

**PRA RANCANGAN PABRIK N-PROPANOL DARI  
ETILEN DAN GAS INTESA DENGAN KAPASITAS  
20.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat  
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**

**Konsentrasi Teknik Kimia**



Oleh:

Nama : Rizqi Ayu Pratiwi

Nama : Amirah Mufida

No. Mahasiswa : 15521021

No. Mahasiswa : 15521259

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

**2020**

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL  
PRA RANCANGAN PABRIK**

**Saya yang bertanda tangan dibawah ini:**

**Nama : Rizqi Ayu Pratiwi**

**Nama : Amirah Mufida**

**No. Mahasiswa : 15521021**


**No. Mahasiswa : 15521259**

Yogyakarta, Mei 2020

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

Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

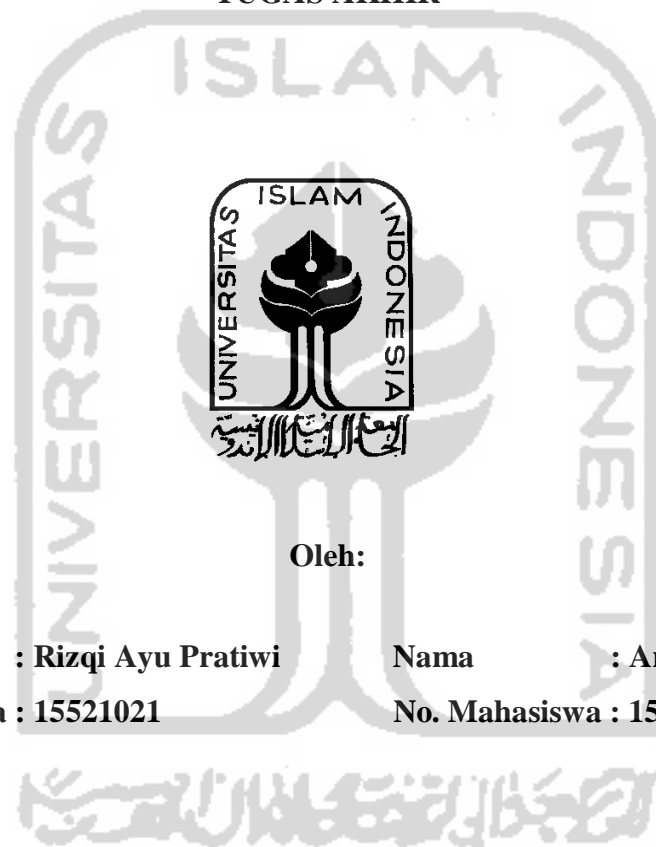
  
Rizqi Ayu Pratiwi

  
Amirah Mufida

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**

**PRA RANCANGAN PABRIK N-PROPANOL**  
**DARI ETILEN DAN GAS SINTESA**  
**DENGAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**



Oleh:

Nama : Rizqi Ayu Pratiwi Nama : Amirah Mufida  
No. Mahasiswa : 15521021 No. Mahasiswa : 15521259

Yogyakarta, Mei 2020

**Dosen Pembimbing 1**

**Dosen Pembimbing 2**

(Asmanto Subagyo., Ir.-M.Sc.)

**Ir. Asmanto Subagyo, M.Sc.**

**Achmad Chafidz Mas Sahid, S.T., M.Sc.**

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**

**PRA RANCANGAN PABRIK N-PROPANOL  
DARI ETILEN DAN GAS SINTESA  
DENGAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN PABRIK**

Oleh:

Nama : Rizqi Ayu Pratiwi      Nama : Amirah Mufida  
No. Mahasiswa : 15521021      No. Mahasiswa : 15521259

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai salah satu syarat untuk memperoleh  
Gelar Sarjana Teknik Konsentrasi Teknik Kimia  
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 09 Juli 2020

**Tim Penguji**

**Ir. Asmanto Subagyo, M.Sc.**

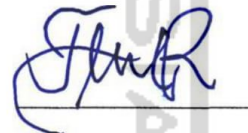
Ketua



(Asmanto Subagyo, Ir.-M.Sc.)

**Faisal R.M., Drs. Ir., MSIE., Ph.D.**

Anggota 1



**Tintin Mutiara, S.T., M.Eng.**

Anggota 2



Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



**Dr. Suharno Rusdi**

## KATA PENGANTAR



*Assalamu'alaikum Wr., Wb.*

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik N-Propanol dari Etilen dan Gas Sintesa dengan kapasitas 20.000 Ton/Tahun”, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang menyertai dan meridhoi setiap jalan yang di lalui dan memberikan semua kemudahan yang di hadapi.
2. Nabi Muhammad SAW sebagai panutan dan tauladan serta ajaran-ajaran yang menjadi pedoman dalam setiap langkah kehidupan.
3. Keluarga besar penulis yang selalu mendukung baik dalam bentuk do'a ataupun semangat.

4. Suharno Rusdi, Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Ir. Asmanto Subagyo, M.Sc. selaku pembimbing tugas akhir. Penulis mengucapkan banyak terima kasih atas bimbingan dan arahnya selama penulis melaksanakan tugas penelitian.
6. Achmad Chafidz Mas Sahid, S.T., M.Sc. selaku pembimbing tugas akhir. Penulis mengucapkan banyak terima kasih atas bimbingan dan arahnya selama penulis melaksanakan tugas penelitian.
7. Teman-teman Teknik Kimia 2015 yang selalu memberikan dukungan semangat serta do'a.
8. Seluruh keluarga besar Jurusan Teknik Kimia.
9. Serta semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang telah membantu penulis menyelesaikan tugas akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

Penulis menyadari bahwa laporan ini jauh dari sempurna dan masih banyak kekurangan mengingat keterbatasan pengalaman dan kemampuan penulis, oleh karena itu kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan penulis demi hasil yang lebih baik di masa mendatang.

Yogyakarta, Mei 2020

Penulis

## DAFTAR ISI

PRA RANCANGAN PABRIK N-PROPANOL DARI ETILEN DAN GAS INTESA DENGAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN .....	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL .....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING .....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iv
KATA PENGANTAR .....	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	ix
DAFTAR GAMBAR.....	xi
ABSTRACT.....	xii
INTISARI .....	xiii
BAB I.....	1
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Produksi .....	2
1.3 Tinjauan Pustaka .....	5
BAB II .....	9
2.1 Spesifikasi Bahan .....	9
2.2 Pengendalian Kualitas .....	12
BAB III.....	15
3.1 Uraian Proses .....	15
3.2 Spesifikasi Alat Proses .....	17
3.3 Perencanaan Produksi.....	27
BAB IV.....	29
4.1 Lokasi Pabrik.....	29
4.2 Tata Letak Pabrik .....	30
4.3 Tata Letak Alat Proses .....	32
4.4 Alir Proses Dan Material.....	37
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas) .....	43

4.6	Organisasi Perusahaan .....	52
4.7	Catatan .....	61
BAB V .....		83
5.1.	Kesimpulan.....	83
DAFTAR PUSTAKA .....		85
LAMPIRAN REAKTOR.....		121
<b>LAMPIRAN</b> .....		<b>121</b>

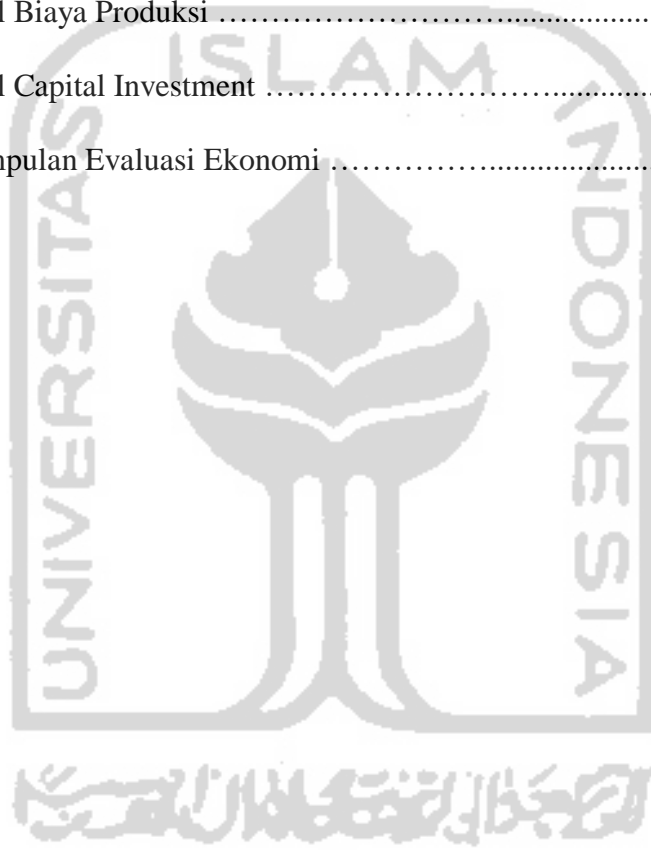




## DAFTAR TABEL

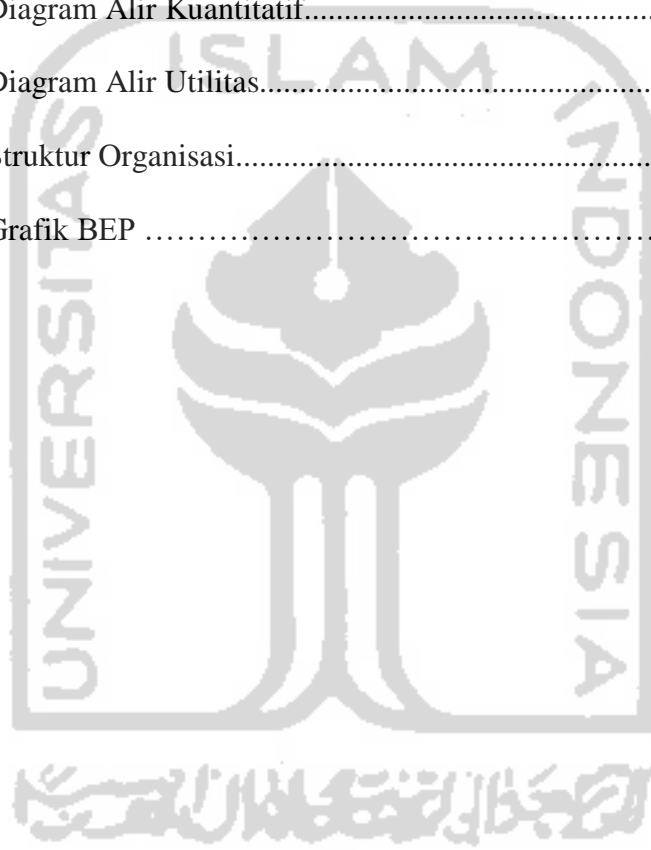
Tabel 1.1	Data Impor Produk.....	3
Tabel 1.2	Data Ekspor Produk.....	4
Tabel 3.1	Kebutuhan Bahan Baku.....	27
Tabel 4.1	Perincian Luas tanah dan Bangunan Pabrik.....	30
Tabel 4.2	Neraca Massa Masuk.....	36
Tabel 4.3	Neraca Massa Keluar.....	36
Tabel 4.4	Neraca Massa Reaktor-01.....	37
Tabel 4.5	Neraca Massa Separator-01.....	37
Tabel 4.6	Neraca Massa Reaktor-02.....	38
Tabel 4.7	Neraca Massa Separator-02.....	38
Tabel 4.8	Neraca Panas Vaporizer.....	39
Tabel 4.9	Neraca Panas Reaktor-01.....	39
Tabel 4.10	Neraca Panas Reaktor-02.....	39
Tabel 4.11	Gaji Karyawan.....	61
Tabel 4.12	Jadwal Kerja.....	63
Tabel 4.13	Indeks CEP.....	66
Tabel 4.14	Harga Alat.....	67
Tabel 4.15	Physical Plant Cost .....	75
Tabel 4.16	Direct Plant Cost .....	75
Tabel 4.17	Fix Capital Investment .....	75
Tabel 4.18	Direct Manufacturing Cost .....	76

Tabel 4.19 Indirect Manufacturing Cost .....	76
Tabel 4.20 Fixed Manufacturing Cost .....	76
Tabel 4.21 Total Manufacturing Cost .....	76
Tabel 4.22 Working Capital.....	77
Tabel 4.23 General Expense .....	77
Tabel 4.24 Total Biaya Produksi .....	77
Tabel 4.25 Total Capital Investment .....	78
Tabel 5.1 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi .....	83



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Grafik Data Impor Propil Alkohol.....	4
Gambar 4.1	Lay Out Pabrik.....	33
Gambar 4.2	Tata Letak Alat Proses.....	35
Gambar 4.3	Diagram Alir Kuantitatif.....	41
Gambar 4.4	Diagram Alir Utilitas.....	50
Gambar 4.5	Struktur Organisasi.....	53
Gambar 4.6	Grafik BEP .....	81



## ABSTRACT

*The preliminary design of n-propanol for 20,000 ton/year capacities utilizes ethylene, syn gas and hydrogen of raw material to result n-propanol 99.9%. The process is Oxo with rhodium-silica catalyst to produce n-propanol in fixed bed reactor at 130 K and 20 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 31504 m<sup>2</sup> of land and needs 150 employees. It works continually for 24 hours/day and 330 days/year. Process unit requires 15.339,1561 ton/year of ethylene, 20.991,6186 ton/year of syn gas and 6.563,4624 ton/year of hydrogen whereas utility unit needs 135.788,5485 kg/hour water for cooling, 3.951,4089 kg/hour water for domestic, 24.443,3988 kg/hour of steam, 146,6347 kW of electricity, 11,7991 kg/hour of fuel oil and 37,3824 m<sup>3</sup>/hour of pressured air. The economic evaluation shows Fixed Capital of Rp 154.315.619.882, Working Capital of Rp 924.597.128.197, Profit before taxes Rp 64.812.560.350, Profit after taxes Rp 32.406.280.175. Feasibility studies results in Break Even Point (BEP) of 59% (BEP requisite in Indonesia 40% - 60 %), Shut Down Point (SDP) of 49%, and Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) of 3%. Meanwhile Return On Investment Before Taxes (ROI<sub>b</sub>) of 42% (ROI<sub>b</sub> requisite for high risk plant > 44%) and Return On Investment After Taxes (ROI<sub>a</sub>) of 21%. along with Pay Out Time Before Taxes (POT<sub>b</sub>) of 2 years (POT<sub>b</sub> requisite for high risk plant < 2 years) and Pay Out Time After Taxes (POT<sub>a</sub>) of 3 years in a row. Based on this economic evaluation, it can be concluded that n-propanol plant of 20,000 ton/year is economically feasible.*

## INTISARI

Pra rancangan pabrik n-propanol dengan kapasitas 20.000 ton/tahun menggunakan bahan baku etilene, gas sintesis dan hidrogen menghasilkan n-propanol dengan kemurnian 99,9%. Proses pembuatan n-propanol dilakukan dengan proses Oxo menggunakan katalis rhodium-silica dalam reaktor fixed bed multitube, reaksi berlangsung pada fase gas pada suhu 130 °C dan tekanan 20 atm. Pabrik ini termasuk pabrik yang beresiko tinggi karena prosesnya berlangsung pada kondisi operasi (suhu dan tekanan) tinggi, selain itu bahan baku dan produk merupakan bahan kimia yang mudah terbakar. Pabrik ini direncanakan didirikan di Cilegon, Banten, di atas tanah seluas 31504 m<sup>2</sup> dan membutuhkan 150 karyawan. Pabrik beroperasi secara kotinyu selama 24 jam/hari dan 330 hari/tahun. Proses membutuhkan etilen sebesar 15.339,1561 ton/tahun, gas sintesa sebesar 20.991,6186 ton/tahun, dan hydrogen sebesar 6.563,4624 ton/tahun sebagai bahan baku. Utilitas pendukung meliputi penyediaan air pendingin sebesar 135.788,5485 kg/jam, air untuk keperluan domestik 3.951,4089 kg/jam, air untuk kebutuhan steam 24.443,3988 kg/jam, kebutuhan listrik sebesar 146,6347 kW, kebutuhan bahan bakar sebesar 11,7991 kg/jam dan 37,3824 m<sup>3</sup>/jam udara tekan. Hasil evaluasi ekonomi menunjukkan modal tetap sebesar Rp 154.315.619.882, modal kerja sebesar Rp 924.597.128.197, keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 64.812.560.350, keuntungan setelah pajak Rp 32.406.280.175. Berdasarkan hasil analisa kelayakan diperoleh Break Even Point (BEP) sebesar 59% (syarat BEP 40-60%), Shut Down Point (SDP) sebesar 49% dan Discounted Cash Flow Rate (DCFR) sebesar 3%. Sementara itu, Return on Investment sebelum pajak (ROI<sub>b</sub>) sebesar 42% (syarat ROI<sub>b</sub> pabrik beresiko tinggi 11-44%) dan Return on Investment sesudah pajak (ROI<sub>a</sub>) sebesar 21%, Pay Out Time sebelum pajak (POT<sub>b</sub>) sebesar 2 tahun (syarat POT<sub>b</sub> untuk pabrik beresiko tinggi < 2 tahun) dan Pay Out Time sesudah pajak (POT<sub>a</sub>) sebesar 3 tahun. Dari tinjauan ekonomi tersebut, maka dapat disimpulkan pabrik n-propanol dengan kapasitas 20.000 ton/tahun cukup layak untuk didirikan.

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1 Latar Belakang**

Perkembangan industri sebagai bagian dari usaha pembangunan ekonomi jangka panjang diarahkan untuk menciptakan struktur ekonomi yang lebih kokoh dan seimbang dengan titik berat industri maju yang didukung oleh sektor – sektor lain yang kokoh.

Sebagai negara yang sedang membangun, Indonesia sedang menggalakkan sektor industri untuk mengurangi ketergantungan terhadap barang-barang hasil industri dari luar negeri, menghemat devisa negara dan mempercepat laju pertumbuhan ekonomi Indonesia.

Salah satu bahan kimia yang masih diimpor adalah n-propanol ( $N-C_3H_8O$ ), n-propanol digunakan sebagai bahan baku dalam industri cat, kosmetik, tinta printer, pestisida, insektisida, Ester, Eeter dan N-Propylamine.

Ketergantungan bahan kimia seperti n-propanol dari negara lain tidak menguntungkan bagi perekonomian negara kita, karena jika timbul gejolak harga di negara lain maka harga barang-barang yang menggunakan n-propanol akan berubah juga.

Kegiatan pengembangan industri kimia di Indonesia diarahkan dengan tujuan diantaranya yaitu:

- a. Membuka lapangan kerja baru, berdirinya industri kimia ini akan menciptakan lapangan kerja baru, memberikan kesempatan kerja, dan pemerataan tenaga kerja sehingga dapat mengurangi angka pengangguran di Indonesia.
- b. Menghemat dan menambah sumber devisa negara, tujuannya yaitu agar produk-produk yang dihasilkan dapat memenuhi kebutuhan di dalam negeri sehingga ketergantungan terhadap negara lain dapat dikurangi. Pendirian industri di dalam negeri juga berpeluang untuk melakukan ekspor sehingga dapat menambah sumber devisa Negara.
- c. Proses alih teknologi, adanya produk-produk yang dihasilkan dengan teknologi modern membuktikan bahwa para sarjana kita mampu menyerap ilmu serta teknologi modern dan menerapkan di bidang industri sesuai bidang keahlian yang dimiliki.

