

**PROYEK INOVASI 3 - VK231606**

**INOVASI PRODUKSI HIDROGEN DARI LIMBAH KAYU  
MENGUNAKAN METODE GASIFIKASI DENGAN  
KAPASITAS 3.300 TON/TAHUN**

**TATYA ANNUR RAMADITA**  
NRP 2041201018

**AZEVA HAQQI PRADIAR**  
NRP 2041201034

**IRGI WIRA PRAYUDHA**  
NRP 2041201054

**SALSABILLA KHARISMA PUTRI**  
NRP 2041201066

**Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Industri**

Departemen Teknik Kimia Industri

Fakultas Vokasi

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2024



**PROYEK INOVASI 3 - VK231606**

# **INOVASI PRODUKSI HIDROGEN DARI LIMBAH KAYU MENGUNAKAN METODE GASIFIKASI DENGAN KAPASITAS 3.300 TON/TAHUN**

**TATYA ANNUR RAMADITA**  
NRP 2041201018

**AZEVA HAQQI PRADIAR**  
NRP 2041201034

**IRGI WIRA PRAYUDHA**  
NRP 2041201054

**SALSABILLA KHARISMA PUTRI**  
NRP 2041201066

**Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Industri**

Departemen Teknik Kimia Industri

Fakultas Vokasi

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2024

# DAFTAR ISI

DAFTAR ISI .....	i
LEMBAR PENGESAHAN .....	ii
ABSTRAK .....	iv
DAFTAR GAMBAR .....	v
DAFTAR TABEL .....	vi
BAB 1 PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik .....	2
1.2 Lokasi Pabrik.....	3
1.2.1 Sumber Daya Bahan Baku.....	4
1.2.2 Utilitas dan Energi.....	4
1.2.3 Tenaga Kerja .....	4
1.2.4 Transportasi .....	4
1.3 Spesifikasi Bahan Kimia .....	5
1.3.1 Spesifikasi Bahan Utama.....	5
1.3.2 Spesifikasi Produk Utama .....	6
1.3.3 Spesifikasi Produk Samping.....	6
Bab 2 URAIAN PROSES .....	7
2.1 Diagram Blok Proses .....	7
2.2 <i>Process Flow Diagram</i> .....	7
2.3 Uraian Proses.....	7
2.3.1 Proses Gasifikasi .....	7
2.3.2 Scrubber.....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
2.3.3 Acid Gas Absorber .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
2.3.4 Pressure Swing Adsorption .....	10
2.3.5 Water Gas Shift .....	9
Bab 3 NERACA MASSA .....	11
Bab 4 neraca energi .....	26
Bab 5 SPESIFIKASI PERALATAN .....	39
Bab 6 ANALISA EKONOMI .....	46
Bab 7 KESIMPULAN.....	60
DAFTAR PUSTAKA.....	61

## LEMBAR PENGESAHAN

### INOVASI PRODUKSI HIDROGEN DARI LIMBAH KAYU MENGGUNAKAN METODE GASIFIKASI DENGAN KAPASITAS 3.300 TON/TAHUN

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar  
**Sarjana Terapan Teknik (S.Tr.T)**  
Departemen Teknik Kimia Industri Fakultas Vokasi  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Oleh:

Tatya Annur Ramadita	Nrp. 2041201018
Azeva Haqqi Pradiar	Nrp. 2041201034
Irgi Wira Prayudha	Nrp. 2041201054
Salsabilla Kharisma Putri	Nrp. 2041201066

Disetujui Oleh

**Dosen Pembimbing**



Ir. Agus Surono, M.T.  
NIP 195907271987011001

Surabaya, 25 Juli 2024

Kepala Departemen Teknik Kimia Industri  
Fakultas Vokasi Institut Teknologi Sepuluh Nopember



Dr. Octavia Ningrum, S.T., M.S.  
NIP 19841023 200912 2 009

**APPROVAL SHEET**

**INNOVATION OF HYDROGEN PRODUCTION FROM  
WOOD WASTE USING THE GASIFICATION METHOD  
WITH A CAPACITY OF 3,300 TON/YEAR  
INNOVATION PROJECT 3**

**Submitted to fulfill The Requirements to obtain degree of  
Bachelor of Applied Engineering (S.Tr.T)**

**Undergraduate Study Program of Industrial Chemical Engineering Technology  
Department of Industrial Chemical Engineering  
Faculty of Vocational  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember**

**By:**

Tatya Annur Ramadita	Nrp. 2041201018
Azeva Haqqi Pradiar	Nrp. 2041201034
Irgi Wira Prayudha	Nrp. 2041201054
Salsabilla Kharisma Putri	Nrp. 2041201066

Disetujui Oleh

**Dosen Pembimbing**



Ir. Agus Surono, M.T  
NIP 195907271987011001

Surabaya, 25 Juli 2024

Kepala Departemen Teknik Kimia Industri  
Fakultas Vokasional Institut Teknologi Sepuluh Nopember



Dr. Tya Oktavia Ningrum, S.T., M.S.

