

**PRA RANCANGAN PABRIK HIDROGEN DARI SYNGAS BATU BARA  
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

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



**Oleh :**

**Bimo Aji Wibowo ( 16521261 )**

**Adli Nur Rahman ( 16521272 )**

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

**YOGYAKARTA**

**2020**

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL  
PRA RANCANGAN PABRIK HIDROGEN DARI SYN GAS BATU BARA  
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

Saya yang bertandatangan dibawah ini :

Nama : Bimo Aji Wibowo

Nama : Adli Nur Rahman

NIM : 16521261

NIM : 16521272

Yogyakarta, 5 Januari 2021

Menyatakan bahwa seluruh hasil perancangan pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini bukan hasil karya sendiri, maka kami siap menanggung risiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Penulis



Bimo Aji Wibowo

Penulis



Adli Nur Rahman

**LEMBAR PENGESAHAN**  
**PRA RANCANGAN PABRIK HIDROGEN DARI SYN GAS BATU BARA**  
**KAPASITAS 10.000 TON/TAHNU**  
**PERANCANGAN PABRIK**

Oleh :

**Nama : Bimo Aji Wibowo**

**Nama : Adli Nur Rahman**

**NIM : 16521261**

**NIM : 16521272**

Yogyakarta, 5 Januari 2021

Pembimbing 1

Pembimbing 2



**Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D**

**Lilis Kristiyani, ST.,**

**M.Eng**

**NIP : 995200445**

**NIP : 155210506**

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**  
**PRA RANCANGAN PABRIK HIDROGEN DARI SYNGAS BATUBARA DENGAN**  
**KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN PABRIK**

Oleh:

Nama : Bimo Aji Wibowo

Nama : Adli Nur Rahman

NIM : 16521261

NIM : 16521272

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, Januari 2021

Tim Penguji

Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

()


Ketua Penguji

Dr. Ifa Puspasari S.T., M.Eng.

()

Penguji I

Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.)

( 28/01/2021)

Penguji II

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi  
NIK. 845210102

## **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 berjudul “ Pra Rancangan Pabrik Hidrogen dari Syn Gas Batu Bara Kapasitas 10.000 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 Kimia 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 berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada :

1. Allah SWT. Yang selalu melimpahkan hidayah dan inayah-Nya.
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 Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D selaku pembimbing 1 Tugas Akhir yang telah membrikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan laporan Tugas Akhir.

5. Ibu Lilis Kristiyani, S.T., M.Eng yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan laporan Tugas Akhir.
6. Bapak Ibu Dosen Teknik Kimia yang tida pernah lelah mendidik dan membimbing kami.
7. Teman-temang seangkatan 2016 yang selalu memberikan dukungan, dorongan dan semangat.
8. Semua pihak yang tidak bisa kami sebutkan satu persatu, dalam penyusunan Tugas Akhir 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, 5 Januari 2021

Penulis

## DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL .....	i
LEMBAR PENGESAHAN .....	ii
KATA PENGANTAR .....	i
DAFTAR ISI.....	iii
DAFTAR TABEL.....	vii
DAFTAR GAMBAR .....	ix
Abstrak .....	x
Abstract .....	ix
BAB I .....	1
PENDAHULUAN .....	1
1.1                      Latar Belakang .....	1
1.2                      Penentuan Kapasitas .....	4
1.3                      Tinjauan Pustaka .....	5
1.3.1                Gas Sintetis atau <i>syngas</i> .....	5
1.3.2                Gas Hidrogen .....	5
BAB II.....	18
PERANCANGAN PRODUK .....	18
2.1                      Produk Utama .....	18
2.2                      Produk Samping .....	18
2.3                      Spesifikasi Bahan Baku .....	20
2.4                      Spesifikasi Bahan Penunjang .....	21
2.5                      Pengendalian Kualitas .....	21
BAB III .....	23
PERANCANGAN PROSES .....	23
3.1                      Uraian Proses .....	23
3.2                      Spesifikasi Alat .....	29
3.2.1                Refrigerator (RF).....	29
3.2.2                Water Gas Shift Membrane Reactor (WGSMR) .....	31

3.2.3	Separator Drum .....	32
3.2.4	Pressure Swing Adsorption (AD-01) .....	33
3.2.5	Tangki .....	34
3.2.6	Blower .....	35
3.2.7	Compressor .....	36
3.2.8	Expansion Valve (EV-01) .....	37
3.2.9	Pompa .....	37
3.2.10	Heater .....	38
3.2.11	Cooler (CL-01) .....	38
3.2.12	Condensor (CD-01) .....	40
3.3	Perencanaan Produksi .....	41
3.3.1	Analisis Kebutuhan Bahan Baku .....	41
3.3.2	Analisis Kebutuhan Peralatan Proses .....	41
BAB IV	.....	42
PERANCANGAN PABRIK	.....	42
4.1	Lokasi Pabrik .....	42
4.1.1	Penyediaan Bahan Baku .....	43
4.1.2	Pemasaran Produk .....	43
4.1.3	Utilitas .....	43
4.1.4	Transportasi .....	43
4.1.5	Tenaga Kerja .....	44
4.1.6	Kedaaan Iklim dan Geografis .....	44
4.1.7	Faktor Penunjang .....	44
4.1.8	Faktor Lain-Lain .....	44
4.2	Tata Letak Pabrik .....	46
4.2.1	Daerah Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium ..	46
4.2.2	Daerah Proses dan Ruang Kontrol .....	46
4.2.3	Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi .....	46
4.2.4	Daerah Utilitas dan Power Station .....	46
4.3	Tata Letak Alat Proses .....	48
4.3.1	Aliran Bahan Baku dan Produk .....	48



4.3.2	Aliran Udara.....	48
4.3.3	Pencahayaan.....	48
4.3.4	Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan .....	48
4.3.5	Pertimbangan Ekonomi.....	49
4.3.6	Jarak Antar Alat Proses.....	49
4.4	Aliran Proses dan Material.....	52
4.4.1	Neraca Massa .....	52
4.4.2	Neraca Panas .....	55
4.4.3	Diagram Alir Kualitatif .....	58
4.4.4	Diagram Alir Kuantitatif .....	58
4.5	Perawatan (Maintenance).....	59
4.6	Pelayanan Teknik (Utilitas) .....	60
4.6.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System)	61
4.6.2	Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System) ..	67
4.6.3	Unit Pembangkit Listrik (Power Plant System).....	68
4.6.4	Unit Penyediaan Udara Tekan .....	69
4.6.5	Unit Penyediaan Bahan Bakar .....	69
4.6.6	Unit Penyediaan cold fluid refrigerator .....	69
4.6.7	Unit Penyediaan Dowtherm A .....	69
4.7	Organisasi Perusahaan .....	70
4.7.1	Bentuk Perusahaan.....	70
4.7.2	Struktur Oganisasi.....	71
4.7.3	Tugas dan Wewenang .....	73
4.7.4	Catatan .....	78
4.8	Evaluasi Ekonomi .....	82
4.8.1	Penaksiran Harga Peralatan .....	83
4.8.2	Dasar Perhitungan .....	86
4.8.3	Perhitungan Biaya.....	86
4.8.4	Analisa Kelayakan .....	87
4.8.5	Hasil Perhitungan.....	91

4.8.6	Analisa Keuntungan.....	98
4.8.7	Hasil Kelayakan Ekonomi .....	99
BAB V.....		102
PENUTUP.....		102
5.1	Kesimpulan .....	102
5.2	Saran.....	102
DAFTAR PUSTAKA .....		105
LAMPIRAN.....		108
LAMPIRAN B .....		<b>Error! Bookmark not defined.</b>



## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 1. 1</b> Data Impor Hidrogen di Indonesia.....	3
<b>Tabel 1. 2</b> Komponen Syngas Batu Bara .....	10
<b>Tabel 1. 3</b> Proses Pembuatan Hidrogen.....	15
<b>Tabel 4. 1</b> Perincian luas tanah dan bangunan .....	47
<b>Tabel 4. 2</b> Neraca Massa Total.....	52
<b>Tabel 4. 3</b> Neraca Massa Refrigerator.....	53
<b>Tabel 4. 4</b> Neraca Massa Separator Drum-01 .....	53
<b>Tabel 4. 5</b> Neraca Massa Reaktor.....	53
<b>Tabel 4. 6</b> Neraca Massa Separator Drum-02 .....	54
<b>Tabel 4. 7</b> Neraca Massa Adsorber.....	54
<b>Tabel 4. 8</b> Neraca Panas Refrigerator.....	55
<b>Tabel 4. 9</b> Neraca Panas Separator Drum-01 .....	56
<b>Tabel 4. 10</b> Neraca Panas Reaktor.....	56
<b>Tabel 4. 11</b> Neraca Panas Separator Drum-02 .....	57
<b>Tabel 4. 12</b> Neraca Panas Adsorber .....	57
<b>Tabel 4. 13</b> Kebutuhan Air Pembangkit Steam.....	66
<b>Tabel 4. 14</b> Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga .....	67
<b>Tabel 4. 15</b> Gaji Karyawan.....	79
<b>Tabel 4. 16</b> Jadwal kerja masing-masing regu .....	81
<b>Tabel 4. 17</b> Harga Indeks .....	84
<b>Tabel 4. 18</b> Harga Indeks pada tahun perancangan.....	85
<b>Tabel 4. 19</b> Physical Plant Cost.....	92
<b>Tabel 4. 20</b> Direct Plant Cost (DPC).....	92
<b>Tabel 4. 21</b> Fixed Capital Investment (FCI).....	93
<b>Tabel 4. 22</b> Direct Manufacturing Cost (DMC) .....	93
<b>Tabel 4. 23</b> Indirect Manufacturing Cost (IMC) .....	94
<b>Tabel 4. 24</b> Fixed Manufacturing Cost (FMC).....	94

<b>Tabel 4. 25</b> Total Manufacturing Cost (MC).....	95
<b>Tabel 4. 26</b> Working Capital (WC) .....	95
<b>Tabel 4. 27</b> General Expense (GE).....	96
<b>Tabel 4. 28</b> Total biaya produksi.....	96
<b>Tabel 4. 29</b> Fixed cost (Fa).....	97
<b>Tabel 4. 30</b> Variable cost (Va) .....	97
<b>Tabel 4. 31</b> Regulated cost (Ra) .....	98



## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 1.1</b> Grafik Impor Hidrogen Selama 5 Tahun .....	3
<b>Gambar 4. 1</b> Lay Out Pabrik Hidrogen Skala 1:1000 .....	49
<b>Gambar 4. 2</b> Tata Letak Alat Proses Skala 1:100.....	51
<b>Gambar 4. 3</b> Diagram Alir Kualitatif.....	58
<b>Gambar 4. 4</b> Diagram Alir Kuantitatif.....	59
<b>Gambar 4. 5</b> Unit Penyediaan Downtherm A.....	69
<b>Gambar 4. 6</b> Struktur Organisasi .....	72
<b>Gambar 4. 7</b> Grafik Nilai SDP dan BEP .....	101



## Abstrak

Pabrik Hidrogen memberikan prospek yang sangat baik, mengingat kebutuhan Hidrogen di Indonesia semakin meningkat. Pabrik hidrogen ini dirancang dengan kapasitas 10.000 ton/tahun dan beroperasi 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 13.521 kg produk *syngas* dan *steam*(H<sub>2</sub>O) sebesar 28.427 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 60.979 kg air/kg produk, listrik sebesar 570,4 kW/kg produk, bahan bakar (solar) sebesar 157,32 kg/kg produk. Sebuah parameter kelayakan pendirian pabrik menggunakan analisis ekonomi dengan modal total investasi sebesar Rp 9.735.677.043.642 terdiri dari Penanaman Modal Tetap sebesar Rp 467.264.864.786 dan Modal Kerja sebesar Rp 836.934.939.322. Total Biaya Rp 9.735.677.043.642 dan Penjualan Tahunan Rp 10.091.078.133.330 sehingga didapatkan keuntungan sebelum pajak Rp 355.401.089.688 dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 266.550.817.266. Sebuah penghitungan parameter setelah pajak adalah persentase *Return On Investment* (ROI) 57%, *Pay Out Time* (POT) setelah pajak sebesar 1,5 tahun, *Discounted Cash Flow* (DCF) 6,97%, *Break Event Point* (BEP) 53%, sedangkan *Shut Down Point* (SDP) 47,18%. 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 10.000 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 13.521 kg product of syngas by coal and 28.427 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 60.979,59 kg of water/kg product, 570,42 kW/kg product of electricity, 157,32 kg/kg product of fuel oil. A parameter of appropriateness used an economic analysis with total capital investment Rp 9.735.677.043.642 consisted of Rp 467.264.864.786 as a Fixed Capital Investment and Rp 836.934.939.322 as a Working Capital. Total Cost Rp 5.915.029.588.538 and Annual Sales Rp 9.735.677.043.642, so that profits can be obtained Rp 355.401.089.688 before taxes and Rp 266.550.817.266after taxes. The count result of parameter after taxes are percentages of Return On Investment (ROI) 57%, Pay Out Time (POT) 1.5 year after taxes, Discounted Cash Flow (DCF) 6,97%, Break Event Point (BEP) 53%, while Shut Down Point (SDP) 47,18%. 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

Kemajuan industri di Indonesia dewasa ini cukup pesat, terutama dalam bidang pemanfaatan hasil-hasil pertanian, perkebunan, pertambangan, dan berbagai jenis hasil hutan. Kemajuan tersebut ditunjukkan untuk mendukung program pemerintah dalam pemanfaatan sumber daya alam bagi keperluan industry baik dalam negeri maupun luar negeri. Salah satu sumber daya alam yang tidak dapat diperbaharui adalah gas alam. Gas alam diperoleh dari dalam perut bumi yang biasanya bergabung dengan minyak bumi. Indonesia berpotensi sebagai produsen bahan-bahan produksi gas alam apabila di kelola secara intensif dan berpola pada permintaan pasar dalam negeri dan peluang ekspor.

Krisis energi dan pencemaran lingkungan akhir-akhir ni menjadi isu global. Menurut Analisa dari *International Energy Agency* ( IEA ) menyatakan peningkatan ekonomi Negara-negara berkembang berpadu dengan energy Negara-negara industri yang beranjak naik 45% dari kebutuhan saat ini. Sejalan dengan globalisasi dimana pembangunan bidang industri semakin menguat tanpa melupakan dukungn 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 di bidang industri. Dengan pembangunan di bidang industri ini di harapkan dapat meningkatkan pertumbuhan ekonomi Indonesia serta membuka lapangan kerja.

Gas alam ( *Natural Gas* ) dewasa ini menjadi sumber alternative yang banyak digunakan oleh masyarakat dunia untuk berbagai keperluan, baik untuk perumahan, komersial maupun industri. Di dalam dunia industri gas alam dipergunakan untuk bahan baku plastik, pupuk, petrokimia dan bahan dasar pembuatan hidrogen. Salah satu jenis produk industri non pangan yang dibutuhkan



dan pemakaiannya terus meningkat akibat permintaan semakin banyak adalah hidrogen. Hidrogen sebagai salah satu komoditi yang paling banyak permintaannya memiliki fungsi sebagai bahan baku pembuat ammonia, 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 elimpah di alam serta hasil pembakaran yang ramah lingkungan.

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 ketersediaannya semakin lama semakin menipis. Oleh karena itu, Indonesia harus bisa beralih ke bahan baku lain yang memiliki banyak cadangan dan belum di manfaatkan dengan sebaiknya seperti *syngas* yang berasal dari proses gasifikasi batu bara. Sebagai Negara penghasil batu bara yang terbesar di dunia, Indonesia memiliki sumber daya batu bara sebanyak 50 miliar ton dan cadangan batu bara sebanyak 12 miliar ton. Batu bara tersebut akan dibuat menjadi hidrogen yang memiliki energy yang lebih besar serta emisi yang jauh lebih besar.

#### 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.

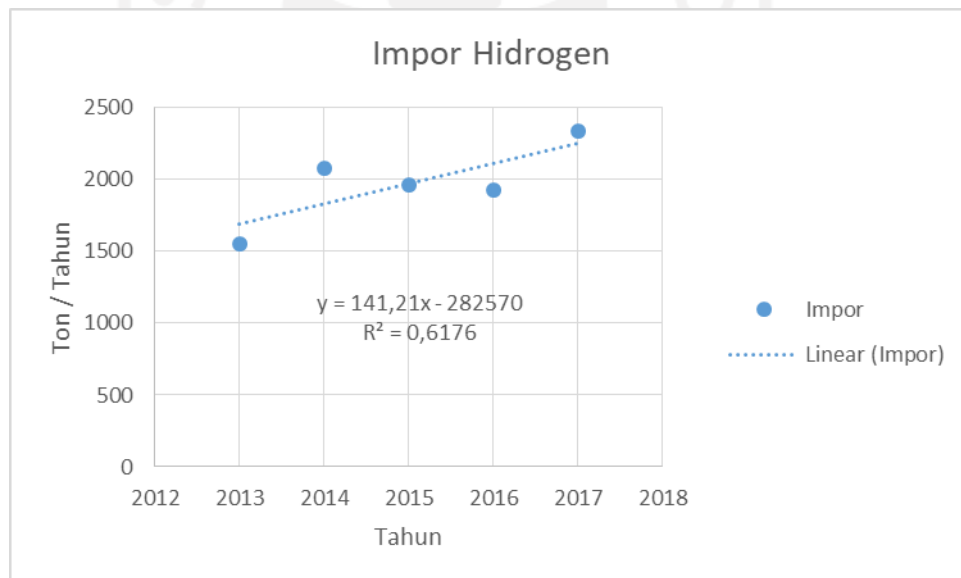
##### 1. Impor

Berdasarkan data Kementrian Perindustrian, nilai impor semakin lama semakin mengalami peningkatan, dari tahun 2013 sebesar 1.554 ton/tahun sampai dengan tahun 2017 sebesar 2.338 ton/tahun. Data *real* impor produk hidrogen dari tahun 2013 sampai dengan tahun 2017 ditunjukkan pada Tabel 1.1 :

**Tabel 1. 1** Data Impor Hidrogen di Indonesia

Tahun	Ton
2013	1554
2014	2081,618
2015	1960,542
2016	1925,958
2017	2338,021

( Kementrian Perindustrian, 2020 )



**Gambar 1.1** Grafik Impor Hidrogen Selama 5 Tahun

Perkiraan kebutuhan hidrogen di Indonesia pada 5 tahun mendatang dengan menggunakan persamaan  $y = 141,21x - 282570$  dengan  $R^2 = 0,6176$ . Sehingga proyeksi impor tahun 2025 diperoleh sebesar 3380,25 ton/tahun atau 3.380.250 kg/tahun.

## 2. Produksi dalam negeri

Di Indonesia untuk produksi dalam negeri, terdapat pabrik yang memproduksi hidrogen yaitu PT. *Air Liquid* sebesar 218.176 ton/tahun. Sampai tahun 2025 dianggap tidak ada penambahan pabrik yang baru, jadi produksi dalam negeri produk hidrogen pada tahun 2025 tetap, sebesar 218.176 ton/tahun.

Jadi nilai *supply* hidrogen pada tahun 2025 sebesar 3380,25 ton/tahun (Impor) dan 218.176 ton/tahun (Produksi dalam negeri) atau sebesar 221.556 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 kebutuhan dalam negeri saja. Jadi pada tahun 2025 proyeksi konsumsi hidrogen di dalam negeri sebesar 221.556 ton/tahun.

### **Peluang Mendirikan Pabrik**

Berhubungan di Indonesia pemenuhan kebutuhan Hidrogen pada tahun 2025 sebesar 221.556 ton/tahun hanya dari impor dan produksi dalam negeri maka peluang mendirikan pabrik merupakan substitusi impor yang diambil 5% peluang sebesar 10.000 ton/tahun, kapasitas ini masuk didalam kriteria kapasitas ekonomis.

Berdasarkan penjelasan diatas, maka perlu dipikirkan pendirian suatu pabrik hidrogen dengan landasan pemikiran, (1) meningkatnya keuntungan finansial dan pertumbuhan ekonomi yang di dapat. (2) penciptaan lapangan kerja baru bagi seluruh masyarakat (3) Ketersediaan bahan baku yang melimpah serta (4) sebagai lahan investasi bagi para investor baik dari dalam negeri maupun luar negeri. Sehingga hal ini dapat menambah devisa Negara.

### **1.2 Penentuan Kapasitas**

Berdasarkan data Hydrogen Analysis Resource Center : *Asian Merchant Hydrogen Production Plant Capacities* terdapat 5 pabrik diantaranya : PT. Air

Liquide 106.850 ton/tahun, Bangkok Industrial Gas 9.260 ton/tahun, Deokyang Co Ltd 28.493 ton/tahun, Praxair 67.593 ton/tahun dan Shanghai Hualin Industrial Gas 17.381 ton/tahun. Dengan total produksinya sebesar 229.577 ton/tahun.

Maka, dilihat dari produksi hidrogen yang ada diputuskan bahwa kapasitas pabrik yang diambil adalah sebesar 10.000 ton/tahun. Kapasitas ini diambil dari kapasitas minimum pabrik yang telah berdiri.

### **1.3 Tinjauan Pustaka**

#### **1.3.1 Gas Sintetis atau *syngas***

Syntetis gas atau biasa disebut juga *syngas* adalah hasil gasifikasi batubara yang merupakan campuran gas 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, methanol dan lain-lain.

*Syngas* dapat diperoleh dari berbagai proses, *syngas* diproduksi dari 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 batu bara.

*Syngas* juga merupakan sumber daya menengah penting untuk produksi ammonia, 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>.

#### **1.3.2 Gas Hidrogen**

Gas Hidrogen adalah gas yang tidak berwarna, tidak berbau, memiliki sifat non logam serta merupakan gas diatomic yang mudah terbakar. Dengan berat atom sebesar 1,008 gram/mol, hidrogen merupakan unsur teringan di dunia. Cakupan pemanfaatan hidrogen sangat luas, diantaranya sebagai bahan baku ammonia, plastic, *polueter* dan *nylon* digunakan untuk proses desulfurisasi minyak bahan bakar dan bensin, dan untuk industri makanan digunakan dalam proses *hidrogenasi*

*amines* dan *fatty acids*.

