 Kepala Bagian Proses dan Utilitas**

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan utilitas.

##### **4.6.3.4.2 Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

#### **4.6.3.4.3 Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu**

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

#### **4.6.3.4.4 Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran**

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

#### **4.6.3.4.5 Kepala Bagian Administrasi**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

#### **4.6.3.4.6 Kepala Bagian Humas dan Keamanan**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan

#### **4.6.3.4.7 Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

#### **4.6.3.5 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.

#### **4.6.3.5.1 Kepala Seksi Proses**

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

#### **4.6.3.5.2 Kepala Seksi Utilitas**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

#### **4.6.3.5.3 Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel**

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

#### **4.6.3.5.4 Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

#### **4.6.3.5.5 Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan**

Tugas : Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

#### **4.6.3.5.6 Kepala Seksi Laboratorium dan pengendalian mutu**

Tugas : Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah

#### **4.6.3.5.7 Kepala Seksi Keuangan**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

#### **4.6.3.5.8 Kepala Seksi Pemasaran**

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

#### **4.6.3.5.9 Kepala Seksi Tata Usaha**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

#### **4.6.3.5.10 Kepala Seksi Personalia**

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

#### **4.6.3.5.11 Kepala Seksi Humas**

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat

#### **4.6.3.5.12 Kepala Seksi Keamanan**

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

#### **4.6.3.5.13 Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja**

Tugas : Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

#### **4.6.3.5.14 Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

#### **4.6.4 Catatan**

##### **a. Cuti Tahunan**

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

##### **b. Hari libur nasional**

Bagi karyawan harian (non shift), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan shift, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (overtime).

##### **c. Kerja Lembur (Overtime)**

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

##### **d. Sistem Gaji Karyawan**

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya.

Tabel 4.2 Gaji karyawan

<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Gaji per Bulan (Rp)</b>	<b>Total Gaji (Rp)</b>
Direktur Utama	1	20.000.000	20.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	13.000.000	13.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	12.500.000	12.500.000
Kepala Bagian	7	8.000.000	56.000.000
Kepala Seksi	13	4.500.000	58.500.000
Karyawan Proses	40	5.000.000	200.000.000
Karyawan lain	53	2.000.000	106.000.000
Satpam	6	1.000.000	6.000.000
Sekretaris	5	1.500.000	7.500.000
Medis	4	2.000.000	8.000.000
Paramedis	3	1.200.000	3.600.000
Sopir	6	1.200.000	7.200.000
Cleaning Service	5	800.000	4.000.000
<b>Total</b>	<b>145</b>		<b>502.300.000</b>

e. Jam Kerja Karyawan

Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan karyawan non-shift (harian) dan karyawan shift

1) Jam kerja karyawan non-shift

Senin – Kamis

Jam Kerja : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

Jumat

Jam Kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

hari Sabtu dan Minggu libur

2) Jam kerja karyawan shift

Jadwal kerja karyawan shift dibagi menjadi :

- Shift Pagi : 07.00 – 15.00

- Shift Sore : 15.00 – 23.00

- Shift Malam : 23.00 – 07.00

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 4.3 sebagai berikut :



Tabel 4.3 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

#### 4.7 Evaluasi Ekonomi

Analisa ekonomi berfungsi untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak dan layak atau tidak jika didirikan.

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi :

a. Modal (*Capital Investment*)

- 1) Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
- 2) Modal kerja (*Working Capital Investment*)

b. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

- 1) Biaya Produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
- 2) Biaya Produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
- 3) Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)

c. Pengeluaran Umum (*General Expense*)

d. Analisis Keuntungan

- 1) Keuntungan sebelum pajak (*Profit Before Taxes*)
- 2) Keuntungan setelah pajak (*Profit After Taxes*)

e. Analisis kelayakan

1) *Percent Return On Investment (ROI)*

2) *Pay Out Time (POT)*

3) *Break Even Point (BEP)*

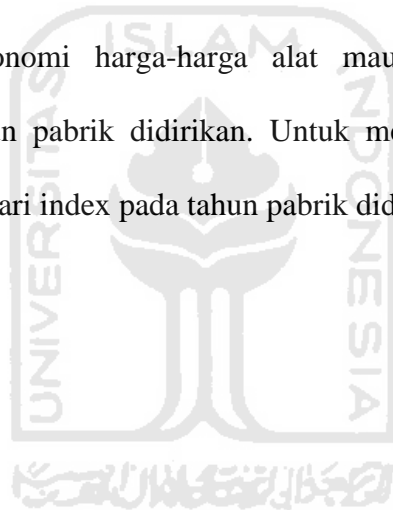
4) *Shut Down Point (SDP)*

5) *Discounted Cash Flow (DCF)*

f. Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

**4.7.1 HARGA INDEX**

Dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga- harga lain diperhitungkan pada tahun pabrik didirikan. Untuk mencari harga pada tahun pabrik didirikan, maka dicari index pada tahun pabrik didirikan.



Tabel 4.4 Harga index Chemical Engineering Progress (CEP) pada berbagai tahun

Tahun (X)	index (Y)
1988	343
1989	355
1990	356
1991	361.3
1992	358.2
1993	359.2
1994	368.1
1995	381.1
1996	381.7
1997	386.5
1998	389.5
1999	390.6
2000	394.1
2001	394.3
2002	395.6
2003	402
2004	444.2
2005	468.2
2006	499.6
2007	525.4

Pabrik direncanakan berdiri pada tahun 2012. Nilai index Chemical Engineering Progress (CEP) pada tahun pendirian pabrik diperoleh dengan cara regresi linier. Dari regresi linier diperoleh persamaan :  $y = 7,302 x - 14189$

Tabel 4.5 Harga index hasil regresi linear pada berbagai tahun

Tahun	index
2008	473.42
2009	480.72
2010	488.02
2011	495.32
2012	502.62
2013	509.93
2014	517.23
2015	524.53

Jadi harga index pada tahun 2015 = 524.53

#### 4.7.2 HARGA ALAT

Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio index harga.

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

Dimana :  $E_x$  : Harga alat pada tahun x

$E_y$  : Harga alat pada tahun y

$N_x$  : Index harga pada tahun x

$N_y$  : Index harga pada tahun  $y$

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak ada spesifikasi di referensi 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

Dasar Perhitungan :

- a. Kapasitas produksi : 50.000 ton/tahun
- b. Pabrik beroperasi : 330 hari kerja
- c. Umur alat : 10 tahun
- d. Nilai kurs : 1 US \$ = Rp 9.100
- e. Tahun evaluasi : 2015
- f. Untuk buruh asing : \$ 20/*manhour*
- g. Gaji karyawan Indonesia : Rp 10.000/*manhour*
- h. 1 *manhour* asing : 2 *manhour* Indonesia
- i. 5% tenaga asing : 95% tenaga Indonesia

### 4.7.3 CAPITAL INVESTMENT

*Capital investment* adalah biaya untuk pengadaan fasilitas-fasilitas pabrik beserta kelengkapannya dan biaya untuk mengoperasikan pabrik.

*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/mengoperasikan suatu pabrik selama waktu tertentu.