## **1.2 Penentuan Kapasitas Produksi**

Ada beberapa pertimbangan dalam pemilihan kapasitas pabrik N-Propanol. Penentuan kapasitas pabrik N-Propanol dengan pertimbangan – pertimbangan sebagai berikut :

### **1.2.1. Kebutuhan Produk di Indonesia**

Meskipun n-propanol telah diproduksi di dalam negeri, namun hingga kini Indonesia masih mengimpor komoditi tersebut. Impor n-propanol ini didatangkan dari beberapa negara antara lain China, India dan Amerika. Data

yang diperoleh dari BPS (Badan Pusat Statistika), prediksi kebutuhan n-propanol mengalami peningkatan. Perkembangan impor n-propanol di Indonesia dapat dilihat pada Tabel sebagai berikut :

**Tabel 1.1 Data Impor N-Propanol**

TAHUN	JUMLAH (TON)
2012	22807,778
2013	26874,104
2014	26307,244
2015	26798,786
2016	29610,428
2017	30617,746
2018	32978,421

**Tabel 1.2 Data Ekspor N-Propanol**

TAHUN	JUMLAH (TON)
2012	0,515
2013	11,233
2014	18,527
2015	0,242
2016	0,07511
2017	0,677
2018	40,0925

**(Sumber : Badan Pusat Statistik )**



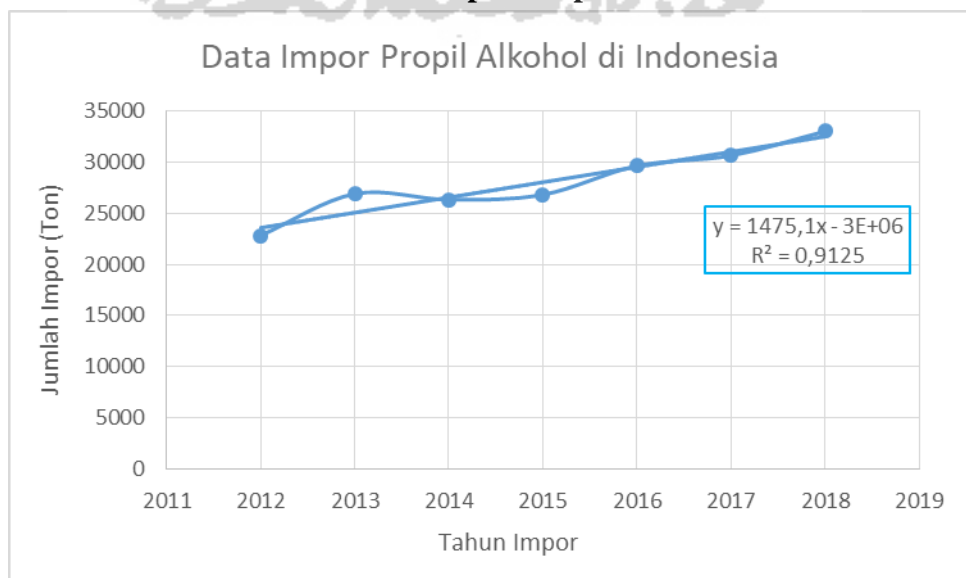
### 1.2.2. Ketersediaan N-Propanol di Indonesia

Industri n-propanol merupakan salah satu industri kimia yang dapat didirikan di Indonesia karena saat ini n-propanol diproduksi oleh beberapa perusahaan di Indonesia. Kapasitas produksi n-propanol seluruhnya mencapai 92.500 ton/tahun. Pangsa pasar n-propanol dari perusahaan Indonesia sebesar 40% dipasarkan untuk memenuhi pasar dalam negeri dan sisanya diekspor ke luar negeri dengan target utama negara-negara ASEAN seperti Malaysia, Filipina dan Thailand. Kebutuhan akan n-propanol belum dapat dipenuhi dari perusahaan tersebut sehingga dibutuhkan impor untuk mencukupinya. (*Sumber* : Badan Pusat Statistik, Impor )

### 1.2.3. Perhitungan kapasitas produksi N-propanol

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik di atas, kebutuhan N-propanol di Indonesia dapat diperkirakan mengalami kenaikan setiap tahunnya. Hal tersebut dapat dilihat dalam gambar grafik di bawah ini.

**Gambar 1.1 Grafik Data Impor Propil Alkohol di Indonesia**



Dengan melihat grafik di atas maka pabrik N-Propanol ini direncanakan didirikan pada tahun 2024, perkiraan impor N-Propanol pada tahun 2024 dari persamaan  $y = 1475,1x + 22099$

Dari perhitungan persamaan di atas dapat disimpulkan bahwa kecenderungan impor terhadap n-propanol di Indonesia mengalami peningkatan, dengan demikian kebutuhan n-propanol pada tahun 2024 sebanyak :  $y = 40275,2$  ton/ tahun.

Dan dari hasil perhitungan akhir, untuk penentuan kapasitas pabrik yang akan didirikan diambil asumsi yaitu 50% dari perkiraan kebutuhan pada tahun 2024 yaitu sebanyak 20.000 Ton/tahun.

### 1.3 Tinjauan Pustaka

#### 1.3.1. Macam – Macam Proses

N-propanol adalah suatu cairan yang tidak berwarna pada suhu kamar dan tekanan atmosferis, serta dapat larut dalam Alkohol dan Ester. N-propanol dapat dibuat dengan beberapa proses, yaitu :

##### 1. Proses Reppe

Proses Reppe adalah sintesis alkohol dari olefin, karbon monoksida dan air. Teknologi pembuatan n-propanol dengan metode ini dikembangkan oleh Badische Anilin and Soda Pabrik A.G (BASF).

Reaksi yang terjadi :



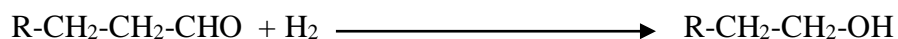
Reaksi dilakukan pada suhu 100°C dan tekanan 15 atm dengan katalis *Iron Hydrocarbonyl*. Proses Reppe mempunyai kelebihan tekanan dan suhu reaksi yang lebih rendah dan selektivitasnya yang tinggi. Namun penggunaannya masih sedikit karena katalis yang digunakan bersifat sensitif oleh adanya air dan CO<sub>2</sub>. Selain itu, teknologi proses yang digunakan masih lebih mahal. (Mc Ketta, 1975)

## 2. Proses Oxo

Proses Oxo atau hidroformulasi ditemukan oleh Otto Roelan pada tahun 1938. Roelan menyimpulkan bahwa reaksi tersebut berlaku secara umum untuk semua olefin, dan reaksi ini dinamakan Proses Oxo. Aldehid terbentuk karena penambahan gugus formaldehid pada ikatan rangkap Olefin, sehingga proses ini dinamakan hidroformulasi. Secara umum persamaan reaksinya :



Jika aldehid direaksikan dengan hidrogen maka terbentuk alkohol dengan reaksi :



Dengan : R = Gugus alkil

Dengan Proses Oxo, proses pembuatan n-propanol adalah proses 2 tahap. Tahap pertama, Etilen direaksikan dengan Gas Sintesa dengan menggunakan logam dari gugus transisi yaitu Co, Fe, Ni, Rh dan Ir.

Katalisator yang digunakan secara komersial adalah Co dan Rh tetapi Rh lebih disenangi karena dapat beroperasi pada suhu dan tekanan yang lebih rendah dan selektivitas yang lebih tinggi. Proses ini menghasilkan n-propanal.

Proses ini berlangsung pada :

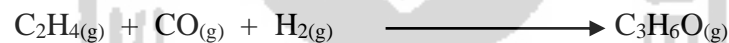
Suhu : 90-160 °C

Tekanan : 2 - 3,55 Mpa

Rasio H<sub>2</sub> : CO : 1:1

Konversi etilen menjadi n-propanal = 98 % - 99% ( 0,5% – 1% Etana dan 0,5% – 1 % *heavy ends*). Reaksi yang terjadi:

Utama:



(Kirk and Othmer, 1978)

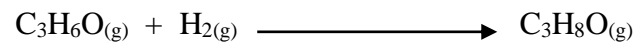
Tahap kedua, n-propanal direaksikan dengan hidrogen menjadi n-propanol dengan katalis Ni (Nikel) atau Rh (Rhodium). Kondisi operasi dapat berlangsung dalam fase cair ataupun gas. Hanya saja fase cair untuk skala komersial tidak banyak dilakukan karena kurang ekonomis. Pada fase gas reaksi berlangsung:

Suhu : 100-170 °C

Tekanan : ≤ 6,8 atm

Konversi n-propanal menjadi n-propanol 98–99% ( 2-1% Diisopropyl Eter dan *heavy ends*). Reaksi yang terjadi :

Utama:



(Ullman's vol 22A, 1993)

Dari kedua proses diatas, dipilih Proses Oxo dengan pertimbangan :

1. Sebagian besar pabrik propanol di dunia menggunakan proses ini dalam proses produksinya.
2. Katalis yang digunakan lebih stabil terhadap fluida yang bereaksi.
3. Prosesnya lebih ekonomis dibandingkan Proses Reppe.



## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Bahan

##### 2.1.1 Bahan Baku

###### 1. Etilen

Rumus molekul	: $C_2H_4$
Berat molekul	: 28,05 kg/kgmol
Wujud	: Gas (1 atm, 25 °C)
Titik beku	: -131,85 °C
Titik didih	: -103,71 °C
Densitas gas	: 7,635 mol/L
Densitas cairan	: 20,27 mol/L
Tekanan uap	: 1,006 atm
Tekanan kritis	: 49,748 atm
Suhu Kritis	: 9,4 °C
Tekanan kritis	: 50,4 atm
Viskositas cairan	: 0,1611 cP
Sp.gr	: 0,577 gr/cm <sup>3</sup>
Kemurnian	: 99,0 %wt $C_2H_4$
	0,5 %wt $CH_4$
	0,5 %wt $C_2H_6$

## 2. Gas Sintesa

Komposisi	: 45,08 % H <sub>2</sub>
	46,05 % CO
	6,30 % N <sub>2</sub>
	2,57 % CH <sub>4</sub>

- Karbon Monoksida

Rumus molekul	: CO
Berat molekul	: 28,0101 g/mol
Wujud	: Gas
Titik didih	: -192 °C
Densitas	: 1,145 g/L pada 25 °C, 1 atm
Kelarutan dalam air	: 0,0026 g/100 mL (20 °C)
Panas laten penguapam:	29,889 J/kg
Panas reaksi pembentukan:	-110,53 kJ/kg

- Nitrogen

Rumus molekul	: N <sub>2</sub>
Berat molekul	: 14,0067 g/mol
Wujud	: Gas
Titik didih	: -195,8 °C
Densitas	: 1,2506 g/L (1 atm, 0 °C)
Suhu Kritis	: -147 °C
Tekanan Kritis	: 33,534 atm

- Metana

Rumus molekul :  $\text{CH}_4$

Berat molekul : 16,043 g/mol

Wujud : Gas

Titik didih :  $-161,4\text{ }^\circ\text{C}$

Titik beku :  $-187,2\text{ }^\circ\text{C}$

Densitas : 0,6556 g/L

3. Hidrogen

Rumus molekul :  $\text{H}_2$

Berat molekul : 2,016 g/mol

Wujud : Gas

Densitas : 77,02 g/L

Titik didih normal :  $-252,8\text{ }^\circ\text{C}$

Titik beku :  $-259,04\text{ }^\circ\text{C}$  (1 atm)

Suhu Kritis :  $-239,8\text{ }^\circ\text{C}$

Tekanan kritis : 13 atm

Kemurnian : 95 %  $\text{H}_2$

5 %  $\text{CH}_4$

### 2.1.2 Spesifikasi Produk

1. N-Propanol

Rumus molekul :  $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}$

Berat molekul : 60,096 g/mol



Wujud	: Cair dan bening
Titik didih	: 97,2 °C
Titik beku	: -126,5 °C
Densitas	: 0,8034 g/L
Viskositas	: 1,938 cP
Suhu Kritis	: 263,7 °C
Tekanan kritis	: 51,7 atm
Tekanan uap	: 0,0276 atm
Sp.gr	: 0,804
Kemurnian	: 99,9 % C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O

### 2.1.3 Spesifikasi Bahan Pembantu (katalis)

#### 1. Rhodium-Silica

Rumus molekul	: SiO <sub>2</sub> - Rh
Bentuk	: <i>Sphere</i>
Diameter	: 0,43 cm
<i>Partikel density</i>	: 1,14 g/cm <sup>3</sup>
<i>Specific surface area</i>	: 342 m <sup>2</sup> /g
<i>Porosity (ε)</i>	: 0,037

## 2.2 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik n-propanol ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

### **2.2.1 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 metanol dan bahan-bahan pembantu silika-alumina dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik.

### **2.2.2 Pengendalian Proses Produksi**

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

#### **2.2.2.1 Alat Sistem Kontrol**

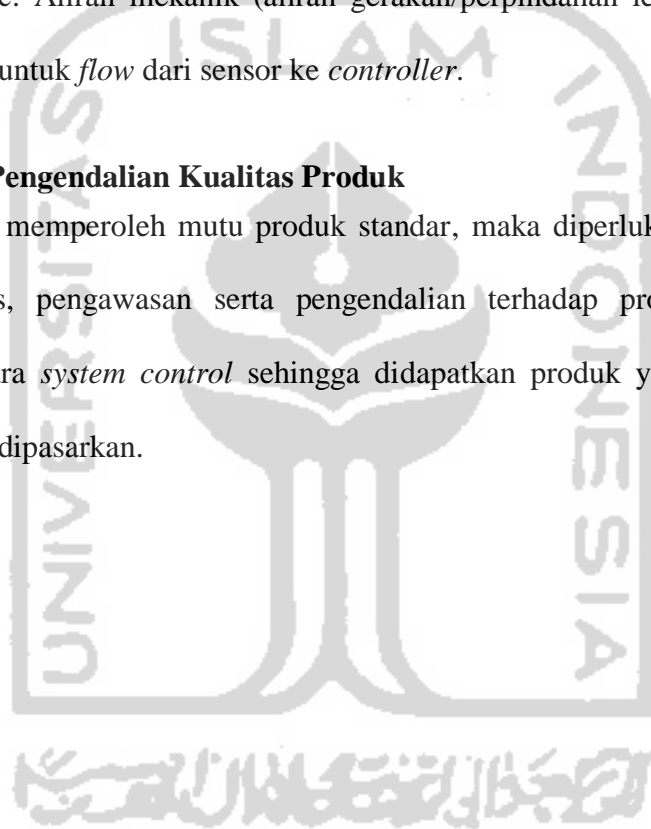
- a. Sensor, digunakan untuk mengidentifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan yaitu manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, *termocouple* untuk sensor suhu.
- b. *Controller* dan Indikator, meliputi level indikator dan *control*, *temperature indicator control*, *pressure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

### 2.2.2.2 Aliran Sistem Kontrol

- a. Aliran *pneumatic* (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*.

### 2.2.3 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**

Bahan baku etilen cair dikompresi dengan menggunakan kompresor (C-01) untuk menaikkan tekanan dari 1 atm menjadi 20 atm, kemudian gas etilen dinaikkan suhunya menggunakan heater (E-01) sampai gas tersebut bersuhu 130<sup>0</sup>C sebagai umpan reaktor-01 (R-01). Lalu, gas sintesa dinaikkan tekanannya dari 1 atm menjadi 20 atm dengan menggunakan kompresor-02 (C-02) sebagai umpan reaktor-01 (R-01).

Reaksi antara etilen-gas sintesa terjadi dalam reaktor *fixed bed multitube* dengan katalis Rh-Silica (5% Rh – 95% Silica). Reaksi berlangsung dalam fase gas secara isothermal dan adiabatik. Reaksi ini berlangsung secara endotermis sehingga diperlukan adanya pendingin. Pendingin yang digunakan adalah Dowtherm pada tekanan 5 atm. Campuran gas yang keluar dari reaktor-01 (R-01) memiliki suhu sebesar 130<sup>0</sup>C dan tekanan sebesar 20 atm.

Produk gas campuran yang keluar dari reaktor-01 (R-01) diturunkan tekanan dan suhunya, tekanan yang mulanya sebesar 20 atm diturunkan menjadi 6.8 atm dan suhu yang mulanya sebesar 130<sup>0</sup>C diturunkan menjadi 60<sup>0</sup>C menggunakan cooler (E-02). Setelah suhu dan tekanan diturunkan, produk diembunkan di kondenser-01 (CD-01) dan dipisahkan di separator drum-01 (SD-01). Pada saat pengembunan menggunakan condenser (CD-01), terdapat perubahan suhu dari 60<sup>0</sup>C menjadi 30<sup>0</sup>C. Gas yang keluar dari separator drum-01 (SD-01) dialihkan ke

purge sedangkan hasil cairnya diuapkan menggunakan vaporizer-01 (VP-01) untuk mengubah fase cair n-propanal menjadi fase gas yang akan digunakan sebagai umpan reaktor-02 (R-02). Sebelum umpan masuk kedalam R-02, umpan terlebih dahulu dinaikkan suhunya dari 30<sup>0</sup>C menjadi 135<sup>0</sup>C menggunakan heater (E-03).

Produk gas yang keluar dari reaktor-02 (R-02) memiliki tekanan 6,8 atm dan suhu 135<sup>0</sup>C. Lalu produk diturunkan tekanannya dan suhunya. Produk yang semula memiliki tekanan 6,8 atm diturunkan menjadi 1,5 atm menggunakan expansion valve. Setelah itu produk diturunkan suhunya yang semula sebesar 135<sup>0</sup>C diturunkan menjadi 40<sup>0</sup>C menggunakan cooler (E-04) dan diembunkan menggunakan kondenser-02 (CD-02). Campuran gas-cair yang keluar dari kondensor-02 (CD-02) dipisahkan menggunakan separator drum-02 (SD-02) pada tekanan 1,5 atm dan suhu 40<sup>0</sup>C. Gas yang keluar dari separator drum-02 (SD-02) dialihkan ke purge sedangkan cairan yang keluar dari SD-02 kemudian dimasukkan ke dalam tangki penyimpan-01 (TP-01) pada suhu lingkungan dan tekanan atmosferis.