Secara umum ada 5 cara pembuatan hidrogen 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*.

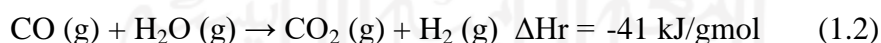
#### 1.3.2.1 Methane Steam Reforming

*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:

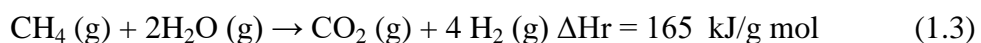
*Reforming*



*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 C2-C4,

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, *naptha*, *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 (Austin, 1984).

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.

#### 1.3.2.2 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).



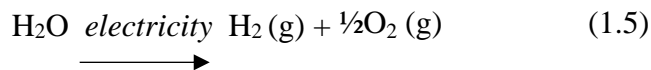
(Austin, 1984)

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

#### 1.3.2.3 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)

#### 1.3.2.4 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)

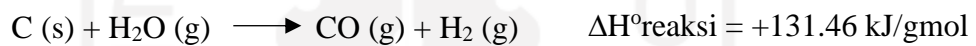
#### 1.3.2.6 Gasifikasi Batu Bara

Gasifikasi batu bara 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>), metana dan steam.

Ada beberapa proses yang digunakan dalam gasifikasi batubara yang diklasifikasikan berdasarkan jenis reaktor (gasifier) yang digunakan. Tipe

reaktornya dibedakan menjadi 3 yaitu moving-bed gasifier, fluidized gasifier dan entrained-flow gasifier, namun reaktor jenis fluidized-bed 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>), 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.

Komposisi *syngas* nya yaitu CO, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub> , O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> . Dengan persentase massanya tertulis di Tabel 1.2 (Vaijannath, 2012)



*Tabel 1. 2 Komponen Syngas Batu Bara*

<b>Komponen</b>	<b>Output ( Kg/Jam )</b>	<b>Komposisi Massa</b>	<b>Persentase massa (%)</b>
CO	65.106	0,8176	79,65
CH <sub>4</sub>	6.675	0,0838	0,23
H <sub>2</sub>	3.015	0,0379	15,3
O <sub>2</sub>	3.994	0,0502	0,492
N <sub>2</sub>	834	0,0105	0,8

Dari data yang ditunjukkan diatas didapat persentase hidrogen sangat kecil yaitu 15,3% namun menghasilkan persentase karbon monoksida (CO) yang sangat besar yaitu 79,65% dari komponen *syngas*. Dimana karbon monoksida (CO) sangat diperlukan sebagai reaktan dalam *water gas shift reaction* unntuk menghasilkan hidrogen sebagai produk utama.

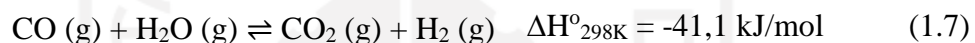
Berdasarkan penjelasan ersebut dengan dasar pertimbangan ekonomi dan proses yang panjang untuk menghasilkan produk hidrogen dengan proses gasifikasi, maka kami memutuskan untuk tidak melakukan proses gasifikasi batubara melainkan hanya melakukan proses *water gas shift reaction* untuk menghasilkan gas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

Dalam proses pembuatan hidrogen memerlukan pemisahan hidrogen dari *syngas*, dan juga dibutuhkan proses tambahana dalam meningkatkan konversi hidrogen dari dari *syngas* yaitu dengan ereaksikan *steam* (H<sub>2</sub>O) dengan *syngas* ( *water gas shift reaction* ) untuk memisahkan sekaligus meningkatkan konversi hidrogen dari *syngas*. Selanjutnya peningkatan kadar hidrogen dalam gas produk diperlukan penyesuaian rasio H<sub>2</sub>O/CO dan proses yang paling banyak digunakan adalah reaksi *Water Gas Shift* yang memungkinkan konversi CO menjadi CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>.

### 1.3.2.6 Water Gas Reaction ( WGSR )

*Water Gas Shift Reaction (WGSR)* merupakan reaksi terpenting dalam proses industri yang memproduksi hidrogen. Reaksi ini merupakan reaksi bolak-balik (*Reversible*) serta eksotermis, reaksi antara karbon monoksida (CO) dan *steam* (H<sub>2</sub>O) akan menghasilkan hidrogen (H<sub>2</sub>) dan karbon dioksida (CO<sub>2</sub>). Secara komeersial pada reaksi ini dua katalis yang umum digunakan yaitu tembaga dan oksidasi besi. Mengacu pada studi kinetika reaksi yang dikembangkan oleh Mukherjee dkk. (2007). Katalis yang digunakan adalah CuO/Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>/Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.

Reaksi kimia dinyatakan dengan persamaan (1.7) :



Reaksi ini bersifat eksotermis, kesetimbangan dan orde 2, (moe 1962) :

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

Dimana T adalah suhu dalam kelvin. Persamaan laju reaksi mengikuti persamaan (1.8) :

$$r_{CO} = -k (C_{CO} \cdot C_{H_2O} - \frac{C_{H_2} \cdot C_{CO_2}}{K_{eq}}) \quad (1.9)$$

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 310°C – 450°C. Komposisi khas katalis *High Temperature Shift (HTS)* komersial telah dilaporkan sebagai 74,2 % Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, 10% Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, 0,2% MgO (presentase tersisa yang dikaitkan dengan komponen volatile). *Chormium* 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 katalik 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 disperse 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 terhadap penghambatan 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 *catalys High Temperature Shift (HTS)* konversi yang terjadi pada karbin monoksida sagan sensitive 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 kinetika 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 umumnya bernilai ¼ rasio antara CO dan H<sub>2</sub>O yang terdapat dalam reaksi di *Water Gas Shift Reaction (WGSR)* akan sangat menentukan didalam 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).

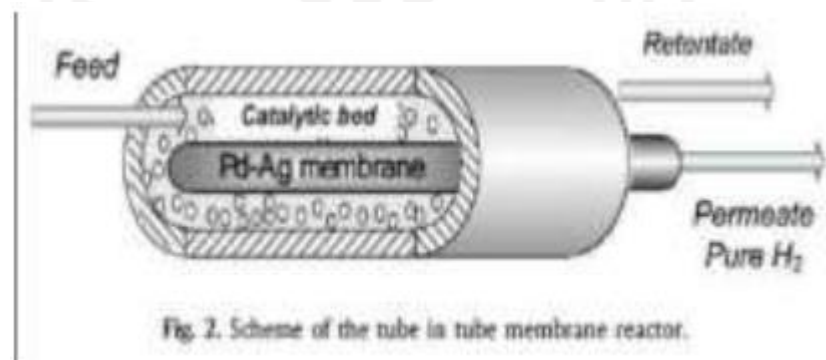
Untuk saat ini proses *Water Gas Shift Reaction (WGSR)* telah dipadukan dengan menggunakan membran atau yang biasa disebut *Water Gas Shift Membrane*

*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 teknologu membrane juga digunakan pada reaktor *syngas*.

Material Membran :

Membran pemisahan Hidrogen dan di klasifikasikan menjadi kategori berikut ini : membran polimer, membran pori, membran logam dan membran penghantar proton. Membran yang terbuat dari material campuran Pd-Ag memberikan selektivitas terhadap hidrogen yang sangat tinggi, memungkinkan penghilangan selektif produk reaksi dan volume reaksi. Berikut beberapa keuntungannya dibandingkan membran tradisional :

- Meningkatkan waktu tinggal reaktan.
- Melebihi kesetimbangan pada reaktor tradisional
- Efek positif pada tekanan umpan terhadap konversi CO.



**Gambar 1. 1.** Skema Proses Pemisahan Pada Membran dengan Material Pd

Gambar 1.3 menunjukkan elemen pemisahan hidrogen dan komponennya. Di dalam membran palladium terdapat beberapa lapisan pembentuk, seperti :

- a) Substrat,
- b) Lapisan Polimer ( Bingkai Cincin ),
- c) Lapisan Palladium,

- d) Ruang ( *Space* ),
- e) Deflektor

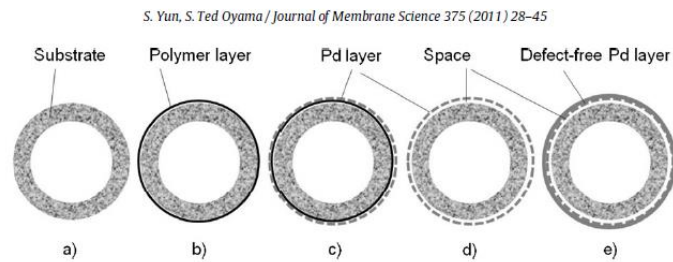


Fig. 14. Schematic of a polymer-inorganic process for preparing a Pd membrane on a porous substrate. Cross sections: a) substrate, b) polymer layer + substrate, c) Pd layer + polymer layer + substrate, d) Pd layer + space + substrate, and e) Pd separation layer + space + substrate adapted from [111].

### Gambar 1. 2 Strukur Internal Membran Palladium

Beberapa masalah yang layak mendapat perhatian :

1. Membran palladium (Pd) memiliki ketebalan minimum, permeabilitas hidrogen relative 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 palladium (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 memaksimal konversi dalam reaktir membran untuk WGSR bisa dicapai pada temperature proses optimum dimana tingkat konversi CO, laju reaksi, dan tingkat hidrogen melalui membran permiabel yang seimbang. Pada temperature yang lebih tinggi dari 300°C (>300 °C), konveersi CO dicapai dalam reaktor membrane lebih tinggi daripada konevrsi CO yang berada pada suhu dibawah 300°C. maka kondisi dengan suhu tinggi (*High*

*Temperature Shift*) 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) :



(M. Bracht, *Water Gas Shift Membrane Reactor University of Bath*, 1995).

Untuk katalis  $\text{Fe}_3\text{O}_4/\text{Cr}_2\text{O}_3$  nilai  $k_0$  adalah  $2,16 \times 10^{11} \text{ s}^{-1}$ , sedangkan nilai  $E_a$  adalah  $95 \text{ kJ/mol}$ . Untuk nilai  $k$  sebesar  $548213,4555/\text{min}$  sedangkan  $K$  sebesar  $11,8471$  (Konstanta kesetimbangan) (*International Journal of Chemical Reactor Engineering* volume 8, 2010). Oleh karena itu reaksi tersebut bersifat reversible 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></p> $\text{CH}_4 \text{ (g) + H}_2\text{O (g)} \rightarrow \text{CO (g) + 3H}_2 \text{ (g)} \quad \Delta H_r = 206 \text{ kJ/g}$ <p><i>Shift</i></p> $\text{CO (g) + H}_2\text{O (g)} \rightarrow \text{CO}_2 \text{ (g) + H}_2 \text{ (g)} \quad \Delta H_r = -41 \text{ kJ/g}$ <p><i>Overall</i></p> $\text{CH}_4 \text{ (g) + 2H}_2\text{O (g)} \rightarrow \text{CO}_2 \text{ (g) + 4 H}_2 \text{ (g)}$	Menghasilkan produk samping yang berupa $\text{CO}_2$ , $\text{CO}$ dan <i>syngas</i> yang bernilai untuk beberapa	Ketergantungannya terhadap gas alam serta menghasilkan $\text{CO}_2$ sebagai gas efek rumah kaca.

		<i>plant</i> bahan baku.	
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 dibandingkan <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.
Gasifikasi Batu Bara	$\text{C}(\text{s}) + \text{H}_2\text{O}(\text{g}) \rightarrow \text{CO}(\text{g}) + \text{H}_2(\text{g}) \quad \Delta H^\circ_{\text{reaksi}} = +131.$ $\text{C}(\text{s}) + \text{CO}_2(\text{g}) \rightarrow 2\text{CO}(\text{g}) \quad \Delta H^\circ_{\text{reaksi}} = +172.$ $\text{C}(\text{s}) + 2\text{H}_2(\text{g}) \rightarrow \text{CH}_4(\text{g}) \quad \Delta H^\circ_{\text{reaksi}} = -74.94$	Kondisi operasi yang tinggi dan memerlukan proses yang panjang.	Ketertgantungan terhadap batu bara yang makin lama makin menipis.
<i>Water Gas Shift Reaction</i>	$\text{CO}(\text{g}) + \text{H}_2\text{O}(\text{g}) \leftrightarrow \text{CO}_2(\text{g}) + \text{H}_2(\text{g}) \quad \Delta H^\circ_{298 \text{ K}} = -41.$	Dapat menghasilkan hidrogen dengan kemurnian yang sangat tinggi.	Ketahanan membrane 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 palladium sendiri sangat selektif dalam melewatkan gas hydrogen keluar reaktor. Lalu karbon dioksida akan tertahan di dalam reaktor dengan tekanan yang tinggi mampu menekan gas karbon dioksida untuk keluar 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	: 28,83 J/mol.K
Tekanan kritis	: 1,315 Mpa
Kemurnian produk	: 99,9999%

*(MSDS, Airgas)*

**2.2 Produk Samping**

2.2.1 Karbon Dioksida (CO<sub>2</sub>)

Berat molekul	: 44,01 g/mol
Suhu kritis	: 31°C
Denistas kritis	: 464 kg/m <sup>3</sup>
Tekanan kritis	: 73,825 bar
Fase Padat	
Panas laten	: 194,104 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	: 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)

### 2.2.2 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 1297,4 °F )
Kemurnian produk	: 54,4806 %

(MSDS, AFROX)

### 2.2.3 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	: 45,52 %

(MSDS, 2016)

#### 2.2.4 Karbon Monoksida (CO)

Wujud	: Gas
Berat molekul	: 28 g/mol
Titik didih	: -191,5 °C
Titik leleh	: -205,1 °C
Densitas	: 1,25 kg/m <sup>3</sup> ( pada 0 °C )
Viskositas	: 0,00852 cp ( pada 0°C )

(MSDS, PRAXAIR)

### 2.3 Spesifikasi Bahan Baku

#### 2.3.1 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	: 1,04 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>

#### 2.3.2 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

## 2.4 Spesifikasi Bahan Penunjang

### 2.4.1 Nitrogen (N<sub>2</sub>)

Wujud	: Cair
Berat Molekul	: 28,0067 g/mol
Densitas	: $1.25 \cdot 10^{-3}$ 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)

### 2.4.2 BPL carbon

Bentuk	: <i>Granular</i>
Diameter Partikel	: 3,7 mm
Densitas	: 0,43 gr/cm <sup>3</sup>

(Calgoncarbon.com, 2011)

## 2.5 Pengendalian Kualitas

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

### 2.5.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku merupakan salah satu factor utama yang dapat mempengaruhi produk yang dihasilkan. Tahap ini bertujuan untuk mengetahui standar kelayakan bahan baku yang digunakan dalam pembuatan Gas Hidrogen, yaitu *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.

### 2.5.2 Pengendalian Proses Produksi

Untuk pengendalian proses produksi pabrik ini terdiri dari aliran dan alat sistem control.

#### 2.5.2.1 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 control*. Alat yang digunakan ialah *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

#### 2.5.2.2 Aliran Sistem Kontrol

- a. Aliran *pneumatic* ( 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*.

#### 2.5.3 Pengendalian Kualitas Produk

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

#### 2.5.4 Pengendalian Waktu Produksi

Pengendalian waktu dibutuhkan agar waktu yang digunakan selama proses produksi berlangsung dapat diminimalkan.

## 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 13.521 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 4.371 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 ( $\text{CH}_4$ ) yang memiliki titik didih  $-160^\circ\text{C}$  dan oksigen ( $\text{O}_2$ ) yang memiliki titik didih  $-183^\circ\text{C}$  akan berada pada fase cair apabila suhu didalam refrigerator di *setting* dibawah titik didih gas tersebut. Sedangkan gas Karbon monoksida ( $\text{CO}$ ), hidrogen ( $\text{H}_2$ ), nitrogen ( $\text{N}_2$ ) masing masing memiliki titik didih  $-192^\circ\text{C}$ ,  $-252,87^\circ\text{C}$ ,  $-212^\circ\text{C}$  akan tetap berada pada kondisi gas, kemudian fluida-fluida tersebut diumpankan ke dalam *Separator Drum* (SD-01) sebanyak 13.521 kg/jam akan terpisah berdasarkan perbedaan fasa.

Fasa cair sebanyak 1811,864 kg/jam yang terdiri metana ( $\text{CH}_4$ ) cair sebanyak 1.133 kg/jam dan oksigen ( $\text{O}_2$ ) cair sebanyak 678.773 kg/jam akan berada pada hasil bawah yang kemudian dimasukan kedalam tangki penyimpanan (T 01), dan fasa gas sebanyak 11.709 kg/jam yang terdiri gas karbon monoksida ( $\text{CO}$ ) sebanyak 11.055 kg/jam, hidrogen ( $\text{H}_2$ ) 512 kg/jam dan nitrogen ( $\text{N}_2$ ) sebanyak 141.974 kg/jam akan berada pada hasil atas, Sehingga metana dan oksigen akan terpisah dari *syngas* lalu metana ( $\text{CH}_4$ ) cair dan oksigen ( $\text{O}_2$ ) 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  $-184^\circ\text{C}$ . Untuk menaikkan suhu dari *syngas* dapat dinaikan tekanannya. Sebanyak 11.709 kg/jam *syngas* dilewatkan ke kompresor (C- 01), dari kondisi atmosferis (1 atm) menjadi 6 atm sehingga suhu keluar kompresor menjadi  $261^\circ\text{C}$ , 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* Microsoft excel (metode Runge Kutta), *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 11.709 kg/jam *syngas* yang terdiri, hidrogen (H<sub>2</sub>) 512 kg/jam dan nitrogen (N<sub>2</sub>) sebanyak 141.974 kg/jam dan 11.055 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 28.427 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 11.055 kg/jam CO akan beraksi dengan *steam* (H<sub>2</sub>O) yang berasal dari unit utilitas sebanyak 21.675 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 ( $\text{CO}_2$ ) sebanyak 16.503 kg/jam dan gas hidrogen ( $\text{H}_2$ ) sebanyak 750,16604 kg/jam dari hasil reaksi dan 512 kg/jam dari *syngas* yang kemudian diakumulasikan menjadi 1.262 kg/jam untuk produk  $\text{H}_2$ , selain itu terdapat pula sisa reaksi yang ikut bersama yaitu gas karbon monoksida ( $\text{CO}$ ) sebanyak 552 kg/jam dan *steam* ( $\text{H}_2\text{O}$ ) sebanyak 21.675 kg/jam selain itu juga terdapat gas nitrogen ( $\text{N}_2$ ) sebanyak 141 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 ( $\text{H}_2$ ) (T-02). Kemudian hasil seperti karbon dioksida ( $\text{CO}_2$ ) 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 ( $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{N}_2$ ) karena karbon dioksida ( $\text{CO}_2$ ) 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.  $\text{CO}_2$  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  $433^\circ\text{C}$  sebanyak 38.874 kg/jam.

Mengalami kenaikan suhu di reaktor dikarenakan reaksi yang terjadi bersifat eksotermis yang berarti reaksi yang membebaskan kalor. Oleh karena itu, didalam reaktor diberikan pendingin agar suhu reaksi didalam reaktor tetap terjaga.

Gas yang terdiri dari *steam* (H<sub>2</sub>O) sebanyak 21.675 kg/jam, gas CO<sub>2</sub> sebanyak 16.503 kg/jam, gas CO sebanyak 552 kg/jam, dan gas N<sub>2</sub> sebanyak 141 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 433°C menjadi 148°C menggunakan *cold fluid* berupa *dowtherm A* sebanyak 231.926 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 diumpankan ke dalam *Separator Drum* (SD-02) sebanyak 38.874kg/jam akan terpisah berdasarkan perbedaan fasa. Fasa cair sebagai hasil bawah berupa air (H<sub>2</sub>O) sebanyak 21.675 kg/jam dan fasa gas sebagai hasil atas sebanyak 17.198 kg/jam yang terdiri gas CO<sub>2</sub> sebanyak 16.503 kg/jam, gas CO sebanyak 552 kg/jam, dan gas N<sub>2</sub> sebanyak 141 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 terjepit didalam *BPL carbon* terlepas dari *BPL carbon*, sehingga *BPL carbon* akan dapat digunakan kembali.

(Liu ke Dkk 2010).

Sebelum gas campuran  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{N}_2$  diumpankan kedalam *Pressure Swing Adsorption* (AD-01) terlebih dahulu diturunkan suhunya, untuk menyesuaikan dengan keadaan operasi *Pressure Swing Adsorption* (AD-01) yang beroperasi beroperasi pada pada tekanan 30 atm dan suhu  $30^\circ\text{C}$  untuk menurunkan suhu dari gas dapat diturunkan tekanannya dari 6 atm gas campuran keluar dari (SD-02) diturunkan menjadi 1 atm menggunakan *Expansion valve* (E-01) sehingga suhu keluar *Expansion valve* berada pada  $24,6^\circ\text{C}$  dan harus dikondisikan *isokhorik* (volume tetap). Kemudian gas campuran tersebut dilewatkan ke dalam *Heat Exchanger* (HE-02) untuk menaikkan suhu gas campuran dari suhu  $24,6^\circ\text{C}$  menjadi  $30^\circ\text{C}$  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 dinaikkan tekanannya. 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 tekanannya menjadi 30 atm. Kemudian Gas campuran sebanyak 17.198 kg/jam diumpankan kedalam (AD-01) untuk terjadinya proses penyerapan gas  $\text{CO}_2$  dan sebagian kecil  $\text{CO}$  serta  $\text{N}_2$ , lalu yang tidak terserap didalam *BPL Carbon* akan terpisah dari  $\text{CO}_2$  sebagai hasil atas dari (AD-01) berupa

gas campuran CO dan N<sub>2</sub> sebanyak 694 kg/jam dengan komponen (79,564% CO dan 20,436% 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 : Shell and tube heat exchanger

Dipakai : 1-2 shell and tube exchanger

Jumlah : 1 unit

Beban Panas : 4.928.867 btu/jam

Spesifikasi Heater : OD = 1,25 in

Jenis tube = 16 BWG

Pitch (PT) = 1,5625 in square pitch

Panjang tube = 24 ft

Ud = 75 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.F

	Luas permukaan luar (a'')	= 0,1963 ft <sup>2</sup> /ft
	Jumlah tube	= 127 buah
	ID shell	= 23 + ¼ in
	Luas transfer panas (A)	= 493,3710 ft <sup>2</sup>
Tube	: Fluida panas	= Gasses
	Flow area tube (at)	= 0,523875 ft <sup>2</sup>
	Kecepatan massa (Gt)	= 56.911 lbm/jam.ft <sup>2</sup>
	Bilangan Reynold (Re)	= 222.822
	jH	= 505
	hio	= 520,4 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Shell	: Fluida dingin	= Nitrogen Cair (N <sub>2</sub> )
	Flow area shell (as)	= 0,1877 ft <sup>2</sup>
	Kecepatan massa (Gs)	= 51.288 lbm/jam.ft <sup>2</sup>
	Bilangan Reynold (Re)	= 5.690
	jH	= 35
	ho	= 296,3 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc		= 206,6 btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
	Faktor pengotor minimum (Rd)	= 0,0085 btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
	Faktor pengotor Didapatkan (Rd)	= 0,030 btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
	Harga	: Rp 5.143.908.321

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

Tugas : Mereaksikan gas CO sebanyak 11.055 kg/jam dengan *steam* (H<sub>2</sub>O) sebanyak 28.427 kg/jam untuk menghasilkan gas hidrogen dan karbon dioksida yang kemudian akan terpisahkan melalui membran.

