

**PRA RANCANGAN PABRIK ASETALDEHID  
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI ETHANOL  
KAPASITAS 13.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh  
Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh :

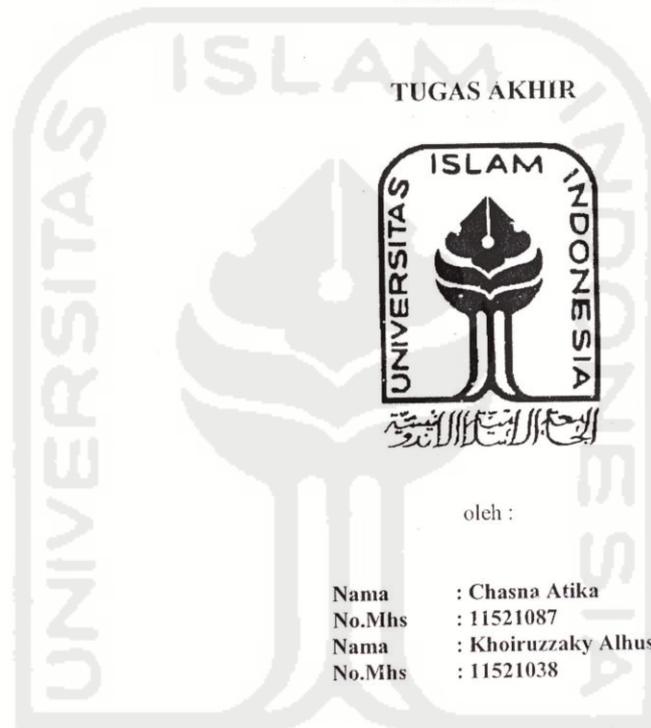
Nama : Chasna Atika      Nama : Khoiruzzaki Al hussein Pohan  
No. Mhs : 11521087      No. Mhs : 11521038

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

**2017**



## LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK ASETALDEHID PROSES  
DEHIDROGENASI ETANOL KAPASITAS 13.000  
TON/TAHUN

Yogyakarta, Desember 2016

Pembimbing I,

Pratikno Hidayat, Ir., M.Sc.

Pembimbing II,

Khamdan Cahyari, ST., M.Sc.

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**  
**PRA RANCANGAN PABRIK ASETALDEHID PROSES**  
**DEHIDROGENASI ETANOL KAPASITAS 13.000**  
**TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

oleh :

**Nama : Chasna Atika**

**Nama : Khoiruzzaky Alhusein Pohan**

**No.Mhs : 11521087**

**No.Mhs : 11521038**

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

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, April 2017

Tim Penguji

Pratikno Hidayat, Ir., M.Sc.

Ketua

Kamariah, Dra., MS.

Anggota I

Dyah Retno Savitri, ST., M.Eng.

Anggota II

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



I., Drs. Faisal RM, M.T., Ph.D.

## KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr. Wb

Puji syukur penulis panjatkan kehadiran Allah SWT atas segala limpahan rahmat dan hidayah-Nya, sehingga tugas akhir dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Asetaldehid Dengan Proses Dehidrogenasi Ethanol Dengan Kapasitas 13.000 Ton/Tahun” dapat terselesaikan.

Penyusunan tugas akhir ini sebagai syarat untuk menyelesaikan pendidikan keserjanaan di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta. Dengan mengerjakan tugas ini, mahasiswa diharapkan mampu menerapkan berbagai teori dan pengetahuan yang diperoleh dalam perkuliahan untuk merancang alat proses pabrik kimia serta dapat mengambil kesimpulan tentang kelayakan ekonomi pembangunan pabrik tersebut. Pada kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya, kepada :

1. Allah SWT, yang telah melimpahkan banyak karunia untuk kami dan dengan ridhonya hal ini bisa terselesaikan.
2. Dr. Drs. Imam Djati Widodo, M.Eng.Sc., sebagai Dekan FTI UII.
3. Faisal RM, Ir, Drs, MT, Ph.D., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia FTI UII.

4. Bapak Khamdan Cahyari, ST., M.Sc., dan Bapak Pratikno Hidayat, Ir., M.Sc., selaku dosen pembimbing, yang telah sabar membimbing dan mengarahkan kami.
5. Ayahanda dan Ibunda tercinta dan adik-adiku semuanya yang selalu berdoa untukku setiap saat dan dukungannya sangat melebihi segala-galanya.
6. Seluruh teman-teman Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia Yogyakarta angkatan 2011, yang selalu membantu serta memberikan semangat untuk kami. Akhirnya skripsi ini bisa selesai, tentunya dengan bantuan kalian.

Oleh karena itu, kritik dan saran yang positif untuk perbaikan skripsi ini sangat penyusun harapkan dari semua pihak. Semoga laporan ini bermanfaat.

Amin.

Wassalamu'alaikum Wr. Wb

Yogyakarta, Januari 2017

Penyusun

## DAFTAR ISI

Halaman Judul .....	i
Lembar Keaslian .....	ii
Halaman Pengesahan .....	iii
Kata Pengantar .....	v
Daftar Isi .....	vii
Daftar Tabel .....	x
Daftar Gambar .....	xii
Intisari.....	xiii
Abstract.....	xiv
<b>BAB I. PENDAHULUAN</b>	
1.1. Latar Belakang .....	1
1.2. Tinjauan Pustaka .....	2
<b>BAB II. PERANCANGAN PRODUK</b>	
2.1. Spesifikasi Produk .....	8
2.1.1. Asetaldehid .....	8
2.2. Spesifikasi Bahan Baku .....	11
2.2.1. Ethanol .....	11
2.2.2. Katalis Copper .....	13
2.3. Pengendalian Kualitas .....	14
<b>BAB III. PERANCANGAN PROSES</b>	
3.1. Uraian Proses .....	16

3.2. Spesifikasi Alat Proses dan Utilitas .....	22
3.2.1. Peralatan Proses .....	22
3.2.2. Peralatan Utilitas .....	48
3.3. Perencanaan Produksi .....	62
3.3.1. Kapasitas Perancangan .....	62
3.3.2. Perencanaan Bahan Baku dan Peralatan Proses.	63

#### **BAB IV. PERANCANGAN PABRIK**

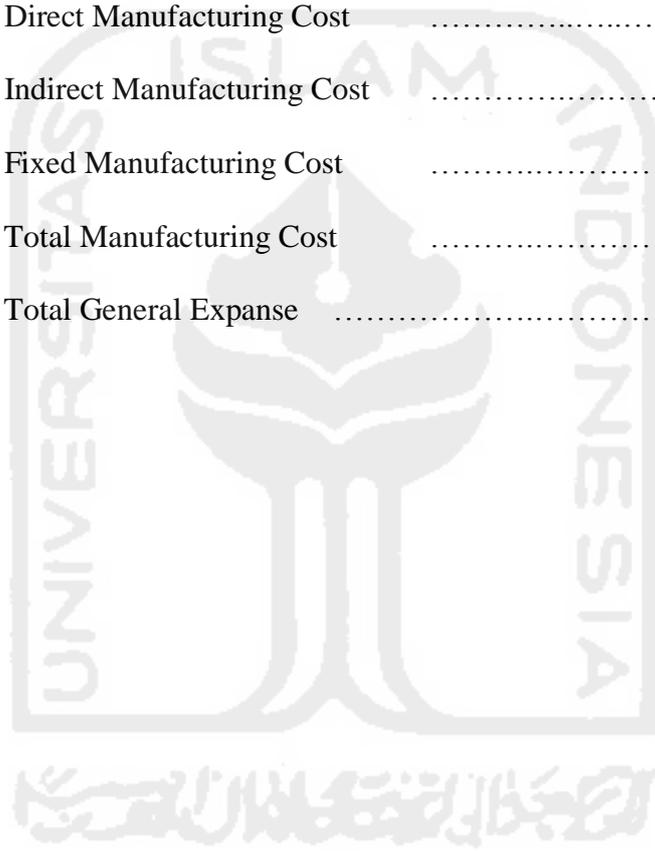
4.1. Lokasi Pabrik .....	66
4.2. Tata Letak Pabrik .....	69
4.3. Lay Out Peralatan .....	70
4.4. Alir Proses dan Material .....	76
4.4.1. Neraca Massa per Alat .....	76
4.4.2. Neraca Panas .....	80
4.5. Pelayanan Teknik (Utilitas) .....	85
4.5.1. Unit Pengadaan dan Pengolahan Air.....	86
4.5.2. Unit Pengadaan Steam .....	92
4.5.3. Unit Penyediaan Listrik .....	92
4.5.4. Unit Pengadaan Bahan Bakar .....	93
4.5.5. Unit Pengolahan Limbah .....	94
4.6.6. Laboratorium .....	95
4.6. Organisasi Perusahaan .....	98
4.6.1. Bentuk Perusahaan .....	98
4.6.2. Struktur Organisasi .....	100

4.6.3. Tugas dan Wewenang .....	102
4.6.4. Pembagian Jam Kerja Karyawan .....	110
4.6.5. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Gaji .....	113
4.6.6 . Kesejahteraan Sosial Karyawan .....	116
4.6.7. Manajemen Perusahaan .....	117
4.7. Evaluasi Ekonomi .....	119
4.7.1. Penafsiran Harga Peralatan .....	119
4.7.2. Dasar Perhitungan .....	119
4.7.3. Perhitungan Biaya .....	121
4.7.4. General Expanse .....	122
4.7.5. Analisa Kelayakan .....	122
4.7.6. Capital investment .....	124
4.7.7. Total Production Cost .....	125
4.7.8. Profit .....	126
4.7.9. Analisa Kelayakan .....	126
<b>BAB V. PENUTUP</b>	
5.1. Kesimpulan .....	130
Daftar Pustaka .....	132
Lampiran	

## DAFTAR TABEL

Tabel 3.1. Data Statistik Kenaikan Permintaan Asetaldehid.....	62
Tabel 4.1. Perincian Luas Tanah .....	70
Tabel 4.2. Neraca massa total .....	76
Tabel 4.3. Neraca massa reaktor .....	76
Tabel 4.4. Neraca massa separator 02 .....	77
Tabel 4.5. Neraca massa menara distilasi 01 .....	77
Tabel 4.6. Neraca massa menara distilasi 02 .....	78
Tabel 4.7. Neraca massa mixer .....	79
Tabel 4.8. Neraca massa vaporizer .....	79
Tabel 4.9. Neraca massa separator 01 .....	79
Tabel 4.10. Neraca panas mixer .....	81
Tabel 4.11. Neraca panas heater 01 .....	81
Tabel 4.12. Neraca panas vaporizer .....	81
Tabel 4.13. Neraca panas furnace .....	81
Tabel 4.14. Neraca panas reaktor .....	81
Tabel 4.15. Neraca panas cooler 01 .....	82
Tabel 4.16. Neraca panas condensor 01 .....	82
Tabel 4.17. Neraca panas heater 02 .....	82
Tabel 4.18. Neraca panas menara distilasi 01 .....	83
Tabel 4.19. Neraca panas menara distilasi 02 .....	83
Tabel 4.20. Jadwal Kerja Karyawan .....	112

Tabel 4.21. Perincian Jumlah Karyawan .....	113
Tabel 4.22. Perincian Golongan dan Gaji .....	115
Tabel 4.23. Indeks untuk Mengkonversi harga .....	119
Tabel 4.24. Fixed Capital Investment.....	124
Tabel 4.25. Working Capital .....	125
Table 4.26. Direct Manufacturing Cost .....	125
Table 4.27. Indirect Manufacturing Cost .....	125
Tabel 4.28. Fixed Manufacturing Cost .....	126
Tabel 4.29. Total Manufacturing Cost .....	126
Tabel 4.30. Total General Expense .....	126



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 4.1. Lay Out Pabrik .....	73
Gambar 4.3. Diagram Alir Kualitatif .....	80
Gambar 4.4. Diagram Neraca Panas .....	84
Gambar 4.6. Struktur Organisasi Pabrik Asetaldehid.....	118
Gambar 4.7. Grafik Analisa Ekonomi .....	128
Gambar 4.8. PEFD Pabrik Asetaldehid .....	129



## INTISARI

Pra rancangan pabrik asetaldehid kapasitas 13.000 ton/tahun dengan bahan baku etanol menghasilkan asetaldehid dengan kemurnian 99,5%. Proses yang dibutuhkan dalam pra rancangan ini adalah dehidrogenasi etanol menggunakan katalis Cu untuk menghasilkan asetaldehid dalam reaktor fixed bed multi-tube pada suhu 260°C dan tekanan atmosferik. Pabrik ini termasuk dalam pabrik dengan resiko tinggi karena prosesnya membutuhkan kondisi operasi yang tinggi (suhu).

Pabrik ini selanjutnya akan didirikan di Solo, Jawa Tengah. Membutuhkan lahan seluas 280000m<sup>2</sup> dan 144 karyawan. Pabrik ini berjalan secara kontinyu dalam 24 jam/hari dan 330 hari/tahun. Unit proses membutuhkan etanol sebanyak 2616,2006, dimana unit utilitas membutuhkan air sebanyak 15.381,3649 kg/jam untuk proses pendinginan, air domestik sebanyak 14.901,4 kg/jam, steam sebanyak 101.195,1709 kg/jam, listrik sebesar 25,9235 kW, dan bahan bakar minyak sebanyak 523,8186 kg/jam.

Analisa ekonomi menunjukkan angka Fixed Capital sebesar \$30.781.948, Working Capital sebesar \$46.882.948. ROI sebelum pajak sebesar 28,93%, dan setelah pajak sebesar 25,17%. Dimana BEP sebesar 53,17% (angka BEP yang diperbolehkan di Indonesia sebesar 40-60%), Shut Sown Point (SDP) sebesar 28,88%, Discounted Cash Flow Rate (DCFR) sebesar 27%. Sementara Pay Out Time sebelum pajak (POTb) 1,46 tahun ( hasil ini menunjukkan angka yang termasuk dalam pabrik beresiko tinggi, dimana angka POTb kurang dari 2 tahun) dan POT setelah pajak (POTa) sebesar 1,64 tahun. Berdasarkan evaluasi ekonomi ini, dapat disimpulkan bahwa hasilnya memuaskan, sehingga pabrik tersebut menarik dan layak untuk didirikan.

## ABSTRACT

*The preliminary design of acetaldehyde for capacity of 13.000 ton/year using ethanol as a raw material to produce acetaldehyde with percentage of purity 99,5%. The required process in this plant design is dehydrogenation of ethanol with copper catalyst to produce acetaldehyde in fixed bed multi-tube reactor at 260°C and atmospheric pressure. This plant is included in high risk plant because this process requires a high operation condition (temperature).*

*This plant is further about to be built in Solo, Central Java. It covers 280000 m<sup>2</sup> of land and needs 144 employees. It works continually for 24 hours/day and 330 days/year. Process unit requires 2616,2006 kg/hour of ethanol, whereas utility unit needs 15.381,3649 kg/hour water for cooling process, 14.901,40 kg/hour water for domestic, 101.195,1709 kg/hour of steam, 25,9235 kW of electricity, and 523,8186 kg/hour of fuel oil.*

*The economic evaluation shows Fixed Capital of \$30.781.948. Working Capital of \$46.882.948. Percentage of Return on Investment are 28,93% before tax, and 25,17% after tax. Whereas Break Even Point (BEP) of 53,17% (permitted BEP number in Indonesia is 40% - 60 %), Shut Down Point (SDP) of 28,88%, and Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) of 27%. Meanwhile, Pay Out Time Before Taxes (POT<sub>b</sub>) of 1,46 years (this result shows a number for high risk plant, which is POT<sub>b</sub> number less than 2 years) and Pay Out Time After Taxes (POT<sub>a</sub>) of 1.64 years. Based on this economic evaluation, it can be concluded that the result was satisfied so the plant are interesting and appropriate to build.*

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik**

Asetaldehid merupakan bahan yang mempunyai kegunaan yang sangat luas dalam industri kimia. Lebih dari 95% produk ini digunakan dalam industri sebagai bahan intermediet untuk menghasilkan produk kimia yang lain, antara lain adalah sebagai berikut: bahan baku pembuatan asam asetat, pyridin, 2-ethyl heksanol, pentaerythrytol, n-butanol, trimetilolpropana, crotonaldehid, asam laktat, chloral, 1-3 butylene glikol.

Dari kegunaan terlihat bahwa asetaldehid merupakan senyawa yang penting. Sampai saat ini kebutuhan akan asetaldehid masih harus mendatangkan dari luar negeri melalui import.

Dengan didirikan pabrik asetaldehid di Indonesia diharapkan mampu memberikan keuntungan-keuntungan sebagai berikut :

- a. Menghemat devisa negara.

Produksi asetaldehid dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga mengurangi ketergantungan import. Dimana dalam kasus ini, data yang diperoleh dari BPS (Badan Pusat Statistik) menunjukkan bahwa impor Asetaldehid dalam negeri selalu mengalami peningkatan tiap tahunnya. Yang berarti bahwa kebutuhan Asetaldehid dalam negeri selalu meningkat.

- b. Membantu pabrik-pabrik di Indonesia yang memakai bahan baku asetaldehid, Karena selain harganya lebih murah juga kontinuitasnya terjaga. Karena bahan baku banyak terdapat di dalam negeri.
- c. Menggunakan bahan baku ethanol yang dengan mudah dapat diperoleh di dalam negeri.
- d. Pada tahap ini dibutuhkan tekanan yang tinggi dan proses ahli teknologi. Adanya produk yang dihasilkan melalui teknologi modern membuktikan bahwa sarjana-sarjana Indonesia mampu menyerap ilmu serta teknologi modern, dengan demikian kita tidak lagi tergantung pada tenaga asing.
- e. Membuka lapangan kerja baru dalam rangka turut memberikan lapangan kerja dan pemerataan perekonomian dalam negeri.

## **1.2 Tinjauan Pustaka**

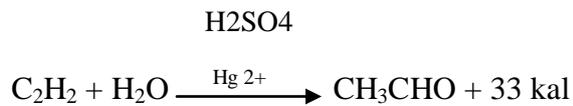
### **1.2.1 Macam-macam Proses**

Secara komersial asetaldehid dapat diproduksi dengan proses-proses sebagai berikut:

#### **a. Hidrasi asethylene**

Pembuatan asetaldehid dengan proses ini membutuhkan asam sulfur dan mercury sulfat sebagai katalis.

Reaksinya:



Asetilen dengan kemurnian tinggi (minimal 97%) dan recycle gas asetilen yang mengandung  $\text{C}_2\text{H}_2$  diumpangkan kedalam "Rubber lined vertical reactor" bersama-sama dengan steam. Katalis terdiri atas larutan garam merkuri (0,5 - 1%), asam sulfat (15 - 20%) ferro dan ferri (2- 4%) dan air suhu dijaga pada 90 - 95°C dan tekanan 1 - 2 atm. Konversi per pass 55%. Asetilen yang tidak bereaksi dikompresi dan dibersihkan dengan cara penyerapan dalam scrubber column sebelum direcycle ke reaktor. Pemurnian asetaldehid dilakukan dengan cara destilasi. Proses ini dikenal dengan nama German process. Modifikasi proses ini dikembangkan oleh Chisso process. Dalam proses ini temperatur reaksi lebih rendah dan tanpa menggunakan recycle asetilen. Prosesnya dapat dijelaskan sebagai berikut:

Asetilen dengan kemurnian tinggi dimasukkan ke dasar reaktor yang berisi air dan katalis asam sulfat dan merkuri sulfat. Reaksi ini dilakukan pada suhu 70°C dan tekanan atmosferik. Asetilen yang tidak bereaksi dibersihkan lebih dahulu dari asetaldehid yang terikat dalam aliran gas didalam scrubber. Asetaldehid yang terserap dalam air dikembalikan ke reaktor. Cairan yang keluar reaktor mempunyai komposisi  $\text{CH}_3\text{CHO}$  (20 -25%),  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (20 - 22%) sisanya air dan asam asetat. Cairan ini yang dimasukkan dalam vacuum flasher yang memanfaatkan panas reaksi. Untuk menguapkan 58 - 60% asetaldehid sebagai uap yang mengandung 70%  $\text{CH}_3\text{CHO}$ . Selama flashing, temperatur turun 5°C dan cairannya dikembalikan ke kolom. Uap hasil flasher didinginkan sampai 40°C

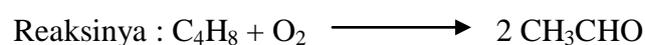
untuk menghasilkan air, asam asetat. Asetaldehid 80% dikompresi 2 – 5 atm lalu di destilasi.

Ada dua problem utama yang harus diperhatikan dalam proses hidrasi yaitu harus dihindari terjadinya reduksi garam merkuri menjadi metallic merkuri dan grey sludge.

Proses ini menggunakan asam sulfat yang merupakan komponen reaktif dan korosit, sehingga ketahanan alat terhadap korosi harus diperhatikan. Merkuri juga merupakan komponen yang beracun dan mahal harganya, oleh karena itu penanganan problem dan pengaruhnya terhadap bahaya keracunan, tidak boleh diabaikan dan juga penanganan terhadap asetilen yang mempunyai reaktifitas tinggi.( Mc. Ketta, 1983 ).

