

MILIK  
PERPUSTAKAAN  
ITN MALANG

**PRA RENCANA PABRIK**

**HIDROGEN DARI BATUBARA DENGAN PROSES  
GASIFIKASI LURGI  
KAPASITAS 5000TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA  
KOLOM ABSORBER**

**SKRIPSI**

**Disusun Oleh:**

**DENNY FERNANDES 1014030**



**JURUSAN TEKNIK KIMIA**

**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

**INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG**

**2014**

1954

MINISTERSTVO VNITRNIHO OBECNOSTI  
KRAJINA  
KRAJINA

MINISTERSTVO VNITRNIHO OBECNOSTI  
KRAJINA

KRAJINA

MINISTERSTVO VNITRNIHO OBECNOSTI  
KRAJINA

MINISTERSTVO VNITRNIHO OBECNOSTI  
KRAJINA

MINISTERSTVO VNITRNIHO OBECNOSTI

MINISTERSTVO VNITRNIHO OBECNOSTI



**LEMBAR PERSETUJUAN**

**PRA RENCANA PABRIK**

**HIDROGEN DARI BATUBARA DENGAN PROSES  
GASIFIKASI LURGI  
KAPASITAS 5000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA  
KOLOM ABSORBER**

**SKRIPSI**

**Diajukan Sebagai Syarat Menempuh Wisuda  
Sarjana Teknik Kimia Jenjang Strata Satu (S-1)  
Di Institut Teknologi Nasional Malang**

**Disusun Oleh:**

**DENNY FERNANDES      1014030**

**Malang, 23 Agustus 2014**

Mengetahui,

**Ketua Jurusan Teknik Kimia**



**Jimmy, ST, MT.  
NIP. Y1039900330**

Menyetujui,

**Dosen Pembimbing**

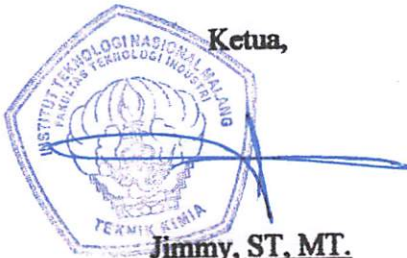
**Prof. Dr. Ir. Tri Poespowati, MT.  
NIP. 195808021991032001**

**BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

Nama : DENNY FERNANDES  
NIM : 1014030  
Jurusan/Program Studi : TEKNIK KIMIA  
Judul Skripsi : PRA RENCANA PABRIK HIDROGEN DARI BATUBARA  
DENGAN PROSES GASIFIKASI LURGI  
KAPASITAS 5000 TON/TAHUN

Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Ujian Skripsi Jenjang Strata Satu (S-1) pada:

Hari : Kamis  
Tanggal : 14 Agustus 2014  
Nilai : B+



Ketua,

Jimmy, ST, MT.

NIP. Y 1039900330

Sekretaris,



Elvianto Dwi Daryono, ST, MT.

NIP. P 1030000351

Anggota Penguji,

Penguji Pertama,



Jimmy, ST, MT.

NIP. Y 1039900330

Penguji Kedua,



Elvianto Dwi Daryono, ST, MT.

NIP. P 1030000351

## PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan dibawah in:

Nama : DENNY FERNANDES

NIM : 1014030

Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia (S-1)

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Skripsi yang berjudul:

### PRA RENCANA PABRIK

### HIDROGEN DARI BATUBARA DENGAN PROSES GASIFIKASI LURGI KAPASITAS 5000 TON/TAHUN

Adalah Skripsi hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikasi serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain yang tidak disebutkan dari sumber aslinya.

Malang, 23 Agustus 2014

Yang membuat

nyataan,  
  
Denny Fernandes



## KATA PENGANTAR

Puji syukur penyusun panjatkan kehadiran Tuhan Yang Maha Esa yang telah melimpahkan kasih karunia-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan skripsi yang berjudul *Pra Rencana Pabrik Hidrogen dari Batubara Dengan Proses Gasifikasi Lurgi Kapasitas Produksi 5000 Ton/tahun*.

Skripsi ini diajukan sebagai syarat dalam menempuh ujian Sarjana Jenjang Strata Satu (S – 1) di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Nasional Malang. Atas terselesaikannya skripsi ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada:

1. Ir. Soeparno Djiwo, MT., selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang.
2. Jimmy, ST., MT., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Institut Teknologi Nasional Malang.
3. Prof. Dr. Ir. Tri Poespowati, MT., selaku Dosen Pembimbing skripsi.
4. Bapak Ibu Dosen Jurusan Teknik Kimia yang telah memberikan bantuan besar dalam terselesaikannya skripsi ini.
5. Ayahku tercinta yang telah memberikan dukungan dan doa.
6. Novike Bela Sumanik, kekasih yang telah membantu, memberikan support dan semangat selama pengerjaan skripsi ini.
7. Henokh Imanuel, sebagai partner pengerjaan skripsi ini.
8. Semua pihak yang tidak dapat penyusun sebutkan satu-persatu, yang membantu terselesaikannya skripsi ini.

Penyusun mengharapkan agar skripsi ini dapat berguna, terutama bagi seluruh mahasiswa Jurusan Teknik Kimia. Penyusun menyadari bahwa skripsi ini jauh dari sempurna sehingga kritik dan saran yang sifatnya membangun sangat penyusun harapkan.

Malang, 23 Agustus 2014

Penyusun



## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL .....	i
LEMBAR PERSETUJUAN .....	ii
BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI .....	iii
PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI .....	iv
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI .....	vi
DAFTAR TABEL .....	vii
DAFTAR GAMBAR.....	viii
INTISARI .....	ix
BAB I PENDAHULUAN .....	I-1
BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES .....	II-1
BAB III NERACA MASSA.....	III-1
BAB IV NERACA PANAS .....	IV-1
BAB V SPESIFIKASI ALAT .....	V-1
BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA .....	VI-1
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA .....	VII-1
BAB VIII UTILITAS .....	VIII-1
BAB IX TATA LETAK.....	IX-1
BAB X STRUKTUR DAN ORGANISASI PERUSAHAN.....	X-1
BAB XI ANALISA EKONOMI .....	XI-1
BAB XII KESIMPULAN.....	XII-1
DAFTAR PUSTAKA	
APPENDIKS A. PERHITUNGAN NERACA MASSA.....	APP.A-1
APPENDIKS B. PERHITUNGAN NERACA PANAS.....	APP.B-1
APPENDIKS C. PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN ..	APP.C-1
APPENDIKS D. PERHITUNGAN UTILITAS .....	APP.D-1
APPENDIKS E. PERHITUNGAN ANALISIS EKONOMI .....	APP.E-1

## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Data Impor Hidrogen di Indonesia.....	I-4
Tabel 2.1. Perbandingan Proses Produksi Hidrogen.....	II-4
Tabel 3.1. Neraca Massa pada Vibrating Screen.....	III-2
Tabel 3.2. Neraca Massa pada Reaktor Gasifikasi.....	III-3
Tabel 3.3. Neraca Massa di Scrubber.....	III-4
Tabel 3.4. Neraca Massa di Steam Methane Reformer.....	III-5
Tabel 3.5. Neraca Massa di Desulfurizer.....	III-6
Tabel 3.6. Neraca Massa di Shift Converter.....	III-7
Tabel 3.7. Neraca Massa di Flash Drum.....	III-8
Tabel 3.8. Neraca Massa di Tangki Pengencer.....	III-8
Tabel 3.9. Neraca Massa di Absorber.....	III-9
Tabel 3.10. Neraca Massa di Stripper.....	III-10
Tabel 5.1. Ringkasan Spesifikasi Peralatan.....	V-1
Tabel 7.1. Pemasangan Alat Control pada Peralatan Proses Produksi.....	VII-2
Tabel 7.2. Jenis Alat Pelindung yang harus Digunakan.....	VII-7
Tabel 10.1 Jadwal Penggantian Grup.....	X-13
Tabel 10.2 Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja Pabrik Hidrogen.....	X-16
Tabel 10.3 Daftar Upah Karyawan.....	X-20
Tabel 11.1. Cash Flow untuk NPV selama 10 tahun.....	XI-10
Tabel 11.2. Cash Flow untuk IRR.....	XI-10



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1.	Peta Lokasi Pabrik Hidrogen .....	I-10
Gambar 2.1.	Diagram Alir Proses Lurgi.....	II-1
Gambar 2.2.	<i>Fixed Bed Gasifier</i> .....	II-2
Gambar 2.3.	Diagram Alir Proses Winkler.....	II-2
Gambar 2.4.	<i>Fluidized Bed Gasifier</i> .....	II-3
Gambar 2.5.	Diagram Alir Proses Texaco .....	II-3
Gambar 2.6.	<i>Entrained Flow Bed Gasifier</i> .....	II-4
Gambar 4.1.	Blok Diagram Neraca Panas Reaktor Gasifikasi .....	IV-1
Gambar 4.2.	Blok Diagram Neraca Panas Cooler I .....	IV-2
Gambar 4.3.	Blok Diagram Neraca Panas Steam Methane Reformer .....	IV-2
Gambar 4.4.	Blok Diagram Neraca Panas Cooler II.....	IV-3
Gambar 4.5.	Blok Diagram Neraca Panas Shift Converter .....	IV-4
Gambar 4.6.	Blok Diagram Neraca Panas Stripper .....	IV-4
Gambar 4.7.	Blok Diagram Neraca Panas Cooler III .....	IV-5
Gambar 4.8.	Blok Diagram Neraca Panas Cooler IV .....	IV-6
Gambar 9.2.	Tata Letak Pabrik Hidrogen.....	IX-2
Gambar 10.1.	Struktur Organisasi Pabrik Hidrogen.....	X-11
Gambar 11.1.	Grafik Break Even Point (BEP).....	XI-8

# **PRA RENCANA PABRIK HIDROGEN DARI BATUBARA DENGAN PROSES GASIFIKASI LURGI KAPASITAS 5000 TON/TAHUN**

Disusun Oleh:

Dosen Pembimbing:

Henokh Imanuel W.S.S 1014020  
Denny Fernandes 1014030

Prof. Dr. Ir. Tri Poespowati, MT.

---

## **INTISARI**

Hidrogen yang memiliki rumus ( $H_2$ ) merupakan senyawa yang banyak sekali tersedia di muka bumi ini. Hampir 75% dari total massa unsur alam semesta. Sejumlah besar hydrogen diperlukan dalam industry petrokimia dan kimia. Salah satunya adalah dalam proses pembuatan ammonia. Proses yang digunakan pada pembuatan hydrogen ini adalah dengan proses gasifikasi lurgi dengan menggunakan bahan baku batubara, oksigen, dan  $H_2O$ .

Pabrik Hidrogen ini direncanakan didirikan di Kutai Kertanegara, Kalimantan Timur dengan kapasitas produksi 5000 ton/tahun dan mulai beroperasi pada tahun 2017. Proses yang digunakan adalah gasifikasi lurgi, dengan system kontinyu dengan waktu operasi 330 hari/tahun dan 24 jam/hari. Utilitas yang digunakan meliputi air proses, steam, bahan bakar, dan listrik. Bentuk perusahaan yang diterapkan adalah PT (Perseroan Terbatas) dengan struktur garis dan staf. Dari Hasil perhitungan TCI = Rp.969.327.883.376; ROI setelah pajak = 19,3%; IRR = 19,05%; POT = 3,41 tahun; BEP = 49,91%. Dari hasil perhitungan analisa ekonomi tersebut disimpulkan bahwa pabrik Hidrogen ini layak untuk didirikan.

**Kata kunci: hidrogen, batubara gasifikasi,**

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1. Latar Belakang

Pada paruh kedua abad ke-17, Boyle menghasilkan gas hidrogen ( $H_2$ ) untuk pertama kalinya melalui melarutkan besi ke dalam asam sulfat. Pada tahun 1766, Cavendish mempublikasikan nilai untuk berat spesifik dan massa jenis hidrogen. Karena memiliki massa jenis yang rendah, hidrogen digunakan sebagai gas pengisi balon udara oleh C. Charles pada tahun 1783. Ditahun yang sama, Lavoisier menemukan produk gas yang mudah terbakar sebagai hasil dari pemisahan "hydrogenium"(generator air), dimana H diturunkan sebagai simbol elemen.

Kemudian pada tahun 1898, Dewar menerapkan Linde-Proses untuk proses pencairan hidrogen pertama kalinya. Pada tahun 1963, Amerika Serikat mulai menggunakan hidrogen dan oksigen untuk pendorong roket di Cape Kennedy untuk pertama kalinya. Untuk menghindari efek gas rumah kaca dan kontaminan lainnya di atmosfer, hidrogen telah dianggap sebagai sumber energi untuk infrastruktur lalu lintas modern dalam waktu 20-30 tahun.

Kebutuhan akan hidrogen di Indonesia terus meningkat, sehingga perlu mengimpor dari negara lain seperti Jepang, Thailand, China, Malaysia, Singapore dan negara lainnya.

(Heinz-Wolfgang Häring, Industrial Gases Processing)

### 1.2. Sifat-sifat Fisika dan Kimia Bahan Baku dan Produk

#### 1.2.1 Bahan Baku

##### 1. Batubara

###### Sifat-sifat fisika

- Bentuk : Padat
- Warna : Hitam
- Densitas :  $1350 \text{ kg/m}^3$
- Specific gravity : 1,4

###### Sifat-sifat termofisik

- $C_p$  :  $937,84 \text{ J/kg.K}$

###### Sifat-sifat kimia

- Korosi : tidak korosif

- Kelarutan : sukar larut dalam air

**Komposisi**

- C (Karbon) : 76,60 %
- H (Hidrogen) : 6,90 %
- N (Nitrogen) : 1,50 %
- S (Sulfur) : 1,60 %
- O (Oksigen) : 9,40%
- Ash : 4 %

### 1.2.2 Bahan Penolong

#### 1. Oksigen

**Sifat-sifat fisika**

- Bentuk : Gas
- Warna : Tidak berwarna
- Titik didih :  $-183^{\circ}\text{C}$
- Titik leleh :  $-218,7^{\circ}\text{C}$
- Densitas :  $1,429 \text{ kg/m}^3$
- Specific gravity : 0,06946 (A)

**Sifat-sifat termofisik**

- Viscositas :  $1,51 \times 10^{-4}$  (T=100 K)
- Cp :  $29,4 \text{ J/mol.K}$

**Sifat-sifat kimia**

- Korosi : korosif
- Kelarutan : larut dalam air

#### 2. Monoethanolamine (MEA)

**Sifat Fisika**

- Bentuk : Liquid
- Warna : Tidak berwarna
- Titik didih :  $170^{\circ}\text{C}$
- Titik leleh :  $10^{\circ}\text{C}$
- pH : 12,1
- specific gravity : 1,02

## Sifat kimia

Kelarutan : Larut dalam air

## Sifat termofisik

Cp : 0,76 J/mol.K

**3 Produk**

## 1. Hidrogen

## Sifat-sifat fisika

- Bentuk : Gas
- Warna : Tidak berwarna
- Titik didih :  $-252,8^{\circ}\text{C}$
- Titik leleh :  $-259,2^{\circ}\text{C}$
- Densitas :  $899 \text{ kg/m}^3$
- Specific gravity : 32

## Sifat-sifat termofisik

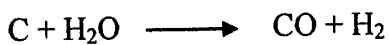
- Viscositas :  $9,45 \times 10^{-4}$  (T=20 K)
- Cp : 28,82 J/mol.K

## Sifat-sifat kimia

- Korosi : tidak korosif
- Kelarutan : sedikit sekali larut dalam air, alkohol dan eter

**Analisa Pasar****3.1 Analisa Ekonomi Berdasarkan Reaksi**

Pada pembuatan hidrogen dari gasifikasi batubara dengan tahapan reaksi sebagai berikut:



	Nama bahan	Rumus kimia	Berat molekul	Harga satuan (\$/kg)	Harga total (\$/kg .mol.)
Reaktan	Carbon	C	12	0,1	1,2
	H <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub> O	18,06	0,21	3,7926
Produk	Hidrogen	H <sub>2</sub>	2,016	2	4,032
	Carbon dioksida	CO <sub>2</sub>	44,01	0,46	20,2446

$$\begin{aligned}
 \text{Keuntungan} &= ((2 \times 4,032) + 20,2446) - (1,2 + (2 \times 3,7926)) \\
 &= \text{US \$ } 19,5235 / \text{kg.mol} \\
 &= \text{Rp. } 214757,4 / \text{kg.mol}
 \end{aligned}$$

Dari analisa pasar diatas menunjukkan keuntungan dan pabrik ini layak untuk didirikan.

### 1.3.2 Perkiraan Kapasitas Produksi

. Nilai impor hidrogen dapat dilihat pada tabel 1.1 di bawah ini.

Tabel 1.1. Data impor hidrogen di Indonesia

Data Impor (tahun)	Import (kg)	Kenaikan (%)
2008	1.163.862	0
2009	974.445	-16,27%
2010	1.778.202	82,48%
2011	1.505.144	-15,36%
2012	1.558.133	3,52%
2013	1.554.131	-0,26%
kenaikan import rata-rata		9,02%

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2014)

Pemilihan pabrik hidrogen ini sangat didukung oleh beberapa hal:

- Hidrogen merupakan senyawa organik yang mempunyai banyak kegunaan, misalnya sebagai bahan baku dalam industri amoniak, asam klorida, methanol serta juga dapat digunakan sebagai bahan bakar roket.
- Kebutuhan akan hidrogen relatif meningkat setiap tahunnya.

Perhitungan kapasitas pabrik hidrogen pada tahun 2018

- Menentukan faktor pertumbuhan

$$F = P (1 + i)^n$$

Dimana : F = Perkiraan impor pada tahun 2018

P = Kapasitas pabrik baru

i = % Kenaikan rata-rata impor setiap tahun dalam %

n = Selisih tahun = 2018-2013 = 5

$$F = P (1 + i)^n$$

$$= 1.554.131 (1 + 0,0902)^5$$

$$= 2.393.418 \text{ kg}$$

$$= 2.393,418 \text{ ton/tahun}$$

Diperkirakan ekspor sebesar 40% dari perkiraan impor, maka didapatkan:

$$\text{Ekspor} = 2.393,418 \times 40\%$$

$$= 957,3672 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Kapasitas pabrik baru} = 2.393,418 + 957,3672$$

$$= 3350,7852 \text{ ton/tahun} \approx 5000 \text{ ton/tahun}$$

Jadi peluang kapasitas tahun 2018 sebesar 5000 ton/tahun.

#### l. Penentuan Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi dari suatu perusahaan sangat penting sehubungan dengan perkembangan ekonomi social kemasyarakatan. Hal ini akan berpengaruh pada kedudukan perusahaan dalam persaingan serta kelangsungan hidup perusahaan selanjutnya.

Oleh karena itu perlu diadakan seleksi dan evaluasi, sehingga lokasi terpilih benar-benar memenuhi persyaratan bila ditinjau dari segala segi. Factor-faktor yang harus dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik dapat digolongkan menjadi dua, yaitu :

##### Faktor utama

- Penyediaan bahan baku
- Pemasaran (marketing)
- Utilitas (bahan baker, sumber air dan listrik)
- Keadaan geografis dan masyarakat

##### Faktor khusus

- Transportasi
- Tenaga kerja
- Buangan pabrik (dipposal)
- Pembuangan limbah
- Site dan karakteristik dari lokasi
- Peraturan perundang-undangan



### 9.1.1 Faktor Utama

#### A. Penyediaan bahan baku

Ketersediaan dan harga bahan baku sering menentukan penentuan lokasi dari suatu perusahaan/pabrik. Ditinjau dari faktor ini, maka pabrik hendaknya didirikan dekat dengan sumber bahan baku yang meliputi :

- Letak sumber bahan baku
- Kapasitas sumber bahan baku tersebut dan beberapa lama sumber tersebut dapat dindalkan pengadaanya.
- Kualitas bahan baku yang ada serta apakah kualitas ini sesuai dengan persyaratan yang dibutuhkan
- Cara mendapatkan bahan baku dan pengangkutannya

#### B. Pemasaran (marketing)

Marketing merupakan salah satu faktor yang sangat penting didalam suatu pabrik atau industri karena berhasil atau tidaknya pemasaran akan menentukan keuntungan industri tersebut. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Dimana produk akan dipasarkan (daerah marketing)
- Proyeksi kebutuhan produk pada masa sekarang dan akan datang
- Pengaruh persaingan dagang
- Jarak pemasaran dari lokasi dan bagaimana sarana pengangkutan untuk mencapai daerah pemasaran

#### C. Utilitas

Faktor utilitas menjadi sangat penting karena menyangkut kelancaran produksi. Utilitas meliputi kebutuhan air, listrik dan bahan bakar.

##### 1. Air

Air merupakan yang sangat penting akan sutau industri kimia. Air digunakan untuk keperluan industri proses, media pendingin, air umpan boiler, air sanitasi, serta kebutuhan lainnya. Untuk memenuhi kebutuhan ini, air dapat diambil dari tiga macam sumber yaitu air sungai, air kawasan dan air PDAM

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Sampai berapa jauh sumber ini dapat melayani pabrik
- Kualitas sumber air yang tersedia

- Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air

Untuk memenuhi kebutuhan air sehari-hari diambil dua sumber : air sungai dan air PDAM. Air sungai diolah terlebih dahulu pada unit utilitas untuk menghasilkan air yang berkualitas sesuai dengan ketentuan. Apabila dalam masa kemarau air sungai surut maka digunakan air PDAM untuk memenuhi kebutuhan sehari-hari, jadi air PDAM hanya bersifat cadangan. Air PDAM juga digunakan sanitasi dan untuk kebutuhan proses (air pendingin)

## 2. Listrik dan bahan bakar

Listrik dan bahan bakar dalam industri mempunyai peranan yang sangat penting terutama bagi motor penggerak, selain sebagai penerangan dan untuk memenuhi kebutuhan karyawan lainnya

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Ada atau tidaknya serta jumlah tenaga listrik di daerah tersebut
- Harga tenaga listrik di daerah tersebut
- Persediaan tenaga listrik dan bahan bakar di masa mendatang
- Mudah atau tidaknya mendapatkan bahan bakar

Sumber listrik diperoleh dari PLN, walaupun demikian tenaga generator sangat diperlukan sebagai cadangan yang harus siap bila setiap saat diperlukan karena listrik PLN tidak akan selamanya berfungsi dengan baik yang disebabkan pemeliharaan atau perbaikan jaringan listrik.