## 3.2 Spesifikasi Alat Proses

### 1. REAKTOR 01 (R-01)

Tugas	: Tempat terjadinya reaksi antara etilen sebanyak 2650,46 kg/jam dan gas sintesa sebanyak 1305,45 kg/jam menjadi propionaldehid sebanyak 3955,906 kg/jam
Jenis Alat	: Reaktor fixed bed multitube
Kondisi operasi	: Isothermal dan adiabatik
	Suhu umpan masuk : 130 <sup>0</sup> C
	Suhu gas keluar : 130 <sup>0</sup> C
	Tekanan umpan masuk : 20 atm
	Tekanan gas keluar : 20 atm
Katalisator	: Rhodium-silika dengan perbandingan : 5% : 95%
Diameter katalis	: 0,63 cm
Tinggi Bed	: 6,5 m
Diameter Reaktor	: 159,03 cm
Bahan	: Carbon Steel SA 212 grade B
ID shell	: 1,8635 m
Tebal shell	: 1,5 in
Jumlah Tube	: 630 Buah
Jenis	: Elliptical dished head
Tebal head	: 1,5 in

Bahan isolasi : Silica  
Jumlah : 1 buah  
Harga : US \$ 102.785,23

## 2. REAKTOR 02 (R-02)

Tugas : Tempat terjadinya reaksi antara propionaldehid sebanyak 2613,8203 kg/jam dengan hidrogen sebanyak 829,162 kg/jam menjadi n-propanol sebanyak 3442,98 kg/jam

Jenis Alat : Reaktor fixed bed Multitube

Kondisi operasi : Isothermal dan adiabatik

Suhu umpan masuk : 135<sup>0</sup>C  
Suhu gas keluar : 135<sup>0</sup>C  
Tekanan umpan masuk : 6,8 atm  
Tekanan gas keluar : 1,5 atm

Katalisator : Rhodium-Silika dengan perbandingan : 5% : 95%

Diameter katalis : 0,63 cm

Tinggi Bed : 8,2 m

Diameter Reaktor : 186 cm

Bahan : Carbon Steel SA 283 grade C

ID shell : 1,590 m

Tebal shell : 0.4766 in

Jumlah Tube : 630 buah

Jenis : Torispherical dished head  
Tebal head : 0,75 in  
Bahan isolasi : Silica  
Jumlah : 1 buah  
Harga : US \$ 96.942,45

#### 4. Separator Drum-01 (SD-01)

Tugas : Tempat untuk memisahkan 3995,9058 kg/jam campuran dengan hasil atas berupa gas sebanyak 1344,2554 kg/jam dan hasil bawah berupa cairan sebanyak 2611,6504 kg/jam

Jenis Alat : Silinder Tegak

Kondisi Operasi :  $P = 6,8 \text{ atm}$  ,  $T = 30^{\circ}\text{C}$

Spesifikasi

Bahan : Carbon Steel SA 212 Grade B

Shell

ID Shell : 0,4703 m

Jumlah : 1 buah

Harga : US \$ 27.387,10



## 5. Separator Drum-02 (SD-02)

Tugas : Tempat untuk memisahkan 3442,98 kg/jam campuran dengan hasil atas berupa gas sebanyak 784,8219 kg/jam dan hasil bawah berupa cairan sebanyak 2658,1606 kg/jam

Jenis Alat : Silinder Tegak  
Kondisi Operasi :  $P = 6,8 \text{ atm}$  ,  $T = 40^{\circ}\text{C}$   
Spesifikasi  
Bahan : Carbon Steel SA 212 Grade B  
Shell  
ID Shell : 0,3605 m  
Jumlah : 1 buah  
Harga : US \$ 48.362,13

## 6. Vaporizer-01 (VP-01)

Tugas : Tempat untuk menguapkan propionaldehide sebanyak sebagai umpan reaktor-02 (R-02) sebanyak 2611,6504 kg/jam

Jenis alat : Horizontal Shell and Tube  
Pemanas : Steam  $T = 160^{\circ}\text{C}$   
Kondisi operasi :  $P = 6,8 \text{ atm}$  ,  $T_{in} = 40^{\circ}\text{C}$  ,  $T_{out} = 97^{\circ}\text{C}$   
Aliran fluida shell : Propanal  
Aliran fluida tube : Steam

Luas transfer panas : 2796,9638 ft<sup>2</sup>  
Beban panas : 14435832,6963 btu/jam  
Dimensi  
Shell : ID = 23,25 in, 1 pass  
Tube : OD = 0,75 in, BWG 16, L = 10 ft, Nt = 376,  
Triangular pitch 1 in, 2 pass  
Bahan : Carbon Steel  
Jumlah : 1 buah  
Harga : US \$ 9.785,86

#### 7. Condenser-01 (CD-01)

Tugas : Tempat untuk mengembunkan gas keluar reaktor-01  
(R-01) sebanyak sebanyak 3955,905821 kg/jam  
Jenis alat : Horizontal Shell and Tube  
Pendingin : Air T = 30<sup>0</sup>C – 50<sup>0</sup>C  
Kondisi operasi : P = 6.8 atm , Tin = 60<sup>0</sup>C, Tout = 40<sup>0</sup>C  
Aliran fluida shell : Gas yang keluar dari R-01  
Aliran fluida tube : Air  
Luas transfer panas : 1859,78 ft<sup>2</sup>  
Beban panas : 866902,52 btu/jam  
Dimensi  
Shell : ID = 35,00 in, 2 pass

Tube : ID = 0,62 in, OD = 0,75 in, L = 13 ft, Nt = 723,  
Triangular pitch 1 in, 2 pass

Bahan : Carbon Steel

Jumlah : 1 buah

Harga : US \$ 9.544,35

#### 8. Condenser-02 (CD-02)

Tugas : Tempat untuk mengembunkan campuran gas keluar  
reactor-02 (R-02) sebanyak 3440,3699 kg/jam

Jenis alat : Horizontal Shell and Tube

Pendingin : Air, T = 30<sup>0</sup>C – 50<sup>0</sup>C

Kondisi operasi : P = 1,5 atm , Tin = 135<sup>0</sup>C, Tout = 40<sup>0</sup>C

Aliran fluida shell : Gas yang keluar dari R-02

Aliran fluida tube : Air

Luas transfer panas : 2102,77 ft<sup>2</sup>

Beban panas : 1450384,76 btu/jam

Dimensi

Shell : ID = 35,00 in, 2 pass

Tube : ID = 0,62 in, OD = 0,75 in, L = 13 ft, Nt = 413,  
Triangular pitch 1 in, 2 pass

Bahan : Carbon Steel

Jumlah : 1 buah

Harga : US \$ 8.166,19

### 9. Heat Exchanger-01 (E-01)

Tugas	: Menaikkan suhu etilen masuk reaktor 01 sebanyak 2650,4569 kg/jam
Jenis alat	: Horizontal Shell and Tube
Pemanas	: Saturated Steam, P = 2 atm, T= 60°C
Kondisi operasi	: 20,0 atm, Tin = 30°C, Tout = 130°C
Aliran fluida shell	: Etilen
Aliran fluida tube	: Steam
Luas transfer panas	: 87,9869 ft <sup>2</sup>
Beban panas	: 461439,1213 btu/jam
Dimensi	
Shell	: ID = 2,067 in
Tube	: ID = 1,38 in, OD = 1,66 in
Bahan	: Carbon steel
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US \$ 15.644,04

### 10. Heat Exchanger-02 (E-02)

Tugas	: Menurunkan suhu campuran gas keluar reaktor-01 (R-01) sebanyak 3955,905821 kg/jam
Jenis alat	: Horizontal Shell and Tube
Pendingin	: Air Pendingin, T = 30°C – 50°C
Kondisi operasi	: P = 6,8 atm, Tin = 130°C, Tout = 60°C

Aliran fluida shell : Air pendingin  
Aliran fluida tube : Gas keluar reaktor  
Bahan : Carbon Steel  
Jumlah : 1 buah  
Harga : US \$ 47.815,40

**11. Heat Exchanger-03 (E-03)**

Tugas : Menaikkan suhu keluar separator drum-01 untuk di  
umpankan ke reaktor-02 sebanyak 2611,6504 kg/jam

Jenis alat : Horizontal Shell and Tube

Pemanas : Saturated Steam,  $P = 2 \text{ atm}$ ,  $T = 60^{\circ}\text{C}$

Kondisi operasi :  $P = 6.8 \text{ atm}$ ,  $T_{in} = 40^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{out} = 130^{\circ}\text{C}$

Aliran fluida shell : Campuran gas yang keluar dari Separator Drum-01

Aliran fluida tube : Steam

Luas transfer panas : 279,8635  $\text{ft}^2$

Beban panas : 1338798,8339 btu/jam

Dimensi

Shell : ID = 2,067 in

Tube : ID = 1,38 in, OD = 1,66 in

Bahan : Carbon Steel

Jumlah : 1 buah

Harga : US \$ 13.831,89

## 12. Heat Exchanger-04 (E-04)

Tugas	: Menurunkan suhu gas yang keluar dari R-02 sebanyak 3440,37 kg/jam
Jenis alat	: Horizontal Shell and Tube
Pendingin	: Air, $T = 30^{\circ}\text{C} - 50^{\circ}\text{C}$
Kondisi operasi	: $P = 1,5 \text{ atm}$ , $T_{in} = 130^{\circ}\text{C}$ , $T_{out} = 60^{\circ}\text{C}$
Aliran fluida shell	: Air
Bahan	: Carbon Steel
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US \$ 47.815,40

## 13. Tangki-01 (TP-01)

Tugas	: Menyimpan produk n-propanol sebanyak 956937.8 untuk 15 hari penyimpanan.
Jenis alat	: Tangki berbentuk silinder
Kondisi operasi	: $P = 1 \text{ atm}$ , $T = 40^{\circ}\text{C}$
Dimensi	
ID	: 13,1485 m
Tebal shell	: 0,19 in
Bahan	: Carbon Steel SA 283 grade C
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US \$ 60.931,85

#### 14. Kompresor-01 (C-01)

Tugas : Menaikkan tekanan gas etilen sebanyak 1305,4486 kg/jam

Jenis Alat : Centrifugal compressor triple stage

Kondisi operasi :  $P_{in} = 1 \text{ atm}$ ,  $P_{out} = 20 \text{ atm}$ ,  $T_{in} = 30^{\circ}\text{C}$ ,  
 $T_{out} = 30^{\circ}\text{C}$

Dimensi

Kapasitas : 93,6532 HP

Laju gas : 2,7506 m<sup>3</sup>/s

Jumlah : 1 buah

Harga : US \$ 4.054,17

#### 15. Kompresor-02 (C-02)

Tugas : Menaikkan tekanan gas sintesa untuk umpan R-01 sebanyak 2650,4569 kg/jam

Jenis Alat : Centrifugal compressor triple stage dengan intercooling

Kondisi operasi :  $P_{in} = 1 \text{ atm}$ ,  $P_{out} = 20 \text{ atm}$ ,  $T_{in} = 30^{\circ}\text{C}$ ,  
 $T_{out} = 130^{\circ}\text{C}$

Dimensi

Kapasitas : 9,0737 HP

Laju gas : 1,1451 m<sup>3</sup>/s

Jumlah : 1 buah

Harga : US \$ 13.712,65

### 16. Kompresor-03 (C-03)

Tugas : Meningkatkan tekanan H<sub>2</sub> sebagai umpan reaktor-02 (R-02) sebanyak 829.1622 kg/jam

Jenis Alat : Centrifugal compressor double stage dengan intercooling

Kondisi operasi : P in = 1 atm, P out = 6,8 atm, T<sub>in</sub> = 30<sup>0</sup>C, T<sub>out</sub> = 130<sup>0</sup>C

Dimensi

Kapasitas : 2,5413 HP

Laju gas : 0,3225 m<sup>3</sup>/s

Jumlah : 1 buah

Harga : US \$ 21.255,41

## 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 etilen diperoleh dari Chandra Asri dan untuk gas sintesa diperoleh dari Krakatau Steel di kota Cilegon, provinsi Banten.



Tabel 3.1 Kebutuhan bahan baku

Komponen	Kebutuhan bahan baku (ton/tahun)	Rerata ketersediaan bahan baku (ton/tahun)
Ethilene	10235,764	800000
Syn Gas	20991,619	420000
H2	1193,4113	200000

Dari tabel di atas dapat disimpulkan bahwa ketersediaan bahan baku metanol 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 pendirian pabrik n-propanol direncanakan ada dibangun di kota Cilegon, provinsi Banten dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Ketersediaan Bahan Baku

Untuk menekan penyimpanan dan transportasi bahan baku maka pabrik didirikan berdekatan dengan penghasil bahan baku yaitu PT. Chandra Asri dan Krakatau Steel.

2. Merupakan Daerah yang Menjadi Kawasan Industri

Dengan mendirikan pabrik di daerah industri maka banyak keuntungan yang akan didapat seperti ketersediaan air, listrik dan sarana penunjang produksi yang lainnya.

3. Tenaga Kerja

Tenaga kerja dengan kualitas yang baik mudah dicari karena Cilegon merupakan kota besar dan letaknya di pulau Jawa yang dimana penduduknya mendapatkan pendidikan yang cukup baik.

#### 4. Pemasaran Produk

Pemasaran produk cukup strategis karena jalur transportasi di kota Cilegon sudah sangat mendukung baik di darat maupun melewati jalur laut.

### **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 :

#### 1. Daerah Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium

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

#### 2. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

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

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

#### 4. Daerah Utilitas dan *Power Station*

Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan.

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

Tabel 4.1. Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

**LUAS TANAH DAN BANGUNAN**

<b>lokasi</b>	<b>Panjang (m)</b>	<b>Lebar (m)</b>	<b>Luas (m<sup>2</sup>)</b>
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	100	50	5000
Control Room	28	10	280
Control Utilitas	10	10	100
Jalan dan taman	60	40	2400
Perluasan pabrik	200	100	20000
<b>Luas Tanah</b>			<b>31504</b>
<b>Luas Bangunan</b>			<b>6264</b>
<b>Total</b>	<b>958</b>	<b>576</b>	<b>31504</b>

### **4.3 Tata Letak Alat Proses**

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

1. **Aliran Bahan Baku dan Produk**

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

2. **Aliran Udara**

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

3. **Pencahayaan**

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

4. **Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan**

Dalam perancangan layout peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

## 5. Pertimbangan Ekonomi

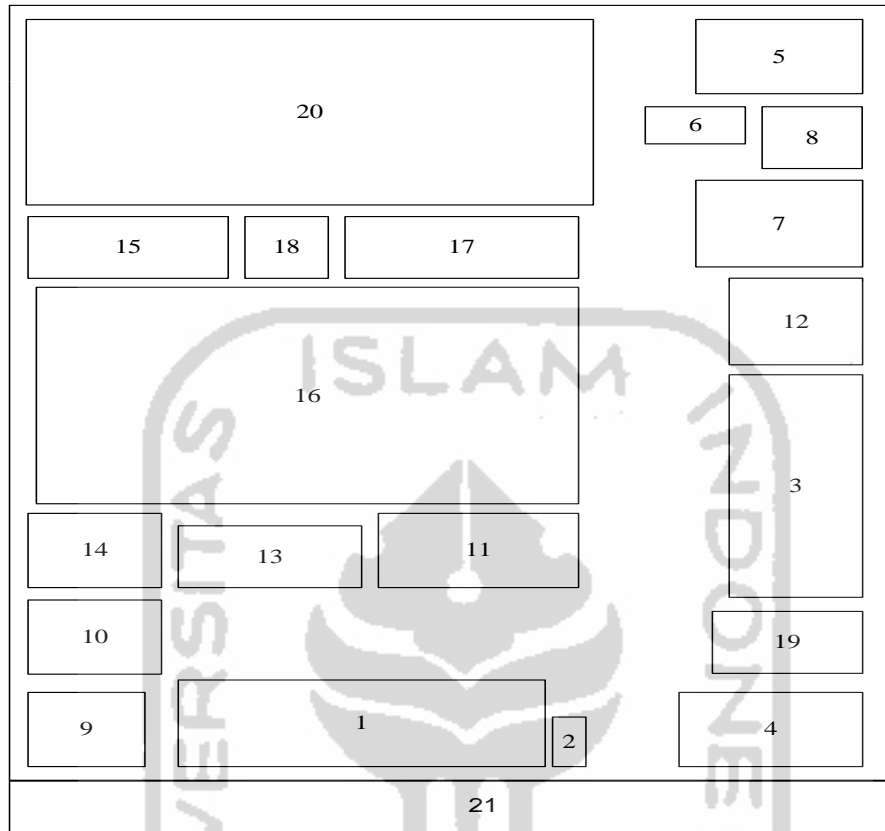
Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik, diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

## 6. Jarak antar Alat Proses

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



## LAY OUT PABRIK N-PROPANOL



Skala 1 : 2000

Gambar 4.1 Lay Out Pabrik

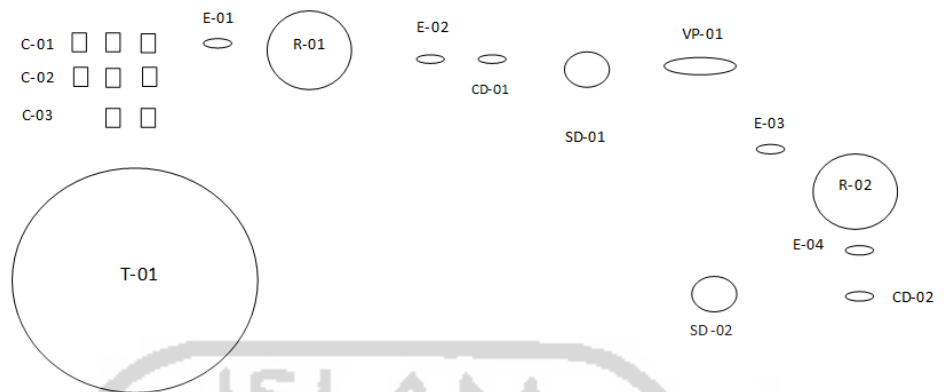
### Keterangan Gambar :

1. Kantor Utama
2. Pos Keamanan
3. Mess
4. Parkir Tamu
5. Parkir Truk
6. Ruang timbang truk
7. Kantor Teknik dan Produksi
8. Klinik
9. Masjid

10. Kantin
11. Bengkel
12. Unit Pemadam Kebakaran
13. Gudang Alat
14. Laboratorium
15. Utilitas
16. Area Proses
17. Control Room
18. Kontrol Utilitas
19. Taman
20. Perluasan Pabrik
21. Jalan Raya







Skala 1 : 200

Keterangan Gambar :

- |    |                  |                     |
|----|------------------|---------------------|
| C  | = Compresor      | CD = Condenser      |
| VP | = Vaporizer      |                     |
| SD | = Separator Drum |                     |
| E  | = Heat Exchanger | T = Tangki Peyimpan |
| R  | = Reaktor        |                     |

Gambar 4.2 Tata Letak Alat Proses

## 4.4 Alir Proses Dan Material

### 4.4.1 Neraca Massa

#### 4.4.1.1 Neraca massa total

Tabel 4.2 Neraca Massa Masuk

Komponen		Arus 1 (kg/jam)	Etilene	Hidrogen
H2	kg/jam	150,6832		799,199
CO	kg/jam	2138,776		
N2	kg/jam	292,6335		
CH4	kg/jam	68,36417	6,527245	29,5205
C2H4	kg/jam		1292,394	
C2H6	kg/jam		6,527245	
C3H6O	kg/jam			
C3H8O	kg/jam			
Total	kg/jam	2650,457	1305,449	828,72
Total Masuk	kg/jam	4784,63		

Tabel 4.3 Neraca Massa Keluar

Komponen		Purge 1	Purge 2	Bottom Separator
H2	kg/jam	58,7434	711,727	
CO	kg/jam	873,977	0,08142	
N2	kg/jam	291,868	0,76584	
CH4	kg/jam	46,1491	58,2628	
C2H4	kg/jam	9,745	3,17892	
C2H6	kg/jam	12,9669	7,27444	
C3H6O	kg/jam	50,8068	0,42599	51,0062
C3H8O	kg/jam		1,96423	2605,69
Total	kg/jam	1344,26	783,681	2656,69
Total Keluar	kg/jam	4784,63		