#### **b. Oksidasi hidrokarbon jenuh**

Produk asetaldehid dari oksidasi butane, propane atau campurannya dalam fasa uap non katalitik dikomersialkan oleh Ce Lanese Cooperation. Hidrokarbon, udara, dan gas recycle dengan perbandingan volume 1 : 2 : 7 dicampur dan dikompresi menjadi 7 atm. Kemudian dipanaskan dalam furnace sampai 370°C, diumpankan ke dalam reaktor. Gas hasil reaksi didinginkan dan larutan dingin formaldehid dalam air dengan kadar 12 - 14%. Pemurnian dilakukan dengan destilasi, ekstraksi sederhana dan pemisahan secara extractive azeotropic.



Proses ini tidak terlalu berkembang karena tidak terlalu selektif dan

mempunyai sistem recovery yang kompleks. dan banyaknya hasil samping yang terjadi, antara lain formaldehid, methanol, aseton, propanol, butanol dan C5 - C7 alkohol (Mc. Ketta, 1983 ).

### c. Oksidasi ethylene

Oksidasi fase cair ethylene bisa berlangsung satu tahap (one stage process) atau dua tahap (two stage process).



Reaktor yang digunakan adalah "Vertical Ceramic Lined Vessel". Yang beroperasi pada suhu 120 - 130°C dan tekanan 3 atm. Ethylene 99,5% beserta gas recycle di umparikan ke dalam reaktor. Kandungan oksigen dalam campuran dibatasi max. 9%. Gas hasil reaksi dimasukkan dalam separator vessel. Caranya dikembalikan ke reaktor dan gasnya didinginkan, kandungan asetaldehid dilarutkan dalam air. Gas sisa dikembalikan ke reaktor, sebagian kecil dipisahkan dari gas, recycle dan dibuang sebagai exhaust gas. Residu scrubber mengandung 8-10% asetaldehid dimasukkan kedalam kolom destilasi dimana gas-gas terlarut dihilangkan. Hasil bawah kolom destilasi diumpankan pada kolom final untuk diambil asetaldehidnya sebagai hasil atas. Residu kolom ini berisi asam asetat dan chloronated aceticdehyde.



Pada proses ini etilen dan udara direaksikan dalam dua reaktor yang

terpisah. Konversi hampir sempurna dicapai dalam sekali phase didalam plug flow turbulen reactor. Karena gas tidak harus direcycle udara dapat digunakan dan adanya inert dalam etilen feed tidak membahayakan. Reaksi dilakukan pada suhu 120 - 130°C dan tekanan 10 atm. Asetaldehid yang terbentuk dari reactor pertama dikeluarkan dengan cara adiabatic flashing dan memanfaatkan panas reaksi. Larutan katalis di recycle ke reaktor kedua atau reaktor oksidasi untuk mengoksidasi garam cupro menjadi cupri. Jumlah cairan yang di recycle dibutuhkan dalam jumlah besar karena kelarutan katalis logam rendah dan hasil asetaldehid per pass dibatasi oleh konsentrasi garam cupri.

#### d. Dari ethyl alcohol

Dalam pembuatan asetaldehid dengan bahan baku ethyl alcohol ada dua proses, yaitu:

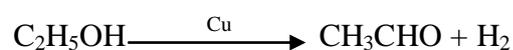
##### a. Oksidasi ethanol



Campuran uap ethanol dan oksigen dari udara dimasukkan dalam reaktor fixed bed multi tube yang mengandung katalis pada suhu 350°C. Alkohol yang tidak bereaksi direcycle kembali sebagai umpan reaktor. Pada proses ini hasil asetaldehid adalah sebesar 80%

##### b. Dehidrogenasi ethanol

Ethanol diuapkan dan direaksikan diatas katalis Cu pada tekanan atmosferik dan temperatur 260 - 290°C.



Katalis yang digunakan adalah Cu, gas hasil reaksi dikondensasi. Asetaldehid

diperoleh dengan cara destilasi. Konversi 30 - 50 % hasil akhir 99%.

Dalam beberapa proses yang telah diuraikan maka dipilih dengan proses dehidrogenasi dengan katalis Cu pemilihan proses ini didasarkan pada:

- Bahan baku banyak terdapat di Indonesia dan kontinuitasnya dapat terjaga.
- Prosesnya sederhana dengan tekanan operasi rendah meskipun suhunya agak tinggi, umur katalis panjang, sistem recovery energinya rendah dan asetaldehid yang dihasilkan kemurniannya tinggi.
- Karena prosesnya sederhana dan tidak mempunyai resiko korosifitas yang tinggi seperti pada proses lain, maka perawatan peralatan tidak begitu berat dan dapat menghemat investasi modal tetap untuk peralatan.

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Produk

##### Asetaldehid

Kemurnian	: min 99,5%
Impuritis	: Ethanol max 0,4%
	: Air max 0,1%
a. Sifat fisis	
Kenampakan	: Cair
Warna	: Jernih
Berat molekul	: 44,053
Titik didih, °C ( 1 atm )	: 20,16
Titik lebur, °C	: -123,5
Tekanan kritis, atm	: 63,2
Suhu kritis, °C	: 181.5
Volume kritis, L/mol	: 0.154
Densitas, 20°C g/ml	: 0,778
Tegangan muka, 20°C dyne/cm	: 21,2
Viskositas, cp	: 1,1518
Panas peleburan, cal/g	: 17,6
Panas penguapan, cal/g	: 139,5

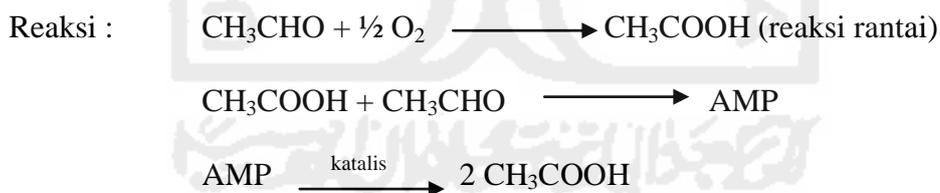
Panas pembentukan, kcal/mol	: -4,39
Spesifik panas, 25°C kcal/g.K	: 0,3368
Ignition temperature di udara, °C	: 165
Flash point, °C	:-38

b. Sifat kimia

Asetaldehid adalah senyawa yang sangat reaktif yang secara umum dipakai pada bidang manufacture, reaksi oksidasi, hidrogenasi, kondensasi dan polimerisasi adalah contoh-contoh reaksi kereaktifannya.

- Oksidasi

Oksidasi asetaldehid fase cair dengan udara (oksigen) merupakan reaksi yang penting dalam industri. Kebanyakan asam asetat diproduksi dengan cara ini. Reaksi oksidasi adalah reaksi rantai dimana asam parasetat dihasilkan dan kemudian bereaksi dengan asetaldehid untuk menghasilkan asam asetat melalui asetaldehid monoparasetat (AMP).



- Reduksi

Reduksi terhadap gugus karbonil (C=O) menjadi alcohol mudah terjadi. Banyak sekali jenis katalis yang dapat digunakan diantaranya platina dari asam chloroplatinat atau dari ammonium chloroplatinat, nikel dan palladina.

- Reaksi kondensasi

Larutan basah encer menyebabkan asetaldehid mengalami aldol kondensasi adalah reaksi yang sangat umum dari asetaldehid.

Reaksi :



Asetaldol adalah intermediet yang penting dalam pembuatan butiraldehid dan butanol melalui protonaldehid dan juga dalam pembentukan 1,3 butanediol, juga reaksi yang penting adalah aldolasetaldehid dengan formaldehid berlebihan yang merupakan bagian dari pembuatan pentaerythritol secara komersial.

- Polimerisasi

Sedikit asam mineral akan mengkatalisasi trimerisasi aldehid menjadi paraldehid pada suhu ruang. Jika asetaldehid dititrasi dengan HCl kering pada suhu rendah maka metasetaldehid berubah kembali menjadi asetaldehid dan paraldehid dengan membiarkan 60 - 65°C selama beberapa hari, peristiwa ini dinamakan depolimerisasi.

- Reaksi adisi

Meskipun sedikit asetaldehid (kecuali chloral dan halogenated aldehid yang lain), yang membentuk hidrat yang dapat diisolasi dalam larutan encer asetaldehid mengandung hidrat asetaldehid (gom-diol) dalam kesetimbangannya.

Reaksi:



## 2.2 Spesifikasi Bahan

### 2.2.1 Spesifikasi Bahan Baku

#### Ethanol

Kemurnian	: min 95%
Impuritis	: air max 5%

- Sifat fisis

Kenampakan	: Cair
Warna	: Jernih
Berat molekul	: 46,069
Titik didih, °C (1 atm)	: 78,32
Titik beku, °C	: -114,1
Tekanan kritis, atm	: 63
Temperatur kritis, °C	: 243,1
Volume kritis, L/mol	: 0,167
Tegangan muka, 25°C, dyne/cm	: 231
Density, 25°C, g/ml	: 0,7893
Viskositas, 20°C, cp	: 1,17
Panas pembentukan, 25°C kcal/mol	: -64,7
Panas penguapan, 25°C kcal/mol	: 200,6

#### Flammable limits di udara

Lower, vol %	: 4,3
Upper, vol %	: 19,0

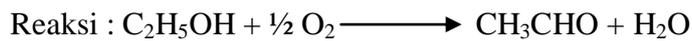
Autoignition temperatur, °C	: 793
-----------------------------	-------

Titik nyala, °C : 14

Konduktivitas panas, 20 °C W/(m.K) : 0,17

- Sifat kimia

- Oksidasi ethanol pada suhu 250 – 350 °C



- Dehidrogenasi etanol pada suhu 260 – 290 °C



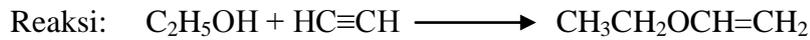
- Ethanol dapat langsung membentuk ethyl asetat melalui asetaldehid kemudian dikondensasikan.



- Bereaksi dengan sodium hipochlorida membentuk haloform.



- Bereaksi dengan asethylen membentuk ethyl vinil ether.



### 2.2.2 Spesifikasi Bahan Pembantu

#### Katalis

Jenis	: Cu
Bentuk	: padat
Diameter	: 0,3645 cm
Densitas	: 0,347 g/ml
Titik lebur	: 1082 °C

### 2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan ini sudah harus dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi produk. Selain pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk jadi, penting juga dilakukan pengawasan mutu air yang digunakan untuk menunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau diset, yaitu nyala lampu, bunyi alarm dsb. Bila terjadi penyimpangan maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau set semula baik secara manual atau otomatis.

Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standart, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi.

Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal, untuk itu perlu dilaksanakan pengendalian produksi sebagai berikut :

1. Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kerusakan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian Laboratorium Pemeriksaan.

2. Pengendalian Kuantitas

Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi perusahaan.

3. Pengendalian Waktu

Untuk mencapai kualitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

#### 4. Pengendalian Bahan Proses

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan proses harus mencukupi, untuk itu diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.



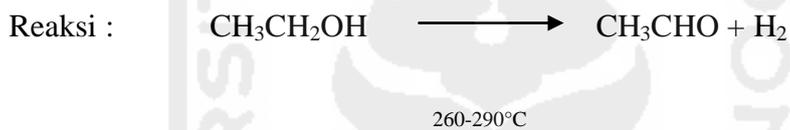
## BAB III

### PERANCANGAN PROSES

#### 3.1 Uraian Proses

##### 3.1.1 Dasar Reaksi

Asetaldehid secara komersial dibuat dengan dehidrogenasi fasa uap etil alcohol.



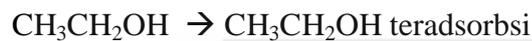
Ethanol diuapkan dan direaksikan diatas katalis Cu pada tekanan atmosfer dan temperature 260-290°C pada suhu tersebut kondisi reaktan adalah fasa gas, maka digunakan reaktor fixed bed multitube.

Dengan demikian diperlukan adanya tambahan panas dari luar untuk mempertahankan suhu di dalam reaktor. Dalam hal ini digunakan steam sebagai pemanas. Panas penguapan yang dihasilkan dari reaksi tersebut relatif besar maka dipilih reaktor jenis fixed bed multi tube untuk dapat mensuplai panas yang relatif besar. Pada reaksi ini digunakan bahan baku ethanol dengan kadar min 95% yang diproduksi dari pabrik-pabrik yang terdapat di Indonesia.

### 3.1.2 Mekanisme Reaksi

Mekanisme reaksi dapat diterangkan dengan persamaan sebagai berikut :

1. Penyerapan fluida oleh padatan



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

2. Aktivitas zat teradsorpsi



Pada tahap ini diperlukan suhu yang tinggi

3. Reaksi pada katalis



Pada tahap ini diperlukan temperatur yang tinggi

4. Desorpsi dari zat hasil



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

### 3.1.3 Kondisi Operasi

Asetaldehid secara komersial dibuat dengan dehidrogenasi fasa uap etil alkohol. Ethanol diuapkan dan direaksikan diatas katalis Cu pada tekanan

atmosfer dan temperature 260-290°C. Pada suhu tersebut kondisi reaktan adalah fasa gas maka digunakan reaktor jenis fixed bed.

### 3.1.4 Tinjauan Kinetika

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

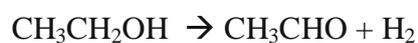
$$K = A \exp (-E/RT)$$

$$K = (1,2909 \cdot 10^7 \cdot e^{-39630/RT})$$

Kecepatan reaksi tidak hanya dipengaruhi oleh suhu, besarnya energi aktivasi juga berpengaruh . Adanya katalis dapat menurunkan energi aktivasi yang dibutuhkan dalam reaksi. Dengan turunnya energi aktivasi, maka dapat menaikkan kecepatan reaksi. Katalis yang digunakan adalah Cu yang mempunyai range 260-290°C.

### 3.1.5 Tinjauan Termodinamika

Reaksi yang terjadi :



$$\Delta H_{298} = \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan}$$

$$= -166,47 - (-243,96)$$

$$= 68,49 \text{ kkal/mol}$$

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

Dari persamaan Van Hoff

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

Dimana, K = Konstanta

T = Temperatur

$\Delta H$  = Panas reaksi

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

### 3.1.6 Alir Proses

Secara garis besar ada tiga tahapan utama dalam pembuatan asetaldehid ini, yaitu :

1. Penyiapan bahan baku
2. Reaksi dehidrogenasi etanol
3. Pemurnian produk

#### 3.1.6.1 Penyiapan Bahan Baku

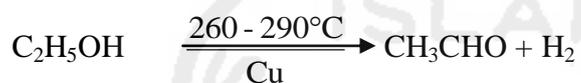
Penyiapan bahan baku bertujuan untuk mengkondisikan bahan baku agar sesuai dengan persyaratan kondisi operasi dalam reaktor. Hal-hal yang diatur dalam tahapan menyangkut kondisi penyimpanan bahan baku dan proses fisis yang diperlukan untuk mengubah kondisi bahan baku agar sesuai kondisi umpan reaktor. Bahan baku Ethanol disimpan dalam fase cair pada tangki penyimpan. Kondisi penyimpanan ethanol ini adalah pada tekanan atmosfer dan suhu kamar.

Ada beberapa tahapan yang harus dilakukan sebelum mengumpankan bahan baku ke reaktor, yaitu menaikkan suhu menjadi suhu reaksi yang telah ditetapkan ( $260^{\circ}\text{C}$ ) dan tekanan sebesar 1,5 atm serta fase gas. Dan langkah awal yang harus dilakukan adalah persiapan bahan baku. Pertama-tama, bahan baku disimpan dalam fase cair dengan suhu sebesar  $30^{\circ}\text{C}$  dan tekanan sebesar 1 atm. Kemudian bahan baku diumpankan ke P-01 (Pompa 1) untuk dinaikkan tekanannya menjadi 1,5atm. Setelah melewati pompa, bahan baku diumpankan ke mixer. Fungsi utama dari mixer adalah untuk mendapatkan komposisi umpan masuk reaktor sesuai dengan yang diinginkan. Bahan baku yang dipersyaratkan sebagai umpan reaktor mempunyai komposisi minimal 95% mol ethanol.

Reaksi dehidrogenasi ethanol menjadi Asetaldehid berlangsung pada tekanan 1,5 atm dan suhu  $260^{\circ}\text{C}$ . Pompa disini diperlukan untuk menaikkan tekanan supaya memenuhi kondisi reaksi sesuai yang dipersyaratkan. Setelah melewati pompa, kemudian bahan baku yang berasal dari tangki pembelian dan *recycle* hasil atas Menara Distilasi 1, diumpankan ke vaporizer untuk mengubah fase bahan baku menjadi fase gas. Setelah keluar dari vaporizer, bahan baku diumpankan menuju separator. Tujuan separator adalah untuk memisahkan bahan baku yang sudah sempurna menjadi gas, dan bahan baku yang masih dalam fase cair. Bahan baku dengan fase gas masuk ke furnace untuk dipanaskan menjadi  $260^{\circ}\text{C}$  lalu diumpankan ke reaktor, sedangkan bahan baku yang tidak sempurna menjadi gas, diumpankan kembali ke vaporizer.

### 3.1.6.2 Reaksi Dehidrogenasi Ethanol

Reaksi dehidrogenasi ethanol menjadi asetaldehid berlangsung dalam fase gas. Kondisi operasi dalam reaktor adalah tekanan 1,5 atm dan suhu 260°C, dengan menggunakan katalis Cu. Katalis disini berbentuk padat, terletak di antara tube-tube yang terdapat di dalam reaktor. Reaksi yang terjadi adalah :



Konversi dari reaksi ini ±50%.

### 3.1.6.3 Pemurnianan Produk

Produk keluar dari reaktor masih belum dapat dipasarkan karena tidak memenuhi standar kemurnian produk. Supaya produk memiliki harga jual yang lebih tinggi, produk hasil reaksi dimurnikan terlebih dahulu sebelum dipasarkan.

Setelah keluar dari reaktor, produk yang masih berfase gas diumpankan ke cooler untuk diturunkan suhunya dari 260°C menjadi 100°C, kemudian produk masuk ke kondensor supaya fasenya berubah menjadi cair. Setelah keluar dari kondensor, produk diumpankan ke separator untuk dipisahkan antara asetaldehid 50% dan gas hidrogen. Gas hidrogen lalu diumpankan ke flare gas system, dan asetaldehid 50% dengan komposisi asetaldehid, etanol, dan air diumpankan ke menara distilasi 1. Menara distilasi 1 ini bertujuan untuk memperoleh asetaldehid dengan kemurnian 99,5%. Hasil atas menara distilasi 1 adalah asetaldehid 95% yang terdiri dari; Asetaldehid 99,5%, Etanol 0,4%, dan Air 0,1%.

Hasil atas menara distilasi masuk ke tangki produk yang kemudian siap untuk dipasarkan. Sedangkan hasil bawah dari menara distilasi 1 berupa etanol dan air yang kemudian diumpankan ke menara distilasi 2.

Menara distilasi 2 berfungsi untuk memisahkan antara etanol dan air. Oleh karena titik didih etanol lebih rendah dibanding air, maka hasil atas menara distilasi 2 adalah etanol dengan kemurnian 95% yang kemudian menjadi arus *recycle* karena diumpankan kembali ke mixer untuk dicampur dengan bahan baku.

Sedangkan hasil bawah menara distilasi 2 merupakan air yang akan diproses ke Unit Pengolahan Limbah. Selengkapnya bisa dilihat di lampiran.

