

**PRA RANCANGAN PABRIK HIDROGEN  
DARI SYNGAS BATU BARA KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN PABRIK**

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



**Disusun Oleh:**

**Nama : Yudho Sakti P.P      Nama : Bobby Erwin Putra**  
**No. Mahasiswa : 14521184      No.Mahasiswa : 14521200**

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA  
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA  
2018**

## LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK HIDROGEN DARI SYNGAS BATU BARA  
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

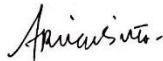


Oleh:

Nama : Yudho Sakti P.P Nama : Bobby Erwin Putra  
No. Mahasiswa : 14521184 No.Mahasiswa : 14521200

Yogyakarta, 13 November 2018

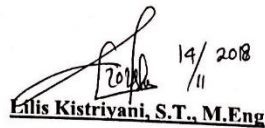
Pembimbing I



Aris Sugih Arto Kholil, Ir., M.M

NIP.865210105

Pembimbing II



14/11/2018

Lilis Kistrivani, S.T., M.Eng

NIP.155210506

# LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

## PRA RANCANGAN PABRIK HIDROGEN DARI SYNGAS BATU BARA KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

### PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Yudho Sakti P.P

No. Mahasiswa : 14521184

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat  
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia  
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 13 November 2018

Tim Penguji

Aris Sugih Arto Kholil, Ir., M.M

Ketua

\_\_\_\_\_  
Anggota I

\_\_\_\_\_  
Anggota II

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia

Dr. Suharno Rusdi

## LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

### PRA RANCANGAN PABRIK HIDROGEN DARI SYNGAS BATU BARA KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

#### PERANCANGAN PABRIK

Oleh:  
Nama : Bobby Erwin Putra  
No. Mahasiswa : 14521200

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat  
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia  
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 17 Desember 2018

Tim Penguji

Aris Sugih Arto Kholil, Ir., M.M  
Ketua

Prof. Ir. Zainus Salimin, M.Si.  
Anggota I

Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc  
Anggota II



*Aris Sugih Arto Kholil*  
*Prof. Ir. Zainus Salimin*  
*Muflih Arisa Adnan*

Mengetahui :  
Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

## LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

### PRA RANCANGAN PABRIK HIDROGEN DARI SYNGAS BATU BARA KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Yudho Sakti P.P      Nama : Bobby Erwin Putra  
No. Mahasiswa : 14521184      No.Mahasiswa : 14521200

Yogyakarta, 13 November 2018

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

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

Td. Tangan



Yudho Sakti P.P  
NIM.14521184

Td. Tangan



Bobby Erwin Putra  
NIM.14521200

## **Kata Pengantar**

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT, yang telah melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya kepada kita semua khususnya kepada kami sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Shalawat serta salam semoga tetap tercurah kepada junjungan kita Nabi besar Muhammad SAW yang telah membawa kita dari zaman jahiliyah ke zaman yang terang benderang dan peka terhadap teknologi seperti sekarang ini.

Tugas Akhir kami yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Hidrogen dari Syngas Batu Bara Kapasitas 20.000 Ton/Tahun” disusun sebagai penerapan teori Teknik Kimia yang kami pelajari selama di bangku perkuliahan dan sebagai salah satu syarat agar bisa mendapatkan gelar Sarjana Teknik Strata 1 (S1) di jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

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

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Inayahnya.
2. Bapak dan Ibu beserta keluarga yang selalu memberikan doa, perhatian, kasih sayang, semangat serta dukungan moril maupun materil.
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

4. Bapak Aris Sugih Arto Kholil, Ir., M.M selaku Dosen Pembimbing I Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
5. Ibu Lilis Kistriyani, S.T., M .Eng, selaku Dosen Pembimbing II Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
6. Bapak Ibu Dosen Teknik Kimia Teknik Kimia yang tidak pernah lelah untuk mendidik dan membimbing kami.
7. Teman–teman seperjuangan Teknik Kimia 2014 yang selalu memberikan dukungan, dorongan dan semangat.
8. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu, dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

Kami menyadari bahwa penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu, kami mengharapkan kritik dan saran yang membangun dari berbagai pihak. Besar harapan kami semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak dan kami selaku penyusun.

Yogyakarta, 13 November 2018

Penyusun

## Daftar Isi

<b>LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....</b>	<b>ii</b>
<b>LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI .....</b>	<b>iii</b>
<b>LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI .....</b>	<b>iv</b>
<b>LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL .....</b>	<b>v</b>
<b>Kata Pengantar .....</b>	<b>vi</b>
<b>Daftar Isi.....</b>	<b>viii</b>
<b>Daftar Tabel .....</b>	<b>xiii</b>
<b>Daftar Gambar .....</b>	<b>xv</b>
<b>Abstrak .....</b>	<b>xvi</b>
<b>Abstract .....</b>	<b>xvii</b>
<b>BAB I PENDAHULUAN .....</b>	<b>1.</b>
1.1 Latar Belakang.....	1
1.1.1 Peluang Mendirikan Pabrik.....	5
1.2 Tinjauan Pustaka.....	7
1.2.1 Gas Sintetis atau Syngas .....	7
1.2.2 Gas Hidrogen .....	7
<b>BAB II PERANCANGAN PRODUK .....</b>	<b>20</b>
2.1 Spesifikasi Produk .....	20
2.1.1 Gas Hidrogen .....	20
2.1.2 Produk Samping .....	21
2.2 Spesifikasi Bahan Baku .....	23



2.2.1 Syngas .....	23
2.2.2 <i>Steam</i> (H <sub>2</sub> O) .....	24
2.3 Spesifikasi Bahan Penunjang.....	24
2.3.1 Nitrogen Cair.....	24
2.3.2 BPL Carbon.....	25
2.4 Pengendalian Kualitas .....	25
2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku .....	25
2.4.2 Pengendalian Proses Produksi.....	26
2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk .....	27
<b>BAB III PERANCANGAN PROSES .....</b>	<b>28</b>
3.1 Uraian Proses .....	28
3.2 Spesifikasi Alat.....	35
3.2.1 Refrigerator .....	35
3.2.2 <i>Water Gas Shift Membrane Reactor</i> .....	37
3.2.3 <i>Separator Drum</i> .....	39
3.2.4 <i>Pressure Swing Adsorber</i> .....	40
3.2.5 Tangki .....	42
3.2.6 Blower .....	43
3.2.7 <i>Compressor</i> .....	44
3.2.8 <i>Expander</i> .....	45
3.2.9 Pompa.....	46
3.2.10 <i>Heater</i> .....	47
3.2.11 <i>Cooler</i> .....	48

3.2.12 <i>Condensor</i> .....	49
3.3 Perencanaan Produksi .....	52
3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku .....	52
3.3.2 Analisis Kebutuhan Alat Proses .....	52
<b>BAB IV PERANCANGAN PABRIK.....</b>	<b>53</b>
4.1 Lokasi Pabrik .....	53
4.1.1 Penyediaan Bahan Baku.....	54
4.1.2 Pemasaran Produk .....	54
4.1.3 Utilitas .....	54
4.1.4 Transportasi .....	55
4.1.5 Tenaga Kerja .....	55
4.1.6 Keadaan Iklim dan Geografis.....	55
4.1.7 Faktor Penunjang .....	56
4.1.8 Faktor Lain-Lain .....	56
4.2 Tata Letak Pabrik.....	58
4.2.1 Daerah Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium .....	58
4.2.2 Daerah Proses dan Ruang Kontrol .....	59
4.2.3 Daerah Pergudangan,Umum, Bengkel dan Garasi.....	59
4.2.4 Daerah Utilitas dan Power Station .....	59
4.3 Tata Letak Alat Proses.....	60
4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk.....	60
4.3.2 Aliran Udara.....	60
4.3.3 Pencahayaan .....	61

4.3.4	Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan.....	61
4.3.5	Pertimbangan Ekonomi .....	61
4.3.6	Jarak Antar Alat Proses .....	61
4.4	Alir Proses dan Material .....	64
4.4.1	Neraca Massa .....	64
4.4.2	Neraca Panas .....	67
4.4.3	Diagram Alir Kualitatif .....	70
4.4.4	Diagram Alir Kuantitatif .....	71
4.5	Perawatan (Maintenance) .....	72
4.6	Pelayanan Teknik (Utilitas) .....	73
4.6.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air .....	74
4.6.2	Unit Pembangkit Steam ( <i>Steam Generation System</i> ).....	83
4.6.3	Unit Pembangkit Listrik ( <i>Power Plant System</i> ) .....	84
4.6.4	Unit Penyedia Udara Instrumen ( <i>Instrument Air System</i> ).....	84
4.6.5	Unit Penyedia Bahan Bakar .....	84
4.6.6	Unit Penyediaan <i>Cold Fluid Refrigerator</i> .....	85
4.6.7	Unit Penyediaan Dowtherm A .....	85
4.7	Organisasi Perusahaan .....	87
4.7.1	Bentuk Perusahaan .....	87
4.7.2	Struktur Organisasi Perusahaan .....	88
4.7.3	Tugas dan Wewenang .....	90
4.7.4	Catatan.....	96
4.8	Evaluasi Ekonomi .....	100

4.8.1 Penaksiran Harga Peralatan.....	102
4.8.2 Dasar Perhitungan .....	104
4.8.3 Perhitungan Biaya .....	105
4.8.4 Analisa Kelayakan .....	107
4.8.5 Hasil Perhitungan .....	111
4.8.6 Analisa Keuntungan .....	118
4.8.7 Hasil Kelayakan Ekonomi.....	119
<b>BAB V KESIMPULAN DAN SARAN .....</b>	<b>122</b>
5.1 Kesimpulan.....	122
5.2 Saran .....	123
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>124</b>
<b>LAMPIRAN A .....</b>	<b>126</b>
<i>WATER GAS SHIFT MEMBRANE REACTOR.....</i>	<i>127</i>
<b>LAMPIRAN B .....</b>	<b>146</b>
<i>Process Engineering Flow Diagram.....</i>	<i>147</i>
<b>LAMPIRAN C .....</b>	<b>148</b>
Kartu Konsultasi Pembimbing .....	149

## Daftar Tabel

Tabel 1.1 Impor Hidrogen .....	4
Tabel 1.2 Hasil Akhir Neraca Massa Gasifikasi Batu Bara .....	12
Tabel 1.3 Proses Pembuatan Hidrogen.....	18
Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan.....	59
Tabel 4.2 Neraca massa Total.....	64
Tabel 4.3 Neraca massa Refrigerator .....	65
Tabel 4.4 Neraca massa <i>Separator Drum-01</i> .....	65
Tabel 4.5 Neraca massa Reaktor .....	66
Tabel 4.6 Neraca massa <i>Separator Drum-02</i> .....	66
Tabel 4.7 Neraca massa <i>Adsorber</i> .....	67
Tabel 4.8 Neraca panas Refrigerator .....	67
Tabel 4.9 Neraca panas <i>Separator Drum-01</i> .....	68
Tabel 4.10 Neraca Panas Reaktor.....	68
Tabel 4.11 Neraca panas <i>Separator Drum-02</i> .....	69
Tabel 4.12 Neraca panas <i>Adsorber</i> .....	69
Tabel 4.13 Kebutuhan Air Pembangkit <i>Steam</i> .....	81
Tabel 4.14 Kebutuhan Air untuk Perkantoran dan Rumah Tangga .....	82
Tabel 4.15 Gaji Karyawan.....	97
Tabel 4.16 Jadwal Kerja Masing-Masing Regu .....	100
Tabel 4.17 Harga Indeks.....	102
Tabel 4.18 Harga Indeks Pada Tahun Perancangan .....	103
Tabel 4.19 <i>Physical Plant Cost (PPC)</i> .....	111

Tabel 4.20 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i> .....	112
Tabel 4.21 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i> .....	112
Tabel 4.22 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i> .....	112
Tabel 4.23 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i> .....	113
Tabel 4.24 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i> .....	114
Tabel 4.25 <i>Total Manufacturing Cost (MC)</i> .....	114
Tabel 4.26 <i>Working Capital (WC)</i> .....	115
Tabel 4.27 <i>General Expense (GE)</i> .....	115
Tabel 4.28 Total Biaya Produksi .....	116
Tabel 4.29 <i>Fixed Cost (FA)</i> .....	116
Tabel 4.30 <i>Variabel Cost (VA)</i> .....	117
Tabel 4.31 <i>Regulated Cost (RA)</i> .....	117

## Daftar Gambar

Gambar 1.1 Data Konsumsi Hidrogen Dunia.....	3
Gambar 1.2 Grafik Kebutuhan Impor Hidrogen .....	4
Gambar 4.1 Layout Pabrik Hidrogen Skala 1:100 .....	62
Gambar 4.2 Tata Letak Alat Proses 1:100 .....	63
Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif .....	70
Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif .....	71
Gambar 4.5 Diagram Alir Utilitas .....	86
Gambar 4.6 Struktur Organisasi Perusahaan.....	89
Gambar 4.7 Grafik Nilai SDP dan BEP .....	121

## Abstrak

Pabrik Hidrogen memberikan prospek yang sangat baik, mengingat kebutuhan Hidrogen di Indonesia yang semakin meningkat. Pabrik hidrogen ini dirancang dengan kapasitas 20.000 ton/tahun dan beroperasi secara kontinyu selama 330 hari/tahun dan 24 jam/hari. Pabrik ini direncanakan akan didirikan di Sangata, Kalimantan Timur, dan mempekerjakan 151 orang karyawan. Pabrik ini membutuhkan 16,08 kg/kg produk *syngas* dan 34,32 kg *steam*/kg produk sebagai bahan baku utama untuk memperoleh produk yang sesuai dengan kapasitas. Pabrik ini juga menghasilkan produk samping seperti CO<sub>2</sub>, (CH<sub>4</sub> dan O<sub>2</sub>) *liquid*, serta campuran gas (CO dan N<sub>2</sub>). Proses yang dilakukan adalah *water gas shift reaction* yang dijalankan pada reaktor membran berupa *fix bed reactor* pada tekanan 6 atm dan suhu 450 °C. *Water Gas Shift Membrane Reactor* yang berfungsi sebagai reaktor sekaligus memurnikan hidrogen dari arus produk lainnya. Hidrogen yang dihasilkan memiliki kemurnian 99,99%. Utilitas yang diperlukan adalah 276,558 kg air/kg produk, listrik sebesar 0,52 kW/kg produk, bahan bakar (solar) sebesar 42,44 kg/kg produk. Sebuah parameter kelayakan pendirian pabrik menggunakan analisis ekonomi dengan modal total investasi sebesar Rp 5.915.029.588.538 terdiri dari Penanaman Modal Tetap sebesar Rp 578.128.834.919 dan Modal Kerja sebesar Rp 738.550.857.143 Total Biaya Rp 5.915.029.588.538 dan Penjualan Tahunan Rp 6.284.611.872.693 sehingga didapatkan keuntungan sebelum pajak Rp 369.582.284.155 dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 277.186.713.116. Sebuah penghitungan parameter setelah pajak adalah persentase *Return On Investment* (ROI) 47,94%, *Pay Out Time* (POT) setelah pajak sebesar 1,78 tahun, *Discounted Cash Flow* (DCF) 45,70%, *Break Event Point* (BEP) 40,18%, sedangkan *Shut Down Point* (SDP) 29,82%. Dari analisis di atas menunjukkan hasil yang memuaskan, sehingga dapat disimpulkan pabrik ini menarik secara ekonomi dan layak untuk dikaji lebih lanjut.

Kata Kunci : Hidrogen, *Syngas*, Reaktor Membran, Reaksi Pergeseran Gas Air



## Abstract

The Hydrogen plant gives very good prospect, considering the requirement of Hydrogen in Indonesia which progressively increase. Preliminary design of hydrogen plant is intended to asses the feasibility of this plant. The hydrogen plant is designed to fulfill 20.000 ton/year of capacity and to be operated continuously 330 days/year and 24 hours/day. This plant will be located in Sangata, East Kalimantan and 151 employs labors. In order to gain the product as the designed capacity, a 16,08 kg/kg product of syngas by coal and 34,32 kg/kg product of steam is required as the main raw material. The plant also produces such as CO<sub>2</sub>, (CH<sub>4</sub> and O<sub>2</sub>) liquid and gas mixture (CO and N<sub>2</sub>). The production of hydrogen based on water gas shift reaction is run at a membrane reactor which takes place in fixed bed reactor at a pressure of 6 atm and a temperature of 450°C. Water Gas Shift Membrane Reactor that serves as the reactor at once purifying hydrogen from the stream of other products. Hydrogen produced has a purity of 99.99%. The Utilities required 276,558 kg of water/kg product, 0,52 kW/kg product of electricity, 42,44 kg/kg product of fuel oil. A parameter of appropriateness used an economic analysis with total capital investment Rp 5.915.029.588.538 consisted of Rp 578.128.834.919 as a Fixed Capital Investment and Rp 738.550.857.143 as a Working Capital. Total Cost Rp 5.915.029.588.538 and Annual Sales Rp 6.284.611.872.693, so that profits can be obtained Rp 369.582.284.155 before taxes and Rp 277.186.713.116 after taxes. The count result of parameter after taxes are percentages of Return On Investment (ROI) 47,94%, Pay Out Time (POT) 1.78 year after taxes, Discounted Cash Flow (DCF) 45,70%, Break Event Point (BEP) 40,18%, while Shut Down Point (SDP) 29,82%. From the analyses above it showed that the result was satisfied so the plant are interesting and appropriate to be built.

Keyword: Hydrogen, Syngas, Membrane Reactor, Water Gas Shift Reaction

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1 Latar Belakang**

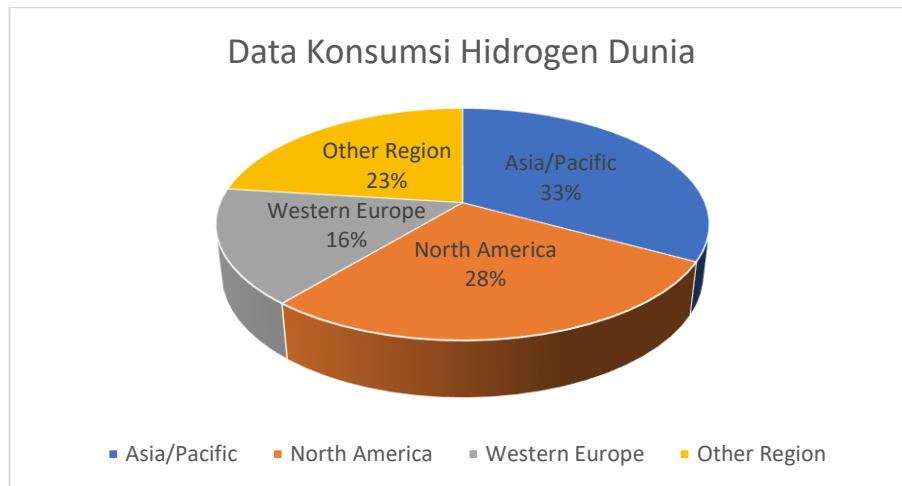
Pada saat ini Indonesia Merupakan salah satu dari negara berkembang yang sedang giat-giatnya melakukan pembangunan dalam berbagai macam bidang, baik mental maupun fisik. Adapun tujuan yang ingin dicapai yaitu mewujudkan masyarakat Indonesia yang adil dan makmur secara merata baik dari segi material maupun spritual.

Krisis energi dan pencemaran lingkungan akhir-akhir ini menjadi isu global. Menurut Analisa dari *International Energy Agency* (IEA) menyatakan peningkatan ekonomi negara-negara berkembang berpadu kebutuhan energi negara-negara industry yang terus beranjak naik 45% dari kebutuhan saat ini. Dengan hal tersebut kita perlu menemukan cara-cara untuk menanggulangi kekurangan energi. Sejalan dengan globalisasi dimana pembangunan bidang industri semakin menguat tanpa melupakan dukungan dari sektor pertanian yang kuat, maka pemerintah republik Indonesia mengundang para investor baik dari dalam maupun luar negeri untuk menanamkan modal di bidang industri dalam usaha mengurangi impor dan memperbesar ekspor. Perkembangan industri di Indonesia, khususnya industri kimia mengalami peningkatan dari tahun ke tahun. Indonesia sebagai salah satu negara yang sedang membangun sudah selayaknya meningkatkan pembangunan dibidang industri. Dengan pembangunan dibidang industri ini diharapkan dapat meningkatkan pertumbuhan ekonomi Indonesia serta membuka lapangan kerja.

Saat ini hidrogen salah satu sebagai unsur penting dalam rangka memenuhi kebutuhan *clean energy* di masa depan. Salah satunya ialah *fuel cell*. Di Indonesia sendiri, pemanfaatan hidrogen sebagai bahan bakar harus dikembangkan untuk memenuhi target pemerintah sebesar 0,21% dalam bauran energi nasional atau setara dengan enam juta barel minyak (SBM).

Berhubungan dengan hal diatas maka dibuatlah suatu pra-rancangan pabrik kimia pembuatan hidrogen. Sebagai Salah satu komoditi yang paling banyak permintaanya adalah hidrogen. Ada juga komoditi-komoditi lain yang masih diimpor yang merupakan produk dari proses Hidrogenisasi. Hidrogen memiliki fungsi sebagai bahan baku pembuatan amoniak, *oxygenated compound*, keperluan elektrolisa, *start up cracker*, perengkahan fraksi-fraksi minyak bumi dan bahan baku berbagai zat kimia lainnya. Hidrogen memiliki beberapa keunggulan antara lain ketersediaan bahan baku yang melimpah di alam serta hasil pembakarannya yang ramah lingkungan. Selain sebagai *energy carrier*, H<sub>2</sub> telah lama digunakan sebagai bahan baku dalam pembuatan beragam produk kimia, khususnya pembuatan pupuk urea dengan proses Haber-Bosch yang merupakan salah satu industri terbesar di dunia. Berdasarkan data riset yang dilakukan oleh *The Freedonia Group, Inc.*, kebutuhan hidrogen dunia saat ini mencapai 475 miliar m<sup>3</sup> dan diprediksi akan meningkat tiap tahunnya sebesar 3,4%. Negara-negara di Asia Pasifik adalah negara-negara yang paling dominan dalam menggunakan hidrogen. Hidrogen tersebut dimanfaatkan secara masif pada industri kilang minyak dan pupuk sebagai bahan bakar dan bahan baku proses. Berikut ini data konsumsi

hidrogen dunia berdasarkan riset yang dilakukan *The Freedonia Group, Inc* (Freedonia, 2010).



Gambar 1.1 Data Konsumsi Hidrogen Dunia

Kelebihan Hidrogen sebagai energi pembawa adalah dapat diperoleh dari berbagai macam sumber, yaitu bisa dari gas alam dan *syngas* dari hasil gasifikasi batu bara. Di Indonesia, hidrogen dihasilkan dari bahan baku berupa gas alam yang ketersediaanya semakin lama semakin menipis oleh karena itu, Indonesia harus bisa beralih ke bahan baku lain yang memiliki banyak cadangan dan belum dimanfaatkan dengan sebaiknya seperti *syngas* yang berasal dari proses gasifikasi batu bara. Sebagai negara penghasil batubara yang besar di dunia, Indonesia memiliki sumber daya batubara sebanyak 50 milyar ton dan cadangan batubara sebanyak 12 milyar ton. Batu bara tersebut akan dibuat menjadi hidrogen yang memiliki energi yang lebih besar serta emisi yang jauh lebih bersih.

### 1.1.1 Pemilihan Kapasitas Perancangan Pabrik

Kapasitas pabrik hidrogen ini ditentukan berdasarkan analisis *Supply* (Penyediaan) dan *Demand* (Permintaan).

#### A. *Supply* (Penyediaan)

*Supply* sendiri terdiri dari nilai impor ditambah produksi dalam negeri.