Error = 0 kg/jam

#### 4.4.1.2 Neraca Massa per Alat

##### 4.4.1.2.1 Reaktor-01

Tabel 4.4 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input (KG/JAM)		Output (KG/JAM)
	1	2	
H2	150.683		58.7433718
CO	2138.78		874.058028
N2	292.633		292.633455
CH4	68.3642	6.52724	74.8914189
C2H4		1292.39	12.9239443
C2H6		6.52724	20.2413481
C3H6O			2622.41425
Sub Total	2,650.460	1,305.44448	3,955.9058161
Total	3,955.905		3,955.9058161

Error = 0 kg/jam

##### 4.4.1.2.2 Separator Drum-01

Tabel 4.5 Neraca Massa Separator Drum-01

Komponen	Input (KG/JAM)	Output (KG/JAM)	
		5	6
H2	58.7433718	58.743	0.0000
CO	874.058028	873.9742	0.838
N2	292.633455	291.845	0.7883
CH4	74.8914189	45.6340	29.25740
C2H4	12.9239443	9.675	3.2489
C2H6	20.2413481	12.8313	7.4107
C3H6O	2622.41425	49.3825	2573.0381
Sub Total	3,955.9058161	1,342.086	2,614.58140
Total	3,955.9058161	3,956.667	

Error = 0 kg/jam

#### 4.4.1.2.3 Reaktor-02

Tabel 4.7 Neraca Massa Reaktor-02

Komponen	Input (KG/JAM)		Output (KG/JAM)
	6	3	
H2	0.000	799.6417249	712.1213855
CO	0.083816154		0.083816154
N2	0.788		0.788299
CH4	29.2574	29.52050	58.7778949
C2H4	3.248909204		3.248909204
C2H6	7.410068532		7.410068532
C3H6O	2573.031765		51.46063531
C3H8O			2609.091469
Sub Total	2,613.820	829.16222	3,442.9824780
Total	3,442.982		3,442.9824780

Error = 0 kg/jam

#### 4.4.1.2.4 Separator Drum-02

Tabel 4.8 Neraca Massa Separator Drum-02

Komponen	Input (KG/JAM)	Output (KG/JAM)	
		8	9
H2	712.1213855	712.121	0.0000
CO	0.083816154	0.083816154	0
N2	0.788299	0.788	0
CH4	58.7778949	58.7779	0.00000
C2H4	3.248909204	3.248909204	0
C2H6	7.410068532	7.410068532	0
C3H6O	51.46063531	0.42623057	51.03440474
C3H8O	2609.091469	1.965321266	2607.126148
Sub Total	3,442.9824780	784.822	2,658.16055
Total	3,442.9824780	3,442.982	

Error = 0 kg/jam

#### 4.4.2 Neraca Panas

Suhu referensi = 25 °C

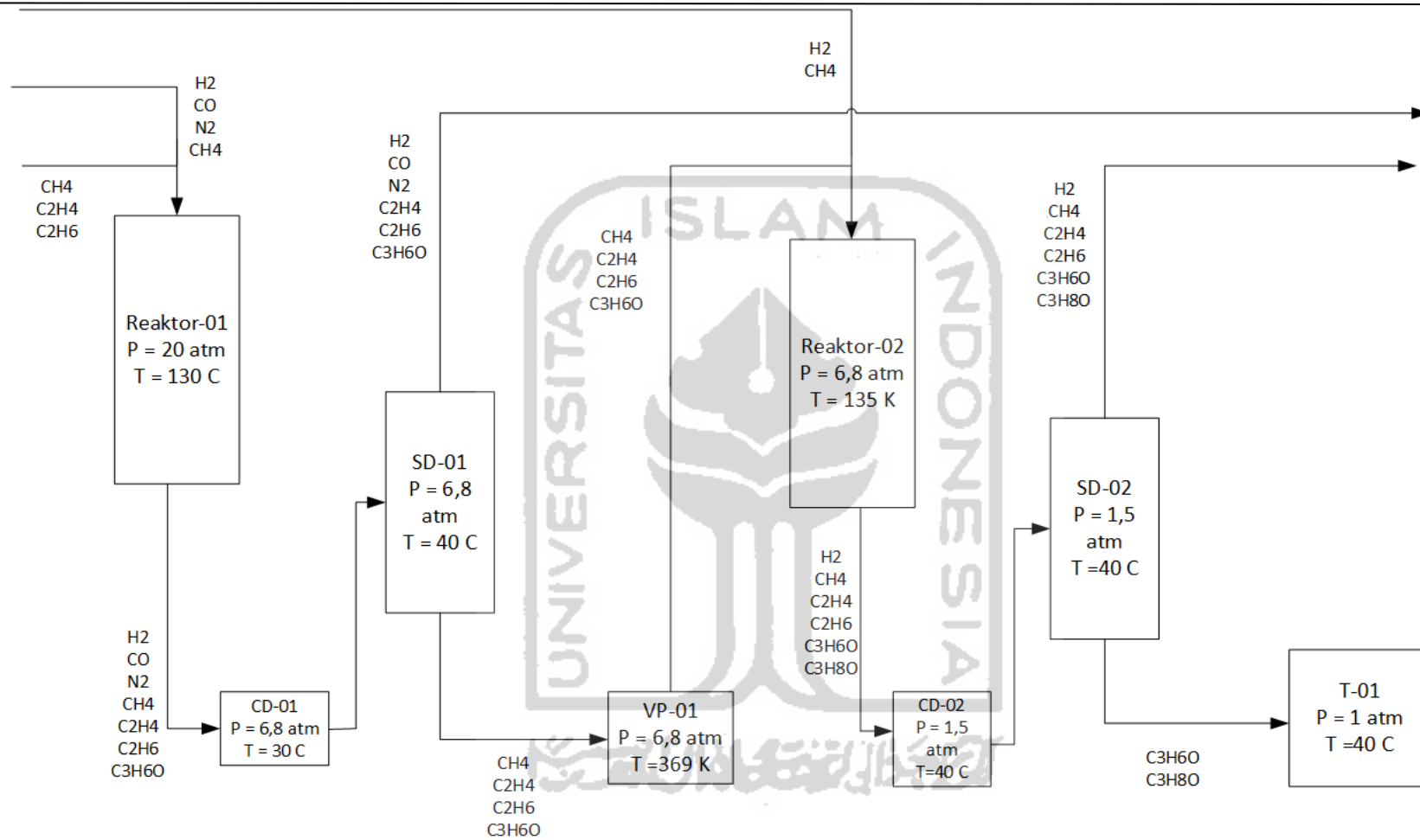
##### 4.4.2.1 Reaktor-01

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
H2	150.6832389	58.74337179
CO	2138.776031	874.0580278
N2	292.6334553	292.6334553
CH4	74.89141893	74.89141893
C2H4	1292.394432	12.92394432
C2H6	6.527244604	20.24134815
C3H6O		2622.414254
Panas Reaksi	834,101.17	0
Panas Cairan Pendingin	0	834,101.17
Total	838057.074	838057.074

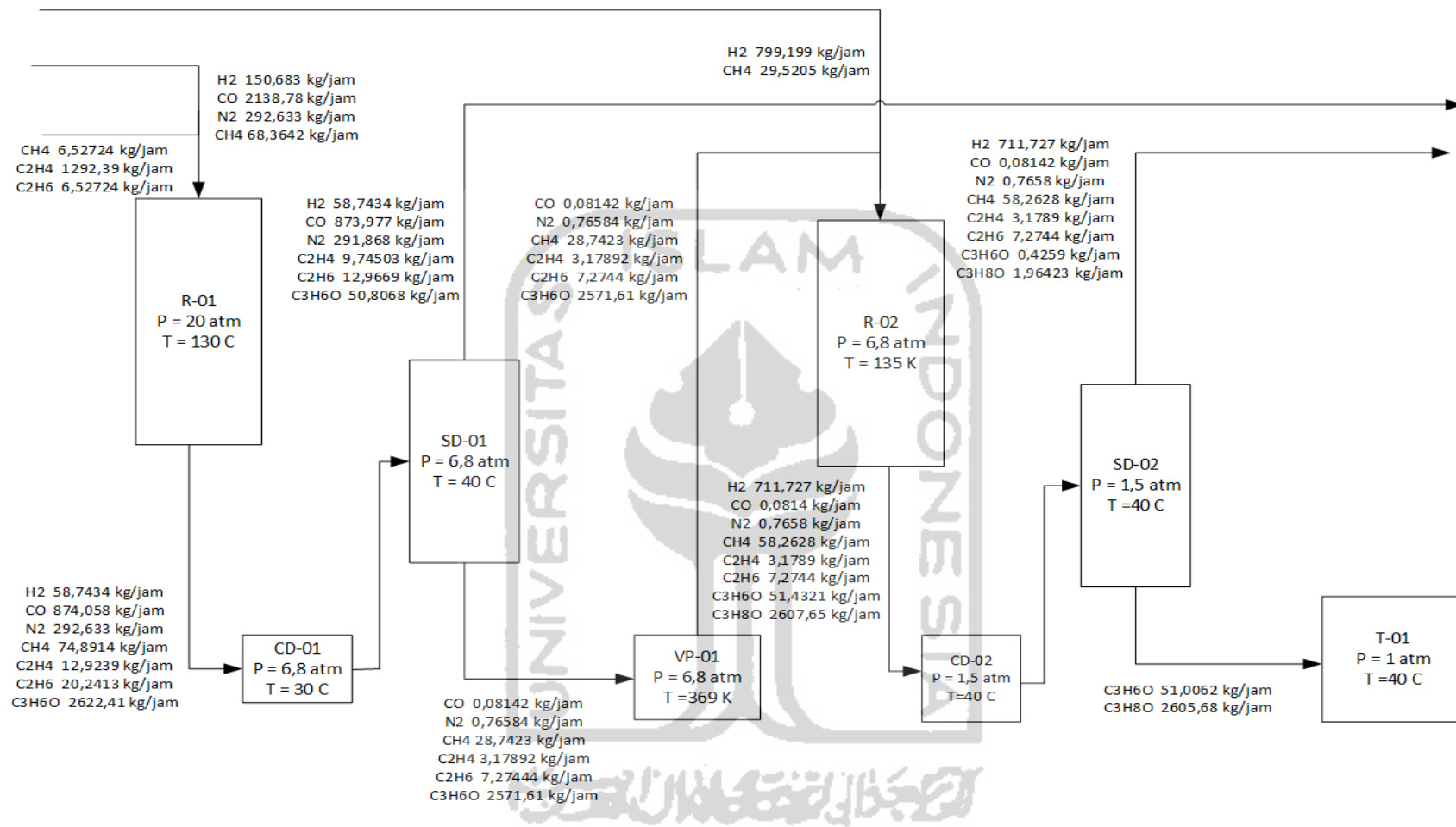
##### 4.4.2.2 Reaktor-02

Tabel 4.12 Neraca Panas Reaktor-02

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
H2	799.6417249	712.1213855
CO	0.083816154	0.083816154
N2	0.788298972	0.788298972
CH4	58.77789489	58.77789489
C2H4	3.248909204	3.248909204
C2H6	7.410068532	7.410068532
C3H6O	2573.031765	51.46063531
C3H8O		2609.091469
Panas Reaksi	1736397.483	0
Panas Cairan Pendingin	0	1736397.483
TOTAL	1739840.465	1739840.465



Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif

## 4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Utilitas adalah sekumpulan unit-unit proses di dalam suatu industri kimia yang mempunyai fungsi untuk menunjang proses utama pabrik. Unit-unit yang pada umumnya menjadi tanggung jawab utilitas adalah:

1. Unit Pengolahan dan Penyediaan Air (*Water System*).
2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation*).
3. Unit Pembangkit/Pendistribusian Listrik (*Power Plant/Power Distribution Unit*).
4. Unit Penyedia Udara.
5. Unit Penyedia Bahan Bakar.

Secara keseluruhan, proses pengolahan air dapat dibagi menjadi beberapa tahapan proses, yaitu :

1. Proses Pengendapan Awal (Mekanis).
2. Proses Pengendapan secara Kimia.
3. Proses Penyaringan (Filtrasi).
4. Proses *Desinfectant* (untuk keperluan rumah tangga).
5. Proses Demineralisasi dan Deaerasi (untuk keperluan umpan Boiler).

### 4.5.1 Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air meliputi air pendingin, air umpan Boiler, air untuk keperluan kantor dan rumah tangga, air untuk pemadam kebakaran dan air cadangan. Untuk memenuhi kebutuhan air, suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai



sumbernya. Dalam perancangan pabrik *n-propanol* ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai Cimaung. Adapun penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.
2. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
3. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
4. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk :

1. Air Pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut :

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- c. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- e. Tidak terdekomposisi.

## 2. Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini biasanya digunakan untuk keperluan perumahan, perkantoran laboratorium, dan masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

### a. Syarat fisika, meliputi:

- 1) Suhu : Di bawah suhu udara
- 2) Warna : Jernih
- 3) Rasa : Tidak berasa
- 4) Bau : Tidak berbau

### b. Syarat kimia, meliputi:

- 1) Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- 2) Tidak mengandung bakteri.

## 3. Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan Boiler adalah sebagai berikut :

### a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi dalam Boiler biasanya disebabkan oleh air mengandung larutan-larutan asam dan gas-gas terlarut seperti O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S dan NH<sub>3</sub>. O<sub>2</sub> masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

b. Zat yang dapat menyebabkan kerak (scale forming).

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

c. Zat yang menyebabkan foaming.

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan foaming pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

#### 4.5.1.1 Unit Pengolahan Air

Tahapan - tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut:

##### 1. Clarifier

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan diolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan desinfektan maupun dengan penggunaan *ion exchanger*.

Mula-mula *raw water* diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu:

a.  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ , yang berfungsi sebagai flokulan.

b.  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ , yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum

( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ ), *coagulant acid* digunakan sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH digunakan sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan menggunakan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier turbidity*-nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

## 2. Penyaringan

Air dari *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan/ menyaring partikel - partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan perkiraan *turbidity* sekitar 2 ppm, lalu dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (*filter water reservoir*).

Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. *Sand filter* akan berkurang kemampuannya penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan cara *back washing*.

## 3. Demineralisasi

Untuk umpan ketel (*Boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan yaitu bebas dari garam - garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion - ion yang

terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm.

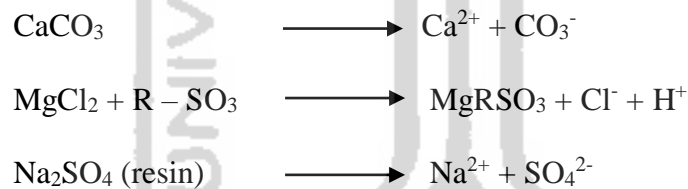
Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut :

a. *Cation Exchanger*

*Cation exchanger* ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion  $H^+$  sehingga air yang akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion  $H^+$ .

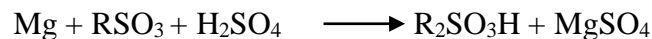
Sehingga air yang keluar dari *cation tower* adalah air yang mengandung anion dan ion  $H^+$ .

Reaksi:



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan menjadi jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat.

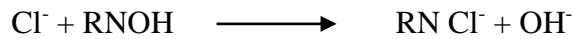
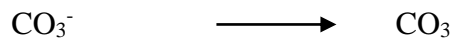
Reaksi:



b. *Anion Exchanger*

*Anion exchanger* berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$  dan  $\text{SO}_4^{2-}$  akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan menjadi jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

Reaksi:



c. Deaerasi

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen ( $\text{O}_2$ ). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam *deaerator* dan diinjeksikan *hidrazin* ( $\text{N}_2\text{H}_4$ ) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.

Reaksi:



#### 4.5.1.2 Kebutuhan Air

1. Air pendingin = 135788,5485 kg/jam
2. Air untuk steam = 244430,3988 kg/jam
3. Domestic water = 3951,4089 kg/jam
4. Service water = 1000,0000 kg/jam

#### 4.5.2 Unit Penyediaan Steam

Kebutuhan steam untuk penguapan di *vaporizer* dan *heater* yaitu sebanyak 244430,3988 kg/jam.

#### 4.5.3 Unit Penyediaan Listrik

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi :

1. Listrik untuk alat-alat proses = 78,6715 KW
2. Listrik untuk alat-alat utilitas = 12,9752 KW
3. Listrik untuk alat penerangan,  
, bengkel, kantor, jalan, dan lain-lain = 55,00 KW
4. Total kebutuhan listrik  
Dengan faktor daya 0,8 = 146,6347 KW

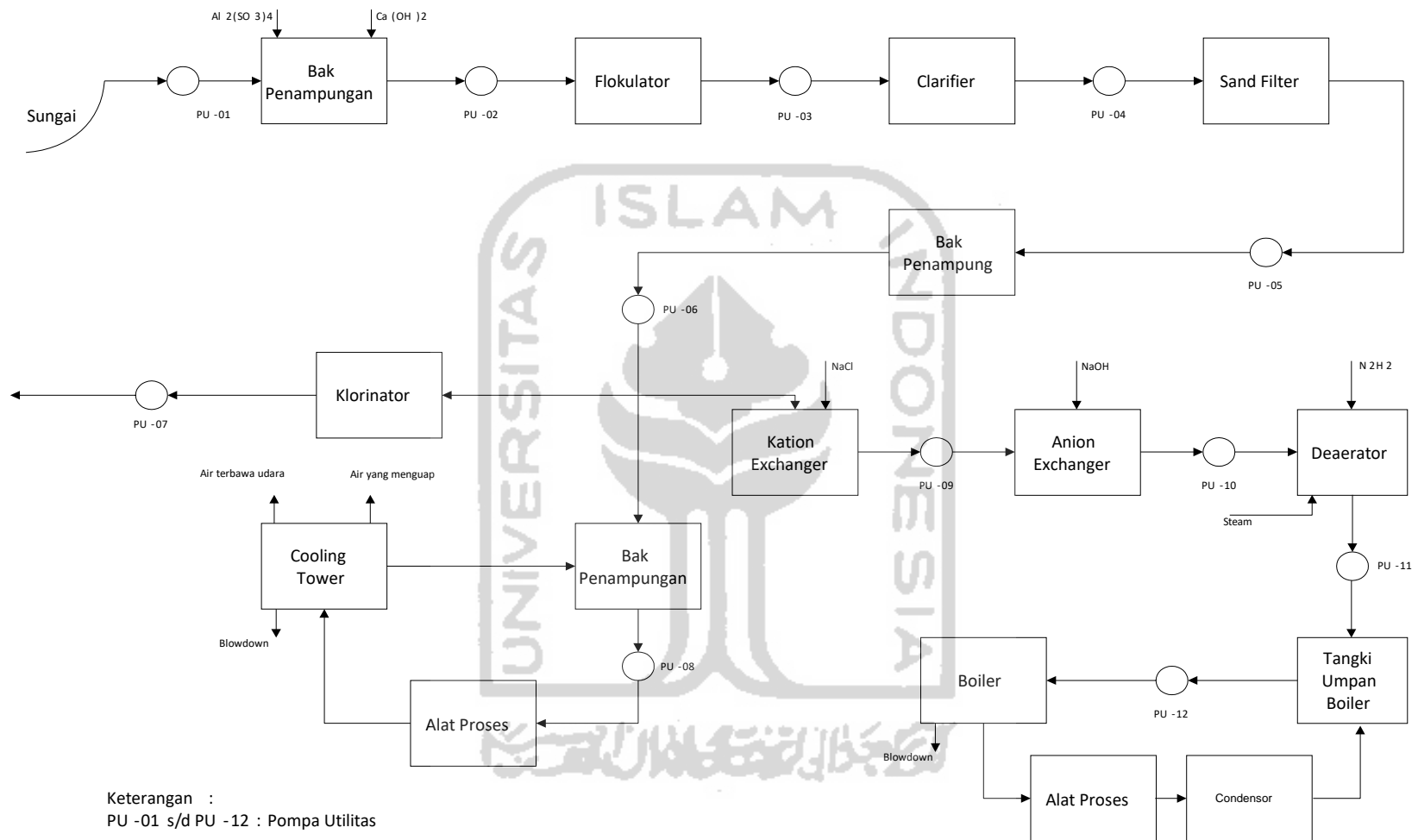
Total kebutuhan listrik adalah 146,565 kW. Dengan faktor daya 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 117,30776 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

#### 4.5.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan sebesar 231,807 kg/jam untuk jenis solar dalam kapasitas menggerakkan generator dan solar.