## **3.2 Spesifikasi Alat Proses dan Utilitas**

### **3.2.1 Peralatan Proses**

#### **3.2.1.1 Tangki penyimpanan ethanol**

- Fungsi : Untuk menyimpan bahan baku ethanol
- Kode : ST- 01
- Kondisi :  $T = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$  ,  $P = 1\text{ atm}$
- Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C
- Tipe : Silinder tegak dan beratap kerucut
- Waktu penyimpanan : 15 hari
- Jumlah : 5

- Volume tiap tangki : 682 m<sup>3</sup>
- Dimensi tangki : Diameter = 13.2277m  
Tinggi = 4.9604 m
- Tebal shell : ½ in
- Harga : \$52.963,27

### 3.2.1.2 Tangki penyimpanan asetaldehid

- Fungsi : Untuk menyimpan produk asetaldehid
- Kode : ST- 02
- Kondisi : T =30 °C , P = 1,6 atm
- Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C
- Tipe : Silinder tegak dan beratap kerucut
- Waktu penyimpanan : 15 hari
- Jumlah : 5
- Volume tiap tangki : 642.1947 m<sup>3</sup>
- Dimensi tangki : Diameter = 12.9655 m  
Tinggi = 4.8621 m
- Tebal shell : ½ in
- Harga : \$71.533,37

### 3.2.1.3 Mixer

- Kode : M-01
- Fungsi : Tempat mencampur bahan baku dari tangki dengan recycle dari MD-02 agar sesuai dengan spesifikasi bahan baku yang diinginkan.
  - Type : Tangki Silinder tegak berpengaduk
  - Dimensi Mixer
    - Diameter : 0.6394 m
    - Tinggi : 2.1596 m
    - Tebal shell : 3/16 in
    - Tebal head : 3/16 in
    - Jumlah : 1 buah
  - Digunakan Marine Propeller dengan 3 blade
    - Diameter impeller : 0.2170 m
    - Kecepatan pengaduk : 354.3123 rpm
    - Power motor : 0,4035 Hp
  - Harga : \$1.889,98

### 3.2.1.4 Vaporizer

- Fungsi : Menguapkan dan memanaskan ethanol sebagai umpan reaktor.
- Kode : V-01
- Tipe : Shell and tube
- Spesifikasi tube
  - OD : 3/4 in
  - ID tube : 0,532 in
  - BWG : 12
  - Susunan : Triangular pitch, 1 in
  - Jumlah tube : 122 tube
  - Passes : 2
  - Flow area : 479,53 ft<sup>2</sup>
  - Panjang tube : 20 ft
  - Surface per lin ft : 0,1963 ft<sup>2</sup>
- Spesifikasi shell
  - Ids : 25 in
  - Baffle spacing : 18,8 in
  - Passes : 1
  - Harga : \$5.933,64

### 3.2.1.5 Separator - 01

- Kode : S-01
- Fungsi : Memisahkan cairan dan uap sebelum masuk reaktor
  - Kondisi operasi : P = 1,5 atm  
T = 90,46 °C
  - Bentuk : Vertikal separator single stage
  - Bahan : Carbon Steel SA 283 Grade C
  - Diameter separator : 1,5240 m
  - Tinggi separator : 5,6050 m
  - Tebal shell : 3/16 in
  - Tebal head : 3/16 in
  - Harga : \$8.735,64

### 3.2.1.6 Separator - 02

- Kode : S-02
- Fungsi : Memisahkan komponen uap dan cairan yang keluar dari reactor
  - Kondisi operasi : P = 1,5 atm  
:T = 40.0820 °C
  - Bentuk : Horizontal separator single stage
  - Bahan : Carbon Steel SA 283 Grade C

- Diameter separator : 0.3810 m
- Panjang separator : 1.5062 m
- Tebal shell : 3/16 in
- Tebal head : 3/16 in
- Harga : \$8.735,64

### 3.2.1.7 Cooler - 01

- Fungsi : Mendinginkan gas yang keluar dari reaktor
- Kode : C1-01
- Tipe : Double pipe
- Spesifikasi iner pipe
  - D : 1,38 in
  - Sch.Num : 40
  - Passes : 2
  - Surface per lin ft : 42 ft<sup>2</sup>
  - Pressure drop : 0.0075 psia
- Spesifikasi Anulus
  - D1 : 2.067 in
  - D2 : 1.66 in
  - Sch.Num : 40
  - Passes : 1
  - Pressure drop : 0,1515 psi
  - Harga : \$ 1.100

### 3.2.1.8 Cooler - 02

- Fungsi : Mendinginkan kembali gas yang keluar dari cooler-01
- Kode : C1-02
- Tipe : Double pipe Spesifikasi iner pipe
- D : 1,38 in
- BWG : 40
- Required length : 12 ft
- Surface per lin ft : 0,1963 ft<sup>2</sup>
- Pressure drop : 0.096 psi
- Spesifikasi anulus
- D1 : 2.067 in
- D2 : 1.66 in
- Sch.Num : 40
- Passes : 1
- Pressure drop : 0.1237psi
- Harga : \$ 1.200

### 3.2.1.9 Heater - 01

- Fungsi : Memanaskan bahan baku (ethanol) sebelum masuk vaporizer.
- Kode : HE-01
- Tipe : Double pipe

#### Spesifikasi iner pipe

- D : 1.38 in
- Sch.Num : 40
- Passes : 2
- Panjang tube : 21 ft
- Surface per lin ft : 0.0082 ft<sup>2</sup>
- Pressure drop : 0,0036 psia

#### Spesifikasi Anulus

- D1 : 1.66 in
- D2 : 2.067 in
- Passes : 2
- Pressure drop : 0,0096psi
- Harga : \$ 3.955,5

#### 3.2.1.10 Heater - 02

- Fungsi :Memanaskan umpan sebelum  
Masukmenara distilasi 1.

Kode : HE-02

- Tipe : Double pipe

#### Spesifikasi iner pipe

- D : 1,38 in
- Sch.Numb : 40
- Passes : 2

- Panjang : 56 ft
- Surface per lin ft : 0,0822 ft<sup>2</sup>
- Pressure drop : 0,0095 psi

Spesifikasi anulus

- D1 : 1,66 in
- D2 : 2,067 in
- Passes : 1
- Pressure drop : 0,00822 psi
- Harga : \$ 3.955,5

### 3.2.1.11 Furnace

- Tugas : Memanaskan umpan reaktor  
sampai suhu 280 °C
- Jenis : Furnace box  
Bagian radiasi
- Diameter luar pipa : 2,4 in
- Jumlah pipa : 10 buah  
Bagian konveksi
- Diameter luar pipa : 2 in
- Jumlah pipa : 7 buah  
Bagian cerobong
- Diameter dalam cerobong : 0,6751 ft
- Tinggi cerobong : 64,5786 ft

- Jumlah flue gas : 523.8186 kg/jam
- Harga : \$496.667,98

### 3.2.1.12 Reaktor

- Kode : R-01
- Fungsi : Tempat berlangsungnya Reaksi dehidrogenasi etanol menjadi asetaldehid
- Jenis : Fixed Bed Multi Tube
- Kondisi operasi : Non adiabatik – non Isothermal
- Temperatur : 260 °C
- Tekanan : 1,5 Atm
- Fase reaksi : Reaktan gas dengan katalis padat
- Jumlah : 1 buah
- Ud : 1.4185 Btu/h.ft<sup>2</sup>.F
- Uc : 1,4215 Btu/h.ft<sup>2</sup>.F
- Rd (dirt factor) : 0,0015
- Tinggi reaktor : 2.1512 m
- Volume reaktor : 0.6571 m<sup>3</sup>/jam
- Bahan Konstruksi : SA 283 Grade C
- Tube Side

- Jumlah Tube : 240 buah
- Panjang Tube : 1,7 m
- Jumlah Pass : 1
- Diameter luar : 1,32 in
- Diameter dalam : 1,049 in
- Waktu Tinggal : 2,4903 detik
- Berat Katalis : 11753,623 kg
- Shell tube
- Isi : Steam
- Tebal dinding : 3/16 in
- Diameter dalam : 26.8481 in
- Diameter luar : 30 in
- Tebal head : 3/16 in
- Harga : \$580.618,05

### 3.2.1.13 Menara Distilasi - 01

- Kode : MD-01
- Fungsi : Memisahkan asetaldehid dari ethanol dan air
- Jenis Menara : Tray tower
- R minimal : 0,0078
- R : 0,0109
- Kondisi umpan

- T : 324,7679 K = 51,6197°C
- P : 1,5 atm
- Puncak Menara :
 

T : 305,0646 K = 31,9146°C

P : 1,4 atm
  - Dasar menara :
 

T : 363,5355 K = 90,3855 °C

P : 1,5 atm
  - Dimensi menara :
 

Diameter menara :

    - Enriching section : 0,6239 m
    - Stripping section : 1,6638 m

Tinggi menara : 12,0119 m

Tebal shell :

    - Enriching section : 3/16in
    - Stripping section : 3/16in

Tebal head : 1/4 in
  - Jumlah plate :
    1. Jumlah plate seksi rectifiying (Nr) : 17 plat
    2. Jumlah plate seksi stripping (Ns) : 13 plate
  - Harga : \$346.349,00

### 3.2.1.14 Menara Distilasi - 02

Kode	: MD-02
• Fungsi	: Memisahkan ethanol dari air
• Jenis Menara	: Tray tower
• R minimal	: 1,7081
• R	: 2,1351
• Kondisi umpan	T: 372,953 K: 90,38°C P: 1,5 atm
• Puncak Menara	: T: 371,729 K: 98,58°C P: 1 atm
• Dasar menara:	T: 372,953 K: 95,03°C P: 1 atm
• Dimensi menara:	
Diameter menara:	
- Enriching section	: 2,2611 m
- Stripping section	: 2,2611 m
Tinggi menara	: 14,0576 m
Tebal shell:	
- Enriching section	: 5/16 in
- Stripping section	: 3/16 in

- Tebal head : 7/16 in
- Jumlah plate :
  - 1. Jumlah plate seksi rectifying (Nr) : 4 plate
  - 2. Jumlah plate seksi stripping (Ns) : 7 plate
- Harga : \$346.349,00

### 3.2.1.15 Kondensor – 01

- Fungsi : Mengembunkan uap yang keluar dari reaktor.
- Kode : CD - 01
- Tipe : Double Pipe
- Spesifikasi iner pipe :
- D : 3/4 in
- Sch.Num : 40
- Passes : 2
- Surface per lin ft : 0,0826 ft<sup>2</sup>
- Pressure drop : 0,0108 psia
- Spesifikasi annulus:
- D1 : 1,66 in
- D2 : 2,067 in
- Passes : 1
- Pressure drop : 0,092 psia
- Harga : \$7.362,11

### 3.2.1.16 Kondensor – 02

- Fungsi : Mengembunkan uap hasil MD 01.  
Kode : CD – 02
- Tipe : Double pipe  
Spesifikasi iner pipe:
  - D : 1,38 in
  - Sch.Number : 40
  - Passes : 1
  - Surface per lin ft : 0,0082 ft<sup>2</sup>
  - Pressure drop : 0,0006 psiaSpesifikasi anulus
  - D1 : 1,66 in
  - D2 : 2,067 in
  - Passes : 1
  - Pressure drop : 0,00975 psi
  - Harga : \$7.362,11

### 3.2.1.17 Kondensor - 03

- Fungsi : Mengembunkan uap hasil atas MD 02
- Kode : CD – 0  
Tipe : Double Pipe  
Spesifikasi iner pipe :

- D : 1,38 in
- Sch.Number : 40
- Passes : 1
- Panjang tube : 24 ft
- Surface per lin ft : 0,0082 ft<sup>2</sup>
- Pressure drop : 0,005 psi

Spesifikasi shell :

- D1 : 1,66 in
- D2 : 2,067 in
- Passes : 1
- Pressure drop : 0,0699 psia
- Harga : \$7.362,11

### 3.2.1.18 Akumulator - 01

- Fungsi : Sebagai penampung Arus keluaran Kondensor padame nara distilasi 1 untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar
- Kode : AC-01
- Tipe : Tangki silinder

- Bahan : Carbon steel SA-283  
grade C
- Waktu tinggal : 5 menit
- Jumlah : 1
- Volume : 0,1689 m<sup>3</sup>
- Dimensi tangki:
  - Diameter : 0,8643 m
  - Panjang : 5,1859 m
  - Panjang tangki total : 5,5841
  - Tebal shell : 3/16 in
  - Tebal Head : 3/16 in
- Harga : \$6.812,70

#### 3.2.1.19 Akumulator - 02

- Fungsi : Sebagai penampung  
 arus keluaran  
 kondensor pada  
 menara distilasi 2  
 untuk  
 menjaga kontinuitas  
 aliran keluar
- Kode : AC-02
- Tipe : Tangki silinder

- horizontal
- Bahan :Carbon steel SA-283  
grade C
- Waktu tinggal :5 menit
- Jumlah :1
- Volume :0,1749 m<sup>3</sup>
- Dimensi tangki:
  - Diameter : 0,3277 m
  - Panjang : 1,9661 m
  - Panjang tangki total : 2,1849 m
  - Tebal shell : 3/16 in
  - Tebal Head : 3/16 in
  - Harga :\$6.812,70

### 3.2.1.20 Reboiler - 01

- Fungsi :Menguapkan cairan yang keluar dari MD-01 sebagai hasil bawah
- Kode : RB – 01
- Tipe :Kettle Reboiler
- Spesifikasi iner pipe:
  - D :1,38 in
  - Sch.Number :40

- Passes : 1
- Panjang tube : 16 ft
- Surface per lin ft : 0,0082 ft<sup>2</sup>
- Pressure drop : 0,0245 psia

Spesifikasi anulus:

- D1 : 1,66 in
- D2 : 2,067 in
- Passes : 1
- Harga : \$13.405,64

### 3.2.1.21 Reboiler - 02

- Fungsi : Menguapkan cairan yang keluar dari MD-02 sebagai hasil bawah
- Kode : RB – 02
- Tipe : Kettle Reboiler

Spesifikasi iner

- D : 0,75 in
- Sch.Num : 40
- Passes : 1
- Flow area : 257,5468 ft<sup>2</sup>
- Panjang tube : 16 ft
- Surface per lin ft : 0,1963 ft<sup>2</sup>

- Pressure drop : 0,7911 psia

Spesifikasi Anulus:

- D1 : 1,66 in
- D2 : 2,067 in
- Passes : 1
- Harga : \$13.405,64

### 3.2.1.22 Pompa - 01

- Fungsi : Mengalirkan bahan baku dari pembelian ke tangki penyimpanan
- Kode : P-01
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 7,593 gpm
- Head pompa : 20,2965 ft
- Power pompa : 0,0693 hp
- Power motor : 0,0866 hp
- Ukuran pipa:
  - D nominal : 1,25 in
  - Sch : 40
  - ID : 1,38 in
  - OD : 1,66 in
  - flow area per pipe (at) : 1,38 in<sup>2</sup>

- Harga : \$ 900

### 3.2.1.23 Pompa - 02

- Fungsi :Mengalirkan cairan umpan dari tangki penyimpanan ke mixer

Kode : P-02

- Tipe : Centrifugal pump

- Laju alir pompa : 7,593 gpm

- Head pompa : 10,2315 ft

- Power pompa : 0,1145 hp

- Power motor : 0,1432 hp

- Ukuran pipa:

- D nominal : 1,25 in

- Sch : 40

- ID : 1,38 in

- OD : 1,66 in

flow area per pipe (at) : 1,38 in<sup>2</sup>

- Harga : \$ 900

### 3.2.1.24 Pompa - 03

- Fungsi : Mengalirkan cairan umpan dari mixer ke vaporizer
- Kode : P-03
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 14,933 gpm
- Head pompa : 1,4274 ft
- Power pompa : 0,0086 hp
- Power motor : 0,018 hp
- Ukuran pipa:
  - D nominal : 1,5 in
  - Sch : 40
  - ID : 1,61 in
  - OD : 1,9 in
  - flow area per pipe (at) : 2,04 in<sup>2</sup>
- Harga : \$ 900

### 3.2.1.25 Pompa - 04

- Fungsi : Mengalirkan cairan dari hasil bawah separator 2 ke menara distilasi 1

- Kode : P-04
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 14,617 gpm
- Head pompa : 41,8376 ft
- Power pompa : 0,2457 hp
- Power motor : 0,3071 hp
- Ukuran pipa:
  - D nominal : 1,5 in
  - Sch : 40
  - ID : 1,61 in
  - OD : 1,9 in
  - flow area per pipe (at) : 2,04 in<sup>2</sup>
- Harga : \$ 900

#### 3.2.1.26 Pompa - 05

- Fungsi : Mengalirkan cairan dari hasil atas MD 1 ke tangki penyimpanan produk
- Kode : P-05
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 7,149 gpm
- Head pompa : 0,5332 ft

- Power pompa : 0,0019 hp
- Power motor : 0,0023 hp
- Ukuran pipa:
  - D nominal : 1,25 in
  - Sch : 40
  - ID : 1,380 in
  - OD : 1,66 in
  - flow area per pipe (at) : 1,50 in<sup>2</sup>
- Harga : \$ 900

#### 3.2.1.27 Pompa - 06

- Fungsi : Mengalirkan umpan dari hasil bawah MD 1 ke MD 2
- Kode : P-06
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 7,476 gpm
- Head pompa : 20,0472 ft
- Power pompa : 0,0681 hp
- Power motor : 0,0852 hp
- Ukuran pipa:
  - D nominal : 1,25 in
  - Sch : 40
  - ID : 1,380 in

- OD : 1,66 in
- flow area per pipe (at) : 1,50 in<sup>2</sup>
- Harga : \$ 900

### 3.2.1.28 Pompa - 07

- Fungsi : Mengalirkan cairan dari hasil atas MD 2 ke mixer sebagai recycle
- Kode : P-07
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 7,340 gpm
- Head pompa : 0,6218 ft
- Power pompa : 0,0021 hp
- Power motor : 0,0026 hp
- Ukuran pipa:
  - D nominal : 1,25 in
  - Sch : 40
  - ID : 1,38 in
  - OD : 1,66 in
  - flow area per pipe (at) : 1,50 in<sup>2</sup>
- Harga : \$ 900

### 3.2.1.29 Pompa - 08

- Fungsi :Mengalirkan cairan dari hasil bawah MD 2 ke unit pengolahan limbah
- Kode : P-08
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 0,184 gpm
- Head pompa : 0,1138 ft
- Power pompa : 0,0001 hp
- Power motor : 0,0001 hp
- Ukuran pipa:
  - D nominal : 1,25 in
  - Sch : 40
  - ID : 0,364 in
  - OD : 0,54 in
  - flow area per pipe (at) : 0,104 in<sup>2</sup>
- Harga : \$ 900

### 3.2.2 Peralatan Utilitas

#### 3.2.2.1 Pompa-01

- Fungsi : Mengalirkan air dari sungai menuju bak

- pengendap awal (BU-1).
- Tipe : Centrifugal pump
  - Laju alir pompa : 60,148 gpm
  - Power pompa : 0,1099 hp
  - Power motor : 0,1373 hp
  - Pemilihan pipa :
    - Dnominal : 4 in
    - Sch : 40
    - ID : 4,026 in
    - flow area per pipe (at) : 12,7 in<sup>2</sup>
  - Harga : \$1.838,94

### 3.2.2.2 Bak Pengendap Awal (BU-01)

- Fungsi : Mengendapkan kotoran kasar dalam air.

Pengendapan terjadi karena gravitasi, dengan waktu tinggal 4 jam.

Tipe : Bak berbentuk empat persegi panjang

- Volume bak : 65,5428 m<sup>3</sup>
- Panjang bak : 6,6102 m
- Lebar : 3,3051 m
- Tinggi : 3 m
- Waktu tinggal : 4 jam
- Harga : \$8.241,17

### 3.2.2.3 Pompa - 02

- Fungsi : Mengalirkan air dari bak pengendap awal (BU-01) menuju tangki flokulator (TF-01)
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 60,1148 gpm
- Power pompa : 0,1013 hp
- Power motor : 0,1267 hp
- Pemilihan pipa:
  - Dnominal : 4 in
  - Sch : 40
  - ID : 4,026 in
  - flow area per pipe (at) : 12,7 in<sup>2</sup>
- Harga : \$1.838,94

### 3.2.2.4 Pompa-03

- Fungsi : Mengalirkan air dari tangki flokulator (TF-01) menuju clarifier (CL-01)
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 60,1148 gpm
- Power pompa : 1,0009 hp
- Power motor : 1,2511 hp
- Pemilihan pipa :
  - Dnominal : 4 in
  - Sch : 40
  - ID : 4,026 in
  - flow area per pipe (at) : 12,7 in<sup>2</sup>
- Harga : \$1.838,94

### 3.2.2.5 Tangki Flokulator

- Fungsi : Melarutkan dan membuat campuran yang akan diumpankan ke dalam clarifier (CL-01)
- Tipe : Tangki silinder

- Waktu tinggal : 1/4 jam
- Volume tangki : 4,0082 m<sup>3</sup>
- Diameter tangki : 1,3667 m
- Tinggi tangki : 2,7335 m
- Harga : \$ 4,894.23

### 3.2.2.6 Clarifier

- Fungsi : Menggumpalkan dan Mengendapkan kotoran yang bersifat koloid yang berasal dari bak penampung awal (BU-01)
- Tipe : Tangki silinder vertical
- Waktu tinggal : 8 jam
- Volume tangki : 109,2380 m<sup>3</sup>
- Diameter tangki : 6,2020 m
- Kedalaman tangki : 3,1010 m
- Tinggi cone : 0,7752 m
- Harga : \$45.859,20

### 3.2.2.7 Tangki Tawas

- Fungsi :Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 1 minggu operasi
- Tipe : Tangki silinder vertical
- Volume tangki : 1,65 m<sup>3</sup>
- Diameter tangki :02 m
- Lebar tangki : 2,03 m
- Harga : \$ 13,989.88

### 3.2.2.8 Tangki Larutan Soda Abu [Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>]

- Fungsi :Menyiapkan dan menyimpan larutan soda abu 5% untuk 1 minggu operasi
- Tipe : Tangki silinder vertical
- Volume tangki : 1,65 m<sup>3</sup>
- Diameter tangki :2 m
- Lebar tangki : 2,03m

- Harga : \$ 20,052.16

### 3.2.2.9 Saringan Pasir (SPU-01)

- Fungsi : Menyaring partikel-partikel halus yang belum terendapkan
- Tipe :Bak berbentuk persegi panjang
- Luas penampang saringan : 2,41 ft<sup>2</sup>
- Diameter tangki : 0,53 m
- Tinggi tangki :
  - Tumpukan pasir : 0,508 m
  - Tumpukan kerikil : 1,020 m
- Harga : \$40.673,12

### 3.2.2.10 Bak Penampung Air Bersih (BU-02)

- Fungsi :Menampung air bersih berasal dari saringan pasir dengan waktu tinggal 12 jam.
- Tipe :Bak berbentuk empat persegi panjang
- Volume bak : 163,8570 m<sup>3</sup>
- Panjang bak : 11,4493 m

- Lebar bak : 5,7246 m
- Kedalaman bak : 3 m
- Waktu tinggal : 12 jam
- Harga : \$6.710,19