## 3. Keadaan geografis dan masyarakat

Keadaan geografis dan masyarakat harus mendukung iklim industri untuk menciptakan kenyamanan dan ketentraman dalam bekerja. Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Kesiapan masyarakat setempat untuk berubah menjadi masyarakat industri.
- Keadaan geografis yang menyulitkan konstruksi akan berpengaruh terhadap spesifikasi peralatan dan konstruksi peralatan
- Gempa bumi, banjir, angin topan, dll
- Kondisi tanah tempat pabrik berdiri yang dapat menyulitkan pemasangan konstruksi bangunan atau peralatan proses

### 9.1.2 Faktor Khusus

#### A. Transportasi

Masalah transportasi perlu dipertimbangkan agar kelancaran supply bahan baku dan penyaluran produk akan dapat terjamin dengan biaya yang serendah mungkin serta dalam waktu singkat. Karena itu perlu diperhatikan faktor-faktor yang ada, seperti :

- Jalan raya yang dilalui kendaraan
- Sungai yang dapat dilayari kapal/perahu
- Adanya pelabuhan dan lapangan udara

#### B. Tenaga kerja

Kebutuhan tenaga kerja baik tenaga kasar atau tenaga ahli perlu diperhatikan karena akan berpengaruh terhadap kinerja dan kelancaran dari perusahaan. Tingkat pendidikan masyarakat dan tenaga kerja juga menjadi pendukung pendirian pabrik ini. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Mudah atau tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang diinginkan
- Keahlian dan pendidikan tenaga kerja yang tersedia
- Tingkat penghasilan tenaga kerja di daerah tersebut

#### C. Buangan pabrik

Apabila buangan pabrik (waste disposal) berbahaya bagi kehidupan disekitarnya, maka yang harus diperhatikan adalah :

- Cara menentukan bentuk buangan, terutama yang berhubungan dengan peraturan pemerintah dan peraturan setempat
- Masalah polusi atau efek samping dari polusi yang mungkin timbul

#### D. Pembuangan Limbah

Hal ini berkaitan dengan usaha pencegahan terhadap pencemaran lingkungan yang disebabkan oleh buangan pabrik yang berupa gas, cair maupun padatan dengan memperhatikan ketentuan-ketentuan pemerintah.

#### E. Site dan Karakteristik dari lokasi

Hal-hal yang harus diperhatikan dalam pemilihan lokasi adalah :

- Apakah lokasi tersebut merupakan daerah bebas sawah, rawa, bukit, dan sebagainya.

- Harga tanah yang relative rendah memungkinkan untuk perluasan pabrik dan fasilitas pendukung lainnya.
- Apakah termasuk daerah pedesaan atau perkotaan.

#### F. Peraturan perundang-undangan

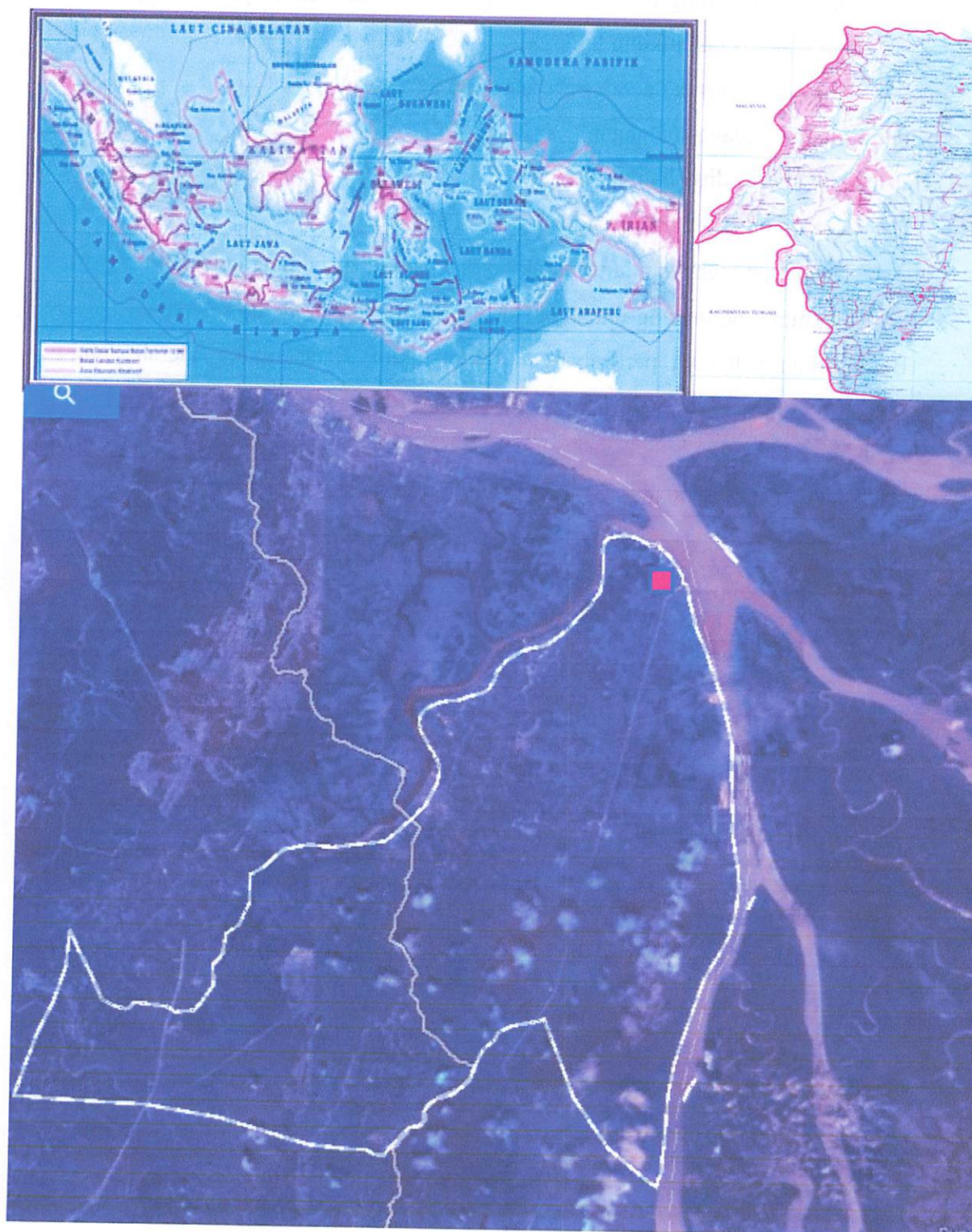
Hal-hal yang harus diperhatikan adalah :

- Ketentuan-ketentuan mengenai daerah tersebut
- Ketentuan mengenai jalur untuk berdirinya industri didaerah tersebut
- Peraturan perundang-undangan dari pemerintah dan daerah setempat

Berdasarkan beberapa pertimbangan faktor-faktor diatas, maka daerah yang menjadi alternatif pilihan lokasi pendirian Pabrik Hidrogen dari Batubara adalah:

- Dekat dengan sumber bahan baku
- Tersedianya kebutuhan air, tenaga listrik dan bahan bakar
- Fasilitas transportasi yang memadai
- Tersedianya tenaga kerja yang cukup

Berdasarkan beberapa pertimbangan faktor-faktor diatas, maka daerah yang menjadi alternatif pilihan lokasi pendirian pabrik hidrogen adalah di Kutai Kertanegara. Hal ini dikarenakan Kutai Kertanegara masih terbilang cukup banyak area yang bisa digunakan untuk pembangunan pabrik besar, selain itu dalam hal transportasi dapat dikatakan memiliki akses yang cukup mudah. Sehingga untuk pendistribusian keluar pulau Kalimantan terbilang mudah dan lebih efisien.



Gambar 1.1 Peta Lokasi pra rencana pabrik hidrogen

## BAB II

### SELEKSI DAN URAIAN PROSES

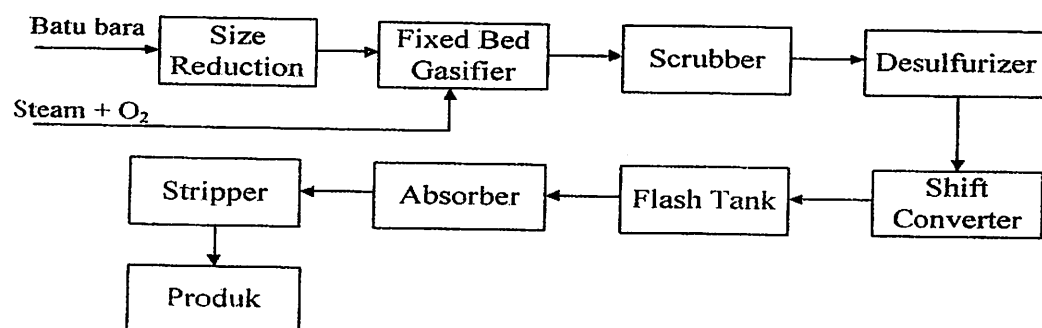
#### 1 Proses Produksi Hidrogen

Pada pembuatan hidrogen dengan proses gasifikasi batubara secara umum dikenal berbagai macam proses, yaitu:

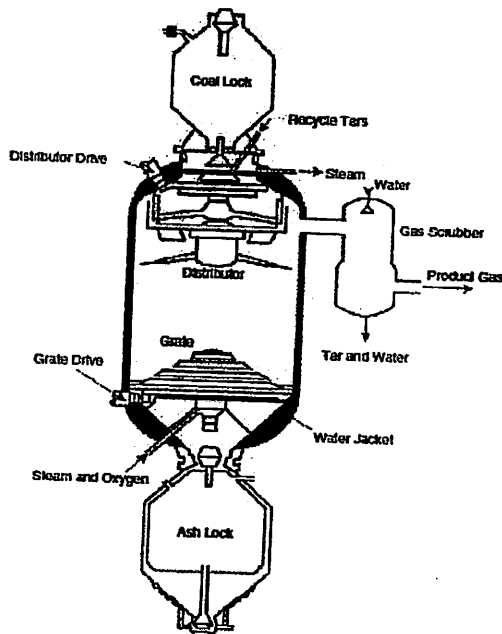
1. Proses Lurgi
2. Proses Winkler
3. Proses Texaco

##### 1.1 Proses Lurgi

Gasifikasi dengan tipe fixed bed yang paling diutamakan adalah gasifikasi dengan menggunakan proses lurgi. Proses lurgi ini mempunyai ciri khas beroperasi pada tekanan tinggi (363-406 psi) dengan suhu operasi 300 - 760 °C. dengan menggunakan steam-udara atau oksigen untuk menghasilkan gas sintesis dari batubara. Alat utama yang digunakan adalah reaktor gasifikasi/gasifier dengan sisi yang bertekanan dan dilapisi dengan jaket air yang menghasilkan uap yang digunakan untuk memanaskan bakar gasifier. Suhu gas yang keluar dari gasifier berkisar antara 300-500 °C. Batubara yang sudah dikecilkan dimasukkan dari bagian atas gasifier yang disebut feeder dan bergerak kebawah melewati bed. Oksigen dan steam masuk melalui bagian bawah gasifier, sehingga terjadi kontak antara batubara dengan steam. Gas yang terkandung didalam batubara tersebut menguap dan bergerak menuju bagian atas gasifier. Debu yang dihasilkan dibuang melalui bawah gasifier dengan kisi-kisi yang dapat menutup.



Gambar 2.1 Diagram Alir Proses Lurgi

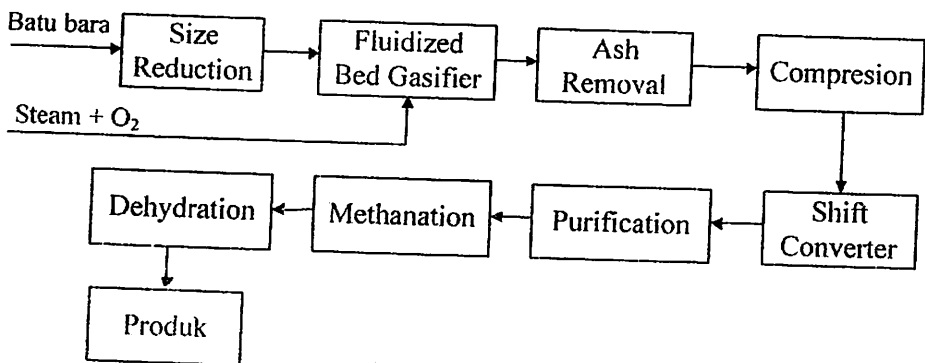


Gambar 2.2 Fixed Bed Gasifier

(Bruce G. Miller, Coal Energy System)

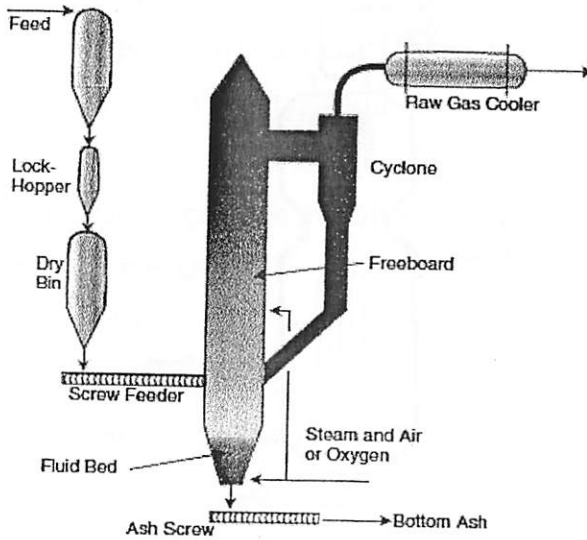
### 2.3.2 Proses Winkler

Proses Winkler memiliki ciri-ciri gasifier dengan tipe fluidized bed. Proses winkler beroperasi pada tekanan 145-435 psi dengan suhu operasi 800 - 1000 °C. Gasifier yang digunakan merupakan bejana berlapis bertekanan dan dilengkapi dengan jaket air. Bahan baku batu bara diumpankan dari atas, oksigen dan steam dari bawah. Akan tetapi dengan menggunakan proses ini, gas yang dikeluarkan mengandung debu pengotor yang tinggi, sehingga harus mendapatkan perlakuan lebih untuk menghilangkan debu tersebut. Secara keseluruhan proses winkler merupakan proses gasifikas dengan tingkat konversi karbon yang rendah, berpotensi terjadi korosi pada peralatan proses. Hal ini merupakan kelemahan dari proses winkler.



Gambar 2.3 Diagram Alir Proses Winkler



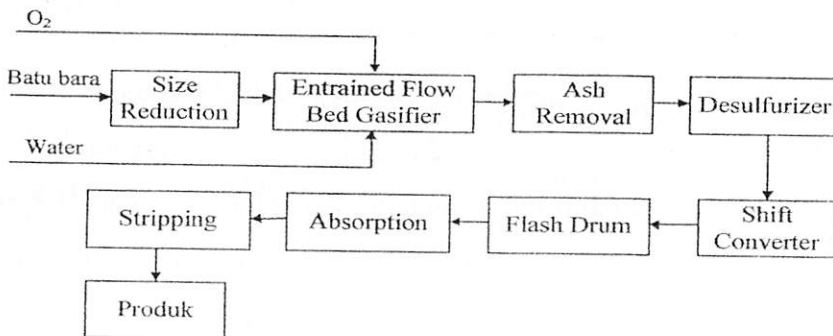


Gambar 2.4 Fluidized Bed Gasifier

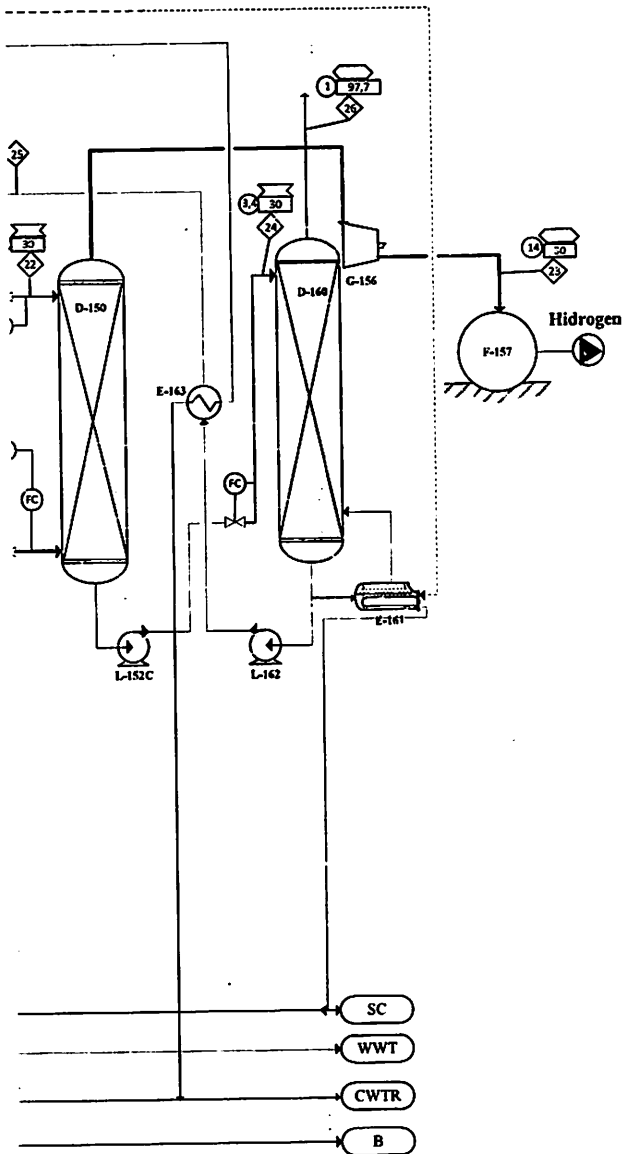
(Bruce G. Miller, Coal Energy System)

### 2.3.3 Proses Texaco

Proses Texaco merupakan proses gasifikasi dengan tipe entrained bed. Pada proses Texaco memiliki kapasitas yang cukup besar, sehingga dapat memproses berbagai jenis batubara. Batu bara diumpukan bersamaan dengan oksigen dan kemudian dari samping dialirkan air. Reaktor gasifier yang digunakan pada proses Texaco juga dilengkapi dengan jaket air. Proses ini mampu menghasilkan gas yang tidak mengandung ter dan fenol, akan tetapi proses ini memerlukan suhu tinggi yaitu 250 - 1450 °C dan banyak oksigen.



Gambar 2.5 Diagram Alir Proses Texaco



12	B	BOILER
11	CWTR	COOLING WATER TREATMENT RETURN
10	WWT	WASTE WATER TREATMENT
9	SC	STEAM CONDENSAT
8	CWT	COOLING WATER TOWER
7	S	STEAM
6		ALIRAN GAS
5		ALIRAN LIQUID
4		ALIRAN PADAT
3		TEMPERATUR (°C)
2		TEKANAN (atm)
1		NOMOR ALIRAN MASSA

31	D-160	Stripper
30	E-163	Cooler IV
29	L-162	Pompa
28	E-161	Reboiler
27	F-157	Storage O <sub>2</sub>
26	G-156	Kompresor IV
25	H-155	Flash Drum
24	E-154	Cooler III
23	M-153	Tangki Pengencer
22	L-152C	Pompa III
21	L-152B	Pompa II
20	L-152A	Pompa I
19	F-151	Storage MEA
18	R-140	Shift Converter
17	G-141	Kompresor III
16	R-130	Desulfurizer
15	G-132	Kompresor II
14	E-131	Cooler II
13	R-120	Steam Methane Reformer
12	H-122	Scrubber
12	E-121	Cooler I
11	R-110	Reaktor Gasifier
10	G-118	Kompresor I
9	F-117	Storage O <sub>2</sub>
8	F-116	Bin
7	J-115	Bucket Elevator
6	H-114	Vibrating Screen
5	C-113	Hammer Mill
4	J-112C	Belt Conveyor III
3	J-112B	Belt Conveyor II
2	J-112A	Belt Conveyor I
1	F-111	Storage Batubara
NO	KODE	NAMA ALAT

KOM	19	20	21	22	23	24	25	26
Batu					10,997			
Cl					3,33			8556,23
C					19,18			
E					584,16			
H					0,75			
C					12,90			
H <sub>2</sub>	1847,252	1847,252	23125,18			19622,73	21986,92	1156,26
Zn								
Zr								
HOCH <sub>2</sub>	5,7525	615,752	26135,08		2385,16	24828,33		1306,75
HOCH <sub>3</sub>					35808,60			
JUM	5,7525	1847,252	2463,01	49260,26	631,31	42272,16	46797,25	11019,24

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG**

**PRA RENCANA PABRIK HIDROGEN DARI  
BATUBARA DENGAN PROSES GASIFIKASI  
LURGI  
KAPASITAS 5000 TON/TAHUN**

<b>DIRANCANG OLEH</b>	<b>DOSEN PEMBIMBING</b>
HENOKH IMANUEL W.S.S DENNY FERNANDES	18.14.020 18.14.030 PROF. DR. IR. TRI POESPOWATI, MT

### BAB III

## NERACA MASSA

Pabrik ini dibangun dengan kapasitas produksi = 5000 ton/tahun

$$\text{Kapasitas Produksi} : 5000 \text{ ton/tahun} = 5000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{\text{tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{\text{hari}}{24 \text{ jam}}$$

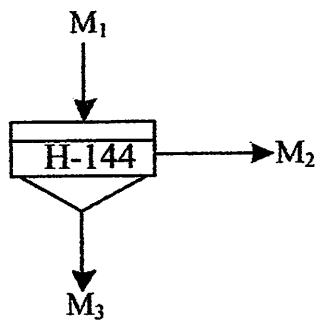
$$: 631,31 \text{ kg/jam}$$

Waktu Operasi : 330 hari/tahun ; 24 jam/hari

Basis : 4034,41 kg/jam

#### 1. Vibrating Screen (H-114)

Fungsi: untuk menyeragamkan ukuran batubara yang akan masuk ke dalam reaktor yaitu dengan ukuran 3 mesh.