#### 4.5.5 Unit Penyediaan Udara

Udara tekan digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol dan bekerja secara *pneumatis*. Jumlah udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan 37,3824 m<sup>3</sup>/jam pada tekanan 5,92 atm. Alat pengadaan udara tekan menggunakan kompressor.



Gambar 4.4 Diagram Alir Utilitas



## **4.6 Organisasi Perusahaan**

### **4.6.1 Bentuk Perusahaan**

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik n-propanol 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**

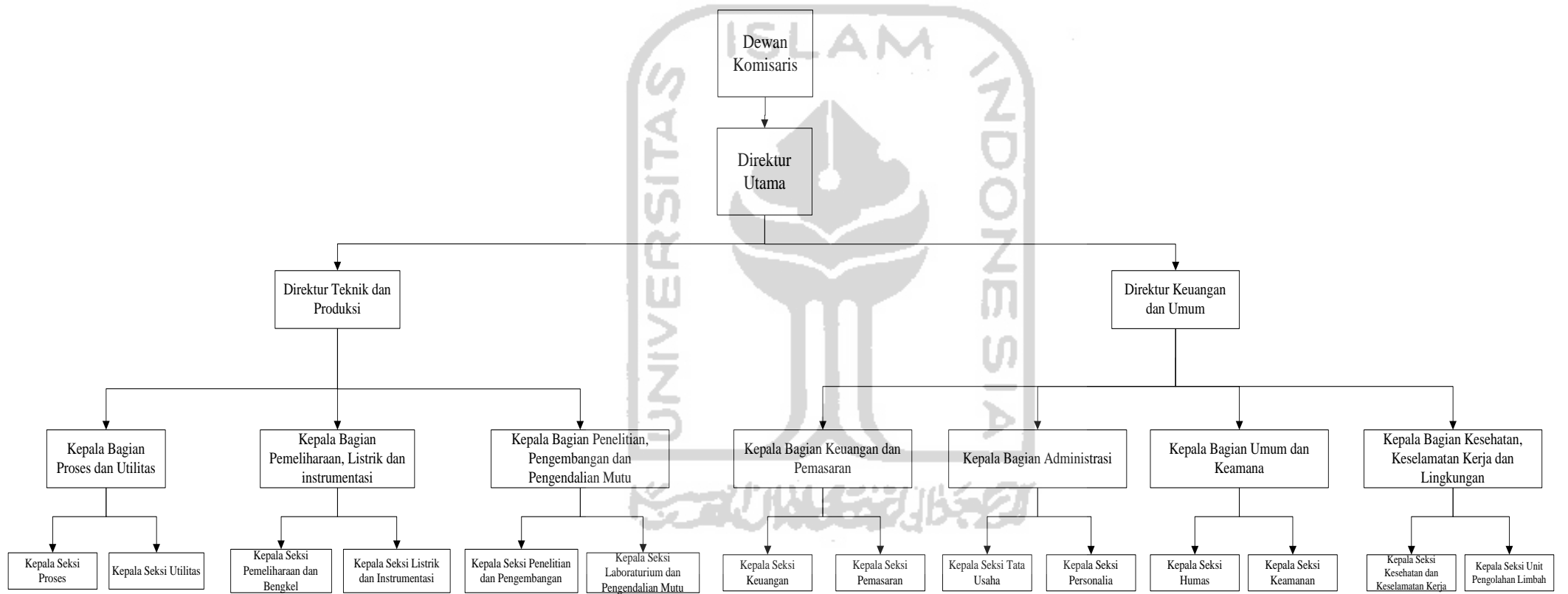
Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing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

#### **4.6.3.1 Dewan Komisaris**

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

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

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

#### **4.6.3.2 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:

##### **1. 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.

##### **2. 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.

#### **4.6.3.3 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.

#### **4.6.3.4 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.

##### **4.6.3.3.1 Kepala Seksi Proses**

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

##### **4.6.3.3.2 Kepala Seksi Utilitas**

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

#### **4.6.3.3.3 Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel**

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

#### **4.6.3.3.4 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.

## 4.7 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 4.14 Gaji karyawan

<b>Jabatan</b>	<b>Jmlh</b>	<b>Gaji per Bulan (Rp)</b>	<b>Total Gaji (Rp)</b>
Direktur Utama	1	Rp 35,000,000.00	Rp 35,000,000.00
Direktur Produksi & Teknik	1	Rp 20,000,000.00	Rp 20,000,000.00
Direktur Keuangan & Umum	1	Rp 20,000,000.00	Rp 20,000,000.00
Staff Ahli	1	Rp 10,000,000.00	Rp 10,000,000.00
Sekretaris	1	Rp 8,000,000.00	Rp 8,000,000.00
Ka. Bag. Produksi	1	Rp 15,000,000.00	Rp 15,000,000.00
Ka. Bag. Teknik	1	Rp 15,000,000.00	Rp 15,000,000.00
Ka. Bag. Pemasaran	1	Rp 15,000,000.00	Rp 15,000,000.00
Ka. Bag. Keuangan	1	Rp 15,000,000.00	Rp 15,000,000.00
Ka. Bag. Umum	1	Rp 15,000,000.00	Rp 15,000,000.00
Ka. Bag. K3 & Litbang	1	Rp 15,000,000.00	Rp 15,000,000.00
Ka. Sek. Proses	1	Rp 10,000,000.00	Rp 10,000,000.00
Ka. Sek. Pengendalian	1	Rp 10,000,000.00	Rp 10,000,000.00
Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp 10,000,000.00	Rp 10,000,000.00
Ka. Sek. Pemeliharaan	1	Rp 10,000,000.00	Rp 10,000,000.00
Ka. Sek. Utilitas	1	Rp 10,000,000.00	Rp 10,000,000.00
Ka. Sek. Pembelian	1	Rp 10,000,000.00	Rp 10,000,000.00
Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 10,000,000.00	Rp 10,000,000.00
Ka. Sek. Administrasi	1	Rp 10,000,000.00	Rp 10,000,000.00
Ka. Sek. Kas	1	Rp 10,000,000.00	Rp 10,000,000.00
Ka. Sek. Personalia	1	Rp 10,000,000.00	Rp 10,000,000.00
Ka. Sek. Humas	1	Rp 10,000,000.00	Rp 10,000,000.00
Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 10,000,000.00	Rp 10,000,000.00
Ka. Sek. K3	1	Rp 10,000,000.00	Rp 10,000,000.00
Ka. Sek. Litbang	1	Rp 10,000,000.00	Rp 10,000,000.00
Karyawan Proses	3	Rp 5,000,000.00	Rp 15,000,000.00
Karyawan Humas	3	Rp 5,000,000.00	Rp 15,000,000.00
Satpam	10	Rp 4,000,000.00	Rp 40,000,000.00
Karyawan Pembelian	4	Rp 5,000,000.00	Rp 20,000,000.00
Karyawan Pemasaran	4	Rp 5,000,000.00	Rp 20,000,000.00
Karyawan Administrasi	3	Rp 5,000,000.00	Rp 15,000,000.00
Karyawan Kas/Anggaran	3	Rp 5,000,000.00	Rp 15,000,000.00
Karyawan Proses	40	Rp 5,000,000.00	Rp 200,000,000.00
Karyawan	5	Rp 5,000,000.00	Rp 25,000,000.00

Pengendalian			
Karyawan Laboratorium	4	Rp 5,000,000.00	Rp 20,000,000.00
Karyawan Pemeliharaan	7	Rp 5,000,000.00	Rp 35,000,000.00
Karyawan Utilitas	10	Rp 5,000,000.00	Rp 50,000,000.00
Karyawan K3	6	Rp 5,000,000.00	Rp 30,000,000.00
Karyawan Litbang	3	Rp 5,000,000.00	Rp 15,000,000.00
Dokter	3	Rp 8,000,000.00	Rp 24,000,000.00
Perawat	5	Rp 6,000,000.00	Rp 24,000,000.00
Sopir	6	Rp 4,500,000.00	Rp 27,000,000.00
Cleaning Service	6	Rp 3,500,000.00	Rp 21,000,000.00
Total	150		Rp1.004.500.000,00

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 4.16 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 Analisa Ekonomi

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

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi :

1. Modal (*Capital Investment*)
  - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
  - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
  - a. Biaya produksi langsung (*Direct manufacturing Cost*)
  - b. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
  - c. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Cost*)
4. Analisa Kelayakan Ekonomi
  - a. *Return on investment (ROI)*
  - b. *Pay out time (POT)*
  - c. *Break event point (BEP)*
  - d. *Shut down point (SDP)*
  - e. *Discounted cash flow (DCF)*

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

Beberapa analisis untuk menyatakan kelayakan:

a. *Return on Investment (ROI)*

*Return on Investment* merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasi.

b. *Pay Out Time ( POT )*

*Pay Out Time* adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya capital investment dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

c. *Break Even Point ( BEP )*

*Break Even Point* adalah titik impas dimana tidak mempunyai suatu keuntungan.

d. *Discounted Cash Flow*

Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan “*Discounted Cash Flow*” merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi. *Rated of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal di mana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

#### **4.7.1 Penaksiran Harga Peralatan**

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan

indeks harga. Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada saat sekarang adalah :

$$E_x = E_y \cdot \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries \& Newton P.16,1955})$$

Dalam hubungan ini:

$E_x$  : Harga pembelian pada tahun 2019

$E_y$  : Harga pembelian pada tahun referensi

$N_x$  : Indeks harga pada tahun 2019

$N_y$  : Indeks harga pada tahun referensi

Untuk menentukan nilai indeks CEP berdasarkan dari harga yang sudah ada seperti yang dikemukakan oleh Aries & Newton serta data data yang diperoleh dari [www.chemengonline.com/pci](http://www.chemengonline.com/pci) sehingga dinyatakan dalam bentuk tabel :

Tabel 4.17 Indeks CEP

Tahun	index
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	561,7
2017	567,5
2018	614,6

Dari table CEP Indeks diatas, didapatkan Indeks tahun 2025 yaitu sebesar 686,94.



### 4.7.2 Harga Alat

Berdasarkan nilai CEP yang sudah diperoleh maka harga alat yang akan digunakan nantinya pada tahun 2024 adalah sebagai berikut:

Tabel 4.18 Harga Alat Proses

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan 2014	Harga Satuan 2024	Harga Total
1	Reaktor 1	1	\$ 86.200,00	\$ 102.785,23	\$ 87.194,62
2	Reaktor 2	1	\$ 81.300,00	\$ 96.942,45	\$ 99.688,04
3	Separator Drum-1	1	\$ 22.967,97	\$ 27.387,10	\$ 27.387,10
4	Separator Drum-2	1	\$ 40.558,51	\$ 48.362,13	\$ 48.362,13
5	Vaporizer-1	1	\$ 8.206,83	\$ 9.785,86	\$ 9.785,86
6	Condenser-1	1	\$ 8.004,29	\$ 9.544,35	\$ 9.544,35
7	Condenser-2	1	\$ 6.848,51	\$ 8.166,19	\$ 8.166,19
8	Heater-1	1	\$ 13.119,75	\$ 15.644,04	\$ 15.644,04
9	Cooler-2	1	\$ 40.100,00	\$ 47.815,40	\$ 47.815,40
10	Heater-3	1	\$ 11.600,00	\$ 13.831,89	\$ 13.831,89
11	Cooler-4	1	\$ 40.100,00	\$ 47.815,40	\$ 47.815,40
12	Compressor-1	1	\$ 3.400,00	\$ 4.054,17	\$ 4.054,17
13	Compressor-2	1	\$ 11.500,00	\$ 13.712,65	\$ 13.712,65
14	Compressor-3	1	\$ 17.825,86	\$ 21.255,41	\$ 21.255,41
15	Pompa 1	1	\$ 4.500,00	\$ 5.365,82	\$ 5.365,82
16	Pompa 2	1	\$ 4.500,00	\$ 5.365,82	\$ 5.365,82
17	Tangki 1	1	\$ 51.100,00	\$ 60.931,85	\$ 60.931,85
18	Expansion Valve-1	1	\$ 3.500,00	\$ 4.173,41	\$ 4.173,41
19	Expansion Valve-2	1	\$ 3.500,00	\$ 4.173,41	\$ 4.173,41
Total		19		\$ 547.112,61	\$ 547.112,61

### 4.7.3 Dasar Perhitungan

- Kapasitas produksi: 21.000 ton/tahun
- Pabrik beroperasi: 330 hari kerja
- Umur alat: 10 tahun
- Nilai kurs: 1 US \$ = Rp 14.314
- Tahun evaluasi: 2019

#### 4.7.4 Perhitungan Biaya

##### 4.7.4.1 Capital Investment

Modal atau *capital investment* adalah sejumlah uang yang harus disediakan untuk mendirikan dan menjalankan suatu pabrik. Ada 2 macam *capital investment*, yaitu:

- a. *Fixed Capital Investment*, yaitu uang yang dikeluarkan untuk mendirikan pabrik yang terdiri dari: *manufacturing* dan *non manufacturing*.
- b. *Working Capital* adalah uang yang dikeluarkan untuk menjalankan kegiatan operasi pabrik agar menghasilkan suatu produk.

Modal biasanya didapatkan dari uang sendiri dan bisa juga berasal dari pinjaman dari bank. Perbandingan jumlah uang sendiri atau *equity* dengan jumlah pinjaman dari bank tergantung dari perbandingan antara pinjaman dan uang sendiri adalah 30:70 atau 40:60 atau kebijaksanaan lain tentang ratio modal tersebut. Karena penanaman modal dengan harapan mendapatkan keuntungan dari modal yang ditanamkan maka ciri-ciri investasi yang baik antara lain:

- a. Investasi cepat kembali.
- b. Menghasilkan keuntungan yang besar (maksimum).
- c. Aman baik secara hukum teknologi dan lain sebagainya.

#### **4.7.4.2 Manufacturing cost**

*Manufacturing cost* adalah biaya yang diperlukan untuk pembuatan produk dari bahan dasar yang merupakan jumlah dari *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost*.

##### *a. Direct Cost*

Yaitu pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk antara lain *raw material*, *labor* (buruh), *supervisi*, *maintenance*, *plant supplies*, *royalties and patent*, *utilitas*.

##### *b. Indirect Cost*

Yaitu pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik. Yang termasuk dalam *indirect cost* adalah *payroll overhead*, *laboratory*, *plant overhead*, *packaging*, *shipping*.

##### *c. Fixed Manufacturing Cost*

Yaitu harga yang berkaitan dengan *fixed capital cost* dan pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak tergantung dari waktu dan tingkat produksi, yang termasuk *fixed manufacturing cost* yaitu *depreciation* (penyusutan), *property taxes* (pajak) dan *insurance*.

#### **4.7.4.3 General Expense**

*General expense* meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

*General expense* terdiri dari :

##### *a. Administrasi*

Yang termasuk dalam biaya administrasi adalah management salaries, legal fees and auditing, biaya peralatan kantor. Besarnya biaya administrasi diperkirakan 2-3% hasil penjualan atau 3-6% dari manufacturing cost.

b. Sales

Pengeluaran yang dilakukan berkaitan dengan penjualan produk, misalnya biaya distribusi dan iklan. Besarnya biaya sales diperkirakan 3-12% harga jual atau 5-22% dari manufacturing cost. Untuk produk standar kebutuhan sales expense kecil dan untuk produk baru yang perlu diperkenalkan sales expense besar.

c. Riset (Penelitian)

Penelitian diperlukan untuk menjaga mutu dan inovasi ke depan. Untuk industri kimia dana riset sebesar 2,8% dari hasil penjualan.

#### 4.7.4.4 Analisa Kelayakan

Untuk mendapatkan keuntungan yang diperoleh cukup besar atau tidak sehingga dapat dikategorikan apabila pabrik tersebut potensial didirikan atau tidak, maka dilakukan analisa atau evaluasi kelayakan.

Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan yaitu :

a. Return on investment (ROI)

*Return on investment* adalah rasio uang yang diperoleh atau hilang pada suatu investasi, relatif terhadap jumlah uang yang diinvestasikan. Jumlah uang yang diperoleh atau hilang tersebut dapat disebut bunga atau laba/rugi. Investasi uang dapat dirujuk sebagai aset, modal, pokok, basis biaya investasi. ROI biasanya dinyatakan dalam bentuk persentase dan bukan dalam nilai desimal.

ROI tidak memberikan indikasi berapa lamanya suatu investasi. Namun, ROI sering dinyatakan dalam satuan tahunan atau disetahunkan dan sering juga dinyatakan untuk suatu tahun kalendar atau fiskal.

ROI digunakan untuk membandingkan laba atas investasi antara investasi-investasi yang sulit dibandingkan dengan menggunakan nilai moneter.

$$ROI = \frac{\textit{Profit}}{\textit{FCI}} \times 100 \%$$

FCI= Fixed Capital Investment

#### **b. Pay Out Time (POT)**

*Pay Out Time* adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

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

**c. Discounted Cash Flow of Return (DCFR)**

*Discounted Cash Flow* atau biasa disingkat *DCF* adalah salah satu metode untuk menghitung prospek pertumbuhan suatu instrumen investasi dalam beberapa waktu ke depan. Konsep *DCF* ini didasarkan pada pemikiran bahwa, jika anda menginvestasikan sejumlah dana, maka dana tersebut akan tumbuh sebesar sekian persen atau mungkin sekian kali lipat setelah beberapa waktu tertentu. Disebut '*discounted cash flow*' atau ' arus kas yang terdiskon', karena cara menghitungnya adalah dengan mengestimasi arus dana dimasa mendatang untuk kemudian di-cut dan menghasilkan nilai dana tersebut pada masa kini.

Biasanya, seorang investor ingin mengetahui bahwa jika dia menginvestasikan sejumlah dana pada satu instrumen investasi tertentu, maka setelah kurun waktu tertentu (misalnya setahun), dana tersebut akan tumbuh menjadi berapa. Untuk menghitungnya, maka digunakanlah *DCF*.

Persamaan untk menentukan *DCFR*:

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

Dimana :

*FC* : *Fixed Capital*

*WC* : *Working Capital*

*SV* : *Salvage Value*

$C$  : Cash Flow

$n$  : Umur Pabrik = 10 tahun

$i$  : Nilai DCFR

#### d. **Break Even Point (BEP)**

*Break Even Point* adalah kondisi dimana perusahaan tidak mengalami untung dan tidak mengalami kerugian. Jadi dapat dikatakan bahwa perusahaan yang mencapai titik break event point ialah perusahaan yang telah memiliki kesetaraan antara modal yang dikeluarkan untuk proses produksi dengan pendapatan produk yang dihasilkan.

