

PRA RENCANA PABRIK

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

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR GASIFIKASI
SKRIPSI**

Disusun Oleh:

HENOKH IMANUEL WAHYU SENOAJI SINAMBELA 1014020



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

2014

THE FIRST AND LAST PART

THE FIRST PART OF THE HISTORY OF THE
REIGN OF HENRY THE SEVENTH
AND THE SECOND PART OF THE HISTORY OF THE
REIGN OF HENRY THE EIGHTH

AND THE THIRD PART OF THE HISTORY OF THE
REIGN OF HENRY THE NINTH
AND THE FOURTH PART OF THE HISTORY OF THE
REIGN OF HENRY THE TENTH

AND THE FIFTH PART OF THE HISTORY OF THE
REIGN OF HENRY THE ELEVENTH

AND THE SIXTH PART OF THE HISTORY OF THE
REIGN OF HENRY THE TWELFTH

AND THE SEVENTH PART OF THE HISTORY OF THE
REIGN OF HENRY THE THIRTEENTH

AND THE EIGHTH PART OF THE HISTORY OF THE
REIGN OF HENRY THE FOURTEENTH
AND THE NINTH PART OF THE HISTORY OF THE
REIGN OF HENRY THE FIFTEENTH
AND THE TENTH PART OF THE HISTORY OF THE
REIGN OF HENRY THE SIXTEENTH

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK

HIDROGEN DARI BATUBARA DENGAN PROSES

GASIFIKASI LURGI

KAPASITAS 5000 TON/TAHUN

PERANCANGAN ALAT UTAMA

REAKTOR GASIFIKASI

SKRIPSI

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

Disusun Oleh:

HENOKH IMANUEL WAHYU SENOAJI SINAMBELA 1014020

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 : HENOKH IMANUEL WAHYU SENOAJI SINAMBELA
NIM : 1014020
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,

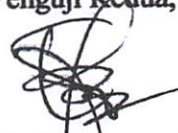
Jimmy, ST, MT.
NIP. Y 1039900330

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 : HENOKH IMANUEL WAHYU SENOAJI SINAMBELA

NIM : 1014020

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

pernyataan,



Henokh Imanuel W.S.S

KATA PENGANTAR

Puji syukur penyusun panjatkan kehadiran Tuhan Yang Maha Esa yang telah melimpahkan Kasih Karunia dan Penyertaan-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. Papa dan Mama ku tercinta yang telah memberikan dukungan dan doa.
6. Denny Fernandes, sebagai partner pengerjaan skripsi ini.
7. Sahabat-sahabatku yang selama ini banyak memberikan semangat.
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 PERUSAHAAN	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:

Henokh Imanuel W.S.S 1014020
Denny Fernandes 1014030

Dosen Pembimbing:

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 kg/m^3
- Specific gravity : 1,4

Sifat-sifat termofisik

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

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°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°C
- Titik leleh : 10°C
- pH : 12,1
- specific gravity : 1,02

Sifat kimia

- Kelarutan : Larut dalam air

Sifat termofisik

- C_p : 0,76 J/mol.K

1.2.3 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 kg/m^3
- Specific gravity : 32

Sifat-sifat termofisik

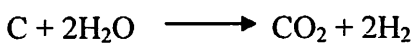
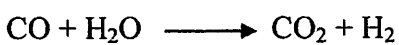
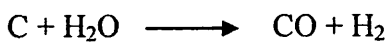
- Viscositas : $9,45 \times 10^{-4}$ (T=20 K)
- C_p : 28,82 J/mol.K

Sifat-sifat kimia

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

1.3 Analisa Pasar**1.3.1 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 ₂ O	H ₂ O	18,06	0,21	3,7926
Produk	Hidrogen	H ₂	2,016	2	4,032
	Carbon dioksida	CO ₂	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.

1.4. 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 :

1. Faktor utama

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

2. 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.

D. 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

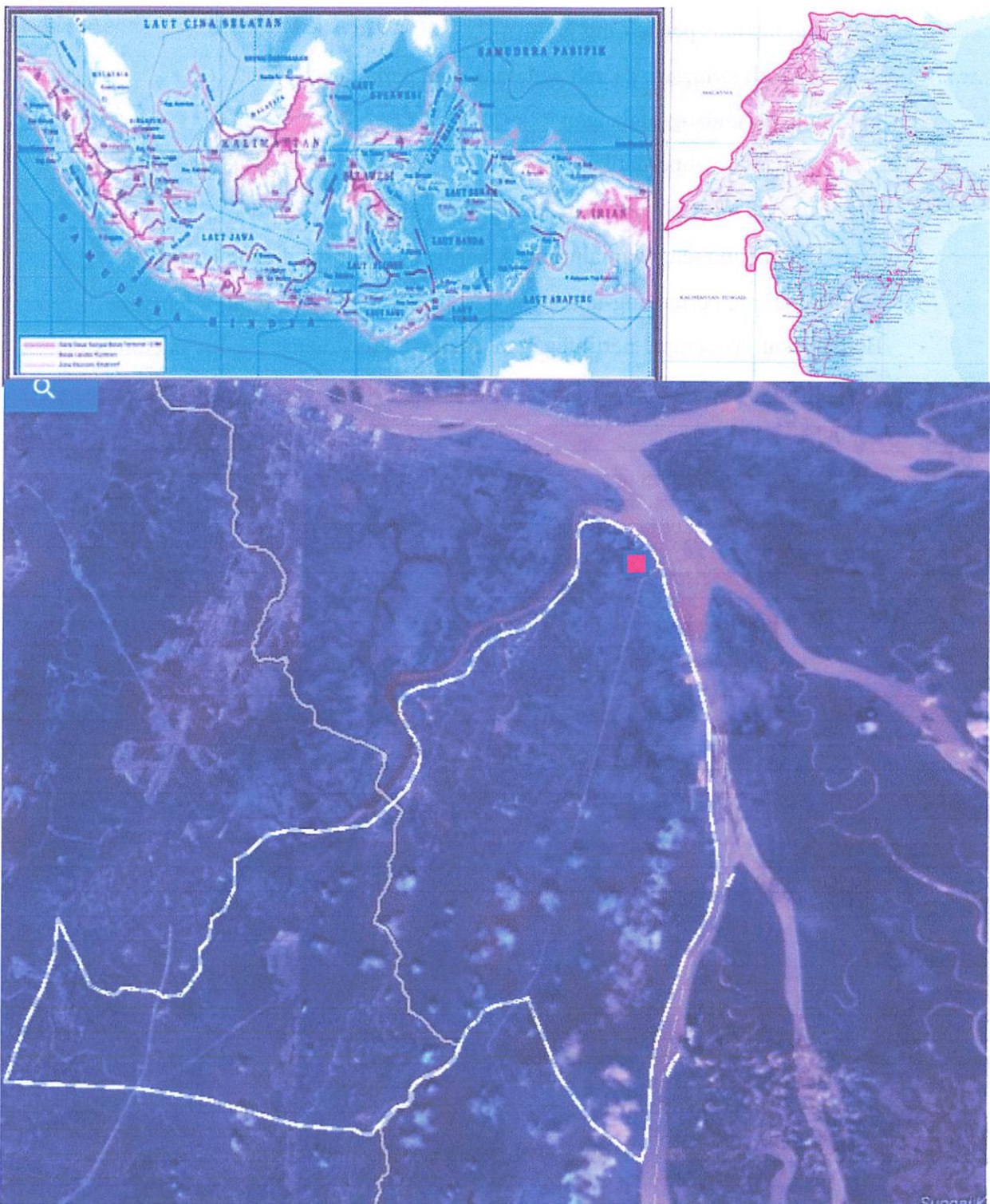
Hal-hal yang harus diperhatikan adalah :

- Ketentuan-ketentuan mengenai daerah tersebut
- Ketentuan mengenai jalur untuk berdirinya industri di daerah 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

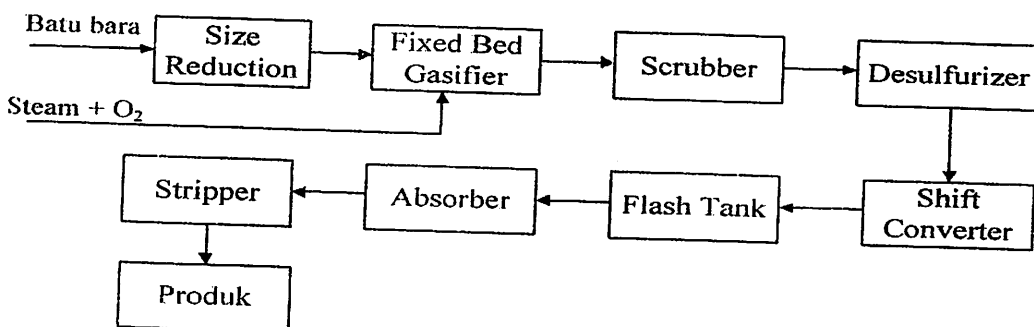
2.1 Proses Produksi Hidrogen

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

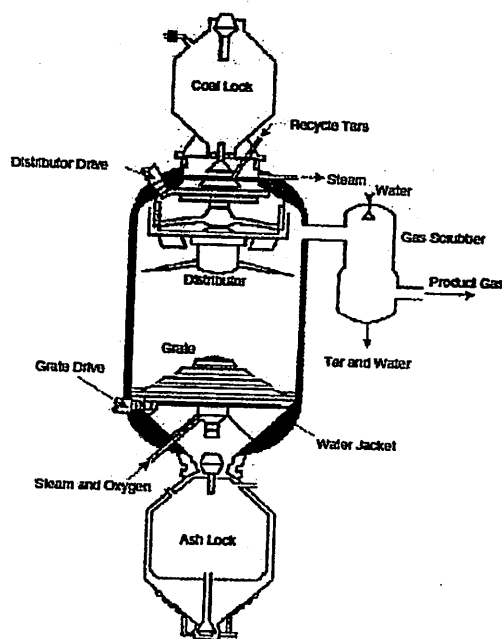
1. Proses Lurgi
2. Proses Winkler
3. Proses Texaco

2.2.1 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. Peralatan utama yang digunakan adalah reaktor gasifikasi/gasifier dengan sisi yang bertekanan dan dilapisi dengan jaket air yang menghasilkan uap yang digunakan untuk bahan bakar gasifier. Suhu gas yang keluar dari gasifier berkisar antara 300-500 °C. Batubara yang sudah dikecilkan dimasukkan dari bagian atas gasifier yang disebut hooper 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 rapat menutup.



Gambar 2.1 Diagram Alir Proses Lurgi

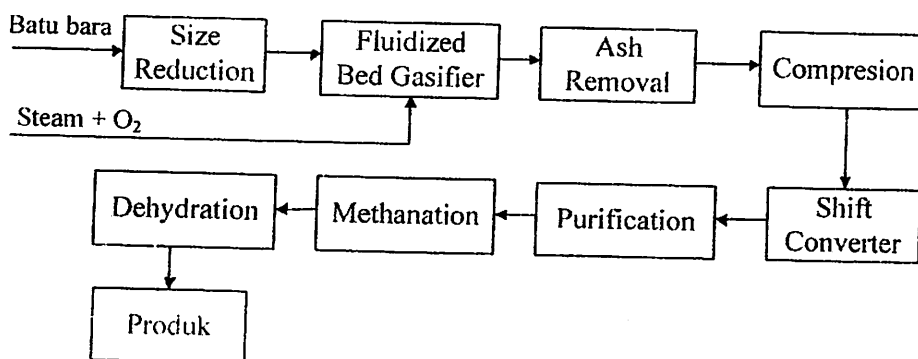


Gambar 2.2 Fixed Bed Gasifier

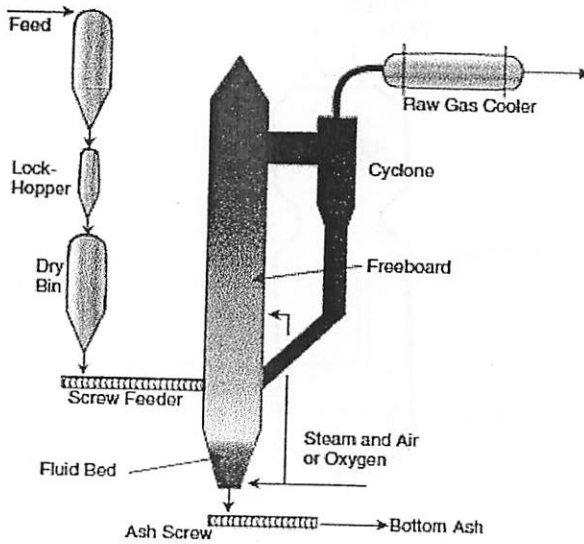
(Bruce G. Miller, Coal Energy System)

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

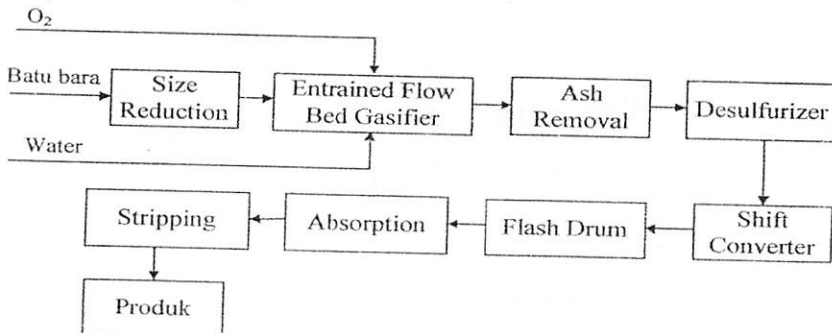


Gambar 2.4 Fluidized Bed Gasifier

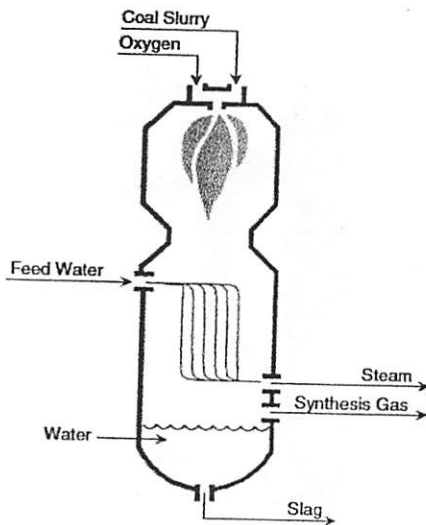
(Bruce G. Miller, Coal Energy System)

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 diumpankan 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 $1250 - 1450^{\circ}\text{C}$ dan banyak oksigen.



Gambar 2.5 Diagram Alir Proses Texaco



Gambar 2.6 Entrain Flow Bed Gasifier

(Bruce G. Miller, Coal Energy System)

2.2 Seleksi Proses

Dengan memperhatikan kedua proses tersebut di atas. Pada dasarnya ketiga proses tersebut sama, perbedaannya pada proses gasifikasi yang digunakan, perlu memilih proses yang tepat, sehingga seleksi proses yang dilakukan adalah melakukan studi perbandingan aspek teknis maupun aspek ekonomisnya.

Tabel 2.1. Perbandingan proses produksi Hidrogen

Parameter	Proses		
	Proses Lurgi	Proses Winkler	Proses Texaco
a. Bahan Baku			
- Jenis Batu Bara	Bituminous	Lignit	Lignit
- Bahan pembantu	Steam	Steam & udara	O ₂ & Air
b. Aspek Teknis			
- Tekanan	363 – 406 psi	145 – 435 psi	436 psi
- Suhu	300 – 760 °C	800-1000°C	1250-1450°C
c. Aspek Ekonomi			
- investasi	Rendah	Sedang	Tinggi

Dari tabel 2.2 maka dapat disimpulkan Proses Lurgi merupakan proses yang terbaik dibandingkan dengan proses Winkler dan Texaco, karena:

- Menggunakan bahan baku batu bara type bituminous yang lebih banyak tersedia di Indonesia
- Bahan baku pembantu yang digunakan mudah diperoleh dan ekonomis
- Temperatur operasi yang rendah
- Biaya investasi yang rendah

2.3 Uraian Proses

Proses pembuatan hidrogen dari batu bara dengan proses Lurgi terdiri dari 5 tahapan yaitu:

1. Persiapan bahan baku
2. Proses reaksi
3. Proses pemisahan
4. Pemurnian Gas Hasil
5. Penanganan Produk

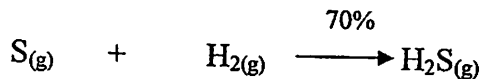
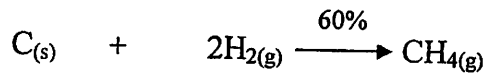
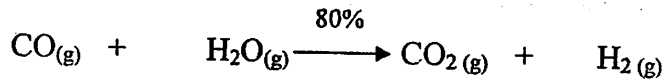
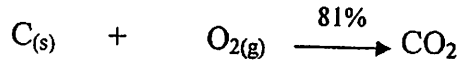
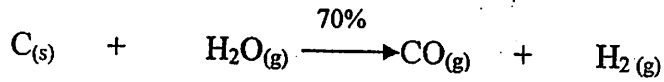
2.3.1 Persiapan Bahan Baku

Batubara dari open yard (F-111) diangkut dengan menggunakan belt conveyor (J-112A) menuju hammer mill (C-113) untuk dihancurkan menjadi ukuran 3 mesh. Batubara selanjutnya menuju vibrating screen (H-114), batu bara yang tidak lolos saringan dikembalikan lagi ke hammer mill. Batu bara yang lolos masuk ke belit conveyor (J-112B) dan kemudian diangkut dengan bucket elevator (J-115) untuk masuk kedalam bin (F-116). Dari bin, batubara diangkut dengan menggunakan belt conveyor (J-112C) untuk dimasukkan kedalam reaktor gasifikasi.

O₂ dari storage O₂ (F-117) dimasukkan ke dalam reaktor gasifikasi dengan menggunakan kompresor I (G-118) sedangkan steam didapat dari utilitas dengan suhu 300⁰C pada tekanan 30 atm dimasukkan bersama dengan oksigen dari bawah reaktor gasifikasi.

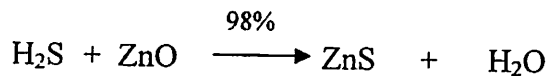
2.3.2 Proses Reaksi

Dalam reaktor gasifikasi (R-110) batubara atau carbon, steam, dan oksigen akan bereaksi dan menghasilkan gas dan abu pada suhu 300 ⁰C dan tekanan 30 atm. Reaksi yang terjadi pada gasifier adalah sebagai berikut:

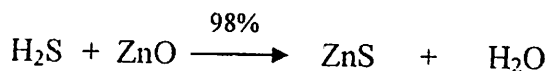


2.3.3 Proses Pemisahan

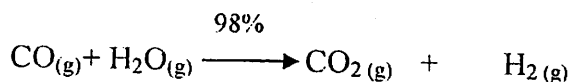
Gas yang keluar dari reaktor gasifikasi (R-110) suhunya sekitar 300 °C, kemudian masuk ke Cooler I (E-121) untuk didinginkan menjadi 200 C. setelah keluar dari cooler, gas yang masih mengandung abu dipisahkan dengan menggunakan scrubber (H-122) dengan menggunakan air proses yang disemprotkan dari atas sehingga gas keluar sebesar 200°C. Gas yang keluar dari scrubber (H-122) kemudian masuk kedalam alat Steam Methane Reformer (R-120) untuk proses mengurangi kandungan CH₄. Gas keluar dari SMR dengan suhu 400 C. Reaksi dalam SMR:



kemudian masuk ke Cooler II (E-131) untuk didinginkan menjadi suhu 225 C. setelah itu dikompresi dengan kompresor II (G-132) masuk kedalam desulfurizer (R-130) untuk menghilangkan kandungan H₂S dalam gas dengan bantuan katalis copper-zinc (ZnO) pada suhu 225 °C. Reaksi yang terjadi didalam Desulfurizer:



Gas yang keluar dari desulfurizer (R-120) dikompresi dengan menggunakan kompresor III (G-141), masuk kedalam shift converter (R-140) pada suhu 225 °C. Tujuan dari shift converter ini adalah mengkonversi CO menjadi CO₂. Reaksi yang terjadi didalam shift converter:



Setelah gas masuk kedalam shift converter, maka kemurnian H_2 akan menjadi lebih besar.

Gas dari shift converter (R-140) dialirkan menuju Cooler III (E-154) untuk didinginkan dan masuk kedalam flash tank (H-55) untuk memisahkan antara H_2O dengan gas-gas dengan suhu $100\text{ }^{\circ}C$.

2.3.4 Pemurnian Hasil

MEA dari storage MEA (F-151) dialirkan dengan menggunakan pompa I (L-152A) masuk ke dalam tangki pengencer (M-153) untuk mengubah konsentrasi MEA dari 100% menjadi 25%. Dari tangki pengencer MEA dipompa (L-152B) masuk ke dalam kolom absorber (D-150). Pada kolom absorber, kandungan CO_2 dalam gas akan dihilangkan dengan solvent MEA pada suhu $37,7\text{ }^{\circ}C$. Produk gas keluar dari atas dengan sedikit CO_2 dan produk bawah larutan MEA yang telah menyerap CO_2 . Kemudian produk bawah tersebut dialirkan dengan pompa III (L-152C) menuju ke stripper (D-160) untuk melepas CO_2 yang terkandung didalam larutan MEA dengan menggunakan steam dari reboiler (E-161) dari bawah kolom sehingga CO_2 yang terdapat dalam larutan terlepas keluar bersama uap air. Larutan MEA yang telah diaktifkan dialirkan dengan pompa IV (L-162) menuju cooler IV (E-63) untuk di recycle lagi ke dalam kolom absorber.

2.3.5 Penanganan Produk (*Finishing*)

Produk Hidrogen dari hasil atas absorber (D-150) kemudian dikompresi dengan kompresor (G-156) untuk masuk kedalam tangki penampung (F-157) yang berbentuk spherical.

BAB III

NERACA MASSA



Pabrik ini dibangun dengan kapasitas produksi = 5000 ton/tahun

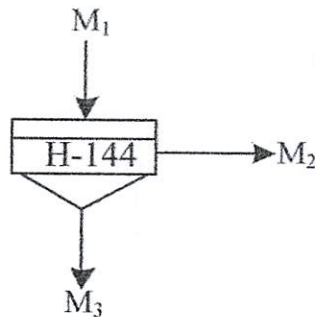
Kapasitas Produksi : 5000 ton/tahun = $5000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{\text{tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{\text{hari}}{24 \text{ jam}}$
: 631,31 kg/jam

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

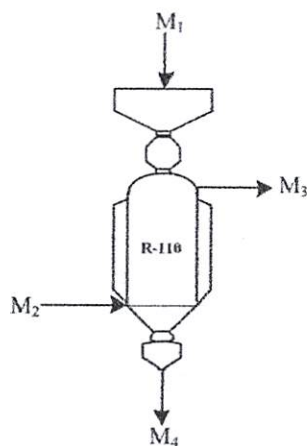
Neraca massa total : $M_1 = M_2 + M_3$

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

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	Kg		Kg
M₁		Recycle	
Batubara	367,12	Batubara	363,90
H ₂ O	806,08	H ₂ O	79,88
Jumlah	4478,20	Jumlah	443,79
		M₃	
		Batubara	165,41
		H ₂ O	36,31
		Jumlah	201,72
		M₂	
		Batubara	3142,81
		H ₂ O	689,88
		Jumlah	3832,69
Total	4478,20	Total	4478,20

2. Reaktor Gasifikasi (R-110)

Fungsi: Mereaksikan batubara dengan Steam dan Oksigen menjadi gas



Keterangan :

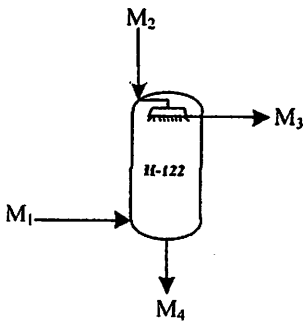
- M₁ = Aliran masuk Batubara dari Bin (F-116)
- M₂ = Aliran masuk oksigen dari storage (F-117) dan H₂O menuju ke reaktor
- M₃ = Aliran keluar gas menuju cooler I (E-121)
- M₄ = Aliran keluar menuju penampung bahan bakar boiler

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
M₁		M₄	
Batubara	3142,81	Batubara	717,35
H ₂ O	689,88	Jumlah	717,35
Jumlah	3573,16	M₃	
M₂		Batubara	37,76
H ₂ O	6285,61	CH ₄	109,97
O ₂	1571,40	CO ₂	7083,24
Jumlah	7857,02	CO	785,99
		H ₂	479,23
		H ₂ S	37,41
		O ₂	12,90
		H ₂ O	2425,86
		Jumlah	10972,36
Total	11689,71	Total	11689,71

3. Scrubber (H-122)



Keterangan :

- M₁ = Aliran masuk gas dari reaktor (R-110)
- M₂ = Aliran masuk air proses
- M₃ = Aliran keluar gas menuju SMR (R-120)
- M₄ = Aliran keluar menuju WWT

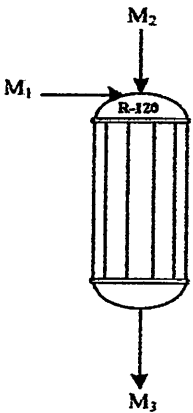
Neraca massa total : $M_1 + M_2 = M_3 + M_4$

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

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	Kg		Kg
M₁		M₄	
Batubara	37,76	Batubara	35,20
CH ₄	109,97	H ₂ O	9894,64
CO ₂	7083,24	Jumlah	9932,40
CO	785,99		
H ₂	479,23	M₃	
H ₂ S	37,41	CH ₄	109,97
O ₂	12,90	CO ₂	7083,24
H ₂ O	2425,86	CO	785,99
Jumlah	10972,36	H ₂	479,23
		H ₂ S	37,41
M₂		O ₂	12,90
H ₂ O	9894,64	H ₂ O	2425,86
Jumlah	9894,64	Jumlah	10934,60
Total	20867,00	Total	20867,00

4. Steam Methane Reformer (R-120)

Fungsi: Mengurangi kandungan Methane (CH₄) dalam campuran gas



Keterangan :

- M₁ = Aliran masuk gas dari scrubber (H-122)
- M₂ = Aliran masuk steam
- M₃ = Aliran keluar gas menuju Cooler II (E-131)

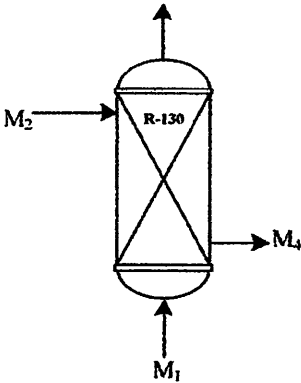
Neraca massa total : $M_1 + M_2 = M_3$

Tabel 3.4. Neraca Massa pada Steam methane reformer

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	Kg		Kg
M₁		M₃	
CH ₄	109,97	CH ₄	10,997
CO ₂	7083,24	CO ₂	7083,24
CO	785,99	CO	958,79
H ₂	479,23	H ₂	516,54
H ₂ S	37,41	H ₂ S	37,41
O ₂	12,90	O ₂	12,90
H ₂ O	2425,86	H ₂ O	2314,72
Jumlah	10934,60	Jumlah	10934,60
Total	10934,60	Total	10934,60

5. Desulfurizer (R-130)

Fungsi : Mengurangi kandungan H₂S yang terdapat didalam campuran gas



Keterangan :

- M₁ = Aliran masuk gas dari kompresor (G-132)
- M₂ = Aliran masuk Katalis ZnO
- M₃ = Aliran keluar gas menuju Shift Converter (R-140)
- M₄ = Aliran keluar sisa reaksi ZnS

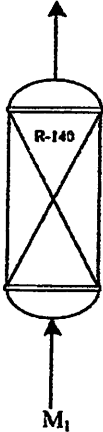
Neraca massa total : $M_1 + M_2 = M_3 + M_4$

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

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

6. Shift Converter (R-140)

Fungsi: Mengkonversi CO menjadi CO₂ dalam campuran gas



Keterangan :

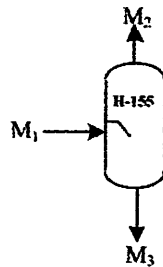
- M₁ = Aliran masuk gas dari desulfurizer (R-130)
- M₂ = Aliran keluar gas menuju Cooler (E-154)

Neraca massa total : M₁ = M₂

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

Komponen		Masuk	Komponen		Keluar
		Kg			Kg
M₁			M₂		
CH ₄		10,997	CH ₄		10,997
CO ₂		7083,24	CO ₂		8559,56
CO		958,79	CO		19,18
H ₂		516,54	H ₂		584,16
H ₂ S		0,75	H ₂ S		0,75
O ₂		12,90	O ₂		12,90
H ₂ O		2334,10	H ₂ O		1729,78
Jumlah		<u>10917,32</u>	Jumlah		<u>10917,32</u>
Total		<u>10917,32</u>	Total		<u>10917,32</u>

7. Flash Drum (H-155)



Keterangan :

- M₁ = Aliran masuk gas dari Cooler (E-154)
- M₂ = Aliran keluar gas menuju Absorber (D-150)
- M₃ = Aliran keluar liquid menuju SC

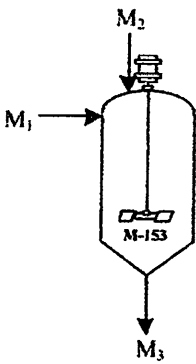
Neraca massa total : $M_1 = M_2 + M_3$

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

Komponen		Masuk	Komponen		Keluar
		Kg			Kg
M₁			M₃		
CH ₄		10,997	H ₂ O		<u>1729,78</u>
CO ₂		8559,56	Jumlah		1729,78
CO		19,18			
H ₂		584,16	M₂		
H ₂ S		0,75	CH ₄		10,997
O ₂		12,90	CO ₂		8559,56
H ₂ O		1729,78	CO		19,18
Jumlah		<u>10917,32</u>	H ₂		584,16
			H ₂ S		0,75
			O ₂		<u>12,90</u>
			Jumlah		9187,54
Total		<u>10917,32</u>	Total		<u>10917,32</u>

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)

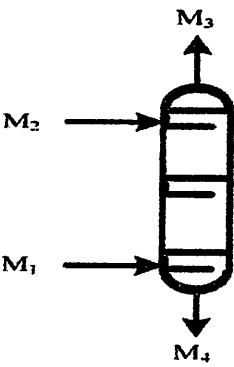
Neraca massa total : $M_1 + M_2 = M_3$

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

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

9. Absorber (D-150)

Fungsi: Mengurangi kandungan CO₂ 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)

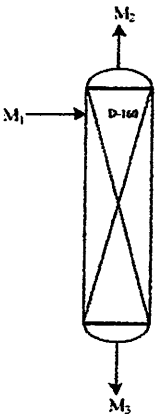
Neraca massa total : $M_1 + M_2 = M_3 + M_4$

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

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	Kg		Kg
M₁		M₄	
CH ₄	10,997	(R ₂ NH ₂) ₂ CO ₃	35808,60
CO ₂	8559,56	H ₂ O	19622,73
CO	19,18	R ₂ NH	2385,16
H ₂	584,16	Jumlah	57816,49
H ₂ S	0,75		
O ₂	12,90	M₃	
Jumlah	9187,54	CH ₄	10,997
		CO ₂	3,33
M₂		CO	19,18
R ₂ NH	26135,08	H ₂	584,16
H ₂ O	23125,18	H ₂ S	0,75
Jumlah	49260,26	O ₂	12,90
		Jumlah	631,31
Total	58447,80	Total	58447,80

10. Stripper (D-160)

Fungsi : memisahkan CO₂ yang terkandung dalam MEA untuk di gunakan kembali didalam absorber.