### 3.2.2.11 Pompa-04

- Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung bersih (BU-02) menuju proses pemanasan dan pendinginan dan untuk kebutuhan kantor dan rumah
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 60,1148 gpm
- Power pompa : 1,0036 hp
- Power motor : 1,2545 hp
- Pemilihan pipa :
  - Dnominal : 4 in
  - Sch : 40
  - ID : 4,026 in
  - flow area per pipe (at) : 12,7 in<sup>2</sup>
- Harga : \$1.838,94

### 3.2.2.12 Tangki Air Rumah Tangga dan Kantor

- Fungsi :Menampung air kebutuhan rumah tangga dan kantor dari bak penampung air bersih(BU-02) dengan waktu tinggal 24 jam.
- Tipe :Tangki silinder vertical
- Volume tangki : 77,6946 m<sup>3</sup>
- Diameter tangki :155 m
- Tinggi tangki : 4,9155 m
- Harga : Rp. 6.780.001

### 3.2.2.13 Pompa-05

- Fungsi :Mengalirkan air dari bak cooling tower menuju sistem pendinginan proses.
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 5,1163 gpm
- Power pompa : 0,01073 hp
- Power motor : 0,1073 hp

- Pemilihan pipa :
  - Dnomina 1 : 4 in
  - Sch : 40
  - ID : 4,026 in
  - flow area per pipe (at) : 12,7 in<sup>2</sup>
- Harga : \$1.838,94

#### 3.2.2.14 Pompa-06

- Fungsi : Mengalirkan air dari alat proses menuju bak cooling tower (CT-01)
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 5,1163gpm
- Power pompa : 0,1081 hp
- Power motor : 0,1318 hp
- Pemilihan pipa:
  - Dnominal : 4 in
  - Sch : 40
  - ID : 4,026 in
  - flow area per pipe (at) : 12,7 in<sup>2</sup>
- Harga : \$1.838,94

### 3.2.2.15 Kation Exchanger

- Fungsi :Mengikat ion-ion positif yang ada dalam air
- Tipe :Tangki silinder tegak yang berisi tumpukan butir-butir resin penukar ion.
- Jenis resin : C-300 dengan notasi RH<sub>2</sub>
- Kebutuhan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> : 362,55 kg/tahun
- Volume resin : 1,2327 gallon
- Diameter bed resin : 0,9135 m
- Tinggi bed resin : 0,0007 m
- Luas penampang : 7,0514 ft<sup>2</sup>
- Harga : \$2.713,99

### 3.2.2.16 Tangki Larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (TU-05)

- Fungsi :Menyiapkan dan menyimpan larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> untuk regenerasi ion exchanger

- Tipe :Tangki silinder  
Vertical
- Volume tangki : 0,0202 m<sup>3</sup>
- Diameter tangki : 0,23 m
- Tinggi tangki : 0,47 m
- Harga : \$ 12,979.76

### 3.2.2.17 Pompa-07

- Fungsi : Mengalirkan air dari kation exchanger (KE-01) menuju anion exchanger (AN-01)
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 34,2420 gpm
- Power pompa : 1,0836 hp
- Power motor : 1,3545 hp
- Pemilihan pipa:
  - Dnominal : 2 in
  - Sch : 40
  - ID : 2,067 in
  - flow area per pipe (at) : 2,38 in<sup>2</sup>
- Harga : \$540,87

### 3.2.2.18 Anion Exchanger (AN-01)

- Fungsi :Mengikat ion-ion negatif yang ada dalam air
- Tipe : Tangki silinder tegak yang berisi tumpukan butir-butir resin penukar ion.
- Jenis resin : C-500 dengan notasi  $R(OH)_2$
- Kebutuhan NaOH : 3.203,18 kg/tahun
- Volume resin : 0,5447 gallon
- Diameter bed resin : 3,8133 m
- Tinggi bed resin : 1,27 m
- Luas penampang : 11,4151 ft<sup>2</sup>
- Harga : \$ 1,108.5

### 3.2.2.19 Tangki Larutan NaOH (TU-06)

- Fungsi :Menyiapkan dan menyimpan larutan NaOH untuk regenerasi ion exchanger

- Tipe :Tangki silinder vertikal
- Volume tangki : 0,15 m<sup>3</sup>
- Diameter tangki : 0,46 m
- Tinggi tangki : 0,92 m
- Harga : \$ 11,979.76

### 3.2.2.20 Pompa-08

- Fungsi : Mengalirkan air dari anion exchanger (AE-01) menuju daerator
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 34,2413 gpm
- Power pompa : 0,9900 hp
- Power motor : 1,2375 hp
- Pemilihan pipa :
  - Dnominal : 2 in
  - Sch : 40
  - ID : 2,067 in
  - flow area per pipe (at) : 2,38 in<sup>2</sup>
- Harga : \$ 270

### 3.2.2.21 Deaerator

- Fungsi : Melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O<sub>2</sub>,CO<sub>2</sub> dan lain-lain.
- Tipe :Tangki silinder tegak yang berisi bahan isian, dimana air disemprotkan dari atas dan udara panas dialirkan dari bawah secara counter current.
- Tipe bahan isian : Rascing rin
- Jenis bahan isian : Stone ware
- Ukuran bahan isian : 0,25 in
- Volume bahan isian : 2.603,8316 gallon
- Diameter tangki : 0,8446 m
- Tinggi tangki : 17,6004 m
- Luas penampang : 0,56 m<sup>2</sup>
- Harga : \$ 38,846.34

### 3.2.2.22 Pompa-09

- Fungsi : Mengalirkan air dari daerator menuju
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 34,2413 gpm
- Power pompa : 0,7289 hp
- Power motor : 0,9111 hp
- Pemilihan pipa:
  - Dnominal : 2 in
  - Sch : 40
  - ID : 2,067 in
  - flow area per pipe (at) : 2,38 in<sup>2</sup>
- Harga : \$ 270

### 3.2.2.23 Tangki Air Umpan Boiler

- Fungsi :Menampung air umpan boiler sebagai air pembuat steam di dalam boiler dengan waktu tinggal 24 jam.
- Tipe :Tangki silinder tegak, dengan penambahan

- zat hidrazin ( $N_2H_2$ )  
dan  $NaH_2PO_4$ .
- Hidrazin
    - Fungsi :Untuk menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi.
    - Kadar : 5 ppm
    - Kebutuhan : 307,9985 kg/tahun
  - $NaH_2PO_4$ 
    - Fungsi :Untuk mencegah timbulnya kerak di boiler.
    - Kadar : 12-17 ppm, diambil 15 ppm
    - Kebutuhan : 923,9956 kg/tahun
  - Volume tangki : 223,5518  $m^3$
  - Diameter tangki : 6,5791 m
  - Tinggi tangki : 6,5791 m
  - Harga : Rp 998

### 3.2.2.24 Tangki Bahan Bakar

- Fungsi :Menyimpan bahan bakar untuk persediaan 1 bulan sebagai bahan bakar boiler.
- Tipe : Tangki silinder vertical
- Waktu tinggal :20 jam
- Kebutuhan : 2.053,8980 lb/jam
- Volume tangki : 847,2953 m<sup>3</sup>
- Diameter tangki : 10,2578 m
- Tinggi tangki : 10,2578 m
- Harga : \$ 20,518.49

### 3.2.2.25 Cooling Tower

- Fungsi :Mendinginkan kembali air pendingin yang telah digunakan untuk di sirkulasi kembali.
- Tipe : Deck tower
- Kapasitas : 4,9303 gpm

- Area tower : 3,5217 ft
- Tinggi tower : 8 m
- Power untuk fan : 0,1444 hp
- Pump hp : 0,0592 hp
- Harga : Rp. 116.188.040

### 3.2.2.26 Tangki kondensat

- Fungsi : Menampung air hasil recycle pada proses pemanasan dan air dari daerator.
- Tipe :Tangki silinder vertikal
- Waktu tinggal : 1 jam
- Volume tangki : 9,8245 m<sup>3</sup>
- Diameter tangki : 2,3217 m
- Tinggi tangki : 3,3217 m
- Harga : \$ 9,792.92

### 3.2.2.27 Generator

- Fungsi :Menyediakan energi listrik sebagai cadangan apabila listrik PLN padam.

- Tipe : AC Generator
- Kapasitas : 300 Kw
- Kebutuhan bahan bakar :41.617,06  
gallon/tahun
- Tegangan : 220/360 volt
- Efisiensi : 80%
- Jumlah generator : 1 buah
- Bahan bakar : Solar
- Harga : Rp. 200.000.000



### 3.3 Perencanaan Produksi

#### 3.3.1 Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan asetaldehid di Indonesia, tersedianya baha baku serta ketentuan kapasitas minimal.

Kebutuhan asetaldehid di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di indonesia. Dari data statistik dibawah ini menunjukkan kenaikan permintaan asetaldehid dari luar negeri.

Tabel 3.1. Data Statistik Kenaikan Permintaan Asetaldehid

<b>Tahun</b>	<b>Jumlah (Kg)</b>
2010	7800
2011	7899
2012	8943
2013	9868
2014	9875

Sumber data badan Statistik

Berdasarkan data statistik diatas, diperkirakan kebutuhan asetaldehid akan terus meningkat pada tahun-tahun mendatang, sejalan dengan berkembangnya industri-industri yang menggunakan asetaldehid sebagai bahan baku. Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan dirancang adalah 13.000 ton/tahun. Dengan pertimbangan kapasitas pabrik tersebut, diasumsikan bahwa sisa produk (Asetaldehid) yang sudah memenuhi

kebutuhan pasar dalam negeri bisa diimpor ke luar negeri guna menambah *income* dalam negeri.

Kapasitas perancangan ini didasarkan pada pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

1. Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri yang cenderung meningkat dari tahun ke tahun.
2. Kapasitas yang ditetapkan masih menguntungkan, mengingat kapasitas pabriknya sudah ada dan mampu memberikan keuntungan akan berkisar 10.000-90.000 ton/tahun.
3. Tersedianya bahan baku yang memenuhi.

### **3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Peralatan Proses**

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu faktor eksternal dan internal. Yang dimaksud faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

#### **3.3.2.1 Kemampuan Pasar**

Dapat dibagi menjadi dua, yaitu :

- Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun maksimal.
- Kemampuan pasar lebih kecil dari kemampuan pabrik.

Ada tiga alternatif yang dapat diambil :

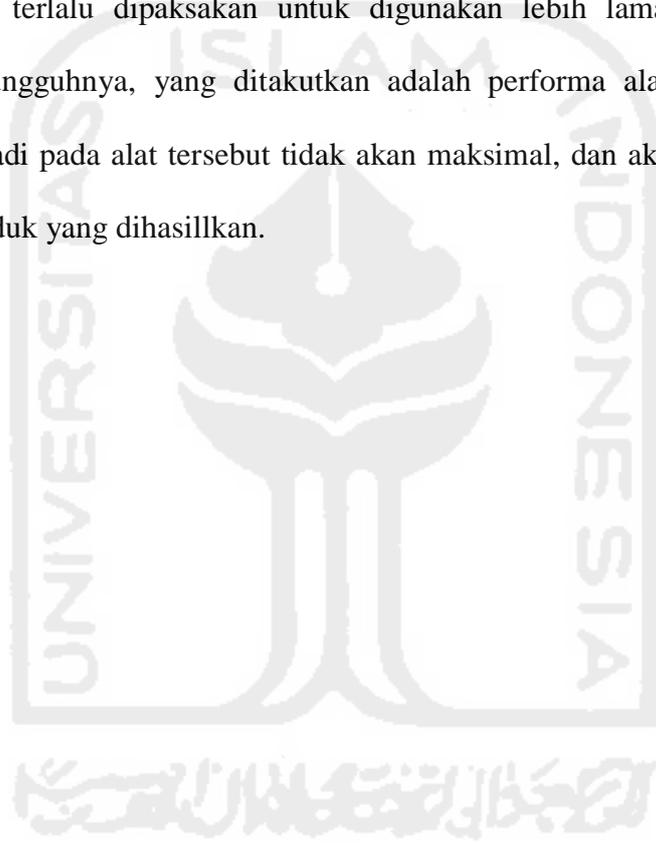
- Rencana produksi sesuai kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai dengan kemampuan pasar, dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
- Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
- Mencari daerah pemasaran yang lain dan menggunakan fasilitas-fasilitas pemasaran yang mudah diakses seperti menggunakan *e-bussines*.

### 3.3.2.2 Kemampuan pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

- Material (Bahan Baku)  
 Dengan pemakaian yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan mencapai target produksi yang diinginkan.
- Manusia (Tenaga Kerja)  
 Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu diperlukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat. Dalam hal ini, pabrik tetap akan mempekerjakan tenaga asing yang memang memiliki kapabilitas untuk mengoperasikan alat. Akan tetapi akan lebih mempertimbangkan faktor membuka lapangan pekerjaan yang besar untuk teknisi dalam negeri, sehingga mayoritas pekerja disini berasal dari dalam negeri.
- Mesin (Peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keadaan dan kemampuan mesin. Jam efektif mesin adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Oleh karena itu, selain maintenance, perlu juga dipertimbangkan untuk menggunakan suatu alat berdasarkan kemampuan maksimal berdasar jangka waktunya. Apabila alat terlalu dipaksakan untuk digunakan lebih lama dari kemampuan sesungguhnya, yang ditakutkan adalah performa alat dan proses yang terjadi pada alat tersebut tidak akan maksimal, dan akan berdampak pada produk yang dihasilkan.



## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

#### **4.1 Lokasi Pabrik**

Lokasi pabrik sangat berpengaruh pada keberadaan suatu industri, baik dari segi komersil, maupun kemungkinan pengembangan di masa yang akan datang. Banyak faktor yang harus dipertimbangkan dalam memilih lokasi pabrik. Pendirian pabrik direncanakan di Solo, Jawa Tengah. Pertimbangan-pertimbangan yang diambil untuk lokasi ini adalah sebagai berikut :

a. Sumber Bahan Baku

Bahan baku adalah faktor utama dalam penentuan lokasi pabrik ini. Pabrik asetaldehid ini akan didirikan di Solo. Karena dekat dengan sumber bahan baku yaitu ethanol. Bahan baku ethanol diperoleh dari PT. Acidatama Surakarta, dimana kapasitas produksinya relatif besar. Melihat kondisi ini, diharapkan kebutuhan bahan baku pabrik akan dengan mudah dapat terpenuhi sehingga menjaga kontinuitas operasional pabrik.

b. Pangsa pasar

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

c. Iklim

Kondisi alam (iklim) dari area yang akan dibangun pabrik harus mendukung, dalam arti kondisinya memang harus sesuai dengan yang dibutuhkan. Dalam hal ini, pemilihan lokasi pabrik di Solo sudah memenuhi kriteria lokasi dengan iklim yang baik. Sehingga tidak diperlukan penyesuaian lain dari segi alat proses untuk mendukung kondisi operasi yang dibutuhkan.

d. Fasilitas transportasi

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

e. Fasilitas air

Pabrik yang akan didirikan haruslah dekat dengan sumber air. Dalam hal ini, sumber air yang diperoleh dari Bengawan Solo dimana semakin dekat dengan lokasi sumber air maka jalannya proses suatu pabrik akan lebih mudah. Jalannya dari suatu proses sangatlah membutuhkan air yang banyak baik untuk proses produksi, aktifitas kantor, dan sebagainya.

f. Tenaga Kerja

Agar suatu pabrik berjalan dengan baik disamping tersedianya alat-alat proses yang lengkap dan bahan baku yang dipergunakan diperlukan juga tenaga kerja guna menjalankan proses mulai dari pengolahan bahan baku sampai dengan diperolehnya produk akhir. Oleh karena itu pendirian pabrik dirancang tidak jauh

(tetapi tidak terlalu dekat) dari lokasi pemukiman tenaga kerja tersebut, agar tidak susah dalam mencari tenaga kerja.

g. Perluasan pabrik

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

h. Peraturan daerah

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

i. Karakteristik daerah dan masyarakat

Keadaan sekitar lahan pabrik haruslah diamati atau dimengerti, dengan maksud agar pada saat pabrik telah berdiri tidak ada masalah yang akan berkembang, misal : dapat menggunakan potensi-potensi yang ada, baik potensi alam sekitar ataupun potensi dari masyarakat sekelilingnya. Juga harus mempertimbangkan besar/kecilnya dampak yang akan ditimbulkan pabrik terhadap lingkungan sekitar. Juga harus mempertimbangkan kondisi sosial masyarakat yang ada di sekitar pabrik, sebisa mungkin harus bisa diterima oleh masyarakat.



## 4.2 Tata Letak Pabrik

Setelah proses flow diagram disusun, sebelum disain pemipaan struktural dan listrik dinilai, maka lay out proses pabrik dan peralatan harus direncanakan terlebih dahulu. Perencanaan lay out pabrik meliputi : perencanaan *storage area*, *process area* dan *handling area*. Pertimbangan yang perlu diperhatikan dalam lay out pabrik adalah:

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

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

1. Daerah administrasi/perkantoran dan laboratorium

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

2. Daerah Proses dan ruang Kontrol

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

3. Daerah Pergudangan, Umum, bengkel, dan garasi

#### 4. Daerah Utilitas dan Power Station

Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan

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

Tabel 4.1. Perincian luas Tanah

lokasi	panjang, m	lebar, m	luas, m <sup>2</sup>		
	m	m	m <sup>2</sup>		
Kantor utama	44	20	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	200	100	20000		
Control Room	28	10	280		
Control Utilitas	10	10	100		
Jalan dan taman	60	40	2400		
Perluasan pabrik	500	150	75000		
<b>Total Luas Tanah</b>			<b>101504</b>		
<b>Total Luas Bangunan</b>			<b>24104</b>	luas tanah total	
<b>Total</b>	<b>1058</b>	<b>532</b>	<b>101504</b>	280000 m <sup>2</sup>	

#### 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 memperhatikan arah hembusan angin.

## 3. Pencahayaan

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

## 4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

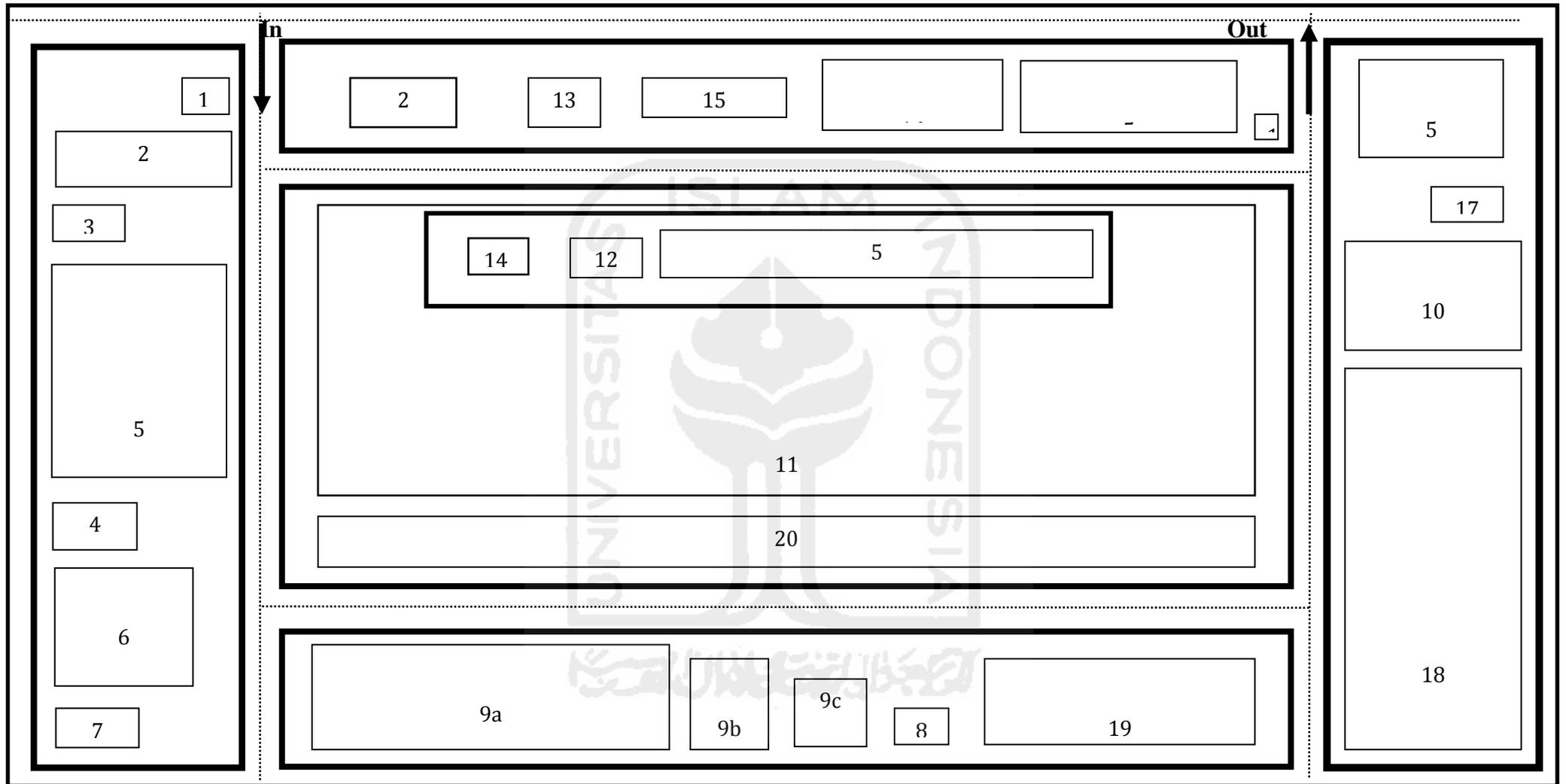
Dalam perancangan lay out peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