Jenis alat : *Fixed Bed Multitube reactor*

Jumlah : 1 buah.

Kondisi operasi : Adiabatis

Suhu : 450°C

Tekanan : 6 atm

Reaksi : Eksotermis Spesifikasi

Diameter : 0,8 m

Tinggi : 1,6 m

Shell

Diameter Shell : 0,88 m

Panjang Shell : 1,6 m

Tebal shell : 0.54in

Tebal Head : 1 in

Tinggi Head : 0,48 m

Bahan : Stainless Steel SA-167 grade 10

Tebal Isolasi : 0,034 m

Harga : Rp. 6.852.847.963

### 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 1.133 kg/jam dan O <sub>2</sub> 678 kg/jam cair dari <i>syngas</i> sebanyak 13.521 kg/jam	Memisahkan air (H <sub>2</sub> O) sebanyak 21.675 kg/jam dan gas sebanyak 17.198 kg/jam
Jenis	<i>Vertical separator drum dengan torispherical dish head.</i>	<i>Vertical separator drum dengan torispherical dish head.</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-304</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 : 2,83 m
	Tinggi tangki : 3,048 m	Tinggi tangki : 5,66 m
	Tebal <i>shell</i> : 0,0047 m	Tebal <i>shell</i> : 0,0032 m
	Tinggi <i>Head</i> : 0,381 m	Tinggi <i>Head</i> : 0,7075 m
	Tebal <i>Head</i> : 0,0047 m	Tebal <i>Head</i> : 0,005 m
Jumlah	1 unit	1 unit
Harga	Rp 3.759.667.211	Rp 5.468.606.853

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

Tugas : Menyerap gas CO<sub>2</sub> sebanyak 52.972 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 : 3,88 m

Tinggi : 1,8077 m

Shell

Tebal : 2,25 in

Tinggi : 1,8077 m

Head

Tebal : 2,75 in

Tinggi : 0,97 m

Harga : Rp. 2.563.409.462



### 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 gas metana dan gas oksigen sebanyak 1.811 kg/jam selama 7 hari.	Menyimpan gas Hidrogen sebanyak 2.525kg/jam selama 7 hari.	Menyimpan campuran gas karbon monoksida dan nitrogen sebanyak 2.228 kg/jam selama 7 hari.	Menyimpan gas karbon dioksida sebanyak 52.972 kg/jam selama 7 hari.
Jenis	<i>Spherical Tank</i>	<i>Spherical Tank</i>	<i>Spherical Tank</i>	<i>Spherical Tank</i>
Fase	Gas	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 : 10 atm	Tekanan : 450 atm	Tekanan : 30 atm	Tekanan : 400 atm
	Suhu : 27,5	Suhu : 450,46 °C	Suhu : 30 °C	Suhu : 30°C
Waktu Tinggal	7 hari	7 hari	7 hari	7 hari
Spesifikasi	Volume : 4.797m <sup>3</sup>	Volume : 30.779 m <sup>3</sup>	Volume : 12.190 m <sup>3</sup>	Volume : 13.828 m <sup>3</sup>
	Diameter tangki : 20,9 m	Diameter tangki : 38,87 m	Diameter tangki : 28,54 m	Diameter tangki : 29,77 m
	Tinggi tangki : 20,9 m	Tinggi tangki : 38,87 m	Tinggi tangki : 28,54 m	Tinggi tangki : 29,77 m
	Tebal <i>shell</i> : 0,076 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 4.879.897.231	Rp. 5.588.232.628	Rp. 4.569.704.602	Rp. 3.417.879.283

### 3.2.6 Blower

Nama Alat	Blower-01 (BL-01)	Blower-02 (BL-02)
Fungsi	Mengalirkan <i>syngas</i> sebanyak 13.521 kg/jam menuju <i>refrigerant</i> .	Mengalirkan gas CO, N <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> sebanyak 11.567kg/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>Stainless Steel SA-304</i>
Kondisi Operasi	Tekanan : 1 atm	Tekanan : 1 atm
	Suhu : 30 °C	Suhu : -184 °C
Kapasitas	10.348 ft <sup>3</sup> /menit	9.051 ft <sup>3</sup> /menit
Daya Blower	61 Hp	53 Hp
Jumlah	2 unit (1 sebagai cadangan)	2 unit (1 sebagai cadangan)
Harga	Rp 93.991.680	Rp. 85.446.982

### 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>	<i>Compressor (C-05)</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 atm	Untuk menaikkan tekanan gas dari 1 atm menjadi 10 atm
Jenis	<i>Centrifugal multi stage</i>	<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>2 stage</i>	<i>2 stage</i>	<i>2 stage</i>	<i>2 stage</i>
Daya	2 Hp	20 Hp	118 Hp	5 Hp	2,46 Hp
Kondisi Operasi	Tekanan masuk : 1 atm	Tekanan masuk : 6 atm	Tekanan masuk : 1 atm	Tekanan masuk : 30 atm	Tekanan masuk : 1 atm
	Tekanan keluar : 6 atm	Tekanan Keluar : 450 atm	Tekanan keluar : 30 atm	Tekanan keluar : 400 atm	Tekanan keluar : 10 atm
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit	1 unit	1 Unit
Harga	Rp 1.879.833.606	Rp 1.879.833.606	Rp 1.879.833.606	Rp 1.879.833.606	Rp 1.879.833.606

### 3.2.8 Expansion Valve (EV-01)

Tugas	: Menurunkan tekanan syngas dari Separator drum – 02 Sebelum menuju HE-02.
Jenis	: Global Valve
Bahan	: Stainlees Steel
ID	: 4,026 in
OD	: 4,5 in
Le	: 4,8766
Harga	: Rp 128.170.473

### 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 kg/jam menuju Tangki 01.	Mengalirkan hasil bawah dari <i>separator drum</i> 02 (SD-02) berupa Air sebanyak 65.011kg/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	1.848 rpm	4.267 rpm
Kapasitas	13,4 gallon/menit	100,4 gallon/menit
Daya Pompa	0.125 Hp	1 Hp
Jumlah	2 unit (1 sebagai cadangan)	2 unit (1 sebagai cadangan)
Harga	Rp 187.983.361	Rp 143.550.930

### 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>Double Pipe</i>	<i>Double Pipe</i>
Beban Panas	354.969 btu/jam	57.502 btu/jam
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
Luas Transfer Panas	170,2 ft <sup>2</sup>	3,7 ft <sup>2</sup>
Spesifikasi Annulus	Fluida Dingin: <i>Gasses</i>	Fluida Dingin: <i>Gasses</i>
	ID : 2,469 in	ID : 2,469 in
	OD : 2,88 in	OD : 2.88 in
	<i>Surface area : 0,753 ft<sup>2</sup>/ft</i>	<i>Surface area: 0,753 ft<sup>2</sup>/ft</i>
Spesifikasi Tube	Fluida panas : <i>Steam</i>	Fluida panas : <i>Steam</i>
	OD : 1,6 in	OD : 1,66 in
	ID: 1,38 in	ID : 1,38 ft
	IPS : 2,5 in	IPS : 1,25 in
	<i>Surface area : 0,435 ft<sup>2</sup>/ft</i>	<i>Surface area : 0,435 ft<sup>2</sup>/ft</i>
Ud	391,15 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F	8,54 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc	743,25 btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F	8.67 btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Rd	0,0012 btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F	0,0018 btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Jumlah	1 unit	1 unit
Harga	Rp 102.536.378	Rp 102.536.378

### 3.2.11 Cooler (CL-01)

Tugas : Menurunkan temperature sebelum diumpankan ke dalam *Separator Drum 02*.

Jenis : *Double Pipe heat exchanger*

Dipakai : *Double Pipe Exchanger*

Jumlah : 1 Unit

Spesifikasi *heater* : OD annulus : 4,5 in

OD Pipe : 3,5 in

Jumlah Hairpin = 1

	Panjang	= 20 ft
	Ud	=7,1815 Btu/jam/ft <sup>2</sup> .°F
	Luas Permukaan Luar (a'')	= 0,2618 ft <sup>2</sup> /ft
	ID Annulus	= 4,026 in
	ID Pipe	= 3,068 in
Inner Pipe	Luas Transfer Panas (A)	= 4,026 in
	: Fluida Dingin	= <i>Downterm A</i>
	Flow Area Pipe (ap)	= 0,0513 ft <sup>2</sup>
	Kecepatan Massa (Gp)	= 745 lbm/jam.ft <sup>2</sup>
	Bilangan Reynold (Re)	= 43.749
	Jh	= 120
Annulus	Hio	=89,036 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
	: Fluida Panas	= <i>Gasses</i>
	Flow Area (aa)	= 0,0216 ft <sup>2</sup>
	Kecepatan Massa (Ga)	= 228.368 lbm/jam.ft <sup>2</sup>
	Bilangan Reynold (Re)	= 3.541
	jH	= 13
	ho	=64,003 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc		= 37,2361 btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Faktor Pengotor (Rd)		= 0,1124 btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Harga		= Rp. 13.746.710.477

### 3.2.12 Condensor (CD-01)

Tugas	: Mencairkan gas <i>steam</i> dari gas campuran
Jenis	: <i>Shell and Tube Hear Exchanger</i>
Dipakai	: <i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Jumlah	: 1 Unit
Beban Pemanas	: 5.258.103 btu/jam
Spesifikasi <i>Condensor</i>	: OD = 0,75 in
	Jenis <i>Tube</i> = 14 BWG
	<i>Pitch</i> (PT) = 1 in triangular pitch
	Panjang <i>Tube</i> = 16 ft
	Ud = 50 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
	Luas Permukaan Luar (a'') = 0,1529 ft <sup>2</sup> /ft
	Jumlah <i>Tube</i> = 1850 buah
	ID <i>Shell</i> = 19,25 in
	Luas Transfer Panas (A) = 4526,9390 ft <sup>2</sup>
Tube	: Fluida Dingin = <i>Downtherm A</i>
	Flow area <i>shell</i> (as) = 0,391 ft <sup>2</sup>
	Kecepatan Massa (Gs) = 245.868,56 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
	Ho = 330 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc	= 107,07 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Faktor Pengotor (Rd)	= 0,0163 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Harga	= Rp854.469.821

### **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 10.000 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 listik (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

Sangat 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 4.1 :

**Tabel 4. 1** Perincian luas tanah dan bangunan

No.	lokasi	panjang, m	Lebar m	luas, m <sup>2</sup>
		m	m	m <sup>2</sup>
1	Area Proses	140	90	12600
2	Area Utilitas	70	50	3500
3	Bengkel	10	25	250
4	Gudang Peralatan	20	15	300
5	Kantin	30	20	600
6	Kantor Teknik dan Produksi	30	20	600
7	Kantor Utama	30	25	750
8	Laboratorium	30	20	600
9	Parkir Utama	30	15	450
10	Parkir Truk	30	20	600
11	Perpustakaan	15	25	375
12	Poliklinik	15	20	300
13	Pos Keamanan	4	5	20
14	Control Room	25	50	1250
15	Control Utilitas	20	50	1000
16	Area Mess	70	50	3500
17	Masjid	20	10	200
18	Unit Pemadam Kebakaran	25	15	375
19	Taman	20	30	600
20	Jalan	40	20	800
21	Daerah Perluasan	40	20	600
22	Gedung Serba Guna	30	20	800
23	UPL	20	10	200

	<b>Luas Tanah</b>			<b>30270</b>
	<b>Luas Bangunan</b>			<b>27020</b>
<b>Total</b>				<b>5720</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**

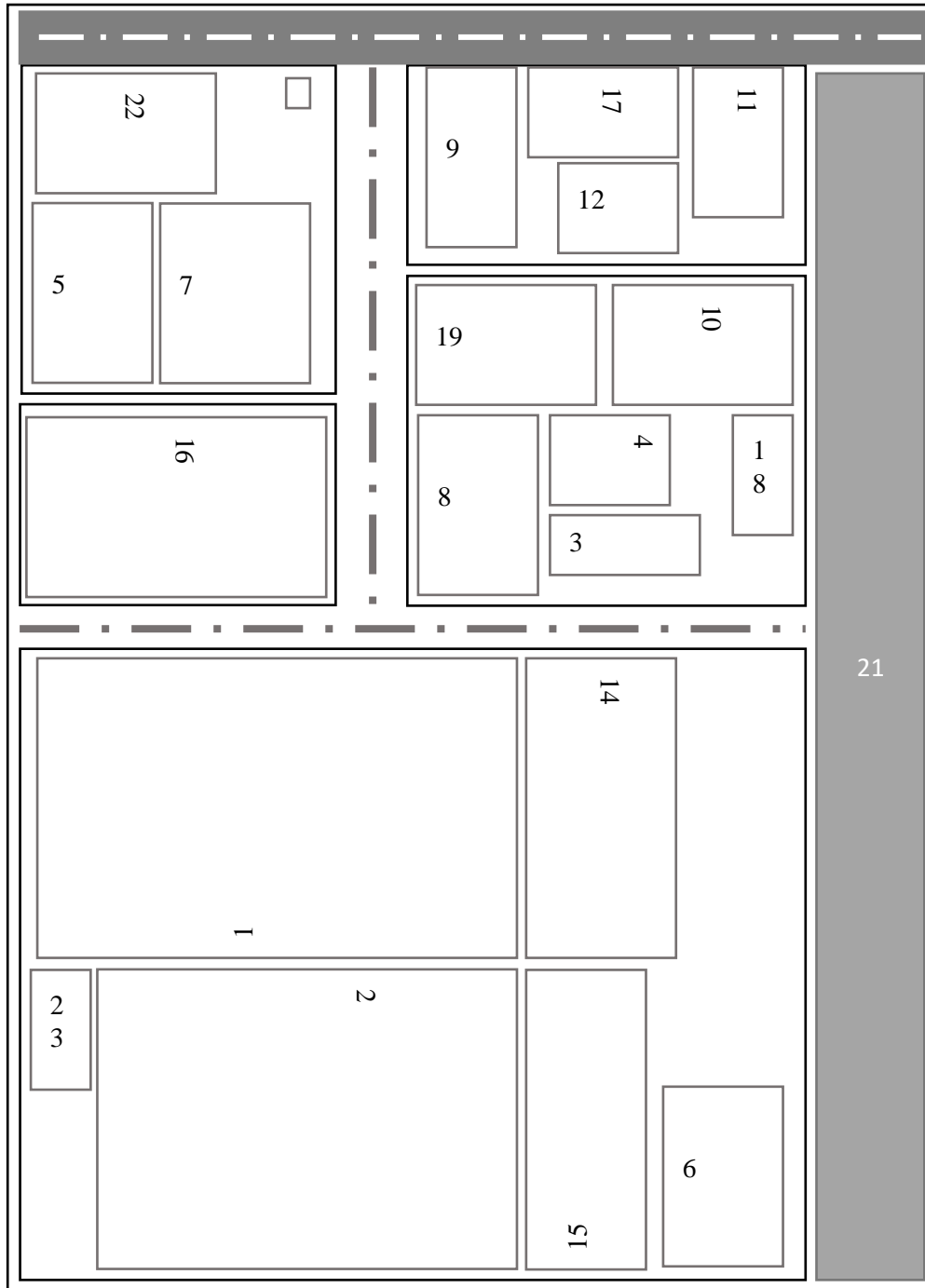
Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

#### **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.





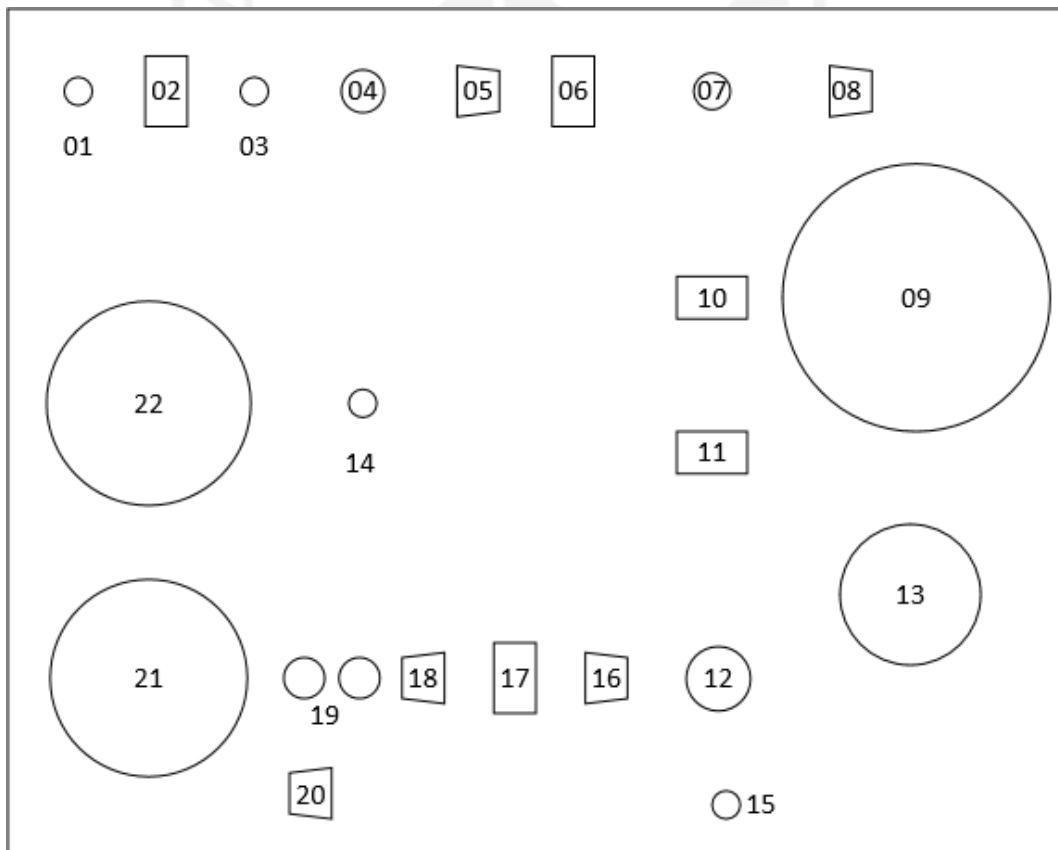


Gambar 4 1 Lay Out Pabrik Hidrogen Skala 1:1000

Keterangan Gambar :

- |                  |                      |
|------------------|----------------------|
| 1. Area Proses   | 14. Ruang Kontrol    |
| 2. Area Utilitas | 15. Kontrol Utilitas |

- |                               |                            |
|-------------------------------|----------------------------|
| 3. Bengkel                    | 16. Area Mess              |
| 4. Gudang Peralatan           | 17. Masjid                 |
| 5. Kantin                     | 18. Unit Pemadam Kebakaran |
| 6. Kantor Teknik dan Produksi | 19. Taman                  |
| 7. Kantor Utama               | 20. Jalan                  |
| 8. Laboratorium               | 21. Daerah Perluasan       |
| 9. Parkir Utama               | 22. Gedung Serba Guna      |
| 10. Parkir Truk               | 23. UPL                    |
| 11. Perpustakaan              |                            |
| 12. Poliklinik                |                            |
| 13. Pos Keamanan              |                            |



**Gambar 4. 1** Tata Letak Alat Proses Skala 1:100

Keterangan Gambar :

- |                      |                       |                     |
|----------------------|-----------------------|---------------------|
| 1. Blower-01         | 9. Tangki-02          | 16. Expansion Valve |
| 2. Refrigerator      | 10. Cooler            | 17. Heater-02       |
| 3. Blower-02         | 11. Condensor         | 18. Kompresor-03    |
| 4. Separator Drum-01 | 12. Separator Drum-02 | 19. Adsorber        |
| 5. Kompresor-01      | 13. Tangki-01         | 20. Kompresor-04    |
| 6. Heater-01         | 14. Pompa-01          | 21. Tangki-04       |
| 7. Reaktor           | 15. Pompa-02          | 22. Tangki-03       |
| 8. Kompresor-02      |                       |                     |