NIP 19841023 200912 2 009

## ABSTRAK

Kebutuhan energi meningkat seiring dengan bertumbuhnya ekonomi global, diprediksi hingga tahun 2040 permintaan energi akan meningkat 1,3% setiap tahunnya. Produksi dan konsumsi energi saat ini menyebabkan dampak lingkungan dan menipisnya stok bahan bakar fosil, sehingga mendorong penggunaan energi yang lebih ramah lingkungan & berkelanjutan. Indonesia memiliki hutan dengan luas 94,1 juta hektar, dimana sumber daya ini menyebabkan banyaknya pasokan kayu yang ada di Indonesia. Pulau Jawa menjadi pemasok utama kebutuhan kayu yang berarti limbah hasil olahan kayu dapat melimpah. Sehingga berpotensi untuk menjadi tempat pengolahan biomassa limbah kayu menjadi hidrogen. Untuk mengatasi hal tersebut teknologi konversi termokimia limbah organik berupa gasifikasi dan pirolisis semakin banyak mendapat perhatian dan didalami oleh masyarakat. Gasifikasi merupakan sebuah strategi penanganan limbah olahan kayu yang menjanjikan. Melalui proses gasifikasi, penggunaan limbah olahan kayu dapat dimaksimalkan menjadi bahan bakar energi. Namun, dari sejumlah penelitian yang ada, terdapat beberapa kendala yang membatasi penelitian tersebut, yaitu studi tersebut belum mempertimbangkan pengaruh faktor proses utama pada teknologi gasifikasi terhadap produk yang dihasilkan. Oleh karena itu, dapat disimpulkan bahwa inovasi produksi hidrogen (H<sub>2</sub>) menggunakan biomassa kayu dapat dilakukan berdasarkan kelimpahan sumber daya yang dimiliki oleh Indonesia. .

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 2. 1</b> Diagram Blok Proses .....	7
<b>Gambar 2. 2</b> <i>Process Flow Diagram</i> .....	7
<b>Gambar 2. 3</b> Proses Gasifikasi pada <i>Gasifier Downdraft</i> .....	8

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 1. 1</b> Data Impor Hidrogen (H <sub>2</sub> ) di Indonesia .....	2
<b>Tabel 1. 2</b> Data Produksi Hidrogen (H <sub>2</sub> ) di Indonesia .....	3
<b>Tabel 1. 3</b> Karakteristik <i>Sawdust</i> .....	5
<b>Tabel 1. 4</b> Sifat Kimia dari Hidrogen .....	6
<b>Tabel 1. 5</b> Sifat Kimia dari Karbon Dioksida.....	6
<b>Tabel 1. 6</b> Sifat Kimia dari Hidrogen Sulfida .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>



# BAB 1

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Permintaan global untuk energi utama diperkirakan akan meningkat sebesar 1,3% setiap tahun hingga tahun 2040. Peningkatan permintaan ini terutama disebabkan oleh pertumbuhan ekonomi global, peningkatan jumlah penduduk, dan kemajuan teknologi yang mengakibatkan peningkatan permintaan layanan energi. Seiring dengan itu, bahan bakar fosil seperti minyak bumi, gas alam, dan batu bara telah menjadi sumber energi yang dominan dan diperkirakan akan tetap demikian hingga setidaknya tahun 2050 (Megia, 2021). Produksi energi saat ini banyak menyebabkan dampak lingkungan dan menipisnya bahan bakar fosil mendorong pemerintah untuk mempromosikan penggunaan sumber energi alternatif dan terbarukan. Hidrogen ( $H_2$ ) merupakan salah satu energi alternatif yang memainkan peran besar di sektor energi di masa depan. Hidrogen tidak terdapat secara bebas di alam, dan sebagai elemen yang paling ringan, hidrogen merupakan gas yang tidak berasa, tidak berbau, dan tidak berwarna. Sebagai bahan bakar yang bersih, hidrogen dapat dengan mudah diaplikasikan dalam *fuel cell* untuk pembangkit listrik. Kandungan energi hidrogen sekitar 122 kJ/g, yang mana 2,75 kali lebih tinggi dari bahan bakar hidrokarbon (Sarkar & Bhattacharyya, 2015). Selain itu, penggunaan hidrogen yang dapat menghasilkan energi listrik dianggap menjadi kemajuan dalam sistem energi. Dengan demikian, listrik yang dihasilkan dapat digunakan untuk transportasi dan menggantikan penggunaan bahan bakar fosil secara langsung pada mesin pembakaran. Penelitian saat ini bertujuan untuk mengembangkan sumber energi untuk beberapa aplikasi seperti kendaraan hingga perangkat mobile (Veras, 2017). Namun, lebih dari 95% dari pasokan hidrogen yang digunakan di seluruh dunia berasal dari bahan bakar tidak terbarukan (Lebrouhi 2022).

Biomassa bisa dimanfaatkan untuk memproduksi panas melalui pembakaran, gas melalui gasifikasi, cairan melalui pirolisis, dan metana melalui fermentasi. Sekarang, biomassa telah digunakan untuk menghasilkan gas yang kaya akan hidrogen (Abeenash, 2014). International Trade Center telah mempublikasikan data yang menunjukkan bahwa Indonesia merupakan eksportir salah satu eksportir utama biomassa yang berasal dari kayu dari kawasan Asia Tenggara setelah vietnam dengan nilai ekspor sebesar US\$ 26.764.000 pada tahun 2019. Hutan Indonesia, yang memiliki luas mencapai 94,1 juta hektar, memiliki potensi untuk menghasilkan biomassa *wood pellet* yang berkelanjutan. Namun, tidak semua kayu dari hutan tersebut diolah menjadi *wood pellet* biomassa. Hanya kayu yang memiliki karakteristik produksi yang berkelanjutan yang diproses menjadi *wood pellet* sebagai sumber energi bahan bakar terbarukan. Sumber energi biomassa dapat berasal dari tanaman yang ditanam khusus maupun dari pohon yang sudah ada. Selain menjadi sumber *wood pellet*, karakteristik tanaman baru ini juga menambah fungsi hutan sebagai konservasi dan perlindungan lingkungan (Lestari, 2021). Indonesia memiliki potensi besar untuk mengganti penggunaan bahan bakar fosil dengan sumber energi terbarukan, terutama biomassa. Meskipun biomassa mencakup berbagai jenis bahan baku, kayu merupakan sumber daya dominan yang tersedia melimpah. Jumlah limbah *sawdust* di Indonesia yang dihasilkan pada tahun 2021 mencapai 5,6 juta  $m^3$ . Limbah tersebut terdiri dari 1,4 juta  $m^3$  dari industri penggergajian kayu dan 4,2 juta  $m^3$  dari industri kayu lapis. Pulau Jawa merupakan salah satu penyumbang limbah *sawdust* terbesar di