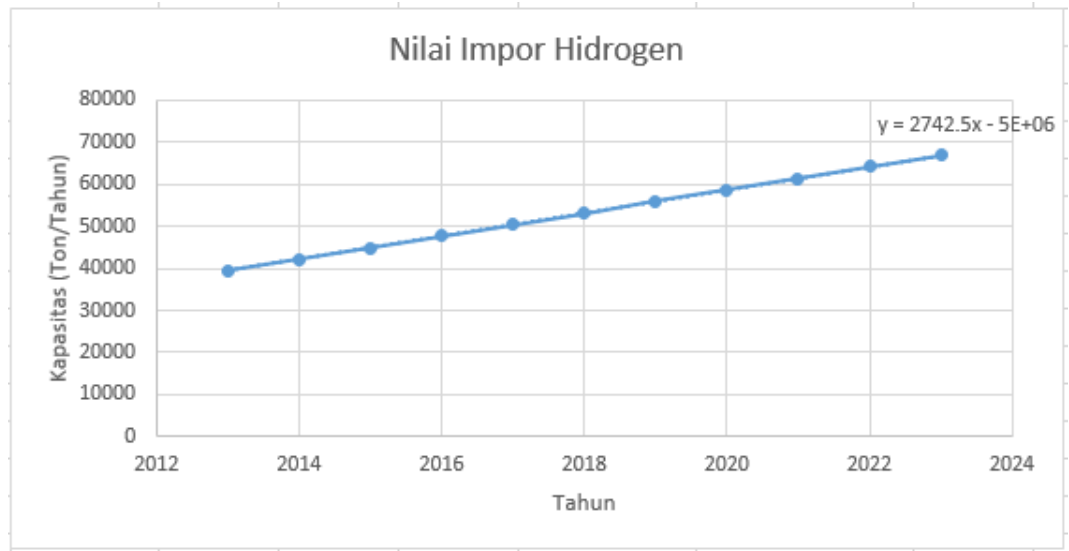
#### 1. Impor

Berdasarkan data Badan Pusat Statistik (BPS), nilai impor hidrogen semakin lama semakin mengalami peningkatan, dari tahun 2013 sebesar 39.560 ton/tahun sampai dengan tahun 2017 sebesar 50.348 ton/tahun. Data *Real* impor produk hidrogen dari tahun 2013 sampai dengan tahun 2017 ditunjukkan pada Tabel 1.1 :

Tabel 1.1 Proyeksi nilai Impor Hidrogen

Tahun	Kebutuhan (Ton)
2013	39.560
2014	42.195
2015	44.942
2016	47.690
2017	50.438

(Badan Pusat Statistik, 2017)



Gambar 1.2 Grafik Proyeksi nilai Impor Hidrogen

Nilai proyeksi impor pada tahun 2023 dapat ditentukan melalui metode regresi linear dari data Tabel (1.1). Proyeksi impor tahun 2023 diperoleh sebesar 66.923 ton/tahun.

## 2. Produksi dalam negeri

Di Indonesia untuk produksi dalam negeri, terdapat 5 pabrik diantaranya, PT. Samator Gresik sebesar 96.960 ton/tahun, PT. BOC Gas sebesar 48.480 ton/tahun, PT. *Air Liquid* sebesar 218.176 ton/tahun, PT. Sarimitra Jaya sebesar 15.000 ton/tahun dan PT. Aneka Gas Industri 25.000 ton/tahun. dengan Total produksinya sebesar 403.615 ton/tahun. Sampai tahun 2023 dianggap tidak ada penambahan pabrik yang baru, jadi produksi dalam negeri produk hidrogen pada tahun 2023 tetap, sebesar 403.615 ton/tahun.

Jadi nilai *supply* hidrogen pada tahun 2023 sebesar 66.923 ton/tahun (impor) dan 403.616 ton/tahun (produksi dalam negeri) atau sebesar 470.539 ton/tahun.

## B. *Demand* (Permintaan)

Demand sendiri terdiri dari Ekspor ditambah Konsumsi dalam negeri.

### 1. Ekspor

Indonesia belum melakukan ekspor hidrogen ke luar negeri.

### 2. Konsumsi dalam negeri

Nilai *supply* hidrogen yang berasal dari impor dan produksi dalam negeri digunakan untuk memenuhi konsumsi dalam negeri saja. Jadi pada tahun 2023 proyeksi konsumsi hidrogen di dalam negeri sebesar 470.539 ton/tahun.

## **Peluang Mendirikan Pabrik**

Berhubung di Indonesia pemenuhan kebutuhan Hidrogen pada Tahun 2023 sebesar 66.923,6 ton/tahun hanya dari impor dan produksi dalam negeri maka peluang mendirikan pabrik merupakan substitusi impor yang diambil 30% peluang sebesar 20.000 ton/tahun, kapasitas ini masuk didalam kriteria kapasitas ekonomis seperti pabrik PT. Samator Gresik sebesar 96.960 ton/tahun, PT. BOC Gas sebesar 48.480 ton/tahun, PT. *Air Liquid* sebesar 218.176 ton/tahun, PT. Sarimitra Jaya sebesar 15.000 ton/tahun dan PT. Aneka Gas Industri 25.000 ton/tahun.

Faktor-faktor yang dapat dijadikan pertimbangan dalam mendirikan suatu pabrik Hidrogen yaitu:

1. Keuntungan finansial yang besar karena nilai jual hidrogen yang tinggi.
2. Mempunyai harapan yang cerah dimasa sekarang maupun di masa depan karena hidrogen adalah bahan bakar alternatif yang ramah lingkungan dan

juga dapat digunakan sebagai bahan baku berbagai produk kimia seperti amonia, alkohol, ataupun pupuk.

3. Pendirian pabrik hidrogen ini didasari untuk melanjutkan dari tugas akhir mahasiswa Universitas Islam Indonesia sebelumnya yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Syngas dari gasifikasi batubara kapasitas 400.000 ton/tahun”. Dengan Pendirian pabrik hidrogen ini akan memberikan nilai tambah tersendiri terhadap produk *syngas*. Pendirian pabrik hidrogen ini akan memberi nilai tambah terhadap produk *syngas* yang menjadi penerapan teknologi gasifikasi batu bara yaitu dengan menjadikan produk *syngas* menjadi gas hidrogen yang memiliki nilai jual yang lebih tinggi. Mengingat banyaknya cadangan batubara yang dimiliki Indonesia jika dilihat dari rasio cadangan dibagi produksi (R/P ratio) maka batubara masih mampu digunakan selama lebih dari 500 tahun (ESDM, 2015). Selain itu juga akan tingginya permintaan konsumen terhadap produk hidrogen dari tahun ke tahun.

4. Pendirian pabrik ini diharapkan bisa mengurangi ketergantungan Indonesia terhadap impor hidrogen sehingga nantinya diharapkan bisa mengemat devisa negara.

## **1.2 Tinjauan Pustaka**

### **1.2.1 Gas Sintetis atau *Syngas***

Syntesis gas atau bisa disebut juga *Syngas* adalah hasil gasifikasi batubara yang merupakan campuran gas karbon dioksida, karbon monoksida, hidrogen, serta



gas-gas lainnya. Selain bisa digunakan langsung sebagai bahan bakar ramah lingkungan, *syngas* juga merupakan *intermediate product* yang artinya produk yang bisa juga berfungsi sebagai bahan baku dari produk lainnya. *Syngas* juga bisa digunakan sebagai bahan baku pembuatan pupuk urea, metanol dan lain-lain.

*Syngas* dapat diperoleh dari berbagai proses, *Syngas* diproduksi dari berbagai sumber, termasuk batu bara, gas alam, biomassa, atau hampir semua bahan baku hidrokarbon dengan menggunakan reaksi menggunakan uap (*Steam Reforming*), Oksigen (*Oksidasi Parsial*), dan gasifikasi batubara.

*Syngas* juga merupakan sumber daya menengah penting untuk produksi amonia, hidrogen, methanol dan bahan bakar hidrokarbon sintetik. *Syngas* juga lebih ramah lingkungan jika dibandingkan dengan gas alam maupun minyak bumi dengan rendahnya emisi gas CO<sub>2</sub>, SO<sub>x</sub>, dan NO<sub>x</sub>.

### **1.2.2 Gas Hidrogen**

Gas Hidrogen adalah merupakan gas yang tidak berwarna, tidak berbau, memiliki sifat non logam serta merupakan gas diatomik yang mudah terbakar. Dengan berat atom sebesar 1,00794 gram/mol, hidrogen merupakan unsur teringan di dunia. Cakupan pemanfaatan hidrogen sangatlah luas, diantaranya sebagai bahan baku amonia, plastik, *polyester* dan *nylon* digunakan untuk proses desulfurisasi minyak bakar dan bensin, dan untuk industri makanan digunakan dalam proses *hidrogenisasi amines* dan *fatty acids*.

Secara Umum ada 5 cara pembuatan hidrogen secara umum yaitu *steam reforming*, gasifikasi batu bara, oksidasi parsial, elektrolisis air, dan *biological*

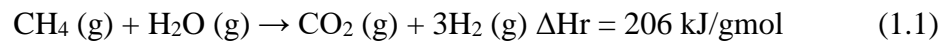
*process*. Dibawah ini akan dijelaskan uraian singkat proses, kelebihan serta kekurangan masing-masing proses.

Proses dipilih berdasarkan ketersediaan bahan baku, *capital cost*, *operating cost*, dan efek ke lingkungan. Bahan baku pembuatan hidrogen bisa berasal dari gas alam, hidrokarbon berat, dan hidrokarbon padat. Semakin berat fasenya, maka semakin sulit proses dan semakin mahal *capital cost*.

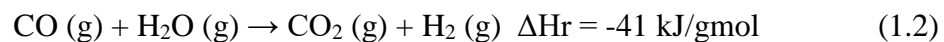
### **1.2.2.1 Methane Steam Reforming**

*Methane steam reforming* merupakan salah satu cara terbaik untuk memproduksi hidrogen dengan menggunakan bahan baku berupa gas alam. Secara umum, tahapan proses pada *Methane Steam Reforming* (MSR) adalah reaksi *reforming*, *CO shift reaction*, dan pemurnian hasil. Reaksi-reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

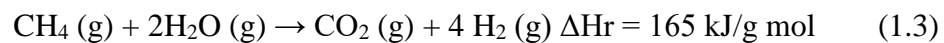
#### *Reforming*



#### *Shift*



#### *Overall*



Reaksi ini bersifat katalitik dan berlangsung pada tekanan dan suhu yang tinggi. Hidrokarbon yang bisa digunakan sebagai *feed* terdiri dari *light hydrocarbons* dan *liquid hydrocarbons*. Untuk *light hydrocarbons* meliputi C<sub>2</sub>-C<sub>4</sub>, seperti yang terkandung pada gas alam. Bahan baku gas alam paling banyak digunakan pada proses pembuatan hidrogen karena tidak banyak menghasilkan emisi berupa CO<sub>2</sub>

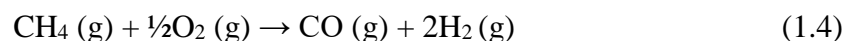
dan konversi yang dihasilkan cukup tinggi. Dan untuk *liquid hydrocarbons* mencakup bensin, *naphtha*, *diesel*, atau *jet fuel*. Pada hidrokarbon jenis ini terdiri dari rantai karbon yang panjang dan mengandung olefin, aromatik, zat aditif serta sulfur sehingga butuh proses pemurnian awal yang cukup kompleks.

Pada Proses *reforming* ini juga menghasilkan Produk samping berupa gas karbon dioksida (CO<sub>2</sub>), karbon monoksida (CO), dan *syngas* (CO + H<sub>2</sub>) yang cukup bernilai untuk beberapa plant sebagai bahan baku.

Kekurangan pada proses ini yaitu ketergantungannya terhadap gas alam yang kian lama makin menipis dan menghasilkan gas CO<sub>2</sub> sebagai gas efek rumah kaca.

#### **1.2.2.2 Oksidasi Parsial**

Proses ini lebih ekonomis dan lebih bersifat eksotermis sebesar 249 kJ/mol (pers 1.2) dibandingkan dengan *methane steam reforming*. Bahan bakunya adalah gas alam dan *fuel oil* tapi ketersediannya juga semakin menipis dari tahun 2000 sebesar 9,61 milyar barel menjadi 8 milyar barel pada tahun 2009 (ESDM).



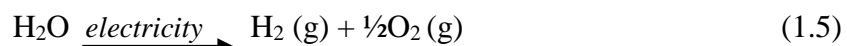
(Austin, 1984)

Serta kekurangan yang lain pada proses ini yaitu katalis yang dibutuhkan seperti logam *ruthenium* dan *rodium* yang sangat mahal harganya.

#### **1.2.2.3 Elektrolisis Air**

Pembuatan hidrogen dengan proses ini berbahan baku air dengan bantuan energi listrik dan larutan elektrolit NaOH 15%, menghasilkan O<sub>2</sub> sebagai produk

samping. Proses ini termasuk *clean process* dan hidrogen yang dihasilkan cukup murni. Katoda yang digunakan adalah besi sedangkan anoda yang digunakan adalah nikel berlapis besi. Proses ini membutuhkan energi listrik yang cukup besar, sebesar 2 sampai 2,25 volt maka tidak cocok digunakan untuk skala yang besar karena tidak ekonomis.



(Austin, 1984)

#### **1.2.2.4 Biological Process**

Hidrogen bisa juga diproduksi melalui fermentasi dari *biomassa* (sekam padi, tongkol jagung cangkang sawit dan kayu karet) dengan bantuan mikroorganisme diantaranya dari genus *Enterobacter*, *clostridium*, *thermotoga*, *thermoanaerobacter*, *pyrococcus*, *Thermococcus* dan *caldicellulosiruptor*. Kekurangan dari proses ini yaitu bahan baku yang bersaing dengan bahan pangan, *yield hydrogen* yang dihasilkan juga tidak banyak yaitu 10% - 20% dan harga mikroorganisme yang mahal membuatnya tidak cocok digunakan pada skala besar.



(Austin, 1984)

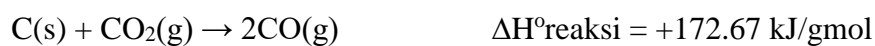
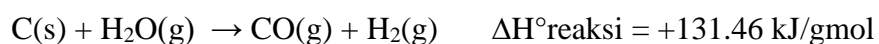
#### **1.2.2.5 Gasifikasi Batu Bara**

Gasifikasi batubara adalah proses dimana karbon dalam batubara terkonversi menjadi gas (*Syngas*) dengan menggunakan media gasifikasi (*gasification agent*). Zat yang dipakai sebagai media adalah karbon dioksida dan

*steam*. Gas yang dihasilkan juga bermacam-macam, yaitu campuran karbon monoksida (CO) dan hidrogen (H<sub>2</sub>) sebagai produk utama, serta karbon dioksida (CO<sub>2</sub>), hidrogen sulfida, metana dan *steam*.

Ada beberapa proses yang digunakan dalam gasifikasi batubara yang diklasifikasikan berdasarkan jenis reaktor (*gasifier*) yang digunakan. Tipe reaktornya pun dibedakan menjadi 3 yaitu *moving-bed gasifier*, *fluidized gasifier*, dan *entrained-flow gasifier*, namun reaktor jenis *fluidizedbed gasifier* yang paling banyak digunakan karena dianggap paling menguntungkan.

Teknologi ini cocok untuk berbagai jenis batubara, luas permukaan reaksinya juga besar dan efektif, pengontrolan kondisi operasi terkesan mudah dan fleksibel dengan hanya mengatur perbandingan antara masukan karbon dioksida dan *steam* serta masukan batubara (Higman and Burgt, 2007). Jenis *gasifier* ini dipilih karena jenis batubara sebagai masukan umpan bisa bervariasi yang merupakan parameter utama, selain itu harga dari jenis *gasifier* ini lebih ekonomis daripada jenis *gasifier* lainnya. Proses yang terjadi dalam *gasifier* jenis ini adalah :



Konversi reaksi adalah 97%. (Rohman dan Wendy, 2016)

Teknologi gasifikasi adalah teknologi yang paling cocok untuk menghasilkan *syngas* (gas sintetis) yang mengandung campuran karbon monoksida

(CO) dan hidrogen (H<sub>2</sub>) sebagai produk utama, serta karbon dioksida (CO<sub>2</sub>), hidrogen sulfida (H<sub>2</sub>S), metana (CH<sub>4</sub>) dan *steam* (H<sub>2</sub>O) karena dapat menghasilkan konversi paling tinggi dan ditunjang ketersediaan bahan baku yang bisa memenuhi proses dalam jangka panjang.

Berdasarkan hasil perhitungan neraca massa yang ada didalam tugas akhir mahasiswa Universitas Islam Indonesia atas nama Rohman Widodo Mulyo dan Wendy Arnou Damara tahun 2016 yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Gas Sintetis (*Syngas*) dari gasifikasi batubara kapasitas 400.000 ton/tahun. Didapatkan data sebagai berikut :

Tabel 1.2 Hasil Akhir Neraca Massa Gasifikasi Batu Bara

<b>Komponen</b>	<b>Output (kg/jam)</b>	<b>Komposisi Massa</b>	<b>Persentase massa (%)</b>
CO	65.106	0,8176	81,7642
CH <sub>4</sub>	6.675	0,0838	8,3837
H <sub>2</sub>	3.015	0,0379	3,7874
O <sub>2</sub>	3.994	0,0502	5,0171
N <sub>2</sub>	834	0,0105	1,0476

Dari data yang ditunjukkan diatas didapatkan persentase hidrogen sangatlah kecil hanya sebesar 3,7874% namun menghasilkan persentase karbon monoksida yang sangat besar yaitu sebesar 81,7642 % dari komponen *syngas*. Dimana karbon monoksida (CO) sangat diperlukan sebagai reaktan dalam *water gas shift reaction* untuk menghasilkan hidrogen sebagai produk utama.

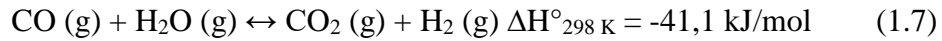
Berdasarkan penjelasan tersebut dengan dasar pertimbangan ekonomi dan proses yang panjang untuk menghasilkan produk hidrogen dengan proses gasifikasi, maka kami memutuskan untuk tidak melakukan proses gasifikasi melainkan hanya melakukan proses *water gas shift reaction* untuk menghasilkan gas hidrogen. Untuk mendapatkan *syngas* kami memutuskan untuk membeli produk *syngas* daripada memproses sendiri batubara untuk menghasilkan *syngas*.

Dalam proses pembuatan hidrogen memerlukan pemisahan hidrogen dari *Syngas*, dan juga dibutuhkan proses tambahan dalam meningkatkan konversi hidrogen dari *syngas* yaitu dengan mereaksikan *steam* ( $H_2O$ ) sama *syngas* (*Water Gas Shift Reaction*) untuk memisahkan sekaligus meningkatkan konversi hidrogen dari *syngas*. Selanjutnya peningkatan kadar hidrogen dalam gas produk diperlukan penyesuaian rasio  $H_2O/CO$  dan proses yang paling banyak digunakan adalah reaksi *Water Gas Shift* yang memungkinkan konversi  $CO$  menjadi  $CO_2$  dan  $H_2$ .

#### **1.2.2.6 Water Gas Shift Reaction (WGSR)**

*Water Gas Shift Reaction* (WGSR) merupakan reaksi terpenting dalam proses industri yang memproduksi hidrogen. Reaksi ini merupakan reaksi bolak-balik (*reversible*) serta bersifat eksotermis, reaksi antara karbon monoksida ( $CO$ ) dan *steam* ( $H_2O$ ) akan menghasilkan hidrogen ( $H_2$ ) dan karbon dioksida ( $CO_2$ ). Secara komersial pada reaksi ini dua katalis yang umum digunakan yaitu tembaga dan oksida besi. Mengacu pada studi kinetika reaksi yang dikembangkan oleh Mukherjee dkk. (2007), Katalis yang digunakan adalah  $CuO/Cr_2O_3/Fe_2O_3/ZnO/Al_2O_3$ .

Reaksi kimia dinyatakan dengan persamaan (1.7):



Reaksi ini bersifat eksotermis, kesetimbangan dan orde 2, dimana parameter kesetimbangan diberikan oleh moe (1962) :

$$K_{eq} = \exp\left(\frac{4577,8}{T} - 4,33\right) \quad (1.8)$$

Dimana T adalah Suhu dalam Kelvin. Persamaan laju reaksi mengikuti persamaan (1.8) :

$$r_{co} = -k\left(C_{co}C_{H_2O} - \frac{C_{H_2}C_{CO_2}}{K_{eq}}\right) \quad (1.9)$$

Menurut studi dengan (Smith et al., 2010) untuk berbagai pengaplikasiannya terbagi dalam 2 cara yaitu dengan menggunakan *High Temperature Shift (HTS)* dan *Low Temperature Shift (LTS)*.

*High Temperature Shift (HTS)* terjadi dalam kisaran suhu 310 °C hingga 450 °C. Komposisi khas katalis *High Temperature Shift (HTS)* komersial telah dilaporkan sebagai 74,2 % Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, 10,0% Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, 0,2% MgO (persentase tersisa yang dikaitkan dengan komponen volatil). *Chromium* bertindak untuk menstabilkan oksida besi dan mencegah *sintering*. Suhu meningkat sepanjang reaktor karena sifat eksotermis dari reaksi. Dengan demikian, suhu masuk dipertahankan pada 350 °C untuk mencegah suhu keluar dari melebihi 550 °C. Reaktor industri beroperasi pada rentang dari tekanan atmosfer hingga 8375 kPa (82,7 atm).



*Low Temperature Shift (LTS)* beroperasi pada kisaran 200-250°C. Komposisi khas dari katalis *Low Temperature Shift (LTS)* komersial telah dilaporkan sebagai 32-33 % CuO, 34 – 53% ZnO, 15 – 33% Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. Spesies katalitik aktif adalah CuO. Fungsi ZnO adalah untuk menyediakan dukungan struktural serta mencegah keracunan tembaga oleh belerang. Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> mencegah dispersi dan penyusutan *pellet*. Batas suhu atas adalah karena kerentanan tembaga terhadap *thermal sintering*. Suhu yang lebih rendah ini juga mengurangi terjadinya reaksi samping yang diamati dalam kasus *High Temperature Shift (HTS)*. Logam mulia seperti platinum, yang didukung pada ceria, juga telah digunakan untuk *Low Temperature Shift (LTS)*.

*Water Gas Shift Reaction (WGSR)* bersifat reaksi eksotermis dan dari bagian termodinamika bisa diartikan kalau tingginya suhu akan berakibat menghambatnya reaksi pembentukan hidrogen, maka *Water Gas Shift Reaction (WGSR)* dengan menggunakan katalis *Low Temperature Shift (LTS)* sangat bergantung terhadap kesetimbangan kimia.

Pada keadaan yang bertentangan buat *catalyst High Temperature Shift (HTS)* konversi yang terjadi pada karbon monoksida sangat sensitif pada peningkatan suhu yang mana akan meningkatkan jumlah dari hidrogen yang terbentuk *Water Gas Shift Reaction (WGSR)* yang akan terjadi pada *High Temperature Shift (HTS)* bisa dikendalikan dengan kinetik kimia atau hukum *Arhenius*.

Konstanta laju reaksi yang terdapat pada persamaan *Arhenius* :

$$k = K_0 \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right) \quad (1.10)$$

Selain Rasio suhu antara CO/H<sub>2</sub>O yang digunakan umum-nya bernilai ¼ rasio antara CO dan H<sub>2</sub>O yang terdapat dalam reaksi di *Water Gas Shift Reaction* (WGSR) akan sangat menentukan di dalam konversi reaksi yang terbentuk. Jika terdapat rasio yang lebih kecil dari ¼ akan menurunkan nilai konversi yang didapatkan sehingga menghasilkan produk yang lebih sedikit (Lima Barbosa, dkk, 2012).

Untuk saat ini proses *water gas shift reaction* telah dipadukan dengan menggunakan membran atau yang biasa disebut *Water Gas Shift Membrane Reaction* (WGSMR). Teknologi membran sudah banyak ikut serta dalam industri kimia, salah satunya yaitu pada proses pemisahan campuran gas. Tidak hanya dalam pemisahan gas, saat ini teknologi membran juga digunakan pada reaktor *Syngas*.

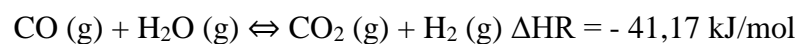
Material Membran :

Beberapa masalah yang layak mendapat perhatian:

1. Membran paladium (Pd) memiliki ketebalan minimum, permeabilitas hidrogen relatif tinggi, selektivitas pemisahannya baik, integritas mekanik dan stabilitas hidrotermal yang tinggi.
2. Membran padat yang digunakan pada WGSR memiliki selektivitas tinggi dan permeabilitas rendah karena koefisien difusi rendah untuk gas dalam padatan.
3. Pada aplikasi WGSR membran paladium (Pd) memiliki potensi yang baik (Basile et al., Criscuoliet al. dan Uemiya et al.) (2009) konversi yang dilaporkan mencapai 99,9 %.

Suhu operasi memegang peranan penting dalam memaksimalkan konversi dalam reaktor membran untuk WGSR bisa dicapai pada temperatur proses optimum dimana tingkat konversi CO, laju reaksi, dan tingkat hidrogen melalui membran permiabel yang benar seimbang. Pada temperatur yang lebih tinggi dari 300°C (>300 °C), konversi CO dicapai dalam reaktor membran lebih tinggi daripada konversi CO yang berada pada suhu dibawah 300 °C. Maka kondisi dengan suhu tinggi (*High Temperature Shift*) HTS yang paling cocok digunakan pada reaktor membran ini (Calvin, 2016).