Keterangan :

- $M_1$  = Aliran masuk Batubara dari open yard (F-111)
- $M_2$  = Aliran keluar menuju ke reaktor gasifikasi(R-110)
- $M_3$  = Aliran keluar menuju penampung bahan bakar boiler

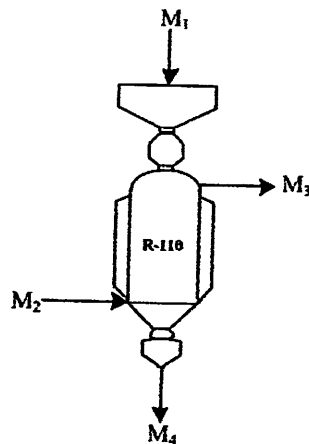
Neraca massa total :  $M_1 = M_2 + M_3$

Tabel 3.1 Neraca Massa pada Vibrating Screen (H-114)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	Kg		Kg
<b>M<sub>1</sub></b> Batubara H <sub>2</sub> O Jumlah	367,12	Recycle Batubara	363,90
	806,08	H <sub>2</sub> O	79,88
	4478,20	Jumlah	443,79
<b>M<sub>3</sub></b> Batubara H <sub>2</sub> O Jumlah		Batubara	165,41
		H <sub>2</sub> O	36,31
		Jumlah	201,72
<b>M<sub>2</sub></b> Batubara H <sub>2</sub> O Jumlah		Batubara	3142,81
		H <sub>2</sub> O	689,88
		Jumlah	3832,69
<b>Total</b>	<b>4478,20</b>	<b>Total</b>	<b>4478,20</b>

## 2. Reaktor Gasifikasi (R-110)

Fungsi: Mereaksikan batubara dengan Steam dan Oksigen menjadi gas



Keterangan :

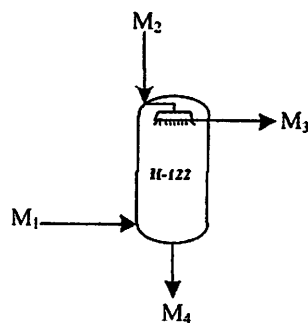
- $M_1$  = Aliran masuk Batubara dari Bin (F-116)
- $M_2$  = Aliran masuk oksigen dari storage (F-117) dan H<sub>2</sub>O menuju ke reaktor
- $M_3$  = Aliran keluar gas menuju cooler I (E-121)
- $M_4$  = Aliran keluar menuju penampung bahan bakar boiler

Neraca massa total :  $M_1 + M_2 = M_3 + M_4$

Tabel 3.2. Neraca massa pada Reaktor Gasifikasi

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	Kg		Kg
<b>M<sub>1</sub></b>		<b>M<sub>4</sub></b>	
Batubara	3142,81	Batubara	717,35
H <sub>2</sub> O	689,88	Jumlah	717,35
Jumlah	3573,16		
<b>M<sub>2</sub></b>		<b>M<sub>3</sub></b>	
H <sub>2</sub> O	6285,61	Batubara	37,76
O <sub>2</sub>	1571,40	CH <sub>4</sub>	109,97
Jumlah	7857,02	CO <sub>2</sub>	7083,24
		CO	785,99
		H <sub>2</sub>	479,23
		H <sub>2</sub> S	37,41
		O <sub>2</sub>	12,90
		H <sub>2</sub> O	2425,86
		Jumlah	10972,36
Total	<b>11689,71</b>	Total	<b>11689,71</b>

### 3. Scrubber (H-122)



Keterangan :

- M<sub>1</sub> = Aliran masuk gas dari reaktor (R-110)
- M<sub>2</sub> = Aliran masuk air proses
- M<sub>3</sub> = Aliran keluar gas menuju SMR (R-120)
- M<sub>4</sub> = Aliran keluar menuju WWT

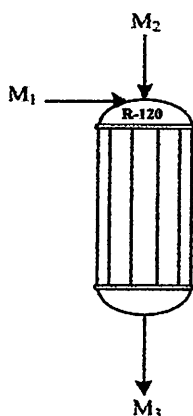
$$\text{Neraca massa total : } M_1 + M_2 = M_3 + M_4$$

Tabel 3.3. Neraca massa pada Scrubber (H-122) adalah:

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	Kg		Kg
<b>M<sub>1</sub></b>		<b>M<sub>4</sub></b>	
Batubara	37,76	Batubara	35,20
CH <sub>4</sub>	109,97	H <sub>2</sub> O	9894,64
CO <sub>2</sub>	7083,24	Jumlah	9932,40
CO	785,99		
H <sub>2</sub>	479,23	<b>M<sub>3</sub></b>	
H <sub>2</sub> S	37,41	CH <sub>4</sub>	109,97
O <sub>2</sub>	12,90	CO <sub>2</sub>	7083,24
H <sub>2</sub> O	2425,86	CO	785,99
Jumlah	10972,36	H <sub>2</sub>	479,23
		H <sub>2</sub> S	37,41
<b>M<sub>2</sub></b>		O <sub>2</sub>	12,90
H <sub>2</sub> O	9894,64	H <sub>2</sub> O	2425,86
Jumlah	9894,64	Jumlah	10934,60
<b>Total</b>	<b>20867,00</b>	<b>Total</b>	<b>20867,00</b>

#### 4. Steam Methane Reformer (R-120)

Fungsi: Mengurangi kandungan Methane (CH<sub>4</sub>) dalam campuran gas



Keterangan :

- M<sub>1</sub> = Aliran masuk gas dari scrubber (H-122)
- M<sub>2</sub> = Aliran masuk steam
- M<sub>3</sub> = Aliran keluar gas menuju Cooler II (E-131)

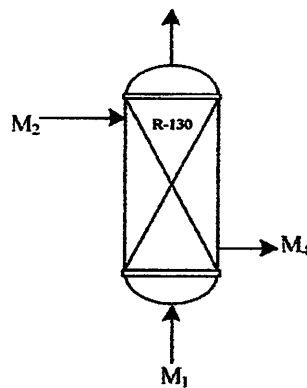
Neraca massa total :  $M_1 + M_2 = M_3$

Tabel 3.4. Neraca Massa pada Steam methane reformer

Komponen		Masuk	Komponen		Keluar
		Kg			Kg
<b>M<sub>1</sub></b>	CH <sub>4</sub>	109,97	<b>M<sub>3</sub></b>	CH <sub>4</sub>	10,997
	CO <sub>2</sub>	7083,24		CO <sub>2</sub>	7083,24
	CO	785,99		CO	958,79
	H <sub>2</sub>	479,23		H <sub>2</sub>	516,54
	H <sub>2</sub> S	37,41		H <sub>2</sub> S	37,41
	O <sub>2</sub>	12,90		O <sub>2</sub>	12,90
	H <sub>2</sub> O	2425,86		H <sub>2</sub> O	2314,72
	Jumlah	<u>10934,60</u>		Jumlah	<u>10934,60</u>
	Total	<b>10934,60</b>		Total	<b>10934,60</b>

### 5. Desulfurizer (R-130)

Fungsi : Mengurangi kandungan H<sub>2</sub>S yang terdapat didalam campuran gas



Keterangan :

- M<sub>1</sub> = Aliran masuk gas dari kompresor (G-132)
- M<sub>2</sub> = Aliran masuk Katalis ZnO
- M<sub>3</sub> = Aliran keluar gas menuju Shift Converter (R-140)
- M<sub>4</sub> = Aliran keluar sisa reaksi ZnS

Neraca massa total :  $M_1 + M_2 = M_3 + M_4$

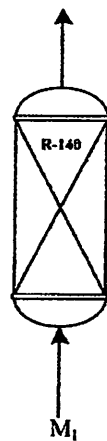


Tabel 3.5. Neraca massa pada Desulfurizer (R-130) adalah:

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	Kg		Kg
<b>M<sub>1</sub></b>		<b>M<sub>3</sub></b>	
CH <sub>4</sub>	10,997	CH <sub>4</sub>	10,997
CO <sub>2</sub>	7083,24	CO <sub>2</sub>	7083,24
CO	958,79	CO	958,79
H <sub>2</sub>	516,24	H <sub>2</sub>	516,24
H <sub>2</sub> S	37,41	H <sub>2</sub> S	0,75
O <sub>2</sub>	12,90	O <sub>2</sub>	12,90
H <sub>2</sub> O	<u>2314,72</u>	H <sub>2</sub> O	<u>2334,10</u>
Jumlah	10934,60	Jumlah	10917,32
<b>M<sub>2</sub></b>		<b>M<sub>4</sub></b>	
ZnO	<u>87,55</u>	ZnS	<u>104,83</u>
Jumlah	<u>87,55</u>	Jumlah	<u>104,83</u>
Total	<u>11022,15</u>	Total	<u>11022,15</u>

#### 6. Shift Converter (R-140)

Fungsi: Mengkonversi CO menjadi CO<sub>2</sub> dalam campuran gas



Keterangan :

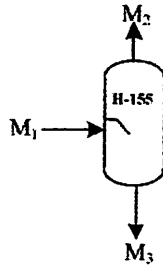
- M<sub>1</sub> = Aliran masuk gas dari desulfurizer (R-130)
- M<sub>2</sub> = Aliran keluar gas menuju Cooler (E-154)

Neraca massa total : M<sub>1</sub> = M<sub>2</sub>

Tabel 3.6. Neraca massa pada Shift Converter (R-140)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	Kg		Kg
<b>M<sub>1</sub></b>		<b>M<sub>2</sub></b>	
CH <sub>4</sub>	10,997	CH <sub>4</sub>	10,997
CO <sub>2</sub>	7083,24	CO <sub>2</sub>	8559,56
CO	958,79	CO	19,18
H <sub>2</sub>	516,54	H <sub>2</sub>	584,16
H <sub>2</sub> S	0,75	H <sub>2</sub> S	0,75
O <sub>2</sub>	12,90	O <sub>2</sub>	12,90
H <sub>2</sub> O	2334,10	H <sub>2</sub> O	1729,78
Jumlah	<u>10917,32</u>	Jumlah	<u>10917,32</u>
Total	<b>10917,32</b>	Total	<b>10917,32</b>

7. Flash Drum (H-155)



Keterangan :

- M<sub>1</sub> = Aliran masuk gas dari Cooler (E-154)
- M<sub>2</sub> = Aliran keluar gas menuju Absorber (D-150)
- M<sub>3</sub> = Aliran keluar liquid menuju SC

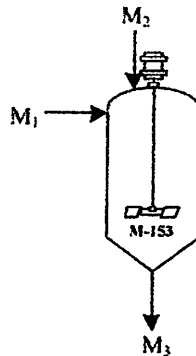
Neraca massa total :  $M_1 = M_2 + M_3$

Tabel 3.7. Neraca massa pada Flash Drum (H-155)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	Kg		Kg
<b>M<sub>1</sub></b>		<b>M<sub>3</sub></b>	
CH <sub>4</sub>	10,997	H <sub>2</sub> O	<u>1729,78</u>
CO <sub>2</sub>	8559,56	Jumlah	1729,78
CO	19,18	<b>M<sub>2</sub></b>	
H <sub>2</sub>	584,16	CH <sub>4</sub>	10,997
H <sub>2</sub> S	0,75	CO <sub>2</sub>	8559,56
O <sub>2</sub>	12,90	CO	19,18
H <sub>2</sub> O	1729,78	H <sub>2</sub>	584,16
Jumlah	<u>10917,32</u>	H <sub>2</sub> S	0,75
		O <sub>2</sub>	12,90
		Jumlah	<u>9187,54</u>
Total	<b>10917,32</b>	Total	<b>10917,32</b>

**8. Tangki Pengencer MEA (M-143)**

Fungsi: Mengencerkan MEA 100% menjadi 25%



Keterangan :

- $M_1$  = Aliran masuk MEA dari Storage MEA (F-151)
- $M_2$  = Aliran masuk air proses
- $M_3$  = Aliran keluar MEA menuju absorber (D-150)

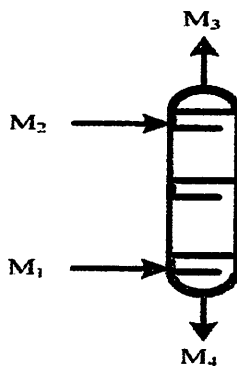
Neraca massa total :  $M_1 + M_2 = M_3$

Tabel 3.8. Neraca massa pada Tangki Pengencer (M-153)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	Kg		Kg
$M_1$		$M_3$	
MEA	615,7525	MEA	615,7525
Jumlah	615,7525	H <sub>2</sub> O	1847,2575
$M_2$		Jumlah	2463,01
H <sub>2</sub> O	1847,2527		
Jumlah	1847,2527	Total	2463,01
Total	2463,01		

**9. Absorber (D-150)**

Fungsi: Mengurangi kandungan CO<sub>2</sub> dalam campuran gas



Keterangan :

- $M_1$  = Aliran masuk gas dari Flash Drum (H-155)
- $M_2$  = Aliran masuk MEA dari tangki pengencer (M-153)
- $M_3$  = Aliran keluar gas menuju Storage Produk (F-157)
- $M_4$  = Aliran keluar liquid menuju Stripper (D-160)

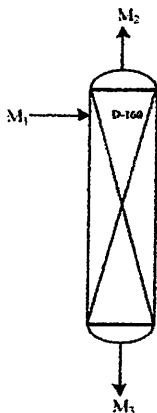
Neraca massa total :  $M_1 + M_2 = M_3 + M_4$

Tabel 3.9. Neraca massa pada Absorber (D-150)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	Kg		Kg
$M_1$		$M_4$	
CH <sub>4</sub>	10,997	(R <sub>2</sub> NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	35808,60
CO <sub>2</sub>	8559,56	H <sub>2</sub> O	19622,73
CO	19,18	R <sub>2</sub> NH	2385,16
H <sub>2</sub>	584,16	Jumlah	57816,49
H <sub>2</sub> S	0,75		
O <sub>2</sub>	12,90	$M_3$	
Jumlah	9187,54	CH <sub>4</sub>	10,997
		CO <sub>2</sub>	3,33
$M_2$		CO	19,18
R <sub>2</sub> NH	26135,08	H <sub>2</sub>	584,16
H <sub>2</sub> O	23125,18	H <sub>2</sub> S	0,75
Jumlah	49260,26	O <sub>2</sub>	12,90
		Jumlah	631,31
Total	58447,80	Total	58447,80

**10. Stripper (D-160)**

Fungsi : memisahkan CO<sub>2</sub> yang terkandung dalam MEA untuk di gunakan kembali didalam absorber.



Keterangan :

- M<sub>1</sub> = Aliran masuk liquid dari absorber (D-150)
- M<sub>2</sub> = Aliran keluar gas CO<sub>2</sub>
- M<sub>3</sub> = Aliran keluar MEA yang akan di recycle ke absorber (D-150)

Neraca massa total :  $M_1 = M_2 + M_3$

Tabel 3.10. Neraca massa pada Stripper (D-146)

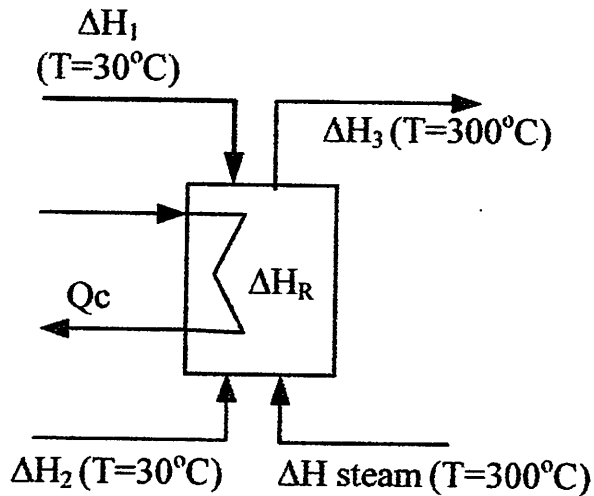
Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	Kg		Kg
<b>M<sub>1</sub></b>		<b>M<sub>3</sub></b>	
(R <sub>2</sub> NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	35808,60	R <sub>2</sub> NH	24828,33
H <sub>2</sub> O	19622,73	H <sub>2</sub> O	<u>21986,92</u>
R <sub>2</sub> NH	2385,16	Jumlah	46797,25
Jumlah	<u>57816,49</u>	<b>M<sub>2</sub></b>	
		CO <sub>2</sub>	8556,23
		R <sub>2</sub> NH	1306,75
		H <sub>2</sub> O	<u>1156,26</u>
		Jumlah	11019,24
<b>Total</b>	<u><b>57816,49</b></u>	<b>Total</b>	<u><b>57816,49</b></u>

**BAB IV**  
**NERACA PANAS**

Kapasitas Produksi : 5000 ton/tahun = 631,13 kg/jam  
 Basis waktu : 1 jam  
 Satuan panas : kJ/jam  
 Suhu referensi : 25 °C = 298 K

1. Nama Alat : **Reaktor Gasifikasi (R-110)**

Fungsi : Tempat untuk mereaksikan batubara dengan gas O<sub>2</sub> dan Steam (H<sub>2</sub>O)



Gambar 4.1 Blok diagram neraca panas Reaktor Gasifikasi

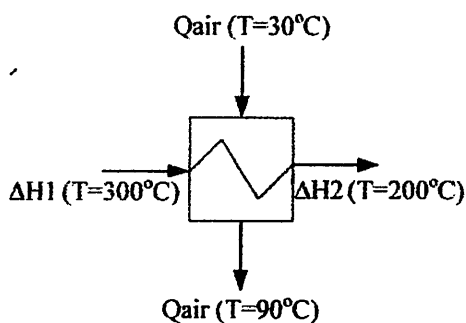
Persamaan Neraca Panas pada reaktor Gasifikasi:

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_{\text{steam}} = \Delta H_3 + \Delta H_r + Q_{\text{loss}} + Q_c$$

Neraca panas pada reaktor gasifikasi

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH1	31526,66	ΔH3	6061063,13
ΔH2	39669,81	Q loss	864585,66
ΔH steam	17291713,11	ΔHr	- 4899313,40
		Q pendingin	15336574,19
<b>Jumlah</b>	<b>17362909,58</b>	<b>Jumlah</b>	<b>17362909,58</b>

2. Nama Alat : **Cooler I (E-121)**  
 Fungsi : mendinginkan gas keluar dari Reaktor sebelum masuk ke Scrubber



Gambar 4.4 Neraca Massa pada cooler I

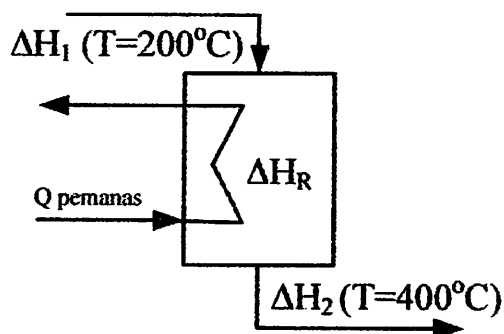
Persamaan neraca panas pada cooler I

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{\text{air}} + Q_{\text{loss}}$$

Neraca panas pada Cooler I

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
$\Delta H_1$	6018851,586	$\Delta H_2$	3748324,045
		Q air	1969584,962
		Q loss	300942,579
<b>Jumlah</b>	<b>6018851,586</b>	<b>Jumlah</b>	<b>6018851,586</b>

3. Nama Alat : **Steam Methane Reformer (R-120)**  
 Fungsi : Mengurangi kandungan  $\text{CH}_4$  dalam gas



Gambar 4.2. Neraca panas pada Steam Methane Reformer



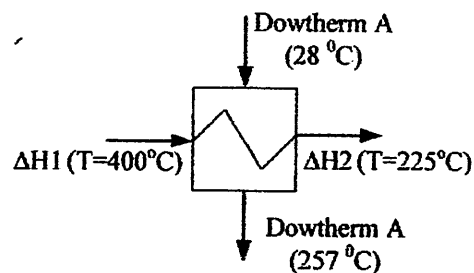
Persamaan neraca panas pada Steam Methane Reformer

$$\Delta H_1 + Q_{\text{pemanas}} = \Delta H_2 + \Delta H_r + Q_{\text{loss}}$$

Neraca panas pada shift converter

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
$\Delta H_1$	3627092,57	$\Delta H_2$	6237157,67
Q pemanas	61833602,93	$\Delta H_r$	3091680,15
		Q loss	56131857,68
<b>Jumlah</b>	<b>65460695,49</b>	<b>Jumlah</b>	<b>65460695,49</b>

4. Nama Alat : Cooler II(E-131)  
 Fungsi : mendinginkan gas keluar dari Reaktor sebelum masuk ke Scrubber



Gambar 4.4 Neraca Massa pada cooler II

Persamaan neraca panas pada cooler II

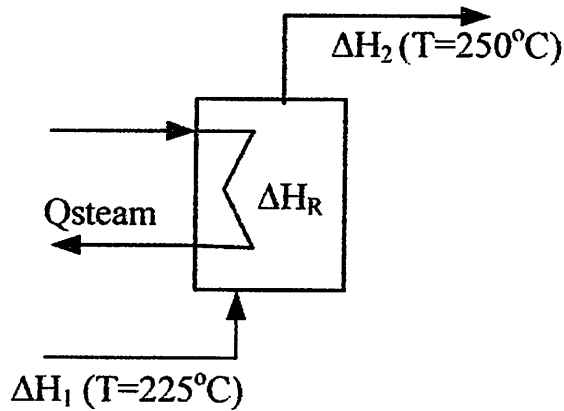
$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{\text{air}} + Q_{\text{loss}}$$

Neraca panas pada Cooler I

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
$\Delta H_1$	8199182,984	$\Delta H_2$	4225672,98
		Q air	3563550,85
		Q loss	409959,14
<b>Jumlah</b>	<b>8199182,984</b>	<b>Jumlah</b>	<b>8199182,984</b>

5. Nama Alat : **Shift Converter (R-140)**

Fungsi : Mengkonversi CO menjadi CO<sub>2</sub> pada gas



Gambar 4.2. Neraca panas pada Shift Converter

Persamaan neraca panas pada shift converter:

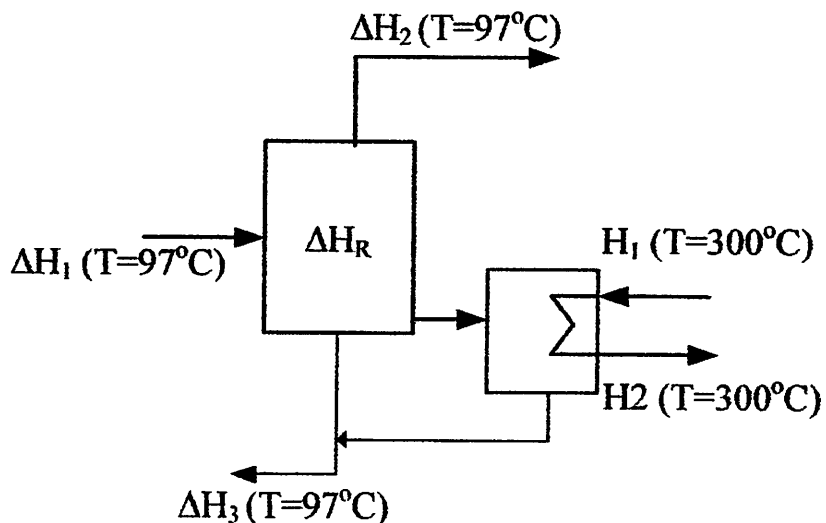
$$\Delta H_1 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_2 + \Delta H_r + Q \text{ loss}$$

Neraca panas pada shift converter

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
$\Delta H_1$	4241714,90	$\Delta H_2$	3429595,49
Q steam	403261,93	$\Delta H_r$	1003295,60
		Q loss	212085,75
<b>Jumlah</b>	<b>4644976,83</b>	<b>Jumlah</b>	<b>4644976,83</b>