Indonesia. Limbah industri penggergajian kayu di Jawa masih mencapai 49,3% hingga 50,1% (Haryanto et al., 2021). Industri penggergajian kayu tersebut menghasilkan limbah sekitar 30% dari volume kayu yang diolah (Darmansyah, 2021). Menurut data Badan Pusat Statistik (2023), produksi kayu gergajian di Indonesia pada tahun 2018 sebesar 2.087.551 m<sup>3</sup> dan jumlah tersebut terus meningkat hingga tahun 2020 sebesar 2.581.435 m<sup>3</sup>. Menurut Kementerian Perdagangan Indonesia, ekspor limbah kayu dalam bentuk *wood chips* meningkat dari tahun 2018 dengan angka 532,3 ribu ton hingga mencapai angka 832,7 ribu ton pada tahun 2021. Sehingga jumlah ekspor dan produksi yang melimpah membuat Indonesia berpotensi untuk menjadi tempat pengolahan biomassa menjadi energi terbarukan seperti hidrogen (H<sub>2</sub>).

Berbagai teknologi dikembangkan untuk mengubah biomassa menjadi gas produsen, termasuk metode ekstraksi termokimia, biokimia, dan mekanis. Metode konversi termokimia dapat diklasifikasikan menjadi: *combustion*, gasifikasi, pirolisis, dan *liquefaction*. Di antara metode-metode ini, gasifikasi biomassa dianggap sebagai rute konversi yang menonjol untuk menghasilkan bahan baku yang bersih untuk pembangkit listrik dan lebih disukai karena memiliki emisi polutan yang lebih rendah dan efisiensi yang lebih tinggi untuk menghasilkan listrik dan panas (Shayan, 2018). Gasifikasi merupakan suatu proses yang mengubah bahan baku berbasis karbon menjadi gas sintetis dengan menggunakan udara, uap air, atau oksigen. Dengan menerapkan teknik gasifikasi, beragam bahan mentah dan limbah, seperti batu bara, ban mobil, lumpur limbah, serbuk gergaji, kayu, dan sampah plastik, dapat diubah dengan mudah dan efektif menjadi output yang berguna. Pada tahap akhir proses gasifikasi, gas produk tersebut dapat mengandung berbagai komponen, termasuk CO, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, *ash*, tar, H<sub>2</sub>S, NH<sub>3</sub>, HCl, dan HCN. Oleh karena itu, gas produk tersebut perlu dimurnikan dari kontaminan, partikel, dan zat-zat lain yang dapat menurunkan nilai kalorinya dengan menerapkan berbagai proses pembersihan gas. Selanjutnya, gas yang berguna, seperti CO, H<sub>2</sub>, dan CH<sub>4</sub>, dipisahkan sesuai kebutuhan (Midilli, 2021).

Oleh karena itu, dapat disimpulkan bahwa inovasi produksi hidrogen (H<sub>2</sub>) menggunakan biomassa kayu dapat dilakukan berdasarkan kelimpahan sumber daya yang dimiliki oleh Indonesia.

## 1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas pabrik ditentukan dengan dasar memperhatikan segi teknis, ekonomis, dan kapasitas produsen. Secara teknis dan ekonomis, industri pembuatan gas hidrogen (H<sub>2</sub>) yang akan direncanakan perlu memperhatikan peluang pasar. Sehingga, kapasitas pabrik pembuatan gas hidrogen dengan menggunakan biomassa kayu dapat ditentukan. Berikut merupakan data impor hidrogen (H<sub>2</sub>) di Indonesia yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik (BPS) tahun 2020:

**Tabel 1. 1** Data Impor Hidrogen (H<sub>2</sub>) di Indonesia

Tahun	Jumlah (Ton)	%P <sub>impor</sub>
2014	2081,62	0
2015	1960,54	-5,817
2016	1925,96	-1,764
2017	2338,02	21,395
2018	2375,11	1,5864

Total	15,401
I	0,0308

Berdasarkan data yang diperoleh diatas, maka dapat dibuat prediksi untuk kebutuhan impor hidrogen (H<sub>2</sub>) pada tahun 2029 dengan persamaan:

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

Keterangan :

P = Data besarnya impor tahun 2018

m = Jumlah produk pada tahun 2029

i = Rata-rata kenaikan impor pada tiap tahun (%)

n = Selisih tahun

Sehingga perkiraan kebutuhan impor pada tahun 2029, yaitu :

$$\begin{aligned} m_{imp} &= P(1 + i)^n \\ &= 2.375,11(1 + 0,0308)^{(2029-2018)} \\ &= 3.315,97 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