#### 4.4 Aliran Proses dan Material

##### 4.4.1 Neraca Massa

##### 4.4.1.1 Neraca Massa Total

Tabel 4. 2 Neraca Massa Total

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
CO	11.055	552,75
CH <sub>4</sub>	1.133	1.133
H <sub>2</sub>	512,46	1.262,62
O <sub>2</sub>	678,77	678,77
N <sub>2</sub>	141,97	141,97
CO <sub>2</sub>	-	16.503
H <sub>2</sub> O	28.427	21.675
<b>Total</b>	<b>41.948</b>	<b>41.948</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	11.055	11.055
CH <sub>4</sub>	1.133	1.133
H <sub>2</sub>	512,46	512,46
O <sub>2</sub>	678,77	678,77
N <sub>2</sub>	141,97	141,97
<b>Total</b>	<b>13521,38</b>	<b>13521,38</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	11.055	11.055
CH <sub>4</sub>	1.133	1.133
H <sub>2</sub>	512,46	512,46
O <sub>2</sub>	678,77	678,77
N <sub>2</sub>	141,97	141,97
<b>Total</b>	<b>13.521</b>	<b>13.521</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	11.055	552,75
H <sub>2</sub>	512,46	512,46
N <sub>2</sub>	141,97	141,97
H <sub>2</sub> O (steam)	28.427	21.675
CO <sub>2</sub>	-	16.503
H <sub>2</sub> reaksi	-	750,16
<b>Total</b>	<b>40.136</b>	<b>40.136</b>

#### 4.4.1.2.5 Separator Drum-02

Tabel 4. 6 Neraca Massa Separator Drum-02

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
		Atas	Bawah
CO	552,75	552,7539424	-
CO <sub>2</sub>	16.503	16.503	-
N <sub>2</sub>	141,97	141,97	-
H <sub>2</sub> O	21.675	-	21.675
<b>Total</b>	<b>38.874</b>	17.198	21.675
		<b>38.874</b>	

#### 4.4.2.2.5 Adsorber

Tabel 4. 7 Neraca Massa Adsorber

	Input	Output (kg/jam)

Komponen	(kg/jam)	Atas	Bawah
N <sub>2</sub>	552,75	552,75	-
CO	141,97	141,97	-
CO <sub>2</sub>	16.503	-	16.503
<b>Total</b>	<b>17.198</b>	694,72	16.503
		<b>17.198</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	58.314	-2.137.023
CH <sub>4</sub>	12.337	238.672
H <sub>2</sub>	32.604	-1.864.788
O <sub>2</sub>	3.129	-82.607
N <sub>2</sub>	743,67	-29.909
pendingin	-3.892.785	
<b>Total</b>	<b>-3.875.655</b>	<b>-3.875.655</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	58.314	-2.137.023
CH <sub>4</sub>	12.337	238.672
H <sub>2</sub>	32.604	-1.864.788
O <sub>2</sub>	3.129	-82.607
N <sub>2</sub>	743,67	-29.909
pendingin	-3.892.785	
<b>Total</b>	<b>-3.875.655</b>	<b>-3.875.655</b>

#### 4.4.2.3 Reaktor

Tabel 4. 10 Neraca Panas Reaktor

<b>Komponen</b>	<b>Input (kg/jam)</b>	<b>Output (kg/jam)</b>
CO	11.055	552,75
CH <sub>4</sub>	1.133	1.133
H <sub>2</sub>	512,46	1.262
O <sub>2</sub>	678,77	678,77
N <sub>2</sub>	141,97	141,97
CO <sub>2</sub>	-	165.03
H <sub>2</sub> O	28.427	21.675
<b>Total</b>	<b>41.948</b>	<b>41.948</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	58.311	58.311
CO	228.144	228.144
CO2	4.438.157	4.438.157
H2O	39.473.417	39.473.417
<b>Total</b>	<b>44.198.031</b>	<b>44.198.031</b>

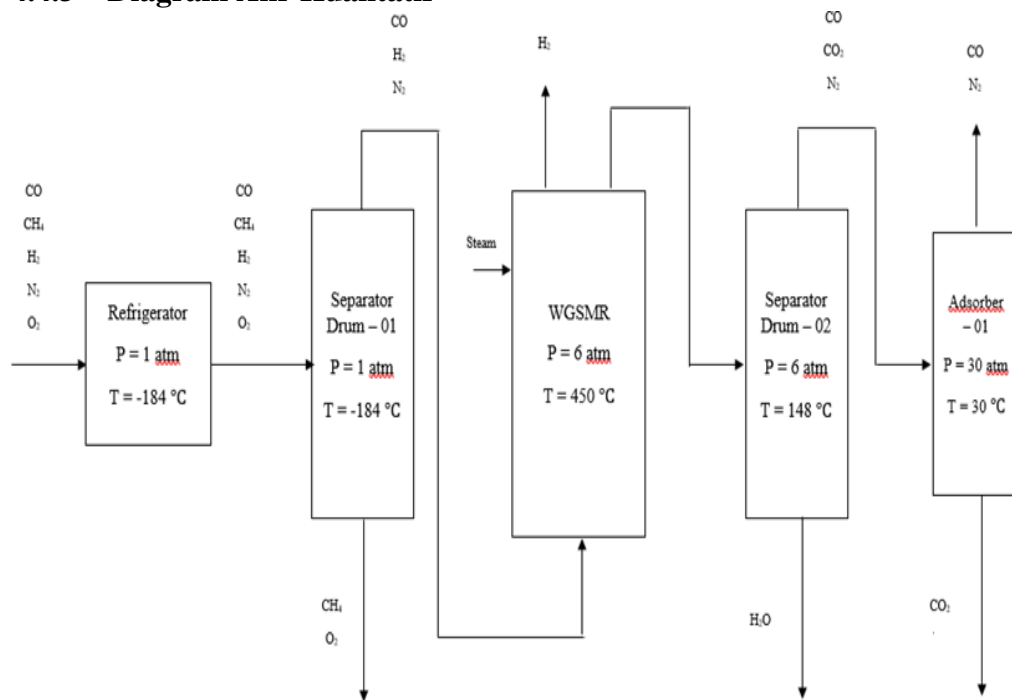
#### 4.4.2.5 Adsorber

**Tabel 4. 12** Neraca Panas Adsorber

<b>Komponen</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
N2	18.071	743,85
CO	69.657	2.917
CO2	1.381.422	80.921
Pendingin	-1.384.569	
<b>Total</b>	<b>84.582</b>	<b>84.582</b>

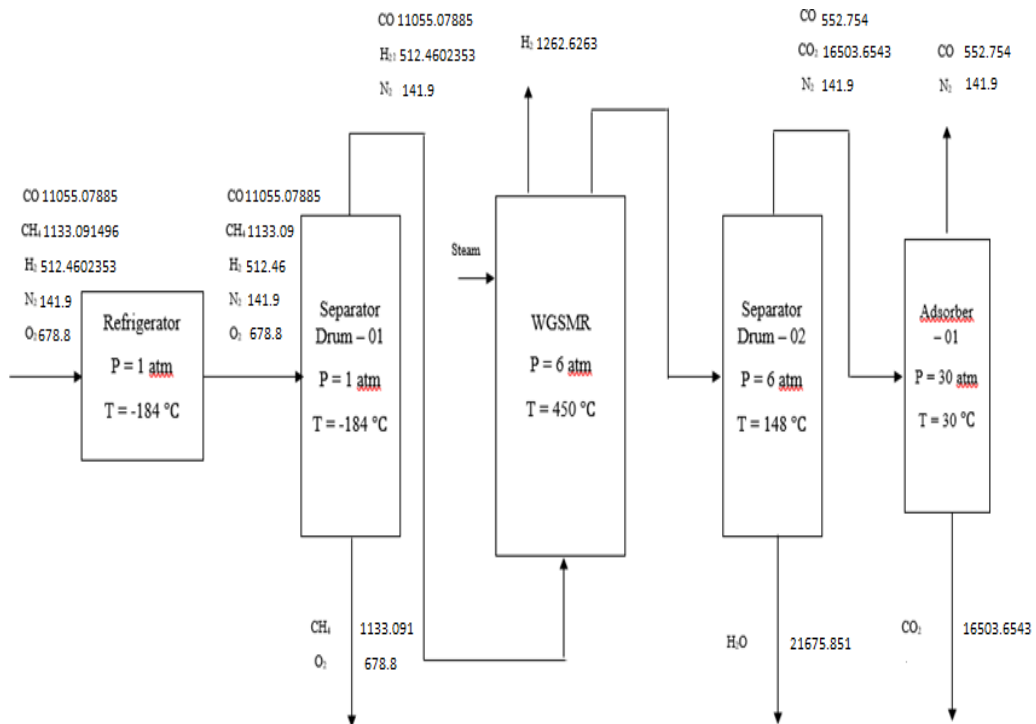


### 4.4.3 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4. 2 Diagram Alir Kualitatif

### 4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif



**Gambar 4. 3** 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 asam, gas-gas terlarut seperti O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S dan NH<sub>3</sub>. O<sub>2</sub> masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

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

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

- c. Zat yang menyebabkan foaming.

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

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 diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu:

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

Air baku dimasukkan ke dalam clarifier untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ ), 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.

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 ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ).

##### 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.

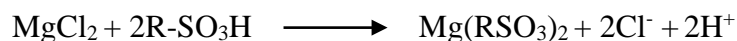
### 3. Demineralisasi

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  $RSO_3H$  dan  $(RSO_3)Na$  dimana pengganti kation-kation yang dikandung dalam air akan diganti dengan ion  $H^+$  atau  $Na^+$  . karena disini kita menggunakan ion  $H^+$  sehingga air akan keluar dari Cation Exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion  $H^+$ . Reaksi penukar kation :



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

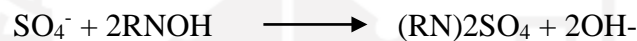
$Ba^{+2} > Pb^{+2} > Sr^{+2} > Ca^{+2} > Ni^{+2} > Cu^{+2} > Co^{+2} > Zn^{+2} > Mg^{+2} > Ag^+ > Cr^+ > K^+ > N_2^+ > H^+$

Saat resin kation telah jenuh, maka resin penukar kation akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah 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. Sehingga anion-anion seperti  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$ , dan  $\text{SO}_4^{2-}$  akan membantu garam resin tersebut. Sebelum di regenerasi anion yang terbentuk di dalam reaksi adalah sebagai berikut :



Ion  $\text{SO}_4^{2-}$  dapat menggantikan ion  $\text{OH}^-$  yang ada dalam resin karena selektivitas  $\text{SO}_4^{2-}$  lebih besar dari selektivitas  $\text{OH}^-$ . Urutan selektivitas anion adalah sebagai berikut:



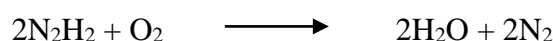
Saat resin anion telah jenuh, maka resin penukar anion akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl. Reaksi Regenerasi :



c. Deaerasi

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

Reaksi:



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	28.427
Heater	HE-01	1.337
Heater	HE-02	21,65
<b>Total</b>		<b>29.764</b>

Perancangan dibuat overdesign 20% sehingga kebutuhan steam 35.717 kg/jam sehingga Air pembangkit steam 80% dimanfaatkan kembali, maka make up yang diperlukan 20%, make up steam

$$= 20\% \times 35.717 \text{ kg/jam}$$

$$= 7.143 \text{ kg/jam}$$

$$= 1,2 \times 7.143 \text{ kg/jam}$$

$$= 8.572 \text{ kg/jam}$$

Blowdown 15%  $= 15\% \times 35.717 \text{ kg/jam}$

$$= 5.357 \text{ kg/jam}$$

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

Dianggap 1 orang membutuhkan air = 100L/jam (Sularso, 2000) Jumlah karyawan = 151 orang

**Tabel 4. 14** Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga

No	Penggunaan	Kebutuhan (Kg/jam)
1	Karyawan	14.762
2	Laboratorium	200
3	Bengkel	200
4	Poliklinik	300
5	Kantin	500
6	Kebersihan, pertamanan, dll	1000
	<b>Total</b>	<b>16.962</b>

**Kebutuhan air total**

$$= (35.717 + 16.962) \text{ kg/jam}$$

$$= 52.679 \text{ kg/jam}$$

Diambil Angka keamanan 10%

$$= 1.1 \times 52.679$$

$$= 57.947 \text{ kg/jam}$$

**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 : 35.743 kg/jam

Jenis : Fire Tube Boiler

Jumlah : 1 buah

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit economizer safety valve system 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 = 193 kWh
- b. Listrik untuk keperluan alat utilitas = 52 kWh
- c. Listrik untuk instrumentasi, kontrol dan laboratorium = 130 kWh
- d. Listrik untuk keperluan kantor dan rumah tangga = 150 kWh

Total kebutuhan listrik adalah 526 kWh. Dengan faktor daya 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 658 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

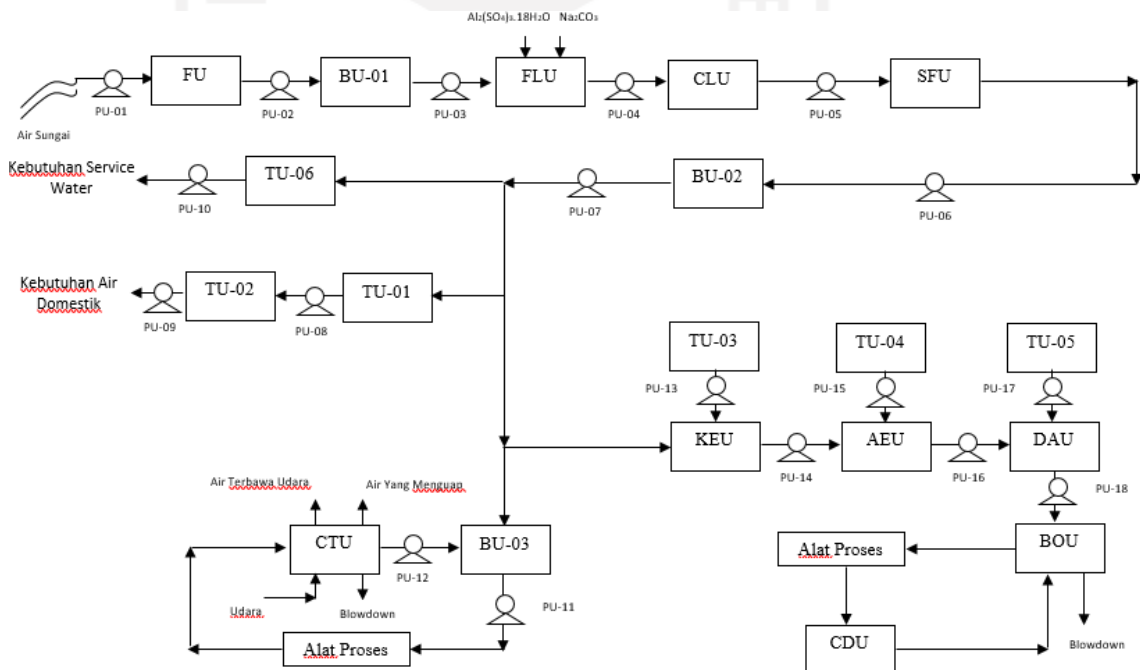
Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada boiler dan diesel untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar boiler menggunakan solar sebanyak 44.761.939kg/tahun.

#### 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 4.371 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 456.723 kg/jam.



Gambar 4. 4 Unit Penyediaan Dowtherm A

Keterangan Gambar:

AEU	: <i>Anion Exchanger Unit</i>	FLU	: Flokulator
BOU	: <i>Boiler</i>	FU	: Filter/Saringan
BU	: Bak Utilitas	KEU	: <i>Kation Exchanger Unit</i>
CDU	: <i>Condensor</i>	PU	: Pompa Utilitas
CLU	: <i>Clarifier</i>	SFU	: <i>Sand Filter</i>
CTU	: <i>Cooling Tower</i>	TU	: Tangki Utilitas
DAU	: <i>Deaerator</i>		

## **4.7 Organisasi Perusahaan**

### **4.7.1 Bentuk Perusahaan**

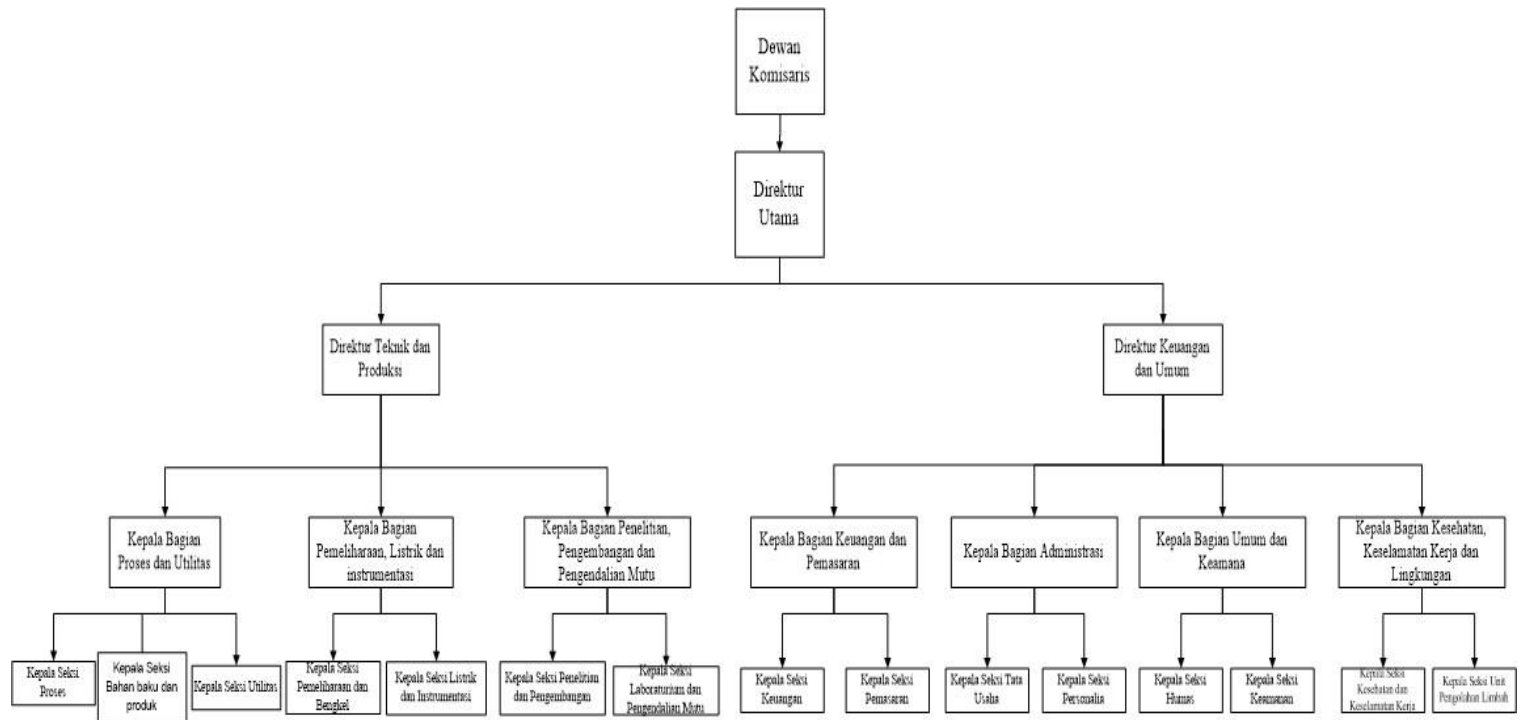
Bentuk Perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik Hidrogen ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga 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. 5** 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 pengarahannya 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.

##### **4.7.3.5.1 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.

**4.7.3.4.13 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.

#### **4.7.3.4.15 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*).

#### **4.7.4.4 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	40.000.000	40.000.000
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>641.500.000</b>	<b>1.420.500.000</b>

**Total Gaji/tahun = Rp. 17,046,000,000**

#### **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  
Libur

M = *Shift* Malam

S = *Shift* SiangL =

#### **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 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:

##### **4.8.1 Penentuan modal industri ( *Total Capital Investment* )**

Meliputi :

- a. Modal tetap ( *Fixed Capital Investment* )
- b. Modal kerja ( *Working Capital Investment* )

#### 4.8.2 Penentuan biaya produksi total ( *Total Production Cost* )

Meliputi :

- a. Biaya pembuatan ( *Manufacturing Cost* )
- b. Biaya pengeluaran umum ( *General Expenses* )

#### 4.8.3 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

1	1997	386.5
2	1998	389.5
3	1999	390.6
4	2000	394.1
5	2001	394.3
6	2002	395.6
7	2003	402
8	2004	444.2
9	2005	468.2
10	2006	499.6
11	2007	525.4
12	2008	575.4
13	2009	521.9
14	2010	550.8
15	2011	585.7
16	2012	584.6
17	2013	567.3
18	2014	576.1
19	2015	556.8
20	2016	561.7
21	2017	567.5
22	2018	614.6
23	2019	607.5

Sumber : ( Peter Timmerhaus,1990 )

Persamaan yang diperoleh adalah :  $y = 11.125x - 21836$

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2025 adalah:

**Tabel 4. 18** Harga Indeks pada tahun perancangan

Tahun	Index
2020	636.5
2021	647.625
2022	658.75
2023	669.875
2024	681
2025	692.125

Jadi Indeks pada tahun 2025 = 692.125

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 = 10.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Umur pabrik = 10 tahun

Pabrik didirikan pada Tahun = 2025

Kurs mata uang = 1 US\$ = Rp 14.224,-

Harga bahan baku terdiri dari :

1. Syngas = Rp 535.446.578.282 /th
2. Harga bahan utilitas = Rp 14.469.014.927.230/th
3. Harga jual = Rp 10.091.078.133.330 /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.