## 5. Pertimbangan Ekonomi

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

## 6. Jarak antar alat proses

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

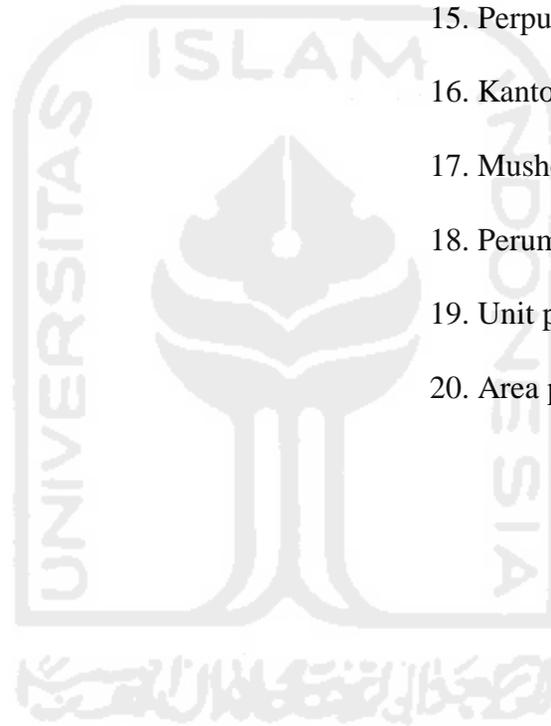


1 ; 1000 cm

Gambar 4.3 Lay Out Pabrik

Keterangan gambar 4.3

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



#### 4.4 Alir Proses dan Material

##### Neraca Massa Total

Tabel 4.2. Neraca massa total

Komponen	Masuk	Keluar		
	Fresh feed	Separator-02	MD-01	MD-02
	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
Hidrogen		74,9866		
Asetaldehid		16,4970	1633,2071	
Ethanol	2467,200686	5,1741	869,20877	17,12652495
Air	36,12059083	0,2842	0,6715	35,16494367
Total		96,9418	2503,09747	52,29146862
	2503,200686		2503,0917	

#### 4.4.1 Neraca Massa per Alat

##### 4.4.1.1 Neraca massa reaktor

Tabel 4.3. Neraca massa reaktor

Komponen	Masuk	Keluar
	kg/jam	kg/jam
Hidrogen		74,9866
Asetaldehid		1649,7041
Ethanol	3449,3813	1724,6907
Air	71,0399	71,0399
Total	3520,4212	3520,4212



#### 4.4.1.2 Neraca massa separator 02

Tabel 4.4. Neraca massa separator 02

Komponen	Masuk	Keluar	
		Atas	Bawah
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
Hidrogen	74,9866	74,9866	0,0000
Asetaldehid	1649,7041	16,4970	1719,5166
Ethanol	1724,6907	5,1741	1633,2071
Air	71,0399	0,2842	70,7557
Total	3520,4212	96,9418	3423,4794
	3520,4212	3520,4214	

#### 4.4.1.3 Neraca massa menara distilasi 01

Tabel 4.5. Neraca massa menara distilasi 01

Komponen	Masuk	Keluar	
		Atas	Bawah
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
Hidrogen			
Ethanol	1633,2071	7,8641	1712,6525
Asetaldehid	1719,5166	1633,2071	
Air	70,7557	0,6715	70,0842
Total	3423,4794	1641,7427	1782,7367
		3423,7427	

### Neraca massa menara distilasi 02

Tabel 4.6. Neraca massa menara distilasi 02

Komponen	Masuk	Keluar	
	kg/jam	Atas	Bawah
		kg/jam	kg/jam
Hidrogen			
Asetaldehid		1695,5260	
Ethanol	1712,6525		17,12652495
Air	70,0842	34,9193	35,16494367
Total	1782,7367	1730,4453	52,29146862
	1782,7367	1782,7373	

### 4.4.1.4 Neraca massa mixer

Tabel 4.7. Neraca massa mixer

Komponen	Masuk		Keluar
	Recycle md-2	Fresh feed	kg/jam
	kg/jam	kg/jam	
Hidrogen			
Asetaldehid			
Ethanol	1695,5260	2616,200686	4311,7267
Air	34,9193	36,12059083	71,0399
Total	1730,4453	2652,321277	4382,7665
	4382,7666		4382,7665



#### 4.4.1.5 Neraca massa vaporizer

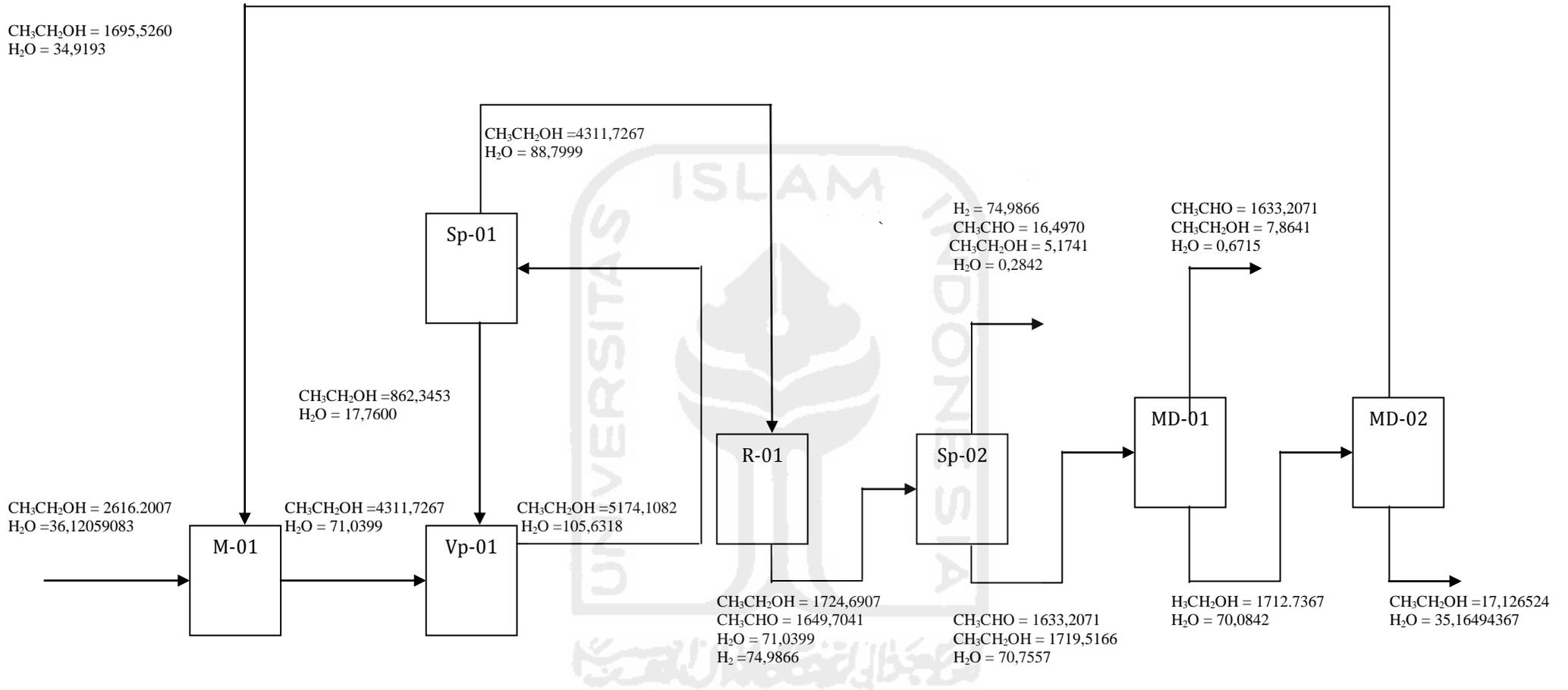
Tabel 4.8. Neraca massa vaporizer

Komponen	Masuk		Keluar
	dari mixer	dari sp-01	kg/jam
	kg/jam	kg/jam	
Hidrogen			
Asetaldehid			
Ethanol	4311,7267	862,3453	5174,1082
Air	71,0399	17,7600	88,7999
Total	4382,7665	880,1053	5262,9081
	5262,8718		

#### 4.4.1.6 Neraca massa separator 01

Tabel 4.9. Neraca massa separator 01

Komponen	Masuk kg/jam	Keluar	
		Atas	Bawah
		kg/jam	kg/jam
Hidrogen			
Asetaldehid			
Ethanol	5174,7627	4311,7267	862,3453
Air	105,3329	88,7999	17,7600
Total	5280,4876	4400,5265	880,1053
		5280,6318	



Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif

### 3.2 Neraca Panas

#### 4.4.2.1 Mixer

Tabel 4.10. Neraca panas mixer

Komponen	m (kmol/jam)	Cp(cairan)	H2 (kkal/jam)
Ethanol	93,7332	862,6355	80857,5748
Air	3,9467	546,9596	2158,6640
Total	97,6798	1409,5951	83016,2388

#### 4.4.2.2 Heater 01

Tabel 4.11. Neraca panas heater 01

Komponen	m (kmol/jam)	Cp (cairan)	H3 (kkal/jam)
Ethanol	93,7332	1644,0971	154106,4617
Air	3,9467	992,3105	3916,3125
total	97,6798	2636,4075	158022,7742

#### 4.4.2.3 Vaporizer

Tabel 4.12. Neraca panas vaporizer

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT (kkal/kmol)	H4 (kkal/jam)
Ethanol	93,7332	1109,340964	103982,0653
Air	3,9467	532,2000222	2100,4128
Total	97,6798		106082,4781

#### 4.4.2.4 Furnace

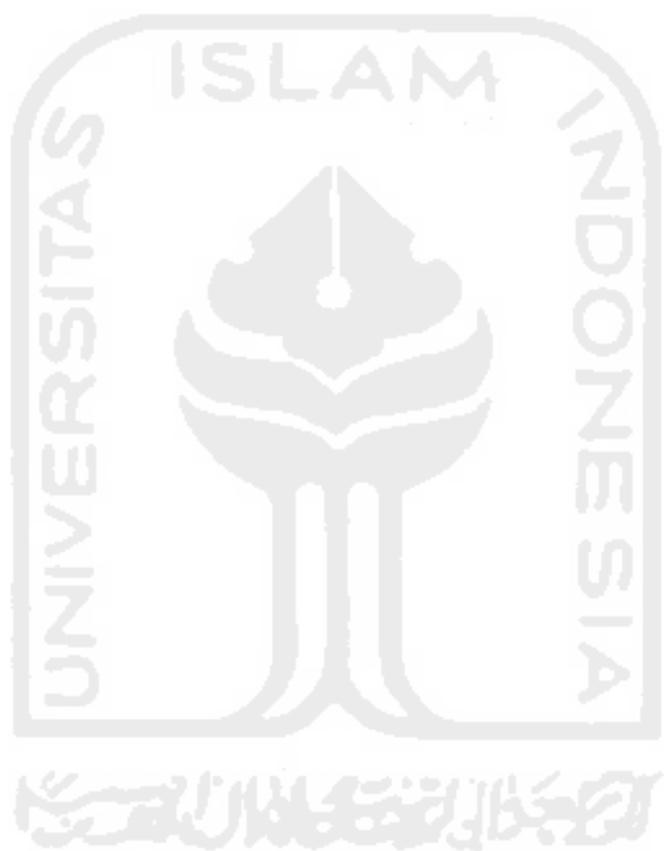
Tabel 4.13. Neraca panas furnace

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT	H5 (kkal/jam)
Ethanol	74,9866	4673,246864	350.430,6621
Air	3,9467	1945,24794	7.677,2333
Total	78,9332	6.618,4948	358.107,8954

#### 4.4.2.5 Reaktor

Tabel 4.14. Neraca panas reaktor

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT	H6 (kkal/jam)
Hidrogen	37,4933	1.635,6575	61.326,1580
Asetaldehid	37,4933	3.785,6662	141.937,0247
Ethanol	37,4933	4.669,6823	175.081,6822
Air	3,9467	1.943,9681	7.672,1822
Total	116,4265	12.034,9741	386.017,0471



#### 4.4.2.6 Cooler 01

Tabel 4.15. Neraca panas cooler 01

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT(kkal/kmol)	H7 (kkal/jam)
Hidrogen	37,4933	1.076,3057	40.354,2258
Asetaldehid	37,4933	2.335,0062	87.547,0309
Ethanol	37,4933	2.868,2214	107.539,0142
Air	3,9467	1.268,9282	5.008,0289
Jumlah	116,4265	7.548,4615	240.448,2998

#### 4.4.2.7 Cooler 02

Tabel 4.16. Neraca panas cooler 02

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT(kkal/kmol)	H8 (kkal/jam)
Hidrogen	37,4933	519,2386	19.467,9558
Asetaldehid	37,4933	1.046,0601	39.220,2197
Ethanol	37,4933	1.279,0916	47.957,3349
Air	3,9467	608,0448	2.399,7464
Jumlah	116,4265	3.452,4351	109.045,2567

#### 4.4.2.8 Condensor 01

Tabel 4.17. Neraca panas condensor 01

Komponen	H <sub>air</sub> (kkal/jam)	H <sub>gas</sub> (kkal/jam)	H <sub>9</sub> (kkal/jam)
Hidrogen	0,0000	3.903,9837	3.903,9837
Asetaldehid	11.916,5494	73,8548	11.990,4042
Ethanol	11.945,8441	26,9958	11.972,8399
Air	820,1740	1,9172	822,0912
total	24.682,5676	4.006,7515	28.689,3191

#### 4.4.2.9 Heatter 02

Tabel 4.18. Neraca panas heatter 02

Komponen	m (kmol/jam)	CpdT (kkal/kmol)	H <sub>12</sub> (kkal/jam)
Asetaldehid	28,5526	763,1371	21.789,5265
Ethanol	28,7545	758,9873	21.824,2694
Air	3,0237	484,4851	1.464,9615
Total	60,3308	2.006,6096	45.078,7574

#### 4.4.2.10 Menara Distilasi 01

Tabel 4.19. Neraca panas menara distilasi 01

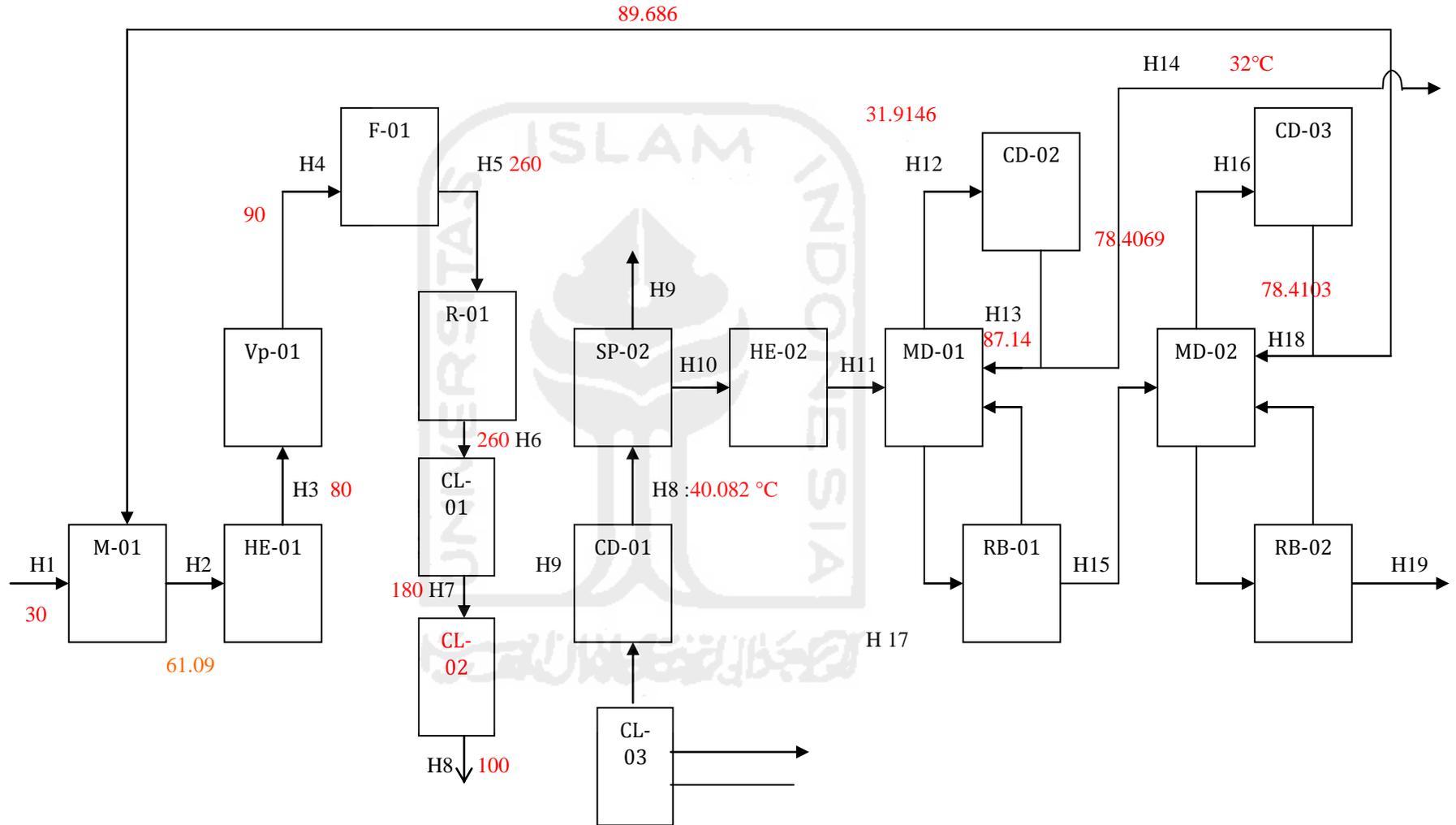
Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT(kkal/kmol)	H 16(kkal/jam)
Asetaldehid	37,1183	2.008,1564	74.539,4379
Ethanol	37,3808	1.997,6569	74.674,0022
Air	3,9309	1.180,0575	4.638,6573
Total	78,4300	5.185,8708	153.852,0974

#### 4.4.2.11 Menara Distilasi 02

Tabel 4.20. Neraca panas menara distilasi 02

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT(kkal/kmol)	H 20 (kkal/jam)
Ethanol	37,2316	2.280,8753	84.920,5815
Air	3,8936	1.263,8068	4.920,7190
Total	41,1251	3.544,6821	89.841,3005

Gambar 4.5 Diagram Neraca Panas



## **4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)**

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

1. Unit pengadaan dan pengolahan air
2. Unit pengadaan steam
3. Unit penyediaan listrik
4. Unit pengadaan bahan bakar
5. Unit pengolahan limbah

### **4.5.1 Unit Pengadaan dan Pengolahan Air**

#### **4.5.1.1 Penggunaan Air**

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

##### **a. Air pendingin**

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

Pemilihan air sebagai media pendingin berdasarkan pertimbangan :

- dapat diperoleh dalam jumlah yang berlimpah
- mudah dalam pengolahan dan pengaturannya
- kemampuan menyerap panas per satuan volume cukup tinggi
- tidak terdekomposisi

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

- kesadahan (hardness) yang dapat menyebabkan kerak.
- Besi yang dapat menyebabkan korosi.
- Minyak yang merupakan penyebab terganggunya *film corotion inhibitor*, menurunkan *heat transfer coefficient*, dan dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan.

Adapun kebutuhan air pendingin :

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
CD-01	8.928,4375
CD-02	213,3266
CD-03	4.160,0472
CL-01	2.079,5535
CL-02	4.380,1014
Jumlah	15.381,3649

Diperkirakan air yang hilang sebesar 10% sehingga kebutuhan make up air untuk pendingin : 1.538,1365kg/jam

b. Air umpan boiler

Boiler sebagai penghasil steam membutuhkan air dengan persyaratan tertentu sebagai umpannya. Persyaratan untuk boiler feed water (BFW) adalah :

- Tidak menimbulkan kerak pada kondisi steam yang dikehendaki maupun pada *tube heat exchanger*, jika steam digunakan sebagai pemanas. Hal ini akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi, bahkan bisa mengakibatkan boiler tidak beroperasi sama sekali.
- Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas O<sub>2</sub> dan CO<sub>2</sub>.