#### A. **FIXED CAPITAL INVESTMENT**

##### **Physical Plant Cost (PPC)**

1. *Purchased Equipment Cost (PEC)*

a. Harga alat proses = \$ 314,724.22

b. Harga alat Utilitas = \$ 284,286.51 +

Total PEC = \$ 599,010.73

2. *Delivered Equipment Cost (DEC)*

Biaya pengangkutan (15% PEC) = 0,15 x \$ 599,010.73

= \$ 89,851.61

Biaya administrasi dan pajak (10% PEC) = 0,1 x \$ 599,010.73

= \$ 59,901.07

Total DEC = \$ 89,851.61 + \$ 59,901.07

= \$ 149,752.68

## 3. Instalasi

Material (11%. PEC) =  $0,11 \times \$ 599,010.73$

= \$ 65,891.18

Buruh (32% PEC) =  $0,32 \times \$ 599,010.73$

= \$ 191,683.43

- Tenaga Asing = \$ 9,584.17

- Tenaga Indonesia = Rp182,099,263

Total biaya instalansi = \$ 95,486.26

## 4. Pemipaan

Material (49%. PEC) =  $0,49 \times \$ 599,010.73$

= \$ 293,515.26

Buruh (37% PEC) =  $0,37 \times \$ 599,010.73$

= \$ 221,633.97

- Tenaga Asing = \$ 11,081.70

- Tenaga Indonesia = Rp 210,552,273

= \$ 23,137.61

Total biaya pemipaan = \$ 327,734.57

## 5. Instrumentasi

Material (24%. PEC) =  $0,24 \times \$ 599,010.73$

= \$ 143,762.58

Buruh (6% PEC) =  $0,06 \times \$ 599,010.73$

= \$ 35,940.64

Tenaga Asing = \$ 1,797.03

Tenaga Indonesia	= Rp 34,143,611.78
	= \$ 3,752.05
Total biaya Instrumentasi	= \$ 149,311.65
6. Isolasi	
Material (3%. PEC)	= 0,03 x \$ 599,010.73
	= \$ 17,970.32
Buruh (5% PEC)	= 0,05 x \$ 599,010.73
	= \$ 29,950.54
Tenaga Asing	= \$ 1,497.53
Tenaga Indonesia	= Rp 28,453,009.82
	= \$ 3,126.70
Total Biaya Insulasi	= \$ 22,594.55
7. Listrik	
Biaya listrik (10%. PEC)	= 0,1 x \$ 599,010.73
	= \$ 59,901.07
8. Bangunan	
Luas bangunan	= 6379 m <sup>2</sup>
harga bangunan	= Rp 400,000 /m <sup>2</sup>
Total biaya bangunan	= Rp 2,551,600,000.00
	= \$ 280,395.60
9. Tanah	
Luas tanah	= 10979
harga tanah	= Rp 200,000 /m <sup>2</sup>



Total harga tanah = Rp 2,195,800,000  
= \$ 241,296.70

Tabel.4.6 Total Biaya *Physical Plant Cost*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Purchased Equipment cost	\$ 599,010.73	Rp 5,450,997,670.40
2	Delivered Equipment Cost	\$ 149,752.68	Rp 1,362,749,417.60
3	Instalasi cost	\$ 95,486.26	Rp 868,924,969.31
4	Pemipaan	\$ 327,734.57	Rp 2,982,384,588.05
5	Instrumentasi	\$ 149,311.65	Rp 1,358,736,045.69
6	Insulasi	\$ 22,594.55	Rp 205,610,434.11
7	Listrik	\$ 59,901.07	Rp 545,099,767.04
8	Bangunan	\$ 280,395.60	Rp 2,551,600,000.00
9	Land & Yard Improvement	\$ 241,296.70	Rp 2,195,800,000.00
	Total	\$ 1,925,483.83	Rp 17,521,902,892.18

#### 10. *Engineering dan Construction*

Untuk PPC antara US\$ 1000000 - US\$ 5000000, Engineering and  
Construction 25 % PPC

= \$ 481,370.96

= Rp 4,380,475,723.05

#### ***Direct Plant Cost (DPC)***

*Direct Plant Cost (DPC)* = PPC + Biaya *engineering dan construction*

= \$ 2,406,854.79

$$= \text{Rp } 21,902,378,615$$

***Indirect Plant Cost (IPC)***

11. *Contractor Fee (10 % DPC)*

$$\begin{aligned} \text{Contractor's fee} &= \$ 240,685.48 \\ &= \text{Rp } 2,190,237,861.52 \end{aligned}$$

12. *Contingency (10 % DPC)*

$$\begin{aligned} \text{Contingency} &= \$ 240,685.48 \\ &= \text{Rp } 2,190,237,861.52 \end{aligned}$$

Tabel.4.7 *Fixed Capital Investment = Direct Plant Cost + Indirect Plant Cost*

No	Fixed Capital	Biaya, \$	Biaya (Rp)
1	Direct Plant Cost	\$ 2,406,854.79	Rp 21,902,378,615.23
2	Cotractor's fee	\$ 240,685.48	Rp 2,190,237,861.52
3	Contingency	\$ 240,685.48	Rp 2,190,237,861.52
	Jumlah	\$ 2,888,225.75	Rp 26,282,854,338.27

$$\begin{aligned} \text{Total Fixed Capital Investment (FCI)} &= \$ 2,888,225.75 \\ &= \text{Rp } 26,282,854,338.27 \end{aligned}$$

**B. *WORKING CAPITAL INVESTMENT***

1. *Raw Material Inventory* (waktu penyimpanan bahan baku 15 hari)

$$\begin{aligned} &= (15 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Total biaya bahan baku} \\ &= (15 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Rp } 229,428,636,359 \\ &= \text{Rp } 10,428,574,380 \end{aligned}$$

2. *Inprocess Inventory* (Persediaan bahan baku dalam proses untuk 1 hari proses)

$$= (1 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times (50\% \times \text{Total manufacturing cost})$$

- Dollar = \$ 49,020.03

- Rupiah = Rp 446,082,302

3. *Product Inventory* (waktu penyimpanan produk 15 hari)

$$= (15 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Total manufacturing cost}$$

- Dollar = \$ 1,470,600.99

- Rupiah = Rp 13,382,469,047.82

4. *Extended Credit* = (15 hari/330 hari) x Penjualan produk

- Dollar = \$ 1,773,720.56

- Rupiah = Rp 16,140,857,062

5. *Available Cash* (untuk 1 bulan)

$$= (30 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Total manufacturing cost}$$

- Dollar = Rp 26,764,938,095.63

- Rupiah = \$ 2,941,201.99

Tabel.4.8 Total *Working Capital Investment*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya (Rp)</b>	<b>Biaya (\$)</b>
<i>Raw material inventory</i>	Rp 10,428,574,380	\$ 1,145,997.18
<i>Inprocess Inventory</i>	Rp 446,082,302	\$ 49,020.03
<i>Produk inventory</i>	Rp 13,382,469,047.82	\$ 1,470,600.99
<i>Extended credit</i>	Rp 16,140,857,062	\$ 1,773,720.56
<i>Available cash</i>	Rp 26,764,938,095.63	\$ 2,941,201.99
<b>Total WCI =</b>	<b>Rp 67,162,920,887</b>	<b>\$ 7,380,540.76</b>

Total WCI (dalam Rupiah) = Rp 67,162,920,887

= \$ 7,380,540.76

#### 4.7.4 MANUFACTURING COST

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

- a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)* adalah pengeluaran langsung dalam pembuatan suatu produk
- b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)* adalah pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk
- c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)* adalah pengeluaran tetap yang tidak bergantung waktu dan tingkat produksi

**A. Direct Manufacturing Cost (DMC)**

1. Bahan Baku :

a. Benzene

Kebutuhan = \$ 68,680,397.254 kg/th

Harga = \$ 0.308 /kg

= Rp 192,499,087,861.40 /th

= \$ 21,153,745.92 /th

b. Propylene

Kebutuhan = 19,373,431.2 kg/th

Harga = \$ 0.209 /kg

= Rp 36,923,780,075 /th

= \$ 4,057,558.25 /th

c. Asam Posfat Kieserglur

Kebutuhan = 239.6 kg/th

Harga = \$ 2.65 /kg

= Rp 5,768,423 /th

= \$ 633.89 /th

Total Raw Material = Rp 229,428,636,359 /th

= \$ 25,211,938.06

Produk

d. Isopropyle benzene

Harga = \$ 0.78 /kg

Produksi	= 50.000.000 kg/tahun
Annual Penjualan	= \$ 0.78 /kg x 50.000.000 kg/tahun
	= \$ 39,132,083.46
	= Rp 356,101,959,470
2. Gaji karyawan	
Total Gaji karyawan	= Rp. 46,825,000.00 /bulan
Total Gaji karyawan per tahun	= Rp 561,900,000.00
3. <i>Supervision</i> (25% Gaji karyawan)	
	= 0,25 x Rp. 561,900,000.00
	= Rp 140,475,000
4. <i>Maintenance</i> (2% FCI)	
Maintenance	= 2% * Fixed Capital
	= Rp 525,657,087
	= \$ 57,764.52
5. <i>Plant Suplies</i> (15% Maintenance)	
Plant Suplies	=15% * Maintenance cost
Plant Suplies	= Rp 78,848,563.01
	= \$ 8,664.68
6. <i>Royalty dan Pattent</i> ( 1% Penjualan)	
Royalties and Patents	= \$ 390,218.52
	= Rp 3,550,988,554
7. Total biaya kebutuhan bahan untuk Utilitas	= Rp 21,568,217,519.91