**Tabel 1. 2** Data Produksi Hidrogen (H<sub>2</sub>) di Indonesia

Nama Perusahaan	Kapasitas (ton/tahun)
PT. Samator Gresik	96.960
PT. BOC Gas	48.480
PT. Air Liquid	218.176
PT. Sarimitra Jaya	15.000
PT. Aneka Gas Industri	25.000
Total	403.616

Berdasarkan data tersebut produksi hidrogen di Indonesia dapat mencapai angka 403.616 ton/tahun. Dapat diasumsikan produksi hidrogen hingga tahun 2029 tidak berubah dan tidak ada pabrik baru yang menjadi produsen hidrogen. Konsumsi hidrogen dalam negeri dapat ditentukan dari jumlah produksi dan impor, didapat konsumsi hidrogen pada tahun 2029 diprediksi menjadi 406.931,97 ton/tahun. Dengan asumsi bahwa kebutuhan 403.616 ton/tahun sudah tercukupi dengan pabrik yang ada saat ini. Maka, penentuan kapasitas produksi dapat didasarkan pada perkiraan kebutuhan impor pada tahun 2019 yaitu sebesar 3300 ton/tahun.

## 1.2 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik adalah salah satu aspek penting dalam strategi perusahaan. Proses ini melibatkan penilaian teliti terhadap berbagai faktor yang dapat memengaruhi kesuksesan operasional pabrik. Faktor-faktor tersebut mencakup ketersediaan sumber daya seperti bahan baku dan tenaga kerja, infrastruktur pendukung seperti jaringan transportasi dan utilitas, serta pertimbangan lingkungan seperti dampak produksi terhadap ekosistem sekitar. Melalui analisis yang komprehensif terhadap setiap faktor tersebut, perusahaan dapat menentukan lokasi yang paling optimal untuk mendirikan pabrik guna memastikan efisiensi produksi dan kepuasan pelanggan. Pabrik produksi hydrogen ini rencananya akan didirikan di Tuban, Jawa Timur, tepatnya di Kawasan Industri Tuban. Lokasi ini dipilih karena utilitas yang tersedia yaitu listrik dengan kekuatan 80.000Kva. Gas Alam sebesar 185 MMBTU, Air domestik yang berasal dari sumur bor, dengan kapasitas 432 m<sup>3</sup>/ hari dan pengolahan air limbah 500 m<sup>3</sup>/ hari. Selain itu didukung dengan sumber daya bahan baku yang berasal dari 4 wilayah

dengan pemasok produksi limbah kayu terbanyak yaitu Bojonegoro, Ngawi, Madiun, dan Saradan yang terletak dekat dengan Tuban, didukung dengan 3 jalur transportasi.

### **1.2.1 Sumber Daya Bahan Baku**

Berdasarkan Data Badan Pusat Statistik Lingkungan Hidup 2022, jumlah limbah kayu di Indonesia yang dihasilkan pada tahun 2020 mencapai 106 juta ton. Limbah tersebut terdiri dari 51.515.277 juta dari industri kayu bulat, 2.581.436 dari industri kayu gergajian, 3.862.923 juta berasal dari Industri Plywood dan Laminated Veneer Lumber (LVL) sisanya disumbang oleh industri papan tipis, serpihan kayu, dan bubur kertas. Pulau Jawa merupakan salah satu penyumbang limbah kayu terbesar di Indonesia. Limbah industri penggergajian kayu di Jawa masih mencapai 49,3% hingga 50,1%. Dengan demikian, ketersediaan bahan baku dalam jumlah yang cukup untuk produksi hidrogen dapat menjadi keuntungan utama. Industri pengolahan kayu di Jawa Timur menjadi sumber melimpah untuk limbah serbuk kayu. Industri furnitur dan kerajinan kayu, konstruksi, dan pertukangan merupakan penghasil utama serbuk kayu. Proses produksi meubel, pemotongan kayu untuk bangunan, hingga aktivitas pertukangan sehari-hari menghasilkan potongan kayu kecil, serutan, dan debu halus yang menjadi serbuk kayu. Penggergajian kayu yang mengolah kayu gelondongan menjadi papan atau balok juga turut menyumbang banyak limbah serbuk kayu.

### **1.2.2 Utilitas dan Energi**

Pabrik hidrogen di Tuban akan dimudahkan dengan ketersediaan utilitas yang memadai, seperti listrik dan air. Akses mudah terhadap utilitas ini akan menjadi faktor penting dalam kelancaran operasional pabrik dan meningkatkan efisiensi produksi. Industri membutuhkan pasokan listrik yang stabil dan berkelanjutan untuk menjalankan berbagai peralatan dan mesin. Kawasan Industri Tuban memiliki jaringan listrik yang cukup kuat untuk memenuhi kebutuhan pabrik. Sebagai cadangan, generator dapat digunakan untuk memastikan kelancaran produksi jika terjadi gangguan pada jaringan listrik PLN. Selain itu, Tuban memiliki sumber air yang cukup. Air domestik yang berasal dari sumur bor dapat memenuhi kebutuhan proses produksi hidrogen. Ketersediaan air yang memadai akan memastikan kelancaran proses produksi.