6. Nama Alat : **Stripper (D-160)**

Fungsi : menguapkan CO<sub>2</sub> yang terdapat pada solvent MEA



Gambar 4.3 Neraca Panas pada Stripper

Persamaan neraca panas pada shift converter

$$\Delta H_1 + H_1 = \Delta H_2 + \Delta H_3 + H_2 + Q \text{ loss}$$

$$\Delta H_1 + H_1 - H_2 = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q \text{ loss}$$

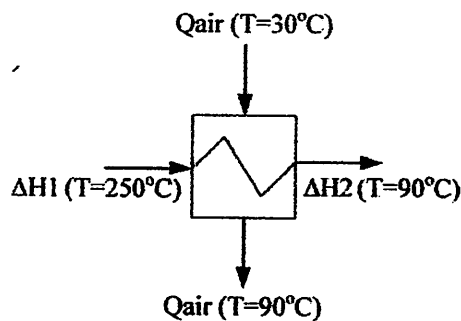
$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q \text{ loss}$$

Neraca panas pada Stripper

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
$\Delta H_1$	14670081,96	$\Delta H_2$	2100203,72
Q steam	1456350,00	Q loss	72817,50
		$\Delta H_3$	13953410,74
<b>Jumlah</b>	<b>16126431,95</b>	<b>Jumlah</b>	<b>16126431,95</b>

7. Nama Alat : Cooler III (E-154)

Fungsi : mendinginkan gas keluar dari Shift Converter sebelum masuk ke flash drum



Gambar 4.4 Neraca Massa pada cooler III

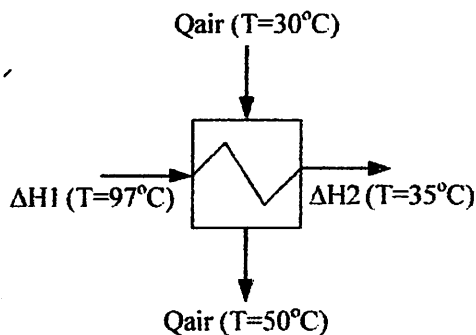
Persamaan neraca panas pada cooler I

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q \text{ air} + Q \text{ loss}$$

Neraca panas pada Cooler III

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
$\Delta H_1$	4875533,516	$\Delta H_2$	1563603,293
		Q air	3068153,547
		Q loss	243776,675
<b>Jumlah</b>	<b>4875533,516</b>	<b>Jumlah</b>	<b>4875533,516</b>

8. Nama Alat : **Cooler IV (E-163)**  
 Fungsi : mendinginkan gas keluar stripper untuk di recycle menuju absorber



Gambar 4.5 neraca panas pada cooler IV

Persamaan neraca panas pada cooler IV

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{\text{air}} + Q_{\text{loss}}$$

Neraca panas pada cooler IV

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
$\Delta H_1$	487773,61	$\Delta H_2$	67746,33
		Q air	396638,59
		Q loss	24388,68
<b>Jumlah</b>	<b>487773,61</b>	<b>Jumlah</b>	<b>487773,61</b>

## BAB V

### SPESIFIKASI PERALATAN

#### 5.1 Ringkasan Spesifikasi Keseluruhan Peralatan

Tabel 5.1 Tabel Ringkasan Spesifikasi Keseluruhan Peralatan

No	Nama alat	Kode	Jenis	Ukuran	Bahan konstruksi	Jumlah
1	Storage Batubara	F-111	Open Yard	- Panjang: 64 m - Lebar: 32 m		1
2	Belt Conveyor	J-112A	Troughed Belt with idlers	- Panjang Belt = - Lebar Belt = 14 in - Luas area = 0,11 ft <sup>2</sup> - Kecepatan = 11,7538 ft/min - Daya = 1 HP	Rubber	1
3	Hammer Mill	C-113	Hammer Mill	- Kapasitas = 3761,22 kg - Daya = 49 HP	High Alloy Steel	1
4	Vibrating Screen	H-114	Vibrating screen		Carbon steel	1
5	Belt Conveyor	J-112B	Troughed belt with idlers	- Lebar belt = 14 in - Luas area = 0,11 ft <sup>2</sup> - Kecepatan belt = 13,04 ft/min - Daya = 1HP	Rubber	1
6	Bucket Elevator	J-115	Centrifuge discharge bucket	- Kapasitas = 3573,16 kg - Kecepatan bucket = - Head shaft = 43 rpm	Carbon steel	1
7	Bin	F-116	Persegi panjang tegak dengan bagian bawah conical	- Panjang = - Tinggi = - Tebal = - Kapasitas = 3573,16 kg/jam	Carbon Steel SA 240 grade M-type 316	1
8	Belt Conveyor	J-112C	Troughed belt with idlers	- Lebar Belt = 14 in - Luas area 0,11 ft <sup>2</sup> - Kecepatan belt = 11,1662 ft/min - Daya = 1 HP	Rubber	1

9	Storage O <sub>2</sub>	F-117	Spherical tank	- Kapasitas = 3035,0114 m <sup>3</sup> - D = 9 m - Ts = 1,3 in	High Alloy Steel SA 240 Grade B	1
10	Kompresor I	G-118	Recyprocating compressor	- Kapasitas = 1465 kg - Daya = 41 HP	Cast Iron	1
11	Scrubber	H-121	Ventury scrubber	- Kapasitas = 10229,37 kg - D = 15 in - H = 20 ft - Luas spray = 44,15 in <sup>2</sup>	Carbon Steel	1
12	Kompresor II	G-122	Recyprocating compressor	- P <sub>in</sub> = 20 atm - P <sub>out</sub> = 21 atm - daya = 51 Hp	Cast iron	1
13	Desulfurizer	R-120	Silinder tegak	- Di = 53 in - Do = 54 in - ts = 3/16 in - kapasitas = 102757,69 kg	High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316	1
14	Shift Converter	R-130	Silinder tegak		High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316	1
15	Cooler I	E-132	Shell and Tube	- ID <sub>s</sub> = 33 in - Di = 0,63 in - L = 16 ft - Type = 1-2	Carbon steel SA 240 Grade M Type 316	1
16	Flash Drum	H-133	Silinder Tegak	- DO = 180 in - DI = 179 in - H = 418,5 in - Ts = 3/16 in	Carbon steel SA 240 Grade M Type 316	1
17	Storage MEA	F-141	Tangki silinder tegak dengan tutup bawah datar	- Kapasitas = 11893,76 kg - H = 48 F - Do = 120 ft	Carbon steel SA 240 Grade M Type 316	1
18	Pompa	L-142A	Centrifugal pump	- Kapasitas = 11893,76 kg - Daya = 2 HP	Carbon Steel SA 135 Grade B	1
19	Tangki Pengencer	M-143	Silinder tegak dengan tutup bawah conical dilengkapi pengaduk	- Do = 54 in - Ts = 3/16 - Ls = 74,88 in - Tha = 3/16 - Thb = 3/16 - Ha = 9,08 in - Hb = 15,52 in	Carbon Steel SA 240 Grade M type 316	1

20	Pompa II	L-142B	Centrifugal pump	- H = 99,48 in - Kapasitas = 2224,85 kg./jam - Daya = 1HP	Carbon steel SA 240 Grade M Type 316	1
21	Pompa III	L-142C	Centrifugal pump	- Daya = 3 HP - Kapasitas = 52225,95 kg/jam	Carbon steel SA 240 Grade M Type 316	1
22	Kompresor IV	G-144	Axial	- Daya = 55 HP	Cast Iron	1
23	Storage Produk	F-145	Spherical tank	- Kapasitas = 600,409 m <sup>3</sup> - D = 5,5 m	High Alloy Steel SA 240 Grade B	1
24	Stripper	D-146	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standard dished	- D = 54 in - H = 285,22 - Ts = 3/16 - Tha = 3/16	Carbon steel SA 283 grade C	1

## 5.2 Dasar Pertimbangan Pemilihan Alat dan Pemilihan Material

### 1. STORAGE BATUBARA (F-111)

Fungsi : Sebagai tempat menyimpan batubara

Tipe : Open yard

#### Dasar perencanaan

Suhu gudang : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Massa bahan : 3761,22 kg/jam

Densitas batubara : 1345,55 kg/m<sup>3</sup>

Waktu tinggal : 30 hari

### 2. BELT CONVEYOR (J-112A)

Fungsi : Untuk memindahkan batubara dari storage batubara (F-111) ke hammer mills (C-113).

Tipe : Troughed belt with idlers

Kapasitas : 3761,22 kg/jam

### 3. HAMMER MILL

Fungsi : Untuk memperkecil ukuran batubara hingga 3 mesh  
 Tipe : Hammer mill  
 Kapasitas : 3761,22 kg/jam = 1,0448 kg/det

### 4. VIBRATING SCREEN (H-114)

Fungsi : Untuk menyeragamkan ukuran batubara hingga 3 mesh  
 Tipe : Vibrating screen  
 Kapasitas : 4174,96 kg/jam

### 5. BELT CONVEYOR (J-112B)

Fungsi : Untuk memindahkan batubara dari vibrating screen (H-114) ke bucket elevator (J-115)

Tipe : Troughed belt with idlers  
 Kapasitas : 4174,96 kg/jam

### 6. BUCKET ELEVATOR (J-115)

Fungsi: Untuk mengangkat bahan batubara dari belt conveyor (J-112B) ke bin batubara (F-116)

Tipe : Centrifuge discharge bucket on belt conveyor  
 Kapasitas : 3573,16 kg/jam = 3,5731 ton/jam  
 Tinggi bucket : 20 m  
 Bahan konstruksi : Carbon steel

### 7. BIN (F-116)

Fungsi : Menampung batubara dari bucket elevator (J-115) sebelum dibawa oleh belt conveyor (J-112C) selama 8 jam.

Tipe : Bin berbentuk persegi panjang tegak dengan bagian bawah berbentuk limas dengan sudut 120°

### 8. BELT CONVEYOR (J-112C)



Fungsi : Untuk memindahkan batubara dari bin (F-116) ke reaktor gasifier (R-110).

Tipe : Troughed belt with idlers

Kapasitas : 3573,16 kg/jam

### 9. STORAGE O<sub>2</sub> (F-117)

Fungsi : Menampung bahan baku oksigen selama 30 hari

Tipe : Spherical Tank

Dasar perancangan :

Temperatur = 298 K

Tekanan = 14 atm = 14,1855 bar = 205,74 psi

Rate O<sub>2</sub> = 1465 kg/jam

Kapasitas O<sub>2</sub> = 1465 kg/jam × 30 hari ×  $\frac{24 \text{ jam}}{\text{hari}}$

= 1054800 kg

### 10. KOMPRESOR I (G-118)

Fungsi : Menaikkan tekanan dari 14 atm ke 30 atm

Tipe : Recyproating compressor

**Data operasi :**

P<sub>1</sub> = 14 atm

P<sub>2</sub> = 30 atm

T = 30 °C = 303 K

R = 8314,34 J/kg mol K

Rate masuk = 1465 kg/jam = 0,4069 kg/detik

### 11. SCRUBBER (H-121)

Fungsi : Untuk menangkap partikel padat yang terbawa oleh gas

Tipe : Ventury Scrubber

Dasar Perancangan :

Rate Gas = 10229,37 kg/jam = 22551,8737 lb/jam

Rate Liquid = 13125,10 kg/jam = 28935,8579 lb/jam

### 12. KOMPRESOR II (G-122)

Fungsi : Menaikkan tekanan dari 20 atm ke 21 atm.

Tipe : Recyprocating compressor

Data operasi :

$$P_1 = 20 \text{ atm}$$

$$P_2 = 21 \text{ atm}$$

$$T = 225 \text{ }^\circ\text{C} = 498 \text{ K}$$

$$R = 8314,34 \text{ J/kg mol K}$$

$$\text{Rate masuk} = 10194,17 \text{ kg/jam} = 2,8317 \text{ kg/detik}$$

### 13. DESULFURIZER (R-120)

Fungsi : Menghilangkan kandungan  $\text{H}_2\text{S}$  didalam gas dengan bantuan  $\text{ZnO}$

Tipe : Tangki silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah standart dished

Kondisi operasi :

$$- T : 225 \text{ }^\circ\text{C} = 437 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$- P : 20 \text{ atm}$$

### 14. KOMPRESSOR III (G-131)

Fungsi : Menaikkan tekanan dari 15 atm ke 16 atm

Tipe : Recyprocating compressor

Data operasi :

$$P_1 = 15 \text{ atm}$$

$$P_2 = 16 \text{ atm}$$

$$T = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$R = 8314,34 \text{ J/kg mol K}$$

$$\text{Rate masuk} = 102595,60 \text{ kg/jam} = 28,4988 \text{ kg/s}$$

### 15. SHIFT CONVERTOR (R-130)

Fungsi : Mereaksikan antara  $\text{CO}$  dan  $\text{H}_2\text{O}$  membentuk  $\text{H}_2$  dan  $\text{CO}_2$

Tipe : Tangki silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah standar dished

Dasar Perancangan :

- Bahan masuk (V) = 10178,06 kg/jam = 22438,55 lb/jam
- Tekanan (P) = 15 atm = 205,8 psia
- Suhu (T) = 375  $^\circ\text{F}$
- Densitas campuran = 1,01 lb/ft<sup>3</sup>
- Waktu tinggal = 4 menit

$$- L/D = 3$$

(Ulrich, tabel 4-18 hal 188)

Bahan konstruksi :

- High alloy steel SA 240 Grade M Type 316
- Allowable stress (f) = 18750 psi
- Faktor korosi (C) = 1/16
- Type pengelasan (Double Welded Butt Joint) (E) = 0,8

#### 16. COOLER I (E-132)

Fungsi : Untuk mendinginkan gas yang keluar dari shift converter

Tipe : Shell and Tube

Perencanaan :

- Campuran gas masuk pada shell, sedangkan air pendingin masuk pada bagian tube
- Pressure drop masing-masing maksimum 10 psi
- $R_d \text{ min} = 0,003 \text{ J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$
- Pipa yang dipakai berukuran  $\frac{3}{4}$ " OD, 16 BWG, PT = 1 square pitch dengan L = 16 ft

#### 17. FLASH DRUM (H-133)

Fungsi : Memisahkan fase liquid dan fase gas

Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standart dish head

Data perancangan :

Suhu bahan masuk =  $100 \text{ } ^\circ\text{C} = 373 \text{ K}$

Tekanan operasi =  $4 \text{ atm} = 58,8 \text{ psi}$

Waktu tinggal = 30 detik

#### 18. STORAGE MEA (F-141)

Fungsi : Menampung MEA selama 30 hari

Type : Tangki silinder tegak dengan tutup bawah datar (flat)

Dasar perancangan :

Suhu bahan masuk :  $30 \text{ } ^\circ\text{C}$

Tekanan : 1 atm

Perancangan storage meliputi :

Rate MEA =  $1180,4 \text{ kg/jam}$

Fungsi : Untuk mengalirkan larutan MEA dari Stripper kembali ke Absorber

Tipe : Centrifugal pump

**28. COOLER II (E-148)**

Fungsi : Untuk mendinginkan larutan MEA yang keluar dari Stripper

Tipe : Shell and Tube

Perencanaan :

- Campuran MEA masuk pada shell, sedangkan air pendingin masuk pada bagian tube
- Pressure drop masing-masing maksimum 10 psi
- $R_d \text{ min} = 0,001 \text{ j ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/Btu}$
- Pipa yang dipakai berukuran  $\frac{3}{4}$ " OD, 16 BWG, PT = 1 square pitch dengan L = 16

## BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama alat	:	Absorber		
Dirancang oleh	:	Denny Fernandes (1014030)		
Kode alat	:	D-150		
Fungsi	:	Mengurangi kandungan CO <sub>2</sub> dalam campuran gas dengan absorbent monoethanolamine (MEA)		
Jumlah	:	1 buah		
Type	:	Packed column		
Kondisi operasi	:	- Temperatur	= 37,7 °C	= 100 °F
		- Tekanan	= 3,4020 atm	
		- Waktu operasi	= 30 menit	= 0,5 jam
		- Fase	= gas - liquid	
		- ρ gas	= 0,2477 lb/ft <sup>3</sup>	
		- ρ liquida	= 63,58 lb/ft <sup>3</sup>	
		- ρ Campuran	= 63,8277 lb <sub>m</sub> /ft <sup>3</sup>	
Direncanakan	:	- Bahan Konstruksi	= HAS SA 240 Grade M type 316	
		allowable stress ( f )	= 18750	
		- Pengelasan	= Single welded butt join with	
			E = 0,8	
		- Faktor korosi( C )	= 1/16 = 0,0625	
		- Bahan masuk	= 52857,2700 kg/jam	
			= 116530,942 lb <sub>m</sub> /jam	

### 6.1. Perancangan kolom Absorber

#### 1. Menentukan diameter kolom absorber

Kolom absorber dirancang menjadi 2 buah sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Rate gas} &= 9187,54 \text{ kg/jam} = 20255,16436 \text{ lb}_m/\text{jam} \\
 \text{Rate liquid} &= 49260,26 \text{ kg/jam} = 108600,851 \text{ lb}_m/\text{jam} \\
 \rho \text{ gas} &= 0,2477 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \\
 \text{Rate volumetrik gas} &= \frac{\text{bahan masuk}}{\rho \text{ gas}} = \frac{20255,1644 \text{ lb}_m/\text{jam}}{0,2477 \text{ lb}_m/\text{ft}^3} \\
 &= 81772,9687 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 A &= \frac{\text{Rate gas}}{\text{Kecepatan superficial}} = \frac{81772,9687 \text{ ft}^3/\text{jam}}{2 \text{ ft}^2/\text{s} \times 3600 \text{ s}} \\
 &= 11,3574 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Mencari diameter

$$d^2 = \frac{11,3574}{\left(\frac{3,14}{4}\right)} = 14,4680 \text{ ft}^2$$

$$d = 3,80367854 \text{ ft}$$

$$= 45,6441424 \text{ in}$$

## 2. Menentukan t reaksi

	$\text{CO}_2$	+ $2\text{R}_2\text{NH}$	+ $\text{H}_2\text{O}$	$\longrightarrow$	$(\text{R}_2\text{NH}_2)_2\text{CO}_3$
Mula-mula =	194,49	427,88	1159,53		
Bereaksi =	194,42	388,83	194,42		194,42
Sisa =	0,07	39,05	965,11		194,42

Keterangan :

$$C_{A0} \quad (\text{konsentrasi mula-mula}) = 194,49 \text{ mol/jam}$$

$$C_{B0} \quad (\text{konsentrasi mula-mula}) = 427,88 \text{ mol/jam}$$

$$C_A = 1,9449 \text{ mol/jam}$$

$$C_B = 4,2788 \text{ mol/jam}$$

$$X_a \quad (\text{konversi reaksi}) = 0,99$$

$$K = 0,0002$$

$$M = \frac{C_{B0}}{C_{A0}} = 2,2$$

Perhitungan t  $M \neq 2$

$$\frac{(2C_{A0} - C_{B0})(C_{B0} - C_B)}{C_{B0} \cdot C_B} + \ln \frac{C_{A0} \cdot C_B}{C_A \cdot C_{B0}} = (2C_{A0} - C_{B0})^2 k \cdot t$$

$$\begin{aligned} -9,0004 + \ln 1 &= 1513,21 \times 0,0002 \quad t \\ -9,0004 &= 0,30264 \\ t &= 30 \text{ menit} \end{aligned}$$

## 3. Menentukan volume kolom absorber

$$\begin{aligned} \text{Rate} &= \frac{\text{bahan masuk}}{\rho \text{ gas}} = \frac{108600,851 \text{ lb}_m/\text{jam}}{63,58 \text{ lb}_m/\text{ft}^3} \\ \text{volumetrik liq} &= 1708,097688 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Volume liquid} = 1708,0977 \text{ ft}^3/\text{jam} \times \frac{10}{60} \text{ menit}$$

$$= 284,6829 \text{ ft}^3$$

Volume total = vol. liquid + vol. ruang kosong

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= \text{vol. liquid} + \text{vol. ruang kosong} \\ &= 284,6829 + 30\% \text{ volume total} \end{aligned}$$

Jadi Volume total dapat dicari dengan :

$$\begin{aligned} \text{Volume Total} &= 406,6899 \text{ ft}^3 \\ \text{Diketahui E} &= 0,8 \\ \text{Sehingga volume tot} &= 508,3624 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

#### 4. Menentukan tinggi tangki Ls (Tinggi silinder)

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= \text{Vol. Tutup Bawah} + \text{Vol. Silinder} + \text{Volume Tutup atas} \\ 508,3624 &= 0,0847 \text{ di}^3 + \frac{\pi}{4} \times d^2 \times Ls + 0,0847 \text{ di}^3 \\ 508,3624 &= 4,66117 + 11,3574 \times Ls + 4,661 \\ 508,3624 &= 9,322 + 11,3574 \times Ls \\ 11,3574 \times Ls &= 508,3624 - 9,3223 \\ Ls &= 43,94 \text{ ft} \\ &= 527,278 \text{ in} \end{aligned}$$

#### 5. Menentukan tinggi liquida dalam kolom

$$\begin{aligned} V_{Lis} &= V \text{ Liquida} + V \text{ tutup bawah} \\ &= 284,6829 \text{ ft}^3 + 0,0847 \text{ di}^3 \\ &= 289,3441 \text{ ft}^3 \\ Lis &= \frac{V_{Lis}}{\frac{\pi}{4} \times d^2} = 25,4764 \text{ ft} \\ &= 305,7163 \text{ in} \end{aligned}$$

#### 6. Menentukan tekanan design (Pi)

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatis} &= 3,402 \text{ atm} = 50,0094 \text{ psia} \\ P \text{ operasi} &= \rho \frac{(H-1)}{144} = 10,9322 \text{ psia} \\ P \text{ design} &= 60,94 \text{ psia} = 46,24 \text{ psig} \end{aligned}$$

#### 7. Menentukan tebal kolom (ts)

$$ts = \frac{pi \times di}{2(f \times E - 0,6 \times pi)} + \frac{1}{16}$$

Bahan konstruksi carbon steel SA 240 Grade C  
dari App Brownel & Young, hal 342 didapatkan :

$$\begin{aligned} f &= 17500 \text{ lb/in}^2 \\ C &= 0,0625 \\ E &= 0,8 \end{aligned}$$

Sehingga ts dapat dihitung:

$$\begin{aligned} &= 0,13795 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ (3/16)} \end{aligned}$$

**Standarisasi Do**

$$\begin{aligned} Do &= di + 2 \text{ ts} \\ &= 46,02 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Brownel & Young hal 91, didapatkan DO = 48 in

$$\begin{aligned} Di \text{ baru} &= DO - 2 \text{ ts} \\ &= 47,72 \text{ in} = 3,9770 \text{ ft} \end{aligned}$$