Tabel.4.9 Total *Direct Manufacturing Cost*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya (Rp)</b>	<b>Biaya (\$)</b>
Bahan baku	Rp 229,428,636,359	\$ 25,211,938.06
Gaji karyawan	Rp 561,900,000.00	\$ 61,747.25
<i>Supervision</i>	Rp 140,475,000	\$ 15,436.81
<i>Maintenance</i>	Rp 525,657,087	\$ 57,764.52
<i>Plant supplies</i>	Rp 78,848,563.01	\$ 8,664.68
<i>Royalty dan patent</i>	Rp 3,550,988,554	\$ 390,218.52
Kebutuhan untuk utilitas	Rp 21,568,217,519.91	\$ 2,370,133.79
<b>Total DMC =</b>	<b>Rp 255,854,723,082.25</b>	<b>\$ 28,115,903.64</b>

**B. *Indirect Manufacturing Cost***

1. *Payroll Overhead* (15% Gaji karyawan)

Payroll Overhead = Rp 84,285,000

= \$ 9,262.09

2. *Laboratorium* (10% Gaji karyawan)

Laboratory = Rp 56,190,000

= \$ 6,174.73

3. *Plant Overhead* (50% Gaji karyawan)

Plant Overhead = = Rp 280,950,000

= \$ 30,873.63



4. *Packing and shipping* (10 % penjualan)

Packaging and Shipping = Rp 35,509,885,536  
 = \$ 3,902,185.22

Tabel.4.10 Total *Inderect Manufacturing Cost*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
<i>Payroll overhead</i>	Rp 84,285,000
Laboratorium	Rp 56,190,000
<i>Plant overhead</i>	Rp 280,950,000
<i>Packing and shipping</i>	Rp 35,509,885,536
<b>Total IMC =</b>	Rp 35,931,310,536

C. *Fixed Manufacturing Cost*2. *Depresiasi* (10% FCI)

Depreciation = Rp 2,102,628,347.06  
 = \$ 231,058.06

3. *Property Tax* (1% FCI)

Property Taxes = = Rp 262,828,543  
 = \$ 28,882.26

4. *Asuransi* (1% FCI)

Insurance = = Rp 262,828,543  
 = \$ 28,882.26

Tabel.4.11 Total *Fixed Manufacturing Cost*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya (Rp)</b>	<b>Biaya (\$)</b>
<i>Depresiasi</i>	Rp 2,102,628,347.06	\$ 231,058.06
<i>Property tax</i>	Rp 262,828,543	\$ 28,882.26
Asuransi	Rp 262,828,543	\$ 28,882.26
<b>Total FMC =</b>	Rp 2,628,285,434	\$ 288,822.58

Tabel.4.12 Total *Manufacturing Cost (MC)*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya (Rp)</b>	<b>Biaya (\$)</b>
<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Rp 255,854,723,082.25	\$ 28,115,903.64
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Rp 35,931,310,536	\$ 3,948,495.66
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	Rp 2,628,285,434	\$ 288,822.58
<b>Total MC =</b>	Rp 294,414,319,052	\$ 32,353,221.87

Total MC (dalam Rupiah) = Rp. 294,414,319,052

#### 4.7.5 GENERAL EXPENSE

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

##### 1. Administrasi (3% MC)

$$= \text{Rp}8,832,429,571.56$$

$$= \$ 970,596.66$$

2. *Penjualan (5% MC)*
- = Rp 14,720,715,952.60
- = \$ 1,617,661.09
3. *Research (4% MC)*
- = Rp 11,776,572,762.08
- = \$ 1,294,128.87
4. *Finance (4% WCI+FCI)*
- = Rp 3,737,831,009.00
- = \$ 410,750.66

Tabel.4.13 Total *General Expense*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya (Rp)</b>	<b>Biaya (\$)</b>
Administrasi	Rp 8,832,429,571.56	\$ 970,596.66
Penjualan	Rp 14,720,715,952.60	\$ 1,617,661.09
<i>Research</i>	Rp 11,776,572,762.08	\$ 1,294,128.87
<i>Finance</i>	Rp 3,737,831,009.00	\$ 410,750.66
<b>Total GE =</b>	<b>Rp 39,041,776,603</b>	<b>\$ 4,290,305.12</b>

Total *General Expense* (dalam Rupiah) = Rp. 39,041,776,603

#### 4.7.6 TOTAL CAPITAL INVESTMENT

$$\begin{aligned}
 \text{Total Capital Investment} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\
 &= \text{Rp } 26,282,854,338.27 + \text{Rp } 67,162,920,887 \\
 &= \text{Rp } 93,445,775,225
 \end{aligned}$$

#### 4.7.7 TOTAL BIAYA PRODUKSI

#### 4.7.8 ANALISA KEUNTUNGAN

$$\begin{aligned} \text{Total Production Cost} &= \text{manufacturing Cost} + \text{General Expense} \\ &= \text{Rp } 333,481,868,347.21 \\ &= \text{Rp } 36,646,359.16 \end{aligned}$$

##### a. Keuntungan Sebelum Pajak

$$\text{Total penjualan} = \text{Rp } 355,098,855,359$$

$$\text{Total Production cost} = \text{Rp } 333,481,868,347$$

$$\text{Keuntungan sebelum pajak} = \text{Rp } 21,616,987,012$$

##### b. Keuntungan Sesudah Pajak

$$\text{Pajak (50\% keuntungan)} = 0,5 \times \text{Rp } 21,616,987,012$$

$$= \text{Rp } 10,808,493,506$$

$$\text{Keuntungan sesudah pajak} = \text{Keuntungan sebelum pajak} - \text{pajak}$$

$$= \text{Rp } 21,616,987,012 - \text{Rp } 10,808,493,506$$

$$= \text{Rp. } 10,808,493,506$$

#### 4.7.9 ANALISA KELAYAKAN

##### 1. *Return on Investment (ROI)*

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

$$ROI = \frac{\text{Profit (keuntungan)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\%$$

a. Sebelum Pajak

$$ROI_b = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$$

$$ROI_b = 82 \%$$

Batasan : *Minimum High Risk*,  $ROI_b = 44 \%$

Kesimpulan : Pabrik memenuhi syarat

b. Sesudah Pajak

$$ROI_a = \frac{\text{Pr ofit (keuntungan sebelum pajak)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\%$$

$$ROI_a = 41 \%$$

## 2. Pay Out Time (POT)

*Pay Out Time* adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}}$$

a. Sebelum Pajak

$$POT_b = \frac{\text{Fixed Capital}}{\text{Keuntungan sebelum pajak} + \text{Depresiasi}}$$

$$POT_b = 1.11 \text{ tahun}$$

Batasan : *Maximum High Risk*,  $POT_b = 2 \text{ tahun}$

Kesimpulan : Pabrik memenuhi syarat

b. Sesudah Pajak

$$POT_a = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan sesudah pajak + Depresiasi}}$$

$$POT a = 2.04 \text{ tahun}$$

### 3. *Break Even Point (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.

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

a. *Annual Fixed Cost (Fa)*

Depresiasi = Rp 2,102,628,347

Proerty Taxes = Rp 262,828,543

Asuransi = Rp 262,828,543

---

TOTAL Nilai Fa = Rp 2,628,285,434

b. *Ra ( Regulated Cost )*

Gaji Karyawan = Rp 561,900,000

Payroll Overhead = Rp 84,285,000

Supervision = Rp 140,475,000

Plant Overhead = Rp 280,950,000

Laboratorium = Rp56,190,000

General Expense = Rp39,067,549,295

Maintenance = Rp 525,657,087

Plant Supplies = Rp 78,848,563

---

TOTAL Nilai Ra = Rp 40,795,854,945

c. *Annual Variable Value (Va)*

Raw Material = Rp229,428,636,359

Packaging and Shipping = Rp 35,509,885,536

Utilities = Rp 21,568,217,520

Royalty & Patent = Rp 3,550,988,554

---

TOTAL Nilai Va = Rp 290,057,727,968

d. *Annual Sales Value (Sa)* = Rp 355,098,855,359

$$BEP = \frac{Fa + 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% = 40.75\%$$