Semakin banyak barang yang diproduksi, semakin rendah nilai harga jual, dan semakin lama proses mencapai BEP, namun semakin mudah untuk mengikat konsumen. Begitu pula sebaliknya, semakin sedikit barang yang diproduksi, semakin tinggi nilai jual barang, dan semakin cepat untuk mencapai BEP.

Tujuan utama dari suatu perusahaan salah satunya adalah mendapatkan keuntungan atau laba, untuk memperoleh keuntungan/laba secara maksimal bisa dilakukan dengan beberapa langkah berikut:

- Menekan sebisa mungkin biaya produksi atau biaya operasional sekecil kecilnya, serendah rendahnya tetapi tingkat harga, kualitas maupun kuantitasnya tetap dipertahankan sebisanya.
- Penentuan harga jual sedekian rupa menyesuaikan tingkat keuntungan yang diinginkan/dikehendaki.

- Volume kegiatan ditingkatkan dengan semaksimal mungkin.

Untuk menentukan nilai BEP dapat diperoleh dengan persamaan sebagai berikut:

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

Dimana :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum.

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum.

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum.

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum.

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

Analisis *Shut Down Point* merupakan titik pada tingkat penjualan berapa usaha perusahaan secara ekonomis tidak pantas untuk dilanjutkan. Manajemen memerlukan informasi pada pendapatan penjualan berpusaha perusahaan secara ekonomis tidak pantas untuk dilanjutkan jika pendapatan penjualannya tidak mencukupi untuk menutupi biaya tetap tunainya. Untuk menjawab pertanyaan ini, manajemen memerlukan informasi titik penutupan usaha (*Shut Down Point*). “Biaya tetap tunai adalah biaya-biaya yang memerlukan pembayaran segera dengan uang kas, seperti sewa gedung, gaji pegawai tetap dan sebagainya”. (Mulyadi,2001 : 256)



Untuk menghitung nilai SDP dapat diperoleh menggunakan persamaan

berikut:

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

#### 4.7.4.5 Hasil Perhitungan

##### a. Penentuan *Physical Plant Cost*

Tabel 4.19 *Physical Plant Cost*

No	Jenis	Biaya
1	Purchased Equipment Cost	\$ 959.016,68
2	Delivered Equipment Cost	\$ 239.754,17
3	Installation Cost	\$ 412.377,17
4	Pemipaan	\$ 824.754,34
5	Instrumentasi	\$ 585.000,17
6	Insulasi	\$ 76.721,33
7	Listrik	\$ 287.705,00
8	Bangunan	\$ 383.606,67
9	Land & Yard Improvement	\$ 3.470.216,88
	Total	\$ 7.329.152,43
		Rp 103.621.227.861,64

Tabel 4.20 *Direct Plant Cost*

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Engineering and Construction	\$ 1.447.830,49	Rp 20.724.245.572
2	DPC (Direct Plant Cost)	\$ 8.686.982,91	Rp 124.345.473.434
	Total		

Tabel 4.21 *Fix Capital Investment*

No	Fixed Capital	Biaya (\$)
1	Direct Plant Cost	\$ 8.686.982,91
2	Cotractor's fee	\$ 790.717,16
3	Contingency	\$ 1.303.047,44

Total	\$ 10.780.747,51
-------	------------------

Tabel 4.22 *Direct Manufacturing Cost*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 276.750.045.826
2	Gaji Karyawan	Rp 12.054.000.000
3	Supervision	Rp 964.320.000
4	<i>Maintenance</i>	Rp 7.857.248.707
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 1.023.614.106
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 38.878.042.423
7	Utilitas	Rp 3.012.946.495.394
Total		Rp 3.350.473.766.456

Tabel 4.23 *Indirect Manufacturing Cost*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 1.567.020.000
2	Laboratorium	Rp 964.320.000
3	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 193.093.862.618
4	<i>Plant Overhead</i>	Rp 6.027.000.000
Total		Rp 201.652.202.619

Tabel 4.24 *Fixed Manufacturing Cost*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Depresiasi	Rp 12.345.249.591
2	<i>Property Taxes</i>	Rp 1.544.770.324
3	Asuransi	Rp 3.086.312.398
Total		Rp 16.976.332.312

Tabel 4.25 *Total Manufacturing Cost*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Rp 3.350.473.766.456

2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Rp 201.652.202.619
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	Rp 16.976.332.312
Total		Rp 3.569.102.301.387

Tabel 4.26 *Working Capital*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 2.515.909.508
2	<i>Inprocess Inventory</i>	Rp 5.407.730.760
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 297.425.191.782
4	<i>Available Cash</i>	Rp 297.425.191.782
5	<i>Extended Credit</i>	Rp 321.823.104.364
Total		Rp 924.597.128.197

Tabel 4.27 *General Expense*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Administrasi	Rp 71.382.046.028
2	<i>Sales</i>	Rp 107.073.069.042
3	<i>Finance</i>	Rp 10.789.127.481
4	Riset	Rp 38.718.127.481
Total		Rp 227.962.390.641

Tabel 4.28 Total Biaya Produksi

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Manufacturing Cost</i>	Rp 3.569.102.301.387
2	<i>General Expenses</i>	Rp 227.962.390.641
Total		Rp 3.797.064.692.028

Tabel 4.29 *Total Capital Investment*

No	Komponen	Harga (Rp)	
1	<i>Fixed Capital Investment</i>	Rp	154.315.619.882
2	<i>Working Capital</i>	Rp	924.597.128.197
Total		Rp	1.078.912.748.079

Total sales:

- a. *N-Propanol* = Rp 183.439 / kg  
 Produksi tiap tahun = 20.000.000 kg  
*Annual sales* = Rp 3.861.877.252.378  
 Total *annual sales* = Rp 3.861.877.252.378

b. Analisa Keuntungan

Keuntungan = Total penjualan produksi – Total biaya produksi

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total sales = Rp 3.861.877.252.378

Total biaya produksi = Rp 3.797.064.692.028

Keuntungan = Rp 64.812.560.350

b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak = 50 %

Keuntungan = Rp 32.406.280.175

c. Analisa Kelayakan Ekonomi

1. *Return On Investement*

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100 \%$$

ROI Sebelum pajak = 42 %

ROI Sesudah pajak = 21 %

2. *Pay Out Time*

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Invesment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi})}$$

POT sebelum pajak = 2 tahun

POT sesudah pajak = 3 tahun

3. *Break Even Point*

Fixed Manufacturing Cost (Fa) = Rp 16.472.248.149

Variable Cost (Va) = Rp 3.589.223.390.260

Regulated Cost (Ra) = Rp 300.950.665.770

Penjualan Produk (Sa) = Rp 3.589.223.390.260

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

BEP = 59 %

4. *Shut Down Point*

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

SDP = 49 %

5. *Discounted cash flow rate*

Umur pabrik = 10 tahun

Salvage value (SV) = Rp 12.345.249.591

*Working Capital* = Rp 924.597.128.197

*Fixed Capital* = Rp 154.315.619.882

*Cash flow* (CF) = Annual Profit + Finance + Depresiasi  
= Rp 44.751.529.766

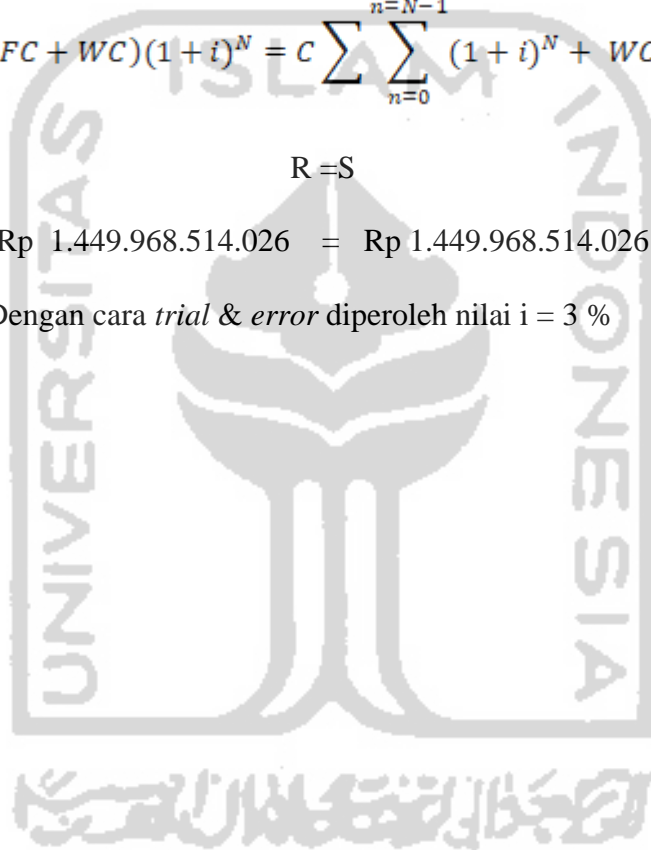
*Discounted cash flow* dihitung secara *trial & error*

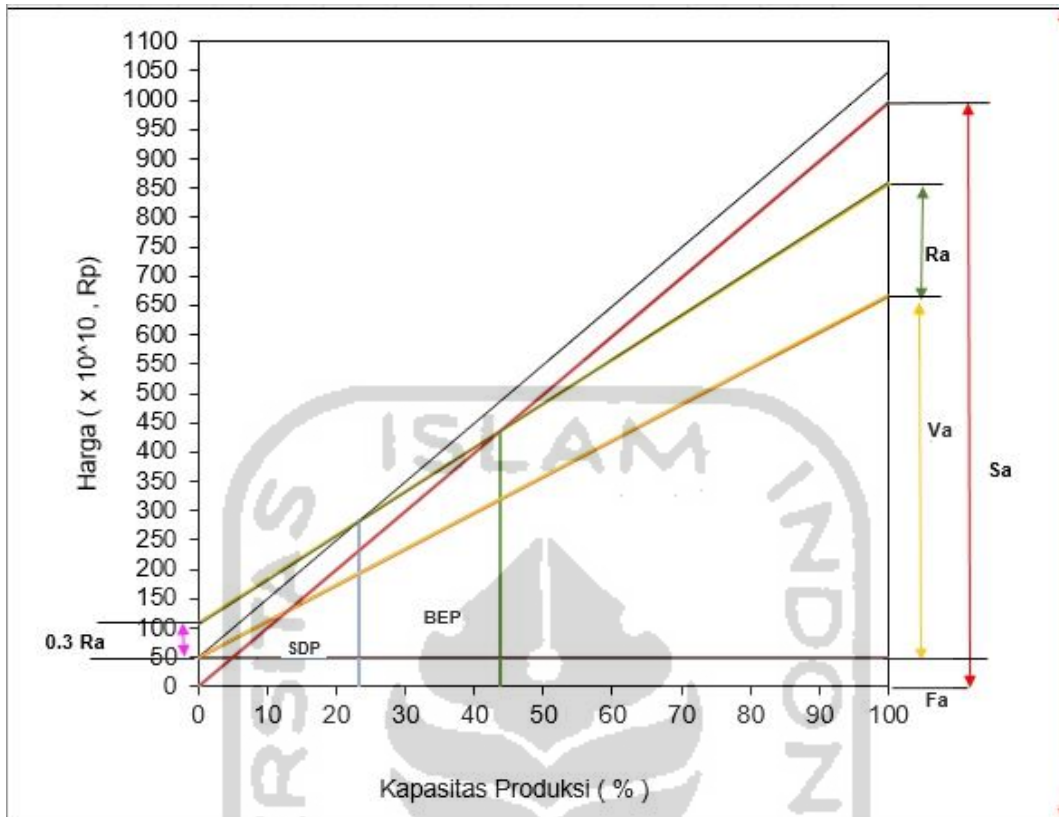
$$(FC + WC)(1+i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1+i)^N + WC + SV$$

$$R = S$$

$$\text{Rp } 1.449.968.514.026 = \text{Rp } 1.449.968.514.026$$

Dengan cara *trial & error* diperoleh nilai  $i = 3\%$





Gambar 4.7 Grafik Ekonomi

## **BAB V**

### **PENUTUP**

#### **5.1. Kesimpulan**

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

1. Pendirian pabrik n-propanol di Indonesia cukup menarik karena diperkirakan kebutuhan n-propanol akan meningkat sejalan dengan terus berkembangnya industri di Indonesia.
2. Dari segi bahan baku, pemasaran dan lingkungan, lokasi pabrik n-propanol di daerah Cilegon, Provinsi Banten cukup menguntungkan karena kemudahan dalam mendapatkan bahan baku, tenaga kerja, ketersediaan air dan listrik.
3. Pabrik n-propanol 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 924.597.128.197

Modal kerja = Rp 154.315.619.882

Keuntungan sebelum pajak = Rp 64.812.560.350

Keuntungan sesudah pajak = Rp 32.406.280.175



Table 5.1 Kesimpulan evaluasi ekonomi

Parameter	Terhitung	Persyaratan	Keterangan
ROI sebelum pajak	42%	ROI sebelum pajak minimum	Layak
ROI setelah pajak	21%	44% (high risk).Aries Newton, P.193	
POT sebelum pajak	2 tahun	POT sebelum pajak	Layak
POT setelah pajak	3 tahun	maksimum 2 tahun (high risk) Aries Newton, P.196	
BEP	59 %	Berkisar 40 - 60%	Layak
SDP	49 %		
DCFR	3%		

Dari hasil evaluasi ekonomi, pabrik n-propanol dengan proses Oxo dengan katalis Rhodium layak untuk didirikan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S. and Newton, R.D., 1955, "Chemical Engineering Cost Estimation",  
Mc. Graw Hill Book Co., New York.
- Brown, G.G., 1950, "Unit Operations", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Brownell, L.E. and Young, E.H., 1959, "Process Equipment Design", John Wiley  
and Sons, Inc., New York.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1989, "An Introduction to Chemical  
Engineering Design", Pergamon Press Ltd., Singapore.
- Faith, W.L., Keyes, P.B., and Clark, R.L., 1957, "Industrial Chemistry", John  
Wiley and Sons, Inc., New York.
- Fogler, H.S., 1992, "Elements of Chemical Reaction Engineering", 2<sup>nd</sup> ed.  
Prentice Hall International., Inc.
- Foust, .S., 1990," Principles of Unit Operations", 2<sup>nd</sup> ed., John Wiley and Sons.,  
Inc., New York.
- Froment, G.F. and Bischoff, K.B., 1990," Chemical Reactor Analysis and  
Design", 2<sup>nd</sup> ed., John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Groggins, 1955," Unit Processes in Organic Synthesis", 5<sup>th</sup> ed., International  
student ed., London.
- Kern, D.G. 1950, "Process Heat Transfer," Mc. Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1951, "Enyclopedia of Chemical Technology",  
Interscience Encyclopedia, Inc., New York.

Levenspiel, O., 1962, "Chemical Reaction Engineering", John Wiley and Sons, Inc., New York.

Ludwig, E.E., 1965, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical", vol. I-III, Gulf Publishing Co., Houston.

Mc Adams, W.H., 1954, "Heat Transmition", 3th ed., Mc Graw Hill Kogakusha, Tokyo.

Mc Cabe, W.L. and Smith, J.C., 1985, "Unit Operations of Chemical Engineering", Mc Graw Hill Book Co., New York.

Mizusima, T, 1994, "Characterization of Silica-Supported Rhodium Catalysts Prepared by Alkoxide Method and Particle Size Effect on Vapor Phase Hydroformylation of Ethylene", Nippon Kagashu Kaisi.

Perry, et all, 1984, "Perry's Chemical Engineering Hand Book", 6<sup>th</sup> ed., Mc Graw Hill Kogakusha Ltd., London.

Peter, M.S. and Timmerhous, K.O., 1980, "Plant Design and Economic for Chemical Engineering", 2<sup>nd</sup> ed., Mc Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo.

Powell, S.T., 1954, "Water Condition for Industry", Mc Graw Hill Book Co., New York.

Rose, H.F. and Holmes, J.R., 1977, "Chemical Reactor Design for Process Plant", vol. I-II, John Wiley and Sons, Inc., New York.

Ryan, Debra A., 1980, "Iridium or rhodium catalysts for hydroformylation and isomerization of olefins", United State Patent Office.

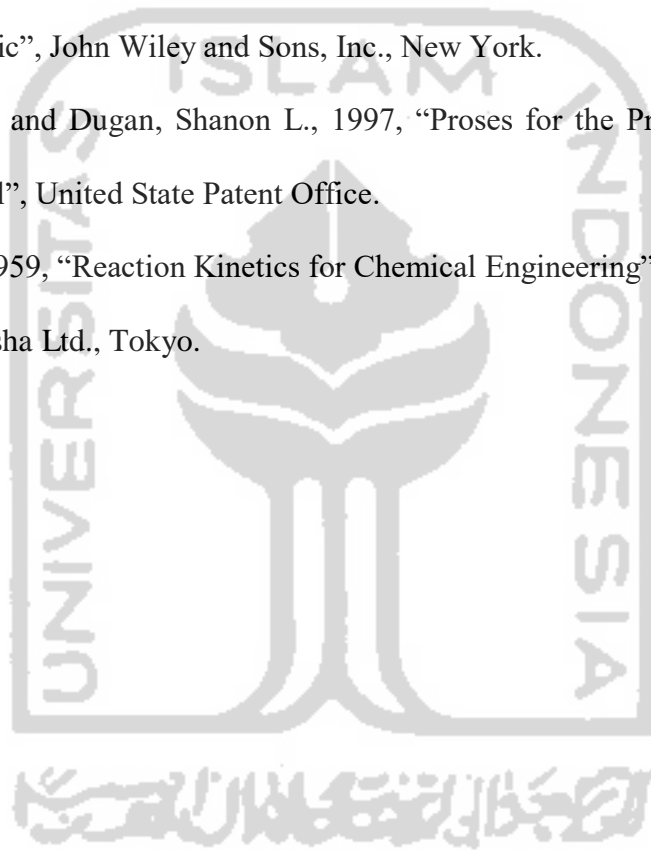
Stephanopoulos, G., 1984, "Chemical Process Control, An Introduction to Theory and Practice", Prentice Hall International, Inc., Houston.

Tryball, R.E., 1985, "Mass Transfer Operations", 3th ed., Mc Graw Hill Book Co., Singapore.

Ulrich, G.D., 1984, "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic", John Wiley and Sons, Inc., New York.

Unruh, Jerry.D. and Dugan, Shanon L., 1997, "Proses for the Production of N-Propanol", United State Patent Office.