### **1.2.3 Tenaga Kerja**

Berdasarkan data Badan Pusat Statistik (BPS), Kabupaten Tuban memiliki populasi yang cukup besar dengan jumlah penduduk 1.203.127 jiwa (Badan Pusat Statistik, 2024). Jumlah usia produktif di Kabupaten Tuban merupakan mayoritas dari total penduduk, yaitu sekitar 71,5%. Hal ini menunjukkan bahwa Kabupaten Tuban memiliki bonus demografi, di mana jumlah penduduk usia produktif lebih banyak dibandingkan dengan penduduk usia non-produktif. Bonus demografi ini dapat menjadi peluang untuk mendirikan pabrik di Kabupaten Tuban.

### **1.2.4 Transportasi**

Kabupaten Tuban merupakan salah satu Kabupaten yang berada di Jawa Timur. Kabupaten ini memiliki fasilitas transportasi yang cukup lengkap, sehingga memudahkan pengiriman bahan baku limbah kayu dari berbagai daerah dan distribusi hidrogen yang dihasilkan ke berbagai wilayah. Berikut ini adalah beberapa jalur transportasi yang dapat diakses dari Kabupaten Tuban.

1. Jalur Darat  
Tuban memiliki jaringan jalan yang memadai untuk menghubungkan pabrik dengan berbagai daerah di Jawa Timur dan sekitarnya. Jalur darat memungkinkan akses yang mudah ke sumber limbah kayu di berbagai daerah, seperti pasar tradisional, supermarket, dan industri pengolahan makanan. Terlebih saat ini telah ada Tol yang dapat memudahkan penyaluran limbah kayu dan hasil produksinya.
2. Jalur Laut  
Kabupaten Tuban berjarak sekitar 130 Km dari pelabuhan laut yang dekat yaitu Pelabuhan Tanjung Perak. Hal ini memudahkan pengiriman bahan baku limbah kayu dari berbagai daerah di Indonesia dan distribusi hidrogen yang dihasilkan ke berbagai wilayah, baik domestik maupun internasional. Hal ini berdampak pada efisiensi biaya, karena transportasi melalui laut umumnya lebih hemat biaya dibandingkan dengan jalur darat, terutama untuk pengiriman jarak jauh.
3. Jalur Udara  
Jalur udara dapat digunakan untuk pengiriman bahan baku dan produk hidrogen yang membutuhkan waktu cepat. Bandara Juanda adalah bandara utama yang berada di sekitar 150 Km dari wilayah tersebut. Jalur ini dapat digunakan untuk pengiriman hidrogen ke berbagai negara.

### 1.3 Spesifikasi Bahan Kimia

#### 1.3.1 Spesifikasi Bahan Utama

*Sawdust* (serbuk gergaji) adalah bagian kecil dari kayu yang jatuh sebagai bubuk dari kayu saat dipotong oleh gergaji. Serbuk gergaji pada dasarnya adalah limbah partikel kecil yang tersedia di industri penggergajian kayu, pabrik pulp dan industri kertas serta industri pengolahan kayu. Sebagian besar limbah serbuk kayu tersebut akan dibakar mengakibatkan pencemaran lingkungan. Serbuk gergaji memiliki karakteristik yang mirip dengan kayu, namun karena berbentuk partikel, beberapa sifat strukturalnya telah berubah (Rominiy et al., 2017).

**Tabel 1. 3** Karakteristik *Sawdust*

Sumber : (Jaroenkhasemmesuk et al., 2022)

Properties	Unit	Sawdust
Air Dried Moisture	%	7,68
Hemicellulose	%	25,2
Cellulose	%	37,8
Lignin	%	24,3
Heating Value (HHV)	MJ/kg	16,37
Ash	% TS	2,5
Fixed Carbon	% TS	16,18
Volatile Solid	% TS	79,78
C	%	45,0
H	%	6,71
O	%	41,11
N	%	0,16
S	%	0,02

## 1.3.2 Spesifikasi Produk Utama

### 1.3.2.1 Hidrogen

Hidrogen ( $H_2$ ) diproduksi secara konvensional melalui proses termokimia. Penggunaan  $H_2$  sebagai sumber energi merupakan pilihan ramah lingkungan karena emisi karbonnya yang lebih rendah dibandingkan dengan gas rumah kaca lainnya, seperti  $CO_2$  dan  $CH_4$  (Suhartini et al., 2022). Hidrogen tidak terdapat secara bebas di alam, dan sebagai elemen paling ringan, hidrogen merupakan gas yang tidak berasa, tidak berbau, dan tidak berwarna. Sebagai bahan bakar yang bersih, hidrogen dapat dengan mudah diaplikasikan dalam sel bahan bakar untuk pembangkit listrik (Sarkar & Bhattacharyya, 2015). Berikut ini adalah sifat kimia dari hydrogen.

**Tabel 1. 4** Sifat Kimia dari Hidrogen  
Sumber : (MSDS Hidrogen Airgas, 2005)

Keterangan	Nilai
Colour	Colourless
Odor	Odourless
Density	0.083
Flash Point	-
Molecular Weight	2.02 g/mole