Batasan : *Chemical Industry*, BEP = 40 -60 %

Kesimpulan : Pabrik memenuhi syarat

4. ***Shut Down Point (SDP)***

*Shut Down Point* adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar fixed cost.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% = 33,55\%$$

5. ***DISCOUNTED CASH FLOW RATE (DCFR)***

*Discounted Cash Flow Rate of Return* adalah laju bunga maksimum dimana pabrik dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

Umur pabrik (n) = 10 tahun

*Fixed Capital Investment (FCI)* = Rp 26,282,854,338.27

*Working Capital Investment (WCI)* = Rp 67,162,920,887

*Salvage value (SV) = Depresiasi* = Rp 2,102,628,347

*Cash flow (CF)* = *Annual profit + depresiasi + finance*  
= Rp 16,648,952,861.96

*Discounted cash flow* dihitung secara *trial & error*

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$\frac{(WC + FCI) \times (1+i)^{10}}{CF} = \left[ (1+i)^9 + (1+i)^8 + \dots + (1+i) + 1 \right] + \frac{(WC + SV)}{CF}$$

R = S

R = Rp 504,243,586,925.06

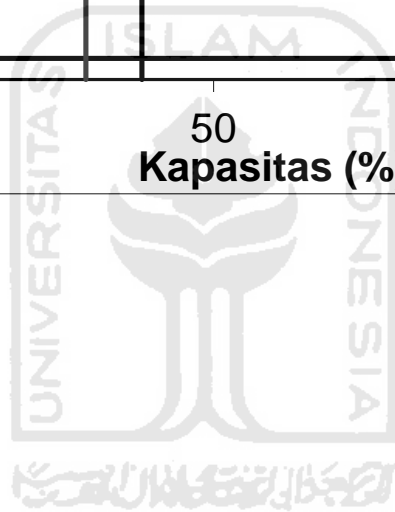
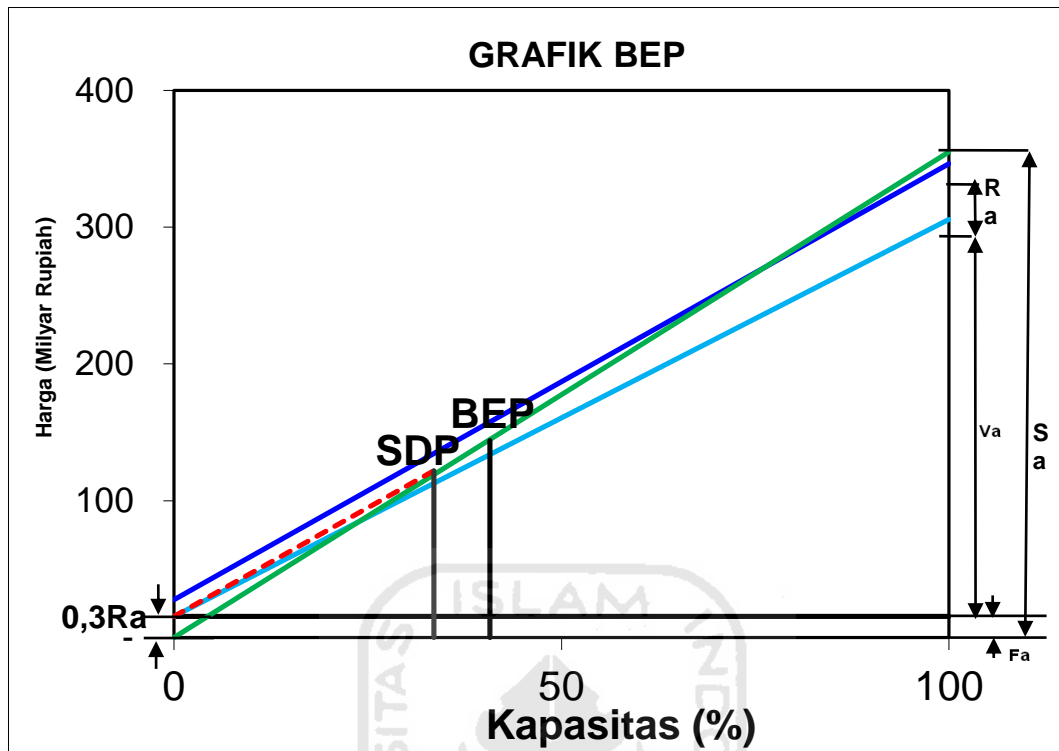
S = Rp 504,243,586,925.06

Dengan *trial & error* diperoleh nilai  $i = 0.1846$

DCFR = 18.36 %







## BAB V

### PENUTUP

#### 5.1. Kesimpulan

Berdasarkan hasil analisa, baik analisa ekonomi maupun teknik maka dapat diambil kesimpulan :

1. Pendirian pabrik isopropyle benzene di Indonesia cukup menarik karena diperkirakan kebutuhan isopropyle benzene akan meningkat sejalan dengan terus berkembangnya industri di Indonesia.
2. Dari segi bahan baku, pemasaran dan lingkungan, lokasi pabrik isopropyle benzene di daerah Cilegon Banten cukup menguntungkan karena kemudahan dalam mendapatkan bahan baku, tenaga kerja, ketersediaan air dan listrik.
3. Pabrik isopropyle benzene digolongkan sebagai pabrik yang beresiko tinggi karena prosesnya berlangsung pada kondisi operasi (suhu dan tekanan) tinggi, selain itu bahan baku dan produk mempunyai sifat mudah terbakar.
4. Dari perhitungan analisa ekonomi diperoleh hasil sebagai berikut :
 

Modal tetap = Rp 26,282,854,338.27 atau US\$ 2,888,225.75

Modal kerja = Rp 67,162,920,887 atau US \$ 7,380,540.76

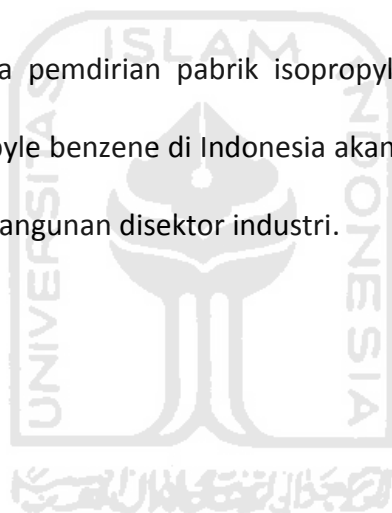
Keuntungan sebelum pajak = Rp 21,616,987,012

keuntungan sesudah pajak = Rp 10,808,493,506
5. ROI sebelum pajak sebesar 82% dimana syarat yang belaku ialah antara 11 % - 44%

6. ROI setelah pajak sebesar 41%
7. POT sebelum pajak 1,11 tahun dan POT setelah pajak sebesar 2,04 tahun
8. BEP diperoleh sebesar 40,75 % sedangkan SDP sebesar 33,55 %
9. DCF diperoleh sebesar 18,36 % dimana syarat yang berlaku ialah  $>1,5$  x suku bunga
10. Dari hasil evaluasi ekonomi, pabrik isopropyle benzene dengan proses alkilasi benzene dengan katalis asam fosfat kieselghur layak untuk didirikan.

## 5.2. Saran

Diharapkan adanya pendirian pabrik isopropyle benzene di Indonesia karena kebutuhan isopropyle benzene di Indonesia akan terus meningkat seiring dengan berjalannya pembangunan disektor industri.