**8. Menentukan diameter packing**

Direncanakan menggunakan packing jenis rasching ring

$$\begin{aligned} d1 &= \frac{1}{10} \times di = 0,3977 \text{ ft} \\ &= 4,772409 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L1 &= 2 \times d1 \\ &= 9,5448 \text{ in} \\ &= 0,7954 \text{ ft} \end{aligned}$$

**9. Menentukan tinggi atas & tutup bawah berbentuk standart**

Tutup atas dan bawah berbentuk standart dished

$$\begin{aligned} r &= 48 \text{ in} \\ icr &= 3,00 \text{ in} \\ Sf &= 2,00 \text{ in} \end{aligned}$$

**10. Menentukan tebal tutup atas dan bawah standart dished**

$$\begin{aligned} tha &= \frac{0,885 \times pi \times r}{(f \times E - 0,1 \times pi)} + \frac{1}{16} \\ &= 0,1404 + 1/16 \\ &= 0,2029 \\ &\approx 1/4 \end{aligned}$$

Tinggi tutup atas dan tutup bawah

$$\begin{aligned} a &= \frac{d1}{2} = 0,1989 \text{ ft} \\ &= 2,3862 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= -0,6138 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 45 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{r^2 - (r - icr)^2} \\ &= 44,9956 \text{ in} \end{aligned}$$

$$b = r - AC$$



$$= 3,0042 \quad \text{in}$$

$$\begin{aligned} \text{ha} &= \text{tha} + \text{b} + \text{sf} \\ &= 5,25 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi kolom absorber (H)} &= (2 \times \text{ha}) + \text{Ls} \\ &= 537,7861 \quad \text{in} \\ &= 44,8155 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi kolom absorber sebagai berikut :

Do	=	48,0000	in	=	4,0000	ft
Di	=	47,7241	in	=	3,9770	ft
Ls	=	527,2777	in	=	43,9398	ft
D1	=	4,7724	in	=	0,3977	ft
L1	=	9,5448	in	=	0,7954	ft
tha	=	1/4	in	=	0,0167	ft
ha	=	5 1/4	in	=	0,3503	ft
ts	=	0,1380	in	=	0,0092	ft
H	=	537,7861	in	=	44,8155	ft

## 6.2 Perancangan Nozzle

Nozzle pada kolom Absorber dibagi menjadi 4 macam :

- Nozzle liquid masuk
- Nozzle gas masuk
- Nozzle gas keluar top kolom
- Nozzle liquid keluar bottom kolom

Perhitungan :

### 1. Nozzle Liquid Masuk

$$\begin{aligned} \text{Rate masuk} &= 49260,2600 \quad \text{kg/jam} = 108600,8510 \quad \text{lbm/jam} \\ &= 1810,0142 \quad \text{lbm/menit} \end{aligned}$$

$$\rho \text{ liquida} = 63,5800 \quad \text{lb/ft}^3$$

$$\text{Rate} = \frac{m}{\rho} = 28,4683 \quad \text{ft}^3/\text{menit}$$

$$\text{volumetrik Liq} \quad \rho_L$$

Asumsi : aliran turbulen

Dari Peters & Timmerhause 4<sup>th</sup>, fig.14-2, hal 498, didapat :

$$\text{ID optimal} = 5,9 \quad \text{in} \approx 6 \quad \text{in}$$

Digunakan pipa standart dari Kern, table 11 hal 844, dimana :

$$\text{Dnom} = 6 \quad \text{in} = 0,5000 \quad \text{ft}$$

$$\text{OD} = 6,625 \quad \text{in} = 0,5521 \quad \text{ft}$$

$$\text{ID} = 5,761 \quad \text{in} = 0,4801 \quad \text{ft}$$

### 2.Nozzle gas masuk

$$\begin{aligned}
 \text{Rate masuk} &= 9187,5400 \text{ kg/jam} = 20255,1644 \text{ lbm/jam} \\
 &= 337,5861 \text{ lbm/menit} \\
 \rho \text{ Gas} &= 0,2477 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Rate} &= \frac{m}{\rho_L} = 1362,8828 \text{ ft}^3/\text{menit} \\
 \text{volumetrik gas} &
 \end{aligned}$$

Asumsi : aliran turbulen

Dari Peters & Timmerhause 4<sup>th</sup>, fig.14-2, hal 498, didapat :

$$\text{ID optimal} = 12 \text{ in}$$

Digunakan pipa standart dari Kern, table 11 hal 844,dimana :

$$\begin{aligned}
 \text{Dnom} &= 12 \text{ in} = 1 \text{ ft} \\
 \text{OD} &= 12,75 \text{ in} = 1,0625 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 12,09 \text{ in} = 1,0075 \text{ ft} \\
 \text{Luas Area (A)} &= 115 \text{ in} = 9,5833 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### 3.Nozzle gas keluar top kolom

$$\begin{aligned}
 \text{Rate masuk} &= 631,3100 \text{ kg/jam} = 1391,8076 \text{ lbm/jam} \\
 &= 23,1968 \text{ lbm/menit} \\
 \rho \text{ Gas} &= 0,0321 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Rate} &= \frac{m}{\rho_L} = 722,6415 \text{ ft}^3/\text{menit} \\
 \text{volumetrik gas} &
 \end{aligned}$$

Asumsi : aliran turbulen

Dari Peters & Timmerhause 4<sup>th</sup>, fig.14-2, hal 498, didapat :

$$\text{ID optimal} = 7,5 \text{ in} \approx 8 \text{ in}$$

Digunakan pipa standart dari Kern, table 11 hal 844,dimana :

$$\begin{aligned}
 \text{Dnom} &= 8 \text{ in} = 0,6667 \text{ ft} \\
 \text{OD} &= 8,625 \text{ in} = 0,7188 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 7,625 \text{ in} = 0,6354 \text{ ft} \\
 \text{Luas Area (A)} &= 45,7 \text{ in} = 3,8083 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### 4.Nozzle liquid keluar bottom kolom

$$\begin{aligned}
 \text{Rate masuk} &= 52225,9500 \text{ kg/jam} = 115139,1124 \text{ lbm/jam} \\
 &= 1918,9852 \text{ lbm/menit} \\
 \rho \text{ liquid} &= 63,5800 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Rate} &= \frac{m}{\rho_L} = 30,182 \text{ ft}^3/\text{menit} \\
 \text{volumetrik Liq} &
 \end{aligned}$$

Asumsi : aliran turbulen

Dari Peters & Timmerhause 4<sup>th</sup>, fig.14-2, hal 498, didapat :

$$\text{ID optimal} = 4,9 \text{ in} \approx 6 \text{ in}$$

Digunakan pipa standart dari Kern, table 11 hal 844,dimana :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 6,625 \text{ in} = 0,5521 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 5,761 \text{ in} = 0,4801 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{Luas Area (A)} = 26,1 \text{ in} = 2,1750 \text{ ft}$$

Dari Brownel & Young fig 12.3 didapat dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih flange standart type slip on, dengan dimensi :

Nozzle	NPS	A	T	R	E	L	B
1	6	11	1	8,50	7,56	6,63	6,07
2	12	19	1,25	15	14,38	4,50	12
3	8	13,50	1,13	10,63	9,69	4	7,98
4	6	11	1	8 1/2	7,56	3,50	6,07

#### Keterangan

- Nozzel 1 : Nozzle liquid masuk  
 Nozzel 2 : Nozzle gas masuk  
 Nozzel 3 : Nozzle gas keluar top kolom  
 Nozzel 4 : Nozzle liquid keluar bottom kolom  
 NPS : Ukuran nominal pipa  
 A : Diameter luar flange, in  
 T : Tebal minimal flange, in  
 R : Diameter luar bagian yang menonjol, in  
 E : Diameter hubungan, in  
 L : Panjang hubungan, in  
 B : Diameter dalam flange, in

### 6.3 Sambungan Antar Tutup dengan Shell

Untuk mempermudah pemeliharaan dan perbaikan dari kolom Absorber, maka tutup menara dihubungkan dengan bagian shell menggunakan system flange dan bolting

#### 1. Flange

- Bahan Konstruksi = High Alloy Steel SA-336 Grade F8 type 304  
*(Brownel & Young, App. D hal 344)*  
 Tensile stress minimum = 75000  
 Allowable stress = 18500  
 Type flange = Ring Flange Loose Type

#### 2. Bolting

- Bahan Konstruksi = High Alloy Steel SA-193 Grade B & T type 321  
*(Brownel & Young, App. D hal 344)*  
 Tensile stress minimum = 75000  
 Allowable stress = 15000

#### 3. Gasket

- Bahan Konstruksi = Solid flat metal

(Brownel &amp; Young, App. D hal 344)

$$\text{Gasket factor (m)} = 6,5$$

### 6.3 Perencanaan Gasket

#### 1. Menentukan lebar gasket

Penentuan lebar gasket dengan menggunakan rumus dari

Brownel & Young pers.12.2hal 226

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - pm}{y - p(m+1)}}$$

$$\frac{d_o}{d_i} = 1,0058 \text{ in}$$

$$\text{ID gasket} = \text{OD shell} = B = 48,0000 \text{ in}$$

$$\text{Do gasket} = 48,2775 \text{ in}$$

$$\text{Lebar gasket minimum} = 0,1388 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter rata-rata gasket (G)} &= \text{ID} + \text{Lebar gasket} \\ &= 48,1388 \text{ in} \end{aligned}$$

#### 2. Perhitungan jumlah dan ukuran baut

##### A. Beban supaya gasket tidak bocor ( $H_Y$ )

$$W_{m_2} = H_Y = b \times \pi \times G \times y$$

Dari fig.12.12,hal 229 didapatkan lebar setting gasket bawah :

$$b_o = \frac{N}{2} = 0,0694 \text{ in}$$

untuk  $b_o < \frac{1}{4}$ , maka :

$$\begin{aligned} b &= b_o \\ &= 0,0694 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} H_Y = W_{m_2} &= b \times \pi \times G \times y \\ &= 272647,7297 \text{ lb} \end{aligned}$$

Beban tanpa tekanan ( $H_p$ )

$$\begin{aligned} H_p &= 2 \times b \times \pi \times G \times m \times p \\ &= 6851,6920 \text{ lb} \end{aligned}$$

Beban baut karena internal pressure (H)

$$H = \frac{\pi \times G^2 \times p}{4} = 91429,26352 \text{ lb}$$

Jadi total berat pada kondisi operasi :

$$W_{m_1} = H + H_p = 98280,9555 \text{ lb}$$

Karena  $W_{m_1} < W_{m_2}$ , maka yang memegang control adalah  $W_{m_2}$

**B. Perhitungan luas bolting minimum area**

Dengan pers.12-92, Brownel & Young, hal 240

$$A_m = \frac{Wm_2}{fb} = 18,1765 \text{ in}^2$$

**C. Perhitungan bolt minimum**

Dari Brownel & Young, table 10.4 hal 188 , Trial

$$\text{Ukuran baut} = 1,5 \text{ in}$$

$$\text{Root area} = 1,294 \text{ in}$$

Maka jumlah bolting minimum

$$N = \frac{A_m}{\text{Root area}} = 14,0468 = 8 \text{ Buah}$$

Dari Brownel & young, table 10.4 hal 188 didapat :

$$\text{Bolt spacing (Bs)} = 3 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{Minimum radial distance } \textcircled{R} = 2 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$\text{Edge distance (E)} = 1 \frac{5}{8} \text{ in}$$

$$\text{Bolting circle diameter } \textcircled{C} = \text{ID shell} + 2 (1,4159 \times go + R)$$

$$\text{Dengan go} = \text{tebal shell} = \frac{3}{16}$$

$$C = \text{ID shell} + 2 (1,4159 \times go + R)$$

$$= 52,7810 \text{ in}$$

$$\frac{n \times Bs}{3,14} = 8,9172$$

Diameter luar flange (A) :

$$\text{OD} = C + 2 E = 56 \text{ in}$$

Cek lebar gasket :

$$A_b \text{ aktual} = \text{jumlah bolt} \times \text{root area} = 10,352 \text{ in}^2$$

$$\text{Lebar gasket minimum} = \frac{A_b \text{ actual} \times F}{2 \times \pi \times Y \times G} = 0,019755 \text{ in} < 0,139 \text{ in}$$

*Memenuhi*

$$\text{jadi lebar gasket} = 0,0198 \text{ in}$$

$$= 0,020 \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

**4. Perhitungan moment**

Untuk keadaan bolting uap (tanpa tekanan dalam)

$$W = \frac{(A_b + A_m) \times F}{2} = 213963,8648$$

Jarak radial dari beban gasket terhadap bolt circle (hg) :

$$h_G = \frac{C - G}{2} = 2,3211$$

Moment flange (Ma) :

$$= 490632,83 \text{ lb}$$

Moment & force pada daerah dalam flange (Hd)

$$H_d = 0,785 \times B^2 \times p = 90902,96986 \text{ lb}$$

Keterangan :  $B = 48,0000 \text{ in}$

$$p = 50,2604 \text{ psia}$$

*Radial bolt circle pada aksi  $H_d$*

$$h_D = \frac{C-B}{2} = 2,3905 \text{ in}$$

**Moment  $H_d$  :**

$$M_d = h_d \times H_d = 217301,845 \text{ lbin}$$

$$H_g = W - H = 122534,6013 \text{ lb}$$

$$M_g = H_g \times h_g = 284415,8078 \text{ lbin}$$

$$H_t = H - H_d = 91426,8730$$

$$h_t = \frac{h_D + h_G}{2} = 2,3558$$

**Moment  $M_t$**

$$M_t = H_t \times h_t = 215382,85 \text{ lbin}$$

**Moment total pada keadaan operasi**

$$M_o = M_d + M_g + M_t = 717100,501 \text{ lbin}$$

karena  $M_a < M_o$  maka  $M_{\max} = M_o = 717100,501 \text{ lbin}$

### 5. Perhitungan tebal flange

Dengan pers.12-58, Brownel & Young hal 242

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_{\max}}{f \times B}}$$

Dimana :  $K = \frac{A}{B} = 1,1673 \text{ in}$

$$A = \text{Diameter luar flange} = 56,0310 \text{ in}$$

$$B = \text{Diameter luar shell} = 48,0000 \text{ in}$$

Dari Brownel & Young, fig.22, hal 238

Dengan  $K = 1,1673 \text{ in}$  didapat harga  $Y = 7,8$

Sehingga tebal flange :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_{\max}}{f \times B}} = 2,7872 \text{ in}$$

### 6.4. Perhitungan sistem penyangga

System penyangga dirancang agar mampu untuk menyangga beban kolom absorber dan perlengkapannya. Beban –beban yang ditahan oleh penyangga kolom absorber meliputi :

- A. Berat shell stipper
- B. Berat tutup atas & bawah standart dished
- C. Berat liquid dalam kolom absorber

Dasar perhitungan :

Dasar perhitungan :

#### A. Berat shell kolom absorber

$$W_s = \frac{\pi}{4}(D_o^2 - D_i^2)H \times \rho = 3181,0037 \text{ lb}$$

$W_s$	:	Berat shell kolom absorber, lb		
$D_o$	:	Diameter luar shell	= 12,75 in	= 4,0000 ft
$D_i$	:	Diameter dalam shell	= 47,7241 in	= 3,9770 ft
$H$	:	Tinggi shell	= 537,8 in	= 44,816 ft
$\rho$	:	Densitas dari bahan konstruk:	= 493 lb/ft <sup>3</sup>	

#### Berat tutup atas dan tutup bawah standart dished

$$W_d = A \times t \times \rho = 390412,0989 \text{ lb}$$

$$A = 6,28 \times L \times h = 3167,6438 \text{ in}^2 = 17,5980211 \text{ ft}$$

Dimana :	$W_d$	= berat tutup atas, lb
	$A$	= luas tutup atas standart dished
	$t$	= tebal tutup atas (tha) = 1/4 in = 0,0167 ft
	$\rho$	= Densitas dari bahan konstruksi = 493 lb/ft <sup>3</sup>
	$L$	= crown radius (R) = 96 in = 8 ft
	$h$	= tinggi tutup atas kolom absorber (ha) = 5 1/4 in = 0,3503 ft

$$\text{Berat tutup atas} = \text{tutup bawah} = 2 \times W_d = 780824,2 \text{ lb}$$

#### Berat liquid dalam kolom absorber

$$W_l = m \times t = 53828,91034 \text{ lb}$$

dimana:

$m$	:	berat larutan dalam kolom absorber	= 49260,26 kg/jam
			= 1810,01 lb/menit
$t$	:	waktu tinggal liquid dalam kolom abso=	30 menit

#### Berat Attachment

Berat attachment merupakan berat dari seluruh perlengkapan seperti nozzle, dsb :

Dari Brownel & Young, hal 157 :

$$W_a = 18 \% W_s = 572,5807 \text{ lb}$$

Dimana:  $W_a$  = berat attachment, lb

$$W_s = \text{berat shell kolom absorber} = 3181,004 \text{ lb}$$

#### Berat packing

$$\text{Berat jenis} = 25 \text{ lb/ft}^3$$

Asumsi tinggi packing 70 % dari tinggi silinder

$$L = 0,7 \times L_s = 369,0943826 \text{ in} = 30,75787 \text{ ft}$$

$$V = \frac{\pi}{4}(d_i^2 \times L) = 381,8904 \text{ lb}$$

$$\text{Maka berat packing (W} = 9547,2601$$

#### Berat total penyangga :

$$W_t = W_s + W_d + W_l + W_a + W_p = 457541,9 \text{ lb}$$

Dengan faktor keamanan adalah 10 %, maka :

$$\text{berat penyangg} = 457541,9 \times 1,1 = 502796,09 \text{ lb}$$

### 6.5.Perhitungan leg support

- Perencanaan :
- Menggunakan 4 buah kolom penyangga
  - Jenis kolom yang digunakan I-beam
  - Pemasangan dengan eksentrik

Dasar perhitungan :

**A. Menggunakan 4 buah penyangga**

$$P = \frac{4P_w(H-L) + \Sigma W}{n \times Dbc} \quad (\text{Dari Brownel \& Young, pers.1076 hal 197})$$

- Dimana = P : beban tiap kolom  
 Pw : total beban permukaan karena angin  
 H : tinggi vessel dari pondasi  
 L : jarak antara vessel dengan dasar pondasi  
 Dbc : diameter anchor bolt circle  
 N : jumlah support  
 $\Sigma W$  : berat total  
 Asumsi : tekanan angin diabaikan, maka berlaku rumus  
 Pw : 0

$$P = \frac{\Sigma W}{n} = 114385,4634$$

**B. Untuk penahan dipilih kolom jenis I-beam dengan jumlah 4 buah**

Trial I-beam ukuran  $12 \times 5 \frac{1}{4}$

Dari Brownel & Young hal 355 didapatkan :

Berat	=	85	lb
Area of section (Ay)	=	24,8	in <sup>2</sup>
Depth of beam (H)	=	20	in
Width of flange (B)	=	6,25	in
A <sub>x15</sub> (R <sub>2-2</sub> )	=	1,38	in
I <sub>2-2</sub>	=	47	in <sup>2</sup>

Ditentukan jarak absorber dengan lantai (L) = 5

$$\text{Tinggi leg} = (1/2 \times H) + (1/2 \times L) = 24,9078 \text{ ft} = 298,893 \text{ in}$$

$$\frac{L}{R_{2-2}} = 216,5892$$

$$\text{Untuk } \frac{L}{R_{2-2}} \geq 120, \text{ maka } P = 18000$$

$$F_c \text{ aman} = \frac{18000}{1 + \frac{(L/R)^2}{18000}} = 4991,4605 \text{ psi}$$

$$A = \frac{P}{F_{c \text{ aman}}} = 22,9162 \text{ in}^2$$

Karena A yang dibutuhkan < A yang tersedia, maka ukuran I-beam sudah memadai



## 6.6. Dimensi base plate

### A. Luas base plate

$$\text{Luas base plate (Abp)} = \frac{P}{f_{bp}} = 190,6424 \text{ in}^2$$

Dimana :

Abp : luas base plate

P : beban di tiap-tiap base plate

Fbp : stress yang diterima oleh pondasi

Direncanakan pondasi menggunakan beton, maka dari Hess table 7-7 hal 162, didapatkan fbp 600 psi

### B. Menghitung panjang dan lebar dari base plate

$$\text{Abp} = P \times L$$

$$P = 2m + 0,95h$$

$$L = 2n + 0,8b$$

$$\text{Abp} = (2m + 0,95h) \times (2n + 0,8b) \quad \text{Asumsi : } m = n$$

$$190,6 = (2m + 0,95 \times 12) \times (2n + 0,8 \times 5,477)$$

$$190,6 = 2m + 11 \times 2m + 4,38$$

$$190,6 = 4m^2 + 8,8m + 23m + 50$$

$$0 = 4m^2 + 31,5632m - 140,69$$

Dengan menggunakan rumus abc didapatkan :

$$m_{1,2} = \frac{(-b) \pm \sqrt{(b)^2 - (4 \times a \times c)}}{2 \times a} = 4,18061 \text{ in}$$

Sehingga :

$$\text{Panjang base plate} = 2m + 0,95h = 19,761221 \text{ in}$$

$$\text{Lebar base palte} = 2n + 0,8b = 13,361221 \text{ in}$$

$$\text{Luas base plate} = 264,034044$$

### C. Peninjauan terhadap Bearing capacity

Beban yang harus ditahan

$$f = \frac{P}{A_{baru}} = 433,222405 \text{ lb.in}^2$$

Karena  $f < f_b$ , maka dimensi base plate sudah memenuhi

### D. Peninjauan terhadap m dan n

$$\text{Panjang base pl} = 2m + 0,95h \quad \text{Lebar base palte} = 2n + 0,8b$$

$$19,7612 = 2m + 11 \quad 13,3612 = 2n + 5$$

$$m = 4,1806 \quad n = 4,1806$$

Karena harga  $n = m$ , maka tebal base plate dihitung berdasarkan harga  $n/m$

R. Tebal base plate

Permeabilitas beton

$$\text{Tebal base plate} = \sqrt{0,00015 \times P \times n^2} = 0,2276 \text{ in}$$