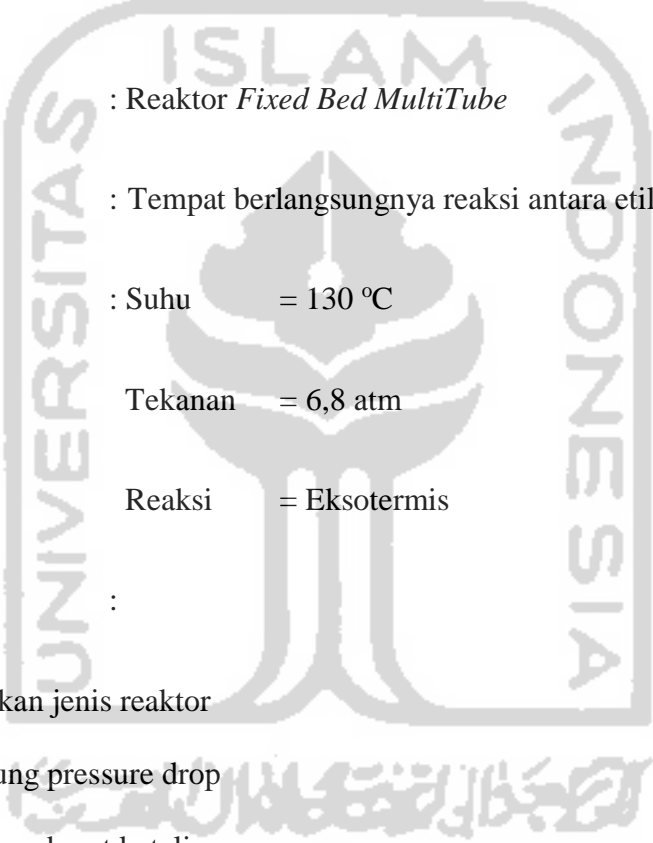
Wallas, S.M., 1959, "Reaction Kinetics for Chemical Engineering", Mc Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo.



## LAMPIRAN REAKTOR

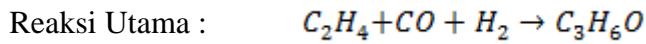
### LAMPIRAN

### REAKTOR



Jenis	: Reaktor <i>Fixed Bed MultiTube</i>
Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi antara etilen dan udara
Kondisi Operasi	: Suhu = 130 °C Tekanan = 6,8 atm Reaksi = Eksotermis
Tujuan	: <ol style="list-style-type: none"><li>1. Menentukan jenis reaktor</li><li>2. Menghitung pressure drop</li><li>3. Menghitung berat katalis</li><li>4. Menghitung waktu tinggal dalam reaktor</li><li>5. Menentukan dimensi reactor</li></ol>

Reaksi yang terjadi didalam reaktor:



1. Menentukan jenis reaktor

Dipilih reaktor fixed bed multiTube dengan pertimbangan sebagai berikut:

- zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat
- umur katalis panjang 12-15 bulan
- reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal
- tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe *shell and Tube*

(Hill, hal 425-431)

2. Persamaan – persamaan Matematis Reaktor

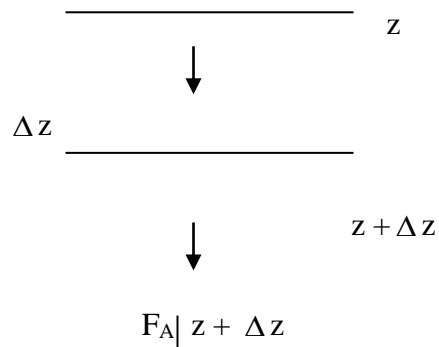
- Neraca massa reaktor

Reaksi berlangsung dalam keadaan steady state dalam reaktor setebal  $\Delta Z$

dengan konversi X. Neraca massa  $C_2H_4$  pada elemen volume :

Input – Output – Yang bereaksi = 0

$$\left| \begin{array}{c} F_A | z \\ \hline \end{array} \right|$$



Input - Output - Yang Bereaksi = 0

$$FA|_z - (FA|_{z+\Delta z} + (-r_A) \Delta v) = 0$$

$$\Delta v = \frac{\pi D_i^2}{4} \varepsilon \Delta z$$

$\Delta v$  = volume gas diantara katalis pada elemen volume

$$FA|_z - FA|_{z+\Delta z} - (-r_A) \pi/4 D_i^2 \varepsilon \cdot \Delta z = 0$$

$$\frac{FA|_{z+\Delta z} - FA|_z}{\Delta z} = (-r_A) \pi/4 D_i^2 \varepsilon$$

$$\frac{-FA}{\Delta z} = \frac{-r_A \pi D_i^2}{4} \varepsilon$$

Dimana  $F_A = -F_{A0} (1 - X_A)$

$$\Delta F_A = -F_{A0} \cdot \Delta X_A$$

$$F_{A0} \cdot \frac{\Delta X_A}{\Delta z} = \frac{-(r_A) \pi D_i^2}{4} \varepsilon$$

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{-(r_A)\pi D_i^2}{4FA_0} \varepsilon$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0}$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(-r_A)\pi D_i^2}{4FA_0} \varepsilon$$

dimana :  $\frac{dX_A}{dz}$  = perubahan konversi persatuan panjang

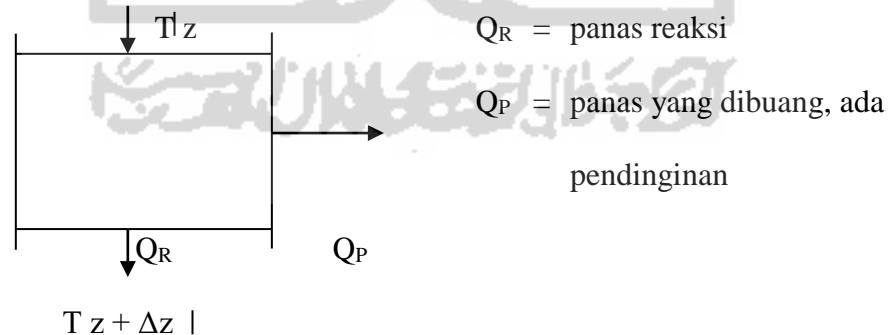
$\varepsilon$  = porositas

$(-r_A)$  = kecepatan reaksi =  $k C_A \cdot C_B$

$Z$  = tebal tumpukan katalisator

$D_i$  = diameter dalam pipa

b. Neraca panas elemen volume



Input - Output = Acc

$$\Sigma m.C_p (T_z - T_0) - [(\Sigma m.C_p) (T_{z+\Delta z} - T_0) + Q_R + Q_P]$$



$$\Sigma m.C_p (T_Z - T_{Z+\Delta Z}) = Q_R + Q_P$$

$$(\Sigma m.C_p) (-\Delta T) = Q_R + Q_P$$

$$Q_R = \Delta H_R F_{Ao} \Delta X_A$$

$$Q_P = UA (T - T_s)$$

$$A = \pi D_o \Delta z$$

$$Q_P = U \pi D_o \Delta z (T - T_s)$$

$$(\Sigma m.C_p) (-\Delta T) = \Delta H_R \cdot F_{Ao} \cdot \Delta X_A + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)$$

:  $\Delta Z$

$$(\Sigma m.C_p) \left( \frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \Delta H_R \cdot F_{Ao} \cdot \left( \frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)$$

$$\left( \frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \frac{\Delta H_R \cdot F_{Ao} \cdot \left( \frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)}{(\Sigma m.C_p)}$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0}$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\Delta H_R \cdot F_{Ao} \cdot \left( \frac{dX_A}{dZ} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)}{(\Sigma m.C_p)}$$

$$(\Sigma m.C_p)$$

Dimana:

$\frac{dT}{dZ}$  = Perubahan Suhu persatuan panjang katalis

$\Delta H_R$  = Panas Reaksi

U = Overall heat transfer coefficient

Do = Diameter luar

T = Suhu gas

Ts = Suhu penelitian

Ts = Kapasitas panas

c. Neraca panas untuk pendingin

Pendingin yang dipakai adalah Dowtherm A yang stabil pada suhu 93,3 – 540 °C

Komposisi Dowtherm A : - 73,5 % Diphenyl Oxyde  
- 26,5 % Diphenyl

Sifat-sifat fisis Dowtherm A (T dalam K) dari Hydrocarbon Processing.

Cp =  $0,11152 + 3,402 \cdot 10^{-4} T$ , cal/g.K

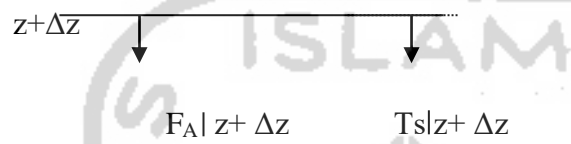
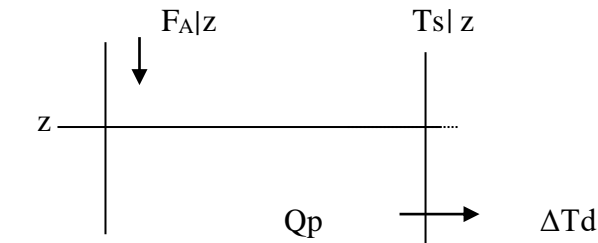
$\rho$  =  $1,4 - 1,0368 \cdot 10^{-3} T$ , gr/cm<sup>3</sup>

$\mu$  =  $35,5808 - 0,04212 T$ , gr/cm.Jam

k =  $0,84335 - 5,8076 \cdot 10^{-4} T$ , cal/J.Cm.K

Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas

Neraca Panas pada elemen volum



$$m_p.C_{pp} (T_s|_z - T_o) + Q_p - m_p.C_{pp} (T_s|_{z+\Delta z} - T_o) = 0$$

$$m_p.C_{pp} (T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) = - Q_p$$

$$(T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z \cdot (T - T_s)}{(m.C_p)p}$$

$$(T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) / \Delta z = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m.C_p)p}$$

$$-(T_s|_{z+\Delta z} - T_s|_z) / \Delta z = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m.C_p)p}$$

$$\frac{\Delta T_s}{\Delta Z} = \frac{U \cdot \pi \cdot D_o (T - T_s)}{(m.C_p)p}$$

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{U \cdot \pi \cdot D_o (T - T_s)}{(m \cdot C_p) p}$$

d. Penurunan tekanan

Dalam pipa = penurunan tekanan dalam pipa berisi katalisator (Fixed bed) digunakan rumus 11.6 (chapter 11 hal 492 “ Chemical Reactor Design For Process Plants”.

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{G}{\rho g D_p} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \left[ \frac{150(1 - \varepsilon)\mu}{D_p} + 1,75G \right]$$

Dimana :

$G$  = Kecepatan aliran massa gas dalam pipa,  $\text{gr/cm}^3$

$\rho$  = Densitas gas,  $\text{gr/cm}^3$

$D_p$  = Densitas partikel katalisator,  $\text{cm}$

$G$  = Gaya Gravitasi,  $\text{cm/det}^2$

$\varepsilon$  = Porosity tumpukan katalisator

$\mu$  = Viskositas gas,  $\text{gr/cm jam}$

3. Data – data sifat fisis bahan

a. Menentukan umpan  $Y_i$  masuk

**Tabel A.2 Umpan  $Y_i$  masuk reaktor**

Komponen	BM	Masuk		y <sub>i</sub>	y <sub>i</sub> .BM	n <sub>i</sub>
		Kg/j	Kmol/j			
H <sub>2</sub>	2.0159	799.6417	396.6713	0.8913	1.7968	396.6712924
CO	28.0104	0.0838	0.0030	0.0000	0.0002	0.002992323
N <sub>2</sub>	28.0135	0.7883	0.0281	0.0001	0.0018	0.028139987
CH <sub>4</sub>	16.0428	58.7779	3.6638	0.0082	0.1321	3.663826853
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28.0538	3.2489	0.1158	0.0003	0.0073	0.115810116
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30.0696	7.4101	0.2464	0.0006	0.0167	0.246430238
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O	58.0800	2573.0318	44.3015	0.0995	5.7817	44.3014806
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	60.0959	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0
		3442.9825	445.0300	1.0000	7.7365	445.0299725

b. Menentukan volume gas reaktor

$$PV = nRT$$

$$n = 123,6194 \text{ mol/dtk}$$

$$R = 82,05 \text{ atm.cm}^3/\text{mol.}^\circ\text{K}$$

$$P = 6,8 \text{ atm}$$

$$V = \frac{nRT}{P} = 601344,1598 \text{ cm}^3/\text{dtk}$$

c. Menentukan densitas umpan

$$\rho = \frac{P \cdot \text{BM}}{RT} = \frac{(6,8 \text{ atm}) \left( 7,7365 \frac{\text{gr}}{\text{mol}} \right)}{\left( 82,05 \text{ atm.} \frac{\text{cm}^3}{\text{mol.}^\circ\text{K}} \right) (403,15\text{K}) (1)} = 0,0015743 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$$

d. Menentukan viskositan umpan

$$\mu_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

**Tabel A.3 Data viskositas umpan masuk reactor**

Komponen	BM	A	B	C
H2	2.0159	27.758	0.212	-0.0000328
CO	28.0104	23.811	0.53944	-0.00015411
N2	28.0135	42.606	0.475	-0.0000988
CH4	16.0428	3.844	0.40112	-0.00014303
C2H4	28.0538	-3.985	0.38726	-0.00011227
C2H6	30.0696	0.514	0.33449	-0.000071071
C3H6O	58.0800	-14.885	0.32999	-0.00005949
C3H8O	60.0959	-14.894	0.32171	-0.000058021

Tabel A.4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	BM	yi	$\mu$ gas			
			mikropoise	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam
H2	2.0159	0.8913	27.9657285	2.79657E-06	0.010067662	2.43637E-06
CO	28.0104	0.0000	24.33950319	2.43395E-06	0.008762221	2.12046E-06
N2	28.0135	0.0082	43.07140511	4.30714E-06	0.015505706	3.75238E-06
CH4	16.0428	0.0082	4.236960234	4.23696E-07	0.001525306	3.69124E-07
C2H4	28.0538	0.0003	-3.605593024	-3.60559E-07	-0.00129801	-3.1412E-07
C2H6	30.0696	0.0006	0.841731943	8.41732E-08	0.000303023	7.33317E-08
C3H6O	58.0800	0.0995	-14.56166693	-1.45617E-06	-0.0052422	-1.2686E-06
C3H8O	60.0959	0.0000	-14.57877992	-1.45788E-06	-0.00524836	-1.2701E-06
TOTAL		1.0082	67.7092891	6.77093E-06	0.024375344	5.89883E-06

(Yaws, 1999)

Lanjutan Tabel A.4

$y_i \cdot \mu_{gas}$			$\mu$ gas
(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam	mikropoise
2.49269E-06	0.008973671	2.17163E-06	24.92686415
1.63656E-11	5.8916E-08	1.42577E-11	0.000163656
3.54597E-08	0.000127655	3.08925E-08	0.354596725
3.48819E-09	1.25575E-05	3.03891E-09	0.034881895
-9.38283E-11	-3.37782E-07	-8.17432E-11	-0.000938283
4.66099E-11	1.67796E-07	4.06066E-11	0.000466099
-1.44957E-07	-0.000521846	-1.26287E-07	-1.449572939
0	0	0	0
2.38665E-06	0.008591926	2.07925E-06	23.8664613

$$\mu_{\text{gas}} = 0,000002 \text{ kg/m.s}$$

$$= 0,00002 \text{ g/cm.s}$$

e. Menentukan konduktivitas gas umpan

(Chemical Properties handbook, Mc Graw-hill)

$$k_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

**Tabel A.5 Data konduktivitas umpan masuk reaktor**

Komponen	BM	A	B	C
H2	2.0159	0.03951	4.5918	-6.4933E-08
CO	28.0104	0.00158	0.000082511	-1.9081E-08
N2	28.0135	0.00309	0.00007593	-1.1014E-08
CH4	16.0428	-0.0095	0.00014028	3.318E-08
C2H4	28.0538	-0.00123	0.000036219	1.2459E-07
C2H6	30.0696	-0.01936	0.0001547	3.8798E-08
C3H6O	58.0800	0.00155	2.5422E-06	1.0588E-07
C3H8O	60.0959	-0.00333	0.000028691	1.0222E-07

(Yaws, 1999)

**Tabel A.6 Perhitungan konduktivitas umpan reaktor**

Komponen	yi	$k_{\text{gas}}$ W/m.K	$y_i k_{\text{gas}}$ W/m.K
H2	0.8913	1851.213126	1650.05314
CO	0.0000	0.031743076	2.13436E-07
N2	0.0082	0.031911075	0.000262716
CH4	0.0082	0.052446625	0.000431781
C2H4	0.0003	0.033621293	8.74927E-06
C2H6	0.0006	0.049313141	2.73066E-05
C3H6O	0.0995	0.019783556	0.001969397
C3H8O	0.0000	0.024850585	0
Total	1.0082	1851.456796	1866.582332

$$k_{\text{campuran}} = 1.8666E+03 \text{ W/m.K}$$

$$= 6719,6964 \text{ kJ/jam.m.K}$$

= 1604,9726 kkal/jam.m.K

= 4,4583 kal/cm.dtk.K





f. Menentukan kapasitas panas campuran gas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

**Tabel A.7 Data kapasitas panas umpan reaktor**

Komponen	A	B	C	D	E
H2	25.399	0.020178	0.000038549	3.188E-08	-8.7585E-12
CO	29.556	-0.006587	0.00002013	-1.2227E-08	2.2617E-12
N2	29.342	-0.0035397	0.000010076	-4.3116E-09	2.5935E-13
CH4	34.942	-0.039957	0.00019184	-1.5303E-07	3.93E-11
C2H4	32.083	-0.014831	0.00024774	-2.3766E-07	6.8274E-11
C2H6	28.146	0.043447	0.00018946	-1.9082E-07	5.3349E-11
C3H6O	58.911	0.0048385	0.00033514	-3.0509E-07	-3.0509E-11
C3H8O	31.507	0.23082	-7.8983E-05	6.3696E-09	8.6908E-13

(Yaws, 1999)

**Tabel A.8 Perhitungan kapasitas panas campuran gas reaktor**

Komponen	BM	yi	Cp		
			joule/mol.K	kJoule/kmol.K	kJoule/kg.K
H2	2.0159	0.8913	41.77624167	41.77624167	20.72357564
CO	28.0104	0.0000	29.43869634	29.43869634	1.050991644
N2	28.0135	0.0082	29.28169488	29.28169488	1.045271593
CH4	16.0428	0.0082	41.11806904	41.11806904	2.563029619
C2H4	28.0538	0.0003	52.76107239	52.76107239	1.880713045
C2H6	30.0696	0.0006	65.57732725	65.57732725	2.180848432
C3H6O	58.0800	0.0995	94.75394391	94.75394391	1.631437305
C3H8O	60.0959	0.0000	112.4804287	112.4804287	1.871681616
Total		1.0082	467.1874741	467.1874741	32.9475489

Lanjutan Tabel A.8 Perhitungan kapasitas panas campuran gas reaktor

<b>C<sub>pi</sub> = y<sub>i</sub>.C<sub>p</sub></b> <b>kJoule/kg.K</b>	<b>F<sub>i</sub></b> <b>(kg/jam)</b>	<b>F<sub>i</sub>.C<sub>pi</sub></b> <b>Kjoule/jam.K</b>	<b>C<sub>p</sub>.y<sub>i</sub></b> <b>Kjoule/kmol.K</b>
18.47167167	799.6417	14770.71939	37.23667348
7.06673E-06	0.0838	5.92306E-07	0.000197942
0.008605475	0.7883	0.006783687	0.241069291
0.021100819	58.7779	1.240261701	0.338515369
0.000489418	3.2489	0.001590074	0.01373001
0.00120762	7.4101	0.008948545	0.036312692
0.16240499	2573.0318	417.8731974	9.432488298
0	0.0000	0	0
18.66548705	3442.9825	15189.85017	47.29898708

C<sub>p</sub> campuran = 47,2990 kJ/kg.K

g. Menentukan panas reaksi

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, panas yang dikeluarkan adalah sebagai berikut:

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

(Yaws, 1999)

**Tabel A.9 Data panas reaksi reaktor**

Komponen	A	B	C	D	E
H2	25.399	0.020178	-3.8549E-05	3.188E-08	-8.7585E-12
CO	29.556	-0.006587	0.00002013	-1.2227E-08	2.2617E-12
N2	29.342	-0.0035397	0.000010076	-4.3116E-09	2.5935E-13
CH4	34.942	-0.039957	0.00019184	-1.5303E-07	3.93E-11
C2H4	32.083	-0.014831	0.00024774	-2.3766E-07	6.8274E-11
C2H6	28.146	0.043447	0.00018946	-1.9082E-07	5.3349E-11
C3H6O	58.911	0.0048385	0.00033514	-3.0509E-07	-3.0509E-11
C3H8O	31.507	0.23082	-0.79	6.3696E-09	8.6908E-13

(Yaws,1999)

**Tabel A.10 Perhitungan panas reaksi reaktor**

Komponen	$\Delta H_f$ (kJ/mol )	$\Delta H_f$ (kJ/kmol )	$\Delta H$ (J/mol )	$\Delta H$ (kJ/kmol )
H2	0	0	3037.074261	3037.074261
CO	-110.54	-110540	3065.429325	3065.429325
N2	0	0	3057.723341	3057.723341
CH4	-74.85	-74850	4043.757998	4043.757998
C2H4	52.3	52300	5050.318268	5050.318268
C2H6	-84.68	-84680	6214.719671	6214.719671
C3H6O	-192.05	-192050	9246.006056	9246.006056
C3H8O	-257.53	-257530	-10244291.2	-10244291.18
Total	-667.35	-667350	-10210576.2	-10210576.15

Dari data didapat:

$$\Delta H_{R298} = -65480 \text{ kJ/kmol}$$

h. Data sifat katalis

Nama : Rh-Si

Bentuk : Pressed Ring

Ukuran D : 0,635 cm

Density : 12,41 gr/cm<sup>3</sup>

Porositas : 0,37

Bulk Density : 0,553 gr/cm<sup>3</sup>

4. Dimensi reaktor

a. Menentukan ukuran dan jumlah *Tube*

Diameter pipa reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Mengingat reaksi yang terjadi eksotermis, untuk itu dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar koefisien perpindahan panas lebih besar.