## 1.5.DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S and Newton, R.D, 1954, “ *Chemical Engineering Cost Estimation* “, Mc GrawHill Book Co. Inc, New York
- Biro Pusat Statistik, “ *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia* “,Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta, 2002-2006.
- Brown, G.G, 1963, “ *Unit Operation* “, 14<sup>th</sup> ed, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons. Inc, New York
- Brownell, L.E and Young, E.H, 1979, “ *Process Equipment Design* “, John Wiley and Sons. Inc, New York
- Coulson, J.J and Richardson, J.F, 2005, “ *Chemical Equipment Design* “, vol 6, Pergamon Press, Inc.,New York
- Hill, C.G, 1996, “ *An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design* “, John Wiley and Sons. Inc, New York
- Kern, D.Q, 1983, “ *Process Heat Transfer* “, Mc GrawHill Book Co.Inc., New York
- Ludwig, E.E, 1984, “ *Aplied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* “, 2<sup>nd</sup> ed, vol 1, 2, 3., Gulf Publishing Company
- Perry, R.H and Grens, D.W.,1984, “ *Chemical engineering’s Hand Book* “, 6<sup>th</sup> ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo

- Peters, M.S and Timmerhouse, K.D, 1980, “ *Plant Design Economic's for Chemical engineering's* “, 4<sup>th</sup> ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York
- Powell, R.E., 1954, “*Water Conditioning for Industry*”, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Rase, H.F and Barrow, M.H, 1957, “ *Chemical Reactor Design for Process Plant* “, John wiley and Sons. Inc, New York.
- Sediawan, W.B. dan Prasetya, A., 1997, “ *Pemodelan Matematis dan Penyelesaian Numeris dalam Teknik Kimia*”, Penerbit Andi, Yogyakarta.
- Smith, J.M, 1973, “ *Chemical Engineering Kinetic's* “, 3<sup>rd</sup> ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo
- Smith, J.M and Van Ness, H.C, “ *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic's* “, 2<sup>nd</sup> ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York
- Treyball, R.E, 1979, “ *Mass Transfer Operation's* ”, 3<sup>rd</sup> ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo
- Ulrich, G.D, 1984, “ *A Guide to Chemical engineering Process Design and Economic's* “, John Wiley and Sons. Inc, New York
- Wallas, Stenley, M., 1991, “ *Chemical Process Equipment Selection and Design* “, Mc GrawHill Book Co., Tokyo.
- Yaws, Carl L.,1999,” *Chemical Properties Handbook*”, McGraw-Hill Book Company, Tokyo.

## LAMPIRAN REAKTOR

### Perhitungan Reaktor

Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*

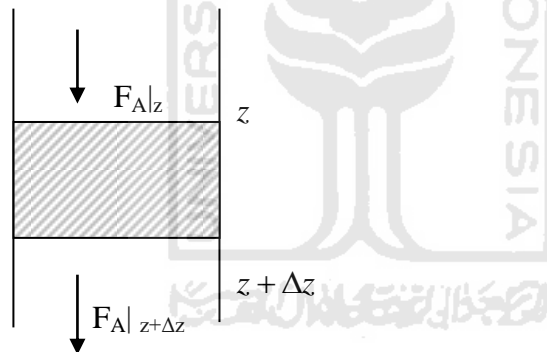
Kondisi Operasi : Suhu = 350 °C

Tekanan = 25 atm

Reaksi = Eksotermis

### 1. Persamaan-persamaan Matematis Reaktor

#### a. Persamaan neraca massa pada elemen volum



*Rate of input – rate of output – rate of reaction = rate of accumulation*

$$F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z} - (-r_A).V = 0$$

$$F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z} - (-r_A). \frac{\pi.ID^2}{4} .\Delta Z.Nt = 0$$

$$F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z} = (-r_A). \frac{\pi.ID^2}{4} .\Delta Z.Nt$$

$$\frac{F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z}}{\Delta Z} = (-r_A). \frac{\pi.ID^2}{4} .Nt$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z}}{\Delta Z} = (-r_A). \frac{\pi.ID^2}{4} .Nt$$

$$-\frac{dF_A}{dZ} = (-r_A). \frac{\pi.ID^2}{4} .Nt$$

Dimana :  $F_A = F_{A0}(1 - x)$   
 $dF_A = -F_{A0} \cdot dx$

Sehingga diperoleh :

$$\frac{F_{A0} \cdot dx}{dZ} = (-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4} \cdot Nt$$

$$\frac{dx}{dZ} = (-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2 \cdot Nt}{4 \cdot F_{A0}}$$

\* Kecepatan reaksi ( $-r_A$ ) :

$$-r_A = k_o \cdot \exp\left[\frac{-E_a}{RT}\right] \cdot P_{propylene}$$

$$K_o = 3.50E+04 \text{ m}^3/\text{kmol} \cdot \text{jam}$$

$$E_a = 24.9 \text{ KJ/mol}$$

$$P_{propylene} = y_{propylene} \cdot P$$



komponen	Mula-mula	bereaksi	sisanya
Propylene (A)	$F_{A0}$	$-F_{A0}X$	$F_{A0} - F_{A0}X$
Benzene (B)	$F_{B0}$	$\frac{1}{2} F_{B0}X$	$F_{B0} + \frac{1}{2} F_{B0}X$

$$\text{Total } (F_{T0}) = F_{A0} + F_{B0}$$

$$y_{propylene} = \frac{F_{A0} - F_{A0}X}{F_{A0} + F_{B0} + \frac{1}{2} F_{B0}X}$$

$$y_{propylene} = \frac{F_{A0} \cdot (1 - X)}{F_{T0}}$$

jadi :

$$P_{propylen} = \frac{F_{A0} \cdot (1 - X)}{F_{T0}} \cdot P$$

Sehingga kecepatan reaksi menjadi

$$-r_A = k_o \cdot \exp\left[\frac{-E_a}{R.T}\right] \cdot \frac{F_{A0} \cdot (1 - X)}{F_{T0}} \cdot P$$

Dari penjabaran di atas didapat :

$$\frac{dx}{dZ} = (-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2 \cdot Nt}{4 \cdot F_{A0}}$$

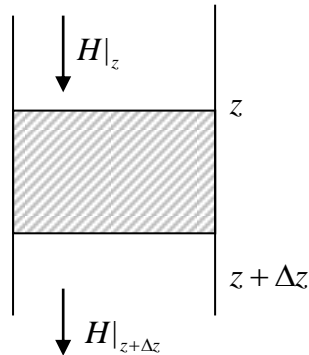
$$\frac{dx}{dZ} = k_o \cdot \exp\left[\frac{-E_a}{R.T}\right] \cdot \frac{F_{A0} \cdot (1 - x)}{F_{T0}} \cdot P \cdot \frac{\pi \cdot ID^2 \cdot Nt}{4 \cdot F_{A0}}$$

.....(1)





**b. Persamaan neraca panas pada elemen volum**



*Heat of input – Heat of output + Heat of generation - Heat transfer = Acc*

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot V - Ud \cdot Nt \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p) = 0$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot \Delta z \cdot Nt - Ud \cdot Nt \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p) = 0$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot \Delta z \cdot Nt + Ud \cdot Nt \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{H|_z - H|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot Nt + Ud \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{H|_z - H|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot Nt + Ud \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$-\frac{dH}{dz} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot Nt + Ud \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{dH}{dz} = (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot Nt - Ud \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

Dimana :

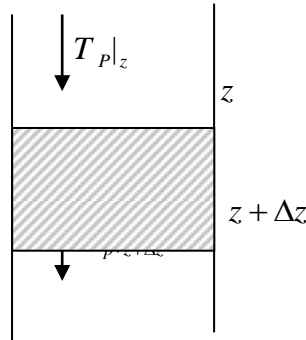
$$H = Q = \sum Fi \cdot Cpi \cdot (T - T_{ref})$$

$$dH = \sum Fi \cdot Cpi \cdot dT$$

$$\sum Fi \cdot Cpi \cdot \frac{dT}{dz} = (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot Nt - Ud \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{F_{A0} \cdot (\Delta H_R) \cdot \frac{dx}{dz} - Ud \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)}{\sum Fi \cdot Cpi} \quad \dots\dots(2)$$

### c. Persamaan neraca panas pendingin



*Heat of input - Heat of output + Heat transfer = Acc*

$$Wp.Cp_p.Tp|_z - Wp.Cp_p.Tp|_{z+\Delta z} + Ud.Nt.\Delta z.\pi.OD.(T - T_p) = 0$$

$$Wp.Cp_p.Tp|_z - Wp.Cp_p.Tp|_{z+\Delta z} = -Ud.Nt.\Delta z.\pi.OD.(T - T_p)$$

$$\frac{Wp.Cp_p.Tp|_z - Wp.Cp_p.Tp|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{Wp.Cp_p.Tp|_z - Wp.Cp_p.Tp|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)$$

$$-\frac{dT_p}{dz} = -\frac{Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)}{Wp.Cp_p}$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)}{Wp.Cp_p} \quad \dots\dots(3)$$

### d. Pressure drop

Pressure drop pada reaktor dicari menggunakan persamaan Ergun (Fogler, p.159)

$$\frac{dP}{dz} = -\frac{Gt}{\rho_g \cdot g \cdot D_p} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[ \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \mu}{D_p} + 1.75 \cdot Gt \right] \quad \dots\dots(4)$$

Persamaan 1, 2, 3 dan 4 merupakan persamaan diferensial simultan maka digunakan metode Euler untuk menyelesaikannya, sehingga diperoleh konversi reaksi, panjang reaktor, suhu reaksi keluar dan suhu pendingin keluar.