Dalam *water gas shift reaction* Karbon monoksida yang bereaksi dengan *steam* akan membentuk karbon dioksida dan hidrogen hal tersebut sesuai dengan reaksi (1.7)



Sumber M. Bracht *water gas shift membrane reactor university of bath*, U.K. 1995  
Nilai ko dan Ea didapat dari *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, volum 8, tahun 2010. Untuk katalis Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub>/Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub> nilai ko adalah 2,16 x 10<sup>11</sup> s<sup>-1</sup>, sedangkan nilai Ea adalah 95 kJ/mol. Untuk nilai k sebesar 548213,4555/min sedangkan K sebesar 11,8471 (Konstanta kesetimbangan). Oleh karena itu reaksi tersebut bersifat reversibel karena nilai K lebih dari dua.  
Perbandingan proses pembuatan hidrogen bisa dilihat di tabel 1.3 :

Tabel 1.3 Proses Pembuatan Hidrogen

Nama Proses	Reaksi	Kelebihan	Kekurangan
<i>Methane Steam Reforming</i>	<p><i>Reforming</i>  <math>\text{CH}_4(\text{g}) + \text{H}_2\text{O}(\text{g}) \rightarrow \text{CO}(\text{g}) + 3\text{H}_2(\text{g}) \quad \Delta H_r = 206 \text{ kJ/gmol}</math></p> <p><i>Shift</i>  <math>\text{CO}(\text{g}) + \text{H}_2\text{O}(\text{g}) \rightarrow \text{CO}_2(\text{g}) + \text{H}_2(\text{g}) \quad \Delta H_r = -41 \text{ kJ/g mol}</math></p> <p><i>Overall</i>  <math>\text{CH}_4(\text{g}) + 2\text{H}_2\text{O}(\text{g}) \rightarrow \text{CO}_2(\text{g}) + 4\text{H}_2(\text{g})</math></p>	Menghasilkan produk samping yang berupa $\text{CO}_2$ , CO dan <i>Syngas</i> yang bernilai untuk beberapa <i>plant</i> bahan baku.	Ketergantungannya terhadap gas alam serta menghasilkan $\text{CO}_2$ sebagai gas efek rumah kaca.
Oksidasi Parsial	$\text{CH}_4(\text{g}) + \frac{1}{2}\text{O}_2(\text{g}) \rightarrow \text{CO}(\text{g}) + 2\text{H}_2(\text{g})$	Lebih Ekonomis dibanding <i>Steam Reforming</i> .	Katalis yang digunakan mahal harganya.
Elektrolisis Air	$\text{H}_2\text{O} \xrightarrow{\text{electricity}} \text{H}_2(\text{g}) + \frac{1}{2}\text{O}_2(\text{g})$	Sangat ramah lingkungan.	Tidak cocok untuk skala besar.
Proses Biologi	$\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 + 7\text{H}_2\text{O} \rightarrow 12\text{H}_2 + 6\text{CO}_2$	Ramah Lingkungan dalam pembuatannya	Tidak cocok untuk skala besar.
Gasiifikasi Batu bara	$\text{C}(\text{s}) + \text{H}_2\text{O}(\text{g}) \rightarrow \text{CO}(\text{g}) + \text{H}_2(\text{g}) \quad \Delta H^\circ_{\text{reaksi}} = +131.46 \text{ kJ/gmol}$ $\text{C}(\text{s}) + \text{CO}_2(\text{g}) \rightarrow 2\text{CO}(\text{g}) \quad \Delta H^\circ_{\text{reaksi}} = +172.67 \text{ kJ/gmol}$ $\text{C}(\text{s}) + 2\text{H}_2(\text{g}) \rightarrow \text{CH}_4(\text{g}) \quad \Delta H^\circ_{\text{reaksi}} = -74.94 \text{ kJ/gmol}$	Kondisi operasi yang tinggi dan Memerlukan	Ketergantungan terhadap batu bara yang makin lama makin menipis.

		proses yang panjang.	
<i>Water Gas Shift Reaction</i>	$\text{CO (g)} + \text{H}_2\text{O (g)} \leftrightarrow \text{CO}_2 \text{(g)} + \text{H}_2 \text{(g)} \Delta H^\circ_{298 \text{ K}} = -41,1 \text{ kJ/mol}$	Dapat menghasilkan hidrogen dengan kemurnian yang tinggi	Ketahanan membran dan kerapuhan yang tinggi.

Oleh karena itu dipilih proses *Water Gas Shift Reaction* karena kondisi operasi yang tidak terlalu tinggi, ramah lingkungan, alat yang lebih sedikit dan juga ekonomis. Komponen hidrogen dan karbon dioksida yang terdapat dari hasil reaksi *water gas shift reaction* yang masuk ke dalam reaktor membran akan terpisah melalui membran yang dipasang di dalam reaktor. Hidrogen akan mampu melewati membran hal itu dikarenakan membran paladium sendiri sangat selektif dalam melewatkan gas hidrogen keluar reaktor. Lalu karbon dioksida akan tertahan di dalam reaktor dengan tekanan yang tinggi mampu menekan gas karbon dioksida untuk keluar sendiri dari reaktor untuk diumpankan ke alat proses lainnya.

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Produk Utama

##### 2.1.1. Gas Hidrogen (H<sub>2</sub>)

Berat molekul	: 2,02 gr/gmol
Wujud	: Gas
Titik lebur	: -259,14 °C (1 atm)
Titik didih	: -252,87 °C (1 atm)
Titik kritis	: -240,1 °C
Titik tripel	: -259 °C
Densitas	: 0,08988 g/L (pada 0 °C, 1 atm)
Kalor penguapan	: 0,904 kJ/mol
Kapasitas kalor	: 28,836 J/mol K
Tekanan kritis	: 1,315 Mpa
Kemurnian produk	: 99,9999%

(MSDS, Airgas)

## 2.1.2 Produk Samping

### 2.1.2.1 Karbon dioksida(CO<sub>2</sub>)

Berat Molekul	: 44,01 g/mol
Suhu kritis	: 31°C
Densitas kritis	: 464 kg/m <sup>3</sup>
Tekanan kritis	: 73,825 bar
Fase padat	
Panas laten	: 196,104 kJ/kg
Densitas padat	: 1.562 kg/m <sup>3</sup>
Fase cair	
Titik didih	: -78,5 °C
Densitas cair	: 1.032 kg/m <sup>3</sup>
Panas laten uap	: 571,08 kJ/kg
Tekanan uap	: 58,5 bar
Fase gas	
Densitas gas	: 2.814 kg/m <sup>3</sup>
Spesifik gravity	: 1,52
Spesifik volume	: 0,547 m <sup>3</sup> /kg

CP	: 0,037 kJ/mol.K
CV	: 0,028 kJ/mol.K
Viskositas	: 0,0001372 poise
Kelarutan dalam air	: 1,7163 vol/vol
Kemurnian produk	: 99,4788%

*(Lide, 2005)*

#### **2.1.2.2 Oksigen (O<sub>2</sub>) Cair**

Wujud	: Cair
Berat Molekul	: 32 g/mol
Titik didih	: -182,96 °C
Titik leleh	: -218,78 °C
Densitas	: 1,14 (pada -297,4 °F)
Kemurnian produk	: 54,4806 %

*(MSDS, AFROX)*

#### **2.1.2.3 Metana (CH<sub>4</sub>) Cair**

Wujud	: Cair
Berat Molekul	: 16,042 g/mol
Titik didih	: -161,4 °C



Titik leleh	: -182,61 °C
Densitas	: 0,422 (pada -256 °F)
Kemurnian produk	: 45,5193 %

*(MSDS, 2016)*

#### **2.1.2.4 Karbon Monoksida (CO)**

Wujud	: Gas
Berat Molekul	: 28 g/mol
Titik didih	: -191,5 °C
Titik leleh	: -205,1 °C
Densitas	: 1.2501 kg/m <sup>3</sup> (pada 0 °C)
Viskositas	: 0,00852 cp (pada 0 °C)

*(MSDS, PRAXAIR)*

## **2.2 Spesifikasi Bahan Baku**

### **2.2.1 Syngas**

Rumus Molekul	: Campuran Gas (CO, H <sub>2</sub> , O <sub>2</sub> , N <sub>2</sub> , CH <sub>4</sub> )
Berat molekul	: 17,58 kg/kmol
Wujud	: Gas, Tidak Berwarna pada Tekanan dan suhu atmosferik.
Densitas	: 1,044 kg/m <sup>3</sup> (1 atm, 30°C)

Kemurnian bahan baku : 81% CO; 8,38% CH<sub>4</sub>; 3,79% H<sub>2</sub>; 1,05% N<sub>2</sub>; 5,05% O<sub>2</sub>

### **2.2.2 Steam (H<sub>2</sub>O)**

Berat Molekul : 18 kg/kmol  
Titik Didih : 100°C (pada 1 atm)  
Densitas : 1000 kg/m<sup>3</sup>  
Titik Beku : 0°C (pada 1 atm)  
Spesifik Gravity : 1  
Suhu Kritis : 374,3 °C  
Tekanan Kritis : 79,9 atm

## **2.3 Spesiikasi Bahan Penunjang**

### **2.3.1 Nitrogen (N<sub>2</sub>)**

Wujud : Cair  
Berat Molekul : 28,0067 g/mol  
Densitas : 1.25\*10<sup>-3</sup> g/cm<sup>3</sup> pada 20 °C  
Titik didih : -212 °C  
CP : 0.0292 kJ/mol.K  
CV : 0.0208 kJ/mol.K

Kemurnian produk : 0,077 %

(*Airliquide.com, 2010*)

### **2.3.2 BPL carbon**

Bentuk : *Granular*

Diameter Partikel : 3.7 mm

Densitas : 0.43 gr/cm<sup>3</sup>

(*Calgoncarbon.com, 2011*)

## **2.4 Pengendalian kualitas**

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik hidrogen ini mencakup pengendalian kualitas terhadap bahan baku, proses, dan produk.

### **2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku**

Pengendalian kualitas dari bahan baku bertujuan agar mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang diterapkan, apakah sudah sesuai dengan standar yang ditetapkan buat proses. Oleh sebab itu sebelum dilakukannya proses produksi, pengujian terhadap kualitas bahan baku yang berupa syngas dan bahan-bahan penunjang seperti Nitrogen cair dan BPL carbon dengan maksud agar bahan yang digunakan dapat diproses didalam pabrik ditinjau kembali. Uji yang dilakukan diantaranya volatilitas, viskositas, densitas, kadar komposisi komponen, dan kemurnian bahan baku.

## **2.4.2 Pengendalian Proses Produksi**

Untuk Pengendalian proses produksi pabrik ini terdiri dari aliran dan alat sistem kontrol.

### **2.4.2.1 Alat Sistem Kontrol**

a. Sensor, sensor disini berfungsi untuk mengidentifikasi variable-variabel proses.

Alat yang digunakan seperti manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, serta *thermocouple* untuk sensor suhu.

b. *Controller* dan *Indicator*, mencakup *level indicator* dan *temperature controller*, *pressure control*, dan *flow control*.

c. *Actuator* berfungsi untuk manipulasi agar variabelnya sama dengan *variable controller*. Alat yang digunakan ialah *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

### **2.4.2.2 Aliran Sistem Kontrol**

a. Aliran *pneumatis* (Aliran udara tekan) dipakai untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*.

b. Aliran *electric* (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.

c. Aliran Mekanik (aliran perpindahan *level*/gerakan) digunakan buat *flow* dari sensor ke *controller*.

### **2.4.3 Pengendalian Kualitas Produksi**

Agar Mendapatkan standar mutu produk yang diinginkan, maka digunakan bahan-bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara sistem kontrol, sehingga diperoleh produk yang berkualitas dan layak untuk dipasarkan. Untuk mengetahui produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang ada maka di lakukan uji volatilitas, viskositas, densitas, komposisi komponen produk dan kemurnian bahan baku.

## BAB III

### PERANCANGAN PROSES

#### 3.1 Uraian Proses

Proses pembuatan gas hidrogen dengan menggunakan bahan baku berupa *syngas* dari hasil gasifikasi batu bara yang komposisinya terdiri dari 81% CO, 8,38% CH<sub>4</sub>, 3,79% H<sub>2</sub>, 1,05% N<sub>2</sub>, 5,05% O<sub>2</sub>. Dari data tersebut didapatkan presentase hidrogen yang sangat kecil yaitu sebesar 3,79%, tetapi menghasilkan presentase Karbon monoksida yang sangat besar yaitu 81% dari komponen *syngas*. Dimana karbon monoksida (CO) sangat diperlukan sebagai reaktan yang nantinya akan direaksikan dengan *Steam* (H<sub>2</sub>O) dalam *water gas shift reaction* untuk menghasilkan hidrogen sebagai produk utama. Bahan baku *Syngas* diperoleh dari Pabrik *Syngas* yang langsung dialirkan melalui pipa karena pabrik hidrogen ini dibangun bersebelahan dengan pabrik penghasil *syngas* dari gasifikasi batu bara.

Sebelum *syngas* akan masuk dan direaksikan di dalam reaktor, terlebih dahulu *syngas* dibersihkan atau dipisahkan karena *syngas* masih banyak mengandung *impurities* (pengotor) karena gas seperti metana (CH<sub>4</sub>) dan oksigen (O<sub>2</sub>) dari *syngas* dapat mengganggu proses terjadinya *water gas shift reaction*. Sedangkan gas nitrogen (N<sub>2</sub>) yang merupakan gas *inert* dan gas hidrogen (H<sub>2</sub>) dari *syngas*, akan diakumulasikan dengan H<sub>2</sub> dari *water gas shift reaction* sebagai produk. *Syngas* sebanyak 40.623,5134 kg/jam dialirkan menggunakan Blower-01 ke dalam Refrigerator agar terlebih didinginkan suhunya dari 30°C sampai -184°C. Di dalam Refrigerator menggunakan Nitrogen cair sebanyak 40.274,69

kg/jam yang berasal dari tangka N<sub>2</sub> di Utilitas. Prinsip penggunaan Refrigerator yaitu memisahkan suatu gas didalam campuran pada kondisi atmosferis berdasarkan perbedaan titik didih. Gas Metana (CH<sub>4</sub>) yang memiliki titik didih -160°C dan oksigen (O<sub>2</sub>) yang memiliki titik didih -183°C akan berada pada fase cair apabila suhu didalam refrigerator di *setting* dibawah titik didih gas tersebut. Sedangkan gas Karbon monoksida (CO), hidrogen (H<sub>2</sub>), nitrogen (N<sub>2</sub>) masing masing memiliki titik didih -192°C, -252,87°C, -212°C akan tetap berada pada kondisi gas, kemudian fluida-fluida tersebut diumpankan ke dalam *Separator Drum* (SD-01) sebanyak 40.623,5134 kg/jam akan terpisah berdasarkan perbedaan fasa. Fasa cair sebanyak 4.567,427 kg/jam yang terdiri metana (CH<sub>4</sub>) cair sebanyak 2.079,062 kg/jam dan oksigen (O<sub>2</sub>) cair sebanyak 2.488,365 kg/jam akan berada pada hasil bawah yang kemudian dimasukan kedalam tangki penyimpanan (T 01), dan fasa gas sebanyak 36.056,0860 kg/jam yang terdiri gas karbon monoksida (CO) sebanyak 35.484,0636 kg/jam, hidrogen (H<sub>2</sub>) 117,4053 kg/jam dan nitrogen (N<sub>2</sub>) sebanyak 454,6170 kg/jam akan berada pada hasil atas, Sehingga metana dan oksigen akan terpisah dari *syngas* lalu metana (CH<sub>4</sub>) cair dan oksigen (O<sub>2</sub>) cair akan ditampung di tangki penyimpanan 01 yang kemudian akan dijual sebagai produk samping. Karena suhu karbon monoksida dan gas lainnya didalam *syngas* berada pada suhu -184°C. Untuk menaikkan suhu dari *syngas* dapat dinaikan tekanannya. Sebanyak 36.056,0860 kg/jam *syngas* dilewatkan ke kompresor (C-01), dari kondisi atmosferis (1 atm) menjadi 6 atm sehingga suhu keluar kompresor menjadi 261°C, pemilihan tekanan 6 atm ini disesuaikan dengan kondisi operasi reaktor. Kondisi gas yang dilewatkan kompresor (C-01) tersebut harus

dikondisikan *isokhorik* (volume tetap) agar pada saat terjadi kenaikan tekanan volume gas tidak berkurang.

Berdasarkan studi literatur yang telah dilakukan dan hasil *trial* suhu didalam reaktor menggunakan *program* matlab, *water gas shift reaction* mampu menghasilkan konversi reaksi sebesar 95% pada suhu 450°C. Maka sebelum gas karbon monoksida masuk kedalam reaktor membran untuk bereaksi dengan *steam*, gas karbon monoksida terlebih dahulu harus dinaikkan suhunya terlebih dahulu untuk menghasilkan konversi reaksi yang diinginkan.

Sejumlah 36.056,0860 kg/jam *syngas* yang terdiri, hidrogen (H<sub>2</sub>) 117,4053 kg/jam dan nitrogen (N<sub>2</sub>) sebanyak 454,6170 kg/jam dan 35.484,0636 kg/jam gas karbon monoksida dilewatkan *Heat Exchanger* (HE-01) berupa *heater* yang berfungsi memanaskan gas-gas tersebut dari suhu 261°C sampai 450°C menggunakan *steam* sebanyak 103.008,1551 kg/jam, yang kemudian akan diumpankan ke dalam kedalam *water gas shift membrane reactor (WGSMR)* bersama *steam* (H<sub>2</sub>O). Rasio mol antara CO dan H<sub>2</sub>O adalah 1/4, sehingga bila dikonversikan kedalam kg/jam diperoleh hasil sebanyak 35.484,0636 kg/jam CO akan beraksi dengan *steam* (H<sub>2</sub>O) yang berasal dari unit utilitas sebanyak 86.682,4984 kg/jam, kemudian gas-gas yang tidak ikut bereaksi seperti N<sub>2</sub> yang bersifat *inert* akan diakumulasikan sebagai produk samping dan gas hidrogen (H<sub>2</sub>) dari komponen *syngas* akan diakumulasikan bersama hasil reaksi didalam reaktor sebagai produk utama. Reaksi yang terjadi didalam reaktor dengan konversi 95% sebagai berikut :





Reaksi tersebut menghasilkan gas karbon dioksida (CO<sub>2</sub>) sebanyak 52.972,6379 kg/jam dan gas hidrogen (H<sub>2</sub>) sebanyak 2.407,8472 kg/jam dari hasil reaksi dan 117,4053 kg/jam dari *syngas* yang kemudian diakumulasikan menjadi 2.525,2525 kg/jam untuk produk H<sub>2</sub>, selain itu terdapat pula sisa reaksi yang ikut bersama yaitu gas karbon monoksida (CO) sebanyak 1.774,2032 kg/jam dan *steam* (H<sub>2</sub>O) sebanyak 65.011,8738 kg/jam selain itu juga terdapat gas nitrogen (N<sub>2</sub>) sebanyak 454,6170 kg/jam.

Didalam *water gas shift membrane reactor (WGSMR)* ini terjadi pemisahan gas hidrogen dari gas lainnya karena penggunaan membran paladium (Pd) sangat selektif untuk memisahkan gas hidrogen hingga mencapai kemurnian 99,999% (Basile et al., Criscuoliet al. dan Uemiya et al.,2007). Kemudian gas hidrogen akan ditampung didalam tangki penyimpan gas hidrogen (H<sub>2</sub>) (T-02). Kemudian hasil seperti karbon dioksida (CO<sub>2</sub>) yang jumlah sangat banyak tidak boleh dibuang bebas ke udara karena akan menimbulkan dampak negatif terhadap lingkungan. Gas karbon dioksida harus dipisahkan dengan gas-gas lainnya (H<sub>2</sub>O, CO, N<sub>2</sub>) karena karbon dioksida (CO<sub>2</sub>) dapat dijadikan produk samping yang bernilai ekonomis karena dalam pemanfaatanya karbon dioksida dapat dijadikan bahan isian alat pemadam kebakaran, es kering maupun bahan baku produk kimia lainnya. CO<sub>2</sub> akan dijual selain itu gas karbon monoksida dan nitrogen juga dapat dijadikan produk samping memiliki nilai ekonomis yang tinggi sehingga gas-gas tersebut harus dipisahkan. Maka produk samping tersebut harus saling dipisahkan, gas-gas tersebut keluar WGSMR pada suhu 450,46°C sebanyak 120.213,3319 kg/jam.

Mengalami kenaikan suhu di reaktor dikarenakan reaksi yang terjadi bersifat eksotermis yang berarti reaksi yang membebaskan kalor, kalor mengalir dari sistem ke lingkungan (terjadi penurunan entalpi), entalpi produk lebih kecil daripada entalpi pereaksi. Oleh karena itu, perubahan entalpinya bertanda negatif. Pada reaksi eksoterm umumnya suhu sistem menjadi naik, adanya kenaikan suhu inilah yang menyebabkan sistem melepas kalor ke lingkungan.

Gas yang terdiri dari *steam* (H<sub>2</sub>O) sebanyak 65.011,8738 kg/jam, gas CO<sub>2</sub> sebanyak 52.972,6379 kg/jam, gas CO sebanyak 1.774,2032 kg/jam, dan gas N<sub>2</sub> sebanyak 454,6170 kg/jam, kemudian *steam* akan dipisahkan dari gas-gas lainnya menggunakan *Separator Drum* (SD-02) dengan melakukan pendekatan matematis dengan persamaan *antoine* Persamaan :

$$\text{Tekanan uap} : \log_{10}P = A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2 \quad (3.2)$$

Didapatkan bahwa air akan berada pada fase cair pada kondisi 148°C. Sebelum gas-gas tersebut memasuki *Separator Drum* (SD-02) gas tersebut terlebih dahulu dilewatkan menuju *Heat Exchanger* untuk menurunkan suhunya dari 450,46°C menjadi 148°C menggunakan *cold fluid* berupa *dowtherm A* sebanyak 73.295,5229 kg/jam yang berasal dari tangki pada unit utilitas kemudian gas tersebut dilewatkan *Heat Exchanger* yang disusun bertingkat berupa *Cooler* (CL-01) dan *Condensor* (CD-01) kemudian kemudian fluida-fluida tersebut diumpangkan ke dalam *Separator Drum* (SD-02) sebanyak 120.213,3319 kg/jam akan terpisah berdasarkan perbedaan fasa. Fasa cair sebagai hasil bawah berupa air (H<sub>2</sub>O) sebanyak 65.011,8738 kg/jam dan fasa gas sebagai hasil atas sebanyak 55.201,4581 kg/jam

yang terdiri gas CO<sub>2</sub> sebanyak 52.972,6379 kg/jam, gas CO sebanyak 1.774,2032 kg/jam, dan gas N<sub>2</sub> sebanyak 454,6170 kg/jam. Pemisahan CO<sub>2</sub> dengan gas N<sub>2</sub> dan CO, menggunakan *Pressure Swing Adsorption* (AD-01) dengan menggunakan media penyerap *BPL Carbon* yang berbentuk *granular* yang mampu menyerap semua CO<sub>2</sub> dan sebagian kecil CO serta N<sub>2</sub>, *Pressure Swing Adsorption* akan dibuat dua karena *Pressure Swing Adsorption* yang lainnya digunakan ketika *BPL Carbon* diregenerasi lagi melalui penurunan tekanan sehingga gas yang terjebak didalam *BPL carbon* terlepas dari *BPL carbon*, sehingga *BPL carbon* akan dapat digunakan kembali.

(Liu ke Dkk 2010).

Sebelum gas campuran CO<sub>2</sub>, CO, N<sub>2</sub> diumpankan kedalam *Pressure Swing Adsorption* (AD-01) terlebih dahulu diturunkan suhunya, untuk menyesuaikan dengan keadaan operasi *Pressure Swing Adsorption* (AD-01) yang beroperasi pada tekanan 30 atm dan suhu 30°C untuk menurunkan suhu dari gas dapat diturunkan tekanannya dari 6 atm gas campuran keluar dari (SD-02) diturunkan menjadi 1 atm menggunakan *Expander* (E-01) sehingga suhu keluar *Expander* berada pada 24,6°C dan harus dikondisikan *isoskhorik* (volume tetap). Kemudian gas campuran tersebut dilewatkan ke dalam *Heat Exchanger* (HE-02) untuk menaikkan suhu gas campuran dari suhu 24,6°C menjadi 30°C menggunakan *hot fluid* berupa *steam* yang diperoleh dari unit utilitas. Kemudian gas campuran diumpankan ke kompresor (C-02) untuk menaikkan tekanannya dari 1 atm menjadi 30 atm dan harus dikondisikan *isothermal* (temperatur konstan) agar volume gas menyusut sehingga *volume Pressure Swing Adsorption* (AD-01) tidak terlalu besar

selain itu agar tidak terjadi kenaikan suhu saat dinaikan tekananya. Pertimbangan kami menurunkan tekanan awal 6 atm ke 1 atm dikarenakan untuk menghemat kebutuhan *dowtherm A* selain itu yang paling utama yaitu untuk memperkecil volume gas campuran didalam *Pressure Swing Adsorption* karena berdasarkan *trial* terhadap tekanan 1 atm akan menghasilkan volume gas campuran yang 6 kali lebih kecil daripada tekanan 6 atm apabila nantinya sama-sama dinaikkan tekananya menjadi 30 atm.