Adapun kebutuhan air umpan boiler :

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
V-01	2.611,8280
HE-01	144,5986
HE-02	38,5602
RB-01	220,9288
RB-02	113,7455
Reaktor	98.065,5098
Jumlah	101.195,1709

Diperkirakan air yang hilang sebesar 10% sehingga kebutuhan make up air untuk pendingin : 10.119,5171 kg/jam

c. Air domestik

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

Syarat air domestik meliputi :

- jernih, tidak berasa, dan tidak berbau
- kadar klor bebas sekitar 0,7 ppm
- pH sekitar 7
- tidak mengandung bakteri terutama jenis bakteri patogen
- turbidity (kekeruhan) sekitar 10 ppm

Adapun kebutuhan air domestik :

- Karyawan :

Diperkirakan air untuk karyawan sebesar 150 lt/hari sehingga untuk 130 orang diperlukan air sebanyak

$$= 150 \text{ lt/hari} \times 130 \text{ orang}$$

$$= 19.500 \text{ lt/hari} = 0,8125 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Laboratorium :

$$= 10\% \times 0,8125 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0813 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Kebersihan, pertamanan dan lain – lain :

$$= 10\% \times 0,8125 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0813 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Bengkel :

$$= 10\% \times 0,8125 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0813 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Perumahan :

Diperkirakan perumahan sebanyak 30 rumah. Jika masing-masing rumah dihuni 4 orang dan kebutuhan air masing-masing orang diperkirakan sebesar 350 lt/hari. Maka kebutuhan air untuk perumahan adalah :

$$\text{jumlah rumah} = 30 \quad \text{rumah}$$

$$\text{kapasitas tiap rumah} = 4 \quad \text{orang}$$

$$\text{Kebutuhan air masing-masing org diperkirakan} = 350 \quad \text{lt/hari}$$

(Sularso, P15)

$$\text{kebutuhan air untuk perumahan} = 52500 \text{ lt/hari}$$

$$= 2,1875 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{maka total kebutuhan air untuk sanitasi} = 3,2438 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 77,8500 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\text{jadi total air yang disuplai dari tangki air} = 14,9014 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 14.901,40 \quad \text{kg/jam}$$

kehilangan akibat kebocoran diperkirakan 10% sehingga make up dari sumber air adalah :

$$\begin{aligned} &= 16,3915 \quad \text{m}^3/\text{jam} \\ &= 16.391,5439 \quad \text{kg/jam} \\ &= 129.821.027,995 \text{kg/th} \end{aligned}$$

#### **4.5.1.2 Pengadaan Air**

Kebutuhan air suatu industri dapat diperoleh dari sumber air yang ada di sekitar pabrik yang telah diolah terlebih dahulu atau dengan membeli air bersih. Pada perancangan pabrik asetaldehid ini kebutuhan air bersih diperoleh air sungai Bengawan Solo dekat dengan pabrik yang akan didirikan.

#### **4.5.1.3 Pengolahan Air**

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

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

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

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air seperti  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^{2+}$ ,  $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{SO}_4^-$ ,  $\text{Cl}^-$  dan lain dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan ketel (*Boiler Feed Water*).

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

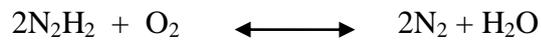
Air yang keluar dari cation exchanger kemudian diumpankan ke anion exchanger untuk menghilangkan anion-anionnya. Kemungkinan arus anion yang ditemui adalah  $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{NO}_3^-$ , dan  $\text{SiO}_3^{2-}$ . Air yang keluar dari unit ini diharapkan mempunyai pH sekitar 8,6-8,9 dan selanjutnya dikirim ke unit *demineralizer water storage* sebagai penyimpanan sementara sebelum diproses lebih lanjut sebagai BFW.

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

Air yang sudah mengalami demineralisasi masih mengandung gas-gas terlarut terutama oksigen dan karbondioksida. Gas-gas tersebut dihilangkan dari air karena dapat menimbulkan korosi. Gas-gas tersebut dihilangkan dalam suatu *deaerator*.

Pada *deaerator* diinjeksikan bahan-bahan kimia berikut :

- Hidrazin yang berfungsi mengikat oksigen berdasarkan reaksi berikut :



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

- Larutan ammonia yang berfungsi mengatur pH

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

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

### 3. Unit Air Pendingin

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

Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal diatas, maka ke dalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut :

- a. Phosphate, berguna untuk mencegah timbulnya kerak,
- b. Klorin, untuk membunuh mikroorganisme.

- c. Zat dispersan, untuk mencegah terjadinya penggumpalan (pengendapan phosphate).

#### **4.5.2 Unit Pengadaan Steam**

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

#### **4.5.3 Unit Penyediaan Listrik**

Kebutuhan tenaga listrik dapat diperoleh dari :

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

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

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

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

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

Kebutuhan listrik untuk pabrik meliputi :

1. Listrik untuk keperluan alat proses = 8,2060 KW
2. Listrik untuk keperluan alat Utilitas = 28,1615 KW
3. Listrik untuk AC = 3,5 KW
4. Listrik untuk penerangan = 104,28 KW

#### 4.5.3 Unit Pengadaan Bahan Bakar

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

##### a. Solar

Heating value : 19.440 Btu/lb

Efisiensi gravity : 75 %

Rate bahan bakar : 9 ft<sup>3</sup>/jam

##### b. Fuel Oil

Heating value : 41.131,4623 kJ/kg

Spesific gravity : 0,9527

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

Efisiensi bahan bakar : 77%

#### 4.5.4 Unit Pengolahan Limbah

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

1. Bahan buangan cair.
2. Bahan buangan gas.

Dalam penanganan limbah tersebut didasarkan pada jenis buangnya.

#### **4.5.5.1 Pengolahan Bahan Buangan Cair**

Air buangan dari pabrik Asetaldehid ini berupa :

- a) Air yang mengandung bahan-bahan kimia
- b) Buangan sanitasi
- c) Back wash filter air berminyak dari pompa
- d) Sisa regenerasi resin
- e) Blow down air pendingin

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

Air berminyak yang berasal dari buangan pelumas pada pompa dipisahkan dengan cara perbedaan berat jenisnya. Minyak dibagian atas dialirkan kebagian penampungan terakhir kemudian dibuang. Air sisa regenerasi dari unit demineralisasi mengandung NaOH dan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> yang kemudian dinetralkan dalam kolam penetralan. Penetralan dilakukan dengan larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> bila pH air buangan tersebut lebih dari 7, sedangkan jika pH air kurang dari 7 penetralan dilakukan dengan NaOH

#### **4.5.5.2 Pengolahan Bahan Buangan Gas**

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

#### **4.5.5 Laboratorium**

##### **a. Kegunaan Laboratorium**

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

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

Tugas laboratorium antara lain :

- a) Memeriksa bahan baku dan bahan penolong yang akan digunakan
- b) Menganalisa dan meneliti produk yang dipasarkan.
- c) Memeriksa kadar zat-zat yang dapat menyebabkan pencemaran pada buangan pabrik agar sesuai dengan baku mutu yang telah ditetapkan.

## **b. Program Kerja Laboratorium**

- Analisa bahan baku dan produk

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

- Analisa untuk keperluan utilitas

Adapun analisa untuk utilitas, meliputi :

- a. Air proses penjernihan, yang dianalisa adalah kadar pH, silikat sebagai  $\text{SiO}_2$ , Ca sebagai  $\text{CaCO}_3$ , sulfur sebagai  $\text{SO}_3$ , khlor sebagai  $\text{Cl}_2$ , dan zat padat terlarut.
- b. Air minum yang dianalisa meliputi pH, kadar khlor dan kekeruhan.
- c. Resin penukar ion, yang dianalisa adalah kesadahan  $\text{CaCO}_3$  dan silikat sebagai  $\text{SiO}_2$ .
- d. Air bebas mineral, yang dianalisa meliputi pH, kesadahan, jumlah  $\text{O}_2$  terlarut dan kadar Fe.
- e. Air dalam boiler, yang dianalisa meliputi pH, zat padat terlarut, kadar Fe, kadar  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{SO}_2$ ,  $\text{PO}_4$  dan  $\text{SiO}_3$ .
- f. BFW, yang dianalisa meliputi pH, kesadahan, jumlah  $\text{O}_2$  terlarut dan kadar Fe.

- Analisa limbah

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

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

1. Laboratorium Pengamatan

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

2. Laboratorium Analisa

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

3. Laboratorium Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Tugas dari laboratorium Litbang (*Research and Development / R & D*) ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan yang berhubungan dengan kinerja proses yang digunakan. Sifat dari laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian hal-hal yang baru untuk keperluan pengembangan. Termasuk didalamnya adalah kemungkinan penggantian, penambahan dan pengurangan alat proses.



### **c. Alat-alat Utama Laboratorium**

Alat-alat utama yang digunakan di laboratorium antara lain :

a. Gas Chromatography

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

b. Water Content Tester

Alat ini digunakan untuk menganalisa kadar air dalam produk.

c. Viscosimeter Bath

Alat ini digunakan untuk mengukur viskositas produk.

d. Hydrometer

Alat ini digunakan untuk mengukur spesifik gravity.

## **4.6 Organisasi Perusahaan**

### **4.6.1 Bentuk Perusahaan**

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

- Bentuk perusahaan : Perseroan terbatas (PT)
- Lapangan usaha : Industri asetaldehid
- Perusahaan : Solo, Jawa Tengah

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

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pemimpin perusahaan
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staffnya yang diawasi oleh komisaris
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh oleh berhentinya :
  - a. Pemegang saham
  - b. Direksi beserta staffnya
  - c. Karyawan perusahaan
5. Efisiensi manajemen

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

6. Lapangan usaha lebih luas

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

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

#### 4.6.2 Struktur Organisasi

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

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

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut maka diperoleh suatu struktur organisasi yang baik, yaitu sistem *line and staff*. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja.

Pembentukan staff ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dalam bidangnya adalah untuk mencapai kelancaran produks. Staff ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan. Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staff ini, yaitu :

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

Dewan komisaris mewakili para pemegang saham (pemilik perusahaan) dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya, sedangkan seorang direktur utama yang dibantu oleh Direktur produksi dan Teknik serta Direktur Keuangan dan Umum bertugas untuk menjalankan perusahaan. Direktur Produksi dan Teknik membawahi bagian teknik dan produksi. Sedangkan Direktur Keuangan dan Umum membidangi kelancaran pelayanan umum, keuangan dan pemasaran. Direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab membawahi bagian dalam perusahaan, sebagai bagian daripada pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian membawahi beberapa kepala seksi dan setiap kepala seksi membawahi serta mengawasi para karyawan perusahaan. Karyawan perusahaan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang masing-masing dipimpin oleh kepala regu. Setiap kepala regu bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

Manfaat adanya struktur organisasi sebagai berikut

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

### **4.6.3 Tugas dan Wewenang**

#### **4.6.3.1 Pemegang saham**

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

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

#### **4.6.3.2 Dewan Komisaris**

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

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

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

#### **4.6.3.3 Dewan Direksi**

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

Tugas Direktur Utama antara lain :

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

Tugas Direktur Produksi dan Teknik, antara lain :

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

Tugas Direktur Keuangan dan Umum, antara lain :

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

#### **4.6.3.4 Staff Ahli**

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

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

#### **4.6.3.5 Kepala Bagian**

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga

bertindak sebagai staff direktur bersama-sama dengan staff ahli. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari :

#### **4.6.3.5.1 Kepala Bagian Produksi**

Tugas Kepala Bagian Produksi, antara lain :

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

Kepala Bagian Produksi membawahi :

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

#### **4.6.3.5.2 Kepala Bagian Teknik**

Tugas Kepala Bagian Teknik, antara lain :

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

Kepala Bagian Teknik membawahi :

- a. Seksi pemeliharaan
- b. Seksi Utilitas.

#### **4.6.3.5.3 Kepala Bagian Research and Development**

Tugas Kepala Bagian Research and Development, antara lain :

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

2. Mengkoordinir kepala seksi yang menjadi bawahannya

Kepala Bagian Research and Development membawahi :

- a. Seksi penelitian
- b. Seksi pengembangan.

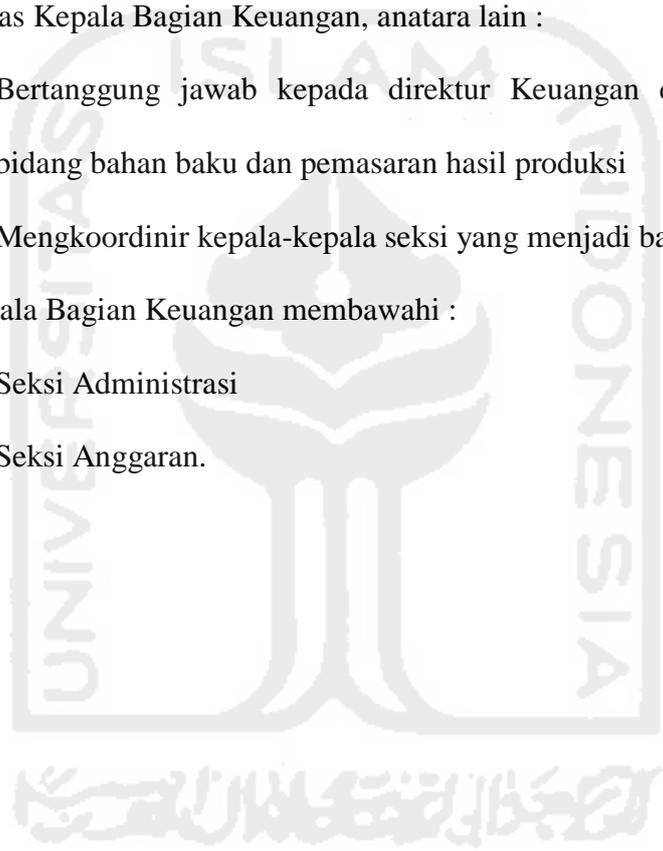
#### **4.6.3.5.4 Kepala Bagian Keuangan**

Tugas Kepala Bagian Keuangan, antara lain :

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

Kepala Bagian Keuangan membawahi :

- a. Seksi Administrasi
- b. Seksi Anggaran.



#### **4.6.3.5.5 Kepala Bagian Umum**

Tugas Kepala Bagian Umum, antara lain :

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

Kepala Bagian Umum membawahi :

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

#### **4.6.3.5.6 Kepala Bagian Pemasaran**

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

Kepala Bagian ini membawahi :

- Seksi Pembelian
- Seksi Penjualan.

#### **4.6.3.6 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.

##### **4.6.3.6.1 Kepala Seksi Proses**

Tugas Kepala Seksi Proses, antara lain :

- Mengawasi jalannya proses dan produksi

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

#### **4.6.3.6.2 Kepala Seksi Pengendalian**

Tugas Kepala Seksi Pengendalian, antara lain :

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

#### **4.6.3.6.3 Kepala Seksi Laboratorium**

Tugas Kepala Seksi Laboratorium, antara lain :

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

#### **4.6.3.6.4 Kepala Seksi Pemeliharaan**

Tugas Kepala Seksi Pemeliharaan, antara lain :

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

#### **4.6.3.6.5 Kepala Seksi Utilitas**

Tugas Kepala Seksi Utilitas:

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

#### **4.6.3.6.6 Kepala Seksi Penelitian**

Tugas Kepala Seksi Penelitian :

- Mempertinggi mutu produk.

#### **4.6.3.5.7 Kepala Seksi Pengembangan**

Tugas Kepala Seksi Pengembangan :

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

#### **4.6.3.5.8 Kepala Seksi Administrasi**

Tugas Kepala Seksi Administrasi, antara lain :

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

#### **4.6.3.5.9 Kepala Seksi Anggaran**

Tugas Kepala Seksi Anggaran, antara lain :

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

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

Tugas Kepala Seksi Personalia, antara lain :

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

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

Tugas Kepala Seksi Humas, antara lain :

- Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan.

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

Tugas Kepala Seksi Keamanan, antara lain :

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

#### **4.6.3.5.13 Kepala Seksi Pembelian**

Tugas Kepala Seksi Pembelian, antara lain :

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

#### **4.6.3.5.14 Kepala Seksi Penjualan**

Tugas Kepala Seksi Penjualan, antara lain :

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

#### **4.6.4 Pembagian jam kerja karyawan**

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

##### **1.6.4.1 Karyawan non-shift**

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

- Hari Senin – Jum’at : jam 07:00 – 15.00
- Hari Sabtu : jam 07:00 – 12:00

Jam istirahat :

- Hari Senin-Kamis : jam 12:00 – 13:00
- Hari jum’at : jam 11:00 – 13:00

#### 1.6.4.2 Karyawan Shift/Ploog

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

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

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

Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam tabel 5.1. sebagai berikut :

Tabel 4.21. Jadwal Kerja Masing-Masing Regu

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

Keterangan :

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

#### 1. Karyawan Tetap

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

#### 2. Karyawan Harian

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

#### 3. Karyawan borongan

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

#### 4.6.5 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan gaji

##### 4.6.5.1 Penggolongan Jabatan

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

##### 4.6.5.2 Jumlah Karyawan dan Gaji

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat, sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif. Perincian jumlah karyawan, golongan serta gaji dapat dilihat pada tabel 4.21 dan 4.22 berikut :

Tabel 4.22. Perincian Jumlah Karyawan

Jabatan	Jmlh
---------	------

Direktur Utama	1
Direktur Teknik dan Produksi	1
Direktur Keuangan dan Umum	1
Staff Ahli	1
Ka. Div Umum	1
Ka. Div. Pemasaran	1
Ka. Div. Keuangan	1
Ka. Div. Teknik	1
Ka. Div. Produksi	1
Ka. Div. Litbang	1
Ka. Sek. Personalia	1
Ka. Sek. Humas	1
Ka. Sek. Keamanan	1
Ka. Sek. Pembelian	1
Ka. Sek. Pemasaran	1
Ka. Sek. Administrasi	1
Ka. Sek. Kas/Anggaran	1
Ka. Sek. Proses	1
Ka. Sek. Pengendalian	1
Ka. Sek. Laboratorium	1
Ka. Sek. Utilitas	1
Ka. Sek. Pengembangan	1
Ka. Sek. Penelitian	1
Karyawan Personalia	3
Karyawan Humas	3
Karyawan Keamanan	5
Karyawan Pembelian	4
Karyawan Pemasaran	4
Karyawan Administrasi	3
Karyawan Kas/Anggaran	3
Karyawan Proses	40
Karyawan Pengendalian	5
Karyawan Laboratorium	4
Karyawan Pemeliharaan	7
Karyawan Utilitas	10
Karyawan KKK	6
Karyawan Litbang	3
Sekretaris	5
Medis	2
Paramedis	3
Sopir	6

Cleaning Service	5
Total	144



Tabel 4.23. Perincian Golongan dan Gaji

<b>Jabatan</b>	<b>Jmlh</b>	<b>Gaji per Bulan (Rp)</b>	<b>Total Gaji (Rp)</b>
Direktur Utama	1	60.000.000,00	60.000.000,00
Direktur Teknik dan Produksi	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Direktur Keuangan dan Umum	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Staff Ahli	1	45.000.000,00	45.000.000,00
Ka. Div Umum	1	35.000.000,00	35.000.000,00
Ka. Div. Pemasaran	1	45.000.000,00	45.000.000,00
Ka. Div. Keuangan	1	30.000.000,00	30.000.000,00
Ka. Div. Teknik	1	40.000.000,00	40.000.000,00
Ka. Div. Produksi	1	40.000.000,00	40.000.000,00
Ka. Div. Litbang	1	35.000.000,00	35.000.000,00
Ka. Sek. Personalia	1	25.000.000,00	25.000.000,00
Ka. Sek. Humas	1	25.000.000,00	25.000.000,00
Ka. Sek. Keamanan	1	25.000.000,00	25.000.000,00
Ka. Sek. Pembelian	1	25.000.000,00	25.000.000,00
Ka. Sek. Pemasaran	1	25.000.000,00	25.000.000,00
Ka. Sek. Administrasi	1	25.000.000,00	25.000.000,00
Ka. Sek. Kas/Anggaran	1	25.000.000,00	25.000.000,00
Ka. Sek. Proses	1	30.000.000,00	30.000.000,00
Ka. Sek. Pengendalian	1	30.000.000,00	30.000.000,00
Ka. Sek. Laboratorium	1	35.000.000,00	35.000.000,00
Ka. Sek. Utilitas	1	40.000.000,00	40.000.000,00
Ka. Sek. Pengembangan	1	30.000.000,00	30.000.000,00
Ka. Sek. Penelitian	1	35.000.000,00	35.000.000,00
Karyawan Personalia	3	8.000.000,00	24.000.000,00
Karyawan Humas	3	8.000.000,00	24.000.000,00
Karyawan Keamanan	5	8.000.000,00	40.000.000,00
Karyawan Pembelian	4	3.000.000,00	12.000.000,00
Karyawan Pemasaran	4	9.000.000,00	36.000.000,00
Karyawan Administrasi	3	8.000.000,00	24.000.000,00
Karyawan Kas/Anggaran	3	8.000.000,00	24.000.000,00
Karyawan Proses	40	10.000.000,00	400.000.000,00
Karyawan Pengendalian	5	10.000.000,00	50.000.000,00
Karyawan Laboratorium	4	10.000.000,00	40.000.000,00
Karyawan Pemeliharaan	7	10.000.000,00	70.000.000,00
Karyawan Utilitas	10	10.000.000,00	100.000.000,00
Karyawan KKK	6	9.500.000,00	57.000.000,00
Karyawan Litbang	3	10.000.000,00	30.000.000,00
Sekretaris	5	15.000.000,00	75.000.000,00

Medis	2	12.000.000,00	24.000.000,00
Paramedis	3	8.000.000,00	24.000.000,00
Sopir	6	3.100.000,00	18.600.000,00
Cleaning Service	5	3.000.000,00	15.000.000,00
Total	144		1.832.600.000,00

total gaji/bulan = Rp1.832.600.000,00

total gaji/tahun = Rp21.991.200.000,00

#### 4.6.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan

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

1. Tunjangan
  - a. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan bersangkutan
  - b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan
  - c. Tunjangan lembur yang diberikan pada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja
2. Pakaian Kerja
 

Pakaian kerja diberikan pada karyawan sejumlah 3 pasangan/tahun
3. Cuti
  - a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun
  - b. Cuti sakit diberikan pada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter
4. Pengobatan

- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku
  - b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan
5. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawannya lebih dari 10 orang atau dengan gaji karyawan 1.000.000,00/bulan.