## 2. Data-data Sifat Fisis Bahan

### a. viskositas gas

$$n_{\text{gas}} = A + BT + CT^2 \text{ (micropoise)}$$

formula	A	B	C
benzene	-0.151	0.25706	-8.9797E-06
toluene	1.787	0.23566	-9.3508E-06
propilene	-7.230	0.3418	-9.4516E-05
propana	-5.462	0.32722	-1.0672E-04
cumene	-12.027	0.25591	-4.3606E-05
DIPB	-3.377	0.20894	-4.4368E-05

### b. Kapasitas panas campuran gas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \text{ (Joule/mol.K)}$$

formula	A	B	C	D	E
propilene	31.2980	0.0724	1.9481E-04	-2.1582E-07	6.2974E-11
propana	28.2770	0.1160	1.9597E-04	-2.3271E-07	6.8669E-11
benzene	-31.3680	0.4746	-3.1137E-04	8.5237E-08	-5.0524E-12
toluene	-24.0970	0.5219	-2.9827E-04	6.1220E-08	1.2576E-12
cumene	10.1490	0.5114	-1.7703E-05	-2.2612E-07	8.8002E-11

### c. Panas Reaksi

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, panas yang dikeluarkan adalah sebagai

berikut:

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298} + \int_{298}^T \Delta C_p dT$$

Panas pembentukan pada keadaan standar  $\Delta H_f$  (Coulson and Richardson, 2005)

Komponen	$\Delta H_f$ (kJ/kmol)
propilene	28448.1938
propana	33569.0098
benzene	41434.6086
toluene	51070.8713
cumene	72102.4583
DIPB	103995.8694
total	330621.011

$$\Delta H_{R298} = (\Delta H_f C_9H_{12}) - (\Delta H_f C_3H_6 + C_6H_6)$$

$$\int_{T_{ref}}^T \Delta C_p . dT = \int_{T_{ref}}^T \Delta a . dT + \int_{T_{ref}}^T \Delta b . T . dT + \int_{T_{ref}}^T \Delta c . T^2 . dT + \int_{T_{ref}}^T \Delta d . T^3 . dT + \int_{T_{ref}}^T \Delta e . T^4 . dT$$

$$\Delta a = 28,5550; \Delta b = 0,1001614; \Delta c = -5,0084 \times 10^{-5}; \Delta d = 2,2215 \times 10^{-8};$$

$$\Delta e = -6,9026 \times 10^{-12}$$

$$\begin{aligned} \int_{T_{ref}}^T \Delta C_p . dT &= \int_{T_{ref}}^T 28,5550 . dT + \int_{T_{ref}}^T 0,1001614 . T . dT + \int_{T_{ref}}^T -5,0084 \times 10^{-5} . T^2 . dT + \\ &+ \int_{T_{ref}}^T 2,2215 \times 10^{-8} . T^3 . dT + \int_{T_{ref}}^T -6,9026 \times 10^{-12} . T^4 . dT \end{aligned}$$

#### d. Data sifat katalis (Asam fosfat kieseguhrl)

Diameter = 3 cm

Densitas Partikel = 1600 kg/m<sup>3</sup>

Porositas = 0,5

### 3. Dimensi Reaktor

#### a. Menentukan ukuran dan jumlah tube

\* Menentukan ukuran tube

Diameter dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan baik.

Pengaruh rasio  $D_p/D_t$  terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi katalisator dan pipa kosong, telah diteliti oleh Colburn's (Smith, 1981).

$D_p/D_t$	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
$h_w/h$	5,50	7,00	7,80	7,50	7,00	6,60

Dipilih  $D_p/D_t = 0,15$  karena memberikan nilai  $h_w/h$  yang paling besar (transfer panas yang baik). Perbandingan diameter katalisator dan diameter pipa  $D_p/D_t = 0,15$ , diameter katalisator = 3 cm sehingga diperoleh diameter pipa = 2 cm (0.787 in).

Dari tabel 11 (Kern, 1950) diambil spesifikasi pipa sebagai berikut :

Schedule number	= 40
Nominal pipe size, IPS	= 0.75 in
Diameter dalam, ID	= 0.824 in
Diameter luar, OD	= 1,05 in
Flow area per pipe	= 0.534 in <sup>2</sup>
Weight per lin ft	= 1.13 lbsteel/ft

\* Menentukan jumlah tube

1. Jumlah tube maksimum ( $N_t \max$ )

- Kecepatan massa per satuan luas ( $G_t$ )

$$Gt = \frac{Re \cdot \mu g}{Dp}$$

Asumsi :  $Re = 3100$

$$\mu g = 0.000166077 \text{ g/cm.s}$$

$$Dp = 0,3 \text{ cm}$$

sehingga diperoleh  $Gt = 1.716129846 \text{ g/cm}^2 \cdot \text{s}$

- Luas penampang total ( $A_t$ )

$$A_t = \frac{G}{Gt}$$

$$G = \text{umpan total} = 18778.9598 \text{ kg/jam} = 5216.377723 \text{ g/s}$$

$$\text{Sehingga diperoleh } A_t = 3039.617157 \text{ cm}^2$$

- Luas Penampang pipa ( $A_o$ )

$$A_o = \frac{\pi}{4} \cdot ID_t^2 \cdot \varepsilon$$

$$ID_t = 0.824 \text{ in} = 2.09296 \text{ cm}$$

$$\varepsilon = \text{porositas katalis} = 0,5$$

$$\text{Sehingga diperoleh } A_o = 1.6368 \text{ cm}^2$$

Jadi jumlah tube maksimum :

$$Nt \text{ max} = \frac{A_t}{A_o}$$

$$Nt \text{ max} = 1857.0 \approx 315 \text{ tube}$$

## 2. Jumlah tube minimum ( $N_t \text{ min}$ )

$$\text{Bulk density } (\rho_B) = \rho_s \cdot (1 - \varepsilon)$$

$$= 3.00544 \text{ gr/cm}^3$$

$$\text{Debit } (Q_v) = \frac{G}{\rho_g} = 5472101.05 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Kecepatan maksimum } (V_{\text{max}}) = \sqrt{\frac{4 \cdot (\rho_B - \rho_g) \cdot g \cdot D_p}{3 \cdot \rho_g \cdot F_o}}$$

$$F_o = \text{friction factor} = 0,4$$

$$\text{Sehingga diperoleh } V_{\text{max}} = 397.4186 \text{ m/jam}$$

$$\text{Luas penampang total } (A_t) = \frac{Q_v}{V_{\text{max}}} = 13769.11054 \text{ m}^2$$