Kemudian Gas campuran sebanyak 55.201,4581 kg/jam diumpankan kedalam (AD-01) untuk terjadinya proses penyerapan gas CO<sub>2</sub> dan sebagian kecil CO serta N<sub>2</sub>, lalu yang tidak terserap didalam *BPL Carbon* akan terpisah dari CO<sub>2</sub> sebagai hasil atas dari (AD-01) berupa gas campuran CO dan N<sub>2</sub> sebanyak 1.951,303 kg/jam dengan komponen (78,8008% CO dan 21,1992% N<sub>2</sub>) yang kemudian disimpan kedalam tangki penyimpanan (T-03) untuk dijual ke perusahaan lain, Kemudian apabila kondisi *BPL Carbon* telah berada pada kondisi jenuh maka turunkan tekanan yang ada didalam (AD-01) agar CO<sub>2</sub> lepas dengan sendirinya dari *BPL Carbon* lalu gas CO<sub>2</sub> Tersebut ditampung kedalam tangki penyimpan (T-04) untuk dijual, sehingga *BPL Carbon* dapat digunakan kembali sebagai adsorben. Sedangkan untuk proses selanjutnya maka gas campuran akan dialirkan ke dalam (AD-01) agar proses penyerapan gas CO<sub>2</sub> tidak terhenti.

## 3.2 Spesifikasi Alat

### 3.2.1 Refrigerator (RF)

Tugas	: Menurunkan temperatur dari suhu 30°C menjadi -184°C Sehingga gas oksigen dan gas metana mencair.
Jenis	: <i>Shell and tube heat exchanger</i>
Dipakai	: 1-2 <i>shell and tube exchanger</i>
Jumlah	: 1 unit
Beban Panas	: 9.361.771 btu/jam
Spesifikasi Heater	: OD = $\frac{3}{4}$ in
	Jenis tube = 16 BWG
	Pitch (PT) = 1 in triangular pitch
	Panjang tube = 12 ft
	Ud = 75 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .F
	Luas permukaan luar (a'') = 0,1963 ft <sup>2</sup> /ft
	Jumlah tube = 376 buah
	ID shell = 23 + $\frac{1}{4}$ in
	Luas transfer panas (A) = 848,6 ft <sup>2</sup>
Tube	: Fluida panas = Gasses

	Flow area tube (at)	= 0,3942 ft <sup>2</sup>
	Kecepatan massa (Gt)	= 227.148,0036 lbm/jam.ft <sup>2</sup>
	Bilangan Reynold (Re)	= 379.767
	jH	= 700
	hio	= 1.392,7482 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Shell	: Fluida dingin	= Nitrogen Cair (N <sub>2</sub> )
	Flow area shell (as)	= 0,2346 ft <sup>2</sup>
	Kecepatan massa (Gs)	= 77.933,5773 lbm/jam.ft <sup>2</sup>
	Bilangan Reynold (Re)	= 11.237,0597
	jH	= 70
	ho	= 498,634 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc		= 405,0223 btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
	Faktor pengotor minimum (Rd)	= 0,003 btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
	Faktor pengotor Didapatkan (Rd)	= 0,010 btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Harga	: Rp 748.222.200	

### 3.2.2 Water Gas Shift Membrane Reactor (WGSMR)

Tugas : Mereaksikan gas CO sebanyak 35.484,0637 kg/jam dengan *steam* (H<sub>2</sub>O) sebanyak 86.882,4984 kg/jam untuk menghasilkan gas hidrogen dan karbon dioksida yang kemudian akan terpisahkan melalui membran.

Jenis alat : *Single bed reactor*

Jumlah : 1 buah.

Kondisi operasi : Adiabatis

Suhu : 450°C

Tekanan : 6 atm

Reaksi : Eksotermis

Spesifikasi

Diameter : 1,3 m

Tinggi : 3,217 m

Shell

Diameter Shell : 1,3 m

Panjang Shell : 2,638 m

Tebal shell : 3/8 in

Head

Tebal Head : 7/16 in  
Tinggi Head : 0,289 m  
Bahan : Stainless steel SA-167 grade 10  
Tebal Isolasi : 0,034 m  
Harga : Rp 4.868.620.680



### 3.2.3 Separator Drum

Nama Alat	<i>Separator Drum-01 (SD-01)</i>	<i>Separator Drum-02 (SD-02)</i>
Fungsi	Memisahkan CH <sub>4</sub> cair sebanyak 2.079,062 kg/jam dan O <sub>2</sub> 2.488,365 kg/jam cair dari syngas sebanyak 40.623,51 kg/jam	Memisahkan air (H <sub>2</sub> O) sebanyak 65.011,87 kg/jam dan gas sebanyak 55.201,46 kg/jam
Jenis	<i>Vertical separator drum dengan torispherical dish head.</i>	<i>Vertical separator drum dengan torispherical dish head.</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kondisi Operasi	Tekanan : 1 atm	Tekanan : 6 atm
	Suhu : -184°C	Suhu : 148°C
Spesifikasi	Diameter tangki : 1,524 m	Diameter tangki : 2,286 m
	Tinggi tangki : 5,230 m	Tinggi tangki : 9,042 m
	Tebal <i>shell</i> : 0,006 m	Tebal <i>shell</i> : 0,015 m
	Tinggi <i>Head</i> : 0,312 m	Tinggi <i>Head</i> : 0,456 m
	Tebal <i>Head</i> : 0,006 m	Tebal <i>Head</i> : 0,012 m
Jumlah	1 unit	1 unit
Harga	Rp 278.446.740	Rp 375.826.440

### **3.2.4 Pressure Swing Adsorption (AD-01)**

Tugas : Menyerap gas CO<sub>2</sub> sebanyak 52.972,6379 kg/jam dari campuran gas.

Jenis : *Packed Tower*

Bahan : *Low Alloy Steel SA 302 B*

Jumlah : 2 unit

Fase : Gas

Kondisi Operasi :

Suhu : 30°C

Tekanan : 30 atm

Spesifikasi

Diameter : 2,911 m

Tinggi : 7,903 m

Shell

Tebal : 1 ½ in

Tinggi : 7,278 m

Head

Tebal : 1 ½ in

Tinggi : 0,6234 m

Harga : Rp 2.020.078.500

### 3.2.5 Tangki

Nama Alat	Tangki Penyimpanan Produk Samping (T-01)	Tangki Penyimpanan Produk (T-02)	Tangki Penyimpanan Produk Samping (T-03)	Tangki Penyimpanan Produk Samping (T-04)
Fungsi	Menyimpan produk metana dan oksigen cair sebanyak 4.567,427 kg/jam selama 7 hari.	Menyimpan gas Hidrogen sebanyak 2.525,2525 kg/jam selama 7 hari.	Menyimpan campuran gas karbon monoksida dan nitrogen sebanyak 2.228,82 kg/jam selama 7 hari.	Menyimpan gas karbon dioksida sebanyak 52.972,64 kg/jam selama 7 hari.
Jenis	Silinder tegak dengan <i>elliptical dishead head</i>	<i>Spherical Tank</i>	<i>Spherical Tank</i>	<i>Spherical Tank</i>
Fase	Cair	Gas	Gas	Gas
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-299.</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C.</i>	<i>Carbon Steel SA-299</i>
Kondisi Operasi	Tekanan : 1 atm	Tekanan : 450 atm	Tekanan : 30 atm	Tekanan : 400 atm
	Suhu : -184 °C	Suhu : 450,46 °C	Suhu : 30 °C	Suhu : 30°C
Waktu Tinggal	7 hari	7 hari	7 hari	7 hari
Spesifikasi	Volume : 2.951,911 m <sup>3</sup>	Volume : 30.779,288 m <sup>3</sup>	Volume : 12.190,43 m <sup>3</sup>	Volume : 13.828,09 m <sup>3</sup>
	Diameter tangki : 10,46 m	Diameter tangki : 38,87 m	Diameter tangki : 28,54 m	Diameter tangki : 29,77 m
	Tinggi tangki : 18,31 m	Tinggi tangki : 38,87 m	Tinggi tangki : 28,54 m	Tinggi tangki : 29,77 m
	Tebal <i>shell</i> : 0,012 m	Tebal <i>shell</i> : 0,27 m	Tebal <i>shell</i> : 0,3 m	Tebal <i>shell</i> : 0,19 m
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit	1 unit
Harga	Rp 6.189.113.700	Rp 21.346.738.380	Rp 12.590.064.300	Rp 13.498.875.720

### 3.2.6 Blower

Nama Alat	Blower-01 (BL-01)	Blower-02 (BL-02)
Fungsi	Mengalirkan <i>syngas</i> sebanyak 40.623,5134 kg/jam menuju <i>refrigerant</i> .	Mengalirkan gas CO, N <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> sebanyak 36.056,09 kg/jam ke <i>Separator drum-01</i> .
Jenis	<i>Blower Centrifugal</i>	<i>Blower Centrifugal</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kondisi Operasi	Tekanan : 1 atm	Tekanan : 1 atm
	Suhu : 30 °C	Suhu : -184 °C
Kapasitas	24.960,01 ft <sup>3</sup> /menit	7.340,212 ft <sup>3</sup> /menit
Daya Blower	80 Hp	25 Hp
Jumlah	2 unit (1 sebagai cadangan)	2 unit (1 sebagai cadangan)
Harga	Rp 737.975.700	Rp 234.030.060

### 3.2.7 Compressor

Nama Alat	<i>Compressor (C-01)</i>	<i>Compressor (C-02)</i>	<i>Compressor (C-03)</i>	<i>Compressor (C-04)</i>
Fungsi	Untuk menaikkan tekanan gas dari 1 atm menjadi 6 atm	Untuk menaikkan tekanan gas dari 6 atm menjadi 450 atm	Untuk menaikkan tekanan gas dari 1 atm menjadi 30 atm	Untuk menaikkan tekanan gas dari 30 atm menjadi 400
Jenis	<i>Centrifugal multi stage</i>	<i>Centrifugal multi stage</i>	<i>Centrifugal multi stage</i>	<i>Centrifugal multi stage</i>
Jumlah Stage	<i>2 stage</i>	<i>3 stage</i>	<i>3 stage</i>	<i>3 stage</i>
Daya	110 Hp	350 Hp	160 Hp	120 Hp
Kondisi Operasi	Tekanan masuk : 1 atm	Tekanan masuk : 6 atm	Tekanan masuk : 1 atm	Tekanan masuk : 30 atm
	Tekanan keluar : 6 atm	Tekanan keluar : 450 atm	Tekanan keluar : 30 atm	Tekanan keluar : 400 atm
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit	1 unit
Harga	Rp 1.253.883.180	Rp 2.104.615.920	Rp 1.424.703.720	Rp 1.296.584.520

### **3.2.8 Expander (E-01)**

Tugas	: Menurunkan tekanan <i>syngas</i> dari <i>Separator drum – 02</i> Sebelum menuju HE-02.
Jenis	: <i>Turbin</i>
Bahan	: <i>Stainlees Steel</i>
Power	: 60 Hp
Harga	: Rp 895.149.420

### 3.2.9 Pompa

Nama Alat	Pompa (P-01)	Pompa (P-02)
Fungsi	Mengalirkan hasil bawah dari <i>separator drum</i> 01 (SD-01) berupa Metana cair dan oksigen cair sebanyak 4.567,4274 kg/jam menuju Tangki 01.	Mengalirkan hasil bawah dari <i>separator drum</i> 02 (SD-02) berupa Air sebanyak 65.011,873 kg/jam menuju unit Utilitas.
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	<i>Commersial Steel</i>	<i>Commersial Steel</i>
Putaran standar	2.425,401 rpm	10.306,667 rpm
Kapasitas	15,0592 gallon/menit	271,347 gallon/menit
Daya Pompa	1 Hp	2,5 Hp
Jumlah	2 unit (1 sebagai cadangan)	2 unit (1 sebagai cadangan)
Harga	Rp 169.120.380	Rp 316.032.420



### 3.2.10 Heater

Nama Alat	<i>Heater-01 (HE-01)</i>	<i>Heater-02 (HE-02)</i>
Fungsi	Menaikkan temperatur gas sebelum diumpankan ke dalam reaktor.	Menaikkan temperatur gas sebelum diumpankan ke dalam Adsorber.
Jenis Alat	<i>1-2 Shell and Tube</i>	<i>1-2 Shell and Tube</i>
Beban Panas	4.816.363,095 btu/jam	930.637,731 btu/jam
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
Luas Transfer Panas	1362 ft <sup>2</sup>	1.093,42 ft <sup>2</sup>
Spesifikasi <i>Shell</i>	Fluida Dingin: <i>Gasses</i>	Fluida Dingin: <i>Gasses</i>
	ID <i>Shell</i> : 27 in	ID <i>Shell</i> : 27 in
	<i>Baffle space</i> : 6,75	<i>Baffle space</i> : 6,75
	<i>Pressure drop</i> : 6,35 psi	<i>Pressure drop</i> : 8,79 psi
Spesifikasi <i>Tube</i>	Fluida panas : <i>Steam</i>	Fluida panas : <i>Steam</i>
	OD : 0,75 in	OD : 1 in
	L : 16 ft	L : 16 ft
	16 BWG	16 BWG
	1 in sq pitch	1,25 in sq pitch
	Nt : 460 buah	Nt : 288 buah
	<i>Pressure drop</i> : 0,64 psi	<i>Pressure drop</i> : 0,52 psi
Ud	50 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F	23 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc	132,312 btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F	35,121 btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Rd	0,0124 btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F	0,015 btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Jumlah	1 unit	1 unit
Harga	Rp 1.117.217.640	Rp 927.604.260

### 3.2.11 Cooler (CL-01)

Tugas : Menurunkan temperatur gas sebelum diumpankan ke dalam  
*Separator drum - 02*

Jenis : *Shell and tube heat exchanger.*

Dipakai : *1-2 shell and tube exchanger*

Jumlah : 1 unit

Beban Panas : 8.816.024,292 btu/jam

Spesifikasi *Heater* : OD = 1 in

Jenis tube = 16 BWG

Pitch (PT) = 1,25 in *triangular pitch*

Panjang tube = 16 ft

Ud = 40 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Luas permukaan luar (a'') = 0,2618 ft<sup>2</sup>/ft

Jumlah tube = 118 buah

ID shell = 17 ¼ in

Luas transfer panas (A) = 414,948 ft<sup>2</sup>

Tube : Fluida panas = *Gasses*

Flow area tube (at) = 0,243 ft<sup>2</sup>

	Kecepatan massa (Gt)	= 1.088.956 lbm/jam.ft <sup>2</sup>
	Bilangan Reynold (Re)	= 1.257.901
	Jh	= 800
	Hio	= 1.060,933 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Shell	: Fluida dingin	= <i>Dowtherm A</i>
	Flow area shell (as)	= 0,258 ft <sup>2</sup>
	Kecepatan massa (Gs)	= 625.585 lbm/jam.ft <sup>2</sup>
	Bilangan Reynold (Re)	= 6.445,327
	jH	= 40
	ho	= 214,030 Btu/jam. ft <sup>2</sup> .°F
Uc		= 178,100 btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
	Faktor pengotor (Rd)	= 0,019 btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Harga		= Rp 408.281.280

### 3.2.12 Condensor (CD-01)

Tugas	: Mencairkan gas <i>steam</i> dari gas campuran
Jenis	: <i>Shell and tube heat exchanger</i>
Dipakai	: <i>1-2 shell and tube exchanger</i>
Jumlah	: 1 unit

Beban Panas	: 5.258.103,182 btu/jam	
Spesifikasi <i>Cooler</i>	: OD	= 1 in
	Jenis <i>tube</i>	= 16 BWG
	<i>Pitch</i> (PT)	= 1,25 in <i>triangular pitch</i>
	Panjang <i>tube</i>	= 16 ft
	Ud	= 30 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
	Luas permukaan luar (a'')	= 0,2618 ft <sup>2</sup> /ft
	Jumlah <i>tube</i>	= 188 buah
	ID <i>shell</i>	= 21 ¼ in
	Luas transfer panas (A)	= 637,744 ft <sup>2</sup>
Tube	: Fluida panas	= <i>Gasses</i>
	<i>Flow area tube</i> (at)	= 0,387 ft <sup>2</sup>
	Kecepatan massa (Gt)	= 683.493,786 lbm/jam.ft <sup>2</sup>
	Bilangan Reynold (Re)	= 1.041.857,095
	Jh	= 800
	Hio	= 741,167 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Shell	: Fluida dingin	= <i>Dowtherm A</i>
	<i>Flow area shell</i> (as)	= 0,391 ft <sup>2</sup>

Kecepatan massa (Gs)	= 245.868,56 lbm/jam.ft <sup>2</sup>
Bilangan Reynold (Re)	= 2.268,735
jH	= 10
ho	= 56,584 Btu/jam. ft <sup>2</sup> .°F
Uc	= 52,570 btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Faktor pengotor (Rd)	= 0,014 btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Harga	= Rp 587.648.160

### **3.3. Perencanaan Produksi**

#### **3.3.1. Analisis Kebutuhan Bahan Baku**

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan Hidrogen di Indonesia, tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan energi dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Diperkirakan kebutuhan Hidrogen akan terus meningkat di tahun-tahun mendatang. Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan dengan kapasitas produksi sebesar 20.000 ton/tahun yang bahan bakunya diperoleh dari syngas hasil gasifikasi batubara.

#### **3.3.2. Analisis Kebutuhan Peralatan Proses**

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

## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

#### **4.1 Lokasi Pabrik**

Secara geografis penentuan lokasi pabrik sangat menentukan kemajuan pabrik tersebut pada saat produksi dan dimasa yang akan datang. Dengan penentuan lokasi pabrik yang tepat akan menghasilkan biaya produksi dan distribusi yang minimal sehingga pabrik tersebut dapat berjalan efisien, ekonomis serta menguntungkan.

Di samping pertimbangan teknis dan ekonomis diperlukan pula pertimbangan sosiologis, yaitu pertimbangan dalam mempelajari sifat dan sikap masyarakat di sekitar daerah yang dipilih sebagai lokasi pabrik, sehingga jika ada hambatan sosiologis yang timbul dari luar dapat diperhitungkan sebelumnya.

Lokasi pabrik dikatakan ekonomis bila memenuhi beberapa syarat antara lain:

1. Tersedianya bahan baku dan utilitas
2. Lancarnya transportasi
3. Daerah pemasaran yang cukup potensial
4. Penyediaan tenaga kerja yang cukup
5. Tidak menimbulkan efek sosial yang negatif terhadap masyarakat sekitar
6. Keadaan iklim yang stabil
7. Adanya sarana pembuangan limbah yang baik

Berdasarkan pertimbangan diatas, maka ditentukan rencana pendirian pabrik hidrogen ini direncanakan akan dibangun di Provinsi Kalimantan Timur, tepatnya di Kutai Timur, Sangatta.

#### **4.1.1 Penyediaan Bahan Baku**

Sumber Bahan baku merupakan salah satu faktor penting dalam mendirikan sautu pabrik oleh karena itu Lokasi pabrik harus cukup dekat dengan sumber bahan baku, sehingga proses operasi dapat berlangsung dengan baik karena selalu tersedianya bahan baku, maka Pabrik hidrogen ini didirikan berdekatan dengan Perusahaan *syngas* yang merupakan bahan baku utama dalam memproduksi Hidrogen.

#### **4.1.2 Pemasaran Produk**

Hasil produksi Hidrogen digunakan terutama untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan juga memungkinkan untuk diekspor. Dalam negeri sendiri tepatnya di Kalimantan Timur memiliki Prospek yang cerah dalam bidang industri kimia, diantaranya Kawasan *Kaltim Industrial Estate* di Bontang, Blok Mahakam di Samarinda dan Kawasan industri Kariangau di Balikpapan. Pemasaran hasil produksi untuk kebutuhan lokal dan internasional juga tidak mengalami hambatan karena tersedianya sarana transportasi jalur darat dan air.

#### **4.1.3 Utilitas**

Kebutuhan air untuk proses dan keperluan rumah tangga dapat dipenuhi dengan mengolah air dari sungai Mahakam didekat pabrik yang mengalir di daerah lokasi pabrik. Selain itu utuk ketersediaan bahan bakar dapat diperoleh dari Pertamina dan



OPEP sangata Sedangkan untuk kebutuhan listrik diperoleh dari PLN dan sebagai cadangan tenaga listrik dipersiapkan pembangkit tenaga listrik (*generator set*) sebagai pengganti sementara jika terjadi gangguan.

#### **4.1.4 Transportasi**

Sarana transportasi untuk keperluan pabrik seperti pengangkutan bahan baku, pemasaran produk dan kegiatan lain yang berhubungan dengan aktivitas dan kelancaran operasi pabrik dapat ditempuh melalui jalur darat maupun sungai/laut, hal ini dikarenakan letak pabrik dekat dengan sungai dan jalan darat. Karena lokasi pabrik berdekatan dengan sumber bahan baku, maka transportasi bahan baku akan lebih lancar. Sedangkan untuk dapat dipasarkan ke wilayah kalimantan itu sendiri, bisa melalui transportasi darat maupun laut menuju beberapa perusahaan di kalimantan timur diantaranya Pelabuhan Samarinda, Pelabuhan Kariangau di Balikpapan, Pelabuhan bontang dan Pelabuhan tanjung selor.

#### **4.1.5 Tenaga Kerja**

Ketersediaan tenaga kerja di lokasi cukup tersedia dan diperoleh dari daerah sekitar Pabrik maupun dari luar daerah, baik itu tenaga kerja berpendidikan tinggi, menengah maupun tenaga kerja kasar. Hal ini dapat menekan jumlah pengangguran dan dapat membuka lapangan kerja baru.

#### **4.1.6 Keadaan Iklim dan Geografis**

Lokasi yang dipilih dalam mendirikan pabrik memiliki kondisi geografis yang cukup baik dan stabil berupa dataran rendah dan rata, struktur tanahnya baik, dan daerah ini merupakan daerah yang bebas bencana alam seperti gempa bumi, banjir dan tanah longsor, sehingga memungkinkan operasi pabrik dapat berjalan dengan lancar.

#### **4.1.7 Faktor Penunjang**

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

#### **4.1.8 Faktor Lain-Lain**

Faktor ini merupakan faktor yang berperan tidak secara langsung dalam proses di suatu industri akan tetapi faktor tersebut sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dan distribusi suatu pabrik. Adapun faktor-faktor yang termasuk didalamnya antara lain:

##### **a. Masalah Limbah**

Limbah merupakan zat sisa yang tidak terpakai lagi disuatu industri. Limbah sendiri terbagi tiga yaitu:

1. Limbah padat

2. Limbah cair

3. Limbah gas

Pembuangan limbah harus menjadi perhatian yang serius, terutama mengenai dampak dari limbah tersebut ke lingkungan serta terhadap kesehatan masyarakat sekitar. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan limbah yaitu:

- Metode penanganan limbah yang tepat dan efisien, sehingga tidak mencemari lingkungan.
- Anggaran biaya yang diperlukan untuk mengolah limbah.
- Sistem pembuangan limbah tersebut.
- Masalah Limbah

b. Perizinan

Bagi pabrik yang membutuhkan modal investasi yang besar maka masalah perizinan dan perpajakan perlu diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik pada suatu daerah ataupun suatu negara. Kemudahan dalam perizinan dan keringanan pajak sangat diperlukan oleh pabrik yang bersangkutan terutama untuk mempercepat proses pendirian dan pembangunan pabrik. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam mengurus perizinan antara lain:

1. Sistem birokrasi daerah setempat.

2. Undang-undang yang berlaku di daerah setempat.

3. Pejabat daerah setempat.

c. Sosial masyarakat

Suatu pabrik dapat dikatakan bermanfaat bagi masyarakat lokal apabila hubungan antara pabrik dengan masyarakat berjalan dengan baik. Seperti terserapnya tenaga kerja lokal dan pembangunan infrastruktur jalan raya sehingga masyarakat cukup dapat merasakan dampak positif dengan adanya pabrik di daerah mereka. Dengan pertimbangan di atas maka dapat disimpulkan bahwa kawasan Sangatta layak dijadikan pabrik Hidrogen dari *Syngas* hasil gasifikasi batu bara di Indonesia.