Pengaruh ratio  $D_p / D_t$  terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu  $h_w/h$  telah diteliti oleh Colburn's (smith hal 571) yaitu :

$D_p/D_t$	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
$h_w/h$	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0	6,6

dipilih  $D_p/D_t = 0,15$

dimana

$h_w$  = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

$h$  = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

$D_p$  = diameter katalisator

$D_t$  = diameter *Tube*

Sehingga :

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = 0,6 \text{ cm}$$

$$D_t = 0,6 / 0,15 = 4,00 \text{ cm} = 1,575 \text{ in}$$

Dari hasil perhitungan tersebut, maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik.

Dari table 11 Kern dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

Nominal pipe size = 2 in = 5,08 cm

Outside diameter = 2,38 in = 6,0452 cm

Schedule number = 40

Inside diameter = 2,067 in = 5,2502 cm

Flow area per pipe = 3,350 in<sup>2</sup>

Surface per in ft = 0,522 ft<sup>2</sup>/ft

Aliran dalam pipa turbule dipilih  $N_{Re} = 2500$

$$N_{Re} = \frac{G_t D_t}{\mu_g} \quad G_t = \frac{\mu_g N_{Re}}{D_t}$$

Dalam hubungan ini:

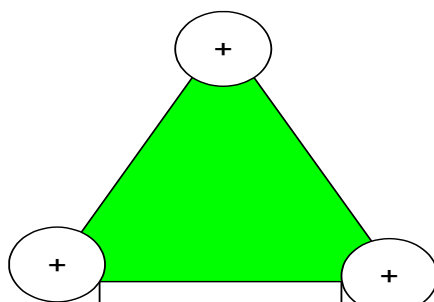
$\mu_g$  = viskositas umpan = 0,000024 g/cm.det

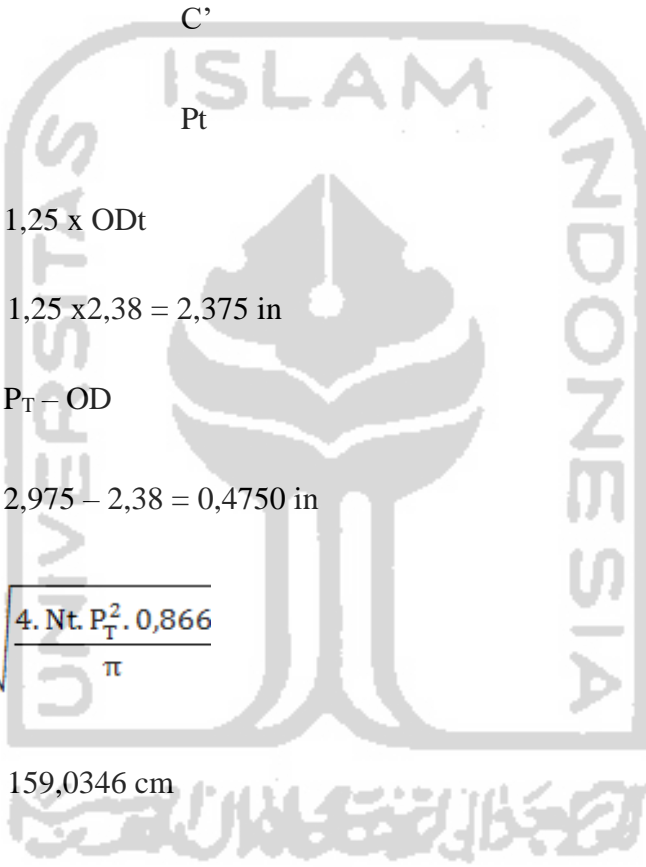
$D_t$  = Diameter Tube = 4,8260 cm

$$G_t = \frac{(0,000024)(2500)}{4,8260} = 0,0124 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^2 \cdot \text{s}} = 445.0823 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{jam}}$$

b. Menghitung diameter dalam reaktor

Direncanakan Tube disusun dengan pola triangular *pitch*.





$$P_t = 1,25 \times OD_t$$

$$= 1,25 \times 2,38 = 2,975 \text{ in}$$

$$C' = P_t - OD$$

$$= 2,975 - 2,38 = 0,4750 \text{ in}$$

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot N_t \cdot P_T^2 \cdot 0,866}{\pi}}$$

$$ID_s = 159,0346 \text{ cm}$$

Jadi diameter dalam reaktor = 159,0346 cm = 62,6121 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 212 Grade B

E = 0,85

f = 17500 psi

C = c

R = ID/2 = (29,4637/2) in

P = 290,098 psi

Jadi P = (120/100)\*P = 348,118 psi

$$\text{maka } t_s = \frac{348,118 \times (29,4637/2)}{(17500 \times 0,85) - (0,6 \times 264,6)} + 348,118$$

$$= 0,4769 \text{ in}$$

dipilih tebal dinding reaktor standar 1/2 in

$$\text{Diameter luar reaktor} = \text{ID} + 2 \cdot t_s$$

$$= 29,6437 + (2 \cdot 0,4769)$$

$$= 30,6437 \text{ in}$$

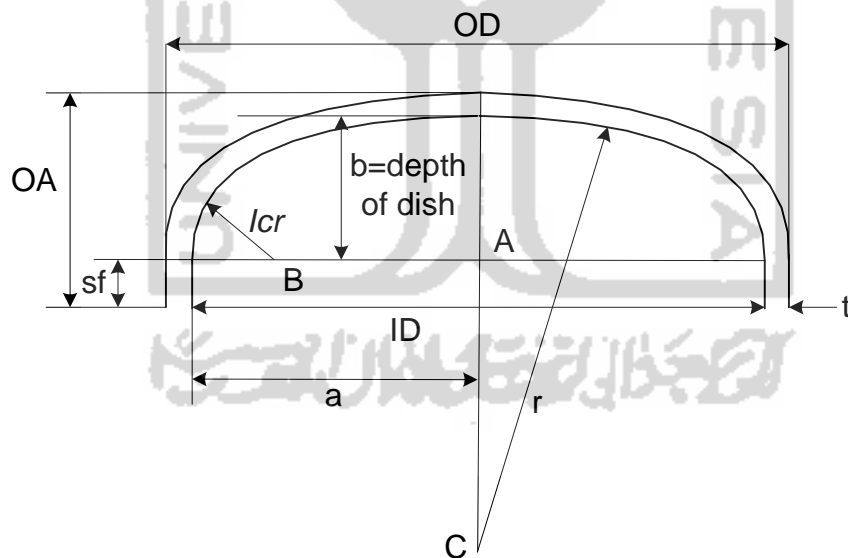
Sehingga dipilih diameter luar reaktor 32 in.

5. Menghitung *head* reaktor

a. 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 :

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

P = tekanan design, psi = 119,9520 psi

ID<sub>s</sub> = diameter dalam reaktor, in = 53,5 in

F = maksimum allowable stress, psi = 12650 psi

E = efisiensi pengelasan = 0,85

C = faktor korosi, in = 0,125

$$\text{maka } t_h = \frac{119,9520 \times 53,3}{(2 \times 12650 \times 0,85) - (0,2 \times 119,9520)} + 0,125$$

$$= 0,4746 \text{ in}$$

dipilih tebal *head* reaktor standar 1/2 in

b. Menghitung tinggi *head* reaktor

$$\text{ODs} = 54 \text{ in}$$

$$t_s = 0,2500 \text{ in}$$

$$\text{didapat : } i_{cr} = 6,9 \text{ in}$$

$$r = 108 \text{ in}$$

$$a = \text{IDs}/2 = 26,7500 \text{ in}$$

$$AB = a - i_{rc} = 19,8750 \text{ in}$$

$$BC = r - i_{rc} = 101,1250 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 99,1257 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 8,8473 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell hal.88 dengan  $t_h$  1/2 in didapat  $sf = 1.5 - 3.5 \text{ in}$

$$1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{perancangan digunakan } sf = 2 \text{ in}$$

Tinggi *head* reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

$$hH = t_h + b + sf$$

$$= (0,25 + 8,8473 + 2) \text{ in}$$

$$= 11,0973 \text{ in}$$

$$= 0,2819 \text{ m}$$

c. Menghitung tinggi reaktor

Tinggi reaktor total = panjang *Tube* + tinggi *head top*

$$\text{HR} = 322,8348 \text{ in} + 11,0973 \text{ in}$$

$$= 345,0295 \text{ in}$$

$$= 8,7637 \text{ m}$$

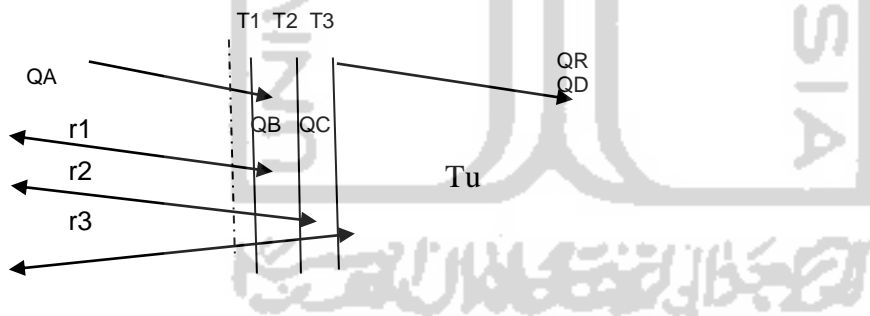
6. Tebal isolasi reaktor

Asumsi :

a. Suhu dalam reaktor = suhu permukaan dinding dalam *shell* = suhu pendingin rata-rata

b. Keadaan steady state  $Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$

c. 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

QC = Perp. Konduksi melalui isolator

QD = Perp. konveksi dari permukaan luar isolator

QR = Perp. Panas radiasi

T1 = Suhu dinding dalam reaktor

T2 = Suhu dinding luar reaktor

T3 = Suhu isolator luar

Tu = Suhu udara luar

- sifat-sifat fisis bahan

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

$$K_{is} = -0,04892 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$\varepsilon = 0,96$$

\* carbon steel :  $k_s = 10,6919 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$

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

$$T_f = 313$$

$$\nu = 0,000017$$

$$k = 0,027225 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$Pr = 0,70489$$

$$\beta = 0,0032 \text{ K}^{-1}$$

$$\mu = 0,00001906 \text{ kg/m.s}$$

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

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 0,3765 \text{ m}$$

$$r_2 = 0,4064 \text{ m}$$

$$L = 16,5 \text{ m}$$

a. Perpindahan panas konduksi

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

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

b. Perpindahan panas konveksi

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

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

Karena  $Gr_L \cdot Pr > 10^9$ , sehingga :

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

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

c. Panas radiasi

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

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3^4 - T_4^4)$$

.....(d)

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

**Tabel A.11 Perhitungan hasil simulasi panjang reaktor menggunakan metode euler**

$\Delta z$	0.1000	
$z$ (m)	x	T (K)
0	0	403.1500
0.1000	0.0995	402.0264
0.2000	0.1891	401.2705
0.3000	0.2697	400.7024
0.4000	0.3423	400.2480
0.5000	0.4076	399.8701
0.6000	0.4665	399.5471
0.7000	0.5195	399.2655
0.8000	0.5672	399.0163
0.9000	0.6101	398.7932
1.0000	0.6488	398.5916
1.1000	0.6837	398.4080
1.2000	0.7151	398.2397
1.3000	0.7434	398.0847
1.4000	0.7688	397.9412
1.5000	0.7918	397.8080
1.6000	0.8124	397.6838
1.7000	0.8310	397.5677
1.8000	0.8478	397.4590
1.9000	0.8629	397.3570
2.0000	0.8765	397.2610
2.1000	0.8887	397.1706
2.2000	0.8998	397.0853
2.3000	0.9097	397.0047
2.4000	0.9187	396.9285
2.5000	0.9267	396.8563

2.6000	0.9340	396.7879
2.7000	0.9405	396.7231
2.8000	0.9464	396.6616
2.9000	0.9517	396.6032
3.0000	0.9565	396.5476
3.1000	0.9608	396.4949
3.2000	0.9647	396.4447
3.3000	0.9682	396.3969
3.4000	0.9714	396.3515
3.5000	0.9742	396.3082
3.6000	0.9768	396.2670
3.7000	0.9791	396.2277
3.8000	0.9811	396.1903
3.9000	0.9830	396.1547
4.0000	0.9847	396.1207
4.1000	0.9862	396.0882
4.2000	0.9876	396.0573
4.3000	0.9888	396.0278
4.4000	0.9899	395.9997
4.5000	0.9909	395.9729
4.6000	0.9918	395.9473
4.7000	0.9926	395.9228
4.8000	0.9934	395.8995
4.9000	0.9940	395.8772
5.0000	0.9946	395.8560
5.1000	0.9951	395.8357
5.2000	0.9956	395.8163
5.3000	0.9961	395.7979
5.4000	0.9964	395.7802
5.5000	0.9968	395.7633
5.6000	0.9971	395.7473
5.7000	0.9974	395.7319
5.8000	0.9977	395.7172
5.9000	0.9979	395.7032
6.0000	0.9981	395.6898
6.1000	0.9983	395.6770
6.2000	0.9985	395.6648
6.3000	0.9986	395.6532
6.4000	0.9987	395.6421

6.5000	0.9989	395.6314
6.6000	0.9990	395.6213
6.7000	0.9991	395.6116
6.8000	0.9992	395.6023
6.9000	0.9993	395.5934
7.0000	0.9993	395.5850
7.1000	0.9994	395.5769
7.2000	0.9995	395.5692
7.3000	0.9995	395.5618
7.4000	0.9996	395.5548
7.5000	0.9996	395.5481
7.6000	0.9996	395.5417
7.7000	0.9997	395.5355
7.8000	0.9997	395.5297
7.9000	0.9997	395.5241
8.0000	0.9998	395.5187
8.1000	0.9998	395.5136
8.2000	0.9998	395.5087
8.3000	0.9998	395.5041
8.4000	0.9998	395.4996
8.5000	0.9999	395.4954
8.6000	0.9999	395.4913
8.7000	0.9999	395.4874
8.8000	0.9999	395.4837
8.9000	0.9999	395.4802
9.0000	0.9999	395.4768
9.1000	0.9999	395.4735
9.2000	0.9999	395.4704
9.3000	0.9999	395.4675
9.4000	0.9999	395.4647
9.5000	1.0000	395.4620
9.6000	1.0000	395.4594
9.7000	1.0000	395.4569
9.8000	1.0000	395.4546
9.9000	1.0000	395.4524
10.0000	1.0000	395.4502
10.1000	1.0000	395.4482
10.2000	1.0000	395.4462
10.3000	1.0000	395.4443



10.4000	1.0000	395.4425
10.5000	1.0000	395.4408
10.6000	1.0000	395.4392
10.7000	1.0000	395.4377
10.8000	1.0000	395.4362
10.9000	1.0000	395.4347
11.0000	1.0000	395.4334
11.1000	1.0000	395.4321
11.2000	1.0000	395.4308
11.3000	1.0000	395.4297
11.4000	1.0000	395.4285
11.5000	1.0000	395.4275
11.6000	1.0000	395.4264
11.7000	1.0000	395.4254
11.8000	1.0000	395.4245
11.9000	1.0000	395.4236
12.0000	1.0000	395.4227
12.1000	1.0000	395.4219
12.2000	1.0000	395.4211
12.3000	1.0000	395.4204
12.4000	1.0000	395.4197
12.5000	1.0000	395.4190
12.6000	1.0000	395.4183
12.7000	1.0000	395.4177
12.8000	1.0000	395.4171
12.9000	1.0000	395.4165
13.0000	1.0000	395.4160
13.1000	1.0000	395.4155
13.2000	1.0000	395.4150
13.3000	1.0000	395.4145
13.4000	1.0000	395.4140
13.5000	1.0000	395.4136
13.6000	1.0000	395.4132
13.7000	1.0000	395.4128
13.8000	1.0000	395.4124
13.9000	1.0000	395.4120
14.0000	1.0000	395.4117
14.1000	1.0000	395.4114
14.2000	1.0000	395.4111

14.3000	1.0000	395.4108
14.4000	1.0000	395.4105
14.5000	1.0000	395.4102
14.6000	1.0000	395.4099
14.7000	1.0000	395.4097
14.8000	1.0000	395.4094
14.9000	1.0000	395.4092
15.0000	1.0000	395.4090
15.1000	1.0000	395.4088
15.2000	1.0000	395.4086
15.3000	1.0000	395.4084
15.4000	1.0000	395.4082
15.5000	1.0000	395.4080
15.6000	1.0000	395.4079
15.7000	1.0000	395.4077
15.8000	1.0000	395.4076
15.9000	1.0000	395.4074
16.0000	1.0000	395.4073
16.1000	1.0000	395.4071
16.2000	1.0000	395.4070
16.3000	1.0000	395.4069
16.4000	1.0000	395.4068
16.5000	1.0000	395.4067
16.6000	1.0000	395.4066
16.7000	1.0000	395.4065
16.8000	1.0000	395.4064
16.9000	1.0000	395.4063
17.0000	1.0000	395.4062
17.1000	1.0000	395.4061
17.2000	1.0000	395.4060
17.3000	1.0000	395.4060
17.4000	1.0000	395.4059
17.5000	1.0000	395.4058
17.6000	1.0000	395.4057
17.7000	1.0000	395.4057