Jumlah tube minimum :

$$N_t \text{ min} = \frac{A_t}{A_o}$$

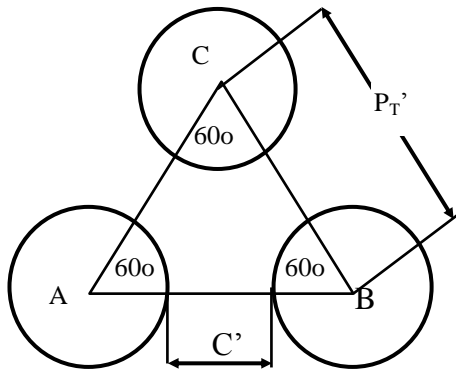
$$A_o$$

$$= 84.1216 \approx 85 \text{ tube}$$

Dari perhitungan jumlah tube diatas maka diambil jumlah tube sebanyak 647 buah

### b. Menghitung diameter dalam reaktor (IDs)

Dipilih susunan tube : Triangular pitch



$$\begin{aligned} \text{Pitch } (P_T) &= 1,25 \times \text{OD} = 1,25 \times 1,05 \text{ in} \\ &= 1,3125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Clereance } (C') &= P_T - \text{OD} = 1,3125 \text{ in} - 1,05 \text{ in} \\ &= 0,6668 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{IDs} &= \sqrt{\frac{4 \cdot N_t \cdot P_T^2 \cdot 0,866}{\pi}} \\ &= 199,0740 \text{ cm} \\ &= 78,3756 \text{ in} \end{aligned}$$

Jadi diameter dalam reaktor = 199.0740 cm = 78.3756 in

### c. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

Tebal dinding reaktor (shell) dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, pers.13-1, p.254})$$



Dimana :

$t_s$  = tebal shell, in

E = efisiensi pengelasan

f = maksimum allowable stress bahan yang digunakan

(Brownell,tabel 13-1, p.251)

r = jari-jari dalam shell, in

C = faktor korosi, in

P = tekanan design, Psi

Bahan yang digunakan Carbon Steel SA 283 Grade C

E = 0,85

f = 12650 psi

C = 0,125

$r = ID/2 = (78.3756 / 2)$  in

P = 25 atm = 367.5 psi (overdesign 20 %)

Jadi P =  $(120/100)*P = 441$  psi

$$\text{maka } t_s = \frac{441 * (78.3756 / 2)}{12650 * 0.85 - 0.6 * 441} + 0,125$$

$$= 1.7728 \text{ in}$$

dipilih tebal dinding reaktor standar 2 in

Diameter luar reaktor =  $ID + 2*t_s$

$$= 78.3756 \text{ in} + 2*2 \text{ in}$$

$$= 82 \frac{3}{8} \text{ in}$$

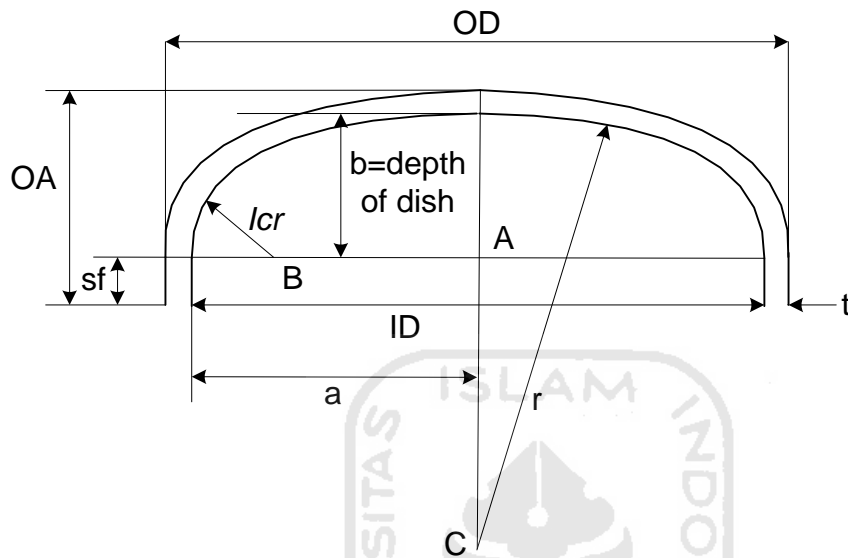
Maka digunakan diameter standar 84 in

#### **d. Menghitung Head Reaktor**

## 1. Menghitung Tebal Head Reaktor

Bentuk head : Elipstical Dished Head

Bahan yang digunakan: Carbon Steel SA 283 Grade C



Keterangan gambar :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

a = jari-jari dalam head

t = tebal head

r = jari-jari luar dish

icr = jari-jari dalam sudut icr

b = tinggi head

sf = straight flange

OA = tinggi total head

Tebal head dihitung berdasarkan persamaan :

$$t_h = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0,2.P} + C \quad (\text{Brownell, 1979})$$

$P$  = tekanan design, psi = 441 psi

$ID_s$  = diameter dalam reactor, in = 78.3756 in

$f$  = maksimum allowable stress, psi = 12650 psi

$E$  = efisiensi pengelasan = 0,85

$C$  = faktor korosi, in = 0,125

$$\text{maka } th = \frac{441 * 78,3756}{2 * 12650 * 0,85 - 0,2 * 441} + 0,125$$

$$= 1.73885592 \text{ in}$$

dipilih tebal head reaktor standar 2 in

## 2. Menghitung Tinggi Head Reaktor :

Dari tabel 5.7 Brownell p.90

$$OD_s = 84 \text{ in}$$

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

$$\text{didapat: } icr = 7,5 \text{ in}$$

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

$$a = ID_s/2 = 40 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 32,5 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 70,5 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 62,562 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 15,480 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell p.88 dengan  $th$  2 in didapat  $sf = 1,5 - 4,5$  in perancang

digunakan  $sf = 3,5$  in

Tinggi head reactor dapat dihitung dengan persamaan :

$$hH = th + b + sf$$

$$= (2 + 15,480 + 3,5) \text{ in}$$

$$= 20.9380 \text{ in}$$

$$= 0.53182598 \text{ m}$$

#### **e. Tinggi Reaktor**

Diketahui tinggi shell = 4,1 m

Tinggi reaktor total = tinggi shell + (2\*tinggi head)

$$H_{\text{total}} = 9,55 \text{ m} + (2*0.53182598) \text{ m}$$

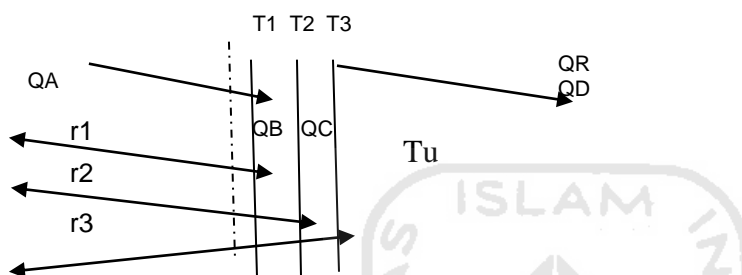
$$= 10.6137 \text{ m}$$



#### 4. Tebal Isolasi Reaktor

Asumsi :

1. Suhu dalam reaktor = suhu permukaan dinding dalam shell = suhu pendingin rata-rata
2. Keadaan steady state  $Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$
3. Suhu dinding luar isolasi isothermal



Keterangan :

$r_1$  = jari-jari dalam reaktor

$r_2$  = jari-jari luar reaktor

$r_3$  = jari-jari isolator luar

$Q_A$  = Perp. Konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

$Q_B$  = Perp. Konduksi melalui dinding reaktor

$Q_C$  = Perp. Konduksi melalui isolator

$Q_D$  = Perp. konveksi dari permukaan luar isolator

$Q_R$  = Perp. Panas radiasi

$T_1$  = Suhu dinding dalam reaktor

$T_2$  = Suhu dinding luar reaktor

$T_3$  = Suhu isolator luar

$T_u$  = Suhu udara luar

- sifat-sifat fisis bahan

\* bahan isolasi : asbestos, dengan sifat-sifat fisis (kern) :

$$k_{is} = 0,1672 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$\varepsilon = 0,96$$

\* carbon steel :  $k_s = 44,9982 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$