Keterangan :

- M₁ = Aliran masuk liquid dari absorber (D-150)
- M₂ = Aliran keluar gas CO₂
- M₃ = 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)

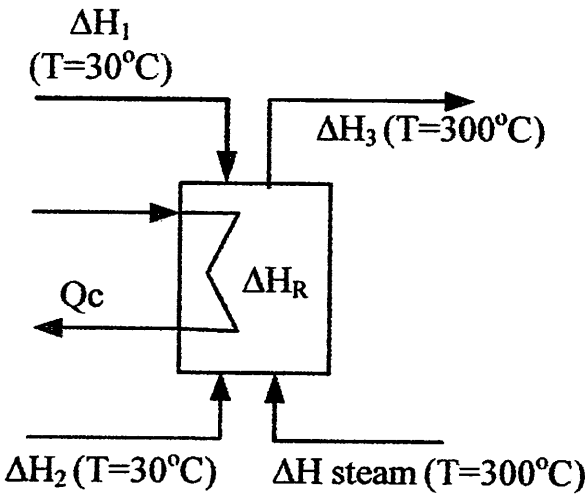
Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	Kg		Kg
M₁		M₃	
(R ₂ NH ₂) ₂ CO ₃	35808,60	R ₂ NH	24828,33
H ₂ O	19622,73	H ₂ O	<u>21986,92</u>
R ₂ NH	<u>2385,16</u>	Jumlah	46797,25
Jumlah	57816,49	M₂	
		CO ₂	8556,23
		R ₂ NH	1306,75
		H ₂ O	<u>1156,26</u>
		Jumlah	11019,24
Total	<u>57816,49</u>	Total	<u>57816,49</u>

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 O₂ dan Steam (H₂O)



Gambar 4.1 Blok diagram neraca panas Reaktor Gasifikasi

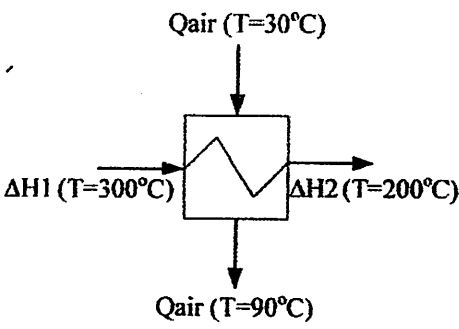
Persamaan Neraca Panas pada reaktor Gasifikasi:

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

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
Jumlah	17362909,58	Jumlah	17362909,58

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

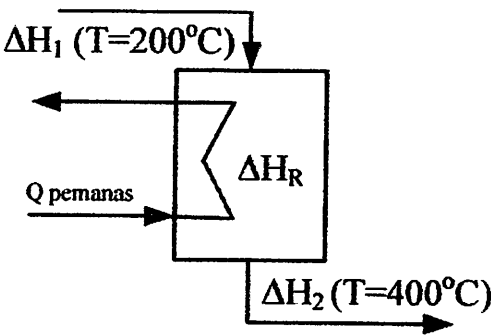
Persamaan neraca panas pada cooler I

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

Neraca panas pada Cooler I

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	6018851,586	ΔH_2	3748324,045
		Q air	1969584,962
		Q loss	300942,579
Jumlah	6018851,586	Jumlah	6018851,586

3. Nama Alat : Steam Methane Reformer (R-120)
Fungsi : Mengurangi kandungan CH₄ dalam gas



Gambar 4.2. Neraca panas pada Steam Methane Reformer

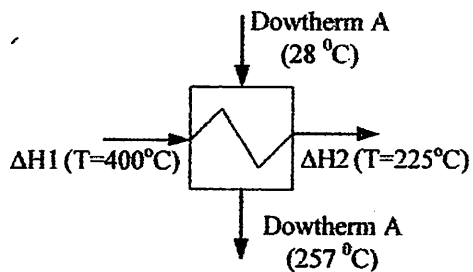
Persamaan neraca panas pada Steam Methane Reformer

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

Neraca panas pada shift converter

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	3627092,57	ΔH_2	6237157,67
Q pemanas	61833602,93	ΔH_r	3091680,15
		Q loss	56131857,68
Jumlah	65460695,49	Jumlah	65460695,49

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

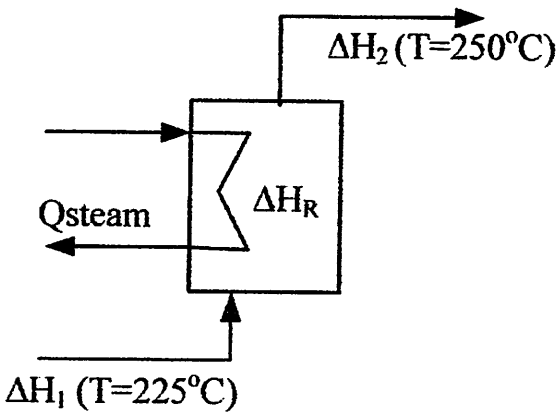
$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{\text{air}} + Q_{\text{loss}}$$

Neraca panas pada Cooler I

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	8199182,984	ΔH_2	4225672,98
		Q air	3563550,85
		Q loss	409959,14
Jumlah	8199182,984	Jumlah	8199182,984

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

Fungsi : Mengkonversi CO menjadi CO₂ pada gas



Gambar 4.2. Neraca panas pada Shift Converter

Persamaan neraca panas pada shift converter:

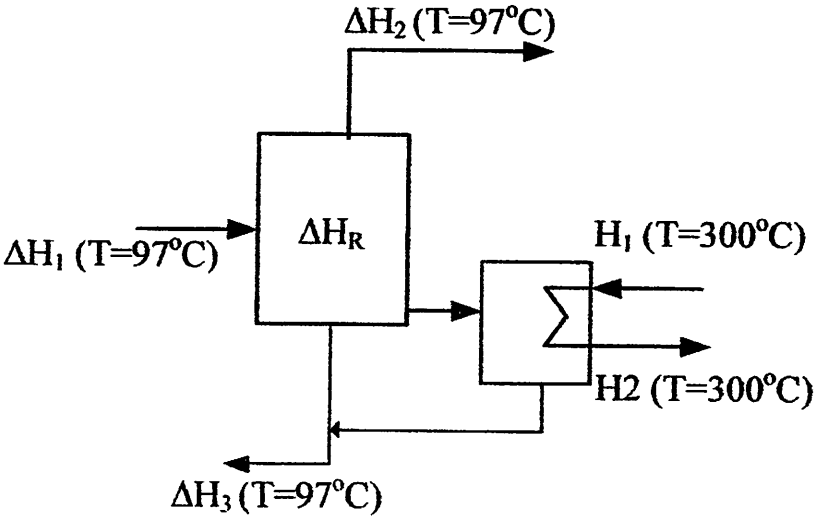
$$\Delta H_1 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_2 + \Delta H_r + Q \text{ loss}$$

Neraca panas pada shift converter

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	4241714,90	ΔH_2	3429595,49
Q steam	403261,93	ΔH_r	1003295,60
		Q loss	212085,75
Jumlah	4644976,83	Jumlah	4644976,83

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

Fungsi : menguapkan CO₂ yang terdapat pada solvent MEA



Gambar 4.3 Neraca Panas pada Stripper

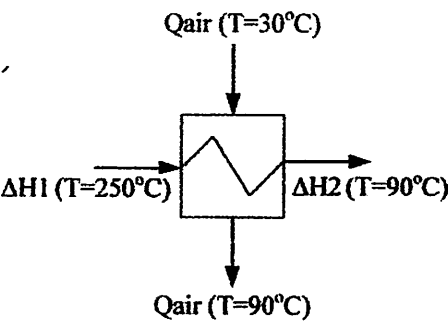
Persamaan neraca panas pada shift converter

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

Neraca panas pada Stripper

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	14670081,96	ΔH_2	2100203,72
Q steam	1456350,00	Q loss	72817,50
		ΔH_3	13953410,74
Jumlah	16126431,95	Jumlah	16126431,95

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

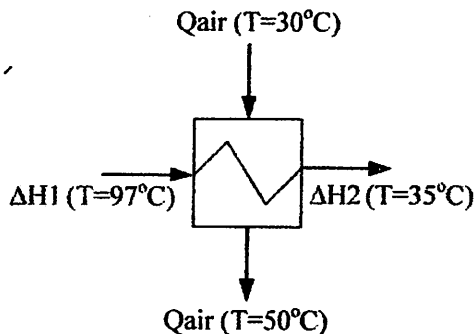
Persamaan neraca panas pada cooler I

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

Neraca panas pada Cooler III

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	4875533,516	ΔH_2	1563603,293
		Q air	3068153.547
		Q loss	243776,675
Jumlah	4875533,516	Jumlah	4875533,516

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

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

Neraca panas pada cooler IV

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	487773,61	ΔH_2	67746,33
		Q air	396638,59
		Q loss	24388,68
Jumlah	487773,61	Jumlah	487773,61

BAB V

SPESIFIKASI PERALATAN

1 Ringkasan Spesifikasi Keseluruhan Peralatan

Tabel 5.1 Tabel Ringkasan Spesifikasi Keseluruhan Peralatan

No	Nama alat	Kode	Jenis	Ukuran	Bahan konstruksi	Jumlah
	Storage Batubara	F-111	Open Yard	- Panjang: 64 m - Lebar: 32 m		1
	Belt Conveyor	J-112A	Troughed Belt with idlers	- Panjang Belt = - Lebar Belt = 14 in - Luas area = 0,11 ft ² - Kecepatan = 11,7538 ft/min - Daya = 1 HP	Rubber	1
	Hammer Mill	C-113	Hammer Mill	- Kapasitas = 3761,22 kg - Daya = 49 HP	High Alloy Steel	1
	Vibrating Screen	H-114	Vibrating screen		Carbon steel	1
	Belt Conveyor	J-112B	Troughed belt with idlers	- Lebar belt = 14 in - Luas area = 0,11 ft ² - Kecepatan belt = 13,04 ft/min - Daya = 1HP	Rubber	1
	Bucket Elevator	J-115	Centrifuge discharge bucket	- Kapasitas = 3573,16 kg - Kecepatan bucket = - Head shaft = 43 rpm	Carbon steel	1
	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
	Belt Conveyor	J-112C	Troughed belt with idlers	- Lebar Belt = 14 in - Luas area 0,11 ft ² - Kecepatan belt = 11,1662 ft/min - Daya = 1 HP	Rubber	1

9	Storage O ₂	F-117	Spherical tank	- Kapasitas = 3035,0114 m ² - D = 9 m - Ts = 1,3 in	High Alloy Steel SA 240 Grade B	1
10	Kompresor I	G-118	Recyprocatng 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 ²	Carbon Steel	1
12	Kompresor II	G-122	Recyprocatng compressor	- P _{in} = 20 atm - P _{out} = 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	- IDs = 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 ³ - 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/m³

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 O₂ (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 O₂ = 1465 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas O}_2 &= 1465 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \times \frac{24 \text{ jam}}{\text{hari}} \\ &= 1054800 \text{ kg} \end{aligned}$$

10. KOMPRESOR I (G-118)

Fungsi : Menaikkan tekanan dari 14 atm ke 30 atm

Tipe : Recyproating compressor

Data operasi :

P₁ = 14 atm

P₂ = 30 atm

T = 30 °C = 303 K

R = 8314,34 J/kg mol K

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

1. 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

2. KOMPRESSOR 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 H_2S didalam gas dengan bantuan 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 CO dan H_2O membentuk H_2 dan CO_2

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

Dasar Perancangan :

$$- \text{Bahan masuk (V)} = 10178,06 \text{ kg/jam} = 22438,55 \text{ lb/jam}$$

$$- \text{Tekanan (P)} = 15 \text{ atm} = 205,8 \text{ psia}$$

$$- \text{Suhu (T)} = 375 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$- \text{Densitas campuran} = 1,01 \text{ lb/ft}^3$$

$$- \text{Waktu tinggal} = 4 \text{ menit}$$

$$- L/D = 3$$

(Ulrich, tabel 4-18 hal 188)

Bahan konstruksi :

- High alloy stell 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

8. 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 = $1180,4 \text{ kg/jam}$

	= 2602,31 lb/jam
Densitas MEA	= 1,012 g/cm ³
	= 63,18 lb/ft ³
Type pengelasan	= Double welded butt join (E=0,8)
Allowable	= 18750 psia
Faktor korosi	= 1/16 in
Bahan	= High alloy steel SA 240 Grade M type 316
Waktu tinggal	= 30 hari

19. POMPA I (L-142A)

Fungsi : Untuk mengalirkan MEA dari storage menuju Tangki Pengencer

Type : Centrifugal pump

20. TANGKI PENGECER (M-143)

Fungsi : Untuk mengencerkan MEA dari konsentrasi 100% menjadi 25%

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standard dished dan tutup bawah berbentuk konis dan dilengkapi dengan pengaduk

Dasar Perancangan :

Kapasitas = 2224,85 kg/jam = 4904,95 lb/jam

Densitas = 63,55 lb/ft³

Tekanan = 1 atm

Waktu tinggal = 1jam

Bahan Konstruksi = Carbon Steel SA 240 Grade M type 316

21. POMPA II (L-142B)

Fungsi : Untuk mengalirkan MEA dari tangki pengencer menuju Absorber

Type : Centrifugal pump

22. POMPA III (L-142C)

Fungsi : Untuk mengalirkan MEA dari absorber menuju stripper

Type : Centrifugal pump

23. KOMPRESOR IV (G-144)

Fungsi : Menaikkan tekanan dari 3,402 atm ke 14 atm

Type : Recyprocating compressor

Data operasi :

$$P_1 = 3,402 \text{ atm}$$

$$P_2 = 14 \text{ atm}$$

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

24. STORAGE PRODUK (F-145)

Fungsi : Menampung produk Hidrogen

Tipe : Spherical Tank

Dasar perancangan :

$$\text{Temperatur} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 14 \text{ atm} = 14,1855 \text{ bar} = 205,74 \text{ psi}$$

25. STRIPPER (D-146)

Fungsi : Untuk melepas CO_2 yang terlarut didalam MEA dengan menggunakan steam

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished

Dasar Perancangan :

- Rate gas masuk $= 9953,79 \text{ kg/jam} = 21944,3506 \text{ lb/jam}$
- Tekanan $= 24 \text{ psia}$
- Suhu $= 208 \text{ }^{\circ}\text{F}$
- Densitas gas $= 0,159 \text{ lb/ft}^3$
- Waktu tinggal $= 10 \text{ menit}$

26. REBOILER (E-161)

Fungsi : Untuk menguapkan liquid produk bottom untuk kemudian masuk kembali ke dalam stripper

Jenis : *Thermosyphon*

Perencanaan :

- Steam masuk pada tube, sedangkan liquid masuk pada bagian shell
- 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

27. POMPA IV (L-142D)

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
- $Rd_{min} = 0,001 \text{ j ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$
- Pipa yang dipakai berukuran $\frac{3}{4}$ " OD, 16 BWG, PT = 1 square pitch dengan L = 16



BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama Alat : Reaktor Gasifier
Dirancang oleh : Henokh Imanuel W.S.Sinambela / 10.14.020
Kode : R-110
Fungsi : Mereaksikan batubara dengan oksigen dan steam untuk menghasilkan gas
Tipe : Tangki silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah standart dished yang dilengkapi jaket.

Kondisi operasi :

- Temperatur : $300\text{ }^{\circ}\text{C} = 573,15\text{ K}$
- Tekanan : 30 atm
- Fase : padat-gas
- Rate batubara masuk : $3832,69\text{ kg/jam} = 8449,55\text{ lb/jam}$
- Densitas batubara : 84 lb/ft^3
- Rate gas masuk : $7857,02\text{ kg/jam} = 17321,59\text{ lb/jam}$
- Densitas gas : $1,43\text{ lb/ft}^3$
- Resident time : 1 jam

(Bruce G. Miller, Coal Energy System)

6.1. Rancangan Dimensi Reaktor

A. Menentukan volume reaktor

- Rate batubara = $3832,69\text{ kg/jam} = 8449,55\text{ lb/jam}$
- Densitas batubara = 84 lb/ft^3

$$\begin{aligned}\text{Volume batubara (Vs)} &= \frac{\text{rate batubara}}{\rho_{\text{batubara}}} \\ &= \frac{8449,55\text{ lb/jam}}{84\text{ lb/ft}^3} \\ &= 100,5899\text{ ft}^3/\text{jam} \times 1\text{ jam} = 100,59\text{ ft}^3\end{aligned}$$

Direncanakan batubara mengisi 50 % dari volume reaktor.

$$V_{\text{total}} = V_{\text{batubara}} + V_{\text{RK}}$$



$$V_T = V_L + 0,7 V_T$$

$$0,3 V_T = V_L$$

$$V_T = \frac{100,59 \text{ ft}^3}{0,3} = 335,3 \text{ ft}^3$$

B. Menentukan Dimensi Vessel

Menghitung Diameter Vessel :

diasumsikan : $L_s = 1,5 \text{ di}$

$V_{\text{total}} = V_{\text{tutup atas}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup bawah}}$

$$V_T = 0,0847 \text{ di}^3 + \frac{\pi}{4} \times \text{di}^2 \times L_s + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$335,3 \text{ ft}^3 = 0,0847 \text{ di}^3 + \frac{3,14}{4} \times \text{di}^2 \times 1,5 \text{ di} + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$335,3 \text{ ft}^3 = 1,3469 \text{ di}^3$$

$$\text{di}^3 = 248,94$$

$$\text{di} = 6,2907 \text{ ft}$$

$$= 75,49 \text{ in}$$

6.2. Menentukan Tebal Silinder (ts)

Direncanakan bahan konstruksi :

- High alloy steel SA 240 Grade M Tipe 316
- Allowable stress (f) = 16900 psi
- Faktor korosi (C) = 1/16
- Tipe pengelasan Double Welded Butt Joint (E) = 0,8
- Tekanan design = 30 atm = 434,88 psi = 426,18 psig

$$ts = \frac{P_i \times \text{di}}{2(f \times E - 0,6 \times P_i)} + C$$

$$ts = \frac{426,18 \times 75,49}{2(16900 \times 0,8 - 0,6 \times 426,18)} + \frac{1}{16}$$

$$= 1,2752 \approx 1 \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$\text{do} = \text{di} - 2 \text{ ts}$$

$$= 75,49 - 2 (1 \frac{3}{8})$$

$$= 72,74$$

Berdasarkan table 3.1. hal. 90 Brownell & Young,

standarisasi $\text{do} = 78 \text{ in}$

$$\begin{aligned}
 d_i &= d_o - 2 t_s \\
 &= 78 - 2 (1 \frac{3}{8}) \\
 &= 75,25 \text{ in} = 6,2708 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

cek hubungan L_s dengan d_i

$$\text{Volume total} = 0,0847 d_i^3 + \frac{\pi}{4} \times d_i^2 \times L_s + 0,0847 d_i^3$$

$$335,3 \text{ ft}^3 = 0,0847 \times 6,2708^3 + \frac{3,14}{4} \times 6,2708^2 \times L_s + 0,0847 \times 6,2708^3$$

$$335,3 \text{ ft}^3 = 20,8856 + 30,8682 L_s + 20,8856$$

$$335,3 \text{ ft}^3 = 41,7711 + 30,8682 L_s$$

$$335,3 \text{ ft}^3 = 30,8682 L_s$$

$$L_s = 9,5091 \text{ ft}$$

$$= 114,1102 \text{ in}$$

$$\frac{L_s}{D} = \frac{9,5091}{6,2708} = 1,52 \text{ ft}$$

6.4. Menentukan Dimensi Tutup

Jenis tutup adalah standard dished, dari Brownel & Young didapat :

- $r = 78 \text{ in}$
- $icr = 4 \frac{3}{4} \text{ in}$
- $sf = 4 \frac{1}{2} \text{ in}$

➤ Tebal tutup atas dan bawah (th) :

Dari Brownell & Young, pers 13.12 hal 258 :

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0,885 \times P_i \times r}{(f \times E) - (0,1 \times P_i)} + \frac{1}{16} \\
 &= \frac{0,885 \times 426,18 \times 78}{(16900 \times 0,8) - (0,1 \times 426,18)} + \frac{1}{16} \\
 &= 2,2454 \approx 2 \frac{1}{4} \text{ in}
 \end{aligned}$$

➤ Tinggi tutup atas dan tutup bawah (ha) :

$$a = \frac{d_i}{2} = \frac{75,25}{2} = 37,63 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 37,63 - 4 \frac{3}{4} \text{ in} = 32,88 \text{ in}$$

$$\text{BC} = r - i c r = 78 - 4 \frac{3}{4} \text{ in} = 73,25 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(BC^2) - (AB^2)} = \sqrt{(73,25^2) - (32,88^2)} = 65,46 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 78 - 65,46 \text{ in} = 12,54 \text{ in}$$

$$OA = t_{ha} + b + sf = 2\frac{1}{4} + 12,54 + 4\frac{1}{2} \text{ in} = 19,29 \text{ in}$$

6.5. Menentukan Tinggi Reaktor

$$\begin{aligned} H &= L_s + 2 \text{ OA} \\ &= 114,1102 + (2 \times 19,29) \\ &= 152,69 \text{ in} \end{aligned}$$

Kesimpulan Dimensi Reaktor :

Bagian silinder :

- Bahan : High alloy steel SA 240 Grade M Tipe 316
- Tutup : Standard dished head
- Do : 78 in
- Di : 75,25 in
- ts : $1 \frac{3}{8}$ in

Bagian tutup :

- Tha = Thb : 2 ¼ in

Tinggi Reaktor : 152,69 in

6.6. Perancangan Coal Bunker

Fungsi : Sebagai corong atau tempat masukkan batubara ke dalam reaktor.

Tipe : Persegi panjang dengan bagian bawah berbentuk limas dengan sudut 120°

Dasar perancangan :

- Rate batubara masuk : $3832,69 \text{ kg/jam} = 8499,55 \text{ lb/jam}$
- Densitas batubara : 84 lb/ft^3
- Coal bunker dirancang berdasarkan kapasitas batubara yang masuk selama 3 jam.

$$\begin{aligned}\text{Volume bahan} &= \frac{\text{rate}}{\rho} = \frac{8449,55 \text{ lb/jam}}{84 \text{ lb/ft}^3} = 100,59 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 3 \text{ jam} \\ &= 301,77 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Volume bahan mengisi 80 % dari volume bunker, maka :

$$\text{Volume total} = \frac{301,77 \text{ ft}^3}{0,8} = 377,21 \text{ ft}^3$$

6.6.2. Menentukan Tinggi Coal Bunker

Direncanakan :

$$P = L$$

$$T_{\text{persegi}} = 0,5 P$$

$$T_{\text{limas}} = \frac{0,5\sqrt{P^2 + L^2}}{\text{tg } 1/2 \alpha}$$

$$= \frac{0,5\sqrt{2P^2}}{\text{tg } 1/2 120}$$

$$= 0,41 P$$

Volume coal bunker = volume persegi panjang + volume limas

$$377,21 = (P \times L \times T_{\text{persegi panjang}}) + (P \times L \times 1/3 T_{\text{limas}})$$

$$377,21 = 0,5 P^3 + \frac{0,41}{3} P^3$$

$$377,21 = 0,6366 P^3$$

$$P = \sqrt[3]{\frac{377,21}{0,6366}} = 8,4 \text{ ft}$$

Maka :

$$L = 8,4 \text{ ft}$$

$$T_{\text{persegi}} = 0,5 \times 8,4 = 4,2$$

$$T_{\text{limas}} = 0,41 \times 8,4 = 3,44$$

Tinggi coal bunker = $T_{\text{persegi}} + T_{\text{limas}}$

$$= 4,2 + 3,44$$

$$= 7,64 \text{ ft} = 91,721 \text{ in}$$

6.6.3 Menentukan tebal coal bunker

Direncanakan bahan konstruksi :

- Carbon steel SA 240 Grade M tipe 316
- Allowable stress (f) = 18750 psi

$$f = \frac{M}{\left(\frac{1}{y}\right)} = \frac{\text{Massa} \times \frac{1}{2} P}{\left(\frac{1/12 \times P \times t^3}{1/2 \times t}\right)}$$

$$f = \frac{3 \times \text{Massa}}{t^2}$$

$$t = \sqrt{\frac{3 \times \text{Massa}}{f}}$$

$$= \sqrt{\frac{3 \times (8449,55 \text{ lb})}{18750 \text{ lb/in}^2}}$$

$$= 1,1627 \text{ in}$$

6.7. Perancangan Coal Lock Chamber

Fungsi : Tempat penampungan sementara sebelum batubara masuk ke dalam reaktor

Tipe : Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk konis

Dasar perancangan :

- Rate batubara masuk : 3832,69 kg/jam = 8449,55 lb/jam
- Densitas batubara : 84 lb/ft³
- Coal lock chamber dirancang berisi batubara equivalent dengan kapasitas batubara yang masuk selama 1 jam.

6.7.1. Menentukan Diameter Chamber

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan} &= \frac{\text{rate}}{\rho} = \frac{8449,55 \text{ lb/jam}}{84 \text{ lb/ft}^3} = 100,59 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 100,59 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Volume bahan mengisi 80 % dari volume chamber, maka :

$$\text{Volume total} = \frac{100,59 \text{ ft}^3}{0,8} = 125,74 \text{ ft}^3$$

Dalam perancangan ini, harus diperhatikan faktor gesekan antara batubara dengan batubara serta batubara dengan dinding maka direncanakan $L_s = 0,5 \text{ di}$, sehingga :

Volume total = Volume silinder + Volume tutup bawah

$$125,74 = \frac{\pi \times di^3}{24 \tan \frac{1}{2} \alpha} + \frac{\pi}{4} di^2 \times L_s + \frac{\pi \times di^3}{24 \tan \frac{1}{2} \alpha}$$

$$125,74 = \frac{\pi \times di^3}{24 \tan 45} + \frac{\pi}{4} di^2 \times 0,5 di + \frac{\pi \times di^3}{24 \tan 45}$$

$$125,74 = 0,1308 di^3 + 0,3925 di^3 + 0,1308 di^3$$

$$di = 5,77 \text{ ft} = 69,26 \text{ in}$$

6.7.2. Menentukan Tebal Silinder

Direncanakan bahan konstruksi :

- Carbon steel SA 240 Grade M tipe 316
- Allowable stress (f) = 18750 psi
- Faktor korosi (C) = 1/16
- Tipe pengelasan Double Welded Butt Joint (E) = 0,8
- Tekanan design = 14,7 psi

$$\begin{aligned} ts &= \frac{Pi \times di}{2(f \times E - 0,6 \times Pi)} + C \\ &= \frac{14,7 \times 69,26}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 14,7)} + \frac{1}{16} \\ &= 0,034 \approx 3/16 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi :

$$\begin{aligned} do &= di + 2 ts \\ &= 69,26 + 2 (3/16) \\ &= 69,63 \text{ in} \approx 72 \text{ in} \end{aligned}$$

(Brownell & Young, table 5.7 hal 89)

Harga di baru :

$$\begin{aligned} di &= do - 2 ts \\ &= 72 - 2 (3/16) \\ &= 71,63 \text{ in} \end{aligned}$$

6.7.3. Menentukan Dimensi Tutup Atas dan Bawah

$$f = \frac{M}{\left(\frac{1}{y}\right)} = \frac{\text{Massa} \times \frac{1}{2}P}{\left(\frac{1/12 \times P \times t^3}{1/2 \times t}\right)}$$

$$f = \frac{3 \times \text{Massa}}{t^2}$$

$$t = \sqrt{\frac{3 \times \text{Massa}}{f}}$$

$$= \sqrt{\frac{3 \times (8499,55 \text{ lb})}{18750 \text{ lb/in}^2}}$$

$$= 1,16 \text{ in}$$

➤ Tinggi tutup atas dan bawah :

$$\text{tg } 1/2 \alpha = \frac{1/2 \times \text{di}}{\text{ha}}$$

$$\text{ha} = \frac{1/2 \times 71,63}{\text{tg } 45}$$

$$= 35,81 \text{ in}$$

$$\text{ha} = \text{hb}$$

$$\text{hb} = 35,81 \text{ in}$$

6.7.4. Menentukan Tinggi Coal Lock Chamber

$$\begin{aligned} \text{Tinggi silinder (Ls)} &= 0,5 \text{ di} \\ &= 0,5 \times 71,625 \\ &= 35,81 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Coal Lock Chamber} &= \text{ha} + \text{tha} + \text{Ls} + \text{hb} + \text{thb} \\ &= 35,81 + 1,16 + 35,81 + 35,81 + 1,16 \\ &= 109,76 \text{ in} \end{aligned}$$

6.8. Perancangan Ash Lock Chamber

Fungsi : Tempat penampungan sementara sebelum ash dibuang

Tipe : Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk konis

Parameter :

- Rate ash masuk : 717,35 kg/jam = 1581,47 lb/jam

- Densitas ash : 84 lb/ft³
- Waktu tinggal : 1 jam

6.8.1. Menentukan Diameter Chamber

$$\begin{aligned}\text{Volume bahan} &= \frac{\text{rate}}{\rho} = \frac{1581,47 \text{ lb/jam}}{84 \text{ lb/ft}^3} = 18,83 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 18,83 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Volume bahan mengisi 80 % dari volume chamber, maka :

$$\text{Volume total} = \frac{18,83 \text{ ft}^3}{0,8} = 23,53 \text{ ft}^3$$

Direncanakan $L_s = 0,5 \text{ di}$

Volume total = Volume silinder + Volume tutup bawah

$$23,53 = \frac{\pi \times di^3}{24 \tan \frac{1}{2} \alpha} + \frac{\pi}{4} di^2 \times L_s + \frac{\pi \times di^3}{24 \tan \frac{1}{2} \alpha}$$

$$23,53 = \frac{\pi \times di^3}{24 \tan 45} + \frac{\pi}{4} di^2 \times 0,5 \text{ di} + \frac{\pi \times di^3}{24 \tan 45}$$

$$23,53 = \frac{\pi \times di^3}{24 \tan 45} + \frac{\pi}{4} di^2 \times 0,5 \text{ di} + \frac{\pi \times di^3}{24 \tan 45}$$

$$\begin{aligned}23,53 &= 0,1308 \text{ di}^3 + 0,3925 \text{ di}^3 + 0,1308 \text{ di}^3 \\ di &= 3,3013 \text{ ft} = 39,62 \text{ in}\end{aligned}$$

6.8.2. Menentukan Tebal Silinder

Direncanakan bahan konstruksi :

- Carbon steel SA 240 Grade M Tipe 316
- Allowable stress (f) = 18750 psi
- Faktor korosi (C) = 1/16
- Tipe pengelasan Double Welded Butt Joint (E) = 0,8
- Tekanan design = 14,7 psi

$$t_s = \frac{P_i \times di}{2(f \times E - 0,6 \times P_i)} + C$$

$$\begin{aligned}t_s &= \frac{14,7 \times 39,62}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 14,7)} + \frac{1}{16} \\ &= 0,0819 \approx 3/16 \text{ in}\end{aligned}$$

Standarisasi :

$$\begin{aligned} d_o &= d_i + 2 t_s \\ &= 38,76 + 2 (3/16) \\ &= 39,99 \text{ in} \approx 40 \text{ in} \end{aligned}$$

(Brownell & Young, table 5.7 hal 89)

Harga di baru :

$$\begin{aligned} d_i &= d_o - 2 t_s \\ &= 40 - 2 (3/16) \\ &= 39,63 \text{ in} \end{aligned}$$