**F. Ukuran baut**

$$\begin{aligned}
 P \text{ baut} &= 114385,4634 \text{ lb} \\
 \text{jumlah baut} &= 4 \text{ Buah} \\
 P \text{ tiap baut} &= 28596,36585 \text{ lb} \\
 Ft \text{ steel} &= \text{beban maximal tiap baut} = 12000 \text{ psi} \\
 A \text{ baut} &= \frac{P \text{ tiap baut}}{ft \text{ steel}} = 2,3830 \text{ in} \\
 Ab &= 3,14/4 \times db^2 \\
 Db^2 &= \frac{Ab}{3,14/4} \\
 Db &= 3 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi dari Brownel & Young, hal 188 :

$$\begin{aligned}
 \text{Ukuran baut} &= 3 \text{ in} \\
 \text{Bolt spacing} &= 5,62 \text{ in} \\
 \text{Jarak radial min} &= 3 \frac{5}{8} \text{ in} \\
 \text{Edge distance} &= 2 \frac{7}{8} \text{ in} \\
 \text{Nut dimension} &= 4 \frac{5}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

**6.7. Dimensi leg support dan gusset**

Perencanaan :

Digunakan 2 buah plate horizontal (untuk lug) dan 2 buah plate vertikal (untuk gusset)

Dasar perhitungan :

**A. Lebar lug**

$$\text{Lebar lug} = 2 \times \text{ukuran baut} + \text{lebar i-beam} = 18,50 \text{ in}$$

**B. Panjang lug**

$$\text{Panjang lug} = 2 \times \text{ukuran baut} + \text{panjang i-beam} = 46,00 \text{ in}$$

**C. Tinggi lug**

$$\text{Tinggi lug} = \frac{5}{3} \times \text{panjang lug} = 76,67 \text{ in}$$

**D. Lebar luas atas**

$$\text{Lebar luas atas} = 0,5 \times \text{lebar lug} = 9,25 \text{ in}$$

**E. Lebar gusset**

$$\text{Lebar gusset} = 2 \times \text{ukuran baut} + \text{panjang i-beam} = 18,50 \text{ in}$$

**F. Panjang gusset**

$$\text{Panjang gusset} = 2 \times \text{ukuran baut} + \text{panjang i-beam} = 46,00 \text{ in}$$

**G. Tinggi gusset**

$$\text{Tinggi gusset} = \frac{5}{3} \times \text{panjang gusset} = 76,67$$

**H. Tebal plate horizontal**

$$\text{Tebal plate horizontal} = \sqrt{\frac{6 \times m}{\dots}} = 1,815521239$$

$$m = \frac{\beta^2 \times ts^2 \times P \times C' \times r^2}{\dots} = 6592,234741$$

$$\beta = \frac{12(1-\mu) \times b \times H}{\sqrt[4]{\frac{3-1 \times \mu^2}{r^2 \times ts^2}}} = 0,003411$$

$$C = \frac{1}{2} \times ts + \frac{1}{2} \times h = 6,07 \text{ in}$$

Maka digunakan plate dengan tebal = 1,8 in

### I. Tebal plate vertical (gusset)

Dari fig 10.6 hal 191 Brownel & Young pers 10.47 hal 194 diperoleh :

$$\text{Tebal gusset minima} = \frac{3}{8} \times thp = 0,68082 \text{ in}$$

### Kesimpulan lug dan gusset

#### 1. Lug

$$\text{Lebar} = 18,50 \text{ in}$$

$$\text{Tebal} = 1,51 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi} = 76,67 \text{ in}$$

#### 2. Gusset

$$\text{Lebar} = 18,5 \text{ in}$$

$$\text{Tebal} = 0,681 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi} = 76,67 \text{ in}$$

## 6.8. Dimensi pondasi

### Perencanaan :

Beban total yang harus ditahan :

a. Berat kolom absorber total

b. Berat kolom penyangga

c. Berat base plate

Ditentukan : a. Masing-masing penyangga diberi pondasi

b. Spesifikasi untuk semua penyangga sama

Dari perhitungan :

$$W = 503296,039 \text{ lb}$$

1. Beban yang harus ditanggung tiap kolom

$$\text{Rumus : } W_{bp} = p \times L \times t \times b = 67,64105333 \text{ lb}$$

2. Beban tiap penyangga

$$\text{Rumus : } W_p = L \times A \times F \times p = 220,7733333 \text{ lb}$$

$$\text{Beban total} = W_t = W + W_{bp} + W_p = 503584,453 \text{ lb}$$

Gaya yang bekerja pada pondasi dianggap gaya vertical berat total kolom absorber, sedangkan bidang kerja dianggap bujur sangkar dengan perencanaan ukuran :

$$\text{Luas bidang kerja} = p \times p = 3600 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas tanah untuk dasar pondasi} &= \text{luas pondasi bawah} \\ &= 6400 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi pondasi} = 10 \text{ in}$$

$$\text{Luas rata-rata (A)} = \frac{1}{2} \times (60^2 + 70^2) = 5000 \text{ in}^2$$

$$\text{Volume pondasi (Vp)} = A \times t = 50000 \text{ in}^3 = 880,79 \text{ ft}^3$$

$$\text{Densitas untuk gravel} = 126 \text{ lb/ft}^3$$

Maka :

$$W \text{ pondasi} = V \times \rho = 110979,162 \text{ lb}$$

Asumsi

Tanah atas pondasi berupa cementsanol & gravel dengan minimum safe bearing power = 5 ton/ft<sup>2</sup> dan maximum safe bearing power 10 ton/ft<sup>2</sup>

Berat total keseluruhan :

$$W_{\text{total}} = 614563,6154$$

Tekanan dari system pondasi terhadap luas tanah (P) :

$$P = \frac{W_{\text{total}}}{A} = 122,912723 \text{ lb/in}^2$$

Acuan harga safety didasarkan pada minimum bearing power yaitu :

10000 kg/ft<sup>2</sup> = 153,09 lb/in<sup>2</sup>. Karena tekanan pondasi terhadap tanah

122,9127 lb/in<sup>2</sup> < 153,09 lb/in<sup>2</sup> berarti pondasi dapat digunakan.

### Spesifikasi Kolom Absorber :

#### 1. Silinder

- Diameter dalam : 47,7241 in
- Diameter luar : 48,0000 in
- Tinggi : 537,7861 in
- Tebal Silinder : 0,1380 in
- Tebal tutup : 1/4 in
- Tinggi tutup : 5 1/4 in
- Bahan Konstruksi : HAS SA 240 Grade M type 316
- Jumlah : 2 buah

#### 2. Packing

- Diameter packing : 4,7724 in
- Panjang packing : 0,7954 in
- Berat packing : 220,7733 lb
- Bahan konstruksi : Keramik

#### 3. Nozzle

- Diameter nozzle gas masuk : 6 in
- Diameter nozzle liquid masuk : 12 in

- Diameter nozzle gas keluar : 8 in
- Diameter nozzle liquid keluar : 6 in

#### 4. Flange dan Gasket

- Diameter flange : 56,0310 in
- Tebal flange : 2,787219 in
- Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA-336 Grade F8 type 304
- Lebar gasket : 0,139 in
- Diameter gasket : 48,1388 in
- Bahan konstruksi : Solid Flat Metal

#### 5. Penyangga

- Ukuran : I-beam
- Berat : 503296 lb
- Area of section (Ay) : 24,8 in
- Depth of beam (H) : 20 in
- Width of flange (B) : 6,25 in
- Jumlah penyangga : 4 Buah

#### 6. Base Plate

- Panjang : 19,7612 in
- Lebar : 13,3612 in
- Luas : 264,034 in<sup>2</sup>
- Tebal : 0,2276 in

#### 7. Lug

- Lebar : 18,5 in
- Luas : 1,51 in
- Tebal : 76,67 in

#### 8. Gusset

- Lebar : 18,5 in
- Luas : 1,51 in
- Tebal : 76,67 in

#### 9. Pondasi

- Ukuran atas : (60 × 60) in
- Ukuran bawah : (80 × 80) in
- Tinggi : 10 in

## **BAB VII**

### **INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA**

Untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas produk yang diinginkan perlu adanya suatu alat untuk mengontrol jalannya proses. Selain itu peranan sumber daya manusia juga sangat penting dalam menentukan suatu produksi, dengan pertimbangan tersebut adanya suatu bagian yang berfungsi untuk mengontrol peralatan dan menjaga keselamatan kerja.

#### **7.1 Instrumentasi**

Instrumentasi alat yang dipasang pada peralatan proses untuk mengetahui kondisi proses dan operasi produksi suatu pabrik. Pengendalian proses meliputi keseluruhan unit pabrik maupun hanya beberapa unit pabrik yang benar-benar memerlukan pengontrolan secara cermat dan akurat. Variable-variabel yang dikendalikan adalah tekanan, temperature, laju lair dang tinggi permukaan.

Dalam industri kimia banyak variable-variabel proses yang perlu diukur dan dikontrol secara otomatis maupun manual. Penggunaan alat pengontrol otomatis dimaksudkan untuk menghasilkan kualitas produk yang terbaik disamping itu dapat mengurangi kebutuhan tenaga kerja. Alat kontrol ini hanya digunakan pada alat yang mempengaruhi kuantitas dan kualitas produk yang dihasilkan. Pada pra rencana pabrik Hidrogen ini, instrument yang digunakan ada 2 macam yaitu secara otomatis dan manual, tergantung dari sistem peralatan dan faktor pertimbangan teknis serta ekonomisnya.

Tujuan dari pemasangan alat instrument ini adalah :

- a. Kondisi operasi suatu peralatan tetap terjaga pada kondisi yang aman dan sesuai.
- b. Laju produksi berjalan sesuai dengan batas-batas rencana yang telah dibuat.
- c. Membantu mempermudah pengoperasian alat.
- d. Lebih menjamin keselamatan dan efisiensi kerja serta peralatan sehingga biaya produksi rendah.

Menurut cara kerjanya alat-alat instrument dibagi menjadi:

a. Alat-alat otomatis

Alat ini merupakan instrument yang digunakan hanya sebagai petunjuk dan pencatat saja.

b. Alat-alat manual

Alat ini merupakan instrument yang secara otomatis digunakan sebagai pengontrol.

Pada Pra Rencana Pabrik ini, instrument yang digunakan adalah:

1. *Level Indicator (LI)*

Instrument ini berfungsi untuk mengetahui ketinggian fluida yang ada dalam tangki *storage* agar tidak melebihi batas yang telah ditentukan.

2. *Temperature Controller (TC)*

Instrument ini berfungsi untuk mengatur temperatur agar beroperasi pada temperatur konstan.

3. *Flow Controller (FC)*

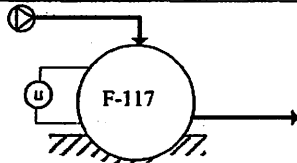
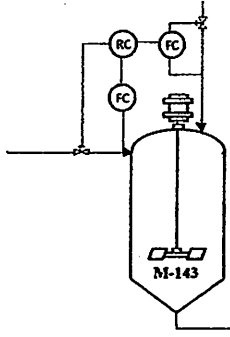
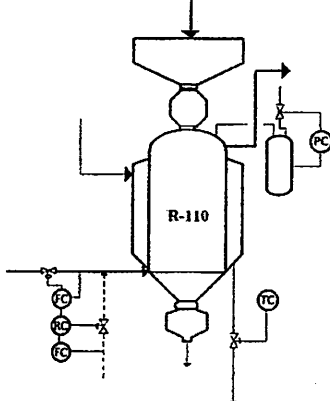
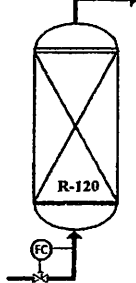
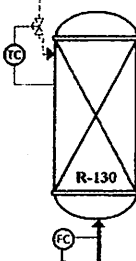
Instrument ini berfungsi untuk mengendalikan laju air fluida melalui perpipaan sehingga aliran yang masuk ke peralatan proses tetap konstan.

4. *Pressure Controller (PC)*

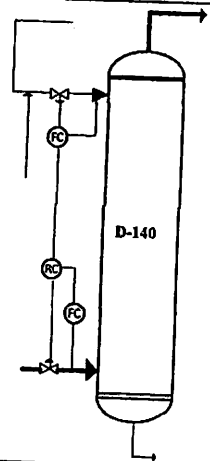
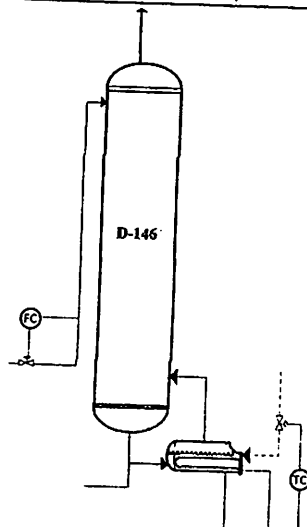
Instrument ini dipasang pada peralatan untuk mengatur tekanan agar beroperasi sesuai tekanan yang diperlukan.

5. *Ratio Controller (RC)*

Instrument ini berfungsi untuk mengatur ratio bahan masuk kedalam alat proses.

No.	Kode Alat	Nama Alat	Instrumen pengendali
1.	F-117 F-141 F-145		LI
2.	M-120		RC FC
3.	R-110		TC FC RC
4.	R-120 H-133		FC
5.	R-130		TC FC



6.	D-140		FC RC
7.	D-146		FC TC

## 7.2 Keselamatan kerja

Pada suatu pabrik, keselamatan kerja merupakan faktor yang harus mendapat perhatian besar sebab mengabaikan masalah ini dapat mengakibatkan hal-hal yang tidak diinginkan. Keselamatan kerja yang terjamin secara psikologis dapat membuat para pekerja yang terlibat didalamnya merasa aman dan tenang serta lebih berkonsentrasi pada pekerjaan yang ditangani sehingga produktivitas juga akan meningkat.

Usaha untuk menjaga keselamatan kerja dan keamanan pabrik tidak hanya ditujukan kepada faktor manusianya saja, tetapi juga untuk menjaga peralatan yang ada dalam pabrik. Dengan terpeliharanya peralatan dengan baik maka diharapkan peralatan dapat digunakan dalam jangka waktu yang lama.

Macam-macam bahaya yang biasa terjadi dalam pabrik yang harus diperhatikan dalam perencanaan yaitu :

- a. Bahaya kebakaran
- b. Bahaya mekanik
- c. Bahaya terhadap kesehatan
- d. Bahaya listrik

### 7.2.1 Bahaya kebakaran

Bahaya kebakaran merupakan hal yang sangat membutuhkan perhatian, oleh sebab itu diperlukan pengaman yang sebaik-baiknya terutama dalam produksi.

Cara menanggulangi kebakaran, yaitu :

- a. Pencegahan kebakaran
- b. Pemasangan isolasi pada seluruh kabel-kabel transmisi yang ada.
- c. Menempatkan alat-alat utilitas yang cukup jauh tetapi praktis dari unit operasi.
- d. Penempatan bahan-bahan yang mudah terbakar di tempat tertutup dan jauh dari sumber api.
- e. Pemasangan pipa air melingkar diseluruh lokasi pabrik.
- f. Penyediaan alat pemadam kebakaran di setiap bagian pabrik dan pemasangannya harus pada tempat yang mudah terjangkau.
- g. Pengamanan dan pengontrolan terhadap kebakaran.

### 7.2.2 Bahaya mekanik

Bahaya mekanik biasanya disebabkan oleh pengerjaan konstruksi yang tidak memenuhi syarat yang berlaku. Hal-hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah :

- a. Konstruksi harus mendapat perhatian yang cukup tinggi.
- b. Perencanaan peralatan harus sesuai dengan aturan yang berlaku, baik pemilihan bahan konstruksi maupun faktor yang lain.
- c. Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai serta alat pengamannya.

### 7.2.3 Bahaya terhadap kesehatan

Untuk menjaga kesehatan dan keselamatan karyawan perlu adanya kesadaran dari seluruh karyawan agar dapat bekerja dengan baik sehingga tidak membahayakan keselamatan jiwanya dan orang lain. Untuk itu pengetahuan akan bahaya masing-masing alat sangat penting diketahui oleh semua karyawan terutama operator control.

Semua karyawan harus menggunakan pelindung diri seperti topi pengaman, sepatu karet, sarung tangan, dan masker.

Untuk menghindari kerusakan alat seperti peledakan atau kebakaran maka pada alat-alat tertentu perlu dipasang alat pengaman seperti safety valve, isolasi dan pemadam kebakaran.

Bahaya terhadap kesehatan juga perlu diwaspadai. Umumnya berasal dari bahan baku, bahan yang diproses dan produk. Karena itu diusahakan agar ruangan proses maupun ruangan lainnya memiliki ventilasi atau pertukaran udara yang cukup sehingga dapat memberikan kesegaran kepada karyawan serta dapat memberikan kesegaran kepada karyawan serta dapat menghindari gangguan terhadap pernafasan. Pengamanan masing-masing peralatan proses dan alat keselamatan kerja karyawan dapat dilihat pada tabel 7.2.

Tabel 7.2 Alat keselamatan kerja karyawan pada pabrik Hidrogen

No.	Nama alat pelindung	Yang perlu dilindungi
1.	Helm	Pekerja bagian proses, bahan baku, produk
2.	Sepatu boot	Pekerja bagian proses, bahan baku, produk
3.	Sarung tangan	Pekerja bagian proses, bahan baku, produk
4.	Masker	Pekerja bagian proses, bahan baku, produk
5.	Pernadam kebakaran	Seluruh karyawan kantor dan lapangan

### 7.3 Bahaya listrik

Bahaya pengoperasian maupun perbaikan instalasi listrik hendaknya selalu menggunakan alat pengaman yang disediakan pabrik, dengan demikian para pekerja dapat terjaga keselamatannya. Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Semua bagian pabrik harus diberi penerangan cukup.
- Peralatan yang penting harus diberi switcher dan transformator diletakkan ditempat yang aman dan tersendiri.
- Peralatan listrik dibawah tanah sebaiknya diberi tanda dengan jelas.

## **BAB VIII**

### **UTILITAS PABRIK**

Unit utilitas pada suatu pabrik adalah salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu industri kimia, sehingga kapasitas produksi semaksimal mungkin dapat dicapai. Unit utilitas yang diperlukan pada Pra Rencana Pabrik Hidrogen ini yaitu :

- Air yang berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan boiler, air sanitasi dan air untuk pemadam kebakaran.
- Steam sebagai media pemanas dalam proses produksi.
- Listrik yang berfungsi untuk menjalankan alat-alat produksi, utilitas dan untuk penerangan.
- Bahan bakar untuk mengoperasikan boiler.

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi 4 unit, yaitu :

1. Unit penyediaan air
2. Unit penyediaan steam
3. Unit penyediaan tenaga listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar

#### **8.1. Unit Penyediaan Air**

Berfungsi untuk memenuhi kebutuhan air baik ditinjau dari segi kuantitas maupun kualitasnya. Dari segi kualitas air merupakan jumlah kebutuhan air yang harus dipenuhi sedangkan dari segi kualitas menyangkut syarat air yang harus dipenuhi.

##### **8.1.1. Air umpan boiler**

Air umpan boiler merupakan bahan baku yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhan steam pada Pra Rencana Pabrik Hidrogen dari batubara ini digunakan pada Reaktor Gasifier (R-110), Shift Converter (R-140) Steam Methane Reformer (R-120) dan reboiler (E-161) sebesar 7558,7929 kg/jam. Air umpan boiler yang disediakan dengan excess 10% sebagai pengganti steam yang hilang yang diperkirakan karena adanya kebocoran akibat transmisi sebesar 5%, sedangkan faktor keamanan sebesar 5%. Sehingga kebutuhan air umpan boiler adalah sebanyak 13927,5995 kg/jam.

Air untuk keperluan ini harus memenuhi syarat- syarat agar air tidak merusak boiler (ketel). Dari Perry's edisi 6, hal 976 didapatkan bahwa air umpan boiler harus memenuhi persyaratan sebagai berikut :

- Total padatan (total dissolved solid) = 3500 ppm
- Alkanitas = 700 ppm
- Padatan terlarut = 300 ppm
- Silika = 60 – 100 ppm
- Besi = 0,1 ppm
- Tembaga = 0,5 ppm
- Oksigen = 0,007 ppm
- Kesadahan = 0
- Kekerusuhan = 175 ppm
- Minyak = 7 ppm
- Residu fosfat = 140 ppm

Selain harus memenuhi persyaratan tersebut diatas, air umpan boiler harus bebas dari :

- Zat – zat yang menyebabkan korosi, yaitu gas-gas terlarut seperti  $O_2$ ,  $CO_2$ ,  $H_2S$  dan  $NH_3$ .
- Zat – zat yang menyebabkan busa, yaitu zat organik, anorganik dan zat – zat tak larut dalam jumlah yang besar.

Untuk memenuhi persyaratan tersebut dan untuk mencegah kerusakan pada boiler, maka air umpan boiler harus diolah terlebih dahulu sebelum digunakan melalui :

- Demineralisasi, untuk menghilangkan ion – ion pengganggu.
- Deaerator, untuk menghilangkan gas – gas terlarut

### 8.1.2. Air proses

Air proses pada Pra Rencana Pabrik Hidrogen dari batubara ini sebesar 11741,8927 kg/jam, yang digunakan pada Scrubber dan Tangki Pengencer

### 8.1.3 Air sanitasi

Air sanitasi yang diperlukan digunakan untuk keperluan laboratorium, kantor, untuk konsumsi mandi, mencuci, taman dan lain-lain. Syarat yang harus dipenuhi sebagai air sanitasi, yaitu :

### 1. Syarat fisika

- Tidak berwarna dan tidak berbau
- Tidak berbusa
- Mempunyai suhu dibawah suhu udara
- Kekeruhan kurang dari 1 ppm  $\text{SiO}_2$
- pH netral

### 2. Syarat kimia

- Tidak beracun
- Tidak mengandung zat-zat organik maupun zat anorganik yang tidak larut dalam air, seperti  $\text{PO}_4^{3-}$ , Hg, Cu dan sebagainya

### 3. Syarat bakteriologis

- Tidak mengandung bakteri terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat-sifat fisik air.

Kebutuhan air sanitasi pada Pra Rencana Pabrik Hidrogen ini adalah :

#### 1. Untuk kebutuhan karyawan

Menurut standart WHO kebutuhan air untuk tiap orang adalah 120 L/hari/orang

#### 2. Untuk laboratorium dan taman

Direncanakan kebutuhan air untuk taman dan laboratorium adalah sebesar 30% dari kebutuhan karyawan

#### 3. Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air

Air sanitasi untuk pemadam kebakaran dan air cadangan direncanakan sebesar 40% dari kebutuhan air sanitasi. Sehingga didapatkan kebutuhan air sanitasi untuk pabrik sebesar 2467,2950 kg/jam

### 8.1.4 Air pendingin

Air berfungsi sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas. Hal ini disebabkan karena :

- Air merupakan materi yang mudah didapat
- Mudah dikendalikan dan dikerjakan
- Dapat menyerap panas
- Tidak mudah menyusut karena pendinginan
- Tidak mudah terkondensasi

Air pendingin tersebut digunakan pada, Reaktor Gasifier (R-110), Cooler I (E-121), dan Cooler III (E-154), Cooler IV (E-163) sebesar 96530,1494 kg/jam.