\* sifat-sifat fisis udara pada suhu  $T_f$  (Holman,1988. Daftar A-5)

$$T_f = 315,5 \text{ K}$$

$$\nu = 0,00002$$

$$k = 0.0274149 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$Pr = 0.70459$$

$$\beta = 0.00316957 \text{ K}^{-1}$$

$$\mu = 0.000019 \text{ kg/m.s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 1.0160 \text{ m}$$

$$r_2 = 1.0668 \text{ m}$$

$$L = 9.55 \text{ m}$$

1. Perpindahan panas konduksi

$$Q_B = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_s \cdot L \cdot (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \quad \dots\dots(a)$$

$$Q_C = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_{is} \cdot L \cdot (T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} \quad \dots\dots(b)$$

2. Perpindahan panas konveksi

$$Q_D = hc \cdot A \cdot (T_3 - T_4)$$

$$Q_D = hc.2.\pi.r_3.L.(T_3 - T_4) \quad \dots\dots(c)$$

Karena  $Gr_L.Pr > 10^9$ , sehingga :

$$hc = 1,31.(\Delta T)^{1/3}$$

$$Gr_L = \frac{g.\beta.(T_3 - T_u).L^3}{\nu^2}$$

### 3. Panas Radiasi

$$Q_R = \varepsilon.\sigma.A.(T_3^4 - T_4^4)$$

$$Q_R = \varepsilon.\sigma.2.\pi.r_3.L.(T_3^4 - T_4^4) \quad \dots\dots(d)$$

$$\sigma = 5,669 \times 10^{-8} \text{ w/m}^2.\text{k}^4$$

kemudian persamaan a, b, c dan d ditrial menggunakan solver dan didapat :

$$T_2 = 459.2345 \text{ K}$$

$$\text{Tebal isolasi (x)} = 26.4322 \text{ cm}$$

### Hasil Simulasi Program Reaktor

z (m)	x	T (K)	Ts (K)	P (atm)
0	0	623	303.0000	25
0.1000	0.009955053	622.9943	305.1733	25.00
0.2000	0.019910104	622.9877	307.3318	25.00
0.3000	0.029865152	622.9812	309.4756	25.00
0.4000	0.039820199	622.9750	311.6048	25.00
0.5000	0.049775244	622.9689	313.7195	24.99
0.6000	0.059730286	622.9629	315.8198	24.99
0.7000	0.069685327	622.9571	317.9058	24.99

0.8000	0.079640366	622.9515	319.9776	24.99
0.9000	0.089595403	622.9460	322.0353	24.99
1.0000	0.099550439	622.9407	324.0789	24.99
1.1000	0.109505472	622.9355	326.1087	24.99
1.2000	0.119460504	622.9305	328.1246	24.99
1.3000	0.129415535	622.9256	330.1268	24.99
1.4000	0.139370564	622.9209	332.1154	24.99
1.5000	0.149325591	622.9163	334.0904	24.98
1.6000	0.159280617	622.9119	336.0520	24.98
1.7000	0.169235642	622.9076	338.0002	24.98
1.8000	0.179190665	622.9034	339.9352	24.98
1.9000	0.189145687	622.8995	341.8570	24.98
2.0000	0.199100708	622.8956	343.7657	24.98
2.1000	0.209055727	622.8919	345.6615	24.98
2.2000	0.219010746	622.8884	347.5443	24.98
2.3000	0.228965763	622.8849	349.4144	24.98
2.4000	0.238920779	622.8817	351.2717	24.97
2.5000	0.248875794	622.8785	353.1163	24.97
2.6000	0.258830808	622.8755	354.9485	24.97
2.7000	0.268785821	622.8727	356.7681	24.97
2.8000	0.278740833	622.8700	358.5754	24.97
2.9000	0.288695845	622.8674	360.3704	24.97



3.0000	0.298650855	622.8649	362.1532	24.97
3.1000	0.308605865	622.8626	363.9238	24.97
3.2000	0.318560874	622.8605	365.6824	24.97
3.3000	0.328515883	622.8584	367.4291	24.96
3.4000	0.33847089	622.8565	369.1639	24.96
3.5000	0.348425897	622.8547	370.8868	24.96
3.6000	0.358380904	622.8531	372.5981	24.96
3.7000	0.36833591	622.8515	374.2978	24.96
3.8000	0.378290916	622.8502	375.9858	24.96
3.9000	0.388245921	622.8489	377.6625	24.96
4.0000	0.398200926	622.8478	379.3277	24.96
4.1000	0.40815593	622.8467	380.9816	24.96
4.2000	0.418110934	622.8459	382.6242	24.96
4.3000	0.428065938	622.8451	384.2557	24.95
4.4000	0.438020942	622.8445	385.8761	24.95
4.5000	0.447975945	622.8440	387.4855	24.95
4.6000	0.457930949	622.8436	389.0840	24.95
4.7000	0.467885952	622.8433	390.6716	24.95
4.8000	0.477840955	622.8432	392.2485	24.95
5.0000	0.497750961	622.8432	395.3701	24.95
5.1000	0.507705964	622.8435	396.9150	24.95
5.2000	0.517660968	622.8438	398.4494	24.94

5.3000	0.527615971	622.8442	399.9734	24.94
5.4000	0.537570975	622.8448	401.4871	24.94
5.5000	0.547525978	622.8455	402.9905	24.94
5.6000	0.557480982	622.8463	404.4836	24.94
5.7000	0.567435987	622.8472	405.9667	24.94
5.8000	0.577390991	622.8482	407.4397	24.94
5.9000	0.587345996	622.8494	408.9026	24.94
6.0000	0.597301001	622.8506	410.3557	24.94
6.1000	0.607256007	622.8520	411.7989	24.93
6.2000	0.617211013	622.8534	413.2323	24.93
6.3000	0.62716602	622.8550	414.6560	24.93
6.4000	0.637121027	622.8567	416.0700	24.93
6.5000	0.647076035	622.8585	417.4744	24.93
6.6000	0.657031043	622.8604	418.8693	24.93
6.7000	0.666986052	622.8625	420.2548	24.93
6.8000	0.676941062	622.8646	421.6308	24.93
6.9000	0.686896072	622.8668	422.9975	24.93
7.0000	0.696851083	622.8692	424.3550	24.93
7.1000	0.706806095	622.8716	425.7032	24.92
7.2000	0.716761108	622.8741	427.0423	24.92
7.3000	0.726716121	622.8768	428.3723	24.92
7.4000	0.736671136	622.8795	429.6934	24.92

7.5000	0.746626151	622.8824	431.0054	24.92
7.6000	0.756581167	622.8854	432.3086	24.92
7.7000	0.766536184	622.8884	433.6029	24.92
7.8000	0.776491202	622.8916	434.8885	24.92
7.9000	0.786446221	622.8948	436.1654	24.92
8.0000	0.796401242	622.8982	437.4336	24.91
8.1000	0.806356263	622.9016	438.6932	24.91
8.2000	0.816311285	622.9052	439.9443	24.91
8.3000	0.826266309	622.9088	441.1869	24.91
8.4000	0.836221334	622.9126	442.4211	24.91
8.5000	0.84617636	622.9164	443.6470	24.91
8.6000	0.856131387	622.9204	444.8645	24.91
8.7000	0.866086416	622.9244	446.0738	24.91
8.8000	0.876041445	622.9285	447.2749	24.91
8.9000	0.885996477	622.9328	448.4679	24.90
9.0000	0.895951509	622.9371	449.6528	24.90
9.1000	0.905906543	622.9415	450.8297	24.90
9.2000	0.915861579	622.9460	451.9987	24.90
9.3000	0.925816616	622.9506	453.1597	24.90
9.4000	0.935771654	622.9553	454.3129	24.90
9.5000	0.945726694	622.9600	455.4582	24.90
9.5500	0.950704214	622.9625	456.0280	24.90

9.6000	0.955681735	622.9649	456.5959	24.90
9.7000	0.965636778	622.9698	457.7258	24.90
9.8000	0.975591823	622.9749	458.8481	24.90

Dari tabel diatas diketahui :

Konversi (x) = 0.951

Suhu gas masuk (Tin) = 623 K

Suhu gas keluar (Tout) = 622.9625 K

Panjang tube reaktor (z) = 9.5500 m

Tekanan masuk (Pin) = 25 atm

Tekanan keluar (Pout) = 24.9 atm

Suhu pendingin masuk (Tp in) = 303.00 K

Suhu pendingin keluar (Tp out) = 456.03 K