6.8.3. Menentukan Dimensi Tutup Atas dan Bawah

➤ Tebal tutup atas dan bawah :

$$f = \frac{M}{\left(\frac{1}{y}\right)} = \frac{\text{Massa} \times \frac{1}{2} P}{\left(\frac{1/12 \times P \times t^3}{1/2 \times t}\right)}$$

$$f = \frac{3 \times \text{Massa}}{t^2}$$

$$t = \sqrt{\frac{3 \times \text{Massa}}{f}}$$

$$= \sqrt{\frac{3 \times (1581,47 \text{ lb})}{18750 \text{ lb/in}^2}}$$

$$= 0,503 \text{ in} \approx 1 \text{ in}$$

➤ Tinggi tutup atas dan bawah :

$$\text{tg } 1/2 \alpha = \frac{1/2 \times d_i}{h_a}$$

$$h_a = \frac{1/2 \times 39,63}{\text{tg } 45}$$

$$= 19,81 \text{ in}$$

$$h_a = h_b$$

$$h_b = 19,81 \text{ in}$$

6.8.4. Menentukan Tinggi Ash Lock Chamber

$$\text{Tinggi silinder (Ls)} = 0,5 d_i$$

$$= 0,5 \times 39,63$$

$$= 19,813 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Ash Lock Chamber} &= h_a + t_{ha} + L_s + h_b + t_{hb} \\ &= 19,81 + 1 + 19,875 + 19,81 + 1 \\ &= 61,44 \text{ in} \end{aligned}$$

6.9. Menentukan Tinggi Total Reaktor Gasifier

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= \text{Tinggi Coal Bunker} + \text{Tinggi Coal Lock Chamber} + \text{Tinggi} \\ &\quad \text{Reaktor} + \text{Tinggi Ash Lock Chamber} \\ &= 91,72 + 109,76 + 152,69 + 61,44 \\ &= 415,61 \text{ in} \end{aligned}$$

6.10. Perhitungan Nozzle

a. Nozzle untuk memasukkan batubara ke coal lock chamber

$$\text{Bahan masuk} = 3832,69 \text{ kg/jam} = 8499,55 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas} = 84 \text{ lb/ft}^3$$

Dari Perry hal 21-30 didapatkan :

$$B = \frac{22 \times f}{\alpha}, \text{ dimana :}$$

B = diameter lubang bin, ft

f = internal stress , lb/ft²

a = bulk density, lb/ft³

Dengan trial harga f = 20 lb/ft², didapat :

$$B = \frac{22 \times 20}{84} = 5,24 \text{ ft}$$

b. Nozzle untuk memasukkan batubara ke dalam reaktor

$$\text{Bahan masuk} = 3832,69 \text{ kg/jam} = 8449,55 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas} = 84 \text{ lb/ft}^3$$

Dari Perry hal 21-30 didapatkan :

$$B = \frac{22 \times f}{\alpha}, \text{ dimana :}$$

B = diameter lubang bin, ft

f = internal stress , lb/ft²

a = bulk density, lb/ft³

Dengan trial harga f = 20 lb/ft², didapat :

$$B = \frac{22 \times 20}{84} = 5,24 \text{ ft}$$

c. Nozzle untuk pemasukkan gas ke dalam reactor

Bahan masuk = 7857,02 kg/jam = 17321,59 lb/jam

ρ = 1,43 lb/ft³

Rate volumetric (Q) = $\frac{\text{massa bahan}}{\rho}$

$$= \frac{16148,82 \text{ lb/jam}}{1,43 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 12113 \text{ ft}^3/\text{jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} = 3,36 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Dari Peter Timmerhaus pers. 14.2 hal. 298 didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Di optimum} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 (3,36)^{0,45} (1,43)^{0,13} \\ &= 7,05 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young hal. 390, maka dipilih pipa 8 in Sch 60 dengan ukuran :

- ID = 7,813 in

- OD = 8,625 in

- t = 0,406 in

d. Nozzel untuk pengeluaran produk gas

Bahan masuk = 10972,36 kg/jam = 24189.66 lb/jam

ρ = 1,01 lb/ft³

Rate volumetrik (Q) = $\frac{\text{massa bahan}}{\rho}$

$$= \frac{24189,66 \text{ lb/jam}}{1,01 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 23950,16 \text{ ft}^3/\text{jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}}$$

$$= 6,65 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Dari Peter Timmerhausse pers. 14.2 hal. 298 didapatkan :

$$\begin{aligned}\text{Di optimum} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 (6,65)^{0,45} (1,01)^{0,13} \\ &= 9,16 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari Brownell & Young hal 390, maka dipilih pipa 10 in ST dengan ukuran :

- ID = 10,02 in
- OD = 10,75 in
- t = 0,365 in

e. Nozzel untuk pengeluran ash dari reaktor

$$\text{Bahan masuk} = 717,35 \text{ kg/jam} = 1581,47 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas} = 84 \text{ lb/ft}^3$$

Dari Perry hal 21-30 didapatkan :

$$B = \frac{22 \times f}{\alpha}, \text{ dimana :}$$

B = diameter lubang bin, ft

f = internal stress , lb/ft²

a = bulk density, lb/ft³

Dengan trial harga f = 10 lb/ft², didapat :

$$B = \frac{22 \times 10}{84} = 2,62 \text{ ft}$$

f. Nozzel untuk pengeluaran ash dari ash lock chamber

$$\text{Bahan masuk} = 717,35 \text{ kg/jam} = 1581,47 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas} = 84 \text{ lb/ft}^3$$

Dari Perry hal 21-30 didapatkan :

$$B = \frac{22 \times f}{\alpha}, \text{ dimana :}$$

B = diameter lubang bin, ft

f = internal stress, lb/ft²

a = bulk density, lb/ft³

Dengan trial harga $f = 10$ lb/ft², didapat :

$$B = \frac{22 \times 10}{84} = 2,62 \text{ ft}$$

g. Nozzle untuk pemasukan air jaket

Bahan masuk = 31373,09 kg/jam = 69165,11 lb/jam

ρ = 62,5 lb/ft³

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{massa bahan}}{\rho} \\ &= \frac{69165,11 \text{ lb/jam}}{62,5 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 1106,64 \text{ ft}^3/\text{jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \\ &= 0,31 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Dari Peter Timmerhausse pers. 14.2 hal. 298 didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Di optimum} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 (0,31)^{0,45} (62,5)^{0,13} \\ &= 3,93 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young hal 390, maka dipilih pipa 4 in ST dengan ukuran :

- ID = 4,026 in
- OD = 4,5 in
- t = 0,237 in

h. Nozzle untuk pengeluaran air jaket

Bahan masuk = 31373,09 kg/jam = 69165,11 lb/jam

ρ = 62,5 lb/ft³

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{\text{massa bahan}}{\rho}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{69165,11 \text{ lb/jam}}{62,5 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 1106,64 \text{ ft}^3/\text{jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \\ &= 0,31 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Dari Peter Timmerhausse pers. 14.2 hal. 298 didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Di optimum} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 (0,31)^{0,45} (62,5)^{0,13} \\ &= 3,93 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young hal 390, maka dipilih pipa 4 in ST dengan ukuran :

- ID = 4,026 in
- OD = 4,5 in
- t = 0,237 in

i. Nozzle untuk manhole

Lubang manhole dibuat berdasarkan standart yang ada yaitu : 20 in (*Brownell & Young, Fig.3.15 hal 51 dengan data item 3,4,5 hal 351*)

Berdasarkan fig. 12.2 brownell & Young hal 221, didapatkan dimensi pipa :

Ukuran pipa nominal (NPS)	: 20 in
Diameter luar pipa (DO)	: 27 ½ in
Ketebalan flange minimum (T)	: 1 1/16 in
Diameter bagian lubang menonjol (R)	: 23 in
Diameter hubungan pada titik pengelasan (K)	: 20 in
Diameter hubungan pada alas (E)	: 22 in
Panjang julukan (L)	: 5 1/16 in
Diameter dalam flange (B)	: 19,25 in
Jumlah lubang baut	: 20 buah
Diameter baut	: 1 1/8 in

Untuk melindungi tekanan yang keluar akibat dari temperature reaksi yang tinggi maka reaktor dilengkapi oleh jaket dengan air sebagai media pendingin.

a. Menentukan volume air

$$\text{Rate air masuk} = 36848,41 \text{ kg/jam} = 81236,005 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ air} = 62,5 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Waktu tinggal} = 1 \text{ jam}$$

$$\text{Rate Volumetrik} = \frac{\text{Rate air}}{\rho} = \frac{81236,005 \text{ lb/jam}}{62,5 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 1299,78 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume air} = 1299,78 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}$$

$$= 1299,78 \text{ ft}^3$$

b. Menentukan P design (Pi)

$$\text{Tekanan hidrostatik (Ph)} = \frac{\rho \times (H - 1)}{144}$$

$$= \frac{62,5 \times (9,5091 - 1)}{144}$$

$$= 3,69 \text{ psi}$$

$$= -11,01 \text{ psig}$$

$$P \text{ operasi} = 426,18 \text{ psig} + (-10,5238 \text{ psig})$$

$$= 415,17 \text{ psig}$$

c. Menghitung diameter jaket

$$V_{\text{jaket}} = V_{t \text{ jaket}} + V_{s \text{ jaket}}$$

$$1299,78 = [(0,0847 \text{ dj}^3 - 0,0847 \text{ ds}^3)] + [(\pi/4 \text{ dj}^2 \cdot L_s) - (\pi/4 \cdot \text{ds}^2 \cdot L_s)]$$

$$1299,78 = [(0,0847 \text{ dj}^3 - 0,0847 \times (6,5^3))] + [(\pi/4 \text{ dj}^2 \cdot (10,62)) - (\pi/4 \cdot (6^2) \cdot (10,62))]$$

$$1299,78 = 0,0847 \text{ dj}^3 - 23,2607 + 7,465 \text{ dj}^2 - 315,38$$

$$\text{dj} = 13,78 \text{ ft}$$

Sehingga :

$$\text{doj} = \frac{\text{dj}^2 - \text{ds}^2}{\text{ds}^2}$$

$$= \frac{(13,78^2) - (6,5^2)}{6,5^2}$$

$$= 3,49 \text{ ft} = 41,91 \text{ in} \approx 42 \text{ in}$$

(Brownell & Young, Table 5.7 hal.90)

d. Menentukan tebal silinder jaket (tsj)

Direncanakan bahan konstruksi :

- Carbon steel SA 240 Grade M Type 316
- Allowable stress (f) = 17000 psi
- Faktor korosi (C) = 1/16
- Tipe pengelasan Double Welded Butt Joint (E) = 0,8
- Tekanan design = 426,18 psi

$$tsj = \frac{Pi \times do}{2(f \times E + 0,4 \times Pi)} + C$$

$$tsj = \frac{426,18 \times 42}{2(17000 \times 0,8 - 0,6 \times 426,18)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,7236 \approx \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$dij = doj - 2 tsj$$

$$= 42 - 2 (3/4)$$

$$= 40,5 \text{ in}$$

e. Menentukan Dimensi Tutup

Jenis tutup adalah standard dished, dari Brownell & Young didapat :

$$-r = 40$$

$$-icr = 2 \frac{1}{2}$$

$$-sf = 1 \frac{1}{2}$$

➤ Tebal tutup bawah (thbj) :

Dari Brownell & Young, pers. 13.12 hal 258

$$thbj = \frac{0,885 \times Pi \times r}{(f \times E) - (0,1 \times Pi)} + \frac{1}{16}$$

$$= \frac{0,885 \times 426,18 \times 40}{(17000 \times 0,8) - (0,1 \times 426,18)} + \frac{1}{16}$$

$$= 1,1128 \approx 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

➤ Tinggi tutup bawah (hbj) :

$$a = \frac{di}{2} = \frac{40,5}{2} = 20,25 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 40 - 2 \frac{1}{2} = 37,5 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(BC^2) - (AB^2)} = \sqrt{(37,5^2) - (17,75^2)} = 33,03 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 40 - 32,96 = 6,97$$

$$hb_j = t_{ha} + b + s_f = 1 \frac{1}{4} + 6,97 + 1 \frac{1}{2} = 9,72 \text{ in}$$

Dari perhitungan di atas, maka diperoleh dimensi jaket sebagai berikut :

- Bahan konstruksi = Carbon steel SA 240 Grade M type 316
- diameter luar (do_j) = 42 in
- diameter dalam (dij) = 40,5 in
- tinggi jaket (ts_j) = 114,11 in
- tebal tutup bawah jaket (t_{hb_j}) = 1 $\frac{1}{4}$ in
- tinggi tutup bawah jaket (hb_j) = 9,72 in

Dari Brownell & Young fig. 12.3 didapat dimensi flange untuk semua nozzle, di pilih flange stand

6.12. Sambungan Tutup (Head) dengan Dinding Reaktor

Bagian tutup reaktor dan bagian shell reaktor dihubungkan secara flange dan bolting untuk mempermudah perbaikan dan perawatan reaktor.

1. Gasket

Dari Brownell & Young, fig. 12.11 hal 228, didapatkan :

- Bahan konstruksi : Flat metal, jacketed, asbestos filled, stainless steel
- Gasket factor (m) : 3,75
- Design seating stress : 9000 psia

2. Bolting

Dari Brownell & Young, App. D-4 hal. 344, didapatkan :

- Bahan konstruksi : High alloy steel SA 193 Grade B8c type 347
- Tensile strength min. : 75000 psia
- Allowable stress (f) : 15000

3. Flange

Dari Brownell & Young, App. D-4 hal. 344, didapatkan :

- Bahan konstruksi : High alloy steel SA 336 Grade F8 type 304
- Tensile strength min. : 75000 psia
- Allowable stress (f) : 18500
- Type flange : Ring flange loose type

$$= 4,6 \text{ in}$$

▪ Moment M_T

Dari Brownell & Young, pers. 12.97 hal. 242 :

$$M_T = H_T \times h_T$$

$$= -83783,15 \times 4,6$$

$$M_T = -384347,73 \text{ lb.in}$$

Moment total pada keadaan operasi (M_o) :

$$M_o = M_D + M_G + M_T$$

$$= 8836781,5 + 2337604,24 - 384347,73$$

$$= 10790038 \text{ lb.in}$$

Karena $M_a < M_o$, maka $m_{\max} = M_a = 12501096,25 \text{ lb.in}$

2.3. Perhitungan Tebal Flange

Di Brownell & Young, pers. 12.85 hal. 239 :

$$f_T = \frac{Y \cdot M_o}{t^2 \cdot B}$$

Sehingga didapatkan rumus :

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

$$k = A/B$$

dimana :

- A = diameter luar flange = 92,1413 in
- B = diameter dalam flange = 86,3913 in
- f = stress yang diijinkan untuk bahan flange = 18750 psia

maka :

$$k = \frac{92,1413}{86,3913} = 1,067$$

Di Brownell & Young, fig. 12.22 hal. 238, didapatkan :

- $Y = 29$
- $M = 12501096,25 \text{ lb.in}$

Sehingga didapatkan :

$$- p = \text{tekanan operasi} = 441 \text{ lb/in}^2$$

Maka:

$$H_D = 0,785 \times 78^2 \times 441$$

$$H_D = 2106189,54 \text{ lb}$$

- Jarak radial bolt circle pada aksi (h_D)

Dari Brownell & Young, pers. 12.100 hal. 243 :

$$\begin{aligned} h_D &= \frac{C - B}{2} \\ &= \frac{86,3913 - 78}{2} = 4,2 \text{ in} \end{aligned}$$

- Moment M_D

Dari Brownell & Young, pers. 12.96 hal. 242

$$\begin{aligned} M_D &= H_D \times h_D \\ &= 2106189,54 \times 4,2 \end{aligned}$$

$$M_D = 8836781,5 \text{ lb.in}$$

- Perbedaan antara beban baut flange dengan gaya hidrostatik total (H_G)

$$\begin{aligned} H_G &= W - H \\ &= 2491880,56 - 2022406,39 \\ &= 469474,17 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Moment M_G

Dari Brownell & Young, pers. 12.98 hal. 242 :

$$\begin{aligned} M_G &= H_G \times h_G \\ &= 469474,17 \times 5 \\ &= 2337604,24 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

- Dari Browneel & Young, pers. 12.97 hal. 242 :

$$\begin{aligned} H_T &= H - H_D \\ &= 2022406,39 - 2106189,54 \\ &= -83783,15 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, pers. 12.102 hal. 244 :

$$\begin{aligned} h &= \frac{h_D + h_G}{2} \\ &= \frac{4,2 + 5}{2} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L &= A_{b \text{ actual}} \times \frac{f}{2 \times \pi \times y \times G} \\
 &= 168,63 \times \frac{15000}{2 \times 3,14 \times 9000 \times 76,4329} \\
 &= 0,5855 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Karena $L < n = 1,1829 \text{ in}$, jadi perhitungan bolting optimum memenuhi

▪ *Perhitungan Moment*

Dari Brownell & Young, pers. 12.94 hal. 242, untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan uap dalam) :

$$\begin{aligned}
 W &= \left(\frac{A_m + A_b}{2} \right) f_a \\
 W &= \left(\frac{166,13 + 168,63}{2} \right) \times 15000 \\
 &= 2510665,28 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Jarak radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt circle :

$$\begin{aligned}
 h_G &= \frac{C - G}{2} \\
 h_G &= \frac{86,3913 - 76,4329}{2} \\
 &= 5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

• Moment flange (M_a)

Dari Brownell & Young, hal. 243 :

$$\begin{aligned}
 M_a &= W \times h_G \\
 M_a &= 2510665,28 \times 5 \\
 &= 12501096,25 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

• Dari Brownell & Young, pers. 12.95 hal. 243 :

Dalam kondisi operasi :

$$W = W_{ml} = 2491880,56 \text{ lb}$$

• Hidrastic and force pada daerah dalam flange (HD)

Dari Brownell & Young, pers. 12.96 hal. 243 :

$$H_{hd} = 0,785 \cdot B^2 \cdot p$$

Dimana :

$$- B = \text{do shell reaktor} = 78 \text{ in}$$

▪ *Perhitungan Bolting Optimum*

Dari Brownell & Young, table 10.4 hal. 188 :

- Ukuran baut = 3 in
- Root area = 5,621 in²

$$\begin{aligned}\text{Jumlah bolting optimum} &= \frac{A_{ml}}{\text{root area}} \\ &= \frac{166,13}{5,621} \\ &= 29,55 \approx 30 \text{ buah}\end{aligned}$$

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal. 188 dan tabel 12.3 hal. 227 :

- Bolt spacing = 6 ¼ in
- Minimum radial distance (R) = 3 5/8 in
- Edge distance (E) = 2 7/8
- Bolting circle diameter (C) :

$$C = di_{\text{shell}} + 2 (1,415 \cdot g_o + R)$$

, dimana:

- di_{shell} = 75,25 in
- g_o = tebal shell (ts)
= 1 3/8 in

- Maka, bolting circle diameter (C) :

$$\begin{aligned}C &= 75,25 + 2 (1,415 \times 1 \frac{3}{8} \times 3 \frac{5}{8}) \\ &= 86,3913 \text{ in}\end{aligned}$$

- Diameter luar flange

$$\begin{aligned}OD &= C + 2 E \\ &= 86,3913 + 2 \times 2 \frac{7}{8} \\ &= 92,1413 \text{ in}\end{aligned}$$

Check lebar gasket :

$$\begin{aligned}A_b \text{ actual} &= \text{jumlah bolt} \times \text{root area} \\ A_b \text{ actual} &= 30 \times 5,621\end{aligned}$$

$$A_b \text{ actual} = 168,63 \text{ in}^2$$

Lebar gasket minimum :

Beban gasket supaya tidak bocor (H_y)

$$W_{m2} = H_y = \pi \cdot b \cdot G \cdot y$$

- Dari Brownell & Young, pers. 12.12 hal. 229 :

Lebar setting gasket bawah :

$$\begin{aligned} b_o &= n / 2 \\ &= 0,5914 \end{aligned}$$

- Sehingga didapatkan H_y :

$$\begin{aligned} H_y &= W_{m2} = 3,14 \times 0,5914 \times 76,4329 \times 9000 \\ H_y &= 1277480,74 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, pers. 12.90 hal. 240 :

Beban baut agar tidak bocor (H_p)

$$\begin{aligned} H_p &= 2 \cdot \pi \cdot b \cdot G \cdot m \cdot p \\ H_p &= 2 \times 3,14 \times 0,5914 \times 76,4329 \times 3,75 \times 441 \\ &= 469474,17 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, pers. 12.89 hal. 240 :

Beban karena tekanan dalam (H)

$$\begin{aligned} H &= \pi/4 \cdot G^2 \cdot p \\ &= (3,14/4) \times 76,4329^2 \times 441 \\ &= 2022406,39 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, pers. 12.91 hal. 240 :

Total berat beban pada kondisi operasi (W_{ml})

$$\begin{aligned} W_{ml} &= H + H_p \\ &= 2022406,39 + 469474,17 \\ &= 2491880,56 \text{ lb} \end{aligned}$$

Karena $W_{ml} > W_{m2}$, maka yang mengontrol adalah W_{ml}

▪ *Perhitungan Luas Minimum Bolting Area*

Dari Brownell & Young, pers. 12.93 hal. 240 :

$$\begin{aligned} A_{ml} &= \frac{W_{ml}}{f_b} \\ &= \frac{2491880,56}{15000} \\ &= 166,13 \text{ in}^2 = 1,1537 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

6.12.1. Perhitungan Lebar Gasket

Dari Brownell & Young, pers. 12.2 hal. 226 :

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

Dimana :

- d_o = diameter luar gasket
- d_i = diameter dalam gasket
- y = yield stress = 9000 psia
- p = internal pressure = 441 psia
- m = gasket factor = 3,75

Diketahui :

$$\begin{aligned} d_i \text{ gasket} &= d_i \text{ shell} \\ &= 75,25 \text{ in} \\ &= 6,2708 \text{ ft} \end{aligned}$$

Maka didapatkan :

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{9000 - 441 \times 3,75}{9000 - 441(3,75+1)}}$$

$$\frac{d_o}{6,2708} = 1,0314$$

$$d_o = 6,5 \text{ ft} = 77,6 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar gasket minimum} &= \frac{d_o - d_i}{2} \\ &= \frac{77,6 - 75,25}{2} \\ &= 1,1829 \end{aligned}$$

$$\text{Diambil gasket (n)} = 1,1829 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} D_{\text{rata-rata gasket (G)}} &= d_o + n \\ &= 75,25 + 1,1829 \\ &= 76,4329 \text{ in} = 5,88 \text{ ft} \end{aligned}$$

6.12.2. Perhitungan Beban Gasket (Gasket Load) (G)

• Perhitungan beban baut

- Dari Brownell & Young, pers. 12.88 hal. 240 :

$$t = \sqrt{\frac{29 \times 12501096,25}{18750 \times 86,3913}}$$

$$t = 14,96 \text{ in} \approx 15 \text{ in}$$

Kesimpulan Perancangan :

1. Flange

Bahan konstruksi	: High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
Tensile strength min.	: 75000 psia
Allowable stress (f)	: 18750
Tebal flange	: 15 in
Diameter dalam (Di)	: 86,3913 in
Diameter luar (Do)	: 92,1413 in
Type flange	: Ring flange loose type

2. Bolting

Bahan konstruksi	: High Alloy Steel SA 193 Grade M type 347
Tensile strength min.	: 75000 psia
Ukuran baut	: 3 in
Jumlah baut	: 30 buah
Allowable stress (f)	: 15000

3. Gasket

Bahan konstruksi	: Asbestos filled
Gasket factor (m)	: 3,75
Min. design seating	: 9000 psia
Tebal gasket (n)	: 1 ¼ in

6.13. Perhitungan Sistem Penyangga Reaktor

Sistem penyangga dirancang agar mampu untuk penyangga beban reaktor dan perlengkapannya.

- Berat shell reaktor
- Berat tutup atas dan bawah reaktor
- Berat bahan dalam reaktor
- Berat attachment

Dasar perhitungan :

a. Berat shell reaktor

$$W_s = \pi/4 (d_o^2 - d_i^2) H. \rho$$

Dimana :

- W_s = berat shell reaktor, lb
- d_o = diameter luar shell = 78 in = 6,5 ft
- d_i = diameter dalam shell = 75,25 in = 6,271 ft
- H = tinggi shell reaktor (Ls) = 114,1102 in = 9,5091 ft
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 493 lb/ft³

(Perry, edisi 6

Berat shell reactor :

$$\begin{aligned} W_s &= (3,14/4) \times (6,5^2 - 6,271^2) \times 9,5091 \times 493 \\ &= 10762,58 \text{ lb} \\ &= 4803,44 \text{ kg} \end{aligned}$$

b. Berat tutup atas dan bawah standard dished

$$W_d = A. t. \rho$$

$$A = 6,28 \times L \times h$$

Dimana :

- W_d = berat tutup reaktor
- A = luas tutup atas standard dished, ft²
- t = tebal tutup atas (tha) = 2 ¼ in = 0,1875 ft
- ρ = ρ bahan konstruksi = 493 lb/ft³
- L = crown radius (R) = 78 in = 6,5 ft
- h = tinggi tutup atas reaktor (ha) = 19,29 in = 1,6075 ft

Luas tutup atas :

$$\begin{aligned} A &= 6,28 \times 78 \times 19,29 \\ &= 9449,014 \text{ in}^2 = 65,62 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Berat tutup atas :

$$W_d = 65,62 \times 0,1875 \times 493$$

$$W_d = 6065,75 \text{ lb} = 2707,2 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} W &= 2 \times 2707,2 \\ &= 5414,4 \text{ kg} \end{aligned}$$

c. Berat bahan dalam reaktor

$$W_l = m \cdot t$$

Dimana :

- m = berat bahan dalam reaktor = 26191,96 lb
- t = waktu tinggal dalam reaktor = 1 jam

Maka :

$$\begin{aligned} W_l &= 26191,96 \times 1 \text{ jam} \\ &= 26191,96 \text{ lb} \\ &= 11689,71 \text{ kg} \end{aligned}$$

d. Berat jaket pendingin

Berat jaket :

$$W_{\text{jaket}} = (\pi/4) \times (d_o^2 - d_i^2) \times T_j \times \rho$$

Dimana :

- W_{jaket} = berat jaket, lb
- d_o = diameter luar jaket = 42 in = 3,5 ft
- d_i = diameter dalam jaket = 40,5 in = 3,38 ft
- T_j = Tinggi jaket = 114,11 in = 9,51 ft
- ρ = densitas bahan konstruksi = 493 lb/ft³

Berat jaket :

$$\begin{aligned} W_{\text{jaket}} &= (3,14/4) \times (3,5^2 - 3,38^2) \times 9,51 \times 493 \\ &= 3038,55 \text{ lb} \\ &= 1356,13 \text{ kg} \end{aligned}$$

Berat air pendingin :

$$\begin{aligned} V_{\text{air}} \times \rho_{\text{air}} &= 1299,78 \text{ ft}^3 \times 62,5 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 81236,25 \text{ lb} \\ &= 36256,47 \text{ kg} \end{aligned}$$

Jadi,

$$\begin{aligned} W_{\text{jaket}} + \text{air} &= 1356,13 + 36256,47 \\ &= 37612,6 \text{ kg} \end{aligned}$$

e. Berat attachment

$$W_{\text{attachment}} = \text{weight of the attachment} + \text{weight of the support} + \text{weight of the base}$$

Dari Brownell & Young, hal. 157

$$\begin{aligned}
 W_a &= 18\% W_s \\
 &= 18\% \times 10762,58 \text{ lb} \\
 &= 1937,26 \text{ lb} = 864,62 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Berat Total Reaktor

Bagian	Berat (kg)
W_{shell}	4803,44
$W_{\text{tutup atas + bawah}}$	5414,4
W_{bahan}	11689,71
$W_{\text{jaket + air pendingin}}$	37612,6
$W_{\text{attachment}}$	864,62
W_{total}	60384,77

Dengan faktor keamanan adalah 10 %, maka berat total reaktor

$$\begin{aligned}
 &= (1,1) \times 60384,77 \text{ kg} \\
 &= 66423,25 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

6.14. Perhitungan Kolom Penyangga Reaktor (Leg)

Perencanaan :

- Menggunakan 4 buah kolom penyangga (kaki penahan)
- Jenis kolom yang digunakan : I-beam

Dasar Perhitungan :

a. *Beban tiap kolom*

Dari Brownell & Young, pers. 10.76 hal. 197 :

$$P = \frac{4 \cdot P_w \cdot (H - L)}{n \cdot D_{bc} + n} + \sum W$$

Dimana :

- P = beban tiap kolom, lb
- P_w = total beban permukaan karena angin, lb
- H = tinggi vessel dari pondasi, ft
- L = jarak antara vessel dengan dasar pondasi, ft
- D_b = diameter anchor bolt circle, ft
- $\sum W$ = berat total, lb

Reaktor diletakkan di dalam ruangan, sehingga tidak dipengaruhi adanya tekanan angin (beban tekanan angin tidak dikontrol).

Maka berlaku rumus :

$$P_w = 0$$

$$P = \frac{\sum W}{n}$$

$$P = \frac{66423,25}{4} = 16605,81 \text{ kg} = 37206,98 \text{ lb}$$

Direncanakan :

- Jarak kolom penyangga dari tanah = 5 ft
- Tinggi reaktor (H) = 415,61 in = 34, 6342 ft
- Panjang penyangga = $\frac{1}{2} (H + L)$
= $\frac{1}{2} (34, 6342 + 5) \text{ ft}$
= 20,82 ft

Jadi, panjang penyangga = 20,82 ft = 249,81 in

b. *Trial ukuran I-beam*

Trial ukuran I-beam 12" ukuran 12 × 5

Dari Brownell & Young hal. 355 didapatkan :

- Nominal size = 12 in
- Berat = 31,8 lb
- Area of section (A_y) = 9,26 in²
- Depth of beam (h) = 12 in
- Width of flange (b) = 5 in
- I = 9,5
- Axis (R_{2-2}) = 1,01 in

Analisa terhadap sumbu Y-Y

Dengan :

$$\begin{aligned} - L/R &= (249,81 \text{ in}) / (1,01 \text{ in}) \\ &= 247,33 \text{ in} \end{aligned}$$

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

$$- F_c \text{ aman} = \frac{18000}{1 + \frac{(L/R)^2}{18000}}$$

$$= \frac{18000}{1 + \frac{(247,33^2)}{18000}} = 4092,3 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} - A &= \frac{P}{F_c \text{ aman}} \\ &= \frac{37206,98}{4092,3} = 9,1 \text{ in}^2 < 9,5 \text{ in}^2 \text{ (memadai)} \end{aligned}$$

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

6.15. Dimensi base plate

Perencanaan :

- Dibuat base plate dengan toleransi panjang adalah 5 % dan toleransi lebar 20 %.

(Hesse, hal. 163)

- Digunakan besi cor sebagai bahan konstruksi dari base plate.