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

#### 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.

$$POT = \frac{\text{Fix Capital Invesment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}}$$

#### 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

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

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 mancapai 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 = 8 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 4.19 :

**Tabel 4. 19** Physical Plant Cost

No	Jenis	Biaya (Rp)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	72.194.138.068
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	18.048.534.517
3	Instalasi cost	13.725.136.644
4	Pemipaan	38.086.275.210
5	Instrumentasi	18.411.052.159
6	Insulasi	3.069.539.995
7	Listrik	1.804.853.451
8	Bangunan	67.550.000.000
9	<i>Land &amp; Yard Improvement</i>	128.280.000.000
	<b>Total</b>	<b>361.169.530.045</b>

**Tabel 4. 20** Direct Plant Cost (DPC)

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Construction Cost</i> (20%.PEC)	72.233.906.009
	<b>Total (DPC + PPC)</b>	<b>433.403.436.054</b>

**Tabel 4. 21 Fixed Capital Investment (FCI)**

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	433.403.436.054
2	<i>Contractors fee</i> (10%.DPC)	17.336.137.442
3	<i>Contigency (25%.DPC)</i>	21.670.171.803
	<b>Total</b>	<b>472.409.745.299</b>

**Tabel 4. 22 Direct Manufacturing Cost (DMC)**

No.	Komponen	Harga (Rp)
1.	<i>Raw Material</i>	7.883.025.601.317
2.	<i>Labor</i>	17.046.000.000
3.	<i>Supervisor</i>	2.556.900.000
4.	<i>Maintenance</i>	9.448.194.906
5.	<i>Plant Suplies</i>	1.417.229.236
6.	<i>Royalty and Patent</i>	100.910.781.333
7.	Bahan utilitas	3.129.051.394
	<b>Total</b>	<b>8.017.533.758.186</b>

**Tabel 4. 23** Indirect Manufacturing Cost (IMC)

<b>No</b>	<b>Komponen</b>	<b>Harga (Rp)</b>
1	<i>Payroll Overhead</i>	4.261.500.000
2	<i>Laboratory</i>	4.261.500.000
3	<i>Plant Overhead</i>	15.341.400.000
4	<i>Packaging n Shipping</i>	504.553.906.667
	<b>Total</b>	<b>528.418.306.667</b>

**Tabel 4. 24** Fixed Manufacturing Cost (FMC)

<b>No.</b>	<b>Komponen</b>	<b>Harga (Rp)</b>
1.	Depresiasi	37.792.779.624
2.	<i>Propertay tax</i>	4.724.097.453
3.	Asuransi	4.724.097.453
	<b>Total</b>	<b>47.240.974.530</b>

**Tabel 4. 25** Total Manufacturing Cost (MC)

<b>No.</b>	<b>Komponen</b>	<b>Harga (Rp)</b>
1.	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	8.017.533.758.186
2.	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	528.418.306.667
3.	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	47.240.974.530
	<b>Total</b>	<b>8.593.193.039.383</b>

**Tabel 4. 26** Working Capital (WC)

<b>No.</b>	<b>Komponen</b>	<b>Harga (Rp)</b>
1.	<i>Raw Material Inventory</i>	161.215.694.573
2.	<i>Inproses Inventory</i>	91.139.926.175
3.	<i>Product Inventory</i>	182.279.852.351
4.	<i>Extended credit</i>	214.053.172.525
5.	<i>Available cash</i>	182.279.852.351
	<b>Total</b>	<b>836.968.497.975</b>

**Tabel 4. 27** General Expense (GE)

<b>No.</b>	<b>Komponen</b>	<b>Harga (Rp)</b>
1.	Administrasi	343.727.721.575
2.	<i>Sales expense</i>	429.659.651.969
3.	<i>Research</i>	343.727.721.575
4.	<i>Finance</i>	26.187.564.865
	<b>Total</b>	<b>1.143.302.659.985</b>

**Tabel 4. 28** Total biaya produksi

<b>No.</b>	<b>Komponen</b>	<b>Harga (Rp)</b>
1.	<i>Manufacturing Cost</i>	8.593.193.039.382
2.	<i>General Expense</i>	1.143.302.659.985
	<b>Total</b>	<b>9.736.495.699.367</b>

**Tabel 4. 29** Fixed cost (Fa)

<b>No.</b>	<b>Komponen</b>	<b>Harga (Rp)</b>
1.	Depresiasi	37.792.779.624
2.	<i>Property tax</i>	4.724.097.453
3.	Asuransi	4.724.097.453
	<b>Total Fa</b>	<b>47.240.974.530</b>

**Tabel 4. 30** Variable cost (Va)

<b>No</b>	<b>Komponen</b>	<b>Harga (Rp)</b>
1	<i>Raw Material</i>	7.883.025.601.317
2	<i>Packing n Shipping</i>	504.553.906.667
3	Utilitas	3.129.051.394
4	<i>Royalties &amp; patents</i>	100.910.781.333
	<b>Total Va</b>	<b>8.491.619.340.711</b>



**Tabel 4. 31** Regulated cost (Ra)

No.	Komponen	Harga (Rp)
1	Gaji karyawan	17.046.000.000
2	<i>Payroll overhead</i>	4.261.500.000
3	<i>Plant overhead</i>	2.556.900.000
4	Supervisi	15.341.400.000
5	<i>Laboratorium</i>	4.261.500.000
6	<i>Maintenance</i>	1.143.302.659.985
7	<i>General expense</i>	9.448.194.906
8	<i>Plant supplies</i>	1.417.229.236
	<i>Total Ra</i>	1.197.635.384.127

#### 4.8.6 Analisa Keuntungan

Harga jual produk <i>hidrogen</i>	= \$ 7 /kg
<i>Annual Sales (Sa)</i>	= \$ 700.000.000
	=Rp 9.957.220.000.000
Harga jual produk <i>karbon dioksida</i>	=\$ 0,3 /kg
<i>Annual Sales (Sa)</i>	= \$ 8.898.346
	=Rp 126.575.422.880

<i>Annual Sales (Sa)</i>	= \$ 510,549.40 =Rp 7.262.360.953
<i>Total Sa</i>	= \$ 1.988.271,54 = Rp 10.091.078.133.330
<i>Total Cost</i>	= Rp 9.736.495.699.36
Keuntungan sebelum pajak	= Rp 354.582.433.962
Keuntungan setelah pajak (diambil 50%)	= Rp 177.291.216.981

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

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

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

ROI sebelum pajak = 70 % ROI sesudah pajak = 38 %

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

$$POT = \frac{\text{Fix Capital Invesment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}}$$

POT sebelum pajak = 1,2 tahun

POT sesudah pajak = 2,2 tahun

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

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

$$BEP = 53,41$$

#### 4.8.7.4 Shut Down Point (SDP)

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

$$SDP = 47,21\%$$

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

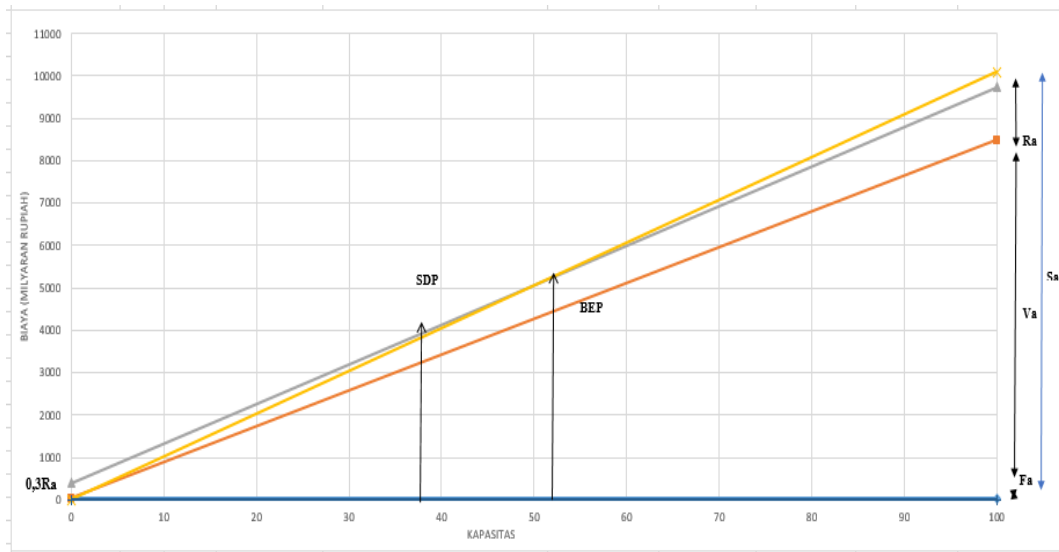
Umur Pabrik	= 10 tahun
<i>Fixed Capital Investment</i>	= Rp. 472.409.745.299
<i>Working Capital</i>	= Rp. 6.258.065.735.111
<i>Salvage Value (SV)</i>	= Rp. 36.190.719.150
<i>Cash Flow (CF)</i> <i>finance</i>	= Annual profit + depresiasi +
CF	= Rp. 241.271.561.470

*Discounted Cash Flow* dihitung secara *trial & error* :

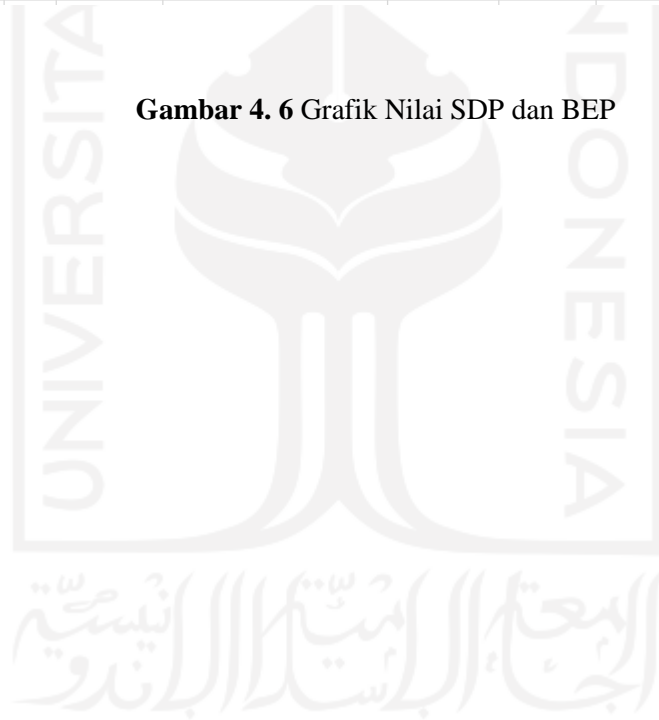
$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

$$R = S$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai  $i = 6,97\%$



**Gambar 4. 6** Grafik Nilai SDP dan BEP



## BAB V

### PENUTUP

#### 5.1 Kesimpulan

Berdasarkan uraian dan hasil perhitungan Pra Rancangan Pabrik Hidrogen dari *Syngas* batu bara dengan kapasitas 10.000 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 beresiko tinggi.
2. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut :
  - 1) Keuntungan sebelum pajak Rp. 355.401.089.688/tahun dan keuntungan setelah pajak (25%) sebesar Rp. 266.550.817.266/tahun.
  - 2) Presentasi ROI sebelum pajak 76% dan ROI setelah pajak 57%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi minimum adalah 44% (Aries & Newton, 1955).
  - 3) POT sebelum pajak selama 1,2 tahun dan POT setelah pajak selama 1,5 tahun. Syarat POT sebelum pajak pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum adalah 2 tahun ( Aries & Newton, 1955)
  - 4) *Break Event Point* (BEP) pada 53%, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 47,18%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40 – 60 %.
  - 5) *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 6,97%. Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 x suku bunga pinjaman atau berkisar 4%.

Dari hasil analisis ekonomi diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik hidrogen dari *syngas* batu bara dengan kapasitas 10.000 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 pasar 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.* McGraw 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 Wiley 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
- McCabe, 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 / Cr2O3 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, Environmental, 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





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

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

Tugas : Mereaksikan 11.055,08 kg/jam karbon monoksida (CO)  
dengan 28.427,35 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 :

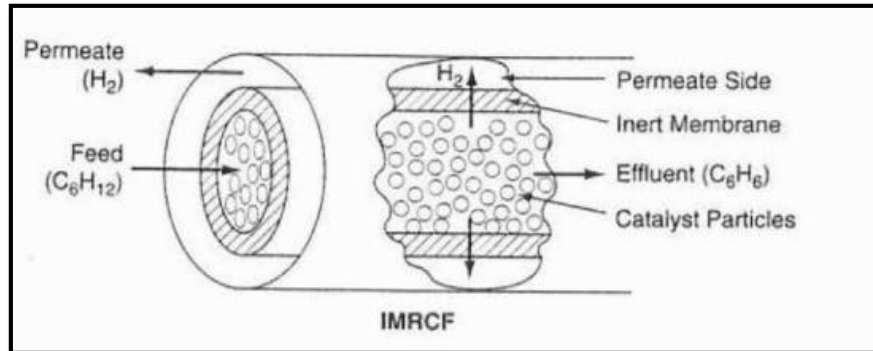
1. Aliran dianggap plug flow
2. Sistem steady state
3. Membran inert
4. Tekanan konstan ( $P_o = P$ )

Kondisi operasi perancangan :

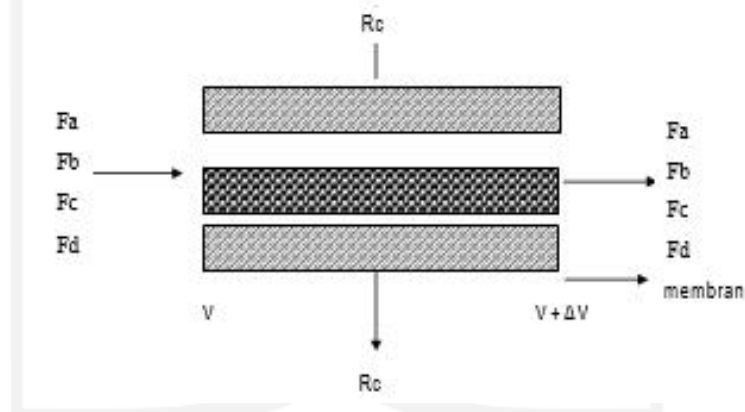
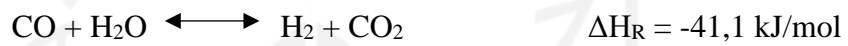
Tekanan : 6 atm

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 variable independen.

a. Neraca mol A di bed katalis

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

$$F_A|_V - F_A|_{V+\Delta V} + r_A \Delta V = 0$$

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

b. Neraca mol B di bed katalis

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

c. Neraca mol C di bed katalis

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

$$[\text{mol C masuk}] - [\text{mol C keluar}] - [\text{mol C keluar melalui difusi}] + [\text{laju pembentukan mol C}] = [\text{mol C akumulasi}]$$

$$F_{c|v} - F_{c|v+\Delta v} - R_c\Delta v + r_c\Delta v = 0$$

$$\frac{dF_A}{dv} = r_c - R_c$$

R<sub>c</sub> adalah mol C keluar yang melewati membran per volume reaktor. R<sub>c</sub> adalah hasil kali flux molar C (W<sub>c</sub>) 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<sub>c</sub> = koefisien transfer massa *overall*, /menit

C<sub>cs</sub> = koefisien 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

$$-r_A = k(C_A C_B - \frac{C_C C_D}{K_c})$$

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

$$r_B = r_A$$

$$r_C = -r_A$$

$$r_D = -r_A$$

Konstanta laju reaksi didapat dari persamaan *Arhenius* :

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

Nilai  $K_0$  dan  $E_a$  diperoleh dari *international Journal of Chemical Reactor Engineering*, volume 8, tahun 2010. Untuk katalis  $Fe_3O_4/Cr_2O_3$  nilai  $K_0$  adalah  $2,16 \times 10^{11} \text{ s}^{-1}$ , sedangkan nilai  $E_a$  adalah 95 kJ/mol

### b. Konstanta kesetimbangan

Persamaan Moe ( 1962 ) :

$$K_s = \exp\left(\frac{4577.8}{T} - 4.33\right)$$

Dengan :

$k$  : Konstanta laju reaksi, /menit

$K_s$  : Konstanta Kestimbangan

### c. Difusivitas

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

### 3. Neraca Panas pada Reaktor

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

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

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

$$\sum F_i H_i|_v - \sum F_i H_i|_{v+\Delta v} + U_D \Delta A (T_a - T) = 0$$

$$-\lim_{\Delta V \rightarrow 0} \frac{\sum F_i H_i|_{v+\Delta V} - \sum F_i H_i|_v}{\Delta V} + U_D \Delta A (T_a - T) = 0$$

$$-\frac{d \sum F_i H_i}{dV} + U_D a (T_a - T) = 0$$

$$-\sum F_i \frac{dH_i}{dV} - \sum H_i \frac{dF_i}{dV} + U_D a (T_a - T) = 0$$

$$-\sum F_i C_{pi} \frac{dT}{dV} - \sum v_i H_i (-r_a) + U_D a (T_a - T) = 0$$

$$-\sum F_i C_{pi} \frac{dT}{dV} - \Delta H_i (-r_a) + U_D a (T_a - T) = 0$$

$$\frac{dT}{dV} = \frac{U_D a (T_a - T) + (-r_a)(-\Delta H_{RX})}{\sum F_i C_{pi}}$$

Sehingga untuk sistem adiabatik adalah :

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

### 4. Stoikiometri

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

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



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

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

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

## 5. Evaluasi Parameter

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

$$P_o = 6 \text{ atm}$$

$$T_o = 450 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 723 \text{ K}$$

$$R = 0,08205 \text{ L.atm/mol.K}$$

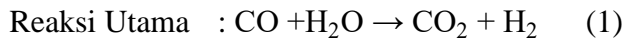
$$C_{ro} = 0,1011 \text{ mol/L}$$

### Neraca Massa Reaktor

**Tabel 1. Neraca Massa di Reaktor**

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
CO	11055,07885	552,754
H2	512,4602	512,4602
N2	141,9745	141,9745
H2O (steam)	28427,3456	21675,851
CO2	-	16503,6534
H2 reaksi	-	750,1661
<b>Total</b>	<b>40136,86</b>	<b>40136,86</b>

## Reaksi yang terjadi di dalam reaktor



### 1. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Reaksi berlangsung pada fase gas dengan katalis padat.
- Katalis yang digunakan berumur panjang.
- Perawatan, perbaikan, dan operasional mudah.
- Pemakaian tidak terbatas pada kondisi reaksi tertentu (eksotermis atau endotermis) sehingga pemakaian lebih fleksibel.
- Konstruksi sederhana.

### 2. Menghitung neraca massa pada elemen volume

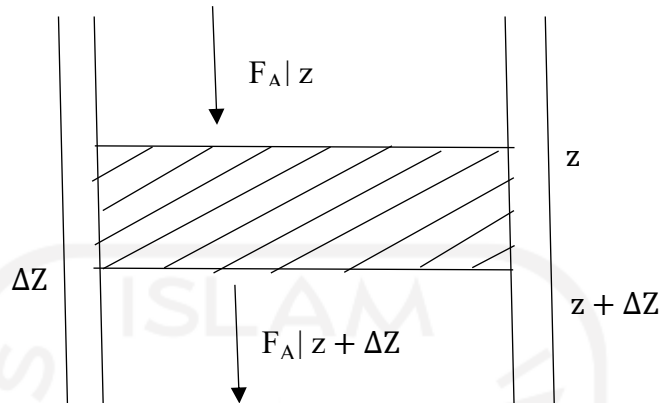
Perbandingan CO dan H<sub>2</sub>O sebesar 1 : 4 X = 95%

Persamaan Reaksi	CO (g)	+	H <sub>2</sub> O (g)	H <sub>2</sub> (g)	+	CO <sub>2</sub> (g)
M	394.82		1579.30	256.23		
R	375.08		375.08	375.08		375.08
S	19.74		1204.21	631.31		375.08

(Angka dalam satuan kmol/jam)

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

dengan konversi X. Neraca massa Hidrogen pada elemen volume :



$$\text{rate of input} - \text{rate of output} - \text{rate of reaction} = \text{rate of accumulation} \quad (3)$$

karna *steady state*, maka  $R_{acc} = 0$

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta Z} - (-r_a) \times \Delta v = 0 \quad (4)$$

$$\Delta v = \frac{\pi ID^2}{4} \times N_t \times \Delta Z \quad (5)$$

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

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta Z} - (-r_a) \times \frac{\pi ID^2}{4} \times N_t \times \Delta Z = 0 \quad (6)$$

$$F_A|_z - (F_A|_{z+\Delta Z} = (-r_a) \times \frac{\pi ID^2}{4} \times N_t \times \Delta Z \quad (7)$$

Kedua ruas dibagi dengan  $\Delta Z$  :

$$\frac{F_A|_z - F_A|_{z+\Delta Z}}{\Delta Z} = (-r_a) \times \frac{\pi ID^2}{4} \times N_t \quad (8)$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{F_A|_z - F_A|_{z+\Delta Z}}{\Delta Z} = (-ra) \times \frac{\pi ID^2}{4} \times Nt \quad (9)$$

$$\frac{dF_A}{dZ} = (-ra) \times \frac{\pi ID^2}{4} \times Nt \quad (10)$$

Dimana :

$$F_A = F_{A0} - F_{A0}X \quad (11)$$

$$dF_A = -F_{A0}dX \quad (12)$$

$$F_{A0} \frac{dX}{dZ} = (-ra) \times \frac{\pi ID^2}{4} \times Nt \quad (13)$$

$$\frac{dX}{dZ} = \frac{(-ra)\pi ID^2 Nt}{4F_{A0}} \quad (14)$$

Keterangan :  $\frac{dX}{dZ}$  = Perubahan konversi persatuan panjang

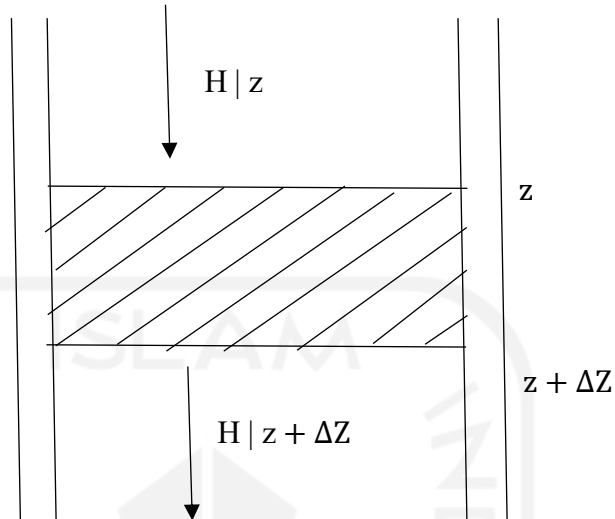
ID = Diameter dalam pipa

Z = Tebal tumpukan katalisator

(-ra) = Kecepatan reaksi

Nt = Jumlah Tube

### 3. Menghitung neraca panas pada elemen volume



*heat of input – heat of output + heat of generation – heat transfer = Acc* (17)

$$H|_z - H|_{z+\Delta Z} + (-ra) \times \Delta HR \times V - U_d \times N_t \times \Delta Z \times \pi \times OD \times (T - T_p) = 0 \quad (18)$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta Z} + (-ra) \times \Delta HR \times$$

$$\frac{\pi ID^2}{4} \times ID^2 \times \Delta Z \times N_t - U_d \times N_t \times \Delta Z \times \pi \times OD \times (T - T_p) = 0 \quad (19)$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta Z} = -(-ra) \times \Delta HR \times$$

$$\frac{\pi ID^2}{4} \times ID^2 \times \Delta Z \times N_t + U_d \times N_t \times \Delta Z \times \pi \times OD \times (T - T_p) \quad (20)$$