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

Tata letak peralatan pabrik/*plant lay out* merupakan salah satu hal yang harus diperhatikan dalam pendirian suatu pabrik. Yang dimaksud dengan *plant lay out* adalah cara penyusunan/pengaturan peralatan proses atau fasilitas pabrik lainnya sedemikian rupa, sehingga pabrik dapat beroperasi secara efisien, efektif dan aman. Secara garis besar *lay out* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu:

##### **4.2.1. Daerah Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium**

Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi dari pabrik itu sendiri yang mengatur kelancaran operasi. Sedangkan untuk Laboratorium sebagai

pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan yang dijual.

#### 4.2.2. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Merupakan daerah tempat dimana alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang *control* sebagai pusat pengendalian dalam mengawasi serta meninjau berlangsungnya proses.

#### 4.2.3 Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

Merupakan daerah dimana kegiatan seperti penyimpanan suatu barang, reparasi kendaraan maupun mesin serta tempat dalam meletakkan kendaraan yang nantinya akan dipakai dalam kelancaran transportasi perusahaan.

#### 4.2.4. Daerah Utilitas dan Power Station

Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan. Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel di bawah ini:

Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan

No.	lokasi	panjang,	lebar,	luas, m <sup>2</sup>
		m	m	m <sup>2</sup>
1	Area Proses	75	60	4500
2	Area Utilitas	50	30	1500
3	Bengkel	20	15	300
4	Gudang Peralatan	40	22	880

5	Kantin	20	15	300
6	Kantor Teknik dan Produksi	30	15	450
7	Kantor Utama	40	25	1000
8	Laboratorium	15	30	450
9	Parkir Utama	30	30	900
10	Parkir Truk	30	20	600
11	Kantor Utilitas	20	15	300
12	Poliklinik	15	15	225
13	Pos Keamanan	10	10	100
14	Control Room	20	15	300
15	Control Utilitas	15	10	150
16	Library	15	10	150
17	Masjid	20	20	400
18	Unit Pemadam Kebakaran	20	15	300
19	KoPerasi	20	15	300
20	Aula	20	30	600
21	Taman	25	20	500
22	Daerah Perluasan 1	40	105	4200
23	Daerah Perluasan 2	83	22	1826
	<b>Luas Tanah</b>			<b>20231</b>
	<b>Luas Bangunan</b>			<b>13705</b>
<b>Total</b>				<b>33936</b>

### 4.3 Tata Letak Alat Proses

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

#### 4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk

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

#### **4.3.2. Aliran Udara**

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

#### **4.3.3. Pencahayaan**

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

#### **4.3.4. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan**

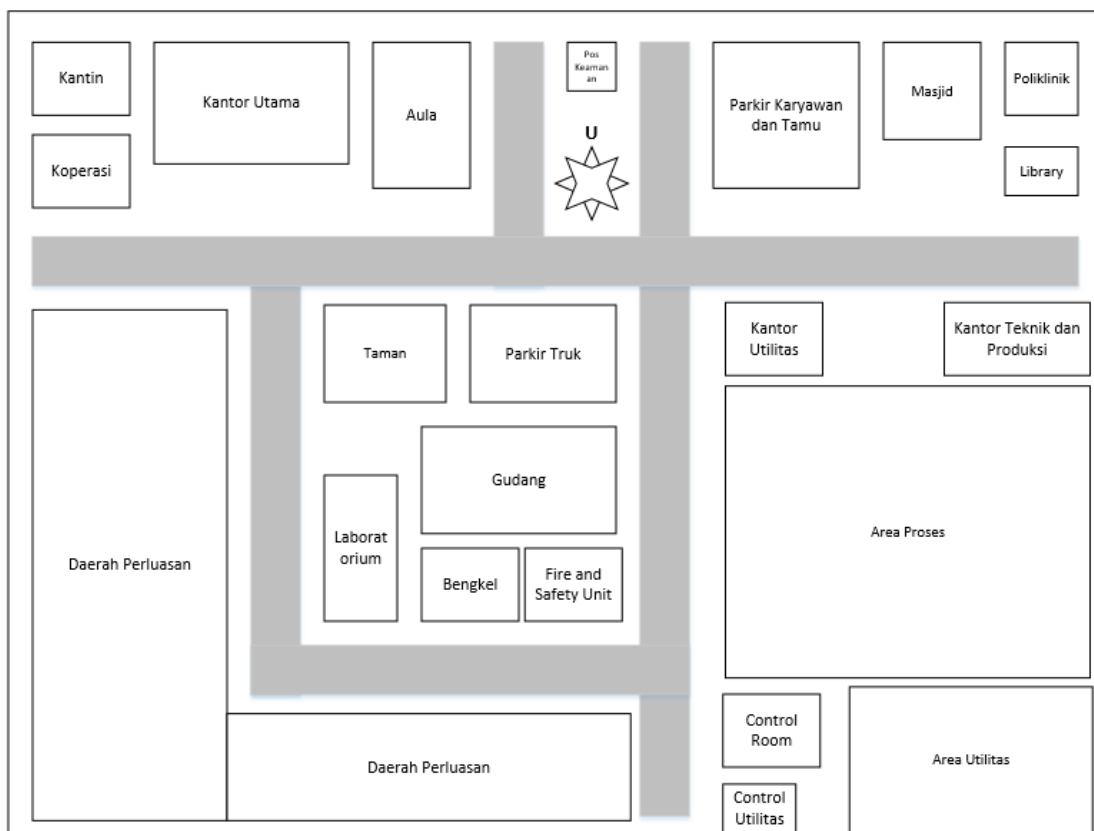
Dalam perancangan *lay out* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

#### **4.3.5. Pertimbangan Ekonomi**

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

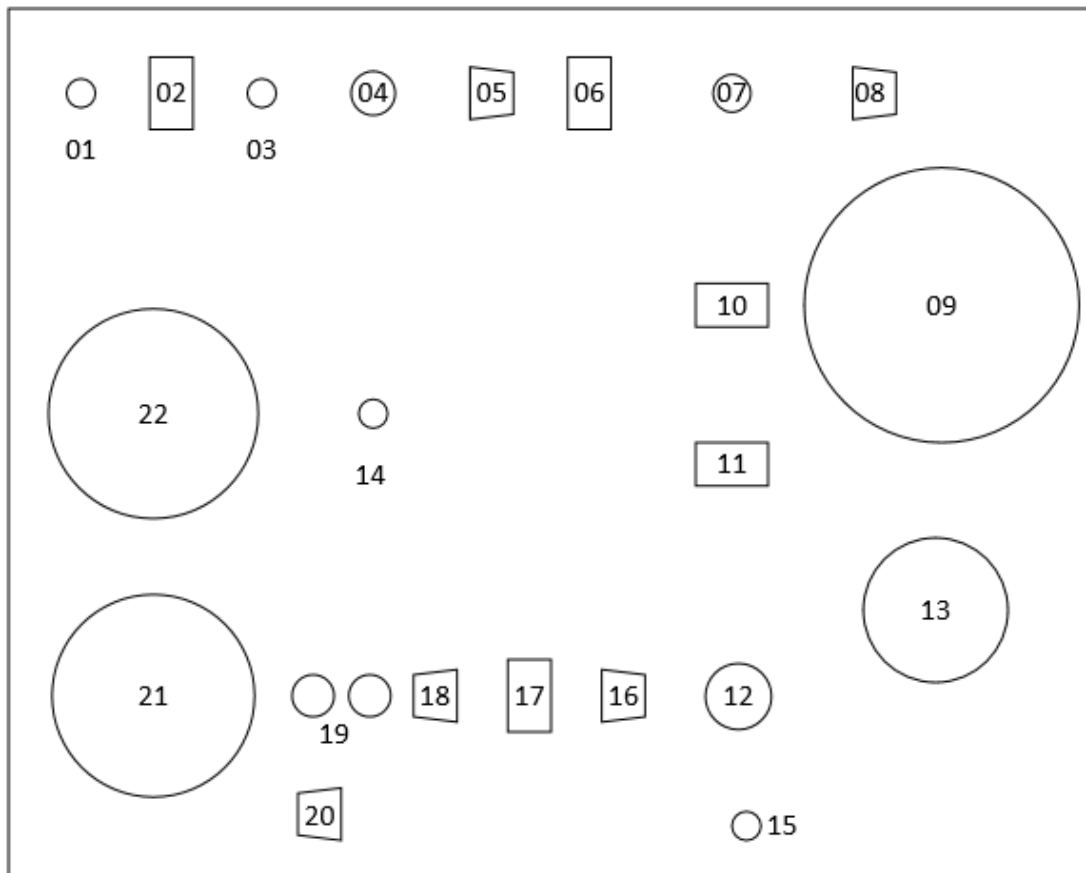
#### 4.3.6. Jarak Antar Alat Proses

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



Gambar 4.1. *Lay Out* Pabrik Hidrogen Skala 1:100





Gambar 4.2. Tata Letak Alat Proses Skala 1:100

Keterangan Gambar :

- |                      |                 |                       |
|----------------------|-----------------|-----------------------|
| 1. Blower-01         | 6. Heater-01    | 11. Condensor         |
| 2. Refrigerator      | 7. Reaktor      | 12. Separator Drum-02 |
| 3. Blower-02         | 8. Kompresor-02 | 13. Tangki-01         |
| 4. Separator Drum-01 | 9. Tangki-02    | 14. Pompa-01          |
| 5. Kompresor-01      | 10. Cooler      | 15. Pompa-02          |

16. Expander

19. Adsorber

22. Tangki-03

17. Heater-02

20. Kompresor-04

18. Kompresor-03

21. Tangki-04

#### 4.4 Aliran Proses dan Material

##### 4.4.1 Neraca Massa

##### 4.4.1.1 Neraca Massa Total

Tabel 4.2 Neraca Massa Total

<b>Komponen</b>	<b>Input (kg/jam)</b>	<b>Output (kg/jam)</b>
CO	35484,0636	1537,6427
CH4	2079,0620	2079,0620
H2	117,4053	2525,2525
O2	2488,3653	2488,3653
N2	454,6170	413,6605
CO2	-	53250,1548
H2O	86682,49841	65011,8738
<b>Total</b>	<b>127306,0118</b>	<b>127306,0118</b>

#### 4.4.1.2 Neraca Massa per Alat

##### 4.4.1.2.1 Refrigerator

Tabel 4.3 Neraca Massa Refrigerator

<b>Komponen</b>	<b>Input (kg/jam)</b>	<b>Output (kg/jam)</b>
CO	35484,0637	35484,0637
CH4	2079,0620	2079,0620
H2	117,4053	117,4053
O2	2488,3653	2488,3653
N2	454,6170	454,6170
<b>Total</b>	<b>40623,5134</b>	<b>40623,5134</b>

##### 4.4.1.2.2 Separator Drum-01

Tabel 4.4 Neraca Massa Separator Drum-01

<b>Komponen</b>	<b>Input (kg/jam)</b>	<b>Output (kg/jam)</b>
CO	35484,0637	35484,0637
CH4	2079,0620	2079,0620
H2	117,4053	117,4053
O2	2488,3653	2488,3653
N2	454,6170	454,6170
<b>Total</b>	<b>40623,5134</b>	<b>40623,5134</b>

#### 4.4.1.2.3 Reaktor

Tabel 4.5 Neraca Massa Reaktor

<b>Komponen</b>	<b>Input (kg/jam)</b>	<b>Output (kg/jam)</b>
CO	35484,0637	1774,2032
H2	117,4053	117,4053
N2	454,6170	454,6170
H2O (steam)	86682,4984	65011,8738
CO2	-	52972,6379
H2 reaksi	-	2407,8472
<b>Total</b>	<b>122738,5844</b>	<b>122738,5844</b>

#### 4.4.1.2.4 Separator Drum-02

Tabel 4.6 Neraca Massa Separator Drum-02

<b>Komponen</b>	<b>Input (kg/jam)</b>	<b>Output (kg/jam)</b>	
		<b>Atas</b>	<b>Bawah</b>
N2	454,6170	454,6170	-
CO	1774,2032	1774,2032	-
CO2	52972,6379	52972,6379	-
H2O	65011,8738	-	65011,8738
<b>Total</b>	<b>120213,3319</b>	55201,4581	65011,8738
		<b>120213,3319</b>	

#### 4.4.1.2.5 Adsorber

Tabel 4.7 Neraca Massa Adsorber

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
		Atas	Bawah
N2	454,6170	454,61	-
CO	1774,2032	1774,20	-
CO2	52972,6379	-	52972,6379
<b>Total</b>	<b>55201,4581</b>	2228,82	52972,6379
		<b>55201,4581</b>	

#### 4.4.2 Neraca Panas

Suhu Referensi = 30°C

##### 4.4.2.1 Refrigerator

Tabel 4.8 Neraca Panas Refrigerator

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
CO	187176,634	-8089620,753
CH4	22638,1926	9248778,791
H2	7469,6583	-277757,5723
O2	11471,3901	1716799,715
N2	2381,3192	-101281,1677
pendingin		-2265781,82
<b>Total</b>	<b>231137.194</b>	<b>231137.1942</b>

#### 4.4.2.2 Separator Drum-01

Tabel 4.9 Neraca Panas Separator Drum-01

<b>Komponen</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
CO	187176,634	-8089620,753
CH4	22638,1926	9248778,791
H2	7469,6583	-277757,5723
O2	11471,3901	1716799,715
N2	2381,3192	-101281,1677
pendingin		-2265781,82
<b>Total</b>	<b>231137.194</b>	<b>231137.1942</b>

#### 4.4.2.3 Reaktor

Tabel 4.10 Neraca Panas Reaktor

<b>Komponen</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
CO	15699952,19	785862,1227
H2	696579,05	697370,2603
N2	200909,4024	201129,4556
H2O	68822660,85	51674581,97
CO2	-	18098797,87
Panas Reaksi	-	14302253,29
Panas yang diambil	-	-339893,4764

<b>TOTAL</b>	<b>85420101,49</b>	<b>85420101,49</b>
--------------	--------------------	--------------------

#### 4.4.2.4 Separator Drum-02

Tabel 4.11 Neraca Panas Separator Drum-02

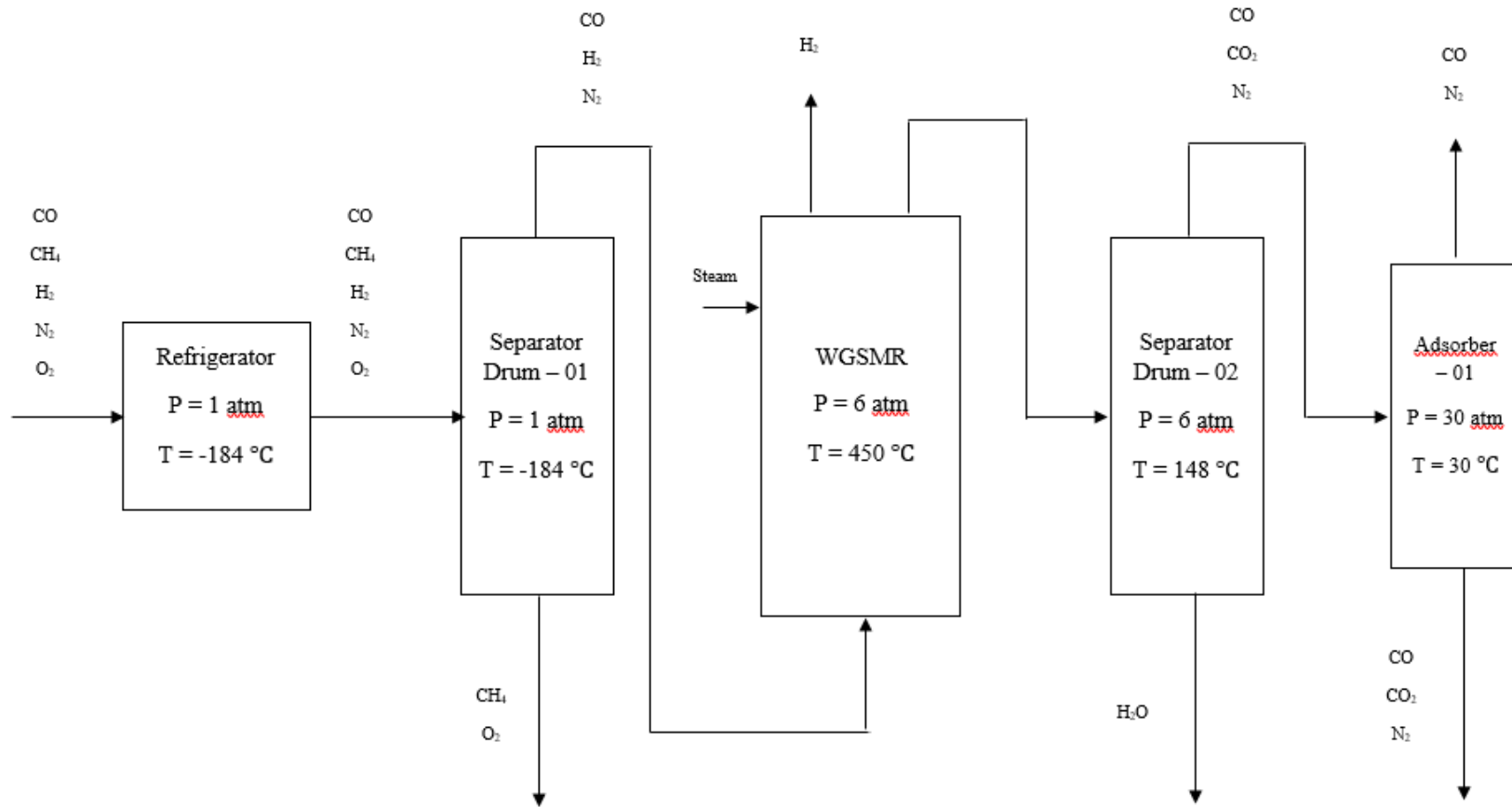
<b>Komponen</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
N2	58311,3389	58311,3389
CO	228144,9349	228144,9349
CO2	4438157,792	4438157,792
H2O	39473417,73	39473417,73
<b>Total</b>	<b>44198031.79</b>	<b>44198031.79</b>

#### 4.4.2.5 Adsorber

Tabel 4.12 Neraca Panas Adsorber

<b>Komponen</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
N2	2381,3191	2381,3191
CO	9358,8316	9358,8316
CO2	165796,0777	165796,0777
<b>Total</b>	<b>177536,2286</b>	<b>177536,2286</b>

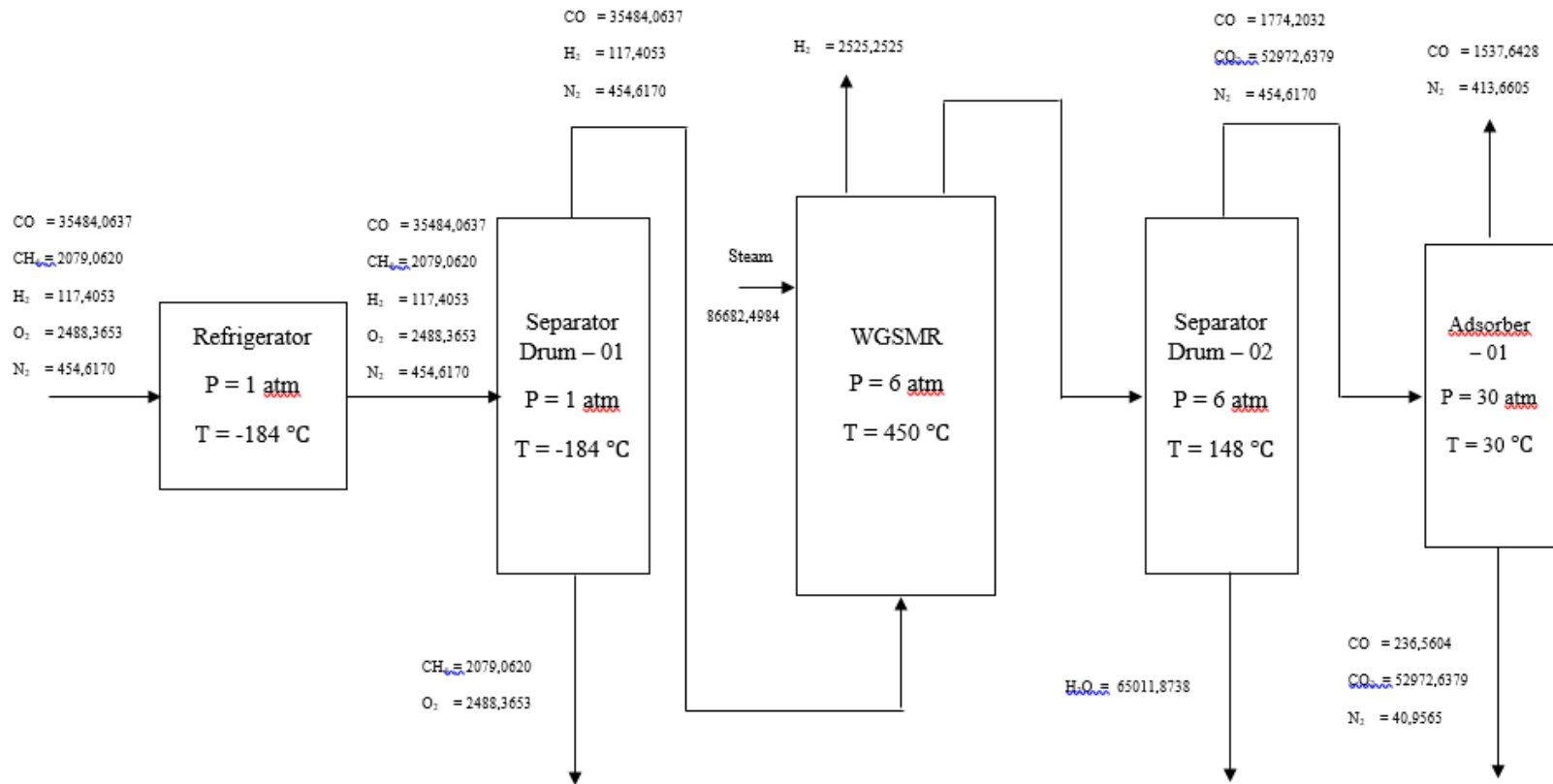
### 4.4.3 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif



#### 4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif

#### **4.5. Perawatan (*Maintenance*)**

*Maintenance* berguna untuk menjaga saran atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktifitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi produk yang diharapkan.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal”sesuai dengan buku”petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat - alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Perawatan alat - alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dapat dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada setiap alat. Perawatan mesin tiap-tiap alat meliputi:

##### *1. Over head 1 x 1 tahun*

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta leveling alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang sudah rusak, kemudian kondisi alat dikembalikan seperti kondisi semula.

##### *2. Repairing*

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan. Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance*:

a. Umur alat

Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

b. Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan meyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

c. Tenaga manusia

Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik pula.

#### **4.6. Pelayanan Teknik (Utilitas)**

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan. Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas ini meliputi:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

2. Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

#### **4.6.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)**

##### **4.6.1.1 Unit Penyediaan Air**

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik Hidrogen ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai Sangatta. Adapun penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

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

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk :

1. Air pendingin

Umumnya air yang digunakan sebagai media pendingin disebabkan pada beberapa faktor, yaitu :

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

2. Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

Terdapat beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut :

- a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi dalam *boiler* disebabkan air mengandung larutan larutan asam, gas-gas terlarut seperti  $O_2$ ,  $CO_2$ ,  $H_2S$  dan  $NH_3$ .  $O_2$  masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

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

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

c. Zat yang menyebabkan *foaming*.

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

3. Air sanitasi.

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

a. Syarat fisika, meliputi:

1) Suhu : Di bawah suhu udara

2) Warna : Jernih

3) Rasa : Tidak berasa

4) Bau : Tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi:

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

2) Tidak mengandung bakteri

#### 4.6.1.2 Unit Pengolahan Air

Berikut adalah tahapan - tahapan dalam pengolahan air :

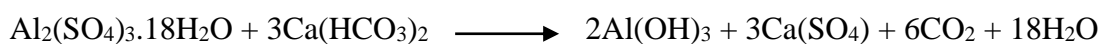
##### 1. Clarifier

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan desinfektan maupun dengan penggunaan *ion exchanger*. Mula-mula *raw water* diumpangkan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu:

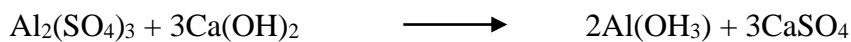
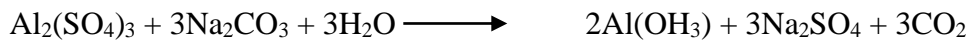
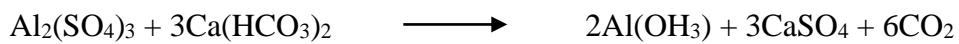
a.  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ , yang berfungsi sebagai flokulan.