Dasar perhitungan :

a. Luas base plate

$$A_{bp} = \frac{P}{f_{bp}}$$

Dimana :

- A_{bp} = luas base plate, in^2
- P = beban dari tiap-tiap base plate =
- f_{bp} = stress yang diterima oleh pondasi bearing capacity yang terbuat dari beton.
= 350 lb/in^2

Sehingga :

$$\begin{aligned} A_{bp} &= \frac{37206,98}{350} \\ &= 106,31 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

b. Panjang dan lebar base plate

$$A_{bp} = p \times l$$

Dimana :

$$\begin{aligned} A_{bp} &= \text{luas base plate} \\ &= 106,31 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

- p = panjang base plate, in
 $= 2 m + 0,95 h$
- l = lebar base plate, in
 $= 2 n + 0,8 b$

Diasumsikan $m = n$

$$b = 5 \text{ in}$$

$$h = 12 \text{ in}$$

Maka :

$$A_{bp} = P \times L$$

$$A_{bp} = (2 m + 0,95 h) \times (2 n + 0,8 b)$$

$$106,31 = [2 m + (0,95 \times 12)] \times [2 n + (0,8 \times 5)]$$

$$106,31 = (2 m + 11,4) \times (2 m + 4)$$

$$106,31 = 4 m^2 + 8 m + 22,8 m + 45,6$$

$$0 = 4 m^2 + 30,8 m + (-60,71)$$

Dengan menggunakan rumus abc, didapatkan :

$$m_{1,2} = \frac{(-30,8) \pm \sqrt{(30,8^2) - (4 \times 4 \times (-60,71))}}{2 \times 4}$$

$$m_1 = 1,63$$

$$m_2 = -9,33$$

Diambil $m = 1,63$

Sehingga :

- Panjang base plate (p) $= 2 m + 0,95 h$
 $= (2 \times 1,63) + (0,95 \times 12)$
 $= 14,65 \text{ in} \approx 15 \text{ in}$
- Lebar base plate (l) $= 2 n + 0,8 b$
 $= (2 \times 1,63) + (0,8 \times 5)$
 $= 7,25 \text{ in} \approx 7,5 \text{ in}$

Dari perhitungan didapatkan panjang base plate 15 in dan lebar base plate 7,5 in, maka ditetapkan ukuran base plate yang digunakan adalah $15 \times 7,5 \text{ in}$ dengan luas (A) $= 112,5 \text{ in}^2$

c. Peningkatan terhadap bearing capacity (f)

$$f = \frac{P}{a}$$

Dengan :

- f = bearing capacity, lb/in^2
- P = beban tiap kolom = 37206,98 lb
- A = luas base plate = 112,5 in^2

Maka :

$$f = \frac{37206,98}{112,5}$$

$$= 330,73 \text{ lb/in}^2 < 350 \text{ lb/in}^2$$

Karena $f < f_{bp}$, maka dimensi base plate sudah memenuhi.

d. Peninjauan terhadap harga m dan n

- Panjang base plate (p)

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

$$15 = 2m + (0,95 \times 12)$$

$$m = 1,8$$
- Lebar base plate (l)

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

$$7,5 = 2n + (0,8 \times 5)$$

$$n = 1,75$$

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

e. Tebal base plate

Dari Hesse, pers. 7-12 hal. 163 :

$$t = \sqrt{0,00015 \cdot f \cdot m^2}$$

Dengan :

- t = tebal base plate, in
- f = actual unit pressure yang terjadi pada base plate = 330 psi
- $m = 1,8$

Tebal base plate

$$t = \sqrt{0,00015 \times 330 \times 1,8^2}$$

Jadi, digunakan tebal base plate 0,5 in

f. Ukuran baut

Beban tiap baut :

$$\begin{aligned}
 P_{\text{baut}} &= \frac{P}{n_{\text{baut}}} \\
 &= \frac{37206,98}{4} \\
 &= 9301,75 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$A_{\text{baut}} = \frac{P_{\text{baut}}}{f_{\text{baut}}}$$

Dimana f_{baut} = stress tiap baut max.
 $= 12000 \text{ lb/in}^2$

$$A_{\text{baut}} = \frac{9301,75}{12000}$$

$$A_{\text{baut}} = 0,78 \text{ in}^2$$

$$A_{\text{baut}} = 3,14/4 \times Db^2$$

$$Db^2 = \frac{0,78}{3,14/4}$$

$$Db = 1 \text{ in}$$

Standarisasi dari Brownell & Young, hal. 188 :

Ukuran baut (d) = 1 in

Root area (a) = 0,551 in

Bolt spacing = 2 ¼ in

Jarak radial minimum = 1 3/8 in

Edge distance = 1 1/16 in

Nut dimension = 1 5/8 in

6.16. Perhitungan Lug dan Gusset**Dasar Perhitungan :**

a. Lebar Lug

$$\begin{aligned}
 A = \text{lebar lug} &= \text{ukuran baut} + 9 \text{ in} \\
 &= 1 \text{ in} + 9 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 B = \text{jarak antara gusset} &= \text{ukuran baut} + 8 \text{ in} \\
 &= 1 \text{ in} + 8 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$= 9 \text{ in}$$

b. Lebar Gusset

$$\begin{aligned}\text{Lebar gusset (L)} &= 2 (\text{ukuran baut} + \text{lebar I-beam}) \\ &= 2 \times (1 + 5) \text{ in} \\ &= 12 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Lebar lug atas (a)} &= 2 (\text{ukuran baut} + \text{panjang I-beam}) \\ &= 2 \times (1 + 12) \text{ in} \\ &= 26 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Perbandingan tebal base plate} &= \frac{B}{L} \\ &= \frac{9}{12} = 0,75 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari table 10.6, hal. 192, Brownell & Young, didapat $\gamma_1 = 0,565$

$$\begin{aligned}e &= 0,565 \times \text{nut dimension} \\ &= 0,565 \times 1 \frac{5}{8} \\ &= 0,92 \text{ in}\end{aligned}$$

c. Tebal Plate Horizontal (Lug)

Menentukan maksimum bending moment sepanjang sumbu radial

Dari pers. 10.14, hal. 192, Brownell & Young :

$$M_y = \frac{P}{4\pi} \left[(1+\mu) \times \ln \frac{2L}{\pi \cdot e} + (1-\gamma_1) \right]$$

Dimana :

$$P = \text{beban tiap baut} = 9301,75 \text{ lb}$$

$$\mu = \text{posson ratio} = 0,3 \text{ untuk steel}$$

$$L = \text{panjang horizontal plate bawah} = 7 \text{ in}$$

$$e = \text{nut dimension} = 0,92 \text{ in}$$

Jadi :

$$\begin{aligned}M_y &= \frac{9301,75}{4 \times 3,14} \left[(1+0,3) \times \ln \frac{2 \times 7}{3,14 \times 0,92} + (1-0,565) \right] \\ &= 660,96 \text{ lb}\end{aligned}$$

M_y disubstitusikan ke persamaan 10.41 hal. 193 Brownell & Young, diperoleh :

$$thp = \sqrt{\frac{6 \times 600,96}{15000}}$$

$$= 0,5142 \text{ in}$$

Maka digunakan plate dengan tebal = 0,5142 in

d. Tebal plate vertikal (Gusset)

Dari Fig. 10.6, hal. 191, Brownell & Young dan pers. 10.47 hal.194,

$$\begin{aligned} \text{diperoleh tebal gusset min} &= \frac{3}{8} \times thp \\ &= \frac{3}{8} \times 0,5142 \\ &= 0,1928 \text{ in} \end{aligned}$$

e. Tinggi Gusset

$$\begin{aligned} hg &= A \pm \text{ukuran baut} \\ &= 10 + 1 \text{ in} \\ &= 11 \text{ in} \end{aligned}$$

f. Tinggi Lug

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Lug} &= hg \pm 2 thp \\ &= 11 + (2 \times 0,5142) \\ &= 12,0284 \text{ in} \end{aligned}$$

g. Kesimpulan perencanaan lug dan gusset :

➤ Lug

- Lebar = 10 in
- Tebal = 0,5142 in
- Tinggi = 12,0284 in

➤ Gusset

- Lebar = 12 in
- Tebal = 0,1928 in
- Tinggi = 11 in

6.17. Perhitungan Pondasi

Perencanaan :

a. Berat total reaktor : W_{reaktor}

- Berat reaktor total
- Berat kolom penyangga

- Berat base plate
- Ditentukan :
 - Masing-masing penyangga diberi pondasi
 - Spesifik untuk semua penyangga sama

Dasar Perhitungan :

a. Berat total reaktor

$$W = 66423,25 \text{ kg} = 146436,7 \text{ lb}$$

b. Beban yang harus ditanggung tiap kolom

Rumus :

$$W_{bp} = p \cdot l \cdot t \cdot \rho$$

Dimana :

- p = panjang base plate = 15 in = 1,25 ft
- l = lebar base plate = 7,5 in = 0,625 ft
- t = tebal base plate = 0,5 in = 0,0417 ft
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³

Beban yang ditanggung tiap kolom :

$$\begin{aligned} W_{bp} &= (1,25 \text{ ft}) \times (0,625 \text{ ft}) \times (0,0417 \text{ ft}) \times (489 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 15,92 \text{ lb} \end{aligned}$$

c. Beban tiap penyangga

Rumus :

$$W_T = L \cdot A \cdot F \cdot \rho$$

Dimana :

- L = tinggi kolom = 20,82 ft
- A = luas kolom I-beam = 9,1 in² = 0,0632 ft²
- F = factor koreksi = 3,4
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³

Beban tiap penyangga :

$$\begin{aligned} W_p &= (20,82 \text{ ft}) \times (0,0632 \text{ ft}^2) \times (3,4) \times (489 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 2187,69 \text{ lb} \end{aligned}$$

d. Beban total

$$\begin{aligned} W_{\text{total}} &= W + W_{bp} + W_p \\ &= 146436,7 + 15,92 + 2187,69 \end{aligned}$$

$$= 148640,3 \text{ lb}$$

$$= 67422,801 \text{ kg}$$

Dianggap hanya ada gaya vertikal dan berat kolom itu sendiri bekerja pada pondasi, maka diambil :

- Luas atas = $15 \times 15 \text{ in}$
- Luas bawah = $50 \times 50 \text{ in}$
- Tinggi = 20 in
- Luas permukaan tanah rata-rata :

$$A = 50 \times 50 = 2500 \text{ in}^2$$

Volume pondasi :

$$\begin{aligned} V &= A \times t \\ &= (1600 \text{ in}^2) \times (20 \text{ in}) \\ &= 32000 \text{ in}^3 = 18,5185 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

- Berat pondasi :

$$W = V \times \rho$$

Dimana :

$$\rho = \text{densitas semen} = 144 \text{ lb/ft}^3$$

Maka :

$$\begin{aligned} W &= (18,5185 \text{ ft}^3) \times (144 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 2666,6667 \text{ lb} \\ &= 1209,5921 \text{ kg} \end{aligned}$$

- Tekanan tanah :

Pondasi didirikan diatas semen sand dan gravel, dengan :

- Safe bearing minimum = 5 ton/ft^2
- Safe bearing maximum = 10 ton/ft^2

Kemampuan tekanan tanah sebesar :

$$\begin{aligned} P &= 5 \text{ ton/ft}^2 \times \frac{2240 \text{ lb} \times 1 \text{ ft}}{1 \text{ ton} \times 144 \text{ in}^2} \\ &= 77,8 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Tekanan pada tanah :

$$\frac{W}{A}$$

Dimana :

- W = berat beban total + berat pondasi
- A = luas bawah pondasi = $(40 \times 40)\text{in}^2 = 1600 \text{ in}^2$

Sehingga :

$$P = \frac{148640,3 + 2666,6667}{2500}$$

$$= 60,52 \text{ lb/in}^2 < 77,8 \text{ lb/in}^2$$

Karena tekanan yang diberikan tanah lebih kecil daripada kemampuan tanah menahan pondasi, maka pondasi dengan ukuran (15×15) in untuk luas atas dan (50×50) in untuk luas bawah pondasi 20 in dapat digunakan.

Spesifikasi Alat :

1. Coal Bunker

- Panjang = 100,8 in
- Lebar = 100,8 in
- Tinggi persegi = 50,4 in
- Tinggi limas = 41,28 in
- Tebal = $1 \frac{1}{4}$ in
- Bahan konstruksi = Carbon steel SA 240 Grade M type 316

2. Coal Lock Chamber

2.1 Bagian silinder

- Diameter luar = 72 in
- Diameter dalam = 71,63 in
- Tinggi silinder = 35,81 in
- Tebal silinder = $\frac{3}{16}$ in
- Bahan konstruksi = Carbon steel SA 240 Grade M type 316

2.2 Bagian tutup

- Bentuk = conis
- Tinggi tutup atas = 35,81 in
- Tebal tutup atas = $\frac{3}{16}$ in
- Tinggi tutup bawah = 35,81 in

- Tebal tutup bawah = 1 ¼ in
- Bahan konstruksi = Carbon steel SA 240 Grade M type 316

3. Reaktor

3.1 Bagian silinder

- Diameter luar = 78 in
- Diameter dalam = 75,25 in
- Tinggi silinder = 152,69 in
- Tebal silinder = 1 3/8 in
- Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316

3.2 Bagian tutup

- Bentuk = standard dished
- Tinggi tutup atas = 19,29 in
- Tebal tutup atas = 2 ¼ in
- Tinggi tutup bawah = 19,29 in
- Tebal tutup bawah = 2 ¼ in
- Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316

4. Ash Lock Chamber

4.1 Bagian silinder

- Diameter luar = 40 in
- Diameter dalam = 39,63 in
- Tinggi silinder = 19,81 in
- Tebal silinder = 3/16 in
- Bahan konstruksi = Carbon steel SA 240 Grade M type 316

4.2 Bagian tutup

- Bentuk = conis
- Tinggi tutup atas = 19,81 in
- Tebal tutup atas = 1 in
- Tinggi tutup bawah = 19,81 in
- Tebal tutup bawah = 1 in
- Bahan konstruksi = Carbon steel SA 240 Grade M type 316

5. Nozzle

- Diameter nozzle batubara masuk = 62,88 in

- Diameter nozzle gas masuk = 8,625 in
- Diameter nozzle air pendingin masuk = 4,5 in
- Diameter nozzle air pendingin keluar = 4,5 in
- Diameter nozzle gas keluar = 10,75 in
- Diameter nozzle ash keluar = 31,44 in
- Diameter manhole = 20 in

6. Jaket Pendingin

- Bahan konstruksi = Carbon Steel SA 240 Grade M type 316
- Diameter luar (d_o) = 42 in
- Diameter dalam (d_i) = 40,5 in
- Tinggi jaket (L_j) = 114,11 in
- Tebal jaket (t_j) = $\frac{3}{4}$ in
- Tebal tutup bawah jaket (t_{bj}) = $1 \frac{1}{4}$ in
- Tinggi tutup bawah jaket (h_{bj}) = 9,72 in

7. Flange

- Bahan konstruksi = HAS SA 240 Grade M type 316
- Tensile strength minimum = 75000 psia
- Allowable stress = 18750
- Tebal flange = 15 in
- Diameter dalam (D_i) flange = 86,3913 in
- Diameter luar (D_o) flange = 92,1413 in
- Type flange = Ring flange loose type

8. Bolting

- Bahan konstruksi = HAS SA 193 Grade B8c type 347
- Tensile strength minimum = 75000 psia
- Ukuran baut = 3 in
- Jumlah baut = 30 buah
- Allowable stress = 15000

9. Gasket

- Bahan gasket = Asbestos filled
- Gasket faktor (m) = 3,75



- Diameter rata-rata (G) = 76,4329 in

10. Sistem Penyangga

- Jenis = Kolom I-beam
- Jumlah = 4 buah
- Panjang (L) = 249,84 in
- Ukuran I-beam = $12 \times 5 \text{ in}^2$
- Area of section (A_y) = $9,26 \text{ in}^2$

11. Base plate

- Panjang (p) = 15 in
- Lebar (l) = 7,5 in
- Tebal (t) = 0,5 in
- Ukuran baut = 1 in
- Jumlah baut = 4 buah
- Bahan = Cast iron

12. Lug

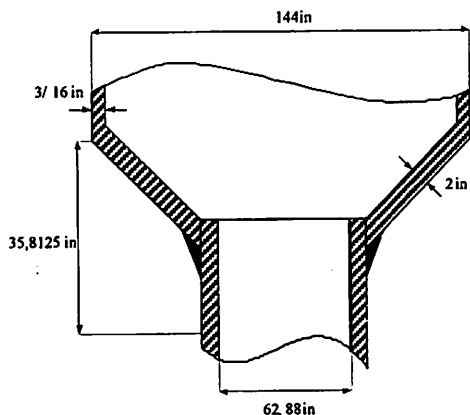
- Lebar = 10 in
- Tebal = 0,5142 in
- Tinggi = 12,0284 in

13. Gusset

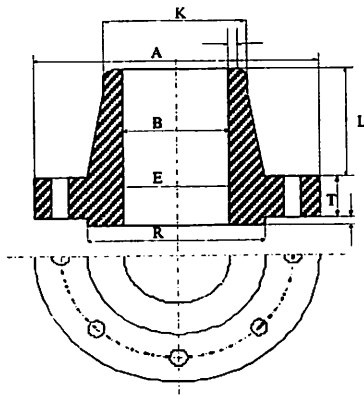
- Lebar Gusset = 12 in
- Tebal Gusset = 0,1928 in
- Tinggi Gusset = 11 in

14. Sistem Pondasi

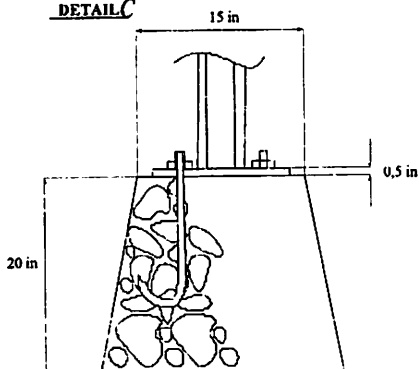
- Luas atas = $15 \times 15 \text{ in}$
- Luas bawah = $50 \times 50 \text{ in}$
- Tinggi Pondasi = 20 in
- Bahan = Cement, Sand and Gravel



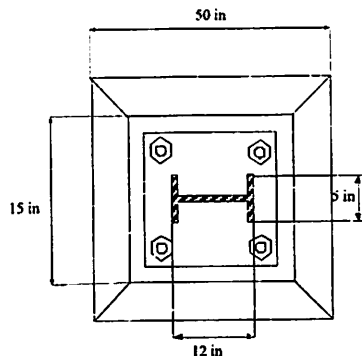
DETAIL C



DETAIL LUBANG



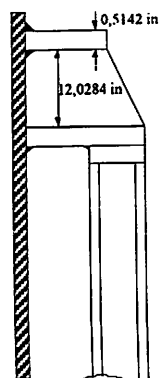
TAMPAK SAMPIING



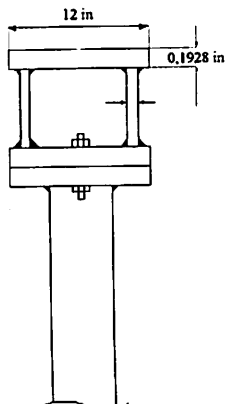
TAMPAK ATAS

DEAIL PONDASI DAN BASE PLATE

18	NOZZLE PENGELUARAN ASH	CARBON STEEL SA 240 GRADE M TYPE 316
17	TUTUP BAWAH ASH LOCK CHAMBER	CARBON STEEL SA 240 GRADE M TYPE 316
16	SILINDER ASH LOCK CHAMBER	CARBON STEEL SA 240 GRADE M TYPE 316
15	TUTUP ATAS ASH LOCK CHAMBER	CARBON STEEL SA 240 GRADE M TYPE 316
14	TUTUP BAWAH JAKET	HIGH ALLOY STEEL SA167GRADE11 TYPE316
13	NOZZLE PEMASUKAN GAS	HIGH ALLOY STEEL SA167GRADE11 TYPE316
12	NOZZLE PENGELUARAN AIR JAKET	HIGH ALLOY STEEL SA167GRADE11 TYPE316
11	MANHOLE	HIGH ALLOY STEEL SA167GRADE11 TYPE316
10	JAKET	HIGH ALLOY STEEL SA167GRADE11 TYPE316
9	NOZZLE PEMASUKAN AIR JAKET	HIGH ALLOY STEEL SA167GRADE11 TYPE316
8	SILINDER REAKTOR	HIGH ALLOY STEEL SA167GRADE11 TYPE316
7	NOZZLE PRODUK	HIGH ALLOY STEEL SA167GRADE11 TYPE316
6	TUTUP ATAS REAKTOR	HIGH ALLOY STEEL SA167GRADE11 TYPE316
5	TUTUP BAWAH COAL LOCK CHAMBER	CARBON STEEL SA 240 GRADE M TYPB16
4	SILINDER COAL LOCK CHAMBER	CARBON STEEL SA 240 GRADE M TYPB16
3	TUTUP ATAS COAL LOCK CHAMBER	CARBON STEEL SA 240 GRADE M TYPB16
2	TUTUP BAWAH COAL BUNKER	CARBON STEEL SA 240 GRADE M TYPB16
1	COAL LOCK BUNKER	CARBON STEEL SA 240 GRADE M TYPB16
No	KETERANGAN	BAHAN



TAMPAK SAMPIING



TAMPAK DEPAN

DETAIL LUG DAN GUSSET

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR GASIFIKASI

DIRANCANG OLEH

DOSEN PEMBIMBING

HENOKH IMANUEL WAHYU S.S 10.14.020

PROF. DR. IR. TRI POESPOWATI, MT

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 dan 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)*

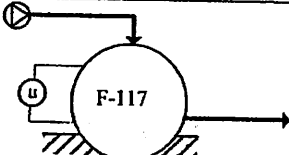
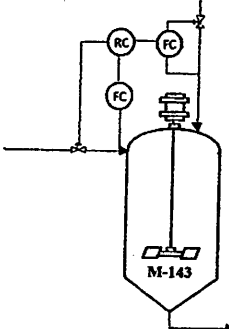
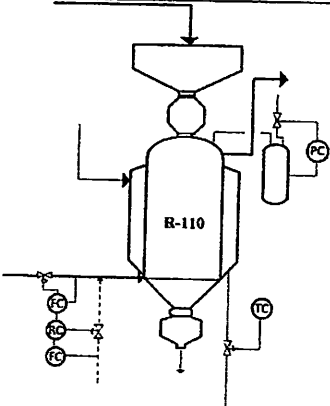
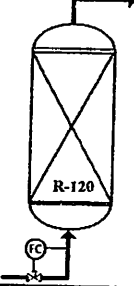
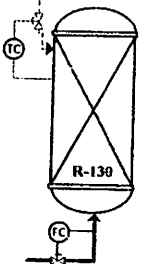
Instrument ini berfungsi untuk mengendalikan laju air fluida melalui perpipaan sehingga aliran yang masuk ke peralatan proses tetap konstan.

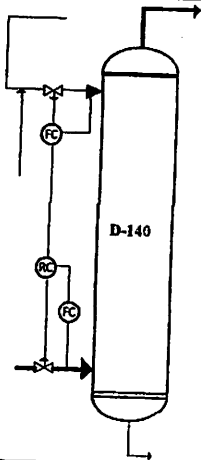
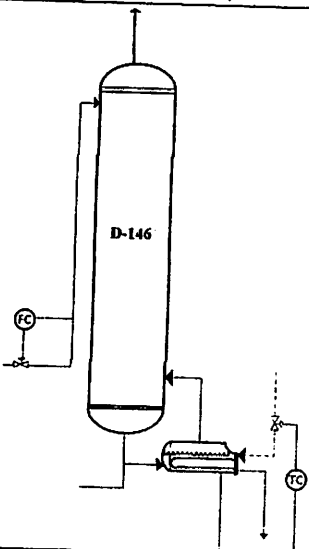
4. *Pressure Controller (PC)*

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 pengamanannya.

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.	Pemadam 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
- Kekeruhan = 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 SiO_2
- pH netral

2. Syarat kimia

- Tidak beracun
- Tidak mengandung zat-zat organik maupun zat anorganik yang tidak larut dalam air, seperti 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 kebasaan yang tinggi. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa :

- Kesulitan pembacaan tinggi liquid 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.

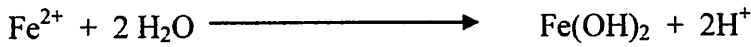
Kerak dalam boiler akan menyebabkan :

- 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.

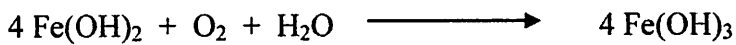
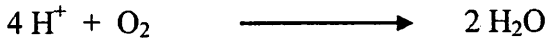
c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

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 :

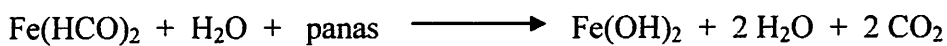
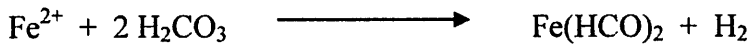


Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :



Adanya bikarbonat dalam air akan menyebabkan terbentuknya CO_2 , karena pemanasan dan adanya tekanan. 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 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

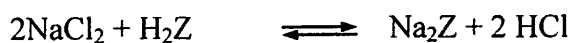
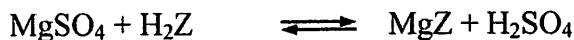
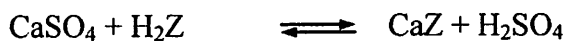
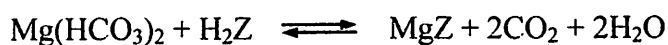
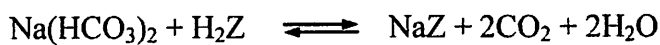
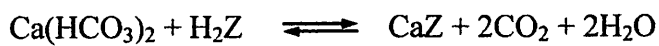
Air dari bak air bersih (F-219) dialirkan dengan pompa (L-223) menuju bak klorinasi (F-234) dan ditambahkan desinfektan klor (Cl_2) sebanyak 1 ppm yang

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

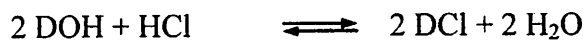
Pelunakan air boiler yang dilakukan dengan pertukaran ion dalam demineralisasi yang terdiri dari dua tangki, yaitu tangki kation exchanger (D-220 A) dan anion exchanger (D-220 B). Kation exchanger yang digunakan adalah resin zeolit (H_2Z) dan anion yang digunakan adalah deacidite (DOH).

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 diumpankan ke boiler (Q-230) dengan pompa (L-234). Steam yang dihasilkan boiler didistribusikan ke peralatan dan kondensat yang dihasilkan di recycle.

□ Pengolahan air pendingin

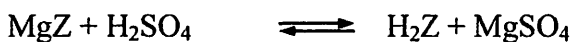
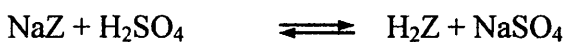
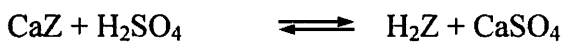
Untuk memenuhi kebutuhan air pendingin dari bak air lunak (F-222), air dipompa (L-226) ke bak air pendingin (F-227) kemudian dialirkan ke peralatan dengan pompa (L-228). Setelah digunakan air direcycle ke cooling tower (P-229) dan selanjutnya dari cooling tower, air di recycle ke bak air pendingin kembali.

□ 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.

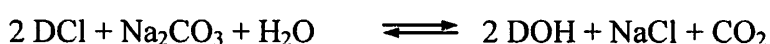
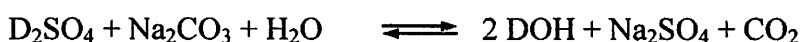
□ Proses regenerasi :

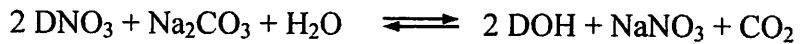
Reaksi yang terjadi :



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 Na_2CO_3 atau 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

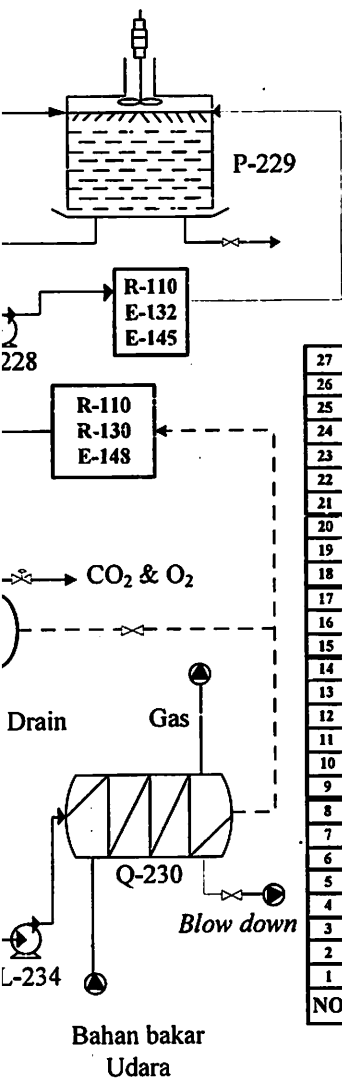
Dari tabel 9.9 dan fig. 9-9, Perry 6th ed, didapat :

- 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	F-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 ISMAUEL W.S.S 18.14.820 DENNY FERNANDES 10.14.830	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

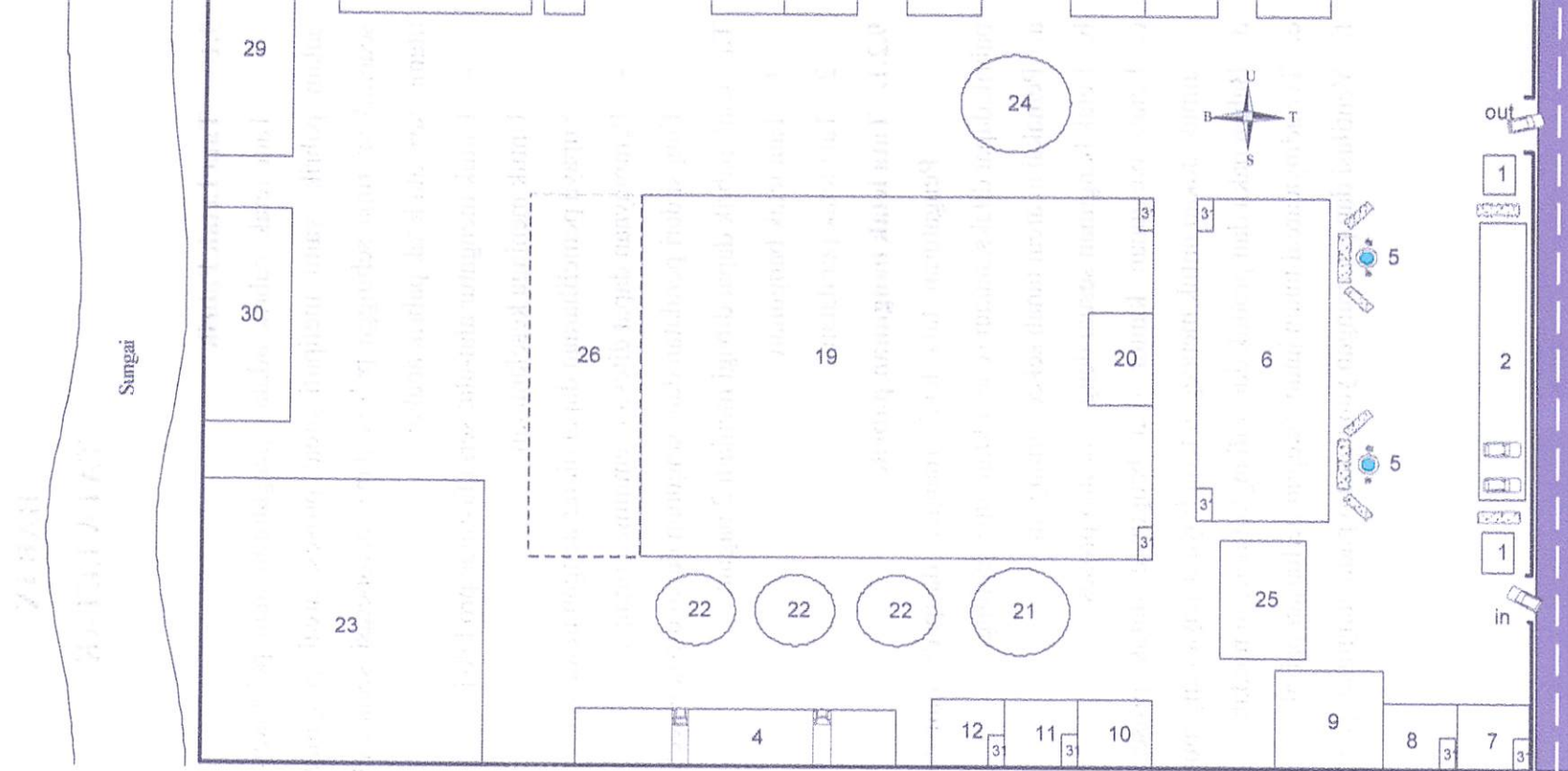
Tata letak pabrik dapat dibagi menjadi 2 bagian :