Kedua ruas dibagi dengan  $\Delta Z$  :

$$\frac{H|_z - H|_{z+\Delta Z}}{\Delta Z} = -(-ra) \times \Delta HR \times$$

$$\frac{\pi ID^2}{4} \times ID^2 \times N_t + U_d \times N_t \times \pi \times OD \times (T - T_p) \quad (21)$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{F_A|_z - F_A|_{z+\Delta Z}}{\Delta Z} = -(-ra) \times \Delta HR \times$$

$$\frac{\pi ID^2}{4} \times ID^2 \times Nt + Ud \times Nt \times \pi \times OD \times (T - Tp) \quad (22)$$

$$- \frac{dH}{dZ} = -(-ra) \times \Delta HR \times$$

$$\frac{\pi ID^2}{4} \times ID^2 \times Nt + Ud \times Nt \times \pi \times OD \times (T - Tp) \quad (23)$$

$$\frac{dH}{dZ} = -(-ra) \times \Delta HR \times$$

$$\frac{\pi ID^2}{4} \times ID^2 \times Nt + Ud \times Nt \times \pi \times OD \times (T - Tp) \quad (24)$$

Dimana :

$$H = Q = \sum F_i C_{pi} (T - T_{ref}) \quad (25)$$

$$dH = \sum F_i C_{pi} dT \quad (26)$$

$$\sum F_i \times C_{pi} \times \frac{dT}{dZ} = (-ra) \times \Delta HR \times$$

$$\frac{\pi ID^2}{4} \times ID^2 \times Nt - Ud \times Nt \times \pi \times OD \times (T - Tp) \quad (27)$$

$$\frac{dT}{dZ} =$$

$$\frac{\Delta HR \times F_{A0} \times \frac{dx}{dz} - Ud \times Nt \times \pi \times OD \times (T - Tp)}{\sum F_i \times C_{pi}} \quad (28)$$

Keterangan :  $\frac{dT}{dZ}$  = Perubahan suhu persatuan panjang

OD = Diameter luar pipa

$\Delta H_R$  = Panas reaksi

$T_p$  = Suhu pendingin

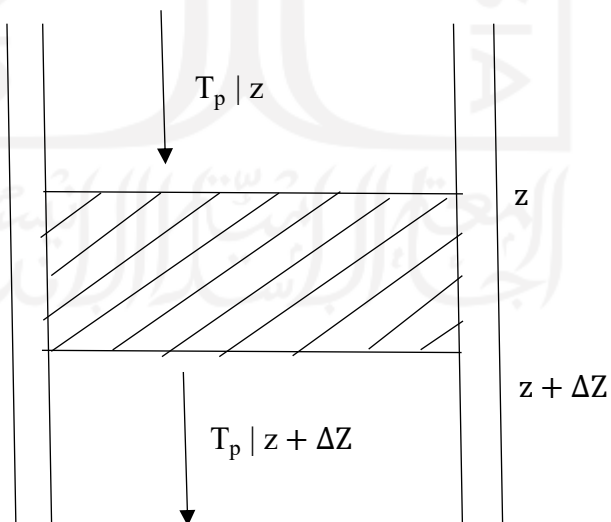
$F_i$  = Laju umpan masuk

$C_{pi}$  = Kapasitas panas komponen

$N_t$  = Jumlah tube

$U_d$  = Koefisien perpindahan panas

#### 4. Menghitung neraca panas pada media pendingin



heat of input – heat of output – heat transfer = Acc (29)

$$W_p \times C_{p_p} \times T_p \Big|_z - W_p \times C_{p_p} \times T_p \Big|_{z+\Delta Z} + Ud \times Nt \times \Delta Z \times \pi \times OD \times (T - T_p) = 0 \quad (30)$$

$$W_p \times C_{p_p} \times T_p \Big|_z - W_p \times C_{p_p} \times T_p \Big|_{z+\Delta Z} = - Ud \times Nt \times \Delta Z \times \pi \times OD \times (T - T_p) \quad (31)$$

Kedua ruas dibagi dengan  $\Delta Z$  :

$$\frac{W_p \times C_{p_p} \times T_p \Big|_z - W_p \times C_{p_p} \times T_p \Big|_{z+\Delta Z}}{\Delta Z} = - Ud \times Nt \times \pi \times OD \times (T - T_p) \quad (32)$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{W_p \times C_{p_p} \times T_p \Big|_z - W_p \times C_{p_p} \times T_p \Big|_{z+\Delta Z}}{\Delta Z} = - Ud \times Nt \times \pi \times OD \times (T - T_p) \quad (33)$$

$$-\frac{dT_p}{dZ} = - \frac{Ud \times Nt \times \pi \times OD \times (T - T_p)}{W_p \times C_{pp}} \quad (34)$$

$$\frac{dT_p}{dZ} = \frac{Ud \times Nt \times \pi \times OD \times (T - T_p)}{W_p \times C_{pp}} \quad (35)$$

Keterangan :  $\frac{dT_p}{dZ}$  = Perubahan suhu pendingin persatuan panjang

OD = Diameter luar pipa

$T_p$  = Suhu pendingin

$C_{pp}$  = Kapasitas panas pendingin

$Nt$  = Jumlah tube

$Ud$  = Koefisien perpindahan panas



$W_p$  = Laju alir pendingin

#### **4. Menghitung pressure drop**

Persamaan yang paling banyak digunakan untuk menghitung *pressure drop* dalam *fixed bed reactor* adalah persamaan Ergun :

$$\frac{dP}{dz} = - \frac{Gt}{\rho_g \times g \times D_p} \times \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \times \left[ \frac{150 \times (1-\epsilon)}{D_p} + 1,75 \times Gt \right] \quad (35)$$

Keterangan :  $G$  = Kecepatan aliran massa gas dalam pipa

$\rho$  = Densitas gas

$D_p$  = Densitas partikel katalisator

$g$  = Gaya Gravitasi

$\epsilon$  = Porositas katalisator

$\mu$  = Viskositas gas

#### **5. Perancangan Reaktor**

- **Data – data fisis umpan reaktor**

##### **a. Menentukan Kapasitas Panas Gas Umpan (C<sub>pg</sub>)**

Komponen	Rumus	Heat Capacity				
		a	b	c	d	e
Karbon Monoksida	CO	29.556	-0.00658	2.01E-05	-1.22E-08	2.26E-12
Air	H <sub>2</sub> O	34	-8.42E-03	2.99E-05	-1.78E-08	3.69E-12
Nitrogen	N <sub>2</sub>	29.342	-3.54E-03	1.01E-05	-4.31E-09	2.59E-13
Hidrogen	H <sub>2</sub>	25.399	2.02E-02	-3.85E-05	3.19E-08	-8.76E-12
Karbon Dioksida	CO <sub>2</sub>	27.437	0.04232	-1.96E-05	4.00E-09	-2.99E-13
Total		145.667	0.0439599	2.01E-06	1.51E-09	-2.84E-12

Komponen Senyawa	kmol/jam	Yi	Cp (Joule/mol.K)	Cp (Kj/kmol.K)	Cp (Kj/kg.K)	Cp Camp (Kj/kg.K)
CO	11055.07885	0.275434578	1.28E+04	1.28E+04	4.56E+02	1.26E+02
H2O ( Steam )	28427.34561	0.708260342	1.51E+04	1.51E+04	8.36E+02	5.92E+02
N2	141.9744715	0.003537259	1.26E+04	1.26E+04	4.50E+02	1.59E+00
H2	512.4602353	0.012767821	1.24E+04	1.24E+04	6.22E+03	7.94E+01
CO2	0	0	1.88E+04	1.88E+04	9.40E+03	0.00E+00
total	40136.85917	1	7.17E+04	7.17E+04	1.74E+04	7.99E+02

Cpg campuran = 799,01 kJ/kg.k

### b. Menentukan Viskositas Gas Umpan (Cpg)

$$n_{\text{gas}} = A + BT + CT^2 \quad (37)$$

NAME	FORMULA	A	B	C
Karbon Monoksida	CO	23.811	5.39E-01	-1.54E-04
Air	H2O	-36.826	4.29E-01	-1.62E-05
Nitrogen	N2	42.606	4.75E-01	-9.80E-05
Hidrogen	H2	27.758	2.12E-01	-3.28E-05
H2 Bereaksi	H2	27.758	2.12E-01	-3.28E-05
Karbon Dioksida	CO2	11.811	4.98E-01	-1.09E-04

Komponen Senyawa	kmol/jam	Yi	$\mu$ (mP)	$\mu$ (cP)	BM <sup>0.5</sup>	Yi* $\mu$ i	Yi*BM <sup>0.5</sup>
Karbon Monoksida	11055.07885	2.75E-01	3.33E+02	3.33E-05	5.29E+00	9.18E-06	1.48E+00
Air	28427.34561	7.08E-01	2.65E+02	2.65E-05	4.24E+00	1.88E-05	3.00E+00
Nitrogen	141.9744715	3.54E-03	3.35E+02	3.35E-05	5.29E+00	1.18E-07	1.87E-02
Hidrogen	512.4602353	1.28E-02	1.64E+02	1.64E-05	1.41E+00	2.09E-07	1.81E-02
Karbon Dioksida	0	0	1.64E+02	1.64E-05	6.63E+00	0.00E+00	0.00E+00
	40136.85917	1.00E+00	1.26E+03	1.26E-04	2.29E+01	2.83E-05	4.50E+00

$$\mu_{\text{mix}} = \frac{\sum (y_i \times \mu_i) \times (BM_i)^{0.5}}{\sum y_i \times BM_i^{0.5}}$$

Viskositas( $\mu$ g) Campuran = 1,44 E-04 gr/cm.s

= 5,17 E-02 kg/m.jam

**c. Menentukan Densitas Gas Umpan**

Komponen Senyawa	A	B	n	Tc
CO	0.298	0.277	0.291	132.92
H <sub>2</sub> O ( Steam )	0.34710	0.27400	0.28571	647.13
N <sub>2</sub>	0.312	0.285	0.293	126.1
H <sub>2</sub>	0.313	0.347	0.276	133.18
CO <sub>2</sub>	0.464	0.262	0.290	304.190

$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Y <sub>i</sub>	$\rho * Y_i$
3.817107797	0.275434578	1.051363474
1.426	0.708260342	1.009979248
2.258219756	0.003537259	0.007987908
1.538191976	0.012767821	0.01963936
1.42123		
10.46074953	1	2.08896999

Densitas Umpan Campuran = 2,088 kg/m<sup>3</sup>

**d. Menentukan Konduktivitas Gas Umpan**

Komponen Senyawa	A	B	C
Karbon Monoksida	0.00158	8.25E-05	-1.91E-08
Air	0.00053	4.71E-05	4.96E-08
Nitrogen	0.00309	7.59E-05	-1.10E-08
Hidrogen	0.03951	4.59E-04	-6.49E-08
Karbon Dioksida	-0.012	2.08E-06	-2.24E-08

Komponen Senyawa	kmol/jam	Yi	K (W/m.K)	BM0.33	Yi*K	Yi*BM0.33
Karbon Monoksida	11055.07885	0.275434578	5.13E-02	3.003047146	1.41E-02	0.827143022
Air	28427.34561	0.708260342	6.05E-02	2.595612917	4.28E-02	1.838369693
Nitrogen	141.9744715	0.003537259	5.22E-02	3.003047146	1.85E-04	0.010622556
Hidrogen	512.4602353	0.012767821	3.38E-01	1.257013375	4.31E-03	0.016049322
Karbon Dioksida	0	0	-2.22E-02	3.486096327	0	0
Total	40136.85917	1	4.79E-01	13.34481691	6.14E-02	2.692184592

$$k_{\text{mix}} = \frac{\sum (y_i \times k_i) \times (BM_i)^{0,33}}{\sum y_i \times BM_i^{0,33}}$$

Konduktivitas Campuran = 0,35 W/m.k

$$= 1,1 \text{ kJ/jam.m.k}$$

#### f. Data Katalis

Jenis = Feri Oxide ( $\text{Fe}_2\text{O}_3$ )

Bentuk = Crushed Silica

Diameter = 4.7 mm

Porositas = 0,35

Massa jenis =  $977 \text{ kg/m}^3$

- **Dimensi Reaktor**

#### a. Menentukan Jenis Ukuran dan Jumlah Tube

Diameter pipa reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Karna reaksi yang terjadi eksotermis, untuk itu dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar koefisien perpindahan panas lebih panas dan lebih besar. Pengaruh ratio  $D_p / D_t$  terhadap koefisien perpindahan panas dalam

pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu  $hw/h$  telah diteliti oleh *Colburn's (Smith, page 571)* yaitu :

**Tabel 9.** Ratio  $D_p/D_t$  dan  $hw/h$

$D_p/D_t$	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
$hw/h$	5,50	7,00	7,80	7,50	7,00	6,60

Dimana :

$hw$  = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

$h$  = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

$D_p$  = diameter katalisator

$D_t$  = diameter tube

Dipilih :  $D_p/D_t = 0,15$

Sehingga :

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = 0,477 \text{ cm}$$

$$D_t = 0,15 / 0,15 = 3,13 \text{ cm} = 1,233 \text{ in}$$

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

Dari tabel 11 Kern (*Dimensions os steel pipe, page 844*) dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

<i>Nominal pipe size</i>	= 1,25 in
<i>Outside diameter (OD)</i>	= 1,66 in = 3,505 cm = 0,035 m
<i>Schedule number</i>	= 40
<i>Inside diameter (ID)</i>	= 1,38 in = 3,81 cm = 0,038 m
<i>Flow area per pipe</i>	= 1,5 in <sup>2</sup> = 9,678 cm <sup>2</sup> = 0,000968 m <sup>2</sup>
<i>Surface per in ft</i>	= 0,435 ft <sup>2</sup> /ft
<i>Weight per lin ft</i>	= 2,28 lb stell

Agar reaksi dapat berlangsung, maka aliran gas didalam tube harus turbulen.

Asumsi:  $N_{re} = 4100$

dimana:

$D_p$  = diameter partikel katalis = 0.477 cm

$\rho_p$  = densitas katalis = 977 kg/m<sup>3</sup>

$f_d$  = friction factor = 2

- **Kecepatan Mass Velocity (Gt)**

Diketahui :  $\mu_g = 0,0517$  kg/m.jam

$D_t = 0,038$  m

$N_{re} = 4100$

Maka :

$$G_t = \frac{\mu g \times NRe}{Dt}$$
$$= 55667,51 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam} = 0,15 \text{ g/cm}^2 \cdot \text{s}$$

**- Luas Penampang Shell (At)**

Diketahui :  $G = 40136,86 \text{ kg/jam}$

$$G_t = 5567,51 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}$$

Maka

$$A_t = \frac{G}{G_t}$$

$$= 7,21 \text{ m}^2$$

**- Luas Penampang Tube (Ao)**

Diketahui :  $D_t = 0,0381 \text{ m}$

Maka :

$$A_o = \frac{\pi}{4} \times ID^2$$

$$= 0,001 \text{ m}^2$$

**- Jumlah Tube Maksimal (Ntmax)**

Diketahui :  $A_t = 7,21 \text{ m}^2$

$$A_o = 0,001 \text{ m}^2$$

Maka :

$$N_{tmax} = \frac{A_t}{A_o}$$
$$= 6320,74 \text{ buah}$$

- **Vmax**

Diketahui :  $\rho_b = 977 \text{ kg/m}^3$

$$\rho_g = 2,08897 \text{ kg/m}^3$$

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

$$D_p = 0,047 \text{ m}$$

$$f_D = 2$$

Maka :

$$V_{max} = \sqrt{\frac{4 \times (\rho_b - \rho_g) \times g \times D_p}{3 \times \rho_g \times f_D}}$$

$$= 3,785 \text{ m/s} = 13628,1 \text{ m/jam}$$

Diketahui :  $Q = 19213,708 \text{ m}^3/\text{jam}$

$$V_{max} = 13.628,1 \text{ m/jam}$$

Maka :

$$A_t = \frac{Q}{V_{max}}$$



$$= 1,41 \text{ m}^2$$

**- Jumlah Tube Minimal (Ntmin)**

Diketahui :  $A_t = 1,41 \text{ m}^2$

$$A_o = 0,001 \text{ m}^2$$

Maka :

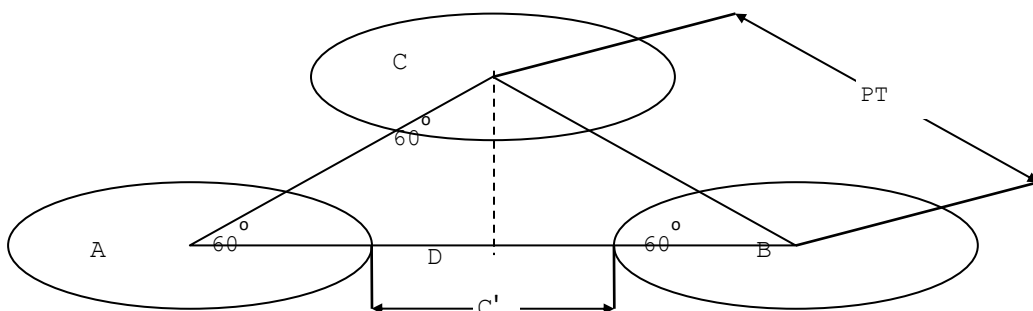
$$N_{tmin} = \frac{A_t}{A_o}$$
$$= 5.11 \text{ buah}$$

**Jumlah Tube yang diambil = 200 buah**

**b. Menentukan Diameter dalam Reaktor**

Direncanakan tube disusun dengan pola *triangular pitch*, pertimbangannya :

- Susunan tube lebih kuat
- Lebih mudah dibersihkan
- Supaya turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam shell menjadi besar, sehingga akan memperbesar koefisien perpindahan panas konveksinya ( $h_o$ )



$$P_t = 1,25 \times O D_t \quad (47)$$

$$= 1,25 \times 1,66 = 2,075 \text{ in} = 5,2705 \text{ cm} = 0,0527 \text{ m}$$

$$C' = P_T - O D$$

$$= 2,075 - 1,66 = 0,415 \text{ in} = 1,0541 \text{ cm} = 0,01 \text{ m}$$

Untuk menentukan diameter shell, dicari luas penampang shell total (A<sub>total</sub>). Maka, diameter shell reaktor :

$$N_t = 1500 \text{ buah}$$

$$P_t = 0,415 \text{ in}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Diameter shell (IDs)} &= \sqrt{\frac{4 \times N_t \times P_T^2 \times 0,866}{\pi}} \\ &= 84,37 \text{ in} = 214,3 \text{ cm} = 2,14 \text{ m} \end{aligned}$$

### c. Pendingin Reaktor (Dowtherm A)

Pada kondisi 30 °C

$$\text{Diketahui : } C_p = 0,382 \text{ Btu/lb.F} = 1,60 \text{ Kj/Kg.K}$$

$$\text{Densitas} = 65,66 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Konduktivitas} = 0,08 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F} = 0,14 \text{ W/m.K}$$

$$\text{Viskositas} = 3,70 \text{ cP}$$

$$Q_{\text{pendingin}} = 2.450.409 \text{ Kj/jam}$$

$$m_{\text{pendingin}} = 14.867,63 \text{ kg/jam}$$

**d. Menentukan Koefisien Perpindahan Panas Overall (UD)**

**- Tube side**

Diketahui :  $C_p = 19,1 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,03 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k = 0,30 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

$$j_H = 16$$

$$Pr = 37,7$$

$$ID_t = 0,33 \text{ ft}$$

$$OD = 0,396 \text{ ft}$$

$$PR = \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)$$

$$= 37,7$$

$$h_i = j_H \left( \frac{k}{ID_t} \right) \times (Pr)^{1/3}$$

$$= 28,6 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \left( \frac{ID}{OD} \right)$$

$$= 23,8 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

**- Shell Side**

Diketahui : ID = 7,03 ft

B (baffle) = 5,27 ft

Pitch = 0,173 ft

C' = 0,0346 ft

W (laju pendingin) = 32.777,9409 lb/jam

$$\text{Flow area shell (as)} = \frac{\text{ID} \times \text{C}'\text{B}}{\text{PT} \times 144}$$

$$= 0,05 \text{ ft}^2$$

$$\text{Mass velocity fluida dalam shell (Gs)} = \frac{W}{\text{as}}$$

$$= 636.544,9 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\text{Diameter equivalent (ds)} = \frac{4 \times \left( \frac{1}{2\text{PT}} \times 0,86\text{PT} - \frac{0,5 \times \pi \times d}{4} \right)}{0,5 \times \pi \times d_0}$$

$$= 1,18 \text{ in} = 0,09 \text{ ft}$$

$$\text{Bilangan Reynold Shell} = \frac{\text{Gs} \times \text{De}}{\mu_s} \quad (56)$$

$$= 169349,7$$

Dari fig.28 Kern, hal 838 didapat jH = 100

$$h_o = jH \left( \frac{k_s}{D_e} \right) \times \left( \frac{C_{ps} \times \mu_s}{k_s} \right)^{1/3} \quad (57)$$

$$= 210,217 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

**e. Menentukan Clean Overall Coefficient (UC)**

Diketahui :  $h_{io} = 23,8 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

$$h_o = 210,217 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$UC = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \quad (58)$$

$$= 21,4 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Dari tabel 12 Kern, hal 845 didapat:

Diketahui :  $R_d \text{ shell} = 0,0015$

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

$$R_d = R_d \text{ shell} + R_d \text{ tube} = 0,0025$$

Sehingga diperoleh :

$$UD = \frac{1}{R_d + \frac{1}{UC}} \quad (59)$$

$$= 20,3 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

## f. Menentukan Panjang Reaktor

Kondisi masuk reaktor ( $X_0$ ) = 0

Posisi awal katalis ( $Z_0$ ) = 0

Suhu masuk pipa ( $T_0$ ) = 723 K

Tekanan masuk pipa ( $P_0$ ) = 6 atm

Aliran massa umpan masuk pipa ( $F_{Ao}$ ) = 40136,86 kg/jam

Aliran massa pendingin masuk ( $W_s$ ) = 14.867,63 kg/jam

**Tabel 10.** Perhitungan Hasil Simulasi Panjang Reaktor Menggunakan Metode Runge Kutta

$\Delta z$	0.1		
$z$ (m)	X	$T_p$ (K)	T (K)
0	0	303	723
0.1	0.0593053	3.03E+02	7.22E+02
0.2	0.118610599	3.03E+02	7.21E+02
0.3	0.177915899	3.03E+02	7.20E+02
0.4	0.237221198	3.03E+02	7.19E+02
0.5	0.296526498	3.03E+02	7.18E+02
0.6	0.355831797	3.03E+02	7.17E+02
0.7	0.415137097	3.03E+02	7.16E+02
0.8	0.474442396	3.03E+02	7.15E+02
0.9	0.533747696	3.03E+02	7.14E+02
1	0.593052995	3.03E+02	7.13E+02
1.1	0.652358295	3.03E+02	7.12E+02

1.2	0.711663594	3.03E+02	7.11E+02
1.3	0.770968894	3.03E+02	7.10E+02
1.4	0.830274193	3.03E+02	7.09E+02
1.5	0.889579493	3.03E+02	7.08E+02
1.6	0.948884792	3.03E+02	7.07E+02
1.7	1.008190092	3.03E+02	7.06E+02
1.8	1.067495391	3.03E+02	7.05E+02
1.9	1.126800691	3.03E+02	7.04E+02
2	1.18610599	3.03E+02	7.03E+02
2.1	1.24541129	3.03E+02	7.02E+02
2.2	1.304716589	3.03E+02	7.02E+02

- **Mechanical Design Reaktor**

**a. Menentukan Tebal Shell**

Bahan yang digunakan Carbon Steel SA-283 Grade C

Diketahui :

$$P_{operasi} = 6 \text{ atm} = 88,1757 \text{ psi}$$

$$P_{design} = (120/100) \times 88,1757 \text{ psi} = 10,8108 \text{ psi}$$

$$D = 84,37 \text{ in} = r = 42,2 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan yang diizinkan (f)} = 12650 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi pengelasan (E)} = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,13 \text{ in}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Tebal Shell (ts)} &= \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + C \\ &= 0,5426 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal dinding reaktor standar, yaitu 0,625 in. . (Tabel 5.6, halaman 88, Brownell)

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar reaktor} &= \text{ID} + 2 \times \text{ts} \quad (61) \\ &= 84,37 \text{ in} + 2(1) \text{ in} \\ &= 85,6 \text{ in} \end{aligned}$$

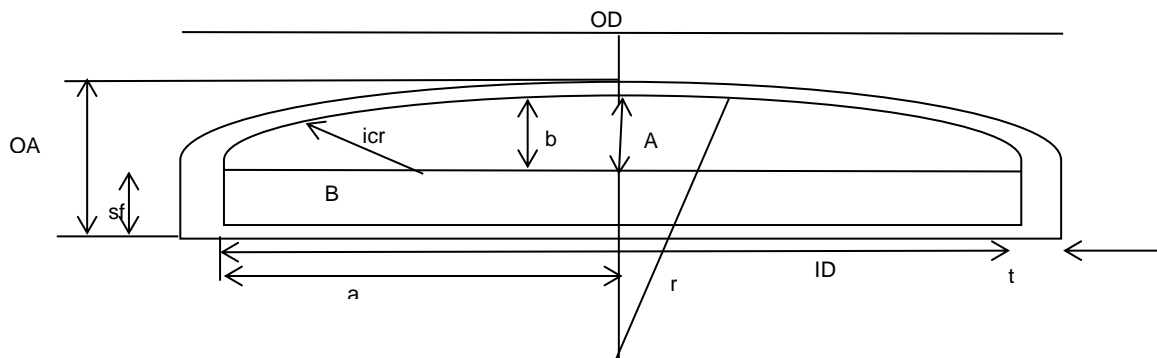
Dipilih Diameter luar reaktor standar, yaitu 90 in. (Tabel 5.7, halaman 90, Brownell)

## b. Menentukan Head Reaktor

### - Tebal Head Reaktor

Bentuk Head = *Torispherical head*

Bahan konstruksi = Carbon Stell SA-283 Grade C





Keterangan Gambar :

ID = Diameter dalam head

OD = Diameter luar head

a = Jari – jari dalam head

t = Tebal head

r = Jari – jari head

icr = Jari – jari dalam sudut dish

b = Tinggi head

sf = *Straight Flange*

OA = Tinggi total head

Diketahui :

Poperasi = 6 atm = 88.1757 psi

$P_{design} = (120/100) \times 88.1757 \text{ psi} = 105.8108 \text{ psi}$

$D = 84,37 \text{ in} = r = 42,185 \text{ in}$

Tekanan yang diizinkan (f) = 12650 psi

Efisiensi pengelasan ( E ) = 0,85

Faktor korosi = 0,13 in

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Tebal head (th) reaktor} &= \frac{P \times ID_s}{2f \times E - 0,2P} + C \quad (62) \\ &= 0,5405 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal dinding reaktor standar, yaitu 0,625 in. . (Tabel 5.6, halaman 88, Brownell)

### - Tinggi Head Reaktor

Diketahui :

$$OD_s = 90 \text{ in}$$

$$t_s = 0,625 \text{ in}$$

$$\text{didapat : } irc = 5,5 \text{ in}$$

$$r = 90 \text{ in}$$

$$a = ID_s/2 = 42,185 \text{ in}$$

$$AB = a - irc = 36,68 \text{ in}$$

$$BC = r - irc = 84,5 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 76,1212 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 13,8 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell halaman 88 dengan th 0,625 in didapat sf = 1,5 – 4 in perancangan digunakan sf = 4 in

Tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}hH &= th + b + sf \quad (63) \\ &= (1 + 13,8788 + 4) \text{ in} \\ &= 18,5038 \text{ in} = 1,54 \text{ ft} = 0,47 \text{ m}\end{aligned}$$

**- Tinggi Total Reaktor**

$$\begin{aligned}\text{Tinggi Total Reaktor} &= \text{Panjang tube (Z)} + \text{Tinggi head reaktor} \quad (64) \\ &= (62,992 + 18,5038) \text{ in} \\ &= 81,5 \text{ in} = 6,8 \text{ ft} = 2,07 \text{ m}\end{aligned}$$

**- Volume Reaktor**

$$\begin{aligned}\text{Volume head (Vh)} &= 0,000049 \times ID_s^3 \quad (65) \\ &= 0,0048 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume Shell (Vs)} &= (3,14/4) \times ID_s^2 \times \text{Panjang Tube (Z)} \quad (66) \\ &= 5,76 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume Reaktor (Vr)} &= \text{Volume head} + \text{Volume Shell} \quad (67) \\ &= 5,77 \text{ m}^3\end{aligned}$$

**- Berat Tumpukan Katalis (w)**

$$\text{Diketahui : } \rho_b = 977 \text{ kg/m}^3$$

$$N_t = 1500 \text{ buah}$$

$$IDt = 1,38 \text{ cm}$$

$$Z = 160 \text{ cm}$$

$$\epsilon = 0,35$$

Maka :

$$\text{Berat Tumpukan Katalis (w)} = \frac{\rho b \times Nt \times \pi}{4 IDt^2 \times z (1 - \epsilon)} \quad (67)$$

$$= 1.469.990,1506 \text{ gr}$$

$$= 1469,99 \text{ kg}$$

**- Volume Tumpukan Katalis (V)**

$$\text{Volume Tumpukan Katalis (V)} = \frac{\rho b}{w} \quad (68)$$

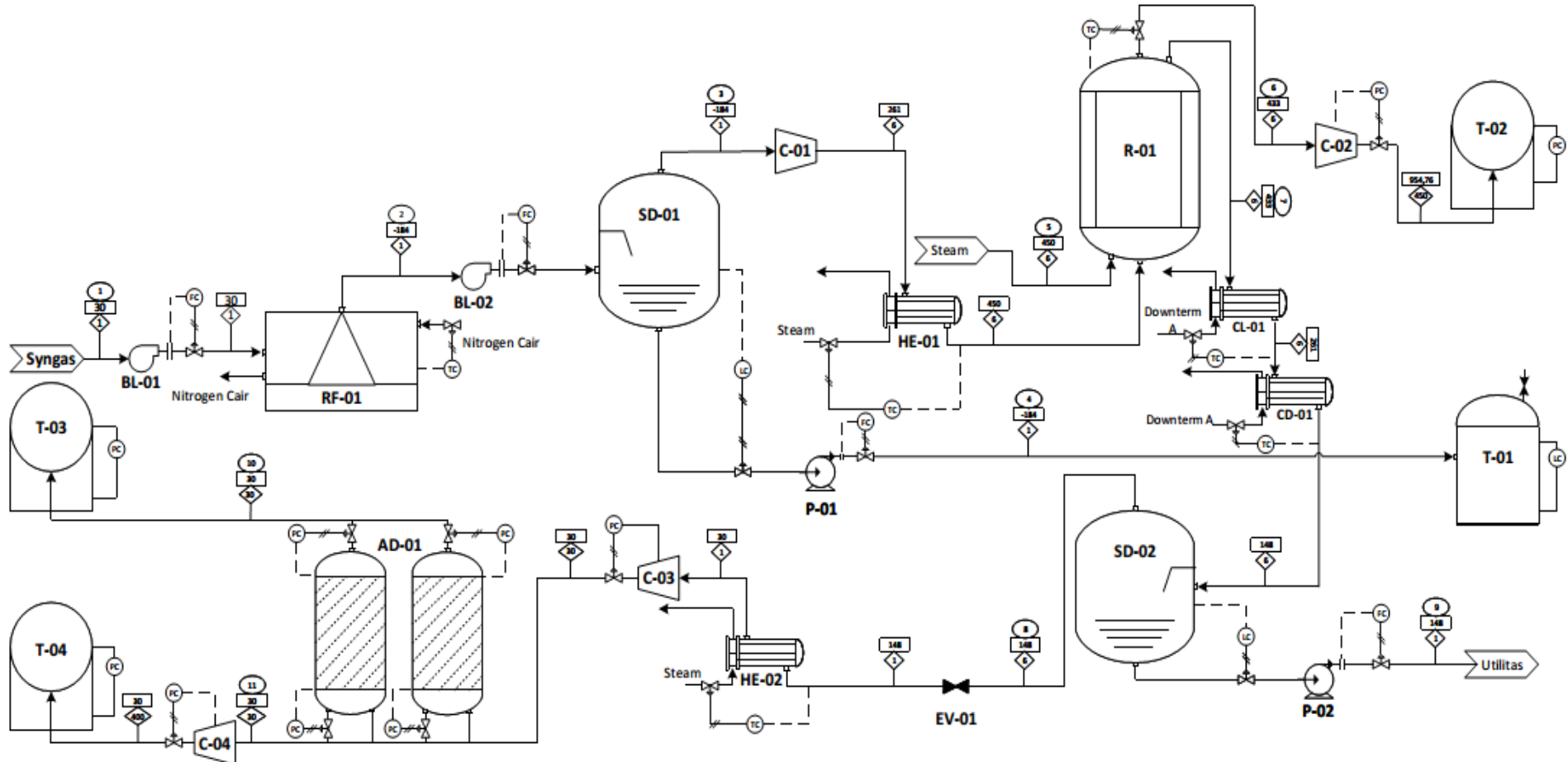
$$= 1.504.595,85 \text{ cm}^3$$

$$= 1,5046$$




**LAMPIRAN B**

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PERANCANGAN PABRIK HIDROGEN DARI SYNGAS BATU BARA**  
**KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**



Komponen	Nomor Arus (Kg/Jam)										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
CO	11055,08	11055,08	11055,08	-	-	-	552,75	552,75	-	552,75	-
CO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	16503,65	16503,65	-	-	16503,65
CH <sub>4</sub>	1133,09	1133,09	-	1133,09	-	-	-	-	-	-	-
H <sub>2</sub>	512,46	512,46	512,46	-	-	1262,63	-	-	-	-	-
O <sub>2</sub>	678,77	678,77	-	678,77	-	-	-	-	-	-	-
N <sub>2</sub>	141,97	141,97	141,97	-	-	-	141,97	141,97	-	141,97	-
H <sub>2</sub> O	-	-	-	-	28427,35	-	21675,85	-	21675,85	-	-
Total	13521,38	13521,38	11709,51	1811,86	28427,35	1262,63	38874,23	17198,38	21675,85	694,73	16503,65

KETERANGAN ALAT		KETERANGAN SIMBOL	
RF	Refrigerator	○	Nomor Arus
SD	Separator Drum	□	Suhu, °C
AD	Adsorber	◇	Tekanan, atm
R	Reaktor	⊗	Control Valve
T	Tangki	⊕	Expansion Valve
C	Kompresor	— — —	Arus Sinyal Listrik
CD	Kondensator	— — —	Piping
CL	Cooler	— — —	Arus Sinyal Pneumatic
BL	Blower	— — —	
HE	Heater	— — —	
P	Pompa	— — —	



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

*PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM*  
**PRARANCANGAN PABRIK HYDROGEN DARI SYNGAS**  
**KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

Disusun oleh :  
 1. Bimo Aji Wibowo      16521261  
 2. Adli Nur Rahman      16521272

Dosen Pembimbing :  
 1. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.  
 2. Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.



PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

## LAMPIRAN C





PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

**PERBAIKAN SKRIPSI YANG DISARANKAN  
PADA WAKTU UJIAN PENDADARAN**

---

DOSEN PENGUJI 1

NAMA : Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.Eng.

MAHASISWA YANG DIUJI

NAMA MAHASISWA : Adli Nur Rahman

NOMOR MAHASISWA : 16521272

Saran/Komentar :





1. Penulisan naskah kurang rapi, masih banyak kesalahan penulisan dan typo.
2. Jika nominal yang digunakan besar, hilangkan penggunaan desimal (koma).
3. Gambar PFD yang dilampirkan tidak terbaca.
4. Penulisan referensi pada teks/naskah kurang.
5. Penulisan rumus kimia harus diperbaiki: angka seharusnya di-subskrip.
6. Simbol panah pada reaksi reversibel (persamaan 1.7) perlu diperbaiki.
7. Penulisan persamaan 1.8-1.10 tidak jelas.
8. Penulisan referensi yang disitasi pada halaman 13 tidak tepat/tidak sesuai ketentuan.
9. Jika merujuk tabel dan gambar dalam teks, maka penulisan tabel dan gambar yang dirujuk harus diawali dengan huruf kapital.
10. Proses pembersihan syngas di awal itu (hal. 21-22) menggunakan prinsip refrigerasi atau likuifaksi? Apa perbedaannya?
11. Berapa kemurnian campuran metana dan oksigen yang dihasilkan? (hal. 22)
12. Perhitungan/simulasi konversi dan suhu reaktor harap dilampirkan (dengan rapi ya).

Saran	Perbaikan	Keterangan
Penulisan naskah kurang rapi, masih banyak kesalahan penulisan dan typo.	Untuk naskah sudah dirapihkan dan typo juga sudah direvisi	
Jika nominal yang digunakan besar, hilangkan penggunaan desimal (koma).	Sudah dibulatkan untuk bilangan dengan angka yang besar	
Gambar PFD yang dilampirkan tidak terbaca.	Sudah dilampirkan dengan PFD yang jelas	
Penulisan referensi pada teks/naskah kurang.	Sudah ditambahkan penulis referensi untuk di naskah	
Penulisan rumus kimia harus diperbaiki: angka seharusnya di-subskrip.	Penulisan rumus kimia sudah diperbaiki	
Simbol panah pada reaksi reversibel (persamaan 1.7) perlu diperbaiki.	Persamaan reversible pada persamaan 1.7 sudah direvisi	Naskah Hal 11
. Penulisan persamaan 1.8-1.10 tidak jelas.	Penulisan persamaan sudah diperbaiki	Naskah Hal 11
Penulisan referensi yang disitasi pada halaman 13 tidak tepat/tidak sesuai ketentuan.	Sudah diperbaiki penulisan sitasinya	Naskah Hal 15
Jika merujuk tabel dan gambar dalam teks, maka penulisan tabel dan gambar yang dirujuk harus diawali dengan huruf kapital.	Sudah diperbaiki untuk penulisannya	
Proses pembersihan syngas di awal itu (hal. 21-22) menggunakan prinsip refrigerasi atau likuifaksi? Apa perbedaannya?	Menggunakan proses refrigerasi, karena diturunkan suhunya hingga lebih dari titik didih di tekanan atmosferik. Kalau likuifaksi menggunakan berbagai kompresi dan	



	muai untuk mencapai tekanan tinggi dan suhu yang sangat rendah	
Berapa kemurnian campuran metana dan oksigen yang dihasilkan? (hal. 22)	Tidak dicari kemurniannya dikarenakan tidak untuk dijual	
Perhitungan/simulasi konversi dan suhu reaktor harap dilampirkan (dengan rapi ya).	Sudah diperbaiki dan dilampirkan di naskah	Naskah Hal 136



**PERBAIKAN SKRIPSI YANG DISARANKAN  
PADA WAKTU UJIAN PENDADARAN**

---

DOSEN PENGUJI 2

NAMA : Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

MAHASISWA YANG DIUJI

NAMA MAHASISWA : Adli Nur Rahman

NOMOR MAHASISWA : 16521272

---

Saran/Komentar :

1. Cek kembali dan perbaiki komposisi syngas yang dipakai
2. Tambahkan recovery gas nitrogen yang keluar dari refrigerator
3. Tinjau kembali desain refrigerator untuk mengembunkan gas metana dan oksigen.
4. Tinjau kembali pemilihan bahan konstruksi yang dipakai pada aliran yang suhunya ekstrim.
5. Desain kembali T-01 agar bisa lebih ekonomis dan aman.

Saran	Perbaikan	Keterangan
Cek kembali dan perbaiki komposisi syngas yang dipakai	Komposisi syngas didapat dari jurnal	Naskah Hal 10
Tambahkan recovery gas nitrogen yang keluar dari refrigerator	Nitrogen cair yang telah dipakai akan dijual kembali dalam bentuk gas	
Tinjau kembali desain refrigerator untuk mengembunkan gas metana dan oksigen.	Untuk refrigerator menggunakan system refrigasi sehingga bisa untuk menjadikan metana dan oksigen menjadi liquid	
Tinjau kembali pemilihan bahan konstruksi yang dipakai pada aliran yang suhunya ekstrim.	Bahan konstruksi sudah diganti dengan Stainless Steel SA – 304 (Bisa sampai $-250^{\circ}\text{C}$ )	
Desain kembali T-01 agar bisa lebih ekonomis dan aman.	Untuk T – 01 sudah diperbaiki , sehingga menjadi tangki spherical dikarenakan tekanan yang dinaikan dengan C - 05 sehingga suhu menjadi $27,5^{\circ}\text{C}$	



**PERBAIKAN SKRIPSI YANG DISARANKAN  
PADA WAKTU UJIAN PENDADARAN**

---

DOSEN PENGUJI 1

NAMA : Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.Eng.

MAHASISWA YANG DIUJI

NAMA MAHASISWA : Bimo Aji Wibowo

NOMOR MAHASISWA : 16521261

Saran/Komentar :

1. Referensi untuk katalis yang digunakan terlalu lama (2007), tidak adakah yang lebih baru?
2. Berikan referensi untuk Tabel 1.3 (pemilihan proses).
3. Penentuan kapasitas perancangan sebaiknya menggunakan analisis supply-demand.
4. Spesifikasi bahan baku dan produk dibuat dalam bentuk tabel saja.
5. Jelaskan struktur internal dari reaktor membran yang digunakan. Akan lebih baik jika disertai skema alatnya.
6. Halaman 25 paragraf paling atas tidak jelas kalimatnya.
7. Lay out pabrik (Gambar 4.1) belum disesuaikan dengan perincian luas tanah dan bangunan pada Tabel 4.1.
8. Halaman 57 terpotong, begitu juga dengan halaman 59. Dan juga halaman 68.
9. Cek kembali grafik ekonominya (Gambar 4.7), tunjukkan bagaimana cara mendapatkan SDP dan BEP nya karena dari gambar tidak jelas.
10. Gunakan equation editor untuk menulis semua persamaan yang digunakan dalam naskah utama maupun lampiran.