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

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ ), koagulan *acid* sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Jumlah pemakaian tawas tergantung kepada turbidity (kekeruhan) air baku. Semakin tinggi turbidity air baku maka semakin besar jumlah tawas yang dibutuhkan. Pemakaian tawas juga tidak terlepas dari sifat-sifat kimia yang dikandung oleh air baku tersebut. Reaksi yang terjadi sebagai berikut :



Dengan demikian makin banyak dosis tawas yang ditambahkan maka pH akan semakin turun, karena dihasilkan asam sulfat sehingga perlu dicari dosis tawas yang efektif antara pH 5,8-7,4. Apabila alkalinitas alami dari air tidak seimbang dengan dosis tawas perlu ditambahkan alkalinitas, biasanya ditambahkan larutan kapur ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ) atau soda abu ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ). Reaksi yang terjadi :



## 2. Penyaringan

Air dari clarifier dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan/ menyaring partikel - partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan *turbidity* kira - kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (*filter water reservoir*). Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. *Sand filter* akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*.

## 3. Demineralisasi

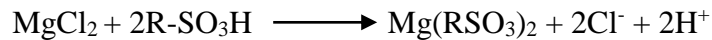
Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam - garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan



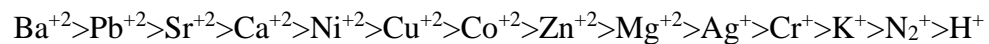
untuk menghilangkan ion - ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silika lebih kecil dari 0,02 ppm. Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut

*a. Cation Exchanger*

*Cation Exchanger* merupakan resin penukar kation-kation. Untuk *cation exchanger* berupa resin padat yang sering ada dipasaran yaitu kation dengan formula  $\text{RSO}_3\text{H}$  dan  $(\text{RSO}_3)\text{Na}$  dimana pengganti kation-kation yang dikandung dalam air akan diganti dengan ion  $\text{H}^+$  atau  $\text{Na}^+$ . karena disini kita menggunakan ion  $\text{H}^+$  sehingga air akan keluar dari *Cation Exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion  $\text{H}^+$ . Reaksi penukar kation :

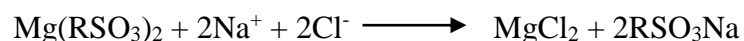


Ion  $\text{Mg}^{+2}$  dapat menggantikan ion  $\text{H}^+$  yang ada dalam resin karena selektivitas  $\text{Mg}^{+2}$  lebih besar dari selektivitas  $\text{H}^+$ . Urutan selektivitas kation adalah sebagai berikut :



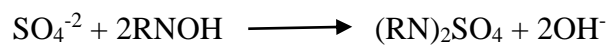
Saat resin kation telah jenuh, maka resin penukar kation akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah  $\text{NaCl}$ .

Reaksi Regenerasi :



*b. Anion Exchanger*

*Anion Exchanger* memiliki fungsi untuk mengikat ion-ion negatif yang larut dalam air dengan resin yang memiliki sifat basa, yang memiliki formula  $RNOH_3$ . Sehingga anion-anion seperti  $CO_3^{2-}$ ,  $Cl^-$ , dan  $SO_4^{2-}$  akan membantu garam resin tersebut. Sebelum di regenerasi anion yang terbentuk di dalam reaksi adalah sebagai berikut :

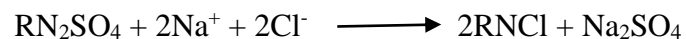


Ion  $SO_4^{2-}$  dapat menggantikan ion  $OH^-$  yang ada dalam resin karena selektivitas  $SO_4^{2-}$  lebih besar dari selektivitas  $OH^-$ . Urutan selektivitas anion adalah sebagai berikut:



Saat resin anion telah jenuh, maka resin penukar anion akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah  $NaCl$ .

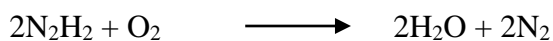
Reaksi Regenerasi :



### c. Deaerasi

Dearasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen ( $O_2$ ). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam deaerator dan diinjeksikan hidrazin ( $N_2H_4$ ) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.

Reaksi:



Air yang keluar dari deaerator ini dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler* (*boiler feed water*).

#### 4.6.1.3 Kebutuhan Air

##### 1. Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Tabel 4.13 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

<b>Nama alat</b>	<b>Kode</b>	<b>Jumlah (kg/jam)</b>
Reaktor	R-01	86682,4984
Heater	HE-01	103008,1551
Heater	HE-02	19903,6646
<b>Total</b>		<b>209594,3181</b>

Perancangan dibuat *overdesign* 20% sehingga kebutuhan *steam* 251,513.181 kg/jam sehingga Air pembangkit *steam* 80% dimanfaatkan kembali, maka *make up* yang diperlukan 20%, *make up steam*

$$= 20\% \times 251,513.181 \text{ kg/jam}$$

$$= 50,302.636 \text{ kg/jam}$$

*Blowdown* 15%  $= 15\% \times 251,513.181 \text{ kg/jam}$

$$= 37,726.977 \text{ kg/jam}$$

##### 2. Air untuk perkantoran dan rumah tangga

Dianggap 1 orang membutuhkan air = 100 kg/hari (Sularso, 2000)

Jumlah karyawan = 151 orang

Tabel 4.14 Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga

No	Penggunaan	Kebutuhan (Kg/hari)
1	Karyawan	15100
2	Laboratorium	500
3	Bengkel	200
4	Poliklinik	300
5	Kantin	1500
6	Kebersihan, pertamanan, dll	1000
	<b>Total</b>	<b>18,600</b>

Kebutuhan air total

$$= (50,302.636 + 18,600) \text{ kg/jam}$$

$$= 68,902.636 \text{ kg/jam}$$

Diambil Angka keamanan 10%

$$= 1.1 \times 68,902.636$$

$$= 75,792.899 \text{ kg/jam}$$

#### 4.6.2 Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

Kapasitas : 314,391.477 kg/jam

Jenis : *Fire Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

*Boiler* tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve sistem* dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis.

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O<sub>2</sub>, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan - bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pHnya yaitu sekitar 10,5 – 11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke boiler, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari *boiler*.

Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa - pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boiler* menyerap panas dari dinding - dinding dan pipa - pipa api maka air menjadi mendidih.

Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, baru kemudian dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

#### **4.6.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)**

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi:

- a. Listrik untuk keperluan alat proses = 677,469 kWh
- b. Listrik untuk keperluan alat utilitas = 144,889 kWh
- c. Listrik untuk instrumentasi dan kontrol = 205,589 kWh
- d. Listrik untuk keperluan kantor dan rumah tangga = 83,588 kWh

Total kebutuhan listrik adalah 1,315.773 kWh. Dengan faktor daya 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 1,700 kWh. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

#### **4.6.4 Unit Penyediaan Udara Tekan**

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 33.644 m<sup>3</sup>/jam.

#### **4.6.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar**

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada *boiler* dan *diesel* untuk *generator* pembangkit listrik. Bahan bakar *boiler* menggunakan solar sebanyak

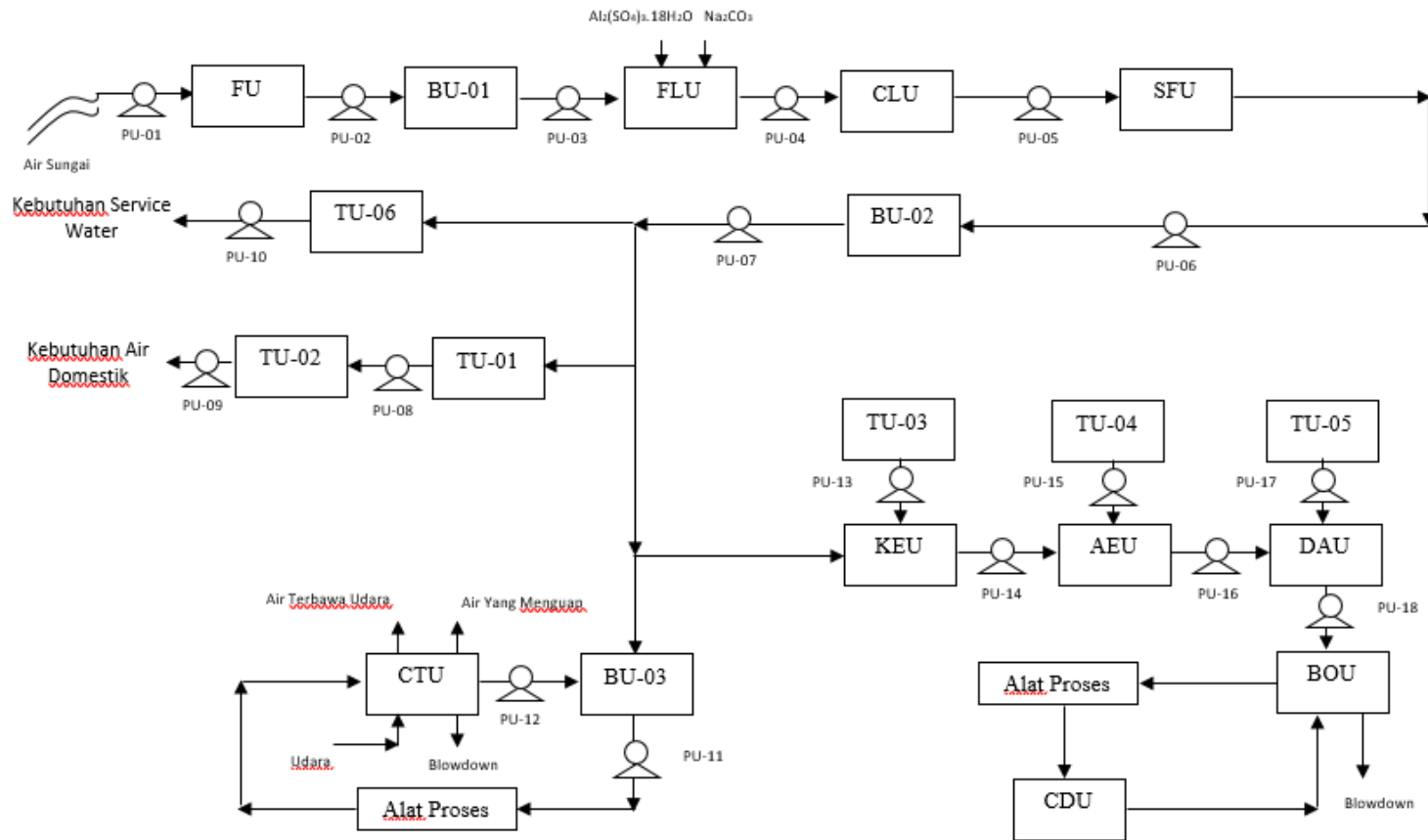
848,925,583 kg/tahun. Bahan bakar *diesel* menggunakan minyak solar sebanyak 196.651 kg/jam.

#### **4.6.6 Unit Penyediaan *cold fluid refrigerator***

*Cold fluid* digunakan untuk keperluan pendinginan dan pencairan komponen metana dan oksigen didalam *syngas*. *Cold fluid* yang digunakan berupa Nitrogen cair sebanyak 42,704.690 kg/jam.

#### **4.6.7 Unit Penyediaan *Dowtherm A***

*Dowtherm A* digunakan untuk keperluan pendinginan fluida gas pada *Cooler* dan *Condensor* dengan total keperluan sebanyak 117,010.854 kg/jam.



Gambar 4.5 Diagram Alir Utilitas



Keterangan Gambar:

AEU : *Anion Exchanger Unit*

FLU : Flokulator

BOU : *Boiler*

FU : Filter/Saringan

BU : Bak Utilitas

KEU : *Kation Exchanger Unit*

CDU : *Condensor*

PU : Pompa Utilitas

CLU : *Clarifier*

SFU : *Sand Filter*

CTU : *Cooling Tower*

TU : Tangki Utilitas

DAU : *Deaerator*

## **4.7. Organisasi Perusahaan**

### **4.7.1. Bentuk Perusahaan**

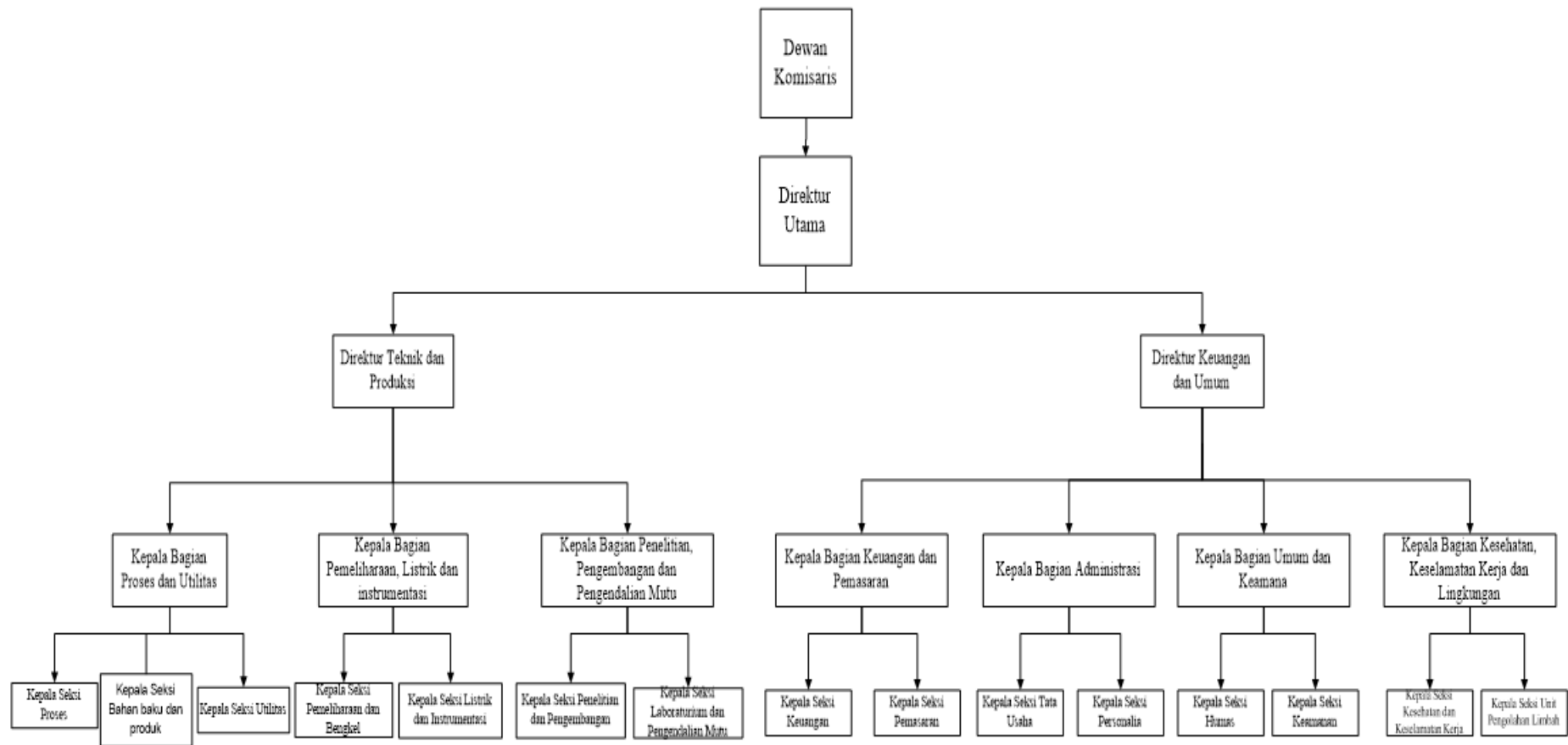
Bentuk Perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik Hidrogen ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga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

#### **4.7.2. Struktur Organisasi**

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

- a. Pemegang saham
- b. Dewan komisaris
- c. Direktur Utama
- d. Direktur
- e. Kepala Bagian
- f. Kepala Seksi
- g. Karyawan dan Operator

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



Gambar 4.6 Struktur Organisasi

### **4.7.3. Tugas dan Wewenang**

#### **4.7.3.1 Pemegang saham**

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

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

#### **4.7.3.2 Dewan Komisaris**

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

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.
2. Mengawasi tugas-tugas direktur utama.

3. Membantu direktur utama dalam hal-hal penting.

#### **4.7.3.3 Direktur Utama**

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

##### **a. Direktur Teknik dan Produksi**

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

##### **b. Direktur Keuangan dan Umum**

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

#### **4.7.3.4 Kepala Bagian**

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-

garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staf direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari :

#### **4.7.3.4.1 Kepala Bagian Proses dan Utilitas**

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

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

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

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

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

#### **4.7.3.4.4 Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran**

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

#### **4.7.3.4.5 Kepala Bagian Administrasi**

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

#### **4.7.3.4.6 Kepala Bagian Humas dan Keamanan**

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

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

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

#### **4.7.3.5 Kepala Seksi**

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

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

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

#### **4.7.3.5.2 Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

#### **4.7.3.5.3 Kepala Seksi Utilitas**

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

#### **4.7.3.5.4 Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel**

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

#### **4.7.3.5.5 Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi**

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

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

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

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

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

#### **4.7.3.5.8 Kepala Seksi Keuangan**

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

#### **4.7.3.5.9 Kepala Seksi Pemasaran**



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

#### **4.7.3.5.10 Kepala Seksi Tata Usaha**

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

#### **4.7.3.5.11 Kepala Seksi Personalia**

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

#### **4.7.3.5.12 Kepala Seksi Humas**

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

#### **4.7.3.5.13 Kepala Seksi Keamanan**

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

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

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

#### **4.7.3.5.15 Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah**

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

#### **4.7.4. Catatan**

##### **4.7.4.1 Cuti Tahunan**

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

##### **4.7.4.2 Hari Libur Nasional**

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

##### **4.7.4.3 Kerja Lembur (*Overtime*)**

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

##### **4.7.4.4 Sistem Gaji Karyawan**

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

Tabel 4.15 Gaji Karyawan

<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Gaji/Bulan (Rp)</b>	<b>Total Gaji (Rp)</b>
Direktur Utama	1	45.000.000	45.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	35.000.000	35.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	35.000.000	35.000.000
Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Bag. Penelitian Pengembangan dan Pengendalian Mutu	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Bag. Keuangan dan Pemasaran	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Bag. Administrasi	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Bag. Umum dan Keamanan	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Bag. K3 dan Lingkungan	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Sek. Proses	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. Utilitas	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. Litbang	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. Keuangan	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. Pemasaran	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. Tata Usaha	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. Personalia	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. Humas	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. Keamanan	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek. K3	1	15.000.000	15.000.000
Ka. Sek UPL	1	15.000.000	15.000.000
Karyawan Proses	10	10.000.000	100.000.000
Karyawan Utilitas	6	10.000.000	60.000.000
Karyawan Litbang	5	8.000.000	40.000.000
Karyawan Kas/Anggaran	3	8.000.000	24.000.000
Karyawan Pemasaran	4	8.000.000	32.000.000
Karyawan Administrasi	3	8.000.000	24.000.000
Karyawan Keamanan	8	5.000.000	40.000.000

Karyawan Humas	3	8.000.000	24.000.000
Karyawan Personalia	3	8.000.000	24.000.000
Karyawan K3	5	10.000.000	50.000.000
Karyawan Pemeliharaan	7	10.000.000	70.000.000
Karyawan Laboratorium	4	10.000.000	40.000.000
Karyawan Pengendalian	5	10.000.000	50.000.000
Karyawan Pembelian	4	8.000.000	32.000.000
Operator Proses	19	6.000.000	114.000.000
Operator Utilitas	10	6.000.000	60.000.000
Sekretaris	3	7.000.000	21.000.000
Librarian	1	4.000.000	4.000.000
Dokter	3	8.000.000	24.000.000
Perawat	6	5.000.000	30.000.000
Supir	6	4.000.000	24.000.000
Gardener	3	3.500.000	10.500.000
Cleaning Service	5	3.500.000	17.500.000
<b>Total</b>	<b>151</b>	<b>648.000.000</b>	<b>1.386.000.000</b>

Total Gaji/tahun = Rp. 16,632,000,000

#### 4.7.4.5 Jam Kerja Karyawan

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

##### a. Jam kerja karyawan *non-shift*

Senin – Kamis:

Jam Kerja : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

Jumat:

Jam Kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

hari Sabtu dan Minggu libur

b. Jam kerja karyawan *shift*

Jadwal kerja karyawan *shift* dibagi menjadi :

- *Shift* Pagi : 07.00 – 15.00

- *Shift* Sore : 15.00 – 23.00

- *Shift* Malam : 23.00 – 07.00

Karyawan *shift* ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 6 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap shift dan hadir lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam tabel 4.16 sebagai berikut :

Tabel 4.16 Jadwal kerja masing-masing regu

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

Keterangan :

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

#### 4.8. Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor - faktor yang ditinjau adalah:

1. *Return On Investment*

2. *Pay Out Time*

3. *Discounted Cash Flow*

4. *Break Even Point*

5. *Shut Down Point*

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

1. Penentuan modal industri ( *Total Capital Investment* )

Meliputi :

a. Modal tetap ( *Fixed Capital Investment* )

b. Modal kerja ( *Working Capital Investment* )

2. Penentuan biaya produksi total ( *Total Production Cost* )

Meliputi :

a. Biaya pembuatan ( *Manufacturing Cost* )

b. Biaya pengeluaran umum ( *General Expenses* )

3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap

a. Biaya tetap ( *Fixed Cost* )

b. Biaya variabel ( *Variable Cost* )

c. Biaya mengambang ( *Regulated Cost* )

#### 4.8.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik Hidrogen beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2023. Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari indeks pada tahun analisa.

Harga indeks tahun 2023 diperkirakan garis besar dengan data indeks dari tahun 1955 sampai 2023, dicari dengan persamaan *regresi linier*.

Tabel 4.17 Harga Indeks

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1987	324
2	1988	343
3	1989	355
4	1990	356
5	1991	361.3
6	1992	358.2
7	1993	359.2
8	1994	368.1



9	1995	381.1
10	1996	381.7
11	1997	386.5
12	1998	389.5
13	1999	390.6
14	2000	394.1
15	2001	394.3
16	2002	395.6
17	2003	402
18	2004	444.2
19	2005	468.2
20	2006	499.6
21	2007	525.4
22	2008	575.4
23	2009	521.9
24	2010	550.8
25	2011	585.7
26	2012	584.6
27	2013	567.3
28	2014	576.1
29	2015	556.8

Sumber : ( Peter Timmerhaus,1990 )

Persamaan yang diperoleh adalah :  $y = 9.878x - 19325$

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2023 adalah:

Tabel 4.18 Harga Indeks pada tahun perancangan

Tahun	Index
2016	589.048
2017	598.926
2018	608.804
2019	618.682
2020	628.560

2021	638.438
2022	648.316
2023	658.194

Jadi Indeks pada tahun 2023 = 658.194

Harga – harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi *Peters & Timmerhaus*, pada tahun 1990 dan *Aries & Newton*, pada tahun 1955). Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries \& Newton, 1955})$$

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2014

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi (1955, 1990 dan 2007)

Nx : Index harga pada tahun 2014

Ny : Index harga pada tahun referensi (1955, 1990 dan 2007)

#### 4.8.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi Hidrogen = 20.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Umur pabrik = 10 tahun

Pabrik didirikan pada tahun	= 2023
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp 15.180,-
Harga bahan baku terdiri dari :	
1. Syngas	= Rp 9.652.146.783 /th
2. Harga bahan utilitas	= Rp 4.584.325.878.471/th
Harga jual	= Rp 6.284.611.872.693/th

### 4.8.3 Perhitungan Biaya

#### 4.8.3.1 *Capital Investment*

*Capital Investment* adalah banyaknya pengeluaran – pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

*Capital investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

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

b. *Working Capital Investment*

*Working Capital Investment* adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

#### **4.8.3.2 Manufacturing Cost**

*Manufacturing Cost* merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Menurut *Aries & Newton* (Tabel 23), *Manufacturing Cost* meliputi :

a. *Direct Cost*

*Direct Cost* adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

*Indirect Cost* adalah pengeluaran–pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

*Fixed Cost* adalah biaya – biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

#### **4.8.3.3 General Expense**

*General Expense* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran–pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

#### **4.8.4 Analisa Kelayakan**

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

##### **4.8.4.1 *Percent Return On Investment***

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

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

##### **4.8.4.2 *Pay Out Time (POT)***

*Pay Out Time (POT)* adalah :

1. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.
2. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.

3. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

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

#### 4.8.4.3 Break Even Point (BEP)

*Break Even Point* (BEP) adalah :

1. Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
2. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
3. Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.