1. Tata letak bangunan
2. Tata letak peralatan

9.2.1. Tata letak bangunan pabrik

Pengaturan tata letak ruangan daripada unit-unit bangunan dalam suatu 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 ₂ | 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 | |

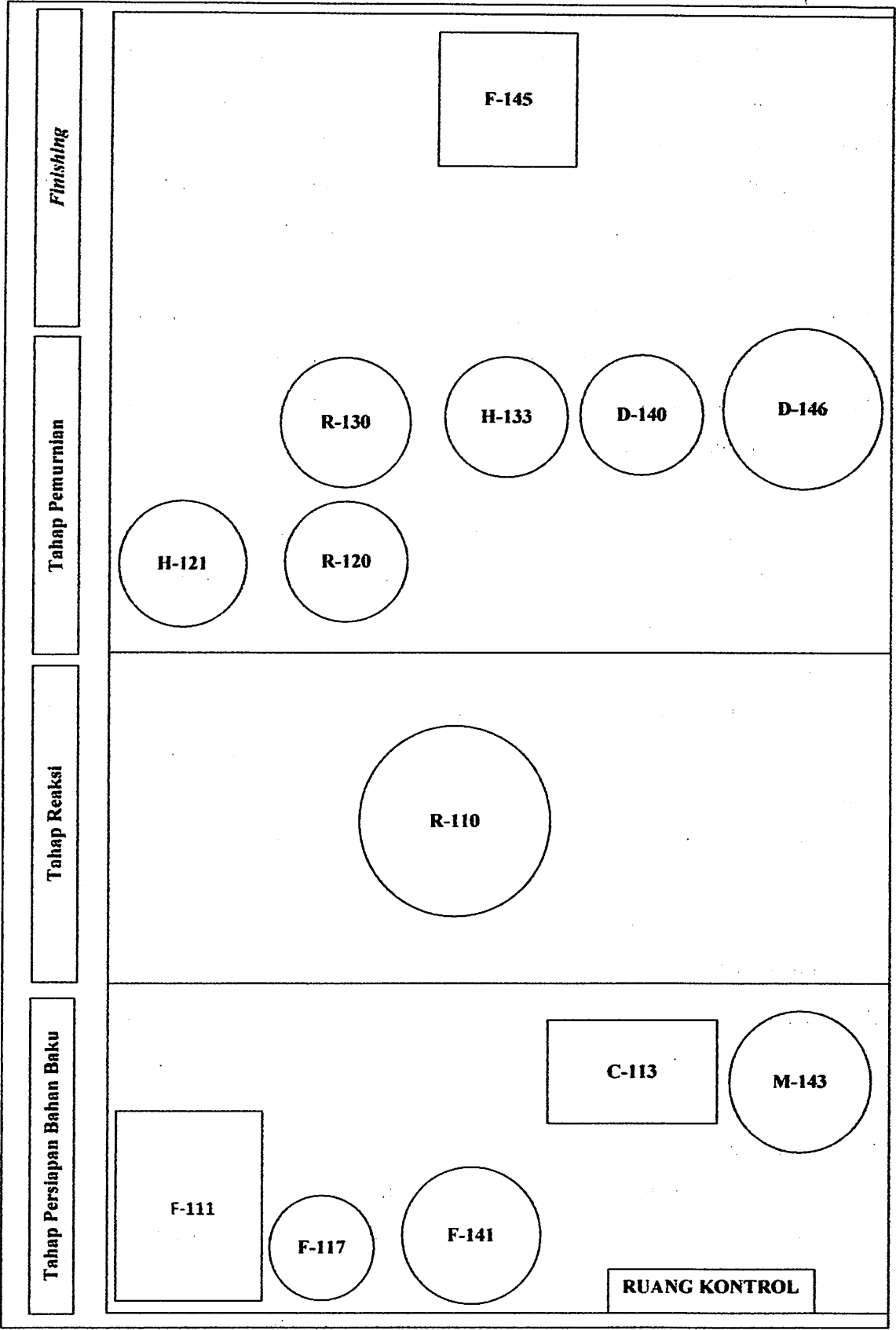
Gambar9.2. Tata Letak Pra Rencana Pabrik Hidrogen Di Kutai Kertanegara

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
- Pencerayaan
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 ₂
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 departement 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 kontiyu.
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 kepala-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 kepala-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 peralatan. 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 peralatan 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

Seksi Humas:

- Bertugas mengadakan komunikasi dengan pabrik lain dan masyarakat sekitar pabrik
- Mengatasi persoalan yang ada di luar area perusahaan
- Mengadakan kerja sama dengan pihak lain

d. Kepala Bagian Keuangan

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan administrasi dalam bidang keuangan, serta membawahi:

Seksi Pembukuan: Bertugas membukukan segala transaksi keuangan, yang terjadi di perusahaan.

Seksi Keuangan:

- Mengadakan perhitungan uang perusahaan
- Mengamankan keuangan perusahaan
- Merencanakan keuangan dimasa yang akan datang
- Membayar gaji karyawan

e. Kepala Bagian Pemasaran

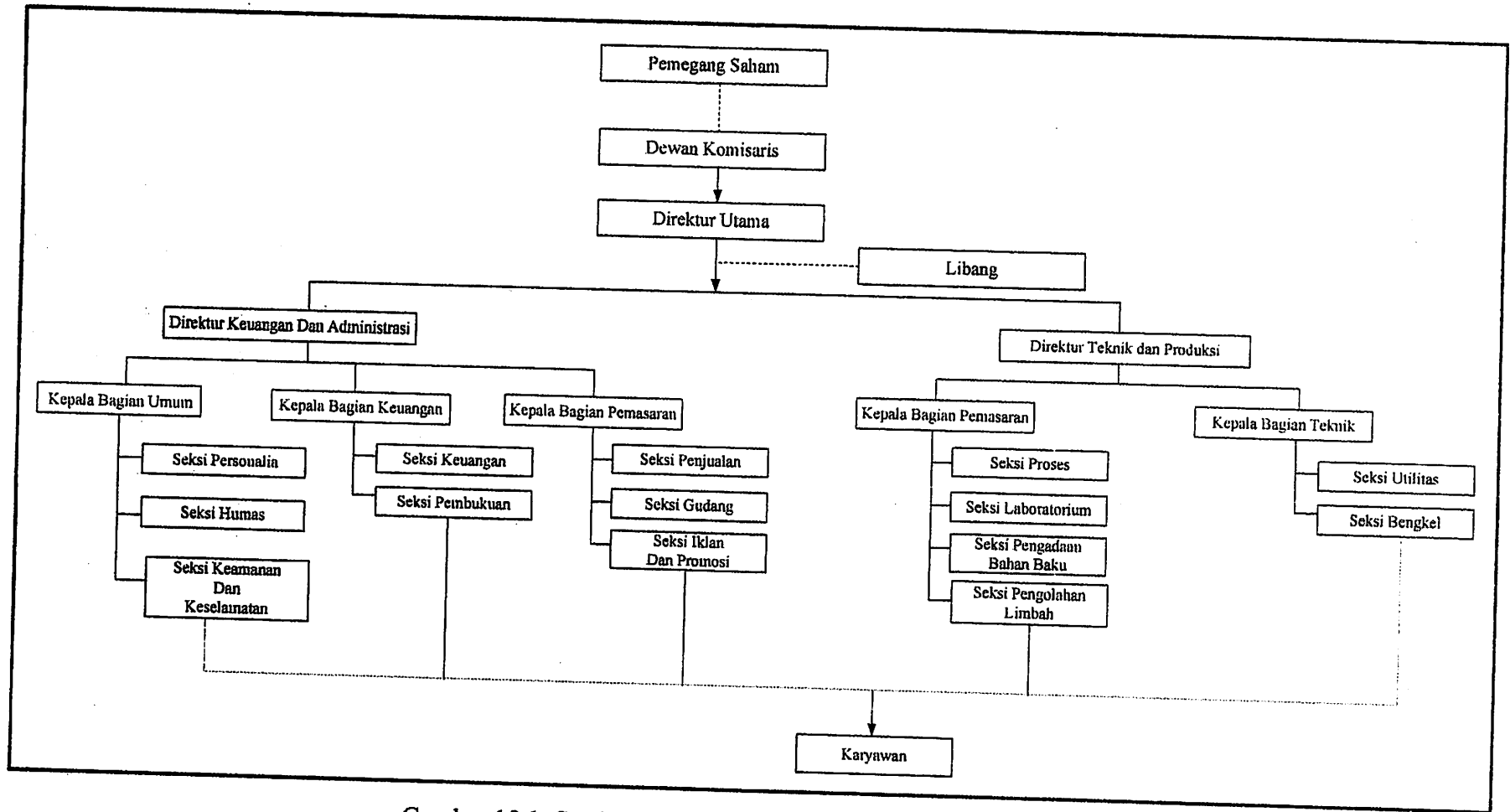
Kepala bagian pemasaran mengatur masalah pemasaran produk, termasuk juga melakukan research marketing agar penentuan harga dapat bersaing di pasaran, menganalisis strategi pemasaran perusahaan maupun kompetitor, mengatur masalah distribusi penjualan produk ke daerah-daerah, melakukan promosi pada berbagai media massa baik cetak maupun elektronik agar produk dapat terserap konsumen atau secara umum bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan administrasi dalam bidang pemasaran.

Seksi-seksi yang ada di bawah kepala bagian pemasaran adalah sebagai berikut:

Seksi Penjualan: Bertanggung jawab untuk mencari pemasaran yang seluas-luasnya dengan memperoleh keuntungan yang sebesar-besarnya serta bertanggung jawab kepada Kepala Departemen Pemasaran mengenai penjualan produk pada berbagai daerah distribusi sekaligus mensurvei kebutuhannya agar dapat dipasok setiap saat.

Seksi Gudang: Bertugas mengatur keluar masuknya produksi dan gudang

Seksi iklan dan promosi: Bertugas mengenalkan produk atau promosi ke berbagai konsumen tentang produk pabrik dan mencari pelanggan baru untuk memperluas pemasaran.



Gambar 10.1. Struktur organisasi pabrik hidrogen dari batubara

10.5. Jadwal Jam Kerja

Pabrik Hidrogen direncanakan bekerja atau beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam per sehari, dan sisa harinya dialokasikan untuk perbaikan dan perawatan proses produksi serta *shut down*. Pengaturan jam kerja harus disesuaikan dengan peraturan pemerintah yaitu jumlah jam kerja untuk karyawan adalah 40 jam dalam satu minggu, yang dibedakan dalam dua bagian yaitu:

1. Jam kerja tetap (*non shift*)
2. Jam kerja bergilir (*shift*)

Pembagian jam kerja harus berdasarkan status jabatan dan bidang kerja karyawan.

a. Karyawan dengan jam kerja tetap (*non shift*)

Karyawan dengan jam kerja tetap (*non shift*) yaitu karyawan yang tidak menangani operasi pabrik secara langsung, contohnya direktur, kepala kantor/pabrik. Sedangkan kepala pabrik, kepala seksi dan karyawan kantor administrasi dan seksi dibawah tanggung jawab non-teknik atau yang bekerja dipabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinyu. Karyawan non shift bekerja selama 6 hari dalam seminggu (total kerja 40 jam per minggu) sedangkan hari minggu dan hari besar libur.

Pembagian kerja karyawan dengan jam kerja tetap adalah sebagai berikut:

- Senin – Kamis
08.00 – 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)
- Jum'at
08.00 – 16.00 (istirahat 11.30 – 13.00)
- Sabtu
08.00 – 13.00

b. Karyawan dengan jam kerja bergilir (*Shift*)

Sedangkan karyawan yang menangani proses operasi pabrik secara langsung disebut karyawan dengan jam kerja bergilir (*shift*) atau tidak tetap misalnya: kepala shift, operator, karyawan shift, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja. Karyawan shift bekerja perhari 24 jam, yang terbagi dalam 3 shift. Pembagian kerja karyawan dengan jam kerja bergilir.

Dibagi menjadi 3 giliran (*shift*) kerja:

- *Shift* I (pagi) : 07.00 – 15.00
- *Shift* II (siang) : 15.00 – 23.00

- *Shift* III (malam) : 23.00 – 07.00

Agar tercipta kelancaran dalam pelaksanaannya maka jam kerja dilakukan secara bergilir, sehingga karyawan dibagi menjadi 4 group yaitu I,II,III, dan IV. Dengan 4 grup dan 3 grup giliran kerja (*shift*) maka 1 grup kerja merupakan grup pengganti (cadangan).

Adapun pengganti shift dari keempat grup tersebut dapat dilihat pada tabel 10.1 berikut:

Tabel 10.1. Jadwal penggantian grup

REGU	HARI											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
I	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
II	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
III	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
IV	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P

Keterangan:

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

10.6. Jaminan Sosial

Jaminan sosial adalah jaminan yang diterima oleh pihak karyawan apabila terjadi sesuatu hal yang menyebabkan pekerja tidak dapat melakukan pekerjaannya dikarenakan adanya cedera atau luka. Salah satu tujuan diberikan jaminan sosial kepada karyawan agar kesejahteraan lebih terjamin dan diharapkan akan bekerja lebih giat. Adapun jaminan sosial yang diberikan perusahaan kepada karyawan adalah sebagai berikut:

. Tunjangan

- Tunjangan tahunan dapat diberikan setahun sekali kepada karyawan yaitu dengan penabahan satu bulan gaji.
- Tunjangan di luar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang telah dilakukannya dan lama pengabdianya kepada perusahaan tersebut.

- Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja di luar jam kerja yang telah ditetapkan (khusus untuk tenaga kerja shift).

2. Insentif atau bonus

Insentive atau bonus dari perusahaan diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan memacu semangat kerja karyawan. Besarnya insentive tergantung berdasarkan golongan dan jabatan. Pemberian insentive untuk golongan operatif (golongan kepala seksi ke bawah) diberikan setiap bulan sedangkan untuk golongan di atasnya diberikan pada akhir tahun produksi dengan melihat besarnya keuntungan dan target yang dicapai.

3. Perumahan

Perumahan diberikan terutama bagi karyawan yang menduduki jabatan penting, mulai dari direksi sampai kepala seksi.

4. Kesehatan

Untuk keperluan kesehatan karyawan perusahaan menyediakan poliklinik yaitu untuk pengobatan karyawan yang menderita sakit, kecelakaan kerja dan biayanya ditanggung oleh perusahaan.

- Untuk pengobatan dan perawatan yang dilakukan pada rumah sakit yang telah ditunjuk akan diberikan secara cuma-cuma.
- Karyawan yang mengalami kecelakaan atau terganggu kesehatannya dalam menjalankan tugas perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan penuh.

5. Cuti

- Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan ijinnya.
- Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter.
- Cuti hamil selama 3 bulan bagi tenaga kerja wanita.
- Cuti untuk keperluan dinas dan perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan.

10.7. Penggolongan Dan Tingkat Pendidikan Karyawan

Karyawan digolongkan berdasarkan tingkat kedudukan dalam sistem organisasi pada pra rancang pabrik bioetanol ini adalah sebagai berikut:

1. Direktur utama
2. Direktur teknik dan administrasi
3. Kepala bagian
4. Kepala seksi
5. Staff kepala seksi
6. Operator

Latar belakang pendidikan yang harus dimiliki oleh karyawan berdasarkan kedudukannya dan struktur organisasi pada pra rencana pabrik hidrogen ini sebagai berikut:

1. Direktur utama : Magister teknik (S₂)
2. Direktur
 - Direktur teknik : Magister teknik (S₂)
 - Direktur administrasi : Magister administrasi(S₂)
3. Direktur LITBANG : Magister teknik (S₂)
4. Sekretaris direktur : Sarjana administrasi
5. Kepala bagian
 - Kabag teknik : Sarjana teknik mesin
 - Kabag produksi : Sarjana teknik kimia
 - Kabag pemasaran : Sarjana ekonomi-manajemen
 - Kabag umum : Sarjana psikologi
 - Kabag keuangan : Sarjana akutansi-ekonomi
6. Kepala seksi
 - Seksi utilitas : Sarjana teknik kimia
 - Seksi perawatan : Sajana teknik mesin
 - Seksi K3 : Sarjana teknik industry
 - Seksi proses : Sarjana teknik kimia
 - Seksi laboratorium : Sarjana teknik kimia
 - Seksi gudang : D₃ teknik kimia
 - Seksi personalia : Sarjana psikologi
 - Seksi humas : Sarjana psikologi
 - Seksi keamanan : SMU/SMK
 - Seksi pemasaran : Sarjana ekonomi

- Seksi keuangan : Sarjana ekonomi
- Karyawan : Diploma dan SLTA
- Dokter : Sarjana dokter

10.8. Perincian Jumlah Karyawan

Perincian jumlah dan tenaga kerja

Step di dalam proses = 13 tahap

$$\text{Kapasitas Produksi} = \frac{5000 \text{ ton/tahun}}{330 \text{ hari/tahun}} = 15,1515 \text{ ton/hari}$$

Berdasarkan vilbrant, fig.6.35, hal 235, didapatkan

M = 45 orang jam/hari/tahapan proses

Ada 2 tahapan proses dalam Pra Rencana Pabrik Hydrogen, yaitu :

Proses Utama terdiri dari :

- Pada Tahap Persiapan bahan baku
- Pada Tahap Reaksi
- Pada tahap pemurnian
- Pada tahap packing/finishing

Proses tambahan/pembantu

- Utilitas
- Bengkel dan pemeliharaan
- Laboratorium

Sehingga didapatkan :

Karena jumlah proses keseluruhan terbagi dalam 7 tahap, maka :

$$\begin{aligned} \text{Karyawan proses} &= 45 \text{ orang jam / hari tahapan proses} \times \text{tahapan proses} \\ &= 45 \text{ orang jam / hari tahapan proses} \times 7 \text{ proses} \\ &= 315 \text{ orang jam/hari} \end{aligned}$$

Karena setiap hari ada 3 shift dan 4 regu dimana karyawan shift bekerja selama 8 jam /hari, maka :

$$\text{Karyawan proses} = \frac{315 \text{ orang jam}}{\text{hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{3 \text{ shift}} \times \frac{1 \text{ shift}}{8 \text{ jam}}$$

$$= 13,125 \approx 14 \text{ orang/shift}$$

$$= 14 \text{ orang/shift} \times 4 \text{ regu} = 56 \text{ orang}$$

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk Pra Rencana Pabrik Hydrogen dapat diuraikan sebagai berikut:

Tabel 10.2. Perincian kebutuhan tenaga kerja pabrik Hydrogen

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	1
3	Direktur Keuangan dan Adm.	1
4	Staf Litbang	2
5	Kepala Bagian Produksi	1
6	Kepala Bagian Teknik	1
7	Kepala Bagian Umum	1
8	Kepala Bagian Keuangan	1
9	Kepala Bagian Pemasaran	1
10	Kepala Seksi Proses	1
11	Kepala Seksi Laboratorium	1
No	Jabatan	Jumlah
12	Kepala Seksi Bahan Baku	1
13	Kepala Seksi Utilitas	1
14	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
15	Kepala Seksi Personalia (SDM)	1
16	Kepala Seksi Keamanan	1
17	Kepala Seksi Pengelolaan Limbah	1
18	Kepala Seksi Pembukuan	1
19	Kepala Seksi Keuangan	1
20	Kepala Seksi Penjualan	1
21	Kepala Seksi Gudang	1
22	Kepala Seksi Iklan dan Promosi	1
23	Karyawan Divisi Proses	8
24	Karyawan Divisi QC	8
25	Karyawan Divisi bahan baku	2

26	Karyawan Divisi Utilitas	5
27	Staf Divisi Bengkel & Perawatan	8
28	Karyawan Divisi Personalia	4
29	Karyawan Divisi Keamanan	6
30	Karyawan Divisi Administrasi	5
31	Karyawan Divisi Pembukuan	4
32	Karyawan Divisi Keuangan	4
33	Karyawan Divisi Penjualan	6
34	Karyawan Divisi Gudang	1
35	Karyawan Divisi Kesehatan	2
36	Karyawan Divisi Kebersihan	15
37	Sopir	4
38	Sekretaris	1
39	Karyawan pemadam Kebakaran	6
40	Dokter	1
Jumlah		113

10.9. Status Karyawan dan Status Upah

Pabrik Hydrogen dari batubara memiliki sistem gaji yang berbeda satu sama lain,

Sistem upah ini didasarkan berdasarkan kriteria sebagai berikut:

1. Jenjang atau tingkat pendidikan
2. Pengalaman kerja
3. Tanggung jawab dan kedudukan.
4. Keahlian
5. Pengabdian pada perusahaan (lamanya bekerja).

Menurut statusnya karyawan pabrik dapat dibagi menjadi golongan sebagai berikut:

1. Karyawan tetap

Adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan berdasarkan surat keputusan (SK) direksi dan mendapatkan gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian, dan masa kerja karyawan tersebut.

2. Karyawan harian

Adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh manajer pabrik berdasarkan nota persetujuan direksi atas pengajuan kepala yang membawahnya dan menerima upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3. Karyawan borongan

Adalah karyawan yang bekerja apabila diperlukan oleh pabrik, misalnya bongkar muat barang dan lain-lain. Karyawan ini mendapat upah dari pekerjaannya berupa upah borongan.

10.10. Tingkat Golongan dan Jabatan Tenaga Kerja

Golongan A dengan gaji perbulan Rp. 15.000.000,-

Meliputi : Direktur Utama

Golongan B dengan gaji perbulan Rp. 10.000.000,-

Meliputi : Direktur Teknik dan produksi, keuangan dan administrasi

Golongan C dengan gaji perbulan Rp. 8.000.000,-

Meliputi : direktur Litbang

Golongan D dengan gaji perbulan Rp. 6.000.000,-

Meliputi : Kepala bagian

- Golongan E dengan gaji perbulan Rp. 4.000.000,-
Meliputi : Kepala seksi dan Sekretaris
- Golongan F dengan gaji perbulan Rp. 2.000.000 sampai 2.500.000,-
Meliputi : Karyawan dan Kepala seksi keamanan
- Golongan G dengan gaji perbulan Rp. 1000.000 – 1.500.000

Tabel 10.3. Daftar upah karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp)	
			Per orang	Total
1	Direktur Utama	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp10.000.000	Rp10.000.000
3	Direktur Keuangan dan Adm.	1	Rp10.000.000	Rp10.000.000
4	Staf Litbang	2	Rp8.000.000	Rp16.000.000
5	Kepala Bagian Produksi	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
6	Kepala Bagian Teknik	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
7	Kepala Bagian Umum	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
8	Kepala Bagian Keuangan	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
9	Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
10	Kepala Seksi Proses	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
11	Kepala Seksi Laboratorium	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
12	Kepala Seksi Bahan Baku	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
13	Kepala Seksi Utilitas	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
14	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
15	Kepala Seksi Personalia (SDM)	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
16	Kepala Seksi Keamanan	1	Rp2.500.000	Rp2.500.000
17	Kepala Seksi Pengelolaan Limbah	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
18	Kepala Seksi Pembukuan	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
19	Kepala Seksi Keuangan	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
20	Kepala Seksi Penjualan	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
21	Kepala Seksi Gudang	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
22	Kepala Seksi Iklan dan Promosi	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
23	Karyawan Devisi Proses	8	Rp2.500.000	Rp20.000.000
24	Karyawan Devisi QC	8	Rp2.500.000	Rp20.000.000

25	Karyawan Devisi bahan baku	2	Rp2.500.000	Rp5.000.000
No	Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp)	
			Per orang	Total
26	Karyawan Devisi Utilitas	5	Rp2.000.000	Rp10.000.000
27	Staf Devisi Bengkel & Perawatan	8	Rp2.000.000	Rp16.000.000
28	Karyawan Devisi Personalia	4	Rp1.800.000	Rp7.200.000
29	Karyawan Devisi Keamanan	6	Rp1.800.000	Rp10.800.000
30	Karyawan Devisi Administrasi	5	Rp1.600.000	Rp8.000.000
31	Karyawan Devisi Pembukuan	4	Rp1.600.000	Rp6.400.000
32	Karyawan Devisi Keuangan	4	Rp1.600.000	Rp6.400.000
33	Karyawan Devisi Penjualan	6	Rp1.600.000	Rp9.600.000
34	Karyawan Devisi Gudang	1	Rp1.000.000	Rp1.000.000
35	Karyawan Devisi Kesehatan	2	Rp1.000.000	Rp2.000.000
36	Karyawan Devisi Kebersihan	15	Rp1.000.000	Rp15.000.000
37	Sopir	4	Rp1.300.000	Rp5.200.000
38	Sekretaris	1	Rp1.700.000	Rp1.700.000
39	Karyawan pemadam Kebakaran	6	Rp1.800.000	Rp10.800.000
40	Dokter	1	Rp2.500.000	Rp2.500.000
Jumlah		113	Rp313.100.000	

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan suatu cara untuk mengetahui apakah pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Oleh karena itu di dalam pra rencana Pabrik hidrogen ini dibuat evaluasi untuk mengetahui berapa investasi yang diperlukan untuk mendirikan pabrik hidrogen tersebut. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan Pabrik Formaldehid adalah sebagai berikut :

1. *Return of Invesment* (ROI)
2. *Pay Out Time* (POT)
3. *Break Even Point* (BEP)
4. *Internal Rate of Return* (IRR)

Untuk menghitung faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran beberapa hal menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu :

1. Penaksiran modal investasi total (*Total Capital Invesment*) terdiri atas :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Invesment*)
 - b. Modal kerja (*Work Capital Invesment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*), terdiri atas :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Penaksiran harga alat

11.1. Faktor - Faktor Penentu

11.1.1. Penaksiran Modal Investasi Total (TCI)

Yaitu modal atau biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan suatu pabrik mulai dari awal sampai pabrik selesai dibangun dan siap beroperasi.

a. Modal Tetap (FCI)

Yaitu modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik, FCI dibagi menjadi :

- a. Direct Cost

Yaitu modal yang dikeluarkan untuk pembelian atau pengadaan peralatan proses produksi, meliputi :

- Harga peralatan
- Instrumentasi dan alat kontrol

- Isolasi
- Perpipaian
- Peralatan listrik
- Angkutan kapal laut
- Asuransi
- Biaya angkut ke plant
- Pemasangan alat
- Bangunan
- Service Facilities
- Tanah

b. Indirect cost

Yaitu biaya atau modal yang dikeluarkan untuk konstruksi pabrik dan bagian-bagian pabrik yang tidak berhubungan langsung dengan pengadaan peralatan proses produksi, meliputi :

- Engineering dan supervisi
- Konstruksi

b. Modal Kerja (WCI)

Yaitu semua biaya yang dikeluarkan untuk mengoperasikan pabrik, dimana biaya yang dikeluarkan dipengaruhi oleh besarnya kapasitas pabrik, meliputi :

- Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- Pengemasan produk
- Biaya yang harus ada setiap bulannya (uang tunai) untuk membiayai pengeluaran rutin seperti gaji, pembelian bahan baku dan lain-lain
- Pajak yang harus dibayar
- Perhitungan penerimaan dan pengeluaran
- Utilitas.

Sehingga : $TCI = FCI + WCI$

11.1.2. Penentuan Biaya Produksi

Adalah biaya yang dikeluarkan tiap satu-satuan produksi. Biaya produksi terdiri dari :

a. Biaya Pembuatan

Yaitu semua biaya untuk proses yang meliputi :

- Biaya produksi langsung (DPC)
- Biaya produksi tetap (FPC)
- Biaya overhead pabrik (POC).

b. Biaya Pengeluaran Umum

Yaitu biaya yang tidak berhubungan dengan proses, meliputi :

- Biaya administrasi
- Biaya distribusi dan pemasaran
- Litbang.

Berdasarkan sifatnya, biaya produksi dibagi menjadi :

Biaya tetap

Yaitu biaya yang dikeluarkan secara tetap dan tidak tergantung pada kapasitas pabrik. Yang termasuk biaya tetap antara lain :

- Bunga Bank
- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak, dll

Biaya semi variabel (SVC)

Yaitu biaya yang bervariasi tetapi tidak berbanding lurus dengan kapasitas pabrik, antara lain :

- Biaya utilitas
- Biaya bahan baku
- Gaji karyawan
- Supervisor
- Pemeliharaan dan perbaikan

11.1.3. Penaksiran Harga Alat

Harga suatu alat setiap saat dapat berubah sesuai dengan perubahan kondisi ekonomi. Karena perubahan kondisi ini maka terdapat beberapa cara untuk mengkonversi harga suatu alat yang sama beberapa tahun yang lalu, sehingga diperoleh harga yang ekuivalen dengan harga sekarang.

Harga alat pada pabrik Hidrogen ini didasarkan pada data harga alat yang diperoleh dari (Ulrich, 1984) dan (<http://www.matche.com/EquipCost/index.htm> - 2014).