#### **4.6.7 Manajemen Perusahaan**

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

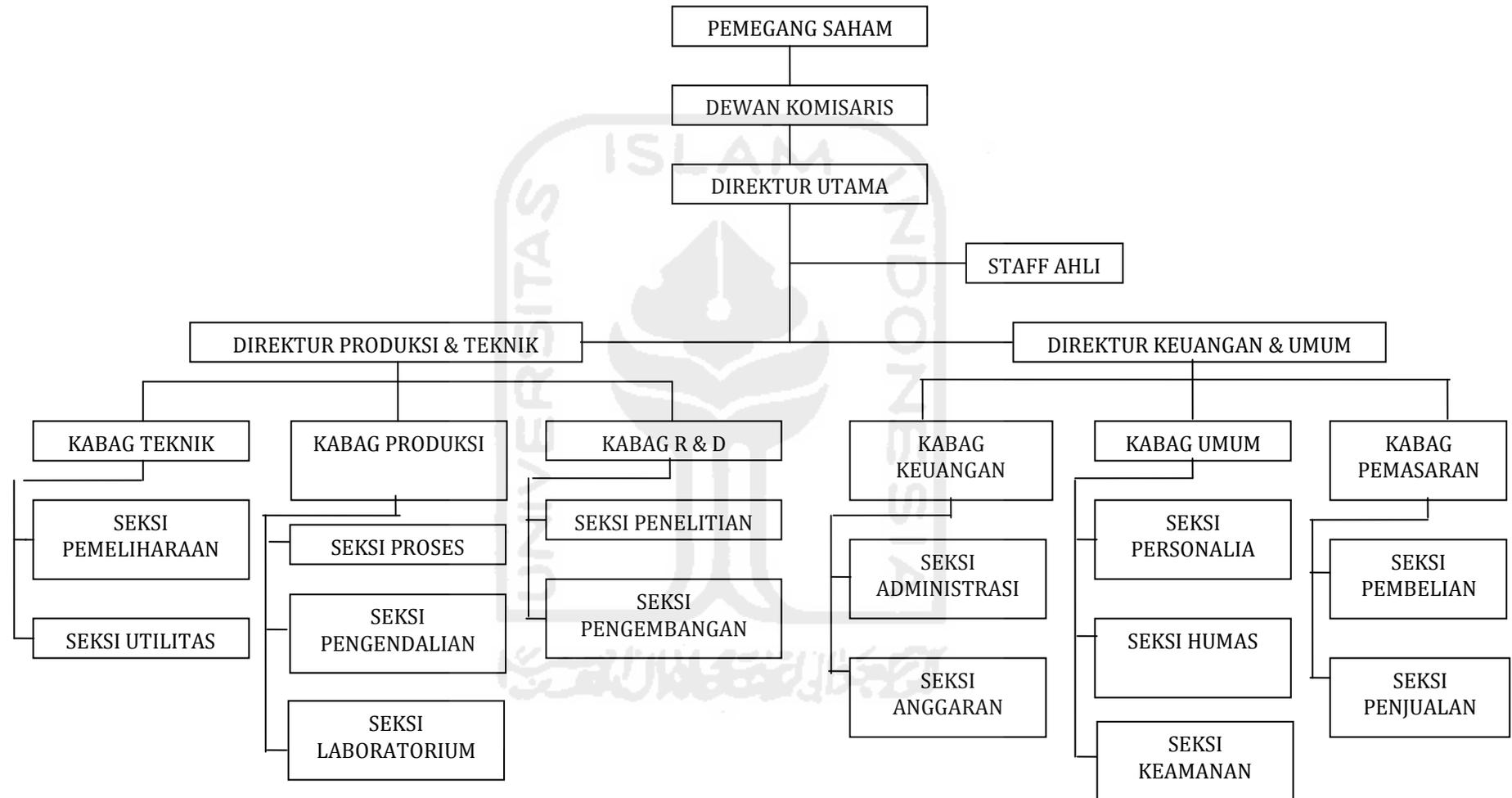
Manajemen produksi meliputi manajemen perusahaan dan pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selayaknya untuk diikuti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

Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian. Perencanaan adalah merupakan suatu tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga

penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan kearah yang sesuai.



Gambar 4.6. STRUKTUR ORGANISASI PABRIK ASETALDEHID



## 4.7 Evaluasi Ekonomi

### 4.7.1 Penafsiran Harga Peralatan

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

Tabel 4.24. Indeks Untuk mengkonversi Harga

Tahun (X)	indeks (Y)	X (tahun-ke)
1987	324	1
1988	343	2
1989	355	3
1990	356	4
1991	361,3	5
1992	358,2	6
1993	359,2	7
1994	368,1	8
1995	381,1	9
1996	381,7	10
1997	386,5	11
1998	389,5	12
1999	390,6	13
2000	394,1	14
2001	394,3	15
2002	395,6	16
2003	402	17
2004	444,2	18
2005	468,2	19
2006	499,6	20
2007	525,4	21
Total	8277,6	231

( Sumber : Chemical Engineering Progress, Juni 2000)

Dari persamaan regresi linier didapat :

Index pada tahun :

$$y = 7.302x - 14189$$

Tahun	Index
2008	473,42
2009	480,72
2010	488,02
2011	495,32
2012	502,62
2013	509,93
2014	517,23
2015	524,53
2016	531,83
2017	539,13
2018	546,44
2019	553,738
2020	561,04
2021	568,342

Jadi index pada tahun 2021 adalah 568,342

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

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

Dimana :

$E_x$  = harga alat pada tahun x

$E_y$  = harga alat pada tahun y

$N_x$  = indeks harga pada tahun x

$N_y$  = indeks harga pada tahun y

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

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

Dimana :

$E_a$  = harga alat a

$E_b$  = harga alat b

$C_a$  = kapasitas alat a

$C_b$  = kapasitas alat b

#### 4.7.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi : 10.000 ton/hari

Satu tahun operasi : 330 hari

Nilai Kurs US \$ : Rp 14.000,-

#### 4.7.3 Perhitungan Biaya

##### 4.7.3.1 Capital Investment

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

Capital investment terdiri dari :

a. Fixed Capital Investment

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

b. Working Capital Investment

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



#### **4.7.3.2 Manufacturing Cost**

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

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

#### **4.7.4 General Expense**

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

#### **4.7.5 Analisa Kelayakan**

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

Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah :

1. Persent Profit On Sales (POS)

$$POS = \frac{\text{Profit (keuntungan)}}{\text{Harga jual produk}} \times 100\%$$

## 2. Present Return On Investment (ROI)

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

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

## 3. Pay Out Time (POT)

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

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

## 4. Break Even Poin (BEP)

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

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

Dalam hubungan ini :

Fa : Fixed manufacturing cost

Ra : Regulated cost

Va : Variabel cost

Sa : Penjualan produk

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

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

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

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

- Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan “DCFR” dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
- Laju bunga maksimal di mana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
- Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Persamaan untuk menentukan DCFR :

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

### 4.7.6 Capital Investment

#### 4.7.6.1 Fixed capital Investment (FCI)

Tabel 4.25. Fixed Capital Investment

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Harga Alat	Rp 70.211.160.787	\$ 5.015.083
2	Instalasi	Rp 8.457.435.825	\$ 604.103
3	Pemipaan	Rp 30.157.699.591	\$ 2.154.121
4	Instrumentasi	Rp 6.953.913.968	\$ 496.708
5	Isolasi	Rp 2.041.138.746	\$ 145.796
6	Instalasi Listrik	Rp 5.616.892.863	\$ 401.207
7	Pembelian Tanah dan Perbaikan	Rp 116.729.600.000	\$ 8.337.829
8	Pembuatan Bangunan dan Perlengkapan	Rp 26.514.400.000	\$ 1.893.886
9	Utilitas	Rp 9.804.219.527	\$ 700.301
<b>Physical Plant Cost (PPC)</b>		<b>Rp 276.486.461.306</b>	<b>\$ 19.749.033</b>

#### 4.7.6.2 Working capital Investment (modal kerja)

Tabel 4.26. Working Capital

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 49.014.897.195	\$ 3.501.064
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp 377.821.094.889	\$ 26.987.221
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 62.970.182.482	\$ 4.497.870
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 103.584.921.182	\$ 7.398.923
5	<i>Available Cash</i>	Rp 62.970.182.482	\$ 4.497.870
<b>Working Capital (WC)</b>		<b>Rp 656.361.278.229</b>	<b>\$ 46.882.948</b>

#### 4.7.7 Total Production Cost (Biaya Produksi Total)

##### 4.7.7.1 Manufacturing Cost

Tabel 4.27. Direct Manufacturing Cost

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 588.178.766.346	\$ 42.012.769
2	<i>Labor</i>	Rp 7.906.800.000	\$ 564.771
3	<i>Supervision</i>	Rp 790.680.000	\$ 56.477
4	<i>Maintenance</i>	Rp 395.340.000	\$ 28.239
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 59.301.000	\$ 4.236
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 12.430.190.542	\$ 887.871
7	<i>Utilities</i>	Rp 48.061.391.704	\$ 3.432.957
<b>Direct Manufacturing Cost (DMC)</b>		<b>Rp 657.822.469.591</b>	<b>\$ 46.987.319</b>

Tabel 4.28. Indirect Manufacturing Cost

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Payroll Overhead	Rp 1.581.360.000	\$ 112.954
2	Laboratory	Rp 1.581.360.000	\$ 112.954
3	Plant Overhead	Rp 7.906.800.000	\$ 564.771
4	Packaging and Shipping	Rp 621.509.527	\$ 44.394
<b>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</b>		<b>Rp 11.691.029.527</b>	<b>\$ 835.074</b>

Tabel 4.29. Fixed manufacturing Cost

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Depreciation	Rp 57.419.127.107	\$ 4.101.366
2	Property taxes	Rp 22.967.650.843	\$ 1.640.546
3	Insurance	Rp 5.741.912.711	\$ 410.137
<b>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</b>		<b>Rp 86.128.690.660</b>	<b>\$ 6.152.049</b>

Table 4.30. Total Manufacturing Cost

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Direct Manufacturing Cost (DMC)	Rp 657.822.469.591	\$ 46.987.319
2	Indirect Manufacturing Cost (IMC)	Rp 11.691.029.527	\$ 835.074
3	Fixed Manufacturing Cost (FMC)	Rp 86.128.690.660	\$ 6.152.049
<b>Manufacturing Cost (MC)</b>		<b>Rp 755.642.189.778</b>	<b>\$ 53.974.442</b>

#### 4.7.7.2 General Expense

Table 4.31. Total General Expense

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Administration	Rp 45.338.531.387	\$ 3.238.467
2	Sales expense	Rp 166.241.281.751	\$ 11.874.377
3	Research	Rp 60.451.375.182	\$ 4.317.955
4	Finance	Rp 49.222.101.972	\$ 3.515.864
<b>General Expense (GE)</b>		<b>Rp 321.253.290.292</b>	<b>\$ 22.946.664</b>

#### Profit

Sebelum pajak : Rp. 166.123.574.108

Setelah Pajak : Rp. 144.527.509.474

#### 4.7.8 Analisa Kelayakan

##### 1. Return On Investment (ROI)

Sebelum pajak : 28,93 %

Sesudah pajak : 25,17 %

2. Pay Out Time (POT)

Sebelum pajak : 1,46 Tahun

Sesudah pajak : 1,64 Tahun

3. Break Even Point (BEP)

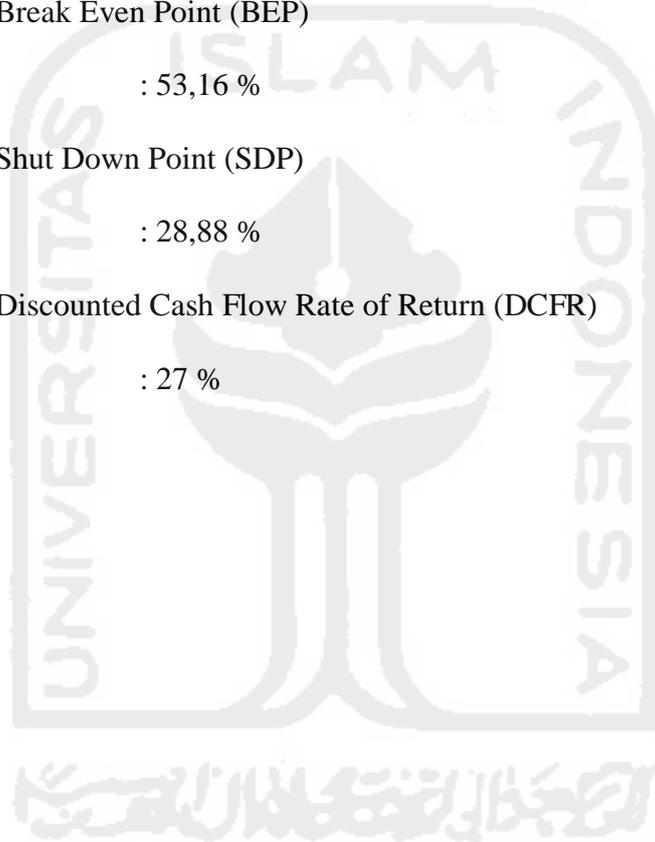
BEP : 53,16 %

4. Shut Down Point (SDP)

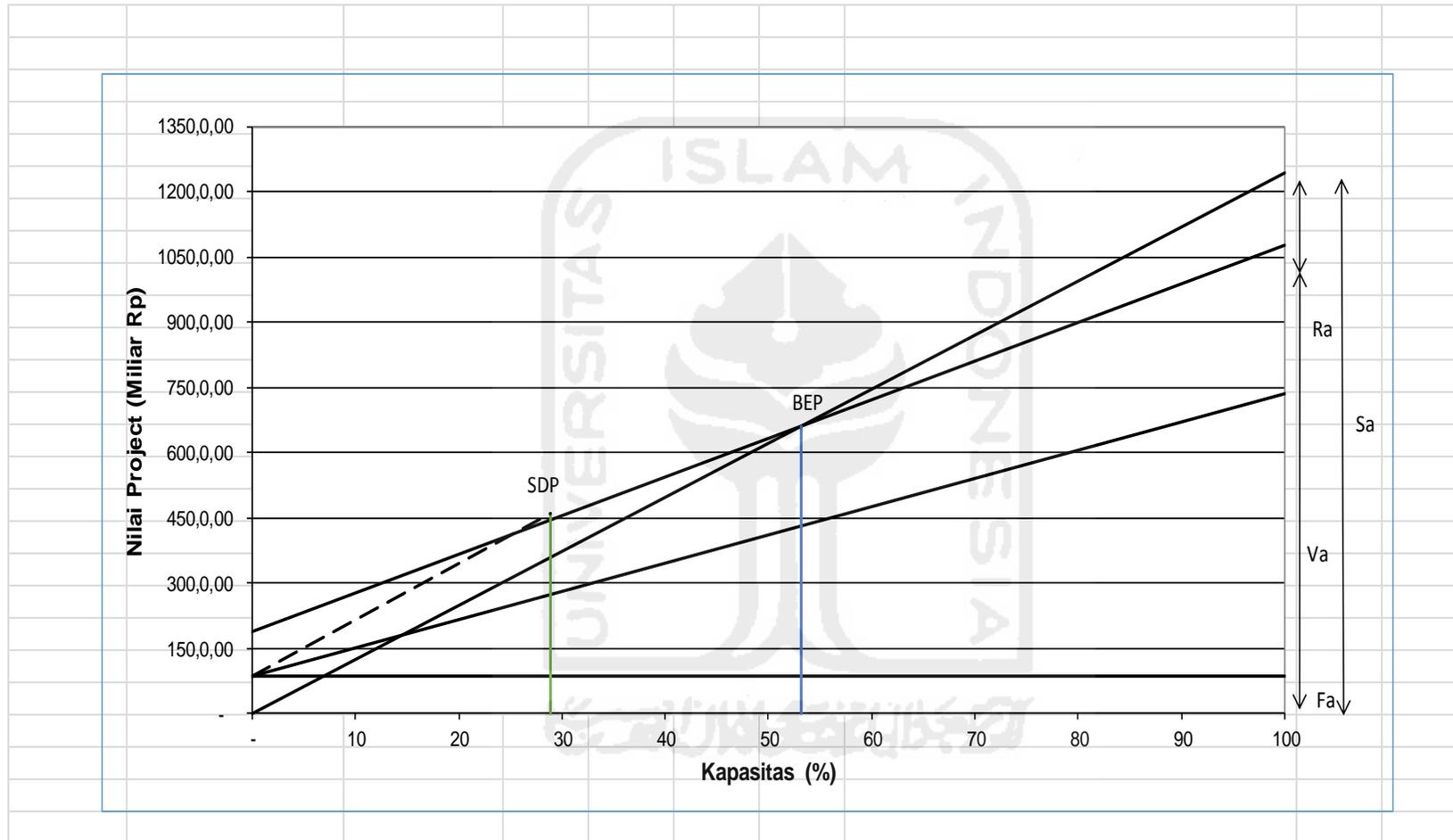
SDP : 28,88 %

5. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

DCFR : 27 %

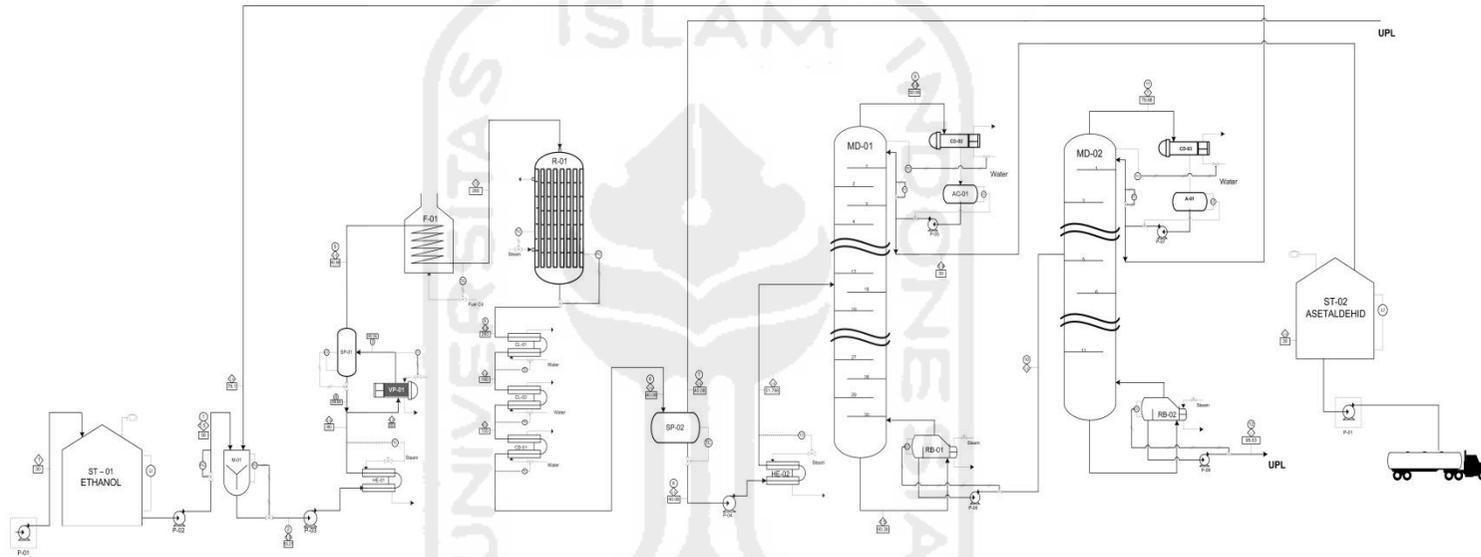


Gambar 4.7. Grafik Analisa Ekonomi



Gambar 4.8

DIAGRAM ALIR PRA RANCANGAN PABRIK ASETALDEHID PROSES DEHIDROGENASI ETANOL  
KAPASITAS 13.000 TON / TAHUN



KOMPOEN	Nomor Arus (kg/jam)											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Asetaldehid						1649,7041	16,4970	1633,2071	1633,2071	1633,2071	1695,6260	17,1265249
Ethanol	2616,2007	4311,7267	4311,7267	862,3453	3449,3813	1724,6907	5,1741	1719,5166	6,8641	1719,5166		
Air	36,1206	71,0399	88,7999	17,7600	71,0399	71,0399	0,2842	70,7557	0,6715	70,7557	34,8193	35,1649437
Hidrogen						74,9866	74,9866					
Total	2652,3213	4382,7665	4400,5265	880,1053	3520,4212	3520,4212	96,9418	3423,4794	1640,7427	3423,4794	1730,4453	52,2914686

- KETERANGAN**
- AC : ACCUMULATOR
  - CD : CONDENSOR
  - HE : HEATLER
  - MD : MENARA DISTILASI
  - VP : VAPORIZER
  - F : FURNACE
  - M : MIXER
  - P : POMPA
  - R : REAKTOR
  - S : SEPARATOR
  - CL : COOLER
  - RB : REBOILER
  - ST : TANGKI PENYIMPAN
  - FC : FLOW CONTROLLER
  - LC : LEVEL CONTROLLER
  - LI : LEVEL INDICATOR
  - TC : TEMPERATURE CONTROLLER
  - PC : PRESSURE CONTROLLER
  - : control valve
  - : nomor arus
  - : tekanan, atm
  - : suhu, celcius

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

DIAGRAM ALIR PRA RANCANGAN PABRIK ASETALDEHID  
PROSES DEHIDROGENASI ETANOL  
KAPASITAS 13.000 TON / TAHUN

Dibuat oleh:  
CHASMA ATIKA (11 521 087)  
KHORUZAKRY ALHUSEIN POHAN (11 521 036)

Dosen pembimbing:  
Khandan Cahyani, S.T., M.Sc.