## 1.3.3 Spesifikasi Produk Samping

### 1.3.3.1 Karbon Dioksida

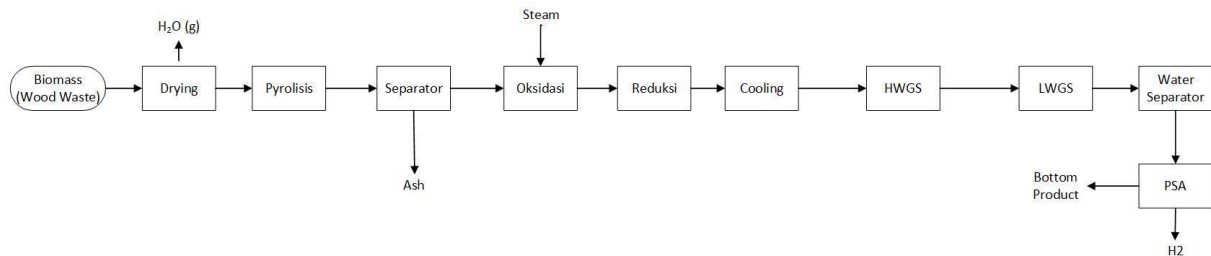
Karbon dioksida adalah senyawa kimia yang terdiri dari satu atom karbon dan dua atom oksigen. Senyawa ini merupakan gas yang penting dalam siklus karbon di alam dan merupakan kontributor utama emisi gas rumah kaca (GRK) dan pendorong utama perubahan iklim. Saat ini, pemanfaatan  $CO_2$  semakin menarik minat dalam proses-proses seperti enhanced oil recovery dan coal bed methane serta berpotensi untuk digunakan dalam proses rekahan hidrolik (Zhang et al., 2020). Berikut ini adalah sifat kimia dari karbon dioksida.

**Tabel 1. 5** Sifat Kimia dari Karbon Dioksida  
Sumber : (MSDS Karbon Dioksida Airgas, 2023a)

Keterangan	Nilai
Colour	Colouless
Odor	Odourless
Density	0.114
Flash Point	-
Molecular Weight	44.01/mole

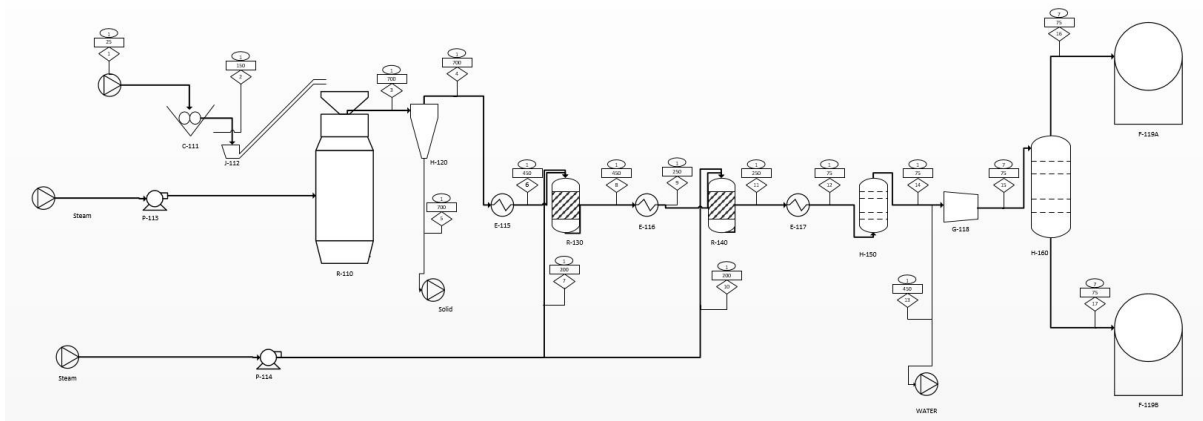
## BAB 2 URAIAN PROSES

### 2.1 Diagram Blok Proses



Gambar 2. 1 Diagram Blok Proses

### 2.2 Process Flow Diagram



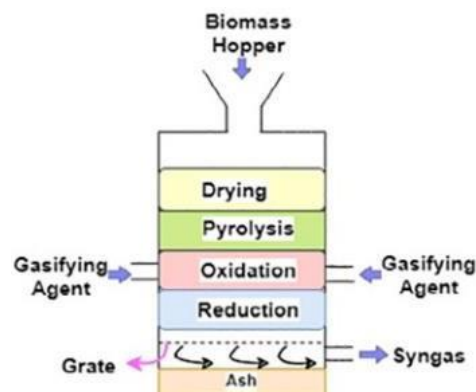
Gambar 2. 2 Process Flow Diagram

### 2.3 Uraian Proses

#### 2.3.1 Proses Gasifikasi

Gasifikasi merupakan sebuah proses yang dapat digunakan untuk mengkonversi bahan padat berkarbon seperti sampah padat perkotaan (campuran antara sampah organik dan sampah anorganik) menjadi bahan bakar berbentuk gas, yang secara umum dikenal dengan nama gas sintetik (*syngas*) (Amrullah & Oktaviananda, 2022). *Gasifier* merupakan reaktor kimia tempat terjadinya proses gasifikasi, meliputi sejumlah tahapan seperti pengeringan (*drying*), pirolisis, oksidasi, dan reduksi (Abineno & Koylal, 2018). Dalam proses ini, proses konversi energi dilakukan menggunakan gasifier yang dibuat dengan sistem *downdraft*. Tipe *downdraft* merupakan jenis gasifikasi yang paling umum digunakan. Jenis ini diklasifikasikan berdasarkan arah aliran bahan baku dan produk hasilnya. Pada gasifikasi tipe *downdraft*, aliran bahan baku bergerak dari atas ke bawah, sementara gas yang dihasilkan mengalir dari bawah ke atas (Amrullah & Oktaviananda, 2022) seperti pada **Gambar 2.2**. Keuntungan dari *gasifier downdraft* dibandingkan dengan *gasifier updraft* menghasilkan jumlah tar yang lebih sedikit, karena *partial cracking* terjadi pada tar di dalam gas selama transit gas dari lingkungan yang bersuhu tinggi (Hosseinpour Vardin & Najafi, 2018). Selain itu, hanya sedikit *ash* yang

dihasilkan dan tidak membutuhkan waktu lama untuk *ignite* (Kushwah et al., 2022) (Mishra & Upadhyay, 2021).