Penentuan Total Capital Investment (TCI)

Biaya Langsung (DC)

1. Harga peralatan		(E)	= Rp.	171.442.022.400
2. Instrument dan alat control	28%	E	= Rp.	48.003.766.272
3. Isolasi	8%	E	= Rp.	13.715.361.792
4. Perpipaian terpasang	40%	E	= Rp.	68.576.808.960
5. Listrik terpasang	20%	E	= Rp.	34.288.404.480
6. Harga FOB (jumlah 1-5)		(F)	= Rp.	336.026.363.904
7. Ongkos angkutan kapal laut	15%	F	= Rp.	50.403.954.585,60
8. Harga C dan F (jumlah 6-7)		(G)	= Rp.	386.430.318.489,60
9. Biaya asuransi	1,0%	G	= Rp.	3.864.303.184,90
10. Harga CIF (jumlah 8-9)		(H)	= Rp.	390.249.621.674,50
11. Biaya angkut barang ke plant	20%	H	= Rp.	78.058.924.334,90
12. Pemasangan alat	35%	E	= Rp.	60.004.707.840
13. Bangunan pabrik	20%	E	= Rp.	34.288.404.480
14. Service facilities	30%	E	= Rp.	51.432.606.720
15. Tanah	6%	E	= Rp.	10.286.521.344
16. Biaya langsung (DC) (jumlah 10-15)			= Rp.	624.365.786.393,40

BiayaTak Langsung (IC)

17. Engineering dan Supervisi	15%	DC	= Rp.	93.654.867.959,01
18. Kontruksi	20%	DC	= Rp.	124.873.157.278,68
Total Modal Tak Langsung (IC)			= Rp.	218.528.025.237,69

Fixed Capital Investment (FCI)

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\
 &= \text{Rp. } 624.365.786.393,40 + \text{Rp. } 218.528.025.237,69 \\
 &= \text{Rp. } 842.893.811.631
 \end{aligned}$$

Working Capital Investment (WCI)

$$\begin{aligned}
 \text{WC} &= 15\% \times \text{FCI} \\
 &= 15\% \times \text{Rp. } 842.893.811.631 \\
 &= \text{Rp. } 126.434.071.754
 \end{aligned}$$

Total Capital Investment (TCI)

$$\text{TCI} = \text{FCI} + \text{WC}$$

= Rp. 842.893.811.631 + Rp. 126.434.071.754
= Rp. 969.327.883.376

Modal Perusahaan

Modal sendiri (MS) 60% TCI = Rp. 581.596.730.025

Modal pinjaman (MP)40% TCI = Rp. 387.731.153.350

Penentuan Total Capital Investment (TPC)

a. Biaya Produksi Langsung (DPC)

- Bahan baku = Rp. 78.516.840.600
- Tenaga kerja (TK) = Rp. 3.757.200.000
- Supervisi (20% TK) = Rp. 751.440.000
- Utilitas = Rp. 26.719.789.884,99
- Pemeliharaan & perbaikan (PP) (10% FCI) = Rp. 84.289.381.163,11
- Penyediaan operasi (15% PP) = Rp. 12.643.407.174,47
- Laboratorium (15% PP) = Rp. 12.643.407.174,47
- Patent dan royalti (5% TPC) = Rp. 0,05 TPC

Biaya Produksi Langsung = **Rp. 219.321.465.997,03**
+ 0,05 TPC

b. Biaya Tetap (FC)

- Depresiasi alat (10% FCI) = Rp. 84.289.381.163,11
- Depresiasi bangunan (4% FCI) = Rp. 33.715.752.465,24
- Pajak kekayaan (4% FCI) = Rp. 33.715.752.465,24
- Asuransi (1,0% FCI) = Rp. 8.428.938.116,31
- Bunga bank (12,5% MP) = Rp. 48.466.394.168,79

Biaya Tetap (Fixed Cost/FC) = **Rp 208.616.218.378,69**

c. Biaya Overhead Pabrik

Biaya Overhead = 70% TK + PP = Rp. 61.632.606.814,18

d. Biaya pengeluaran umum (GE)

- Administrasi (15% PP) = Rp. 13.319.703.174
- Distribusi dan pemasaran (10% TPC) = Rp. 0,1 TPC
- Litbang (5% TPC) = Rp. 0,05 TPC

Biaya Pengeluaran Umum (GE) = **Rp. 13.319.703.174,47**
+ 0,15 TPC

e. Biaya produksi total (TPC)

$$\text{TPC} = \text{DPC} + \text{FC} + \text{Biaya Overhead} + \text{GE}$$

$$= \text{Rp. } 502.889.994.364 + 0,20 \text{ TPC}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp. } 628.612.492.955$$

Analisa Profitabilitas

Sesuai dengan Undang-Undang Pajak Penghasilan tahun 1984 (UU no. 7/1983) dan Undang-Undang ketentuan umum dan tata cara perpajakan (UU no.6/1983) :

- 15% untuk laba sampai Rp. 25.000.000
- 25% untuk laba sampai Rp. 50.000.000
- 40% untuk laba sampai > Rp. 50.000.000

a. Bunga kredit = 12,5 % per tahun

b. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun

c. Umur pabrik 10 tahun

d. Kapasitas produksi

Tahun I = 60 % dari produksi total

Tahun II = 80 % dari produksi total

Tahun III = 100 % dari produksi total

Laba Perusahaan

Total penjualan per tahun = Rp. 899.995.536.000 (kapasitas 100 %)

Laba kotor = Harga jual – Biaya produksi

$$= \text{Rp. } 899.995.536.000 - \text{Rp. } 628.612.492.955$$

$$= \text{Rp. } 271.383.043.045$$

Pajak penghasilan = 40% × Laba kotor

$$= 40\% \times \text{Rp. } 271.383.043.045$$

$$= \text{Rp. } 108.553.217.218$$

Laba bersih = Laba kotor – Pajak penghasilan

$$= \text{Rp. } 271.383.043.045 - \text{Rp. } 108.553.217.218$$

$$= \text{Rp. } 162.829.825.827$$

Nilai penerimaan Cash Flow sebelum pajak (C_A)

C_{Abt} = Laba kotor + Depresiasi alat

$$= \text{Rp. } 162.829.825.827 + \text{Rp. } 84.289.381.163$$

$$= \text{Rp. } 355.672.424.208$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A)

$$\begin{aligned} C_{At} &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. } 162.829.825.827 + \text{Rp. } 84.289.381.163 \\ &= \text{Rp. } 247.119.206.990 \end{aligned}$$

2. Laju Pengembalian Modal (ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned} ROI_{BT} &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal Tetap}} \times 100\% \\ &= 32,20 \% \text{ (App. E)} \end{aligned}$$

b. ROI setelah pajak

$$\begin{aligned} ROI_{AT} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal Tetap}} \times 100\% \\ &= 19,3 \% \text{ (App. E)} \end{aligned}$$

Lama Pengembalian Modal (POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari labayang dihitung, dikurangi penyusutan / waktu yang diperlukan untuk pengembalian modal investasi.

$$\begin{aligned} POT &= \frac{\text{Modal Tetap}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 3,41 \text{ tahun (App. E)} \end{aligned}$$

Break Even Point (BEP)

Merupakan titik dimana jika kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$BEP = \frac{FC + 0,3SVC}{S - (0,7SVC - VC)} \times 100\%$$

Dimana :

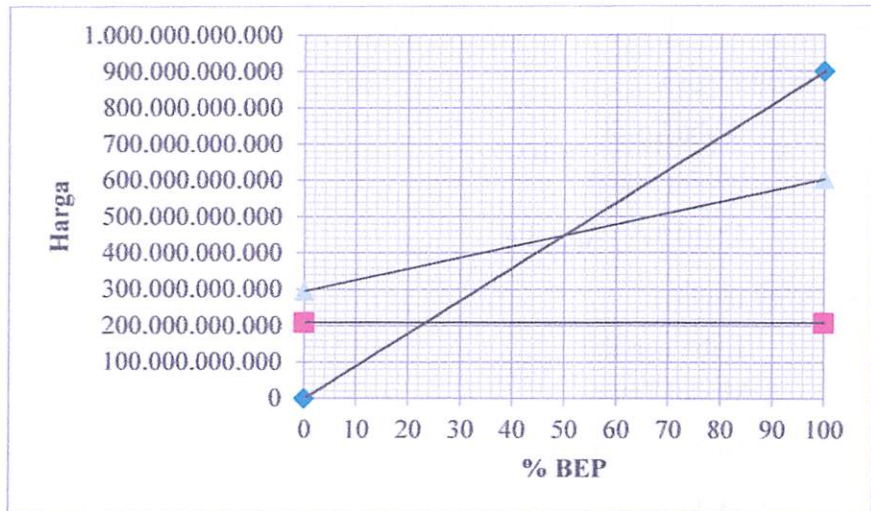
$$\begin{aligned} FC &= \text{Rp. } 208.616.218.379 \\ VC &= \text{Rp. } 105.236.630.485 \\ SVC &= \text{Rp. } 289.615.144.374 \\ S &= \text{Rp. } 899.995.536.000 \end{aligned}$$

Maka, didapatkan :

$$\text{BEP} = 49,91\% \text{ (App. E)}$$

$$\begin{aligned} \text{Titik BEP terjadi pada kapasitas} &= 49,91\% \times 5.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 2.496 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Nilai BEP untuk Pabrik Hidrogen adalah 30% - 60%, sehingga nilai BEP diatas memadai.



Gambar 11.1. Grafik Break Even Point

Untuk produksi tahun I kapasitas pabrik 60% dari kapasitas sesungguhnya, sehingga keuntungannya adalah :

$$\frac{\text{PBi}}{\text{PB}} = \frac{(100 - \text{BEP}) - (100 - \% \text{kapasitas})}{(100 - \text{BEP})}$$

Dimana : PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

%Kap = % kapasitas yang tercapai

Maka, dari App. E diperoleh nilai,

$$\text{PBi} = \text{Rp } 32.791.496.435$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun I adalah :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{depresiasi alat} \\ &= \text{Rp } 32.791.496.435 + \text{Rp } 84.289.381.163 \\ &= \text{Rp } 117.080.877.598 \end{aligned}$$

Untuk produksi tahun II kapasitas pabrik 80% dari kapasitas sesungguhnya, sehingga keuntungannya adalah :

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{(100 - BEP) - (100 - \% \text{kapasitas})}{(100 - BEP)}$$

Dimana : PBi = keuntungan pada %kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

%Kap = % kapasitas yang tercapai

Maka, dari App. E diperoleh nilai,

$$PBi = \text{Rp } 32.791.496.435$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun I adalah :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{laba bersih tahun kedua} + \text{depresiasi alat} \\ &= \text{Rp } 32.791.496.435 + \text{Rp } 84.289.381.163 \\ &= \text{Rp } 117.080.877.598 \end{aligned}$$

Shut Down Point (SDP)

SDP adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik yang masih boleh beroperasi.

$$\begin{aligned} SDP &= \frac{0,3SVC}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\% \\ &= 14,68\% \text{ (App. E)} \end{aligned}$$

Titik shut down point terjadi pada kapasitas penjualan

$$\begin{aligned} &= 14,68\% \times \text{Rp. } 899.995.536.000 \\ &= \text{Rp. } 132.081.017.985 \end{aligned}$$

Net Present Value (NPV)

Metode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih dengan nilai investasi sekarang.

Langkah – langkah menghitung NPV :

a. Menghitung C_{A0} (tahun ke-0) untuk masa konstruksi 2 tahun

$$\begin{aligned} C_{A-2} &= 40\% \times FCI \times (1+i)^2 \\ &= \text{Rp } 426.714.992.138 \text{ (App. E)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{A-1} &= 60\% \times FCI \times (1+i)^1 \\ &= \text{Rp } 568.953.322.851 \text{ (App. E)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{A-0} &= -(C_{A-1} - C_{A-2}) \\ &= - \text{Rp. } 995.668.314.989 \end{aligned}$$

b. Menghitung NPV tiap tahun

$$NPV = C_A \times F_d$$

Dimana : F_d = faktor diskon = $1/(1+i)^n$ C_A = cash flow setelah pajak

n = tahun ke-n i = tingkat bunga

Tabel 11.1 Cash flow untuk NPV selama 10 tahun

Tahun ke -	Cash Flow (C_A) (Rp)	F_d $i = 12,5\%$	NPV (Rp)
0	-995.668.314.989	1	-995.668.314.989
1	117.080.877.598	0,8889	104.071.891.198
2	117.080.877.598	0,7901	92.508.347.732
3	247.119.206.990	0,7023	173.559.717.392
4	247.119.206.990	0,6243	154.275.304.348
5	247.119.206.990	0,5549	137.133.603.865
6	247.119.206.990	0,4933	121.896.536.769
7	247.119.206.990	0,4385	108.352.477.128
8	247.119.206.990	0,3897	96.313.313.003
9	247.119.206.990	0,3464	85.611.833.780
10	247.119.206.990	0,3079	76.099.407.805
WCI			126.434.071.745
Total			183.044.931.636

Karena harga NPV = (+) maka pabrik *Hidrogen* layak untuk didirikan.

IRR (Internal Rate of Return)

Tabel 11.2 Cash flow untuk IRR

Tahun ke -	Cash Flow (C_A) (Rp)	NPV_1 (Rp) $i = 0,18$	NPV_2 (Rp) $i = 0,19$
0	-995.668.314.989	-995.668.314.989	-995.668.314.989
1	117.080.877.598	99.221.082.710	98.387.292.099
2	117.080.877.598	84.085.663.314	82.678.396.722
3	247.119.206.990	150.404.378.606	146.644.445.414
4	247.119.206.990	127.461.337.802	123.230.626.399
5	247.119.206.990	108.018.082.883	103.555.148.234
6	247.119.206.990	91.540.748.206	87.021.132.970
7	247.119.206.990	77.576.905.259	73.127.002.496
8	247.119.206.990	65.743.140.050	61.451.262.601
9	247.119.206.990	55.714.525.466	51.639.716.472
10	247.119.206.990	47.215.699.548	43.394.719.724
WCI		126.434.071.745	126.434.071.745
Total		37.747.320.599	1.895.499.886

$$\begin{aligned} \text{IRR} &= i_1 + \frac{\text{NPV}_1}{\text{NPV}_1 - \text{NPV}_2} \times (i_2 - i_1) \\ &= 19,05\% \end{aligned}$$

Karena IRR lebih besar dari bunga bank (12,5%) maka Pabrik Hidrogen ini layak untuk didirikan.

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:

- <i>Internal Rate of Return</i> (IRR)	= 19,05 %
- <i>Pay Out Time</i> (POT)	= 3,41 tahun
- <i>Return of Investment</i> (ROI) _{BT}	= 32,20 %
- <i>Return of Investment</i> (ROI) _{AT}	= 19,3%
- <i>Break Even Point</i> (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**”, 3rd 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**”, 2nd 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**”, 6th Edition, McGraw Hill Company, New York, USA, 1998.

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

Peter S. and Timmerhause, **"Plant Design and Economic for Chemical Engineering"**, 4th 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"**, 2nd Edition, McGraw-Hill Book Company, New York, 1959.

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

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

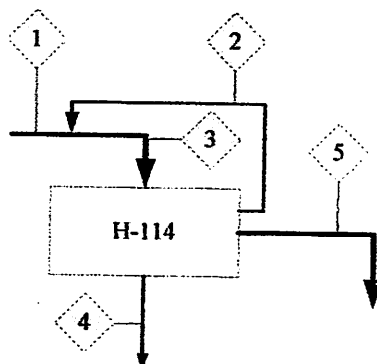
APPENDIKS A

NERACA MASSA

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

1. VIBRATING SCREEN (H-114)

Berfungsi untuk menyeragamkan ukuran batubara dan memisahkan batubara yang akan masuk ke dalam reaktor dan batubara yang di alirkan ke dalam boiler berdasarkan ukurannya.



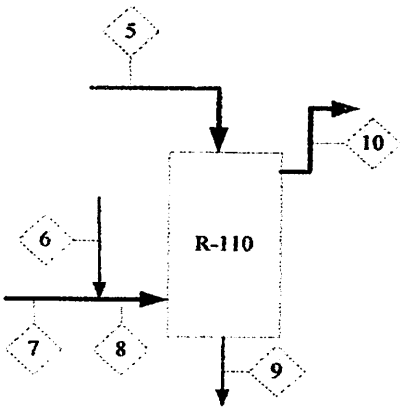
Basis	: 4034,41 kg/jam
-------	------------------

Kesimpulan neraca massa pada vibrating screen (H-114) adalah

Komponen	Masuk Kg	Komponen	Keluar Kg
Aliran 1 :		Aliran 2 :	
Batubara	3308,22	Batubara	363,90
H ₂ O	726,19	H ₂ O	79,88
Jumlah	4034,41	Jumlah	443,79
Aliran 2 :		Aliran 4 :	
Batubara	363,90	Batubara	165,41
H ₂ O	79,88	H ₂ O	36,31
Jumlah	443,79	Jumlah	201,72
Aliran 3 :		Aliran 5 :	
Batubara	367,12	Batubara	3142,81
H ₂ O	806,08	H ₂ O	689,88
Jumlah	4478,20	Jumlah	3832,69
Total	4478,20	Total	4478,20

2. REAKTOR GASIFIER (R-110)

Berfungsi untuk mereaksikan batubara dengan oksigen dan steam menjadi gas.



– Komposisi batubara masuk

$$\begin{aligned}
 C &= 76,60\% \times 3142,81 \text{ kg/jam} = 2407,39 \text{ kg/jam} \\
 H &= 6,90\% \times 3142,81 \text{ kg/jam} = 216.85 \text{ kg/jam} \\
 N &= 1,50\% \times 3142,81 \text{ kg/jam} = 47,14 \text{ kg/jam} \\
 S &= 1,60\% \times 3142,81 \text{ kg/jam} = 50,28 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{O} = 9,40\% \times 3142,81 \text{ kg/jam} = 295,42 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Ash} = 4,00\% \times 3142,81 \text{ kg/jam} = \underline{125,71 \text{ kg/jam}}$$

$$3142,81 \text{ kg/jam}$$

– Kebutuhan Steam pada reaktor

Diketahui : Ratio feed steam/batubara = 2

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Steam} &= 2 \times \text{massa batubara} \\ &= 2 \times 3142,81 \text{ kg/jam} \\ &= 6285,61 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

– Kebutuhan O₂ pada reaktor

Diketahui : Ratio feed oksigen/batubara = 0,5

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Oksigen} &= 0,5 \times \text{massa batubara} \\ &= 0,5 \times 3142,81 \text{ kg} \\ &= 1571,40 \text{ kg} \end{aligned}$$

Reaksi :

	C	+	H ₂ O	$\xrightarrow{70\%}$	CO	+	H ₂
Mula	200,43		387,20				
Reaksi	140,30		140,30		140,30		140,30
Sisa	60,13		246,90		140,30		140,30

	C	+	O ₂	$\xrightarrow{81\%}$	CO ₂
Mula	60,13		49,11		
Reaksi	48,70		48,70		48,70
Sisa	11,42		0,40		48,70

	CO	+	H ₂ O	$\xrightarrow{80\%}$	CO ₂	+	H ₂
Mula	140,30		246,90				
Reaksi	112,24		112,24		112,24		112,24
Sisa	28,06		134,66		112,24		112,24

	C	+	2 H ₂	$\xrightarrow{60\%}$	CH ₄
Mula	11,42		252,54		
Reaksi	6,85		6,85		6,85
Sisa	4,57		238,83		6,85

	S	+	H ₂	$\xrightarrow{70\%}$	H ₂ S
Mula	1,57		238,83		
Reaksi	1,10		1,10		1,10
Sisa	0,47		237,74		1,10

– Komposisi Bahan Keluar :

C	= 4,57 kmol/jam × 12,011	= 54,89 kg/jam
H		= 216,85 kg/jam
N		= 47,14 kg/jam
S	= 0,47 kmol/jam × 32,06	= 15,09 kg/jam
O		= 295,42 kg/jam
Ash		= 125,71 kg/jam
Batubara		= 755,11 kg/jam
CH ₄	= kmol/jam × 48,42	= 109,97 kg/jam
CO ₂	= kmol/jam × 44,01	= 7083,24 kg/jam
CO	= kmol/jam × 28,01	= 785,99 kg/jam
H ₂	= kmol/jam × 2,02	= 479,23 kg/jam

$$\text{H}_2\text{S} = \text{kmol/jam} \times 34,08 = 37,41 \text{ kg/jam}$$

$$\text{O}_2 = \text{kmol/jam} \times 31,998 = 12,90 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \text{kmol/jam} \times 18,02 = 2425,86 \text{ kg/jam}$$

– Aliran 9 :

Batubara yang keluar diasumsikan 5% ikut terbawa ke atas, maka:

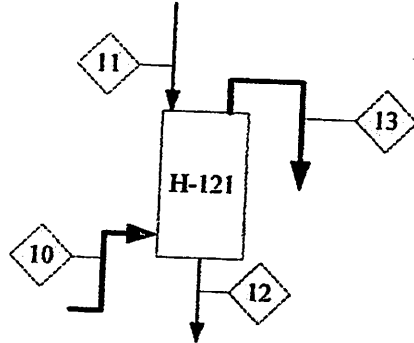
$$\text{Batubara} = 755,11 \text{ kg/jam} \times 95\% = 717,35 \text{ kg/jam}$$

Kesimpulan neraca massa di reaktor gasifier (R-110) adalah :

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	Kg		Kg
Aliran 5 :		Aliran 9 :	
Batubara	3142,81	Batubara	717,35
H ₂ O	689,88	Jumlah	717,35
Jumlah	3573,16	Aliran 10 :	
Aliran 6 :		Batubara	37,76
H ₂ O	6285,61	CH ₄	109,97
Jumlah	6285,61	CO ₂	7083,24
Aliran 7 :		CO	785,99
O ₂	1571,40	H ₂	479,23
Jumlah	1571,40	H ₂ S	37,41
Aliran 8 :		O ₂	12,90
H ₂ O	6285,61	H ₂ O	2425,86
O ₂	1571,40	Jumlah	10972,36
Jumlah	7857,02		
Total	11689,71	Total	11689,71

3. SCRUBBER (H-122)

Berfungsi untuk membersihkan partikel-partikel padat yang masih ikut terbawa k atas bersama gas.



Kondisi operasi pada scrubber adalah sebagai berikut:

$$T = 200^{\circ}\text{C}$$

$$P = 30 \text{ atm}$$

– Menghitung kebutuhan H_2O pada scrubber

KOMPONEN	BM	kg	kmol
C	12,011	28,92	2,41
H	1,0079	2,6051	2,5847
N	14,0067	0,5663	0,0404
S	32,06	0,6041	0,0188
O	15,9994	3,5490	0,2218
CH_4	16,0426	109,97	6,8548
CO_2	44,0098	7083,24	160,95
CO	28,0104	785,99	28,06
H_2	2,0158	479,23	237,74
H_2S	34,0758	37,41	1,10
O_2	31,9988	12,90	0,40
H_2O	18,0152	2425,86	134,66
JUMLAH		10970,85	575,03

$$\text{Volume bahan masuk} = \frac{n \times R \times T}{P}$$

Dimana:

$$n = 536092,11 \text{ mol}$$

$$R = 0,082 \text{ L atm/mol K}$$

$$T = 200^\circ\text{C} = 473 \text{ K}$$

$$P = 30 \text{ atm}$$

$$V = \frac{536092,11 \times 0,082 \times 473}{30}$$

$$= 743954,16 \text{ L}$$

$$= 26269,02 \text{ ft}^3$$

Diketahui ratio kebutuhan H_2O pada scrubber adalah 10 galon per 100 ft^3 bahan masuk, maka:

$$\text{Kebutuhan } \text{H}_2\text{O} = \frac{10 \text{ galon}}{100 \text{ ft}^3} \times 26269,02 \text{ ft}^3$$

$$= 2626,90 \text{ galon}$$

$$= 9,94 \text{ m}^3$$

$$\rho \text{ H}_2\text{O} = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Massa } \text{H}_2\text{O} = \rho \times V$$

$$= 995,68 \text{ kg/m}^3 \times 9,94 \text{ m}^3$$

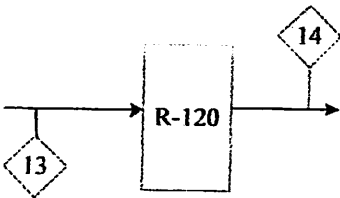
$$= 9894,64 \text{ kg}$$

Kesimpulan neraca massa pada Scrubber (H-122) adalah:

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	Kg		Kg
Aliran 10 :		Aliran 12 :	
Batubara	37,76	Batubara	35,20
CH ₄	109,97	H ₂ O	9894,64
CO ₂	7083,24	Jumlah	9932,40
CO	785,99		
H ₂	479,23	Aliran 13 :	
H ₂ S	37,41	CH ₄	109,97
O ₂	12,90	CO ₂	7083,24
H ₂ O	2425,86	CO	785,99
Jumlah	10972,36	H ₂	479,23
		H ₂ S	37,41
Aliran 11 :		O ₂	12,90
H ₂ O	9894,64	H ₂ O	2425,86
Jumlah	9894,64	Jumlah	10934,60
Total	20867,00	Total	20867,00

4. STEAM METHANE REFORMER (R-120)

Berfungsi untuk mengurangi kandungan CH₄ dalam campuran gas



Reaksi didalam Steam Methane Reformer

	CH ₄	+	H ₂ O	→	CO	+	3 H ₂
Mula	6,85		-		28,06		237,74
Reaksi	6,17		6,17		6,17		18,51
Sisa	0,69		6,71		34,23		256,24

Kebutuhan Steam(H₂O) untuk proses

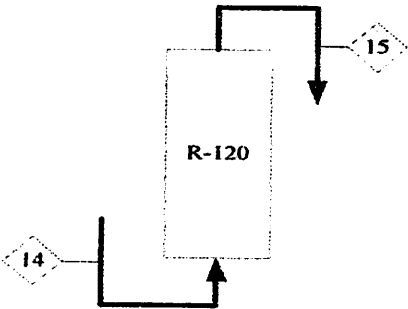
Kebutuhan Steam = 6,71 × 18,015
= 120,880 kg/jam

Kesimpulan neraca massa pada Steam Methane reformer adalah:

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	Kg		Kg
Aliran 13 :		Aliran 14 :	
CH ₄	109,97	CH ₄	10,997
CO ₂	7083,24	CO ₂	7083,24
CO	785,99	CO	958,79
H ₂	479,23	H ₂	516,54
H ₂ S	37,41	H ₂ S	37,41
O ₂	12,90	O ₂	12,90
H ₂ O	2425,86	H ₂ O	2314,72
Jumlah	10934,60	Jumlah	10934,60
Total	10934,60	Total	10934,60

5. DESULFURIZER (R-130)

Berfungsi untuk mengurangi kandungan gas H₂S dalam campuran gas.



Reaksi di dalam Desulfurizer:

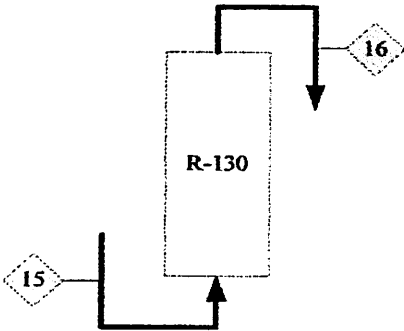
	H ₂ S	+	ZnO	$\xrightarrow{98\%}$	ZnS	+	H ₂ O
Mula	1,10		1,00				
Reaksi	1,00		1,00		1,00		1,00
Sisa	0,1		-		1,00		1,00

Kesimpulan neraca massa pada Desulfurizer (R-130) adalah:

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	Kg		Kg
Aliran 14 :		Aliran 15 :	
CH ₄	10,997	CH ₄	10,997
CO ₂	7083,24	CO ₂	7083,24
CO	958,79	CO	958,79
H ₂	516,24	H ₂	516,24
H ₂ S	37,41	H ₂ S	0,75
O ₂	12,90	O ₂	12,90
H ₂ O	2314,72	H ₂ O	2334,10
Jumlah	10934,60	Jumlah	10917,32
Katalis		Hasil Reaksi	
ZnO	87,55	ZnS	104,83
Jumlah	87,55	Jumlah	104,83
Total	11022,15	Total	11022,15

6. SHIFT CONVERTER (R-140)

Berfungsi untuk mengurangi kandungan CO dan H₂O dalam campuran gas.



Reaksi dalam Shift Converter :

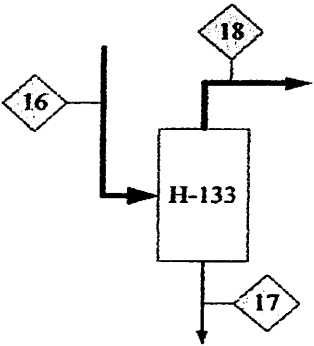
	CO	+	H ₂ O	$\xrightarrow{98\%}$	CO ₂	+	H ₂
M	34,24		129,56				
R	33,55		33,55		33,55		33,55
S	0,68		96,02		33,5		33,55

Kesimpulan neraca massa pada Shift Converter (R-140) adalah:

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	Kg		Kg
Aliran 15 :		Aliran 16 :	
CH ₄	10,997	CH ₄	10,997
CO ₂	7083,24	CO ₂	8559,56
CO	958,79	CO	19,18
H ₂	516,54	H ₂	584,16
H ₂ S	0,75	H ₂ S	0,75
O ₂	12,90	O ₂	12,90
H ₂ O	2334,10	H ₂ O	1729,78
Jumlah	10917,32	Jumlah	10917,32
Total	10917,32	Total	10917,32

7. FLASH DRUM (H-155)

Berfungsi untuk menghilangkan kandungan H₂O dalam campuran gas.

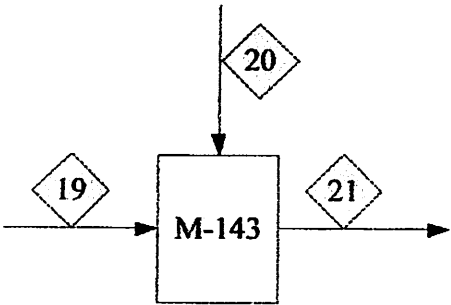


Kesimpulan neraca massa pada flash drum (H-155) adalah

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	Kg		Kg
Aliran 16 :		Aliran 17 :	
CH ₄	10,997	H ₂ O	1729,78
CO ₂	8559,56	Jumlah	1729,78
CO	19,18	Aliran 18 :	
H ₂	584,16	CH ₄	10,997
H ₂ S	0,75	CO ₂	8559,56
O ₂	12,90	CO	19,18
H ₂ O	1729,78	H ₂	584,16
Jumlah	10917,32	H ₂ S	0,75
		O ₂	12,90
		Jumlah	9187,54
Total	10917,32	Total	10917,32

8. TANGKI PENGECER (M-153)

Berfungsi untuk mengencerkan MEA 100% menjadi 25%.



Neraca Massa total : $M_1 + M_2 + M_3$

Komposisi MEA masuk Tangki Pengencer

MEA = 100% = 615,7525 kg/jam

H₂O = 0%
= 615,7525 kg/jam

Komposisi MEA keluar tangki

MEA = 25% = 615,7525

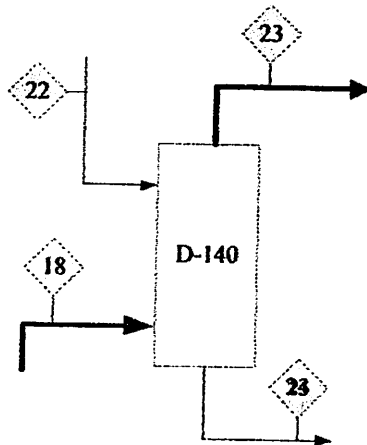
MEA = 75% = $75/25 \times 615,7525$
= 1847,2575 kg/jam

Kesimpulan neraca massa pada Tangki Pengencer (M-153) adalah

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	Kg		Kg
Aliran 19 :		Aliran 21 :	
R ₂ NH	615,7525	R ₂ NH	615,7525
Jumlah	615,7525	H ₂ O	1847,2575
Aliran 20 :		Jumlah	2463,01
H ₂ O	1847,2527		
Jumlah	1847,2527		
Total	2463,01	Total	2463,01

9. ABSORBER (D-150)

Berfungsi untuk mengurangi kandungan CO₂ dalam campuran gas.