## 8.2. Unit Pengolahan Steam

Bahan baku pembuatan steam adalah Air Umpan Boiler. Steam yang dibutuhkan dalam proses ini mempunyai kondisi :

- Tekanan : 30 atm
- Temperatur : 300°C

Zat-zat yang terkandung dalam air umpan boiler yang dapat menyebabkan kerusakan pada boiler adalah :

- Kadar zat terlarut (soluble matter) yang tinggi
- Zat padat terlarut (suspended solid)
- Garam-garam kalsium dan magnesium
- Zat organik (organic matter)
- Silika, sulfat, asam bebas dan oksida

Syarat-syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler :

a. Tidak boleh membuih (berbusa)

Busa disebabkan oleh adanya solid matter, suspended matter dan kebasaaan yang tinggi. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa :

- Kesulitan pembacaan tinggi liquida dalam boiler
- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat yang mengakibatkan adanya solid-solid yang menempel dan mengakibatkan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lebih lanjut.

Untuk mengatasi hal ini, perlu adanya pengontrolan terhadap adanya kandungan lumpur, kerak dan alkalinitas air umpan boiler.

b. Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler.

Kerak dalam boiler akan menyebabkan :

- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat.

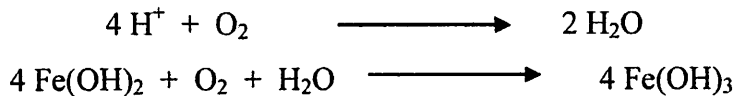
c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan organik, serta gas-gas  $H_2S$ ,  $SO_2$ ,  $NH_3$ ,  $CO_2$ ,  $O_2$ , yang terlarut

dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu :

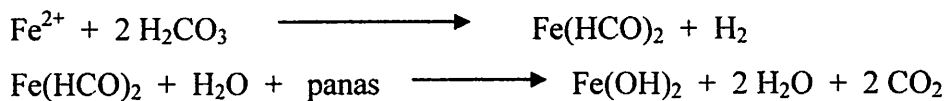


Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :



Adanya bikarbonat dalam air akan menyebabkan terbentuknya  $\text{CO}_2$ , karena pemanasan dan adanya tekanan.  $\text{CO}_2$  yang terjadi bereaksi dengan air menjadi asam karbonat. Asam karbonat akan bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Dengan adanya pemanasan (kalor), garam bikarbonat ini membentuk  $\text{CO}_2$  lagi.

Reaksi yang terjadi :



### **Proses Pengolahan Air Pada Unit Pengolahan Air**

Air sungai digunakan untuk memenuhi kebutuhan air proses, air sanitasi, air pendingin dan air umpan boiler. Proses pengolahan air sungai tersebut adalah :

Air dari sungai dipompa dengan pompa (L-211) menuju bak skimmer (F-212) yang berfungsi untuk membersihkan kotoran-kotoran yang terapung dalam air sungai. Keluar dari bak skimmer air dipompa (L-213) menuju bak sedimentasi (F-214). Keluar dari bak sedimentasi air dipompa (L-215) menuju clarifier (H-120) disini terjadi proses koagulasi dan flokulasi dengan penambahan alum sebagai zat koagulan dan diadakan pengadukan dengan kecepatan yang cepat dan lambat agar alum dan air dapat tercampur secara homogen. Setelah terjadi proses koagulasi dan flokulasi, air dipompa ke bak penampung hasil koagulasi (F-217) untuk menetralkan aliran.

Kemudian menuju ke sand filter (H-218). Keluar dari sand filter air masuk ke bak air bersih (F-219) dan diolah sesuai dengan fungsinya masing-masing, yaitu :

#### **□ Pengolahan air sanitasi**

Air dari bak air bersih (F-219) dialirkan dengan pompa (L-223) menuju bak klorinasi (F-234) dan ditambahkan desinfektan klor ( $\text{Cl}_2$ ) sebanyak 1 ppm yang

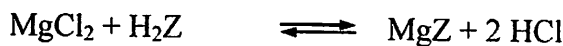
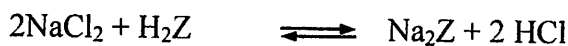
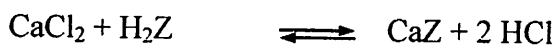
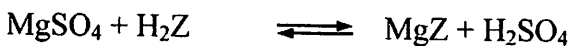
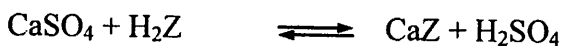
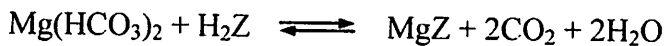
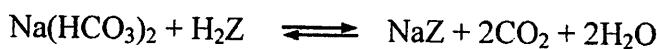
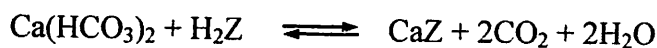


diinjeksikan langsung ke dalam pipa. Dari bak klorinasi, air dialirkan menuju bak air sanitasi (F-225) dan siap untuk dipergunakan sebagai air sanitasi.

□ Pelunakan air umpan boiler

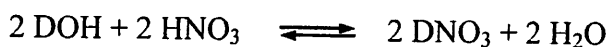
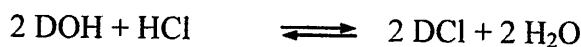
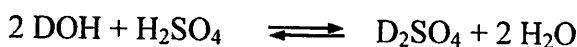
Pelunakan air boiler yang dilakukan dengan pertukaran ion dalam demineralisasi yang terdiri dari dua tangki, yaitu tangki kation exchanger (D-220 A) dan anion exchanger (D-220 B). Kation exchanger yang digunakan adalah resin zeolit ( $H_2Z$ ) dan anion yang digunakan adalah deacidite (DOH).

Air dari bak air bersih (F-219) dialirkan dengan pompa (L-221) menuju kation exchanger (D-220A). Dalam tangki kation exchanger terjadi reaksi sebagai berikut :



Ion-ion bikarbonat, sulfat dan klor diikat dengan ion Z membentuk  $CO_2$  dan air,  $H_2SO_4$  dan HCl. Selanjutnya air yang bersifat asam ini dialirkan ke tangki anion exchanger (D-220B) untuk dihilangkan anion-anion yang tidak dikehendaki.

Dalam tangki anion exchanger terjadi reaksi sebagai berikut :



Sehingga keluaran dari tangki demineralisasi adalah garam-garam kalsium, natrium dan magnesium yang terikat pada kation exchanger dalam bentuk CaZ, NaZ dan MgZ. Sedangkan  $H_2SO_4$ , HCl dan  $HNO_3$  terikat pada anion exchanger dalam bentuk  $D_2SO_4$ , DCl dan  $DNO_3$ . Setelah keluar dari demineralisasi, air umpan boiler telah bebas dari ion-ion pengganggu.

Setelah keluar dari tangki demineralisasi, air lunak ini digunakan sebagai air umpan boiler. Untuk memenuhi kebutuhan umpan boiler, air lunak ditampung dalam bak air lunak (F-222) yang selanjutnya dipompa (L-231) ke deaerator (D-232) untuk menghilangkan gas-gas impurities pada air umpan boiler dengan sistem pemanasan. Dari deaerator air ditampung di bak air umpan boiler (F-233) dan siap diumpangkan ke boiler (Q-230) dengan pompa (L-234). Steam yang dihasilkan boiler didistribusikan ke peralatan dan kondensat yang dihasilkan di recycle.

□ Pengolahan air pendingin

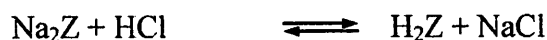
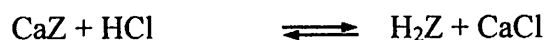
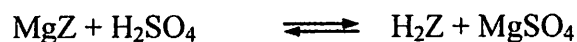
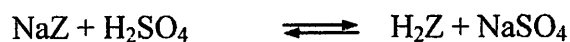
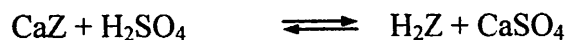
Untuk memenuhi kebutuhan air pendingin dari bak air lunak (F-222), air dipompa (L-226) ke bak air pendingin (F-227) kemudian dialirkan ke peralatan dengan pompa (L-228). Setelah digunakan air direcycle ke cooling tower (P-229) dan selanjutnya dari cooling tower, air di recycle ke bak air pendingin kembali.

□ Pengolahan air proses

Untuk memenuhi kebutuhan air proses, air dari bak air lunak (F-222) dipompa dengan pompa (L-241) menuju ke alat yang membutuhkan air proses.

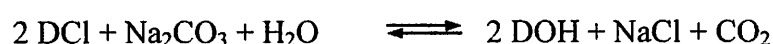
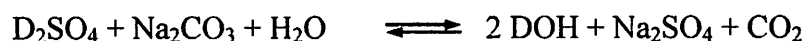
□ Proses regenerasi :

Reaksi yang terjadi :



Pemakaian resin yang terus menerus menyebabkan resin tidak aktif lagi. Hal ini dapat diketahui dari pemeriksaan kesadahan air umpan boiler. Resin yang sudah tidak aktif menunjukkan bahwa resin sudah tidak jenuh dan perlu diregenerasi. Regenerasi hidrogen *exchanger* dilakukan dengan menggunakan asam sulfat atau asam klorida. Sedangkan regenerasi anion *exchanger* dengan menggunakan larutan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  atau  $\text{NaOH}$ .

Reaksi yang terjadi :





### 8.3. Unit Penyediaan Listrik

Listrik yang dibutuhkan pada Pra Rencana Pabrik Hidrogen dari batubara ini adalah yang meliputi :

- Proses : 707,58 kW
- Penerangan : 464,508 kW

Kebutuhan listrik untuk proses, penerangan, instrumen dan lain-lain dipenuhi oleh PLN. Sedangkan apabila listrik mati, maka digunakan satu generator AC bertenaga diesel berkekuatan 1563 kW sebagai *back up*.

### 8.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan pada pabrik, yaitu pada boiler dan generator. Pada boiler bahan bakar yang digunakan adalah batubara fines yang berasal dari vibrating screen. Fines ini digunakan sebagai bahan bakar pada boiler hal ini didasarkan pada pertimbangan :

- Pemanfaatan fines sebagai batubara
- Persediaan batubara yang memadai pada pabrik
- Mudah di gunakan
- Murah
- Heating value tidak jauh berbeda dengan diesel oil

Sedangkan untuk generator listrik bahan bakar yang digunakan adalah diesel oil. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

- Harganya relatif murah
- Mudah didapat
- Viscositasnya relatif lebih rendah sehingga mudah mengalami pengabutan
- Heating valuenya relatif tinggi
- Tidak menyebabkan kerusakan pada alat-alat

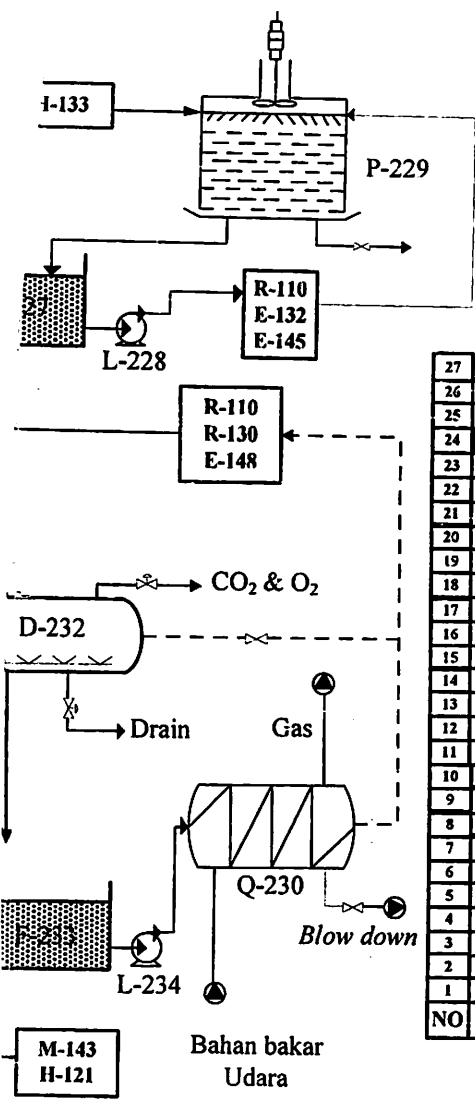
Dari tabel 9.9 dan fig. 9-9, Perry 6<sup>th</sup> ed, didapat :

- Flash point = 38 °C (100 °F)
- Pour point = -6 °C (21,2 °F)
- Densitas = 0,8 kg/L
- Heating value = 19.200 Btu/lb

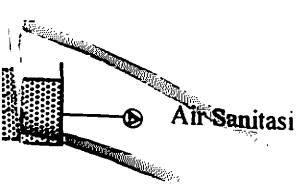
### **8.5. Pengolahan Limbah**

Limbah yang dihasilkan oleh buangan pabrik hydrogen dari batubara ini adalah berasal dari sisa pembakaran batubara yang berupa ash dan batubara yang tidak bereaksi. Limba tersebut digunakan sebagai bahan bakar boiler.

Limbah yang mengandung gas langsung dibuang ke atas, karena tidak berbahaya dan senyawa yang terkandung dalam gas masih dibawah standard yang diperbolehkan



27	L-241	POMPA KE ALAT PROSES
26	D-234	POMPA KE BOILER
25	F-233	BAK AIR UMPAN BOILER
24	D-232	DEAERATOR
23	L-231	POMPA KE DEAERATOR
22	Q-230	BOILER
21	P-229	COOLING TOWER
20	L-228	POMPA AIR PENDINGIN KE PERALATAN
19	F-227	BAK AIR PENDINGIN
18	L-226	POMPA AIR PENDINGIN
17	F-225	BAK AIR SANITASI
16	F-224	BAK KLORINASI
15	L-223	POMPA KE BAK KLORINASI
14	F-222	BAK AIR LUNAK
13	L-221	POMPA AIR BERSIH
12	D-220B	ANION EXCHANGER
11	D-220A	KATION EXCHANGER
10	F-219	BAK AIR BERSIH
9	H-218	SAND FILTER
8	F-217	BAK PENAMPUNG KOAGULASI
7	L-216	POMPA BAK KOAGULASI
6	L-215	POMPA SKIMMER
5	F-214	SKIMMER
4	L-213	POMPA BAK SEDIMENTASI
3	F-212	BAK SEDIMENTASI
2	L-211	POMPA AIR SUNGAI
1	H-210	CLARIFIER
NO	KODE	NAMA ALAT



**JURUSAN TEKNIK KIMIA**  
**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**  
**INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG**

---

**UNIT PENGOLAHAN AIR**  
**PRA-RENCANA PABRIK HIDROGEN**

DIRANCANG OLEH	DOSEN PEMBIMBING
HENOKH IMANUEL W.S.S 10.14.020 DENNY FERNANDES 10.14.010	PROF. DR. IR. TRI POESPOWATI, MT

## **BAB IX**

### **TATA LETAK**

#### **9.1 Tata Letak Pabrik**

Tata letak pabrik adalah pengaturan atau peletakan bangunan dan peralatan dalam pabrik, yaitu meliputi areal proses, areal penyimpanan dan areal material sedemikian rupa sehingga pabrik dapat beroperasi secara efektif dan efisien. Tujuan utama dari tata letak pabrik adalah:

- Untuk mengatur alat-alat serta fasilitas produksi
- Untuk menjaga keselamatan
- Supaya pemeliharaan dapat diatur dengan mudah
- Pembiayaan dapat ditekan seminimal mungkin
- Fungsi dari peralatan dan bangunan dapat dipakai seefisien mungkin

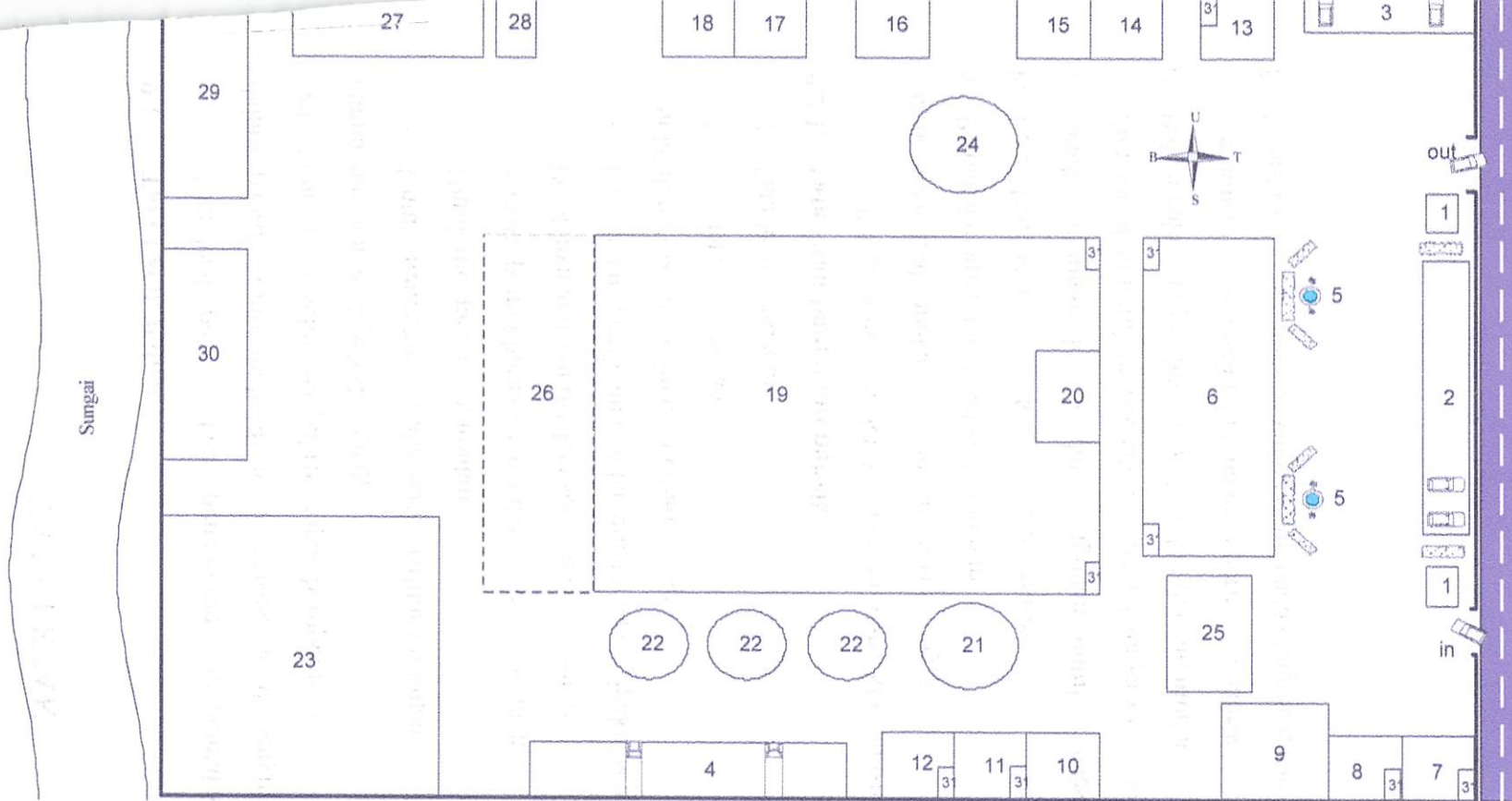
Tata letak pabrik dapat dibagi menjadi 2 bagian :

1. Tata letak bangunan
2. Tata letak peralatan

#### **9.2.1. Tata letak bangunan pabrik**

Pengaturan tata letak ruangan daripada unit-unit bangunan dalam satu pabrik, dapat dilaksanakan sedemikian rupa sehingga:

- a. Pemakaian areal tanah sekecil mungkin.
- b. Letak bangunan sesuai dengan urutan proses
- c. Letak bangunan kantor dan bangunan untuk proses harus terpisah, hal ini dimaksudkan untuk mencegah terjadinya bahaya yang mungkin timbul
- d. Bahan baku dan produk dapat diangkut dengan mudah
- e. Terjadinya areal tanah jalan maupun perluasan pabrik
- f. Ventilasi dan penerangan yang cukup pada bangunan pabrik



**Keterangan Gambar:**

- |                             |                           |                      |                             |                            |
|-----------------------------|---------------------------|----------------------|-----------------------------|----------------------------|
| 1 . Pos Keamanan            | 8 . Perpustakaan          | 15. Poliklinik       | 22. Storage O <sub>2</sub>  | 29. Area Pengolahan Air    |
| 2 . Parkir Karyawan         | 9 . Aula                  | 16. Bengkel          | 23. Open yard Batubara      | 30. Area Pengolahan Limbah |
| 3 . Parkir Tamu             | 10. Kantor Divisi Litbang | 17. Laboratorium     | 24. Storage Produk          | 31. Toilet                 |
| 4 . Parkir Truck            | 11. Departemen Teknik     | 18. Quality Controll | 25. Timbangan               |                            |
| 5 . Taman                   | 12. Departemen Produksi   | 19. Area Proses      | 26. Perluasan Area Proses   |                            |
| 6 . Departemen Administrasi | 13. Mushola               | 20. Ruang Kontrol    | 27. Area Pembangkit Listrik |                            |
| 7 . Kantin                  | 14. Koperasi              | 21. Storage MEA      | 28. Generator               |                            |