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

Dalam hal ini:

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

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

#### 4.8.4.4 *Shut Down Point (SDP)*

*Shut Down Point (SDP)* adalah :

1. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan *profit*).
2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
3. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

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

#### 4.8.4.5 *Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)*

*Discounted Cash Flow Rate Of Return ( DCFR )* adalah:

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

Persamaan untuk menentukan DCFR :

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

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow*

: *profit after taxes + depresiasi + finance*



n : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR

#### 4.8.5 Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik Hidrogen memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*. Hasil rancangan masing–masing disajikan pada tabel sebagai berikut :

Tabel 4.19 *Physical Plant Cost*

No	Jenis	Biaya (Rp)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	89.975.161.576
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	22.493.790.394
3	Instalasi cost	14.039.681.536
4	Pemipaan	48.877.495.086
5	Instrumentasi	22.370.741.359
6	Insulasi	7.845.265.077
7	Listrik	8.997.516.158
8	Bangunan	41.115.000.000
9	<i>Land &amp; Yard Improvement</i>	101.155.000.000
	<b>Total</b>	<b>356.869.651.185</b>

Tabel 4.20 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Construction Cost</i> (20%.PEC)	71.373.930.237
	<b>Total (DPC + PPC)</b>	<b>428.243.581.422</b>

Tabel 4.21 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	428.243.581.422
2	<i>Contractors fee</i> (10%.DPC)	42.824.358.142
3	<i>Contigency (25%.DPC)</i>	107.060.895.356
	<b>Total</b>	<b>578.128.834,920</b>

Tabel 4.22 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No.	Komponen	Harga (Rp)
1.	<i>Raw Material</i>	9.652.146.783

2.	<i>Labor</i>	16.632.000.000
3.	<i>Supervisor</i>	1.663.200.000
4.	<i>Maintenance</i>	11.562.576.698
5.	<i>Plant Suplies</i>	1.734.386.505
6.	<i>Royalty and Patent</i>	314.230.593.635
7.	Bahan utilitas	4.584.325.878.472
	<b>Total</b>	<b>4.939.800.782.093</b>

Tabel 4.23 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Payroll Overhead</i>	2.494.800,000
2	<i>Laboratory</i>	1.663.200.000
3	<i>Plant Overhead</i>	8.316.000.000
4	<i>Packaging n Shipping</i>	314.230.593.635
	<b>Total</b>	<b>326.704.593.635</b>

Tabel 4.24 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

<b>No.</b>	<b>Komponen</b>	<b>Harga (Rp)</b>
1.	Depresiasi	46.250.306.794
2.	<i>Propertay tax</i>	5.781.288.349
3.	Asuransi	5.781.288.349
	<b>Total</b>	<b>57.812.883.492</b>

Tabel 4.25 *Total Manufacturing Cost (MC)*

<b>No.</b>	<b>Komponen</b>	<b>Harga (Rp)</b>
1.	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	4.939.800.782.093
2.	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	326.704.593.635
3.	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	57.812.883.492
	<b>Total</b>	<b>5.324.318.259.220</b>

Tabel 4.26 *Working Capital (WC)*

<b>No.</b>	<b>Komponen</b>	<b>Harga (Rp)</b>
1.	<i>Raw Material Inventory</i>	204.742.508
2.	<i>Inproses Inventory</i>	8.067.148.878
3.	<i>Product Inventory</i>	112.940.084.286
4.	<i>Extended credit</i>	133.309.948.815
5.	<i>Available cash</i>	484.028.932.656
	<b>Total</b>	<b>738.550.857.143</b>

Tabel 4.27 *General Expense (GE)*

<b>No.</b>	<b>Komponen</b>	<b>Harga (Rp)</b>
1.	Administrasi	133.107.956.480
2.	<i>Sales expense</i>	244.918.639.924
3.	<i>Research</i>	186.351.139.073
4.	<i>Finance</i>	26.333.593.841
	<b>Total</b>	<b>590.711.329.319</b>

Tabel 4.28 Total biaya produksi

<b>No.</b>	<b>Komponen</b>	<b>Harga (Rp)</b>
1.	<i>Manufacturing Cost</i>	5.324.318.259.219
2.	<i>General Expense</i>	590.711.329.318
	<b>Total</b>	<b>5.915.029.588.538</b>

Tabel 4.29 *Fixed cost (Fa)*

<b>No.</b>	<b>Komponen</b>	<b>Harga (Rp)</b>
1.	Depresiasi	46.250.306.794
2.	<i>Property tax</i>	5.781.288.349
3.	Asuransi	5.781.288.349
	<b>Total Fa</b>	<b>57.812.883.492</b>

Tabel 4.30 *Variable cost (Va)*

<b>No</b>	<b>Komponen</b>	<b>Harga (Rp)</b>
1	<i>Raw Material</i>	9.652.146.783
2	<i>Packing n Shipping</i>	314.230.593.635
3	Utilitas	4.584.325.878.472
4	<i>Royalties &amp; patents</i>	314.230.593.635
	<b>Total Va</b>	<b>5.222.439.212.524</b>

Tabel 4.31 *Regulated cost (Ra)*

<b>No.</b>	<b>Komponen</b>	<b>Harga (Rp)</b>
1	Gaji karyawan	16.632.000.000
2	<i>Payroll overhead</i>	2.494.800.000
3	<i>Plant overhead</i>	8.316.000.000
4	Supervisi	1.663.200.000
5	<i>Laboratorium</i>	1.663.200.000
6	<i>Maintenance</i>	11.562.576.698

7	<i>General expense</i>	590.711.329.319
8	<i>Plant supplies</i>	1.734.386.505
	<b>Total Ra</b>	<b>634.777.492.522</b>

#### 4.8.6 Analisa Keuntungan

Harga jual produk <i>hidrogen</i>	= \$ 7 /kg
<i>Annual Sales (Sa)</i>	= \$ 140.000.000
	=Rp 2.125.200.000.000
Harga jual produk <i>karbon dioksida</i>	= \$ 0,6 /kg
<i>Annual Sales (Sa)</i>	= \$ 251.725.975
	=Rp 3.821.200.306.355
Harga produk campuran CO dan N <sub>2</sub>	= \$ 0,34 /kg
<i>Annual Sales (Sa)</i>	= \$ 6.001.767
	=Rp 91.106.823.148
Harga produk CH <sub>4</sub> dan O <sub>2</sub> cair	= \$ 0.440 /kg
<i>Annual Sales (Sa)</i>	= \$ 15.916.569
	=Rp 241,613,526,673
<i>Total Sa</i>	= \$ 414.006,052
	= Rp 6.284.611.872.692
<i>Total Cost</i>	= Rp 5.915.029.588.538



Keuntungan sebelum pajak = Rp 369.582.284.155

Keuntungan setelah pajak (diambil 25%) = Rp 277.186.713.116

#### **4.8.7 Hasil Kelayakan Ekonomi**

##### **4.8.7.1 Percent Return On Investment (ROI)**

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

ROI sebelum pajak = 63,92 %

ROI sesudah pajak = 47,94 %

##### **4.8.7.2 Pay Out Time (POT)**

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

POT sebelum pajak = 1,39 tahun

POT sesudah pajak = 1,78 tahun

##### **4.8.7.3 Break Even Point (BEP)**

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

BEP = 40,18 %

#### 4.8.7.4 Shut Down Point (SDP)

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

$$\text{SDP} = 29,82 \%$$

#### 4.8.7.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Umur pabrik = 10 tahun

*Fixed Capital Investment* = Rp 578.128.834.920

*Working Capital* = Rp 738.550.857.143

*Salvage Value (SV)* = Rp 46.250.306.794

*Cash flow (CF)* = *Annual profit + depresiasi +  
finance*

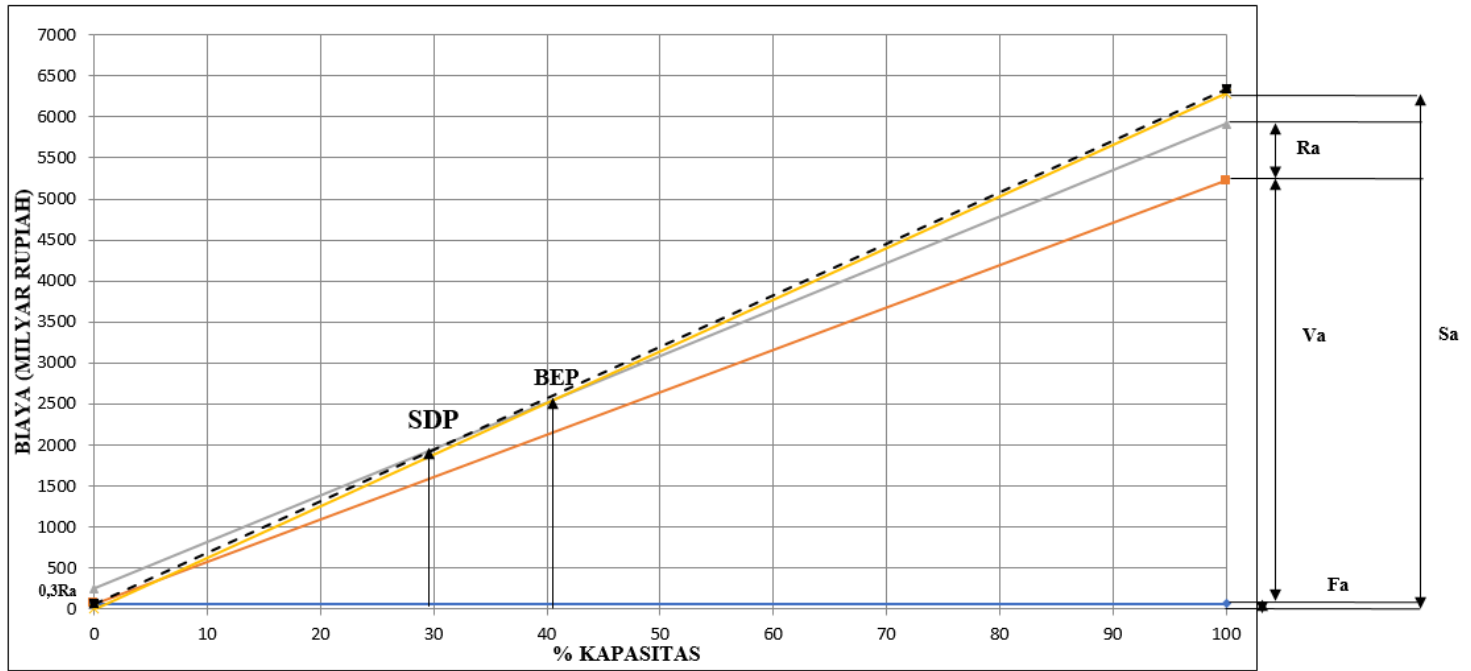
CF = Rp 590.714.376.111

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

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

$$R = S$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai  $i = 45,70 \%$



Gambar 4.7 Grafik Nilai SDP dan BEP

Keterangan :

- = Garis *Fixed Cost* (Fa)
- = Garis *Variable Cost* (Va)
- = Garis *Regulated Cost* (Ra)
- = Garis *Sales* (Sa)
- - - - - = Garis Bantu

## **BAB V**

### **PENUTUP**

#### **5.1 Kesimpulan**

Berdasarkan uraian dan hasil Perhitungan Pra Rancangan Pabrik hidrogen dari *Syngas* batu bara dengan kapasitas 20.000 ton/tahun, maka dapat disimpulkan bahwa :

1. Jika ditinjau dari segi proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta lokasi pabrik, maka pabrik hidrogen dari *syngas* batu bara ini tergolong pabrik bereksiko tinggi.
2. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut :
  - 1) Keuntungan sebelum pajak Rp 369.582.284.155 /tahun, dan keuntungan setelah pajak (25%) sebesar Rp 277.186.713.116 /tahun.
  - 2) Persentasi ROI sebelum pajak 63,92 %, dan ROI setelah pajak sebesar 47,94 %. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi minimum adalah 44% (Aries & Newton, 1955).
  - 3) POT sebelum pajak selama 1,39 tahun dan POT setelah pajak selama 1,78 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum adalah 2 tahun (Aries & Newton, 1955) .

- 4) *Break Event Point* (BEP) pada 40,18 %, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 29,82 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40-60 %.
- 5) *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 45,70 %. Suku bunga pinjaman di bank (Bank Mandiri) saat ini adalah 4,75 % (Oktober 2018). Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 x suku bunga pinjaman bank ( $1,5 \times 4,75\% = 7,25\%$  ).

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik hidrogen dari *syngas* batu bara dengan kapasitas 20.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

## 5.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut :

1. Pemenuhan bahan baku didapatkan dari produk pabrik lain sehingga pemenuhan bahan baku tergantung pada produksi pabrik tersebut jadi diperlukan adanya kontrak pembelian bahan baku pada kurun waktu tertentu agar kebutuhan bahan baku dapat terpenuhi selama pabrik berjalan.
2. Inflasi market sangat berpengaruh terhadap modal awal yang dibutuhkan dalam pendirian pabrik. Sehingga penting untuk merencanakan kapan sekiranya waktu yang tepat untuk mendirikan pabrik.

## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw Hill Handbook Co., Inc., New York
- Austin, G.T. 1984. *Shreve's Chemical Process Industries, 5th ed.* Mc Graw Hill Book Co., Inc. New York
- Badan Pusat Statistik, 2005-2008, "*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*", Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta
- Brown, G.G., D.K, Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, *Unit Operation*, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering*, Vol 1 \$ 6, Pergamon Internasional Library, New York
- Evans, F. L., 1980, *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants*, 2nd ed., Gulf Pub. Co, Houston.
- Faith, W.L., and Keyes, D.B., 1961, *Industrial chemical*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Fessenden, R. J. and Fessenden J., S., 1986, *Organic Chemistry*, 3ed., pp. 80 – 125, Wadsworth, Inc., California.

- Fromment, F.G., and Bischoff, B.K., 1979, *Chemical Reactor Analysis and Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Fogler, H. S., 2004, *Elements of Chemical Reaction Engineering*, 3rd ed., Prentice Hall of India, New Delhi.
- Holman, J., 1981, *Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Kern, D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Levenspiel, O., 1972, *Chemical Reaction Engineering*, 2<sup>nd</sup> ed., John Wiely and Sons, Inc., New York
- Liu, K., Song, C., & Subramani, V. (2009). Hydrogen and Syngas Production and Purification Technologies. *Hydrogen and Syngas Production and Purification Technologies*
- Ludwig, E.E., 1964, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf Publishing, Co., Houston
- Mc Cabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4<sup>th</sup> ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Panahi, P. N., Mousavi, S. M., Niaei, A., Farzi, A., & Salari, D. (2012). Simulation of methanol synthesis from synthesis gas in fixed bed catalytic reactor using mathematical modeling and neural networks, 3(2), 1–7
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6<sup>th</sup> ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1980, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3<sup>rd</sup> ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Rahman, D. (2012). Kinetic Modeling Of Methanol Synthesis From Carbon Monoxide , Carbon Dioxide , And Hydrogen Over A Cu / ZnO / Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub> Catalyst.
- Sinnott, R. K., 1983, “Coulson & Richardson’s Chemical Engineering Series : Chemical Engineering Design”, Chemical Engineering vol. 6 4th ed., Elsevier Butterworth-Heinemann, Oxford.
- Treybal, R. E., 1955, *Mass-Transfer Operations*, 3rd ed., McGraw-Hill, Singapore.
- Ullmann’s., 1984, *Encyclopedia of Industrial Chemistry*, 4<sup>th</sup> ed., Wiley-VCH., Berlin
- Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook Physical, Thermodynamic, Enviromental, Transport, Safety, and Health Related Properties For Organic and Inorganic Chemicals*, Mc Graw Hill Book Companies, Inc., New York.
- Anonim, 2018, Equipment Cost, [www.matche.com](http://www.matche.com), diakses pada tanggal 17 Oktober 2018
- Anonim, 2018, Biro Pusat Statistik, [www.bps.go.id](http://www.bps.go.id), diakses pada tanggal 30 Maret 2018
- Anonim, 2018, Industrial Part, [www.alibaba.com](http://www.alibaba.com), diakses pada tanggal 7 Oktober 2018



# **LAMPIRAN A**

## **WATER GAS SHIFT MEMBRANE REACTOR (R-01)**

Perhitungan detail *water gas shift membrane reactor* (R-01)

Tugas : Mereaksikan 35.484,063 kg/jam karbon monoksida (CO) dengan 86.682,498 kg/jam *steam* (H<sub>2</sub>O)

Jenis : *Fixed bed reactor* dengan katalis Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub>/Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub> untuk mengambil produk H<sub>2</sub> agar kesetimbangan bergeser ke kanan dan menggunakan *paladium membrane*.

Kondisi Operasi : Tekanan 6 atm  
Suhu 450 °C.

### **A. Persamaan-Persamaan Perancangan Reaktor**

Pada reaktor membran ini terjadi reaksi antara karbon monoksida dengan *steam* untuk menghasilkan karbon dioksida dan hidrogen dengan katalis Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub>/Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub> dan menggunakan membran *inert* untuk mengambil produk H<sub>2</sub> agar kesetimbangan bergeser ke kanan.

Asumsi yang digunakan dalam perancangan reaktor ini adalah :

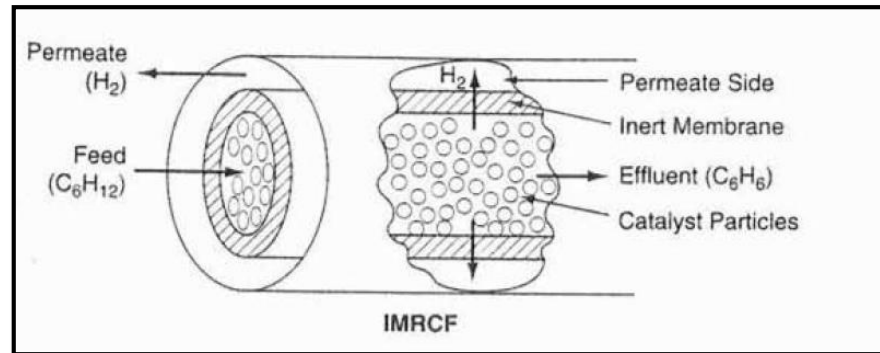
1. Aliran dianggap *plug flow*
2. Sistem steady state
3. Membran inert
4. Tekanan konstan ( $P_o = P$ )

Kondisi operasi perancangan :

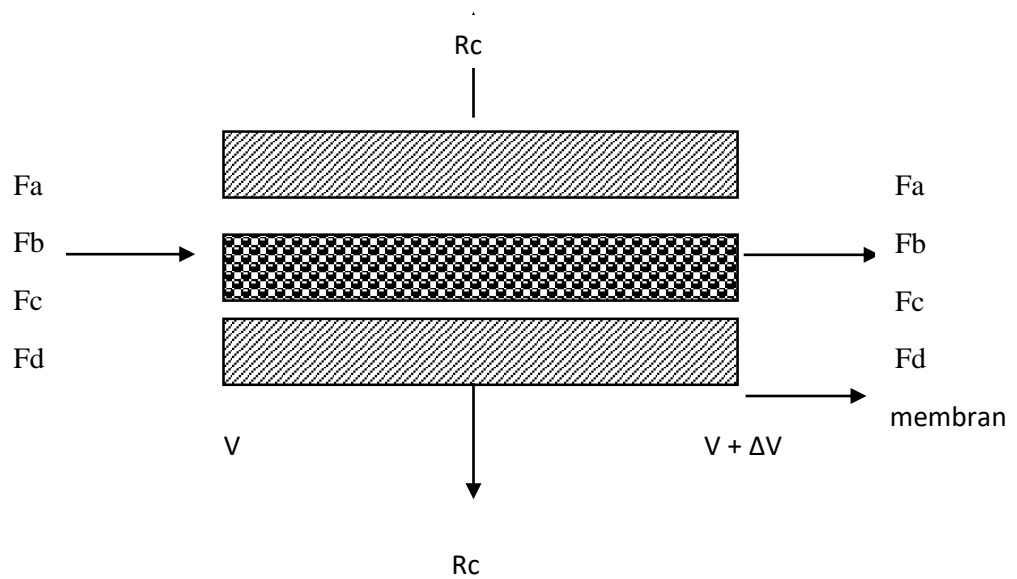
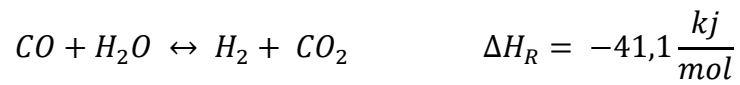
Tekanan : 6 atm

Konversi karbon monoksida : 95%

1. Neraca Mol pada Reaktor



Reaksi yang terjadi :



Dalam menganalisis reaktor *fixed bed* dengan membran, sebaiknya memilih volume reaktor daripada berat katalis sebagai variabel independen.

a. Neraca mol A di bed katalis

$$[mol\ A\ masuk] - [mol\ A\ keluar] + [laju\ pengurangan\ mol\ A] = [mol\ A\ akumulasi]$$

$$F_A|_v - F_A|_{v+\Delta v} + r_A\Delta v = 0$$

$$\frac{dF_A}{dv} = r_A$$

b. Neraca mol B di bed katalis

$$\frac{dF_B}{dv} = r_B$$

c. Neraca mol C di bed katalis

Mol C (H<sub>2</sub>) keluar melalui membran di sisi reaktor dan juga di ujung reaktor, maka neraca molnya adalah sebagai berikut :

$$[mol\ C\ masuk] - [mol\ C\ keluar] - [mol\ C\ keluar\ melalui\ difusi] +$$

$$[laju\ pembentukan\ mol\ C] = [mol\ C\ akumulasi]$$

$$F_C|_v - F_C|_{v+\Delta v} - R_C\Delta v + r_C\Delta v = 0$$

$$\frac{dF_C}{dv} = r_C - R_C$$

$R_c$  adalah mol C keluar yang melewati membran per volume reaktor.

$R_c$  adalah hasil kali flux molar C ( $W_c$ ) dan luas permukaan per volume reaktor (a)

$$W_c = k'_c(C_c - C_{CS})$$

$$R_c = k'_c a(C_c - C_{CS})$$

$$k_c = k'_c a$$

Dengan :

$k_c$  = koefisien transfer massa *overall*, /menit

$C_{CS}$  = konsentrasi C dalam gas *sweep*, mol/L

d. Neraca mol D di bed katalis

$$\frac{dF_D}{dv} = r_D$$

2. Laju Reaksi, Kestimbangan dan Difusivitas

a. Kecepatan Reaksi

$$-r_A = k \left( C_A C_B - \frac{C_C C_D}{K_C} \right)$$

$$\frac{r_A}{-1} = \frac{r_B}{-1} = \frac{r_C}{1} = \frac{r_D}{1}$$

$$r_B = r_A$$

$$r_C = -r_A$$

$$r_D = -r_A$$

Konstanta laju reaksi didapat dari persamaan *Arhenius* :

$$k = K_o \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right)$$

Nilai  $K_o$  dan  $E_a$  diperoleh dari *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, volume 8, tahun 2010. Untuk katalis  $Fe_3O_4/Cr_2O_3$  nilai  $K_o$  adalah  $2,16 \times 10^{11} s^{-1}$ , sedangkan nilai  $E_a$  adalah 95 kJ/mol.

b. Konstanta Kesetimbangan

Persamaan Moe (1962) :

$$K_s = \exp(4577.8/T - 4.33)$$

Dengan,

$k$  : Konstanta laju reaksi, /menit

$K_s$  : Konstanta kesetimbangan

c. Difusivitas

Konstanta difusivitas  $H_2$  yang ditemukan oleh *Bakker et al (1997)* adalah  $2,1 \times 10^8 m^2/s$ .

3. Neraca Panas pada Reaktor

Kondisi operasi adiabatik *non-isothermal*, sehingga ada hubungan antara konversi dengan  $T$  keluar reaktor.

Berdasarkan neraca panas pada reaktor *fixed bed*, didapatkan persamaan:

$$Q_{masuk} - Q_{keluar} = Q_{akumulasi}$$

$$\begin{aligned}
& \sum F_i H_i|_V - \sum F_i H_i|_{V+\Delta V} + U_D \Delta A (T_a - T) = 0 \\
& - \lim_{\Delta V \rightarrow 0} \frac{\sum F_i H_i|_{V+\Delta V} - \sum F_i H_i|_V}{\Delta V} + U_D a (T_a - T) = 0 \\
& \quad - \frac{d \sum F_i H_i}{dV} + U_D a (T_a - T) = 0 \\
& - \sum F_i \frac{dH_i}{dV} - \sum H_i \frac{dF_i}{dV} + U_D a (T_a - T) = 0 \\
& - \sum F_i C_{pi} \frac{dT}{dV} - \sum v_i H_i (-r_A) + U_D a (T_a - T) = 0 \\
& - \sum F_i C_{pi} \frac{dT}{dV} - \Delta H_{Rx} (-r_A) + U_D a (T_a - T) = 0 \\
& \quad \frac{dT}{dV} = \frac{U_D a (T_a - T) + (-r_A) (-\Delta H_{Rx})}{\sum F_i C_{pi}}
\end{aligned}$$

Sehingga untuk sistem adiabatik adalah :

$$\frac{dT}{dV} = \frac{(-r_A) (-\Delta H_{Rx})}{\sum F_i C_{pi}}$$

#### 4. Stoikiometri

$$C_A = \frac{F_A}{F_T} \times \frac{T_o}{T} C_{T_o}$$

$$C_B = \frac{F_B}{F_T} \times \frac{T_o}{T} C_{T_o}$$

$$C_C = \frac{F_C}{F_T} \times \frac{T_o}{T} C_{T_o}$$

$$C_D = \frac{F_D}{F_T} \times \frac{T_o}{T} C_{T_o}$$

$$F_T = F_A + F_B + F_C + F_D$$

## 5. Evaluasi parameter

$$C_{T0} = \frac{P_o}{RT_o}$$

Po =	6	Atm		
To =	450	°C	723	K
R =	0,08205	L.Atm/mol.K		

$C_{T0} = 0,1011 \text{ mol/L}$

Volume reaktor yang digunakan dicari dengan bantuan program MATLAB.