Kondisi operasi pada Absorber adalah sebagai berikut:

$$T = 37,7^{\circ}\text{C} = 310,92 \text{ K}$$

$$P = 3,42 \text{ atm}$$

KOMPONEN	BM	kg	kmol
CH ₄	16,0426	10,997	0,685
CO ₂	44,0098	8559,562	194,492
CO	28,0104	19,176	0,685
H ₂	2,0158	584,159	289,790
H ₂ S	34,0758	0,748	0,022
O ₂	31,9988	12,902	0,403
JUMLAH		9187,54	486,08

– Menghitung jumlah CO₂ sisa

$$\text{Volume bahan masuk} = \frac{n \times R \times T}{P}$$

Dimana :

$$n = 486077,46 \text{ mol}$$

$$R = 0,082 \text{ L atm/mol K}$$

$$T = 37,7^{\circ}\text{C} = 310,92 \text{ K}$$

$$P = 3,42 \text{ atm}$$

$$V = \frac{486077,46 \times 0,082 \times 310,92}{3,42}$$

$$= 3645195 \text{ L}$$

$$= 3645,20 \text{ m}^3$$

Diketahui : CO₂ keluar yang diinginkan adalah 0,01 % Volume gas masuk

$$\begin{aligned} \text{Maka CO}_2 \text{ yang tersisa} &= 3645,20 \text{ m}^3 \times 0,01\% \\ &= 0,36 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\rho_{\text{CO}_2} = \frac{P \times 144 \times \text{BM}}{R \times (T + 460)}$$

Dimana :

$$P = 3,42 \text{ atm} = 35,3123 \text{ psi}$$

$$R = 1545 \text{ ft lb/mol } ^\circ\text{R}$$

$$\text{BM} = 44,0098$$

$$T = 100 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\rho_{\text{CO}_2} = \frac{35,3123 \times 144 \times 44,0098}{1545 \times (100 + 460)}$$

$$= 0,26 \text{ kg/ft}^3$$

$$= 9,14 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, massa CO}_2 \text{ sisa} &= 9,14 \text{ kg/m}^3 \times 0,36 \text{ m}^3 \\ &= 3,33 \text{ kg} \\ &= 3,33 \text{ kg} / 44,0098 = 0,076 \text{ mol} \end{aligned}$$

– Menghitung kebutuhan MEA

Diketahui rasio feed masuk absorber adalah :

$$\text{mol CO}_2 / \text{mol MEA} = 0,5$$

$$\text{Kebutuhan MEA awal} = \frac{\text{mol CO}_2}{0,5}$$

$$= \frac{194,492}{0,5}$$

$$= 388,98 \text{ kmol}$$

$$= 23759,16 \text{ kg}$$

Solvent yang masuk diasumsikan masuk berlebih 10%, maka:

$$\text{Kebutuhan MEA} = 23759,16 \text{ kg} + (23759,16 \text{ kg} \times 10\%)$$

$$= 26135,08 / 61,08$$

$$= 427,88 \text{ kmol}$$

– Menghitung volume H₂O

Solvent yang digunakan adalah MEA dengan konsentrasi 25% maka konsentrasi H₂O dalam larutan adalah 75%, sehingga:

$$\text{Massa H}_2\text{O} = \frac{75\%}{25\%} \times 427,88 \text{ kmol}$$

$$= 1283,65 \text{ kmol}$$

$$= 1283,65 \text{ kmol} \times 18,0152$$

$$= 26135,08 \text{ kg}$$

– Mencari % berat MEA dan H₂O masuk absorber :

$$\% \text{ berat MEA} = \frac{26135,08}{(26135,08 + 23125,18)} = 53,06 \%$$

$$\% \text{ berat H}_2\text{O} = \frac{23125,18}{(23125,18 + 26135,08)} = 46,94 \%$$

Reaksi dalam Absorber I :

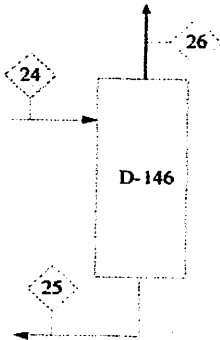
	CO ₂	+ 2R ₂ NH	+ H ₂ O	—————→ R ₂ NH ₂) ₂ CO ₃
Mula	194,49	427,88	1283,65	
Reaksi	194,42	388,83	194,42	194,42
Sisa	0,08	39,05	1089,23	194,42

Kesimpulan neraca massa pada Absorber (D-150) adalah :

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	Kg		Kg
Aliran 18 :		Aliran 24 :	
CH4	10,997	(R2NH2)2CO3	35808,60
CO2	8559,56	H2O	19622,73
CO	19,18	R2NH	2385,16
H2	584,16	Jumlah	57816,49
H2S	0,75		
O2	12,90	Aliran 23 :	
Jumlah	9187,54	CH4	10,997
		CO2	3,33
Aliran 22 :		CO	19,18
R2NH	26135,08	H2	584,16
H2O	23125,18	H2S	0,75
Jumlah	49260,26	O2	12,90
		Jumlah	631,31
Total	58447,80	Total	58447,80

10. STRIPPER (D-160)

Berfungsi untuk merecovery MEA yang telah digunakan agar dapat digunakan kembali di dalam absorber.



Reaksi di dalam Stripper :

	$(R_2NH_2)_2CO_3 \longrightarrow 2R_2NH + H_2O + CO_2$			
M	194,42	39,05	1089,23	
R	194,42	388,83	194,42	194,42
S	-	427,88	1283,65	194,42

Komposisi hasil reaksi :

$$R_2NH : 427,88 \times 61,08 = 26135,08 \text{ kg}$$

$$H_2O : 1283,65 \times 18,0152 = 23125,18 \text{ kg}$$

$$CO_2 : 194,42 \times 44,0098 = 8556,23 \text{ kg}$$

– Menghitung MEA dan H₂O yang di recycle menuju absorber (D-140)

$$\text{MEA keluar stripper} = 26135,08 \text{ kg}$$

Diasumsikan MEA yang ikut menguap sebesar 5%, maka:

$$\begin{aligned} \text{MEA yang direcycle ke storage MEA} &= 0,95 \times 26135 \text{ kg} \\ &= 24828,33 \text{ kg} \end{aligned}$$

Komposisi MEA dan H₂O yang direcycle ke absorber (D-140) diharapkan sebesar:

$$\text{MEA} = 53,06 \%$$

$$\text{H}_2\text{O} = 46,94 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O yang direcycle ke absorber} &= \frac{53,06\%}{46,94\%} \times 24828,33 \text{ kg} \\ &= 21968,92 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{H}_2\text{O keluar stripper} = 23125,18 \text{ kg}$$

$$\text{Maka H}_2\text{O yang menguap} = 23125,18 - 21968,92 \text{ kg} = 1156,26 \text{ kg}$$

Kesimpulan neraca massa pada Stripper (D-160) adalah:

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	Kg		Kg
Aliran 24 :		Aliran 25 :	
(R ₂ NH ₂) ₂ CO ₃	35808,60	R ₂ NH	24828,33
H ₂ O	19622,73	H ₂ O	21986,92
R ₂ NH	2385,16	Jumlah	46797,25
Jumlah	57816,49	Aliran 26 :	
		CO ₂	8556,23
		R ₂ NH	1306,75
		H ₂ O	1156,26
		Jumlah	11019,24
Total	57816,49	Total	57816,49

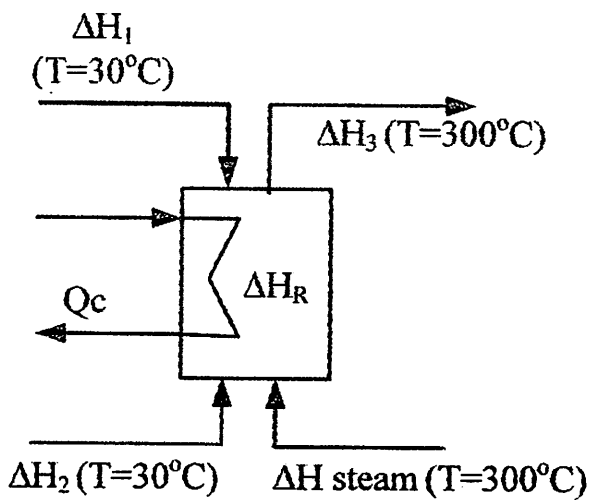
APPENDIK B

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. Reaktor Gasifikasi (R-110)

Fungsi : Tempat untuk mereaksikan batubara dengan gas O₂ dan Steam (H₂O)



Neraca Panas pada Reaktor Gasifikasi :

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

Dimana :

- ΔH_1 = panas yang terkandung dalam batubara
- ΔH_2 = panas yang terkandung dalam oksigen
- ΔH_3 = panas yang terkandung dalam bahan keluar
- ΔH_{steam} = panas steam
- Q_c = panas yang terkandung dalam pendingin
- Q_{loss} = panas yang hilang

Panas yang terkandung dalam batubara (ΔH_1)

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

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	Δ T (oC)	Δ H1 (kkal/jam)
Batu bara	3142,81	0,26	5	4085,65
H ₂ O	689,88	1		3449,40
Total (kkal/jam)				

$$\Delta H_1 = 7535,05 \text{ kkal/jam}$$

$$= 31526,66 \text{ kJ/jam}$$

Panas yang terkandung dalam oksigen (ΔH_2)

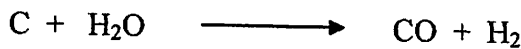
Komponen	Massa (kg/jam)	kmol/jam	Cp (kkal/kmol. $^{\circ}$ C)	ΔT ($^{\circ}$ C)	ΔH_2 (kkal/jam)
O ₂	1571,40	49,11	0,7021	275	9481,31
Total (kkal/jam)					9481,31

$$\Delta H_2 = 9481,31 \text{ kkal/jam}$$

$$= 39669,81 \text{ kJ/jam}$$

Panas Reaksi (ΣHr)

Reaksi 1 :



a. Mencari Panas Standart (ΔH_{f25})

$$\Delta H_f \text{ C} = 0 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{O} = -241818 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ CO} = -110525 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2 = 0 \text{ J/mol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{f25} &= \Sigma \Delta H_f \text{ produk} - \Sigma \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (-110525 \times 140,30) - (-241818 \times 140,30) \\ &= 18420407,90 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

b. Mencari Panas Reaktan (ΔH_R)

$$T = 573,15 \text{ K}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^{-2}$$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
C	2405,16	200,43	1,771	$7,71 \times 10^{-04}$		$-8,67 \times 10^{04}$
H ₂ O	6969,60	387,20	3,470	$1,45 \times 10^{-03}$		$1,21 \times 10^{04}$
Σ			1698,55	0,716		$-1,27 \times 10^{07}$

$$\Delta H_R = R \int C_{p \text{ reaktan}} dT$$

$$= 8,314 \text{ J/mol.K} \int_{573}^{298} A + BT + CT^2 + DT^{-2} dT$$

$$= 8,314 \int_{573,15}^{298} 1698,55 + 0,761T + (-1,27 \times 10^7)T^{-2} dT$$

$$= 8,314 \left\{ 1698,55T + \frac{0,761}{2}T^2 + 1,27 \times 10^7 \left(\frac{1}{T} \right) \right\}_{573,15}^{298,15}$$

$$= -4429003,449 \text{ kJ/jam}$$

c. Mencari Panas Produk (ΔH_P)

$$T = 573,15 \text{ K}$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^{-2}$$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
C	721,56	60,13	1,771	$7,71 \times 10^{-04}$		$-8,67 \times 10^{04}$
H ₂ O	4444,2	246,9	3,470	$1,45 \times 10^{-03}$		$1,21 \times 10^{04}$
CO	3928,4	140,30	3,376	$5,57 \times 10^{-04}$		$-3,10 \times 10^{03}$
H ₂	280,6	140,30	3,249	$4,22 \times 10^{-04}$		$8,30 \times 10^{03}$
Σ			1892,7207	0,5417		$-1,50 \times 10^{06}$

$$\Delta H_P = R \int C_{p \text{ produk}} dT$$

$$= 8,314 \text{ J/mol.K} \int_{298}^{573,15} A + BT + CT^2 + DT^{-2} dT$$

$$= 8,314 \int_{298,15}^{573,15} 1892,7207 + 0,5417T + (-1,50 \times 10^{06})T^{-2} dT$$

$$= 8,314 \left\{ 1892,7207T + \frac{0,5417}{2} T^2 + 1,50 \times 10^6 \left(\frac{1}{T} \right) \right\}_{298,15}^{673,15}$$

$$= 4849522,4099 \text{ kJ/jam}$$

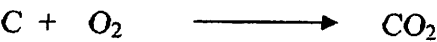
d. Mencari ΔH_{total}

$$\Delta H_{\text{total}} = \Delta H_R + \Delta H_{f_{25}} + \Delta H_P$$

$$= -4429003,449 + 18420407,90 + 4849522,4099$$

$$= 18840926,86 \text{ kJ/jam}$$

Reaksi 2 :



a. Mencari Panas Standart ($\Delta H_{f_{25}}$)

$$\Delta H_f \text{ C} = 0 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ O}_2 = 0 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ CO}_2 = -393509 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_{f_{25}} = \Sigma \Delta H_f \text{ produk} - \Sigma \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= (-393509 \times 48,70) - (0)$$

$$= -19163888,30 \text{ kJ/jam}$$

b. Mencari Panas Reaktan (ΔH_R)

$$T = 573,15 \text{ K}$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^{-2}$$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
C	721,56	60,13	1,771	$7,71 \times 10^{-04}$		$-8,67 \times 10^{04}$
O ₂	1571,52	49,11	3,369	$5,06 \times 10^{-04}$		$-2,27 \times 10^{04}$
Σ			271,94	$7,12 \times 10^{-02}$		$-6,33 \times 10^{06}$

$$\Delta H_R = R \int C_{p \text{ reaktan}} dT$$

$$= 8,314 \text{ J/mol.K} \int_{573,15}^{298} A + BT + CT^2 + DT^{-2} dT$$

$$= 8,314 \int_{573,15}^{298} 271,94 + 7,12 \times 10^{-2} T + (-6,33 \times 10^6) T^{-2} dT$$

$$= 8,314 \left\{ 271,94T + \frac{7,12 \times 10^{-2}}{2} T^2 + 6,33 \times 10^6 \left(\frac{1}{T} \right) \right\}_{573,15}^{298,15}$$

$$= -608293,1317 \text{ kJ/jam}$$

c. Mencari Panas Produk (ΔH_p)

$$T = 573,15 \text{ K}$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^{-2}$$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
C	137,04	11,42	1,771	$7,710 \times 10^{-04}$		$-8,670 \times 10^{04}$
O ₂	12,80	0,40	3,369	$5,060 \times 10^{-04}$		$-2,270 \times 10^{04}$
CO ₂	2142,80	48,70	5,457	$1,045 \times 10^{-03}$		$-1,157 \times 10^{05}$
Σ			287,33	$5,99 \times 10^{-02}$		$-6,63 \times 10^{06}$

$$\Delta H_p = R \int C_{p \text{ produk}} dT$$

$$= 8,314 \text{ J/mol.K} \int_{298}^{573,15} A + BT + CT^2 + DT^{-2} dT$$

$$= 8,314 \int_{298}^{573,15} 287,33 + 5,99 \times 10^{-2} T + (-6,63 \times 10^6) T^{-2} dT$$

$$= 8,314 \left\{ 287,33T + \frac{5,99 \times 10^{-2}}{2} T^2 + 6,63 \times 10^6 \left(\frac{1}{T} \right) \right\}_{298,15}^{573,15}$$

$$= 628125,9516 \text{ kJ/jam}$$

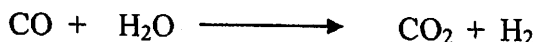
d. Mencari ΔH_{total}

$$\Delta H_{\text{total}} = \Delta H_R + \Delta H_{f25} + \Delta H_p$$

$$= -608293,1317 (-19163888,30) + 628125,9516$$

$$= -19144055,48 \text{ kJ/jam}$$

Reaksi 3 :



a. Mencari Panas Standart (ΔH_{f25})

$$\Delta H_f \text{ CO} = -393509 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{O} = -241818 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ CO}_2 = -393509 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2 = 0 \text{ J/mol}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{f25} &= \Sigma \Delta H_f \text{ produk} - \Sigma \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (-393509 \times 112,24) + 0 - ((-393509 \times 112,24) + (-241818 \times 112,24)) \\ &= -4620471,84 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

b. Mencari Panas Reaktan (ΔH_R)

$$T = 573,15 \text{ K}$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^{-2}$$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
CO	3928,40	140,30	3,376	$5,57 \times 10^{-04}$		$-3,10 \times 10^{03}$
H ₂ O	4444,20	246,90	3,470	$1,45 \times 10^{-03}$		$1,21 \times 10^{04}$
□			1330,40	0,436		$2,55 \times 10^{06}$

$$\begin{aligned}\Delta H_R &= R \int C_{p_{reaktan}} dT \\ &= 8,314 \text{ J/mol.K} \int_{573,15}^{298} A + BT + CT^2 + DT^{-2} dT \\ &= 8,314 \int_{573,15}^{298} 1330,40 + 0,436T + (2,55 \times 10^6)T^{-2} dT \\ &= 8,314 \left\{ 1330,40T + \frac{0,436}{2}T^2 - 2,55 \times 10^6 \left(\frac{1}{T} \right) \right\}_{573,15}^{298,15} \\ &= -3512188,079 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

c. Mencari Panas Produk (ΔH_P)

$$T = 573,15 \text{ K}$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^{-2}$$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
CO	785,68	28,06	3,376	$5,57 \times 10^{-04}$		$-3,10 \times 10^{03}$
H ₂ O	2423,88	134,66	3,470	$1,45 \times 10^{-03}$		$1,21 \times 10^{04}$
CO ₂	4938,56	112,24	5,457	$1,045 \times 10^{-03}$		$-1,157 \times 10^{05}$
H ₂	224,48	112,24	3,249	$4,22 \times 10^{-04}$		$8,30 \times 10^{03}$
Σ			1539,16	0,376		$-1,05 \times 10^{07}$

$$\Delta H_p = R \int C_{p \text{ produk}} dT$$
$$= 8,314 \text{ J/mol.K} \int_{298}^{573,15} A + BT + CT^2 + DT^{-2} dT$$
$$= 8,314 \cdot \int_{298}^{573,15} 1539,16 + 0,376T + (-1,05 \times 10^7)T^{-2} dT$$
$$= 8,314 \left\{ 1539,16T + \frac{0,376}{2}T^2 + 1,05 \times 10^6 \left(\frac{1}{T} \right) \right\}_{298,15}^{573,15}$$
$$= 3754385,964 \text{ kJ/jam}$$

d. Mencari ΔH_{total}

$$\Delta H_{total} = \Delta H_R + \Delta H_{f25} + \Delta H_p$$
$$= -3512188,079 + (-4620471,84) + 3754385,964$$
$$= -4378273,95 \text{ kJ/jam}$$

Reaksi 4 :



a. Mencari Panas Standart (ΔH_{f25})

$$\Delta H_f C = 0 \text{ J/mol}$$
$$\Delta H_f H_2 = 0 \text{ J/mol}$$
$$\Delta H_f CH_4 = -74520 \text{ J/mol}$$
$$\Delta H_{f25} = \Sigma \Delta H_f \text{ produk} - \Sigma \Delta H_f \text{ reaktan}$$
$$= (-74520 \times 6,85) - (0)$$
$$= -510462,00 \text{ kJ/jam}$$

b. Mencari Panas Reaktan (ΔH_R)

$$T = 573,15 \text{ K}$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^{-2}$$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
C	137,04	11,42	1,771	$7,71 \times 10^{-04}$		$-8,67 \times 10^{04}$
H ₂	505,08	252,54	3,249	$4,22 \times 10^{-04}$		$8,30 \times 10^{03}$
□			840,73	0,115		$1,11 \times 10^6$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_R &= R \int C_{p \text{ reaktan}} dT \\
 &= 8,314 \text{ J/mol.K} \int_{573,15}^{298} A + BT + CT^2 + DT^{-2} dT \\
 &= 8,314 \int_{573,15}^{298} 840,73 + 0,115T + (1,11 \times 10^6)T^{-2} dT \\
 &= 8,314 \left\{ 840,73T + \frac{0,115}{2}T^2 - 1,11 \times 10^6 \left(\frac{1}{T} \right) \right\}_{573,15}^{298,15} \\
 &= -2053021,764 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

b. Mencari Panas Produk (ΔH_P)

$$T = 573,15 \text{ K}$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^{-2}$$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
C	54,84	4,57	1,771	$7,71 \times 10^{-04}$		$-8,67 \times 10^{04}$
H ₂	477,66	238,83	3,249	$4,22 \times 10^{-04}$		$8,30 \times 10^{03}$
CH ₄	109,60	6,85	1,702	$9,08 \times 10^{-03}$	$-2,16 \times 10^{-06}$	
Σ			795,71	0,167	$-1,48 \times 10^{-05}$	$1,59 \times 10^{06}$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_P &= R \int C_{p \text{ produk}} dT \\
 &= 8,314 \text{ J/mol.K} \int_{298}^{573,15} A + BT + CT^2 + DT^{-2} dT \\
 &= 8,314 \int_{298,15}^{573,15} 795,71 + 0,167T + (-1,48 \times 10^{-5})T^3 + (1,59 \times 10^6)T^{-2} dT \\
 &= 8,314 \left\{ 795,71T + \frac{0,167}{2}T^2 + \frac{-1,48 \times 10^{-5}}{3}T^3 - 1,59 \times 10^6 \left(\frac{1}{T} \right) \right\}_{298,15}^{573,15} \\
 &= 2000779,833 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

d. Mencari ΔH_{total}

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{total}} &= \Delta H_R + \Delta H_{f25} + \Delta H_P \\
 &= -2053021,764 + (-510462,00) + 2000779,833 \\
 &= -562703,93 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Reaksi 5 :



a. Mencari Panas Standart (ΔH_{f25})

$$\Delta H_f \text{ S} = 0 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2 = 0 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{S} = -20630 \text{ J/mol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{f25} &= \Sigma \Delta H_f \text{ produk} - \Sigma \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (-20630 \times 1,10) - (0) \\ &= -22693,00 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

b. Mencari Panas Reaktan (ΔH_R)

$$T = 573,15 \text{ K}$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^{-2}$$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
S	50,24	1,57	4,114	$-1,73 \times 10^{-03}$		$-7,83 \times 10^{04}$
H ₂	477,66	238,83	3,249	$4,22 \times 10^{-04}$		$8,30 \times 10^{03}$
Σ			782,42	$9,81 \times 10^{-02}$		$1,86 \times 10^{06}$

$$\Delta H_R = R \int C_{p \text{ reaktan}} dT$$

$$= 8,314 \text{ J/mol.K} \int_{573,15}^{298} A + BT + CT^2 + DT^{-2} dT$$

$$= 8,314 \int_{573,15}^{298} 782,42 + 9,81 \times 10^{-2} T + (1,86 \times 10^6) T^{-2} dT$$

$$= 8,314 \left\{ 782,42T + \frac{9,81 \times 10^{-2}}{2} T^2 - 1,86 \times 10^6 \left(\frac{1}{T} \right) \right\}_{573,15}^{298,15}$$

$$= -1912481,918 \text{ kJ/jam}$$

b. Mencari Panas Produk (ΔH_p)

$$T = 673,15 \text{ K}$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^{-2}$$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
S	15,04	0,47	1,771	7,71E-04		-8,67E+04
H ₂	475,48	237,74	3,470	1,45E-03		1,21E+04
H ₂ S	37,40	1,10	3,376	5,57E-04		-3,10E+03
Σ			829,50	3,46E-01		2,83E+07

$$\Delta H_p = R \int C_{p \text{ produk}} dT$$

$$= 8,314 \text{ J/mol.K} \int_{298}^{573,15} A + BT + CT^2 + DT^{-2} dT$$

$$= 8,314 \int_{298}^{573,15} 829,50 + 0,346T + (2,83 \times 10^6)T^{-2} dT$$

$$= 8,314 \left\{ 829,50T + \frac{0,346}{2}T^2 - 2,83 \times 10^6 \left(\frac{1}{T} \right) \right\}_{298,15}^{573,15}$$

$$= 2279968,026 \text{ kJ/jam}$$

d. Mencari ΔH_{total}

$$\Delta H_{\text{total}} = \Delta H_R + \Delta H_{f25} + \Delta H_p$$

$$= -1912481,918 + (-22693,00) + 2279968,026$$

$$= 344793,11 \text{ kJ/jam}$$

$$\Sigma H_r = \Delta H_{\text{total}} (1) + \Delta H_{\text{total}} (2) + \Delta H_{\text{total}} (3) + \Delta H_{\text{total}} (4) + \Delta H_{\text{total}} (5)$$

$$= -4899313,40 \text{ kJ/jam}$$

Panas Bahan Keluar (ΔH_3)

$$T = 573,15 \text{ K}$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^{-2}$$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
CH ₄	109,97	6,87	1,702	$9,08 \times 10^{-3}$	$-2,16 \times 10^{-6}$	
CO ₂	7083,24	160,98	5,457	$1,045 \times 10^{-3}$		$-1,157 \times 10^5$
CO	785,99	28,07	3,376	$5,57 \times 10^{-4}$		$-3,10 \times 10^3$
H ₂	479,23	239,62	3,470	$1,45 \times 10^{-3}$		$1,21 \times 10^4$
H ₂ S	37,41	1,10	3,376	$5,57 \times 10^{-4}$		$-3,10 \times 10^3$

O ₂	12,90	0,40	3,369	$5,06 \times 10^{-4}$		$-2,27 \times 10^4$
H ₂ O	2425,86	134,77	3,470	$1,45 \times 10^{-3}$		$1,21 \times 10^4$
Σ			2289,14	0,79	$-1,49 \times 10^{-5}$	$-1,42 \times 10^7$

$$\Delta H = R \int C_p dT$$

$$= 8,314 \text{ J/mol.K} \int_{298}^{573,15} A + BT + CT^2 + DT^{-2} dT$$

$$= 8,314 \int_{298}^{573,15} 2289,14 + 0,79T + (-1,49 \times 10^{-5})T^3 + (-1,42 \times 10^7)T^{-2} dT$$

$$= 8,314 \left\{ 2289,14T + \frac{0,79}{2}T^2 - \frac{1,49 \times 10^{-5}}{3}T^3 + 1,42 \times 10^7 \left(\frac{1}{T} \right) \right\}_{298}^{573,15}$$

$$= 5826954,528 \text{ kJ/jam}$$

- Batu bara

$$\Delta H = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta H = 717,35 \text{ kg/jam} \times 0,26 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C} \times (300-25)^\circ\text{C}$$

$$\Delta H = 55953,3 \text{ kkal/jam}$$

$$= 234108,61 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_3 = 5826954,528 + 234108,61$$

$$= 6061063,13 \text{ kJ/jam}$$

Panas Steam (ΔH_{steam})

Steam yang digunakan adalah steam saturated dengan temperatur sebesar 300°C.

Enthalphi steam = 2751 kJ/kg, Maka:

$$\Delta H_{\text{steam}} = \text{massa steam} \times \text{Enthalphi steam}$$

$$= 6285,61 \text{ kg/jam} \times 2751 \text{ kJ/kg}$$

$$= 17291713,11 \text{ kJ/jam}$$

Panas Pendingin (Q pendingin)

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

Asumsi $Q_{\text{loss}} = 5\%$ dari panas steam

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_{\text{steam}} = \Delta H_3 + \Sigma H_r + 0,05 \times (\Delta H_{\text{steam}}) + Q_{\text{pendingin}}$$

$$Q_{\text{pendingin}} = 31526,66 + 39669,81 + (0,05 \times 17291713,11)$$

$$- 6061063,13 - (-4899313,40)$$

$$Q_{\text{pendingin}} = 15336574,19 \text{ kJ/jam}$$

= 14545999,14 btu/jam

Maka air yang dibutuhkan :

Q = Massa × Cp × ΔT

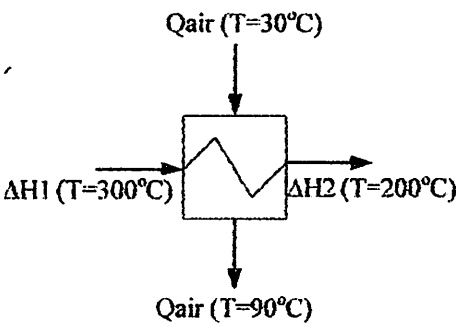
Massa = $\frac{H}{Cp \times \Delta T}$
= $\frac{14545999,19 \text{ btu/jam}}{1 \text{ btu/lb.}^\circ F \times (178 - 86)F}$
= 158108,69 lb/jam
= 71716,89 kg/jam

Neraca Panas Pada Reaktor Gasifikasi

Masuk		Keluar	
Δ H1	31526,66	Δ H3	6061063,13
Δ H2	39669,81	Q loss	864585,66
Δ H steam	17291713,11	Σ Hr	-4899313,40
		Q pendingin	15336574,19
Jumlah	17362909,58	Jumlah	17362909,58

2. Cooler I (E-121)

Fungsi: Mendinginkan gas keluar dari reaktor sebelum masuk ke scrubber



Neraca Panas pada Cooler 1 :

Δ H1 = Δ H2 + Q air + Q loss

Dimana:

- Δ H1 = panas yang terkandung dalam bahan masuk
- Δ H2 = panas yang terkandung dalam bahan keluar
- Q pendingin = panas air pendingin keluar
- Q loss = panas yang hilang

Panas yang terkandung dalam bahan masuk (Δ H1)

T = 300 °C = 573,15 K

Cp = A + BT + CT² + DT⁻²

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	Δ T (oC)	Δ H1 (kkal/jam)
Batu bara	717,35	0,26	275	55953,30
Total (kJ)				234108,61

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
CH ₄	109,97	6,855	1,702	9,08×10 ⁻³	-2,16×10 ⁻⁶	
CO ₂	7083,24	160,947	5,457	1,045×10 ⁻³		-1,157×10 ⁵
CO	785,99	28,061	3,376	5,57×10 ⁻⁴		-3,10×10 ³
H ₂	479,23	237,737	3,470	1,45×10 ⁻³		1,21×10 ⁴
H ₂ S	37,41	1,098	3,376	5,57×10 ⁻⁴		-3,10×10 ³
O ₂	12,9	0,403	3,369	5,06×10 ⁻⁴		-2,27×10 ⁴
H ₂ O	2425,86	134,656	3,470	1,45×10 ⁻³		1,21×10 ⁴
Σ			2281,96	0,787	-1,48×10 ⁻⁵	-1,42×10 ⁷

Δ H1 = R ∫ Cp dT

= 8,314 J/mol.K ∫₂₉₈^{573,15} A + BT + CT² + DT⁻² dT

= 8,314 ∫_{298,15}^{573,15} 2281,96 + 0,787T + (-1,48×10⁻⁵)T² + (-1,42×10⁷)T⁻² dT

= 8,314 { 2281,96T + $\frac{0,787}{2}T^2 + \frac{1,48 \times 10^{-5}}{3}T^3 + 1,42 \times 10^7 \left(\frac{1}{T}\right) \}$ _{298,15}^{573,15}

= 6018851,586 kJ/jam

Panas Bahan Keluar (Δ H2)

T = 200 °C = 473,15 K

Cp = A + BT + CT² + DT⁻²

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	Δ T (oC)	Δ H1 (kkal/jam)
Batu bara	717,35	0,26	175	32639,43
Total (kJ)				136563,35

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
CH ₄	109,97	6,85	1,702	$9,08 \times 10^{-3}$	$-2,16 \times 10^{-6}$	
CO ₂	7083,24	160,95	5,457	$1,045 \times 10^{-3}$		$-1,157 \times 10^5$
CO	785,99	28,06	3,376	$5,57 \times 10^{-4}$		$-3,10 \times 10^3$
H ₂	479,23	237,74	3,470	$1,45 \times 10^{-3}$		$1,21 \times 10^4$
H ₂ S	37,41	1,10	3,376	$5,57 \times 10^{-4}$		$-3,10 \times 10^3$
O ₂	12,90	0,40	3,369	$5,06 \times 10^{-4}$		$-2,27 \times 10^4$
H ₂ O	2425,86	134,66	3,470	$1,45 \times 10^{-3}$		$1,21 \times 10^4$
Σ			2281,96	0,787	$-1,48 \times 10^{-5}$	$-1,42 \times 10^7$

$$\Delta H_2 = R \int C_p dT$$

$$= 8,314 \text{ J/mol.K} \int_{298}^{473,15} A + BT + CT^2 + DT^{-2} dT$$

$$= 8,314 \int_{298,15}^{473,15} 2281,96 + 0,787T + (-1,48 \times 10^{-5})T^2 + (-1,42 \times 10^7)T^{-2} dT$$

$$= 8,314 \left\{ 2281,96T + \frac{0,787}{2}T^2 + \frac{1,48 \times 10^{-5}}{3}T^3 + 1,42 \times 10^7 \left(\frac{1}{T} \right) \right\}_{298,15}^{473,15}$$

$$= 3748324,045 \text{ kJ/jam}$$

Asumsi Q loss = 5% dari panas masuk

$$Q \text{ loss} = 5\% \times 6018851,586$$

$$= 300942,579 \text{ kJ/jam}$$

Panas Air pendingin (Q air)