Saran Komenta	Perbaikan	Keterangan								
Referensi untuk katalis yang digunakan terlalu lama (2007), tidak adakah yang lebih baru?	Untuk katalis, setelah meninjau kami menemukan referensi untuk katalis tahun 2013.	( Deshpande, P.A., & Madras, G., 2013 )								
Berikan referensi untuk Tabel 1.3 (pemilihan proses	<p style="text-align: center;"><b>Tabel 1. 4</b> Proses Pembuatan Hidrogen</p> <table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th data-bbox="448 1083 553 1245">Nama Proses</th> <th data-bbox="558 1083 889 1245">Reaksi</th> <th data-bbox="894 1083 1019 1245">Kelebihan</th> <th data-bbox="1024 1083 1182 1245">Kekurangan</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td data-bbox="448 1251 553 1560"><i>Methane Steam Reforming</i></td> <td data-bbox="558 1251 889 1560"> <p><i>Reforming</i></p> <math display="block">\text{CH}_4 (\text{g}) + \text{H}_2\text{O} (\text{g}) \rightarrow \text{CO} (\text{g}) + 3\text{H}_2 (\text{g})</math> <p><i>Shift</i></p> <math display="block">\text{CO} (\text{g}) + \text{H}_2\text{O} (\text{g}) \rightarrow \text{CO}_2 (\text{g}) + \text{H}_2 (\text{g})</math> <p><i>Overall</i></p> <math display="block">\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 style="text-align: center;">( Basile, A., Liguori, S., &amp; Iulianelli, A., 2015 )</p> </td> <td data-bbox="894 1251 1019 1738">Mendapatkan produk sampingan yang berupa CO<sub>2</sub>, CO dan syngas</td> <td data-bbox="1024 1251 1182 1738">Ketergantungannya terhadap gas alam serta menghasilkan CO<sub>2</sub> sebagai gas efek</td> </tr> </tbody> </table>	Nama Proses	Reaksi	Kelebihan	Kekurangan	<i>Methane Steam Reforming</i>	<p><i>Reforming</i></p> $\text{CH}_4 (\text{g}) + \text{H}_2\text{O} (\text{g}) \rightarrow \text{CO} (\text{g}) + 3\text{H}_2 (\text{g})$ <p><i>Shift</i></p> $\text{CO} (\text{g}) + \text{H}_2\text{O} (\text{g}) \rightarrow \text{CO}_2 (\text{g}) + \text{H}_2 (\text{g})$ <p><i>Overall</i></p> $\text{CH}_4 (\text{g}) + 2\text{H}_2\text{O} (\text{g}) \rightarrow \text{CO}_2 (\text{g}) + 4 \text{H}_2 (\text{g})$ <p style="text-align: center;">( Basile, A., Liguori, S., &amp; Iulianelli, A., 2015 )</p>	Mendapatkan produk sampingan yang berupa CO <sub>2</sub> , CO dan syngas	Ketergantungannya terhadap gas alam serta menghasilkan CO <sub>2</sub> sebagai gas efek	Naskah Hal. 16 - 17
Nama Proses	Reaksi	Kelebihan	Kekurangan							
<i>Methane Steam Reforming</i>	<p><i>Reforming</i></p> $\text{CH}_4 (\text{g}) + \text{H}_2\text{O} (\text{g}) \rightarrow \text{CO} (\text{g}) + 3\text{H}_2 (\text{g})$ <p><i>Shift</i></p> $\text{CO} (\text{g}) + \text{H}_2\text{O} (\text{g}) \rightarrow \text{CO}_2 (\text{g}) + \text{H}_2 (\text{g})$ <p><i>Overall</i></p> $\text{CH}_4 (\text{g}) + 2\text{H}_2\text{O} (\text{g}) \rightarrow \text{CO}_2 (\text{g}) + 4 \text{H}_2 (\text{g})$ <p style="text-align: center;">( Basile, A., Liguori, S., &amp; Iulianelli, A., 2015 )</p>	Mendapatkan produk sampingan yang berupa CO <sub>2</sub> , CO dan syngas	Ketergantungannya terhadap gas alam serta menghasilkan CO <sub>2</sub> sebagai gas efek							

			yang bernilai untuk beberapa <i>plant</i> bahan baku.	rumah kaca.
Oksidasi Parsial	$\text{CH}_4 (\text{g}) + \frac{1}{2}\text{O}_2 (\text{g}) \rightarrow \text{CO}$ ( Austin, 1984 )	Lebih ekonomis dibandingkan <i>steam reforming</i> .	Katalis yang digunakan mahal harganya.	
Elektrolisis Air	$\text{H}_2\text{O} \xrightarrow{\text{electricity}} \text{H}_2 (\text{g})$ ( Austin, 1984 )	Sangat ramah lingkungan.	Tidak cocok untuk skala besar.	
Proses Biologi	$\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 + 7 \text{H}_2\text{O} \rightarrow 12 \text{H}_2$ ( Austin, 1984 )	Ramah lingkungan dalam pembuatannya.	Tidak cocok untuk skala besar.	



	<p>Gasifikasi Batu Bara</p> $\text{C(s)} + \text{H}_2\text{O(g)} \rightarrow \text{CO(g)} + \text{H}_2\text{(g)}$ $\text{C(s)} + \text{CO}_2\text{(g)} \rightarrow 2\text{CO(g)}$ $\text{C(s)} + 2\text{H}_2\text{(g)} \rightarrow \text{CH}_4\text{(g)}$ <p>(Higman and Burgt, 2007)</p>	<p>Kondisi operasi yang tinggi dan memerlukan proses yang panjang.</p>	<p>Ketertarikan terhadap batu bara yang makin lama makin menipis.</p>	
<p>Water Gas Shift Reaction</p>	$\text{CO(g)} + \text{H}_2\text{O(g)} \leftrightarrow \text{CO}_2\text{(g)} + \text{H}_2\text{(g)}$ <p>(Deshpande, P.A., &amp; Madras, G., 2013)</p>	<p>Dapat menghasilkan hidrogen dengan kemurnian yang sangat tinggi.</p>	<p>Ketahanan membran dan kerapatan yang tinggi.</p>	
<p>Penentuan kapasitas perancangan terbaik</p>	<p>1.1.2 Pemilihan Kapasitas Perancangan Pabrik</p> <p>Kapasitas pabrik hidrogen ini ditentukan berdasarkan analisis <i>supply</i> (penyediaan) dan <i>Demand</i> (permintaan).</p> <p>C. <i>Supply</i> (Penyediaan)</p>	<p>Naskah Hal 2 - 4</p>		

nya  
 mengg  
 unakan  
 analisis  
 supply-  
 demand  
 d.

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

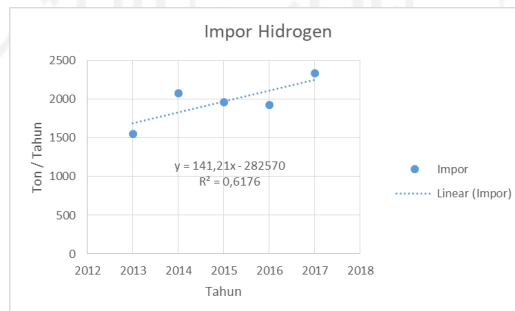
3. Impor

Berdasarkan data Kementerian Perindustrian, nilai impor semakin lama semakin mengalami peningkatan, dari tahun 2013 sebesar 1554,131 ton/tahun sampai dengan tahun 2017 sebesar 2338,021 ton/tahun. Data *real* impor produk hidrogen dari tahun 2013 sampai dengan tahun 2017 ditunjukkan pada Tabel 1.1 :

**Tabel 1. 5** Data Impor Hidrogen di Indonesia

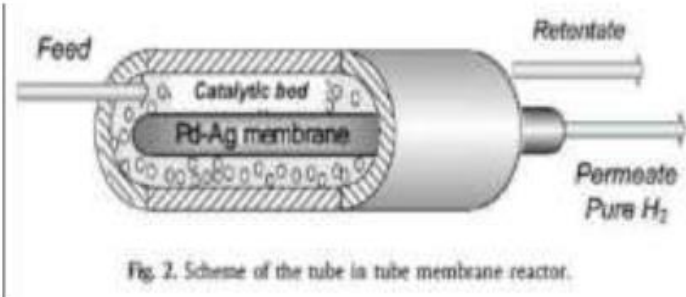
Tahun	Ton
2013	1554,131
2014	2081,618
2015	1960,542
2016	1925,958
2017	2338,021

( Kementerian Perindustrian, 2020 )

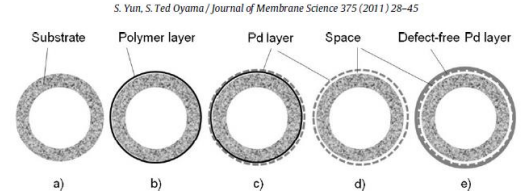


	<p style="text-align: center;"><b>Gambar 7.1</b> Grafik Impor Hidrogen Selama 5 Tahun</p> <p>Perkiraan kebutuhan hidrogen di Indonesia pada 5 tahun mendatang dengan menggunakan persamaan <math>y = 141,21x - 282570</math> dengan <math>R^2 = 0,6176</math>. Sehingga proyeksi impor tahun 2025 diperoleh sebesar 3380,25 ton/tahun atau 3.380.250 kg/tahun.</p> <p>4. Produksi dalam negeri</p> <p>Di Indonesia untuk produksi dalam negeri, terdapat pabrik yang memproduksi hidrogen yaitu PT. <i>Air Liquid</i> sebesar 218.176 ton/tahun. Sampai tahun 2025 dianggap tidak ada penambahan pabrik yang baru, jadi produksi dalam negeri produk hidrogen pada tahun 2025 tetap, sebesar 218.176 ton/tahun.</p> <p>Jadi nilai <i>supply</i> hidrogen pada tahun 2025 sebesar 3380,25 ton/tahun (Impor) dan 218.176 ton/tahun (Produksi dalam negeri) atau sebesar 221.556,25 ton/tahun.</p> <p>D.<i>Demand</i> (Permintaan)</p> <p><i>Demand</i> sendiri terdiri dari Ekspor ditambah konsumsi dalam negeri.</p> <p>3. Ekspor</p> <p>Indonesia belum melakukan ekspor hidrogen ke luar negeri.</p> <p>4. Konsumsi dalam negeri</p> <p>Nilai <i>supply</i> hidrogen yang berasal dari impor dan produksi dalam negeri digunakan untuk memenuhi</p>	
--	---	--

	<p>kebutuhan dalam negeri saja. Jadi pada tahun 2025 proyeksi konsumsi hidrogen di dalam negeri sebesar 221.556,25 ton/tahun.</p> <p><b>Peluang Mendirikan Pabrik</b></p> <p>Berhubungan di Indonesia pemenuhan kebutuhan Hidrogen pada tahun 2025 sebesar 221.556,25 ton/tahun hanya dari impor dan produksi dalam negeri maka peluang mendirikan pabrik merupakan substitusi impor yang diambil 5% peluang sebesar 10.000 ton/tahun, kapasitas ini masuk didalam kriteria kapasitas ekonomis.</p>	
<p>Spesifikasi bahan baku dan produk dibuat dalam bentuk tabel saja.</p>	<p>Untuk spesifikasi bahan dan produk sudah diperbaiki menggunakan tabel.</p>	<p>Naskah Hal. 17 - 20</p>
<p>Jelaskan struktur internal dari reaktor membran yang digunakan.</p>	<p>Membrane Pemisahan Hidrogen :</p> <p>Pada dasarnya, membrane adalah alat sekat yang dilewati oleh aliran gas umpan yang berisi campuran beberapa komponen. Untuk dapat memisahkan hidrogen dengan baik, membran harus memiliki karakter berikut ini :</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Selektivitas yang tinggi terhadap Hidrogen</li> </ol>	<p>Naskah hal 14.</p>

<p>Akan lebih baik jika disertai skema alatnya</p>	<p>2. Flux tinggi</p> <p>3. Biaya pembuatan dan operasional rendah</p> <p>4. Stabil secara kimiawi dan mekanis</p> <p>Material Membran :</p> <p>Membran pemisahan Hidrogen dan di klasifikasikan menjadi kategori berikut ini : membran polimer, membran pori, membran logam dan membran penghantar proton. Membran yang terbuat dari material campuran Pd-Ag membrikan selektivitas terhadap hidrogen yang sangat tinggi, memungkinkan penghilangan selektif produk reaksi dan volume reaksi. Berikut beberapa keuntungannya dibandingkan membran tradisional :</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Meningkatkan waktu tinggal reaktan.</li> <li>• Melebihi kesetimbangan pada reaktor tradisional</li> <li>• Efek positif pada tekanan umpan terhadap konversi CO.</li> </ul>  <p>Fig. 2. Scheme of the tube in tube membrane reactor.</p>	
--	---	--

**Gambar 1. 3.** Skema Proses Pemisahan Pada Membran dengan Material Pd

	<p>Gambar 1.3 menunjukkan elemen pemisahan hidrogen dan komponennya. Di dalam membran palladium terdapat beberapa lapisan pembentuk, seperti :</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>f) Substrat,</li> <li>g) Lapisan Polimer ( Bingkai Cincin ),</li> <li>h) Lapisan Palladium,</li> <li>i) Ruang ( <i>Space</i> ),</li> <li>j) Deflektor</li> </ul>  <p style="text-align: center;"><small>S. Yun, S. Ted Oyama / Journal of Membrane Science 375 (2011) 28-45</small></p> <p style="text-align: center;"><small>Fig. 14. Schematic of a polymer-inorganic process for preparing a Pd membrane on a porous substrate. Cross sections: a) substrate, b) polymer layer + substrate, d) Pd layer + space + substrate, and e) Pd separation layer + space + substrate adapted from [111].</small></p> <p style="text-align: center;"><b>Gambar 1. 4</b> Struktur Internal Membran Palladium</p>	
<p>Halaman 25 paragraf paling atas tidak jelas kalimatnya.</p>	<p>Mengalami kenaikan suhu di reaktor dikarenakan reaksi yang terjadi bersifat eksotermis yang berarti reaksi yang membebaskan kalor. Oleh karena itu, didalam reaktor diberikan pendingin agar suhu reaksi didalam reaktor tetap terjaga.</p>	<p>Naskah hal. 26</p>
<p>Lay out pabrik (Gambar 4.1) belum disesuaikan</p>	<p>Lay out sudah diperbaiki.</p>	<p>Naskah Hal. 50</p>

<p>dengan perincian luas tanah dan bangunan pada Tabel 4.1.</p>		
<p>Halaman 57 terpotong, begitu juga dengan halaman 59. Dan juga halaman 68.</p>	<p>Halaman yang terpotong sudah di perbaiki</p>	<p>Naskah hal 57, 59 dan 68.</p>
<p>Cek kembali grafik ekonominya (Gambar 4.7), tunjukkan bagaimana cara mendapatkan SDP dan</p>	<p>Untuk grafik ekonomi pada gambar 4.7 sudah diperbaiki.</p>	<p>Naskah Hal.98</p>

<p>BEP nya karena dari gambar tidak jelas.</p>		
<p>Gunakan equation editor untuk menulis semua persamaan yang digunakan dalam naskah utama maupun lampiran.</p>	<p>Untuk penulisan persamaan sudah diperbaiki menggunakan equation editor.</p>	<p>Naskah Pra Rancangan Pabrik Hidrogen dari syngas Batu Bara dengan Kapasitas 10.000 ton/tahun.</p>





PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

**PERBAIKAN SKRIPSI YANG DISARANKAN  
PADA WAKTU UJIAN PENDADARAN**

---

DOSEN PENGUJI 2

NAMA : Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

MAHASISWA YANG DIUJI

NAMA MAHASISWA : Bimo Aji Wibowo

NOMOR MAHASISWA : 16521261

---

Saran/Komentar :



1. Tinjau pemilihan desain alat Menara Adsorpsi AD-01, perbaiki NM nya.
2. Jika CO akan dijual, periksa tinjauan keamanannya.
3. Jika CO<sub>2</sub> akan dijual, periksa tinjauan keamanannya.
4. Periksa naskahnya ya, masih banyak yang harus dirapikan.

Saran Koment ar	Perbaikan	Ketera ngan																												
Tinjau pemiliha n desain alat Menara Adsorpsi AD-01, perbaiki NM nya.	<p>Menara adsorber AD-01 sudah di perbaiki dan untuk NM juga sudah di perbaiki.</p> <p style="text-align: center;">NM ADSORBER</p> <div style="display: flex; justify-content: space-between; align-items: center;"> <table style="border: none;"> <tr> <td>CO</td> <td></td> <td>479,05</td> </tr> <tr> <td>=</td> <td>552,75</td> <td>CO= 34168</td> </tr> <tr> <td>N<sub>2</sub></td> <td></td> <td>129,18</td> </tr> <tr> <td>=</td> <td>141,97</td> <td>N<sub>2</sub>= 39786</td> </tr> <tr> <td>CO<sub>2</sub></td> <td></td> <td>Total 608,23 kg/ja</td> </tr> <tr> <td>=</td> <td>16503,65</td> <td>= 73954 m</td> </tr> </table> <div style="text-align: center;"> </div> <table style="border: none; margin-top: 20px;"> <tr> <td>CO=</td> <td>73,70</td> </tr> <tr> <td>N<sub>2</sub>=</td> <td>12,79</td> </tr> <tr> <td>CO<sub>2</sub>=</td> <td>16503,65</td> </tr> <tr> <td>Total</td> <td></td> </tr> <tr> <td>=</td> <td>16590,14 kg/ja m</td> </tr> </table> </div>	CO		479,05	=	552,75	CO= 34168	N <sub>2</sub>		129,18	=	141,97	N <sub>2</sub> = 39786	CO <sub>2</sub>		Total 608,23 kg/ja	=	16503,65	= 73954 m	CO=	73,70	N <sub>2</sub> =	12,79	CO <sub>2</sub> =	16503,65	Total		=	16590,14 kg/ja m	Excel alat besar
CO		479,05																												
=	552,75	CO= 34168																												
N <sub>2</sub>		129,18																												
=	141,97	N <sub>2</sub> = 39786																												
CO <sub>2</sub>		Total 608,23 kg/ja																												
=	16503,65	= 73954 m																												
CO=	73,70																													
N <sub>2</sub> =	12,79																													
CO <sub>2</sub> =	16503,65																													
Total																														
=	16590,14 kg/ja m																													

Komponen	Input	Output	
	A8	A10 (atas)	A11 (bawah)
CO	552,75	552,75	



		N2	141,97	141,97			
		CO2	16503,65		16503,65		
			17198,38	17198,38			Kg/Jam
Jika CO akan dijual, periksa tinjauan keamanannya	-						
Jika CO2 akan dijual, periksa tinjauan keamanannya.	<p>Untuk produk samping yg dijual kita pilih CO2, untuk tinjauan keamanan CO2 sendiri :</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Kesehatan : untuk konsentrasi 2%-10% dapat meningkatkan pernafasan dan detak jantung. Kemudian apabila konsentrasi CO2 lebih dari 10% dapat menyebabkan mati lemas.</li> <li>2. Sifat mudah terbakar : berdasarkan MSDS untuk CO2 tidak mudah terbakar</li> <li>3. Reaktivitas : berdasarkan MSDS tidak reaktif.</li> </ol> <p>Untuk penggunaan CO2 sendiri yaitu : untuk karbonasi, pendingin dan pembekuan, medis, kontro pH, proteksi kebakaran dan analitik/sintetik umum.</p>				Carbon Dioxide safety data sheet P-4574.		
Periksa naskahnya, masih banyak yang harus dirapikan.	Untuk Naskah sudah diperbaiki.						Naskah Pra Rancangan Pabrik Hidrogen dari syngas Batu Bara dengan Kapasitas 10.000



PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

		ton/tah un.
--	--	----------------





PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Bimo Aji Wibowo

No MHS : 16521261

2. Nama Mahasiswa : Adli Nur Rahman

No MHS : 16521272

Judul Prarancangan)\* : PRA RANCANGAN PABRIK HIDROGEN DARI SYNGAS  
BATU BARA KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 27 April 2020

Batas Akhir Bimbingan : 24 Oktober 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	12 Maret 2020	Konsultasi judul tugas akhir	
2.	16 Oktober 2020	Konsultasi judul tugas akhir	

Disetujui Draft Penulisan:  
Yogyakarta, 4 Januari 2021  
Dosen Pembimbing 1,

**Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.**

)\* **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan -
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

**KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN**

1. Nama Mahasiswa : Bimo Aji Wibowo  
 No MHS : 16521261
2. Nama Mahasiswa : Adli Nur Rahman  
 No MHS : 16521272
- Judul Prarancangan)\* : PRA RANCANGAN PABRIK HIDROGEN DARI SYNGAS BATU BARA KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN
- Mulai Masa Bimbingan : 25 Oktober 2020 ‘  
 Batas Akhir Bimbingan : 28 Maret 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	3 Januari 2021	Konsultasi Reaktor	

Disetujui Draft Penulisan:  
 Yogyakarta, 4 Januari 2021

Dosen Pembimbing 1,



**Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.**

)\* **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan  
 Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Bimo Aji Wibowo

No MHS : 16521261





2. Nama Mahasiswa : Adli Nur Rahman

No MHS : 16521271

Judul Prarancangan)\* : PRA RANCANGAN PABRIK HIDROGEN DARI SYNGAS  
BATU BARA KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 27 April 2020

Batas Akhir Bimbingan : 24 Oktober 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	27 Maret 2020	Konsultasi judul tugas akhir	
2.	15 April 2020	Konsultasi kapasitas pabrik	
3.	16 April 2020	Konsultasi kapasitas pabrik	
4.	20 April 2020	Konsultasi kapasitas pabrik	
5.	1 Mei 2020	Konsultasi mengenai neraca massa	
6.	1 Juni 2020	Konsultasi mengenai neraca massa	
7.	20 Juni 2020	Konsultasi mengenai neraca panas	
8.	11 Oktober 2020	Konsultasi perancangan alat Reaktor	
13.	24 Oktober 2020	Konsultasi perancangan alat.Reaktor	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 5 Januari 2020

Dosen Pembimbing 2,



Lilis Kistriyani S.T., M.Eng.



PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

**)\* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan  
Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy.





**KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN**

3. Nama Mahasiswa : Blmo Aji Wibowo

No MHS : 16521261


4. Nama Mahasiswa : Adli Nur Rahman

No MHS : 16521272

Judul Prarancangan)\* : PRA RANCANGAN PABRIK HIDROGEN DARI SYNGAS  
 BATU BARA KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 25 Oktober 2020

Batas Akhir Bimbingan : 28 Maret 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
14.	28 Oktober 2020	Konsultasi perancangan alat Reaktor	
15.	14 Desember 2020	Konsultasi perancangan alat. Refrigerator	
16.	29 Desember 2020	Konsultasi perancangan alat .Besar	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 5 J a n u a r i 2 0 2 0  
 a

**Dosen Pembimbing 2,**



**Lilis Kistriyani S.T., M.Eng.**

)\* **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan  
 Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy



PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