**Gambar9.2. Tata Letak Pra Rencana Pabrik Hidrogen Di Kutai Kertanegara**

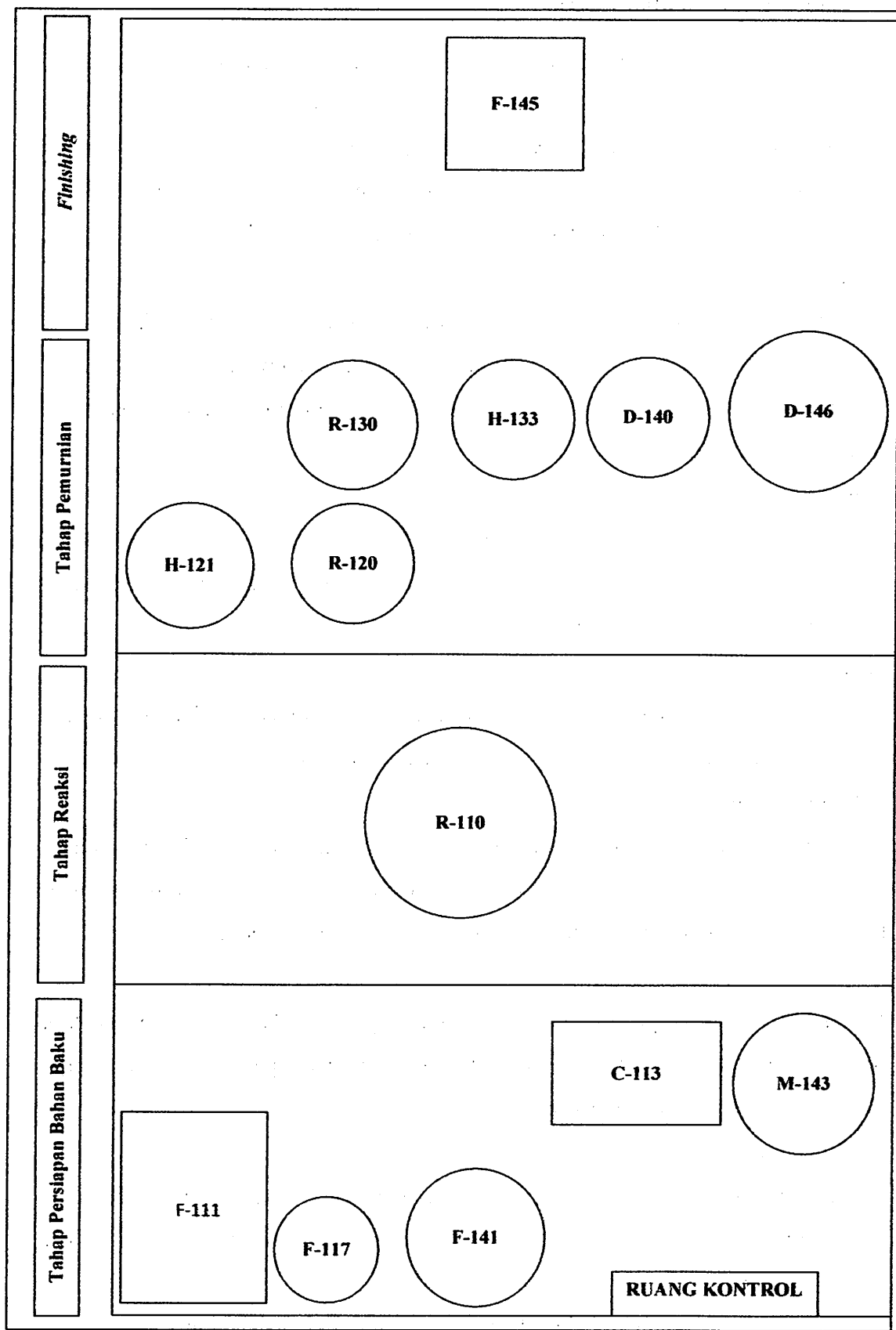
### 9.2.2. Tata Letak Peralatan Pabrik

Tata letak peralatan adalah cara menempatkan peralatan-peralatan didalam pabrik sedemikian rupa sehingga pabrik dapat bekerja secara efektif dan efisien. Perencanaan yang baik dalam tata letak pabrik harus mencakup arus proses, storage dan material yang efisien serta diharapkan adanya kombinasi yang sempurna. Dalam menentukan tata letak peralatan maka perlu diperhatikan beberapa faktor :

- Aliran bahan baku  
Pengaturan aliran bahan baku dan produk yang tepat dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Pemasangan elevasi perlu memperhatikan ketinggian. Biasanya pipa atau elevator dipasang pada ketinggian minimal 3 meter agar tidak mengganggu lalu lintas karyawan
- Aliran udara  
Aliran udara di sekitar area proses harus lancar agar tidak terjadi stagnasi udara pada tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia berbahaya sehingga mengancam keselamatan pekerja
- Pencahayaan  
Penerangan seluruh area pabrik terutama daerah proses harus memadai apalagi pada tempat-tempat yang prosesnya berbahaya sangat membutuhkan penerangan khusus
- Lalu lintas manusia  
Dalam perencanaan proses lay out perlu memperhatikan ruang gerak pekerja agar dapat mencapai seluruh alat proses dengan mudah dan cepat sehingga penanganan khusus seperti kerusakan alat (trouble shooting) dapat segera teratasi
- Efektif dan efisien  
Penempatan alat-alat proses diusahakan agar dapat menekan biaya operasi tapi sekaligus menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomis
- Jarak antar alat  
Untuk alat proses bertekanan tinggi atau bersuhu tinggi sebaiknya berjauhan dari alat lainnya agar bila terjadi ledakan atau kebakaran tidak cepat merambat ke alat proses lainnya

Rencana tata letak peralatan Pabrik Hidrogen dapat dilihat pada gambar 9.3.





**Keterangan Gambar:**

F-111	: Open Yard Batubara
C-113	: Hammer Mill
F-117	: Storage O <sub>2</sub>
F-141	: Storage MEA
M-143	: Tangki Pengencer
R-110	: Reaktor Gasifier
H-121	: Scruber
R-120	: Desulphurizer
R-130	: Shift Converter
E-132	: Cooler I
H-133	: Flash Tank
D-140	: Absorber
E-148	: Cooler II
D-146	: Striper
F-145	: Storage Produk

## **BAB X**

### **SUSUNAN ORGANISASI PERUSAHAAN**

Tujuan utama dari setiap perusahaan adalah kelancaran dan kontinuitas suatu pabrik. Dalam pra rencana pabrik Hidrogen untuk mencapai suatu target atau sasaran secara efektif dengan hasil produksi yang besar (memuaskan). Oleh karena itu perlu ditunjang dengan struktur organisasi yang baik. Secara umum organisasi dibuat dalam bentuk struktur untuk menciptakan hubungan atau kerjasama antar departemen yang terjalin dalam suatu kerangka usaha dalam mencapai tujuan. Struktur organisasi mempunyai tugas memberikan wewenang pada masing-masing perusahaan untuk melaksanakan tugas dan mengatur hubungan struktural anatar fungsi maupun antar orang-perorang dalam hubungan satu dengan yang lainnya pada pelaksanaannya. Untuk memperoleh tujuan utama tersebut, harus dipertimbangkan beberapa elemen dasar yang diperlukan dalam suatu perusahaan sebagai pelaksanaannya. Elemen dasar tersebut sangat diperlukan karena merupakan faktor penentu untuk mencapai keberhasilan dari suatu perusahaan dalam mencapai tujuan bersama di dalam organisasi perusahaan, adapun elemen-elemen dasar tersebut antara lain :

- Manusia (*man*)
- Uang (*money*)
- Bahan (*material*)
- Mesin (*machine*)
- Metode (*method*)
- Pasar (*market*)

#### **10.1. Dasar Perusahaan**

Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)  
Lokasi pabrik : Sanga-Sanga, Kutai Kertanegara-Kalimantan Timur  
Lapangan Usaha : Hidrogen dari Batubara  
Kapasitas produksi : 5000 Ton/tahun  
Status perusahaan : Swasta  
Status investasi : Penanaman Modal Dalam Negeri (PMDN)

## 10.2. Bentuk Perusahaan

Direncanakan pabrik bioetanol yang akan didirikan berstatus perusahaan swasta nasional yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Pemilihan bentuk perusahaan ini didasarkan atas beberapa pertimbangan sebagai berikut:

1. PT memiliki kekayaan sendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi masing-masing pemegang saham.
2. Modal mudah didapatkan dengan membagi modal atas sejumlah saham-sahamnya, sehingga PT dapat menarik modal dari banyak orang. Penarikan modal yang besar dari masyarakat dapat dialokasikan untuk pengembang atau perluasan usaha.
3. Pemilik saham dan pengurus kedudukannya terpisah satu dengan yang lainnya. Pemilik PT adalah pemegang saham sedangkan pengurus adalah direksi beserta staffnya.
4. Kelangsungan hidup PT terjamin karena tidak bergantung pada pemegang saham dan pemilik yang dapat berganti secara berkala, sehingga PT mempunyai potensi hidup yang kontinyu dibandingkan dengan bentuk perusahaan.
5. Pemegang saham mempunyai tanggung jawab yang terbatas terhadap hutang-hutang perusahaan, sedangkan untuk kelancaran produksi adalah tanggung jawab pimpinan perusahaan.
6. Efisiensi dari manajemen PT, yaitu pemegang saham mempunyai hak memilih orang yang cakap, ahli serta berpengalaman sebagai dewan komisiaris dan direktur utama.

## 10.3. Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi merupakan salah satu faktor penting untuk menunjang kemajuan perusahaan. Untuk struktur organisasi yang digunakan pada pra rencana pabrik Hidrogen adalah sistem garis dan staff. Dasar pemilihan sistem garis dan staff adalah sebagai berikut:

1. Kebanyakan digunakan untuk organisasi berskala besar dengan produksi terus menerus atau kontinyu.
2. Terdapat kordinasi yang terorganisir yaitu satu kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga tercipta kedisiplin kerja menjadi lebih baik.
3. Perusahaan sering digunakan untuk produksi secara massal.

4. Tanggung jawab terhadap aktivitas yang dilakukan untuk mewujudkan tercapainya tujuan bersama merupakan tugas dari masing-masing kepala bagian atau manager.
5. Pimpinan tertinggi pabrik adalah seorang direktur yang bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris. Sedangkan anggota dewan komisaris yang merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staff ahli yang bertugas memberikan saran kepada direktur.

Adapun beberapa kebaikan yang dapat mendukung pemakaian sistem organisasi staf dan garis adalah sebagai berikut:

1. Setiap organisasi besar dapat menggunakan sistem tersebut apapun tujuannya, tugasnya dan kompleks susunan organisasinya.
2. Adanya staf ahli dapat mempermudah pengambilan keputusan yang sehat.

Dari beberapa alasan dan keuntungan menggunakan sistem organisasi garis dan staf di atas maka dapat digunakan sebagai bahan pertimbangan untuk menentukan sistem organisasi perusahaan pada Pra Rencana Pabrik Hidrogen yaitu dengan menggunakan sistem organisasi garis dan staf. Berdasarkan departementasi pembagian tanggung jawab dan wewenang dilakukan. Di dalam suatu departemen yang dipimpin oleh seorang manajer yang dibantu oleh asisten manajer kemudian setiap departement tersebut akan dibagi lagi menjadi divisi yang dipimpin oleh seorang divisi manajer yang dibantu oleh asisten divisi manajer. Selanjutnya tiap divisi dibagi menjadi unit-unit.

#### **10.4. Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab**

##### **10.4.1. Pemegang Saham**

Pemegang saham adalah pembeli saham pabrik yang terdiri dari beberapa orang. Pemegang saham itu sendiri adalah pemilik pabrik yang mempunyai modal dimana sesuai dengan jumlah saham yang dimiliki, sedangkan kekayaan pribadi dari pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Penanaman saham dilakukan paling sedikit satu tahun oleh pemegang saham. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yaitu rapat yang diadakan oleh pemegang saham mempunyai kekuasaan tertinggi dalam mengambil suatu keputusan untuk kepentingan perusahaan yaitu memilih direktur dan dewan komisiaris serta dapat menentukan gaji direktur tersebut. RUPS dapat dilakukan paling sedikit sekali dalam setahun, atau selambat-lambatnya enam bulan sejak tahun buku yang bersangkutan

berjalan. Pada rapat umum pemegang saham tersebut, para pemegang saham mempunyai hak sebagai berikut:

- a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
- b. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Direksi
- c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca untung rugi tahunan

#### **10.4.2. Dewan Komisaris**

Dewan komisaris adalah kumpulan dari para pemegang saham perusahaan yang bertindak sebagai wakil dari pemegang saham. Pemegang saham ialah penanam modal pada pabrik dengan cara membeli saham pabrik. Dewan komisaris diangkat sesuai dengan ketentuan dalam perjanjian yang dapat diperhentikan setiap waktu dalam RUPS apabila tindakan yang dilakukan tidak sesuai dengan kepentingan PT.

Tugas dewan komisaris:

- Mengawasi direktur utama agar tidak merugikan perusahaan.
- Menetapkan kebijakan perusahaan.
- Mengadakan evaluasi atau pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan.
- Menyetujui atau menolak rancangan yang diajukan direktur.
- Memberikan masukan pada direktur bila ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.
- Bertanggung jawab terhadap pabrik secara umum dan memberikan laporan pertanggungjawaban kepada para pemegang saham dalam RUPS.
- Menerima pertanggungjawaban dari para manager pabrik.

#### **10.4.3. Direktur Utama**

Direktur utama merupakan pimpinan eksekutif tertinggi dalam perusahaan. Dalam tugasnya direktur utama yang merupakan pimpinan tertinggi mempunyai tanggung jawab secara keseluruhan selama pabrik berdiri yang mana dalam menempuh tugasnya dibantu dengan direktur teknik produksi dan direktur administrasi.

Tugas dan wewenang direktur utama adalah:

- Menetapkan strategi perusahaan, membuat perencanaan kerja dan menginstruksikan cara-cara pelaksanaannya kepada manager.
- Mengurus harta kekayaan perusahaan.

- Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas, dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan atau target perusahaan yang telah direncanakan.
- Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris semua anggaran pembelanjaan dan pendapatan perusahaan.
- Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membantu kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
- Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
- Mengkoordinir kerjasama dengan direktur produksi, direktur keuangan dan umum.

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain:

- Bertanggung jawab pada direktur utama pada bidang produksi, teknik dan pemasaran.
- Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepal-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas Direktur Keuangan dan Umum antara lain:

- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dan bidang keuangan serta pelayanan umum.
- Mengkoordinir dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepal-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

#### **10.4.4. Penelitian dan pengembangan (LITBANG)**

Litbang bersifat independent dan merupakan staf direktur yang ahli teknik dan ahli ekonomi. Litbang bertanggung jawab langsung kepada direktur utama dan bertugas mengembangkan segala aspek perusahaan secara kreatif dan inovatif terutama yang berkaitan dalam peningkatan kualitas produksi dan pemasaran sehingga mampu bersaing dengan produk lain. Litbang membawahi dua departemen:

- Departemen Pemeliharaan
- Departemen Pengembangan

Tugas dan wewenang litbang adalah:

- Pengawasan produksi
- Pengawasan peralatan pabrik
- Perbaikan dan pemeliharaan alat produksi dan utilitas
- Perencanaan jadwal produksi dan penyediaan sarana produksi

#### **10.4.5. Direktur Teknik dan Produksi**

Direktur teknik dan produksi diangkat dan diberhentikan oleh direktur utama.

Tanggung jawab direktur teknik dan produksi adalah sebagai berikut:

- Memastikan kelancaran proses produksi, dimulai dari perencanaan produksi, perencanaan bahan baku, perangkat produksi.
- Merencanakan, mengontrol, dan mengawasi semua kegiatan yang berkaitan dari mulai bahan baku sampai menghasilkan produk.
- Perbaikan dan pemeliharaan alat produksi dan alat utilitas.
- Perencanaan jadwal produksi dan penyediaan sarana produksi.

#### **10.4.6. Direktur Keuangan dan Administrasi**

Direktur keuangan dan administrasi memiliki ruang lingkup kerja yang lebih luas dari Manager produksi dan teknik.

Tanggung jawab Direktur keuangan dan Administrasi:

- Biaya-biaya produksi
- Laba rugi perusahaan
- Administrasi perusahaan
- Manajemen perusahaan termasuk strategi pemasaran
- Keuangan perusahaan yang berkaitan dengan neraca keuangan
- Hubungan masyarakat
- Masalah ketenagakerjaan
- Mengatu segala kegiatan kerja diluar produksi

#### **10.4.7. Kepala Bagian (Manajer)**

Secara umum tugas kepala bagian atau manajer adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi jalannya suatu pekerjaan sesuai dengan perintah yang di berikan pimpinan perusahaan.



Manager terdiri dari:

a. *Plant Manager*

- Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dan bertanggung jawab pula atas kerja bawahannya.
- Mengkoordinir dan megawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala biro.
- Melakukan tugas-tugas yang diberikan oleh direktur.

b. *Office Manager*

- Bertanggung jawab kepada Direktur Administrasi dan bertanggung jawab pula atas kerja bawahannya.
- Mengkoordinir dan megawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala biro.
- Melakukan tugas-tugas yang diberikan oleh direktur serta menyusun laporan hasil oleh bagian masing-masing.

Kepala bagian terdiri dari:

a. Kepala Bagian Produksi

Kepala bagian produksi bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.

Kepala Bagian produksi membawahi:

Seksi Proses:

- Mengawasi, memantau serta bertanggung jawab atas jalannya proses produksi
- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.
- Mengatur jadwal pembelian bahan baku, pengiriman serta tanggung jawab atas penyediaan bahan baku dan bahan pembantu dalam pabrik.

Seksi Laboratorium:

- Mengawasi dan menganalisa mutu serta bahan pembuatan
- Mengawasi dan menganalisa mutu produksi
- Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan bagian pabrik
- Membuat laporan berkala kepada Biro Produksi
- Bertanggung jawab atas analisa awal dan akhir.
- Bertanggung jawab atas standart mutu

Seksi Penyediaan bahan baku: Bertanggung jawab atas tersedianya bahan baku yang cukup untuk proses

Seksi Pengolahan limbah: Bertanggung jawab atas limbah yang akan dibuang

b. Kepala Bagian Teknik

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang perlatan. Kepala Bagian Teknik mempunyai tugas sebagai berikut:

- Mengatur dan mengawasi segala masalah yang berhubungan dengan peralatan teknis, proses dan utilitas.
- Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi

Kepala bagian ini membawahi:

Seksi Utilitas

- Bertugas mengawasi dan mengatur pelaksanaan penyediaan air pendingin, steam, regenerasi adsorber, bahan bakar dan listrik.
- Bertanggung jawab atas peralatas misalnya boiler.

Seksi Bengkel

- Melaksanakan pemeliharaan gedung
- Mengadakan perbaikan terhadap peralatan-peralatan yang mengalami kerusakan.

c. Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab kepada direktur teknik, produksi, keuangan dan administrasi dalam bidang personalia, humas, keamanan, dan keselamatan perusahaan.

Kepala bagian ini membawahi:

Seksi Personalia:

- Bertugas untuk penerimaan dan pemberhentian karyawan
- Mengadakan pendidikan dan pelatihan kerja bagi karyawan
- Penempatan karyawan
- Kesejahteraan karyawan
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi untuk menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis

Seksi Keamanan dan Keselamatan:

- Menjaga dan memelihara keamanan daerah sekitar pabrik
- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan di lingkungan pabrik.
- Mengawasi keluar masuknya orang-orang bahkan karyawan maupun bukan karyawan dilingkungan perusahaan

## **BAB XII**

### **KESIMPULAN**

Pra rencana pabrik hydrogen dari batubara ini diharapkan akan mencapai hasil produksi yang maksimal sesuai dengan tujuan, sehingga dari hasil produksi tersebut akan dapat memenuhi konsumsi dalam negeri untuk memenuhi kebutuhan akan hidrogen sebagai bahan baku untuk industri petrokimia . Dari hasil analisa, pra rencana pabrik hidrogen dari batubara ini cukup menguntungkan. Kesimpulan ini diambil dengan memperhatikan beberapa aspek berikut:

#### **12.1. Segi Teknik**

Bila ditinjau dari segi teknis, pembuatan hidrogen ini adalah baik. Dengan proses yang tidak rumit, dan tidak menghasilkan limbah yang berbahaya. Dan juga memiliki kualitas yang baik.

#### **12.2. Segi Sosial**

Pendirian pabrik ini dinilai menguntungkan, karena dapat menciptakan lapangan pekerjaan baru dan dapat meningkatkan pendapatan perkapita daerah sekitar lokasi pabrik.

#### **12.3. Segi Lokasi Pabrik**

Pendirian pabrik ini dinilai menguntungkan, karena dekat bahan baku, persediaan air sungai yang melimpah, dekat daerah pemasaran, dan tenaga kerja yang tersedia.

#### **12.4. Segi Analisa Ekonomi**

Analisa ekonomi sangat diperlukan untuk melihat layak atau tidaknya suatu pabrik didirikan baik untuk rencana jangka pendek maupun untuk rencana jangka panjang. Setelah dilakukan perhitungan analisa ekonomi terhadap pra rencana pabrik hydrogen dari batubara, maka dapat diketahui data sebagai berikut:

- *Internal Rate of Return (IRR)* = 19,05 %
- *Pay Out Time (POT)* = 3,41 tahun
- *Return of Investment (ROI)<sub>BT</sub>* = 32,20 %
- *Return of Investment (ROI)<sub>AT</sub>* = 19,3%
- *Break Even Point (BEP)* = 49,91 %

## DAFTAR PUSTAKA

- Brownell E. Lloyd, "**Process Equipment Design**", John Willey and Sons Inc, New Delhi, India, 1959.
- Brian F, David A. "**Coal Gasification and its applications**", Elsevier Inc, Oxford, UK, 2011.
- Brown, G.G, "**Unit Operation**", Charles E. Tuttle Co, Tokyo, Japan, 1961.
- Geankoplis, Christie, "**Transport Processes and Unit Operations**", 3<sup>rd</sup> Edition, Prentice Hall Inc. New Delhi, India, 1997.
- G.Speight, James, "**Chemical and process design handbook**", McGraw-Hill Companies, Inc, United States of America, 2002.
- Haring, Heinz, "**Industrial gases Processing**", Wiley-vhc Verlag & co, Weinheim, 2007.
- Kern D.Q, "**Process Heat Transfer**", 2<sup>nd</sup> Edition, McGraw-Hill Inc, Singapore, 1988.
- Kirk R.F and Othmer D.F, "**Encyclopedya of Chemical Technology**", John Willey and Sons Inc, New York, USA.
- McKetta, J.J., "**Encyclopedia of Chemical Processing and Design**", Vol. 2, Marcel Dekker, Inc., New York, 1983.
- Miller G, Bruce, "**Coal Energy Systems**", Elsevier academic press Inc, USA, 2005.
- Perry, Robert H, "**Perry's Chemical Engineering Handbook**", 6<sup>th</sup> Edition, McGraw Hill Company, New York, USA, 1998.

Perry, Robert H, "**Perry's Chemical Engineering Handbook**", 7<sup>th</sup> Edition, McGraw-Hill Company, New York, USA, 1998.

Peter S. and Timmerhause, "**Plant Design and Economic for Chemical Engineering**", 4<sup>th</sup> edition, McGraw-Hill, Singapore, 1991.

Rezaiyan, John, "**Gasification Technologies : A primer for engineers and scientists**", CRC Press Taylor and Francis Group, USA, 2005.

Smith, J.M, and Van Ness H.C, "**Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics**", 2<sup>nd</sup> Edition, McGraw-Hill Book Company, New York, 1959.

Ulrich D. Gael, "**A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic**", John Willey and Sons Inc, New York, USA, 1984.

Vilbrandt and Dryden, "**Chemical Engineering Plant Design**", 4<sup>th</sup> Edition, McGraw-Hill Book Company, New York, USA, 1959.