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

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

$$= 6018851,586 - (3748324,045 + 300942,579)$$

$$= 1969584,962 \text{ kJ/jam}$$

Air pendingin yang digunakan adalah air dengan temperatur sebesar 30 °C.

$$C_p \text{ air} = 4,181 \text{ kJ/kg}$$

Maka :

$$Q = m \times C_p \times \Delta T$$

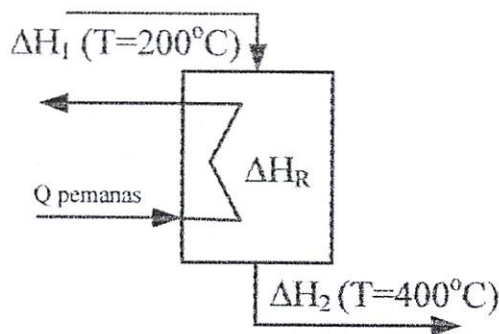
$$\begin{aligned} \text{Massa air pendingin} &= \frac{Q}{C_p \times \Delta T} \\ &= \frac{1969584,96}{4,181 \times (90 - 30)} \\ &= 7851,3312 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca Panas pada Cooler I

Masuk		Keluar	
ΔH_1	6018851,586	ΔH_2	3748324,045
		Q air	1969584,962
		Q loss	300942,579
Jumlah	6018851,586	Jumlah	6018851,586

3. Steam Methane Reformer (R-120)

Fungsi: Mengurangi kandungan metana (CH_4) didalam campuran gas



Neraca Panas pada Steam Methane Reformer

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

Dimana:

ΔH_1 = panas yang terkandung dalam bahan masuk

ΔH_2 = panas yang terkandung dalam bahan keluar

$\sum H_r$ = panas reaksi

Q_{pemanas} = panas pemanas

$Q \text{ loss}$ = panas yang hilang

Panas yang terkandung dalam bahan masuk (ΔH_1)

$$T = 200\text{ }^{\circ}\text{C} = 473,15\text{ K}$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^{-2}$$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
CH ₄	109,97	6,85	1,702	$9,08 \times 10^{-3}$	$-2,16 \times 10^{-6}$	
CO ₂	7083,24	160,95	5,457	$1,045 \times 10^{-3}$		$-1,157 \times 10^5$
CO	785,99	28,06	3,376	$5,57 \times 10^{-4}$		$-3,10 \times 10^3$
H ₂	479,23	237,74	3,470	$1,45 \times 10^{-3}$		$1,21 \times 10^4$
H ₂ S	37,41	1,10	3,376	$5,57 \times 10^{-4}$		$-3,10 \times 10^3$
O ₂	12,90	0,40	3,369	$5,06 \times 10^{-4}$		$-2,27 \times 10^4$
H ₂ O	2425,86	134,66	3,470	$1,45 \times 10^{-3}$		$1,21 \times 10^4$
Σ			2289,96	0,79	$-1,49 \times 10^{-5}$	$-1,42 \times 10^7$

$$\Delta H_1 = R \int C_p dT$$

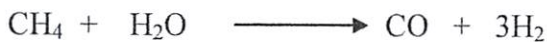
$$= 8,314\text{ J/mol.K} \int_{298}^{473,15} A + BT + CT^2 + DT^{-2} dT$$

$$= 8,314 \int_{298,15}^{473,15} 2289,96 + 0,79T + (-1,48 \times 10^{-5})T^2 + (-1,49 \times 10^7)T^{-2} dT$$

$$= 8,314 \left\{ 2281,96T + \frac{0,79}{2}T^2 + \frac{1,48 \times 10^{-5}}{3}T^3 + 1,42910^7 \left(\frac{1}{T} \right) \right\}_{298,15}^{473,15}$$

$$= 3627092,567\text{ kJ/jam}$$

Panas Reaksi



c. Mencari Panas Standart (ΔH_{f25})

	Reaktan		Produk	
	CH ₄	H ₂ O	CO	3H ₂
$\Delta H_{298}\text{ (J)}$	-74520	-241818	-110525	0
$\Delta H_{f298}\text{ (kJ/mol)}$	52737523,12			

Mencari Panas Reaktan (ΔH_R)

$$T = 673,15 \text{ K}$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^{-2}$$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
CH ₄	109,97	6,87	1,702	9,08E-03	-2,16E-06	
H ₂ O	2425,86	134,66	3,470	1,45E-03		1,21E+04
		Σ	478,96	2,58E-01	1,95E-01	1,63E+06

$$\Delta H_R = R \int C_{p \text{ reaktan}} dT$$

$$= 8,314 \text{ J/mol.K} \int_{1073,15}^{298} A + BT + CT^2 + DT^{-2} dT$$

$$= 856359,701 \text{ kJ/jam}$$

Mencari Panas Produk (ΔH_P)

$$T = 673,15 \text{ K}$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^{-2}$$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
CH ₄	11,07	0,69	1,702	9,08E-03	-2,16E-06	
H ₂ O	2425,86	134,77	3,470	1,45E-03		1,21E+04
CO	958,80	34,23	3,376	5,57E-04		-3,10E+03
H ₂	516,53	256,24	3,470	1,45E-03		1,21E+04
		Σ	1480,61	5,95E-01	-1,50E-06	4,65E+06

$$\Delta H_P = R \int C_{p \text{ produk}} dT$$

$$= 8,314 \text{ J/mol.K} \int_{298}^{673,15} A + BT + CT^2 + DT^{-2} dT$$

$$= 2537974,86 \text{ kJ/jam}$$

d. Mencari ΔH_{total}

$$\Delta H_{\text{total}} = \Delta H_R + \Delta H_{f25} + \Delta H_P$$

$$= 856359,701 + (52737523,12) + 2537974,86$$

$$= 56131857,68 \text{ kJ/jam}$$

Panas Bahan Keluar (Δ H2)

T = 400 °C = 673,15 K

Cp = A + BT + CT² + DT⁻²

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
CH ₄	11,00	0,69	1,702	9,08E-03	-2,16E-06	
CO ₂	7083,24	44,01	5,457	1,045E-03		-1,157E+05
CO	958,79	34,23	3,376	5,57E-04		-3,10E+03
H ₂	516,54	256,25	3,470	1,45E-03		1,21E+04
H ₂ S	37,41	1,10	3,376	5,57E-04		-3,10E+03
O ₂	12,90	0,40	3,369	5,06E-04		-2,27E+04
H ₂ O	2314,72	128,49	3,470	1,45E-03		1,21E+04
Σ			1696,97	6,30E-01	-1,48E-06	-5,55E+05

Δ H2 = R ∫ Cp dT

= 8,314 J/mol.K ∫₂₉₈^{473,15} A + BT + CT² + DT⁻² dT

= 6237157,67 kJ/jam

Neraca Panas pada Steam Methane Reformer

ΔH₁ + Q pemanas = ΔH₂ + ΣHr + Q loss

Asumsi Q loss = 5% dari panas bahan masuk

ΔH₁ + Q pemanas = ΔH₂ + ΣHr + Q loss

Q pemanas = ΔH₂ + ΣHr - ΔH₁ / 0,95

= $\frac{6237157,67+56131857,68-3627092,57}{0,95}$

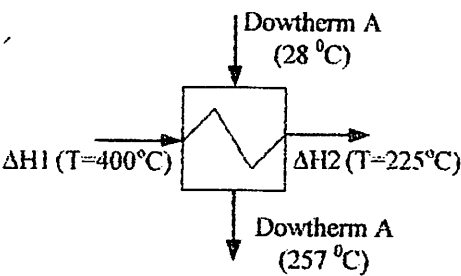
= 61833602,93

Neraca Panas pada Steam Methane Reformer

Masuk		Keluar	
Δ H1	3627092,57	Δ H2	6237157,67
Q pemanas	61833602,93	Q loss	3091680,15
		Σ Hr	56131857,68
Jumlah	65460695,49	Jumlah	65460695,49

4. Cooler II (E-131)

Fungsi: mendinginkan gas keluar dari Steam Methane Reformer sebelum masuk ke desulfurizer.



Neraca Panas pada Cooler II :

$\Delta H1 = \Delta H2 + Q\text{ air} + Q\text{ loss}$

Dimana:

- $\Delta H1$ = panas yang terkandung dalam bahan masuk
- $\Delta H2$ = panas yang terkandung dalam bahan keluar
- $Q\text{ pendingin}$ = panas air pendingin keluar
- $Q\text{ loss}$ = panas yang hilang

Panas yang terkandung dalam bahan masuk ($\Delta H1$)

$T = 400\text{ }^{\circ}\text{C} = 673,15\text{ K}$

$Cp = A + BT + CT^2 + DT^{-2}$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
CH ₄	10,997	0,685	1,702	$9,08\times10^{-3}$	$-2,16\times10^{-6}$	
CO ₂	7083,24	160,947	5,457	$1,045\times10^{-3}$		$-1,157\times10^5$
CO	958,79	34,230	3,376	$5,57\times10^{-4}$		$-3,10\times10^3$
H ₂	516,54	256,246	3,470	$1,45\times10^{-3}$		$1,21\times10^4$
H ₂ S	37,41	1,098	3,376	$5,57\times10^{-4}$		$-3,10\times10^3$
O ₂	12,9	0,403	3,369	$5,06\times10^{-4}$		$-2,27\times10^4$
H ₂ O	2314,72	128,487	3,470	$1,45\times10^{-3}$		$1,21\times10^4$
Σ			2335,10	0,752	$-1,48\times10^{-5}$	$-1,41\times10^7$

$$\Delta H_1 = R \int C_p dT$$

$$= 8,314 \text{ J/mol.K} \int_{298}^{673,15} A + BT + CT^2 + DT^{-2} dT$$

$$= 8199182,984 \text{ kJ/jam}$$

Panas Bahan Keluar (ΔH_2)

$$T = 225^\circ\text{C} = 498,15 \text{ K}$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^{-2}$$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
CH ₄	10,997	0,69	1,702	$9,08 \times 10^{-3}$	$-2,16 \times 10^{-6}$	
CO ₂	7083,24	160,95	5,457	$1,045 \times 10^{-3}$		$-1,157 \times 10^5$
CO	958,79	34,23	3,376	$5,57 \times 10^{-4}$		$-3,10 \times 10^3$
H ₂	516,54	256,25	3,470	$1,45 \times 10^{-3}$		$1,21 \times 10^4$
H ₂ S	37,41	1,10	3,376	$5,57 \times 10^{-4}$		$-3,10 \times 10^3$
O ₂	12,90	0,40	3,369	$5,06 \times 10^{-4}$		$-2,27 \times 10^4$
H ₂ O	2314,72	128,49	3,470	$1,45 \times 10^{-3}$		$1,21 \times 10^4$
Σ			2335,10	0,752	$-1,48 \times 10^{-5}$	$-1,41 \times 10^7$

$$\Delta H_2 = R \int C_p dT$$

$$= 8,314 \text{ J/mol.K} \int_{298}^{498,15} A + BT + CT^2 + DT^{-2} dT$$

$$= 4225672,98 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Panas pada Cooler II

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

Asumsi Q loss = 5% dari panas masuk

$$= 0,05 \times 8199182,984$$

$$= 409959,149 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{pendingin}} (Q_c) = \Delta H_1 - (\Delta H_2 + Q_{\text{loss}})$$

$$= 8199182,984 - (4225672,98 + 409959,149)$$

$$= 3563550,86 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung Kebutuhan Dowtherm A

Dowtherm A masuk = 28⁰C = 301,15 K
Dowtherm A keluar = 257⁰C = 530,15 K
Suhu referensi = 25⁰C = 298,15 K
Cp pada suhu 15⁰C = 1,595 kJ/kg.K
Cp pada suhu 257⁰C = 2,236 kJ/kg.K

Qc = ΔH Dowtherm A keluar - ΔH Dowtherm A masuk

ΔH Dowtherm A masuk = m × cp × ΔT
= m × 1,595 × 3
= m × 4,785

ΔH Dowtherm A keluar = m × cp × ΔT
= m × 2,2366 × 232
= m × 518,891

Qc = ΔH Dowtherm A keluar - ΔH Dowtherm A masuk

3563550,86 = (m × 518,891) – (m × 4,785)
= 514,1062 m

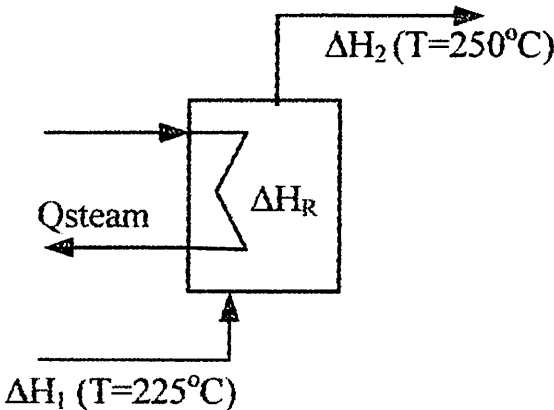
M = $\frac{3563550,86}{514,1062}$
= 1781,7664 kg/jam

Neraca Panas pada Cooler II

Masuk		Keluar	
ΔH1	8199182,984	Δ H2	4225672,98
		Qc	3563550,855
		Q loss	409959,1492
Jumlah	8199182,984	Jumlah	8199182,984

5. Shift Converter (R-140)

Fungsi: Mengkonversi gas CO menjadi CO₂ dalam gas



Neraca Panas pada Shif Converter :

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

Dimana:

- ΔH_1 = panas yang terkandung dalam bahan masuk
- ΔH_2 = panas yang terkandung dalam bahan keluar
- ΣH_r = panas reaksi
- H_{steam} = panas steam
- Q_{loss} = panas yang hilang

Panas yang terkandung dalam bahan masuk (ΔH_1)

$T = 225\text{ }^{\circ}\text{C} = 498,15\text{ K}$

$C_p = A + BT + CT^2 + DT^2$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
CH ₄	10,997	0,69	1,702	$9,08 \times 10^{-3}$	$-2,16 \times 10^{-6}$	
CO ₂	7083,24	160,98	5,457	$1,045 \times 10^{-3}$		$-1,157 \times 10^3$
CO	958,79	34,24	3,376	$5,57 \times 10^{-4}$		$-3,10 \times 10^3$
H ₂	516,54	258,27	3,470	$1,45 \times 10^{-3}$		$1,21 \times 10^4$
H ₂ S	0,75	0,02	3,376	$5,57 \times 10^{-4}$		$-3,10 \times 10^3$
O ₂	12,90	0,40	3,369	$5,06 \times 10^{-4}$		$-2,27 \times 10^4$
H ₂ O	2334,10	129,67	3,470	$1,45 \times 10^{-3}$		$1,21 \times 10^4$
Σ			2342,847	0,756	$-1,49 \times 10^{-5}$	$-1,40 \times 10^7$

$$\Delta H_1 = R \int C_p dT$$

$$= 8,314 \text{ J/mol.K} \int_{298}^{498,15} A + BT + CT^2 + DT^{-2} dT$$

$$= 4241714,905 \text{ kJ/jam}$$

Panas Reaksi (ΣH_r)

Reaksi :



a. Mencari Panas Standart (ΔH_{f25})

$$\Delta H_f \text{ CO} = -110525 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{O} = -241818 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ CO}_2 = -393509 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2 = 0 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_{f25} = \Sigma \Delta H_f \text{ produk} - \Sigma \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= ((-393509 \times 33,5) + 0) - ((-110525 \times 33,5) + (-241818 \times 33,5))$$

$$= -1381119,30 \text{ kJ/jam}$$

b. Mencari Panas Reaktan (ΔH_R)

$$T = 498,15 \text{ K}$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^{-2}$$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
CO	958,79	34,23	3,376	$5,57 \times 10^{-4}$		$-3,10 \times 10^3$
H ₂ O	2334,10	129,56	3,470	$1,45 \times 10^{-3}$		$1,21 \times 10^4$
Σ			565,14	0,207		$1,46 \times 10^6$

$$\Delta H_R = R \int C_{p \text{ reaktan}} dT$$

$$= 8,314 \text{ J/mol.K} \int_{298}^{498,15} A + BT + CT^2 + DT^{-2} dT$$

$$= 8,314 \int_{298}^{463,15} 565,14 + 0,207T + (1,46 \times 10^6)T^{-2} dT$$

$$= 1093883,02 \text{ kJ/jam}$$

c. Mencari Panas Produk (ΔH_p)

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
CO	19,05	0,68	3,376	$5,57 \times 10^{-4}$		$-3,10 \times 10^3$
H ₂ O	1729,82	96,02	3,470	$1,45 \times 10^{-3}$		$1,21 \times 10^4$
CO ₂	1474,33	33,50	5,457	$1,045 \times 10^{-3}$		$-1,157 \times 10^5$
H ₂	67,53	33,50	3,249	$4,22 \times 10^{-4}$		$8,30 \times 10^3$
Σ			627,57	0,189		$-2,44 \times 10^6$

$$\Delta H_p = R \int C_p \text{ produk } dT$$

$$= 8,314 \text{ J/mol.K} \int_{298}^{498,15} A + BT + CT^2 + DT^{-2} dT$$

$$= 8,314 \int_{298}^{463,15} 627,14 + 0,189T + (-2,44 \times 10^6)T^{-2} dT$$

$$= 1290531,88 \text{ kJ/jam}$$

d. Mencari ΣH_r

$$\Sigma H_r = \Delta H_R + \Delta H_{f25} + \Delta H_p$$

$$= 1093883,02 + (-1381119,30) + 1290531,88$$

$$= 1003295,60 \text{ kJ/jam}$$

Panas Bahan Keluar (ΔH_2)

$$T = 250^\circ\text{C} = 523,15 \text{ K}$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^{-2}$$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
CH ₄	10,997	0,69	1,702	$9,08 \times 10^{-3}$	$-2,16 \times 10^{-6}$	
CO ₂	8559,56	44,01	5,457	$1,045 \times 10^{-3}$		$-1,157 \times 10^5$
CO	19,18	0,68	3,376	$5,57 \times 10^{-4}$		$-3,10 \times 10^3$
H ₂	584,16	289,79	3,470	$1,45 \times 10^{-3}$		$1,21 \times 10^4$
H ₂ S	0,75	0,02	3,376	$5,57 \times 10^{-4}$		$-3,10 \times 10^3$
O ₂	12,90	0,40	3,369	$5,06 \times 10^{-4}$		$-2,27 \times 10^4$
H ₂ O	1729,78	96,02	3,470	$1,45 \times 10^{-3}$		$1,21 \times 10^4$
Σ			1583,83	0,612	$-1,48 \times 10^{-5}$	$-4,35 \times 10^5$

$$\Delta H_2 = R \int C_p dT$$
$$= 8,314 \text{ J/mol.K} \int_{298}^{523,15} A + BT + CT^2 + DT^{-2} dT$$
$$= 8,314 \int_{298}^{523,15} 1583,83 + 0,612T + (-1,48 \times 10^{-5})T^2 + (-4,35 \times 10^5)T^{-2} dT$$
$$= 3429595,485 \text{ kJ/jam}$$

Panas Steam (Q steam)

Neraca panas dari shift converter

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

Asumsi Q loss = 5% dari panas bahan masuk

$$Q_{\text{steam}} = \Delta H_2 + \Delta H_r + Q_{\text{loss}} - \Delta H_1$$
$$= 403261,93 \text{ kJ/jam}$$

Steam yang digunakan adalah steam saturated dengan temperatur 300 °C.

Enthalpi steam = 2751 kJ/kg

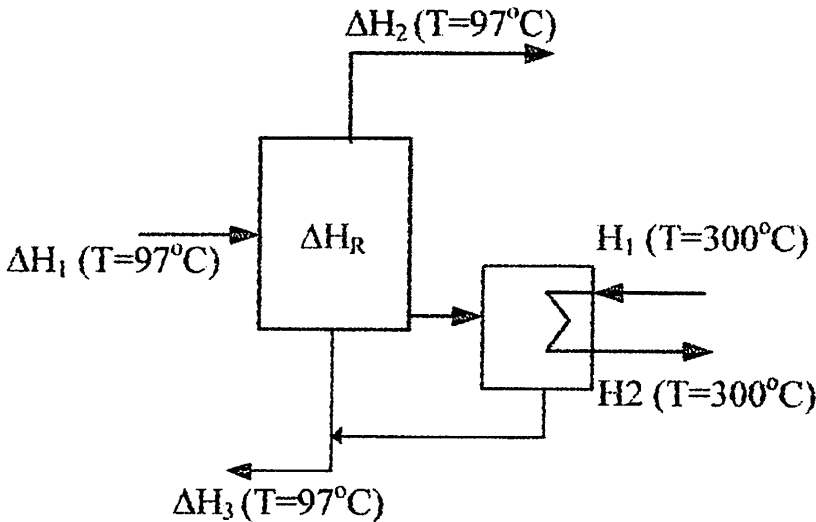
$$Q_{\text{steam}} = \text{massa steam} \times \text{Enthalpi steam}$$

$$\text{massa steam} = \frac{Q_{\text{steam}}}{\text{Enthalpi steam}}$$
$$= \frac{403261,93}{2751}$$
$$= 146,59 \text{ kg/jam}$$

Neraca panas pada shift converter

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH1	4241714,90	ΔH2	3429595,49
Q steam	403261,93	ΔHr	1003295,60
		Q loss	212085,75
Jumlah	4644976,83	Jumlah	4644976,83

6. Stripper (D-156)



neraca panas pada shift converter

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

Dimana :

- ΔH_1 = panas yang terkandung dalam bahan masuk
- ΔH_2 = panas yang terkandung dalam bahan keluar
- H_1 = panas steam masuk
- H_2 = panas steam keluar
- $Q \text{ loss}$ = panas yang hilang

Panas Bahan Masuk (ΔH_1)

$$T = 97^\circ\text{C}$$

Tabel 3.3.1. Tabel perhitungan panas bahan masuk

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	Δ T (°C)	Δ H1 (kkal/jam)
HOCH ₂ CH ₂ NH	2385,16	0,98	72	133950,59
H ₂ O	19622,73	1		1412836,56
HOCH ₂ CH ₂ NH ₂ CO ₃	35808,60	0,76		1959446,59
Total				3506233,74

$$\Delta H_1 = 3506233,74 \text{ kkal/jam}$$

$$= 14670081,96 \text{ kJ/jam}$$

Panas Bahan Keluar (Δ H2)

T = 97 °C

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	Δ T (°C)	Δ H1 (kkal/jam)
HOCH ₂ CH ₂ NH	1306,75	0,98	72	92204,28
H ₂ O	1156,26	1		83250,72
CO ₂	8556,23	0,53		326505,74
Total				501960,74

Δ H2 = 501960,74 kkal/jam
= 2100203,72 kJ/jam

Panas Bahan Keluar (Δ H2)

T = 97 °C

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	Δ T (°C)	Δ H1 (kkal/jam)
HOCH ₂ CH ₂ NH	24828,33	0,98	72	1751886,96
H ₂ O	21986,92	1		1583058,24
Total				3334945,20

Δ H3 = 3334945,20 kkal/jam
= 13953410,74 kJ/jam

neraca panas pada shift converter

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

Panas Steam (Q)

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

Asumsi Q loss = 5% dari panas steam

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + \Delta H_3 + (0,05 \times Q)$$
$$0,95 \times Q = \Delta H_2 + \Delta H_3 - \Delta H_1$$
$$Q = 1456350,002 \text{ kJ/jam}$$

Steam yang digunakan adalah steam saturated dengan temperatur sebesar 300 °C.

Enthalphi steam = 2751 kJ/kg

Maka :

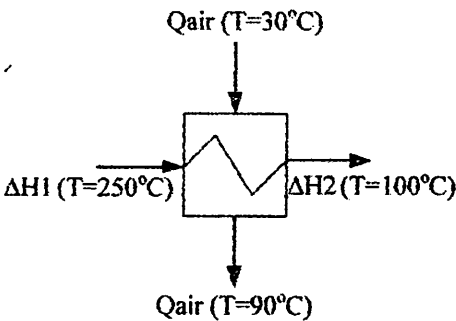
$$Q = \text{massa steam} \times \text{Enthalpi steam}$$
$$\text{Massa steam} = \frac{Q}{\text{Enthalpi steam}}$$
$$= \frac{1456350,00}{2751}$$
$$= 529,39 \text{ kg/jam}$$

Neraca Panas pada Stripper

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	14670081,96	ΔH_2	2100203,72
Q steam	1456350,00	Q loss	72817,50
		ΔH_3	13953410,74
Jumlah	16126431,95	Jumlah	16126431,95

7. Cooler III (E-154)

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



Persamaan neraca panas pada cooler I

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

Dimana:

- ΔH_1 = panas yang terkandung dalam bahan masuk
- ΔH_2 = panas yang terkandung dalam bahan keluar
- Q pendingin = panas air pendingin keluar
- Q loss = panas yang hilang

Panas yang terkandung dalam bahan masuk (ΔH_1)

$$T = 250 \text{ }^\circ\text{C} = 523,15 \text{ K}$$
$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^{-2}$$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
CH ₄	10,997	0,685	1,702	$9,08 \times 10^{-3}$	$-2,16 \times 10^{-6}$	
CO ₂	8559,56	194,492	5,457	$1,045 \times 10^{-3}$		$-1,157 \times 10^5$
CO	19,18	0,685	3,376	$5,57 \times 10^{-4}$		$-3,10 \times 10^3$
H ₂	584,16	289,791	3,470	$1,45 \times 10^{-3}$		$1,21 \times 10^4$
H ₂ S	0,75	0,022	3,376	$5,57 \times 10^{-4}$		$-3,10 \times 10^3$
O ₂	12,9	0,403	3,369	$5,06 \times 10^{-4}$		$-2,27 \times 10^4$
H ₂ O	1729,78	96,018	3,470	$1,45 \times 10^{-3}$		$1,21 \times 10^4$
Σ			2405,01	0,769	$-1,48 \times 10^{-5}$	$-1,78 \times 10^7$

$$\Delta H_1 = R \int C_p dT$$

$$= 8,314 \text{ J/mol.K} \int_{298}^{523,15} A + BT + CT^2 + DT^{-2} dT$$

$$= 8,314 \int_{298,15}^{463,15} 2405,01 + 0,796T + (-1,48 \times 10^{-5})T^2 + (-1,78 \times 10^7)T^{-2} dT$$

$$= 4875533,516 \text{ kJ/jam}$$

Panas Bahan Keluar (ΔH_2)

$$T = 100^\circ\text{C} = 373,15 \text{ K}$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^{-2}$$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	A	B	C	D
CH ₄	10,997	0,69	1,702	$9,08 \times 10^{-3}$	$-2,16 \times 10^{-6}$	
CO ₂	8559,56	194,49	5,457	$1,045 \times 10^{-3}$		$-1,157 \times 10^5$
CO	19,18	0,68	3,376	$5,57 \times 10^{-4}$		$-3,10 \times 10^3$
H ₂	584,16	289,79	3,470	$1,45 \times 10^{-3}$		$1,21 \times 10^4$
H ₂ S	0,75	0,02	3,376	$5,57 \times 10^{-4}$		$-3,10 \times 10^3$
O ₂	12,90	0,40	3,369	$5,06 \times 10^{-4}$		$-2,27 \times 10^4$
H ₂ O	1729,78	96,02	3,470	$1,45 \times 10^{-3}$		$1,21 \times 10^4$
Σ			2405,01	0,769	$-1,48 \times 10^{-5}$	$-1,78 \times 10^7$

$$\begin{aligned} \Delta H_1 &= R \int C_p dT \\ &= 8,314 \text{ J/mol.K} \int_{298}^{373,15} A + BT + CT^2 + DT^{-2} dT \\ &= 8,314 \int_{298,15}^{373,15} 2188,20 + 0,75T + (-1,39 \times 10^{-5})T^2 + (-1,61 \times 10^7)T^{-2} dT \\ &= 1563603,293 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Asumsi Q loss = 5% dari panas masuk

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% \times 4875533,516 \\ &= 243776,6758 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Panas Air pendingin (Q air)

$$\begin{aligned} \Delta H_1 &= \Delta H_2 + Q_{\text{air}} + Q_{\text{loss}} \\ Q_{\text{air}} &= \Delta H_1 - \Delta H_2 + Q_{\text{loss}} \\ &= 4875533,516 - (1563603,293 + 243776,675) \\ &= 3068153,547 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Air pendingin yang digunakan adalah air dengan temperatur sebesar 30 °C.

$$C_p \text{ air} = 4,181 \text{ kJ/kg}$$

Maka :

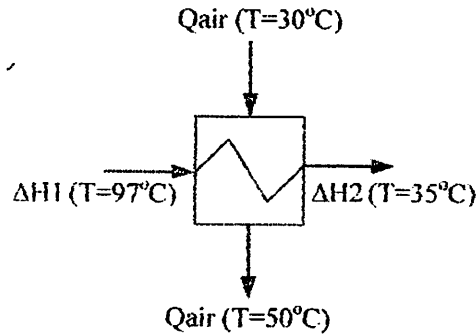
$$\begin{aligned} Q &= m \times C_p \times \Delta T \\ \text{Massa air pendingin} &= \frac{Q}{C_p \times \Delta T} \\ &= \frac{3068153,547}{4,181 \times (90 - 30)} \\ &= 12230,5411 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca panas pada Cooler III

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	4875533,516	ΔH_2	1563603,293
		Q air	3068153,547
		Q loss	243776,6758
Jumlah	4875533,516	Jumlah	4875533,516

8. Cooler IV (E-163)

Fungsi : mendinginkan gas keluar stripper untuk di recycle menuju absorber



Dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung dalam bahan masuk

ΔH_2 = panas yang terkandung dalam bahan keluar

Q pendingin = panas air pendingin keluar

Q loss = panas yang hilang

Panas Bahan Masuk (ΔH_1)

$$T = 97^\circ\text{C}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	kmol/jam	Cp (kkal/kg.°C)	Δ T (°C)	Δ H1 (kkal/jam)
OCH ₂ CH ₂ NH	24828,33	406,488	0,98	72	28681,84
H ₂ O	21986,92	1220,81	1		87898,85
Total					116580,69

$$\Delta H_1 = 116580,69 \text{ kkal/jam}$$

$$= 487773,61 \text{ kJ/jam}$$

Panas Bahan Keluar (ΔH_2)

$$T = 35^\circ\text{C}$$

omponen	Massa (kg/jam)	kmol/jam	Cp (kkal/kg.°C)	Δ T (°C)	Δ H1 (kkal/jam)
2NH	24828,33	406,4887033	0,98	5	3983,59
2O	21986,92	1220,817324	1		12208,17
Total					16191,76

$$\Delta H_2 = 16191,76 \text{ kkal/jam}$$

$$= 67746,33 \text{ kJ/jam}$$

Asumsi Q loss = 5% dari panas masuk

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% \times 487773,61 \\ &= 24388,68039 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Panas Air pendingin (Q air)

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

Asumsi Q loss = 5% dari panas masuk

$$\begin{aligned} Q_{\text{air}} &= \Delta H_1 - \Delta H_2 + Q_{\text{loss}} \\ &= 487773,61 - (67746,33 + 24388,68039) \\ &= 395638,593 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Air pendingin yang digunakan adalah air dengan temperatur sebesar 30 °C.

$$C_p \text{ air} = 4,181 \text{ kJ/kg}$$

Maka :

$$Q = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\begin{aligned} \text{Massa steam} &= \frac{Q}{C_p \times \Delta T} \\ &= \frac{395638,593}{4,181 \times (50 - 30)} \\ &= 4731,3871 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca Panas pada Cooler IV

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
ΔH_1	487773,61	ΔH_2	67746,33
		Q air	395638,593
		Q loss	24388,680
Jumlah	487773,61	Jumlah	487773,61