**Gambar 2. 3** Proses Gasifikasi pada *Gasifier Downdraft*  
Sumber : (Kushwah et al., 2022)

### 2.3.1.1 Proses Drying

Serbuk gergaji atau *sawdust* dikirim ke pengumpan dari sisi kiri aliran proses untuk memisahkan partikel besar dan menghilangkan *moisture*. Sebelum limbah ini dapat diolah lebih lanjut, seperti melalui proses pirolisis dan gasifikasi untuk menghasilkan syngas, perlu dilakukan pengurangan kadar air hingga mencapai tingkat yang biasanya kurang dari 10% yaitu sekitar 5%. Sawdust tersebut kemudian dipindahkan ke reaktor pirolisis, yang dipanaskan dari bawah dengan pembakar.

### 2.3.1.2 Pirolisis

Pirolisis adalah salah satu proses konversi utama biomassa. Pada proses ini biomassa diubah menjadi produk volatil di bawah kondisi panas dengan suhu 600C tanpa kehadiran oksigen atau dengan kehadiran oksigen yang sangat terbatas. Setelah proses pirolisis selesai, produk volatil akan dipisahkan menjadi produk solid dan produk gas. Produk solid berupa arang akan jatuh kebawah sedangkan produk gas berupa hidrokarbon akan memasuki proses selanjutnya yaitu proses oksidasi. Pirolisis merupakan proses termokimia yang digunakan dalam bioenergi untuk konversi bahan organik menjadi bahan bakar, bahan kimia, dan biochar. Proses ini terjadi pada suhu 600C.

### 2.3.1.3 Reaksi Oksidasi

Reaksi Oksidasi berlangsung secara eksotermal, yang berarti melepaskan panas. Karbon yang dihasilkan dari tahap pirolisis kemudian akan teroksidasi oleh oksigen yang dihasilkan dari uap panas. Panas yang dihasilkan dari reaksi ini digunakan untuk proses pengeringan dan reaksi endoterm lainnya. Proses ini dipengaruhi oleh distribusi oksigen pada area terjadinya oksidasi karena adanya oksigen inilah dapat terjadi reaksi eksoterm yang akan menghasilkan panas yang dibutuhkan dalam keseluruhan proses gasifikasi. Pada tahap ini, karbon yang berasal dari pemisahan produk solid sebelumnya akan dioksidasi, membentuk produk oksidasi karbon. Produk dari reaksi ini adalah gas-gas oksidan yang mungkin meliputi  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ , dan  $\text{H}_2\text{O}$ .

### 2.3.1.4 Reaksi Reduksi

Setelah melalui proses oksidasi, produk akan memasuki reaksi reduksi. Langkah reduksi melibatkan semua produk dari tahap sebelumnya dari pirolisis dan oksidasi, campuran



gas dan arang bereaksi satu sama lain sehingga pembentukan akhir berupa energi kimia dan *syngas*. Proses reduksi terjadi secara endotermik untuk menghasilkan produk-produk yang mudah terbakar seperti CO, H<sub>2</sub>, dan CH<sub>4</sub>. Di sini, reaksi-reaksi reduksi terjadi, yang dapat melibatkan interaksi antara gas-gas hasil gasifikasi dengan materi reduktan, seperti karbon aktif atau logam-logam tertentu. Tujuan dari reaksi ini adalah untuk menghasilkan produk akhir yang diinginkan, seperti hidrogen dan gas-gas lainnya yang berguna.

Proses reaksi oksidasi dan reduksi dalam reaktor penting untuk mengoptimalkan konversi bahan mentah menjadi produk akhir yang diinginkan, serta untuk memastikan efisiensi keseluruhan dari proses *Sawdust Gasification*. Dengan demikian, pengaturan optimal dari parameter operasional dan pemilihan materi untuk reaktor sangat penting untuk mencapai hasil yang diinginkan dalam proses ini.

### 2.3.2 Water Gas Shift

WGS (reaksi pergeseran gas air) yang merupakan reaksi kimia yang mengubah campuran karbon monoksida (CO) dan uap air (H<sub>2</sub>O) menjadi campuran karbon dioksida (CO<sub>2</sub>) dan hidrogen (H<sub>2</sub>). Dalam industri, reaksi pergeseran gas air (WGSR) menjelaskan reaksi CO dengan uap air untuk menghasilkan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>, dua produk pergeseran utama.



Proses WGS digunakan untuk memaksimalkan produksi H<sub>2</sub> melalui reaksi WGS dengan mereaksikan CO dengan uap air. Pada proses ini akan ditambahkan steam dengan jumlah 5000kg/hr. Terdapat 2 jenis proses yaitu HWGS yaitu reaksi WGS pada suhu 450C dan proses LWGS berupa reaksi WGS pada suhu 250C. Proses HWGS merupakan proses yang berjalan irreversible dan bersifat endoterm, sehingga ketika direaksikan pada suhu tinggi reaksi cenderung tidak berjalan maksimal karena reaksi kesetimbangan bergeser ke kiri menyebabkan produksi CO menjadi H<sub>2</sub> tidak maksimal, sehingga perlu ditambahkan proses kedua dengan reaksi yang sama dengan suhu yang lebih kecil.