## **BAB V**

### **PENUTUP**

#### **5.1. Kesimpulan**

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

1. Pendirian Pabrik Asetaldehid di Indonesia sangat menguntungkan, dilihat dari kebutuhan pasar terhadap Asetaldehid terus meningkat tiap tahunnya. Hal ini mengindikasikan banyak pabrik yang membutuhkan Asetaldehid sebagai bahan baku utamanya, sehingga kontinyuitas penjualan dapat terjamin.
2. Dari segi bahan baku, pemasaran dan lingkungan, lokasi pabrik Asetaldehid di daerah Solo, Jawa Tengah cukup menguntungkan karena kemudahan dalam mendapatkan bahan baku (yaitu dari PT Acidatama, Surakarta), tenaga kerja, ketersediaan air dan listrik. Juga untuk distribusi pemasaran produk tidak ada masalah, karena di daerah ini terdapat rel kereta api yang bisa memudahkan transportasi produk antar kota.
3. Pabrik Asetaldehid digolongkan sebagai pabrik beresiko tinggi, dilihat dari kondisi operasinya yang membutuhkan suhu sangat tinggi. Sehingga faktor Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) harus diterapkan semaksimal mungkin.

4. Dari perhitungan analisa ekonomi diperoleh hasil sebagai berikut :

a. Return On Investment (ROI)

Sebelum pajak : 28,93 %

Sesudah pajak : 25,17 %

b. Pay Out Time (POT)

Sebelum pajak : 1,46 Tahun

Sesudah pajak : 1,64 Tahun

c. Break Even Point (BEP)

BEP : 53,16 %

d. Shut Down Point (SDP)

SDP : 28,88 %

e. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

DCFR : 27 %

Atas dasar beberapa faktor tersebut diatas, termasuk hasil evaluasi ekonomi Pabrik Asetaldehid Proses Dehidrogenasi Etanol Kapasitas 13000 Ton/Tahun layak untuk didirikan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc Grow – Hill Book Company, New York.
- Biro Pusat Statistik, 1995-2001, “*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*”, Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta.
- Brown, G.G., 1978, *Unit Operation*, John Wiley and Sons Inc, New York Modern Asia Edition, Charles Tuttle Co, Tokyo.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1979, “*Process Equipment Design*”, Willey Eastern Ltd., New Delhi.
- Coulson, J.M., 1983, “*Chemical Engineering*”, Auckland, Mc. Graw Hill, International Student Edition, Singapore.
- Faith, Keyes & Clark., 1955, *Industrial Chemical*, 4<sup>th</sup> ed, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Foust, Alan S and Wenzel L.A., 1979, “*Principles of Unit Operations*”, 2<sup>nd</sup>.ed. John Wiley and Sons, New York.
- Frank L. Evans, Jr., 1974, “*Equipment Design Hand Book for Refineries and Chemical Plants*”, Vol. 1 & 2, Texas.
- Hill, C.G, 1996, “*An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design*”, John Wiley and Sons. Inc, New York
- Kern, D.Q., 1950, *Process Heat Transfer*, 24<sup>th</sup> ed., Mc.Graw – Hill International Editions, Singapore.

- Kirk Othmer, 1983, " *Encyclopedia of Chemical Technology* ", 2<sup>nd</sup>.ed. Vol.7.  
Interscience Willey.
- Levenspiel, Octave, 1972, " *Chemical Reaction Engineering* ", 2<sup>nd</sup> ed., John  
Willey and Sons Inc., Singapore.
- Ludwig, E.E., 1965, " *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical  
Plant* ", Vol. 1-3, Gulf Publishing Co., Houston.
- Mc. Adams, W. H., 1954, " *Heat Transmision* ", 3<sup>th</sup> ed., Kogakusha Co. Ltd.,  
Tokyo.
- Mc. Ketta, John, 1983, " *Encyclopedia Chemical Process and Design* ", Marchell  
Dekker Inc., New York.
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1984, " *Perry's Chemical Engineers Hand Book* ",  
6<sup>th</sup> ed. Mc. Graw Hill Co., International Student edition, Kogakusha,  
Tokyo.
- Petter, M.S., and Timmerhauss, H.C., 1990, " *Plant Design and Economics for  
Chemical Engineering* ", 3<sup>rd</sup>. Ed. Mc. Graw Hill, kogakusha, Tokyo.
- Powell, S.T., 1954, *Water Conditioning for Industry*, Mc.Graw Hill Kogakusha  
Book Company, Inc., Tokyo.
- Rase, H.F and Barrow, M.H, 1957, " *Chemical Reactor Design for Process Plant*  
", John wiley and Sons. Inc, New York.
- Smith, J.M, 1973, " *Chemical Engineering Kinetic's* ", 3<sup>rd</sup> ed, Mc GrawHill Book  
Kogakusha, Tokyo.

Smith, J.M., and Van Ness,H.C., 1975, “ *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics* “, 3<sup>rd</sup>. Ed. Mc. Graw Hill, kogakusha, Tokyo.

Sularso., 1996, *Pompa dan Kompresor*, cetakan VI, P.T Pradnya Paramita, Jakarta.

Treyball, R.E., 1968, “ *Mass Transfer Operations* “, 2<sup>nd</sup>. Ed. Mc. Graw Hill, International Student Edition, Singapore.

Ulrich, G.G., 1984, “ *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics* “, John Willey and Sons, New York.

<http://www.matche.com.>, di akses tanggal 7 November 2016

<http://www.che.com.>, di akses tanggal 8 November 2009

<http://www.wikipedia.com.>, di akses tanggal 19 Februari 2009

<http://www.googlepaten.com.>, diakses tanggal 20 Februari 2



# LAMPIRAN

## Perhitungan Reaktor

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi dehidrogenasi Etanol menjadi

Asethaldehid

Type : Fixed Bed Multi Tube

Kondisi operasi : Nonadiabatis - nonisothermal

T umpan = 260,0000 C = 533,0000 K

P umpan = 1,5000 atm

Fasa = Gas

### 1. Neraca Massa

Umpan masuk reaktor

Komponen	kmol/jam	fraksi mol	kg/jam
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> O	74,9820	0,9500	3449,1720
H <sub>2</sub> O	3,9467	0,0500	71,0406
Total	78,9287	1,0000	3520,2126

Produk keluar reaktor

Komponen	kmol/jam	fraksi mol	kg/jam
CH3CHO	37,4933	0,3220	1649,7041
C2H5O	37,4933	0,3220	1724,6907
H2O	3,9467	0,0339	71,0399
H2	37,4933	0,3220	74,9866
Total	116,4265	1,0000	3520,4212

2. Viskositas (data diperoleh dari Yaws)

$$\mu_{\text{gas}} = A + BT + CT^2 \text{ (Joule/mol K)}$$

$$0,000339941 \text{ (Poise=g/cm s)}$$

3. viskositas campuran gas (Perry,1984)

$$\mu_{\text{mix}} = \frac{\sum (y_i \cdot \mu_i) \cdot (BM_i)^{0,5}}{\sum y_i \cdot BM_i^{0,5}}$$

$$\text{total} = 0,00102368 \quad 6,6553$$

$$\mu_{\text{mix}} = 0,00015381 \text{ g/cm.s}$$

4. Cp (data diperoleh dari Yaws)

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

$$Y_i \cdot C_{pi} = 2,12511998 \text{ Cp,j/g.K}$$

5. Konduktivitas Termal (data diperoleh dari Yaws)

$$k_{\text{gas}} = A + BT + CT^2 \text{ (W/m K)}$$

$$K_{\text{gas mix}} = 0,0417 \text{ W/m.K}$$

6. Menghitung Harga  $\Delta H_R$  ( $\Delta H_f$  diperoleh dari Smith Vaness)

$$\Delta H_{R298} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298} + \int_{298}^T C_p dT = 68920,0001$$

$$= 68,9100 \text{ kJ/mol} = 10,0001$$

$$= 68910,0000 \text{ J/mol} = 68910,0000$$

7. Densitas Umpan Gas (data diperoleh dari Carl Yaws )

$$\text{Densitas mix} = 0,9871 \text{ kg/m}^3 = 0,0010 \text{ g/cm}^3$$

8. Katalisator

$$\text{Katalis} = \text{Tembaga (Cu)}$$

$$\text{diameter} = 0,3450 \text{ cm}$$

$$\text{Partikel density} = 8,9600 \text{ g/cm}^3 \text{ [wikipedia]}$$

$$\text{Specific surface area} = 342,0000 \text{ m}^2/\text{g}$$

$$\text{porosity } (\epsilon) = 0,3500$$

## 9. Menentukan Jenis dan Ukuran Tube

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik.

Pengaruh rasio  $D_p/D_t$  terhadap koefisien perpindahan dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong ( $hw/h$ ), telah diteliti oleh Colburn's, yaitu :

$D_p/D_t$  0,0500 0,1000 0,1500 0,2000 0,2500 0,3000

$hw/h$  5,5000 7,0000 7,8000 7,5000 7,0000 6,6000

(Smith, Chem Kinetik Eng, P.571)

dipilih  $D_p/D_t = 0,1500 \text{ in} = 0,381 \text{ cm}$

dimana :

$hw$  : koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

$h$  : koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

$D_p$  : diameter katalisator

$D_t$  : diameter tube

sehingga :

$$D_p/D_t = 0,1500 \text{ cm} = 0,0591 \text{ in}$$

$$D_p = 0,3450 \text{ cm} = 0,1358 \text{ in}$$

$$D_t = 2,3000 \text{ cm} = 0,9055 \text{ in}$$

dari hasil perhitungan, maka dipilih ukuran pipa standart :

IPS = 1,0000 in

OD = 1,3200 in 3,3528

Sc. Number = 40,0000

ID = 1,0490 in 2,6645 cm

Flow area per pipe = 0,8640 in<sup>2</sup>

Surface per lin ft :

Outside = 0,3440 ft<sup>2</sup>/ft (Kern, Pros.heat.tranf,

P.844)

Inside = 0,2740 ft<sup>2</sup>/ft

Weight per lin ft = 1,6800 lb steel

#### 10. Menghitung Pemanas yang Dibutuhkan

Panas umpan reaktor :

suhu = 260,0000 C 533,0000 K

Komponen	Cp.dT (Kj/kmol)	Flowrate, kmol/j	Panas, kJ/jam
----------	-----------------	------------------	---------------

C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	19364,44778	74,9820	1451985,0237
----------------------------------	-------------	---------	--------------

H <sub>2</sub> O	8103,418614	3,9467	31981,7622
------------------	-------------	--------	------------

total = 1483966,7860

Produk keluar reaktor

suhu = 260,0000 C 533,0000 K

Komponen	Cp.dT (Kj/kmol)	Flowrate, kmol/jam	Panas, kJ/jam
C2H5OH	19364,44778	37,4933	726036,5712
C2H4O	15832,87175	37,4933	593626,2188
H2O	8103,418614	3,9467	31981,4426
H2	6842,497523	37,4933	256547,6432
total =	1608191,8757		

Panas reaksi = 2583348,0212 kJ/jam

Panas yang diberikan oleh pemanas = -2707573,1110 kJ/jam

Pemanas yang dipakai adalah steam :

suhu steam masuk = 350,0000 C 623,0000 K

suhu steam keluar = 317,0000 C 590,0000 K

Cp air = 4,1800 kJ/kg C = 1,0000 kkal/jam

Steam panas yang dibutuhkan 19628,6292 kg/j → 20000 kg/jam

## 11. Menentukan Jumlah Tube

asumsi Re = 3000

Dp = 0,3450 cm

$\mu$  = 0,00015381 g/cm.s

$$G \text{ (umpan total)} = 3520,2126 \text{ kg/jam}$$

$$= 977,8368333 \text{ g/s}$$

$$G_t \text{ (kec. Massa per satuan luas)} = 1,337502421 \text{ g/cm}^2 \cdot \text{s}$$

$$A_t \text{ (luas penampang total)} = 731,0916362 \text{ cm}^2$$

Luas Penampang Pipa

$$A_o = 1,9505 \text{ cm}^2 = 0,000195055 \text{ m}^2$$

Jumlah Pipa Maksimal ( Nt max)

$$N_t \text{ max} = 374,8 \text{ buah}$$

$$N_t = 220,4 \text{ Jumlah tube}$$

Note:

$$\text{densitas } s = 8,9600 \text{ g/cm}^3$$

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

$$BM = 29 \text{ g/gmol}$$

$$R = 82,06 \text{ cm}^3 \text{ atm/gmol K}$$

$$T \text{ udara} = 298 \text{ K}$$

sehingga:

$$\text{densitas udara} = 0,001185906 \text{ g/cm}^3$$

$$\text{densitas B} = 5,824415067 \text{ g/cm}^3 = 5824415,067 \text{ G/M}^3$$

$$Q_v = 3566,081987 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V_{\text{max}}^2 = 2662122,124$$

$$V_{\text{max}} = 1631,601092 \text{ cm/det} = 1631,601092$$

$$58737,63932 \text{ m/jam}$$

$$A_t = 0,060712041 \text{ m}^2$$

maka jumlah pipa min:

$$N_{t \text{ min}} = 311,2567116 \text{ buah}$$

jadi jumlah tube : 240-289 buah

$$\text{diambil } N_t = 240 \text{ buah}$$

## 12. Menghitung IDs (diameter reaktor)

Pipa (tube) disusun dengan pola 'triangular pitch' agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam shell

Menjadi besar, sehingga akan memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi ( $h_o$ )

$$\text{Susunan tube} = \text{triangular}$$

$$\text{Pitch tube (PT)} = 1.25 \text{ Odt} = 1,65 \text{ in} = 4,1910 \text{ cm}$$

$$\text{Clearance (C')} = \text{PT} - \text{OD} = 0,3300 \text{ in} = 0,8382 \text{ cm}$$

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

luas shell = luas segitiga

A total = 2. Nt. (luas segitiga ABC)

$$\pi/4 * ID_s^2 = 2. Nt (1/2 * PT^2 * \sin 60)$$

$$\pi/4 * ID_s^2 = 2. Nt (1/2 * PT^2 * 0.866)$$

$$ID_s = 68,1942 \text{ cm} = 26,8481 \text{ in}$$

13. Menghitung koefisien perpindahan panas overall (Ud)

a. tube side

$$C_p = 94,99104265 \text{ kJ/kmol K} = 2,12511998 \text{ j/g k} = 0,507576407 \text{ btu/lb.F}$$

$$\mu = 0,00015381 \text{ g/cm s} = 0,037208695 \text{ lb/ft.h}$$

$$k = 0,0417 \text{ W/m k} = 0,024094637 \text{ Btu/ft h F}$$

$$Pr = C_p \cdot \mu / k = 0,783836506$$

$$G_t = 1,337502421 \text{ g/cm}^2 \cdot \text{s}$$

$$D_p = 0,3450 \text{ cm}$$

$$Re_t = G_t \cdot D_p = 3000 \rightarrow \text{ dari fig. 24 Kern, didapat } j_H = 12$$

$$h_i = 3,049766496 \text{ btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times (ID/OD) = 2,423640192 \text{ btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F}$$

b. Shell side

Didalam shell digunakan steam sebagai media pemanas, dengan spesifikasi sbb :

$$C_p = 0,39 \text{ Btu/lb.oF} = 0,39 \text{ kkal/kg.K}$$

$$\mu = 0,0302 \text{ lb/ft.h} = 0,00012484 \text{ gram/cm.s}$$

$$k = 0,0127 \text{ Btu/ft.h}$$

Menghitung bilangan Reynold di shell (Res)

$$ID_s = \text{diameter dalam shell} = 26,8481 \text{ in}$$

$$B = \text{baffle spacing } (0.25 \cdot ID_s) \dots \text{kern,1965} = 6,7120 \text{ in}$$

$$PT = \text{pitch tube} = 1,6500 \text{ in}$$

$$C' = \text{jarak antar tube (clearance)} = 0,3300 \text{ in}$$

$$W_s = \text{laju aliran pemanas} = 20000,00 \text{ kg/jam} = 44092,4 \text{ lb/h}$$

$$a_s = \text{flow area pada shell, ft}^2$$

$$= (ID_s \cdot C' \cdot B) / (144 PT)$$

$$= 0,2503 \text{ in}^2$$

$$= 0,001737979 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \text{mass velocity fluida dalam shell, lb/ft}^2 \cdot \text{h}$$

$$= W_s / a_s$$

$$= 176168,7 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}$$

Diameter Equivalen ( $D_e$ ) (keren, 1983) P.139

$$D_e = 4 (0.5 P_t^2 \cdot 0.866 - 0.5 \pi \cdot (OD^2)/4) 0.5 \pi OD$$

$$D_e = 1,9453 \text{ in} = 0,162103388 \text{ ft} = 4,941108917 \text{ cm}$$

$$Re_s = (G_s \cdot D_p) / \mu_s = 945614,2547$$

dari fig.28 Kern, hal.838 didapat  $j_H = 45$

$$h_o = 3,4381 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{oF}$$

c. Clean overall coefficient ( $U_c$ )

$$U_c = 1,4215 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{oF}$$

dari tabel.12 Kern, hal.845, didapat  $\rightarrow R_d \text{ shell} = 0,0005$

$$R_d \text{ tube} = 0,001$$

$$R_d = R_d \text{ shell} + R_d \text{ tube} = 0,0015$$

$$U_d = 1,4185 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$= 6,9252 \text{ kkal/h.m}^2 \cdot \text{K}$$

$$= 28,9943 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{k}$$

14. Menghitung panjang reaktor

Persamaan yang digunakan :

$\frac{dX_A}{dZ}$	$= \frac{(-r_A) \rho_b \cdot Nt \cdot \pi / 4 \cdot (IDt)^2}{FAo}$	
$\frac{dT_s}{dZ}$	$= \frac{Ud \cdot \pi \cdot ODt \cdot Nt \cdot (T - T_s)}{Ws \cdot Cps}$	
$\frac{dT}{dZ}$	$= \frac{Ud \pi \cdot ODt Nt (T - T_s) + (-\Delta H_R) \cdot FAo \frac{dX}{dZ}}{\sum (F_i C_{p_i})}$	
$\frac{dP}{dZ}$	$= \frac{G}{\rho \cdot g \cdot Dp} \frac{(1 - \epsilon)}{(\epsilon)^3} \left( \frac{150 (1 - \epsilon) \mu}{Dp} + 1.75 G \right)$	

$(-r_A) =$	$k_0 \exp \left[ - \frac{Ea}{R.T} \right] \cdot \frac{F_{A_0} (1 - x)}{F_{T_0}} \cdot P$
$\Delta HR =$	$\Delta HR_{298} + \int_{298}^T \Delta C_p dT$
$\sum F_i C_{p_i} =$	$[F_{A_0}(1-x)C_{p_A}] + [(F_{B_0} + \frac{1}{2}F_{A_0}x)C_{p_B}] + [(F_{C_0} + \frac{1}{2}F_{A_0}x)C_{p_C}]$

konversi (X) = 0,467205047 = 0,5000

suhu gas masuk (Tin) = 533 K

suhu gas keluar (Tout) = 533,1652059 K = 260,0152 °C

Z (panjang pipa tube) = 2,2000 m = 86,6139 inch

tekanan masuk (P in) = 1,5 atm

tekanan keluar (P out) = 0,164704 atm

suhu pemanas masuk (Ts in) = 623 K

suhu pemanas keluar (Ts out) = 621,7380133 K

## Dimensi Reaktor

		in	cm	1:10
<u>Tube :</u>	panjang =	86,613912	220,00	22,00
	IDt =	1,0490	2,66	0,27
	ODt =	1,3200	3,35	0,34
	pitch (PT) =	1,65	4,19	0,42
	clearance (C) =	0,3300	0,84	0,08
	penyangga tube =	0,130798033	0,33	0,03
<u>shell :</u>	IDs =	26,8481	68,19	6,82
	ODs =	27,22310779	69,15	6,91
	baffle space (B) =	6,7120	17,05	1,70
	ts =	0,1875	0,48	0,05
<u>head :</u>	tH =	0,1601	0,41	0,04
	hH =	6,9050	17,54	1,75
	icr =	1,7500	4,45	0,44
	r =	26,0000	66,04	6,60
	sf =	2	5,08	0,51
	(tinggi reaktor) HR =	100,4239427	255,08	25,51
<u>Nozzle :</u>	D gas in =	8,8384	22,45	2,24
	D gas out =	18,8245	47,81	4,78
	D pemanas in =	8,0447	20,43	2,04
	D pemanas out =	8,0447	20,43	2,04
<u>Isolasi :</u>	t (isolasi) =	1,37	3,48	0,35