Volume reaktor ditentukan oleh target konversi total karbon monoksida 95%.

*Script Matlab* yang digunakan:

```
function MATLAB REAKTOR
clc
clear all
global ko kcc Ct0 T0 P0 Ea R
%reaksi A+B<->C+D asumsi C mendifusi
%Neraca massa A dFa/dV=ra
%neraca massa B dFb/dV=rb
%neraca massa C dFc/dV=rc-Rce
%neraca massa D dFd/dV=rd
%-ra=k(CaCb-CcCd/K)
P0=6;%atm
Fa0=21121.47;%mol/min
Fb0=80261.57;%mol/min
Fc0=0;%mol/min
Fd0=0;%mol/min
T0=723;%K
Ct0=0.1011;%mol/L
yo=[T0 Fa0 Fb0 Fc0 Fd0];
ko=129.6*(10^9); %/min
Ea=95*1000;%j/mol
R=8.314;%j/mol/K
kcc=42.09;%/min
Vspan=0:100:6000;%Vreaktor Liter
[v, yvar]=ode45(@fungsi,Vspan,yo);
fprintf('=====
=====\\n')
```



```

fprintf('volume,L          T          Fa (mol)          Fb (mol)
Fc (mol)          Fd (mol)          \n')
fprintf('=====
=====\n')
fprintf('%4.4f\t          %4.4f\t          %4.4f\t          %4.4f\t
%4.4f\t          %4.4f\n'          , [v yvar]')

end

function dV=funksi(~,y)
global ko kcc Ct0 T0 Ea R
T=y(1);
Fa=y(2);
Fb=y(3);
Fc=y(4);
Fd=y(5);
Ft=Fa+Fb+Fc+Fd;
Ct0=0.1011;%mol/L

Ca=Ct0*Fa*T0/(Ft*T);
Cb=Ct0*Fb*T0/(Ft*T);
Cc=Ct0*Fc*T0/(Ft*T);
Cd=Ct0*Fd*T0/(Ft*T);

CpA=(29.556+(-1*0.0065807*T)+(0.00002013*(T^2))+(
-1*0.000000012*(T^3))+(0.0000000000226*(T^4)))*(T-298);%J/mol/K
CpB=(39.933+(-1*0.0084186*T)+(2.9908*10^-5)*(T^2))+(-1*(1.8*10^-
8)*(T^3))+((3.69*10^-12)*(T^4)))*(T-298);%J/mol/K
CpC=(25.339+(0.020178*T)+(-1*(3.855*10^-5)*(T^2))+((3.19*10^-
8)*(T^3))+((-8.8*10^-12)*(T^4)))*(T-298);%J/mol/K
CpD=(27.437+(0.042315*T)+((-1.956*10^-5)*(T^2))+((4*10^-
9)*(T^3))+((-1*3*10^-13)*(T^4)))*(T-298);%J/mol/K
FiCpi=(Fa*CpA)+(Fb*CpB)+(Fc*CpC)+(Fd*CpD);

HA=-110.54*1000;%J/mol
HB=-241.8*1000;%J/mol
HC=0;%J/mol
HD=-393.51*1000;%J/mol
delHr=HC+HD-HA-HB;

Ks=exp((4577.8/T)-4.33);
k=ko*exp(-1*Ea/(R*T));
ra=-k*((Ca*Cb)-(Cc*Cd/Ks));
rb=ra;
rc=-ra;
rd=-ra;
Rce=kcc*Cc;
dTdV=(ra*(-1*delHr))/(-1*FiCpi);
dFadV=ra;
dFbdV=rb;
dFcdV=(rc-Rce);
dFddV=rd;
dV=[dTdV dFadV dFbdV dFcdV dFddV]';
end

```

```

=====
volume,L   T     Fa(mol)  Fb(mol)  Fc(mol)  Fd(mol)
=====
0.0000    723.0000      21121.4700    80261.5700    0.0000  0.0000
100.0000  723.0637      18377.9226    77518.0226    2737.6331  2743.5474
200.0000  723.1173      16061.7221    75201.8221    5037.3930  5059.7479
300.0000  723.1628      14094.1172    73234.2172    6979.6580  7027.3528
400.0000  723.2016      12412.1083    71552.2083    8628.7940  8709.3617
500.0000  723.2349      10965.6866    70105.7866    10035.9588  10155.7834
600.0000  723.2636      9717.6931     68857.7931    11239.2099  11403.7769
700.0000  723.2885      8637.9382     67778.0382    12269.4917  12483.5318
800.0000  723.3101      7700.1807     66840.2807    13153.7206  13421.2893
900.0000  723.3289      6882.1306     66022.2306    13914.7819  14239.3394
1000.0000 723.3453      6166.5977     65306.6977    14570.3487  14954.8723
1100.0000 723.3597      5540.7207     64680.8207    15133.6539  15580.7493
1200.0000 723.3723      4992.8638     64132.9638    15616.6732  16128.6062
1300.0000 723.3833      4512.3873     63652.4873    16030.3615  16609.0827
1400.0000 723.3930      4089.6474     63229.7474    16384.6528  17031.8226
1500.0000 723.4016      3716.3444     62856.4444    16688.1029  17405.1256
1600.0000 723.4092      3386.8786     62526.9786    16946.4943  17734.5914
1700.0000 723.4159      3096.3232     62236.4232    17164.9130  18025.1468
1800.0000 723.4218      2840.0516     61980.1516    17348.1357  18281.4184
1900.0000 723.4270      2613.7720     61753.8720    17500.5945  18507.6980
2000.0000 723.4316      2413.5267     61553.6267    17626.3775  18707.9433
2100.0000 723.4357      2235.8362     61375.9362    17729.0806  18885.6338
2200.0000 723.4393      2078.2747     61218.3747    17811.2126  19043.1953
2300.0000 723.4425      1938.6816     61078.7816    17875.0079  19182.7884
2400.0000 723.4453      1815.0176     60955.1176    17922.5754  19306.4524
2500.0000 723.4479      1705.3787     60845.4787    17955.8845  19416.0913
2600.0000 723.4501      1607.9961     60748.0961    17976.7647  19513.4739
2700.0000 723.4521      1521.2932     60661.3932    17986.8472  19600.1768
2800.0000 723.4539      1444.1342     60584.2342    17987.3077  19677.3358
2900.0000 723.4555      1375.5147     60515.6147    17979.1852  19745.9553
3000.0000 723.4569      1314.4854     60454.5854    17963.4622  19806.9846
3100.0000 723.4582      1260.1565     60400.2565    17941.0594  19861.3135
=====

```

3200.0000	723.4593	1211.6981	60351.7981	17912.8359	19909.7719
3300.0000	723.4603	1168.3655	60308.4655	17879.5623	19953.1045
3400.0000	723.4612	1129.6160	60269.7160	17841.8000	19991.8540
3500.0000	723.4620	1094.9713	60235.0713	17800.0441	20026.4987
3600.0000	723.4627	1063.9785	60204.0785	17754.7632	20057.4915
3700.0000	723.4633	1036.2123	60176.3123	17706.3974	20085.2577
3800.0000	723.4639	1011.2750	60151.3750	17655.3579	20110.1950
3900.0000	723.4644	988.8088	60128.9088	17602.0150	20132.6612
4000.0000	723.4649	968.5525	60108.6525	17546.6388	20152.9175
4100.0000	723.4653	950.2760	60090.3760	17489.4672	20171.1940
4200.0000	723.4657	933.7613	60073.8613	17430.7254	20187.7087
4300.0000	723.4661	918.8036	60058.9036	17370.6252	20202.6664
4400.0000	723.4664	905.2110	60045.3110	17309.3650	20216.2590
4500.0000	723.4667	892.8105	60032.9105	17247.1232	20228.6595
4600.0000	723.4669	881.4764	60021.5764	17184.0298	20239.9936
4700.0000	723.4672	871.0979	60011.1979	17120.1990	20250.3721
4800.0000	723.4674	861.5698	60001.6698	17055.7393	20259.9002
4900.0000	723.4676	852.7935	59992.8935	16990.7525	20268.6765
5000.0000	723.4678	844.6762	59984.7762	16925.3340	20276.7938
5100.0000	723.4680	837.1346	59977.2346	16859.5697	20284.3354
5200.0000	723.4681	830.1081	59970.2081	16793.5219	20291.3619
5300.0000	723.4683	823.5436	59963.6436	16727.2452	20297.9264
5400.0000	723.4684	817.3905	59957.4905	16660.7915	20304.0795
5500.0000	723.4686	811.6013	59951.7013	16594.2094	20309.8687
5600.0000	723.4687	806.1314	59946.2314	16527.5447	20315.3386
5700.0000	723.4688	800.9414	59941.0414	16460.8376	20320.5286
5800.0000	723.4689	796.0029	59936.1029	16394.1171	20325.4671
5900.0000	723.4690	791.2885	59931.3885	16327.4113	20330.1815
6000.0000	723.4691	786.7726	59926.8726	16260.7458	20334.6974

Volume reaktor yang memberikan konversi CO 95% adalah  $3500 \text{ L} = 3,5 \text{ M}^3$

Diameter sebagai variabel desain yaitu 1,3 m

Sedangkan panjang reaktor terhitung dari volume dan diameter reaktor, didapat :

$$V = \frac{\pi D^2 L}{4}$$
$$L = \frac{4 \times 3,5}{3,14 \times (1,3^2)}$$
$$L = 2,638 \text{ m}$$

#### 1. Pemilihan Material dan *Mechanical Design Reaktor*

Tebal *Shell*

*Shell* terbuat dari *stainless*. *Shell* dirancang bekerja pada operasi 673,46 K dengan tekanan maksimum yang diizinkan ( $f$ ) 13.750 psi.

Perhitungan tebal *shell* reaktor

$$t = \frac{pR}{SE - 0,6p} + C$$

Dengan,

$t$  = tebal *shell* reaktor, in

$p$  = tekanan desain reaktor = 1,2 x tekanan operasi reaktor, psi

$R$  = jari-jari reaktor, in

$S$  = *tensile strength*, psi

E = efisiensi sambungan

C = *corrosion allowance*, in

(*Rase and Barrow*), 2010.

Tekanan operasi (poperasi) = 6 atm

Tekanan desain (pdesain) = 1,2 x 6 atm

= 7,2 atm

= 105,81 psi

Tekanan hidrostratis (p<sub>h</sub>) = ρ<sub>air</sub> . g . h

= 1000 kg/m<sup>3</sup> x 9,8m/s<sup>2</sup> x 1 m = 9.800 Pa

= 1,421 psi

Tekanan total = p<sub>d</sub> + p<sub>h</sub>

= 107,231 psi

R = ½ ID

= ½ x 1,3 m

= 25,59 in

*Allowable pressure* (S) = 13.750 psi (*Brownell and Young, 1959*)

Efisiensi sambungan (E) = 0,8 (*double welded butt joint*)

*Corrosion Allowance* (C) = 1/8 in

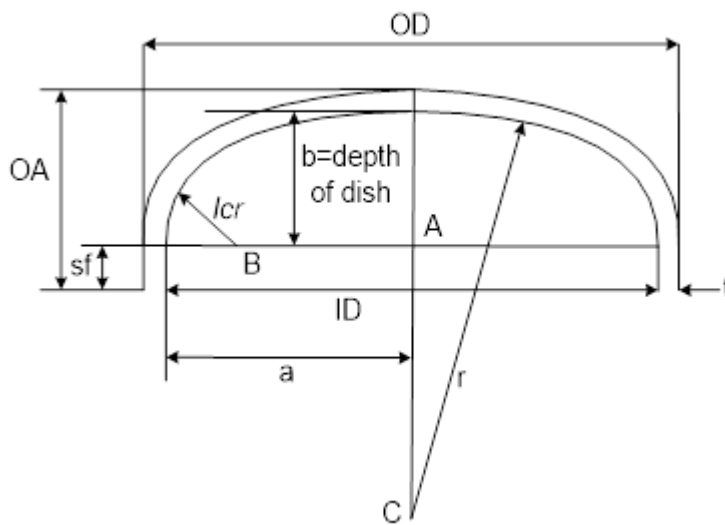
Sehingga tebal *vessel* yang dipakai adalah:

ts = 0,3759 inch

diambil tebal standar (ts) = 0,375 inch

a. Bentuk head: *elipstical* (digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis, coulson, P.818)

(digunakan untuk *vessel* dengan tekanan antara 15 – 200 psig, *Brownell and Young, 1959*)



b. Bahan konstruksi head

Dipilih material *stainless steel 304*

c. Tebal Head (tH)

untuk *elipstical dishead head*, Tebal head dihitung dengan persamaan-persamaan 13.10 (*Brownell and Young, 1959*)

$$tH = \frac{P \cdot ID_s}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + c$$

P = Tekanan Perancangan, Psi

f = Tekanan maksimum yang diijinkan pada bahan, Psi

C = Corrosion Allowance, in

E = *Joint efficiency*

dari tabel 13.1, P.251, *Brownell* diperoleh :

f = 12650 psi

E = 0,8

C = 0,125 in

tH = 0,39284 in

diambil tebal standar (tH) = 0,4375 in

c. Tinggi Head (hH)

dari table 5.7 *Brownell* hal 90

ODs = 54 in

ts = 0,3750 in

IDS = 53,25

didapat :      icr = 3,2500 in

                  r = 54 in

                  a = IDS/2 = 26,6250 in

                  AB = a - icr = 23,3750 in

BC = r - icr = 50,75 in

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 45,046 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 8,9536 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 *Brownell* Dari hal. 88 dengan  $t_h = 7/16 \text{ in}$  didapat  $sf = 1,5 - 3,5 \text{ in}$

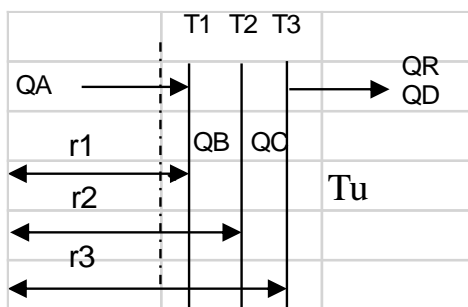
perancangan digunakan  $sf = 2 \text{ in}$

$$\begin{aligned} hH &= t_h + b + sf \\ &= 11,39116 \text{ in} \\ &= 0,2893 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Tinggi reaktor (HR)

$$\begin{aligned} HR &= \text{Panjang tube} + 2x \text{ tinggi head} \\ &= 3,2168 \text{ m} \end{aligned}$$

2. Tebal Isolator



Keterangan:

$r1$  = Jari-jari dalam reaktor

$r2$  = Jari-jari luar reaktor

$r3$  = Jari-jari isolator luar



QA = Perpindahan Konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

QB = Perpindahan Konduksi melalui dinding reaktor

QC = Perpindahan Konduksi melalui isolator

QD = Perpindahan konveksi dari permukaan luar isolator

QR = Perpindahan Radiasi

T1 = Temperatur dinding dalam reaktor  $450^{\circ}\text{C} = 723\text{K}$

T2 = Temperatur dinding luar reaktor = *trial*

T3 = Temperatur isolator luar =  $40^{\circ}\text{C} = 313,15\text{K}$

Tu = Temperatur udara luar =  $30^{\circ}\text{C} = 303,15\text{K}$

Sifat-sifat fisis bahan

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

kis =  $0,172273878 \text{ W/m.C}$

e =  $0,96$

\* *carbon steel ks* =  $44,9982 \text{ W/m.C}$

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

Tf =  $308,15 \text{ K}$

v =  $1,65164\text{E-}05 \text{ m}^2/\text{s}$

k =  $0,02685777 \text{ W/m.C}$

$$\text{Pr} = 0,706207$$

$$\beta = 0,003245173 \quad \text{K}^{-1}$$

$$\mu = 1,88349\text{E-}05 \quad \text{kg/m.s}$$

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

Interpolasi nilai u	
300	1.57E-05
308.15	x
350	2.08E-05
x =	1.65E-05
Interpolasi nilai k	
300	0.02624
308.15	x
350	0.03003
x =	2.69E-02

Interpolasi nilai Pr	
300	0.708
308.15	x
350	0.697
x =	0.706207
Interpolasi nilai $\mu$	
300	1.85E-05
308.15	x
350	2.08E-05
x =	1.88E-05

Kondisi *steady state*  $Q_A=Q_B=Q_C=(Q_D+Q_R)$

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 0,65 \text{ m}$$

$$r_2 = 1,025 \text{ m}$$

$$L = 2,638 \text{ m}$$

konduksi

$$QB = \left( \frac{2 \times \pi \times ks \times L}{\ln\left(\frac{r2}{r1}\right)} \right) \cdot (T1 - T2) = 1636,8281 \times (T1 - T2) \quad \dots\dots a$$

$$QC = \left( \frac{2 \times \pi \times kis \times L}{\ln\left(\frac{r3}{r2}\right)} \right) \cdot (T2 - T3) = 2,854(T2 - T3)/\ln(1.025+x/1.025) \quad \dots\dots b$$

jenis aliran	Gr.Pr	C	n
laminar	$10^4 - 10^9$	0,59	0,25
turbulen	$10^9 - 10^{13}$	0,1	0,33

konveksi

Bil Gr pada L =

$$Gr = 21407583283$$

$$Gr.Pr = 15118185167 \text{ (turbulen)}$$

$$Num = 228,6835$$

$$Num = \left( \frac{h \cdot L}{k} \right)$$

$$h = 2,8223 \text{ W/m.C}$$

$$QD = hc \cdot A \cdot (T3 - Tu) = 467,601564 \times (1.025 + x) \quad \dots\dots c$$

Radiasi

$$QD = hc.A.(T3 - Tu) = 527,812 \times (1.025 + x) \dots\dots\dots d$$

kemudian di *trial* sehingga didapat :

$$T2 = 414,772 \text{ K}$$

$$x = 0,0346 \text{ m}$$

sehingga :

$$QD = 495,474$$

$$QR = 559,274$$

$$QC = 8735,088$$

$$Q = 8735,088$$

jadi tebal isolasi  $x = 0,0346\text{m}$

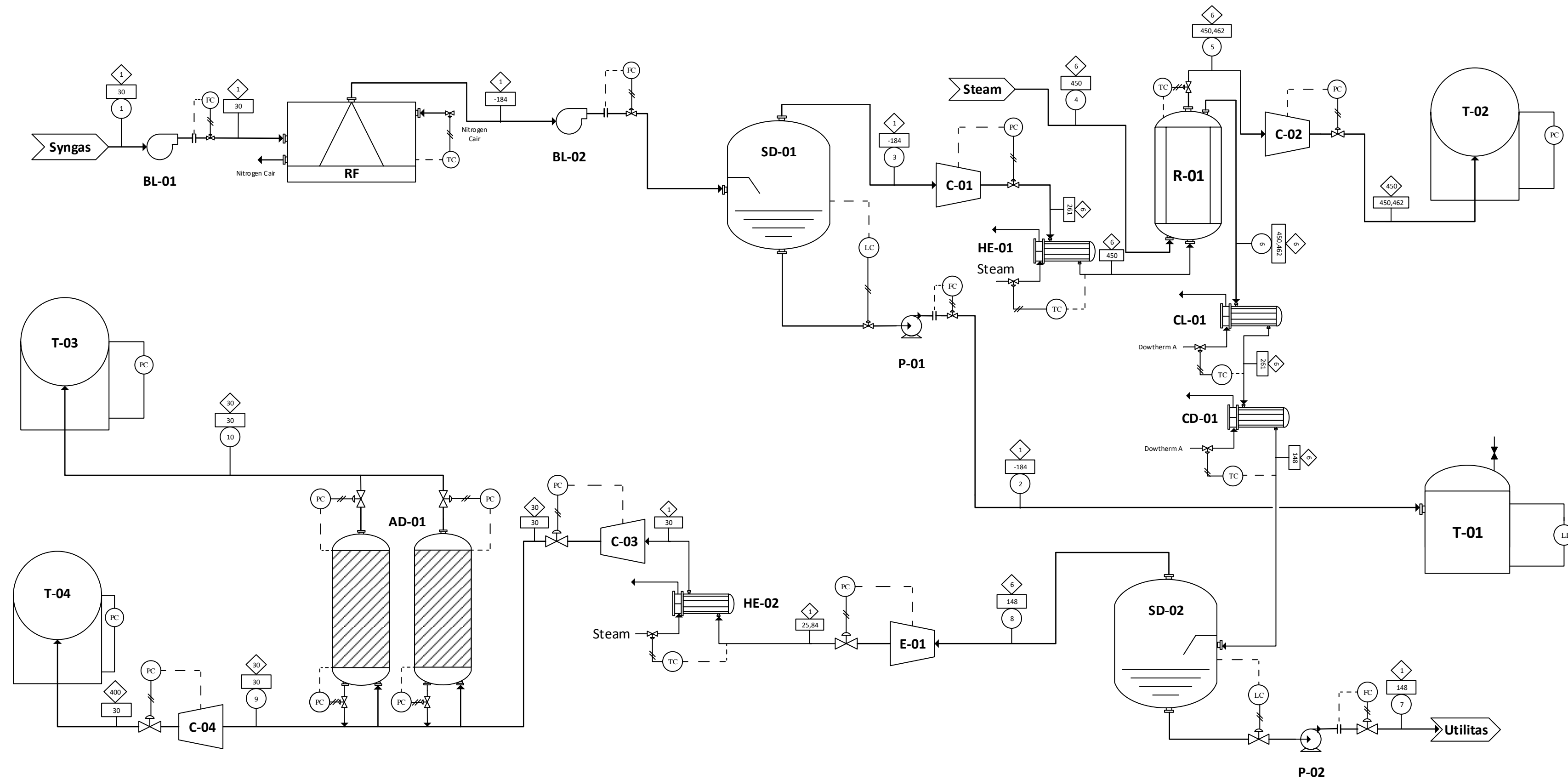
$$T2 = 414,772 \text{ K}$$

# **LAMPIRAN B**

# PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

## PERANCANGAN PABRIK HIDROGEN DARI SYNGAS BATU BARA

### KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus (kg/jam)									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
CO	35484.0637	-	35484.0637	-	-	1774.2032	-	1774.2032	236.56042	1537.6428
CO2	-	-	-	-	-	52972.6379	-	52972.6379	52972.6379	-
CH4	2079.0620	2079.062025	-	-	-	-	-	-	-	-
H2	117.4053	-	117.4053	-	2525.2525	-	-	-	-	-
O2	2488.3653	2488.365342	-	-	-	-	-	-	-	-
N2	454.6170	-	454.6170	-	-	454.6170	-	454.6170	40.9565	413.6605
H2O	-	-	-	86682.4984	-	65011.8738	65011.8738	-	-	-
TOTAL	40623.5134	4567.4274	36056.0860	86682.4984	2525.2525	120213.3319	65011.8738	55201.4581	53250.1548	1951.3033

ALAT	KETERANGAN
CD	Condensor
HE	Heater
CL	Cooler
RF	Refrigerator
C	Compressor
E	Expander
R	Reaktor
SD	Separator Drum
AD	Adsorber
BL	Blower
P	Pump
T	Tank

SIMBOL	KETERANGAN
LC	Level Controller
LI	Level Indikator
PC	Pressure Controller
TC	Temperature Controller
FC	Flow Controller
○	Nomor arus
□	Suhu, C
◇	Tekanan, atm
⋈	Control Valve
---	Electric Connection
—	Piping
— —	Udara Tekan
⬆	Vent



JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PABRIK HIDROGEN DARI SYNGAS BATU BARA**  
**KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN**

Dikerjakan oleh:  
1. YUDHO SAKTI PONCO PRAWIRO (14521184)  
2. BOBBY ERWIN PUTRA (14521200)

Dosen pembimbing:  
1. ARIS SUGIH ARTO KHOLLIL, Ir., M.M.  
2. LILIS KISTRIYANI, S.T., M.Eng.