#### 2.3.2.1 High Water Gas Shift

High Temperature Shift (HTS) dalam reaksi Water Gas Shift (WGS) adalah tahap pertama dalam proses WGS, dimana gas sintesis yang mengandung karbon monoksida (CO) dan hidrogen (H<sub>2</sub>) diproses pada suhu tinggi. Proses ini dilakukan untuk meningkatkan kecepatan reaksi dan menghasilkan konversi CO yang lebih tinggi.

Karakteristik dari High Water Gas Shift menurut (Rodriguez et al., 2008):

1. Suhu: HWGS dilakukan pada suhu tinggi, biasanya antara 550°F hingga 900°F.
2. Katalis: katalis yang umum digunakan dalam HWGS adalah katalis berbasis tembaga (Cu).
3. Efisiensi: HWGS dapat mencapai efisiensi sekitar 70% dalam mengkonversi CO menjadi CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>.
4. Kondisi: HWGS digunakan untuk mengkonversi CO menjadi CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>, namun hasilnya tidak lengkap, sehingga diperlukan tahap berikutnya untuk mengurangi kandungan CO menjadi kurang dari 1%

#### 2.3.2.2 Low Water Gas Shift

Low Temperature Shift (LTS) dalam reaksi Water Gas Shift (WGS) adalah tahap kedua dalam proses WGS, dimana gas hasil dari High Temperature Shift (HTS) diproses pada suhu

lebih rendah untuk mengurangi kandungan CO menjadi kurang dari 1%. Proses ini dilakukan untuk meningkatkan efisiensi overall reaksi WGS(Arifrianto, 2018).

#### Karakteristik LTS

1. Suhu: LTS dilakukan pada suhu lebih rendah, biasanya antara 400°F hingga 500°F.
2. Katalis: Katalis LTS biasanya terbuat dari oksida tembaga, seperti copper oxide (CuO).
3. Efisiensi: LTS dapat mencapai efisiensi sekitar 75% dalam mengkonversi CO menjadi CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>.
4. Kondisi: LTS digunakan untuk mengurangi kandungan CO menjadi kurang dari 1% dan meningkatkan efisiensi overall reaksi WGS

### 2.3.3 Gas Dehydration Unit

Gas Dehydration Unit (GDU), atau unit dehidrasi gas, adalah fasilitas penting dalam industri minyak dan gas bumi yang berfungsi untuk menghilangkan kandungan air dari gas alam. Proses ini sangat krusial karena adanya air dalam gas alam dapat menyebabkan berbagai masalah, seperti korosi, pembentukan hidrat, dan penurunan nilai jual. Air dapat bereaksi dengan komponen gas lain dan menyebabkan korosi pada pipa dan peralatan. Pada suhu dan tekanan tertentu, air dapat membentuk hidrat padat bersama gas, yang dapat menyumbat pipa dan mengganggu aliran gas. Selain itu, gas alam dengan kandungan air tinggi memiliki nilai jual yang lebih rendah karena kualitasnya yang kurang baik.

Prinsip kerja GDU umumnya menggunakan proses absorpsi, di mana gas alam dilewatkan melalui kolom absorpsi yang berisi zat penyerap (desikan) seperti trietilen glikol (TEG). TEG akan menyerap air dari gas alam, sehingga gas yang keluar dari kolom menjadi kering. TEG yang sudah jenuh dengan air kemudian diregenerasi dengan cara dipanaskan untuk menguapkan air, sehingga TEG dapat digunakan kembali(Putra, 2022).

### 2.3.4 Pressure Swing Adsorption

Untuk memastikan produk H<sub>2</sub> yang dihasilkan dapat memiliki kemurnian tinggi, H<sub>2</sub> akan masuk kedalam proses Pressure Swing Adsorption untuk memisahkan produk impurities yang masih terkandung dalam gas H<sub>2</sub>. Impurities dari campuran gas umpan yang mengandung H<sub>2</sub> diadsorpsi secara selektif oleh silika gel pada tekanan yang relatif tinggi dengan cara mengontakkan gas umpan dengan padatan di dalam kolom adsorben yang dikemas untuk menghasilkan gas produk H<sub>2</sub> dengan kemurnian tinggi. Komponen-komponen yang teradsorpsi kemudian didesorpsi dari padatan dengan cara menurunkan tekanan parsial fasa gas superkomponen di dalam kolom sehingga adsorben tersebut dapat digunakan kembali. Menurunkan tekanan kolom (depressurisasi) dan mengalirkan sebagian gas produk H<sub>2</sub> bebas pengotor di atas adsorben pada tekanan yang lebih rendah (pembersihan) adalah dua metode umum untuk melakukan proses desorpsi. Gas yang didesorpsi diperkaya dengan komponen yang teradsorpsi lebih kuat dari gas umpan.

## BAB 3 NERACA MASSA

### 3.1 Neraca Massa

Produk	:	Hidrogen
Kapasitas	:	3.300 Ton/Tahun
Satuan Tahunan Produksi	:	330 Hari
Waktu Operasi	:	24 Jam
Satuan	:	Kg/Jam
Target kapasitas produksi	=	3315 ton H2/tahun
	=	10,04545455 ton H2/hari
	=	0,418560606 ton H2/jam
	=	418,5606061 kg H2/jam
BM H2	=	2 kg/kgmol
Kebutuhan H2/jam	=	209,280303 kgmol

Berdasarkan hasil dari jurnal setiap 1 kg kayu yang digunakan menghasilkan 0,105 kg H2, sehingga

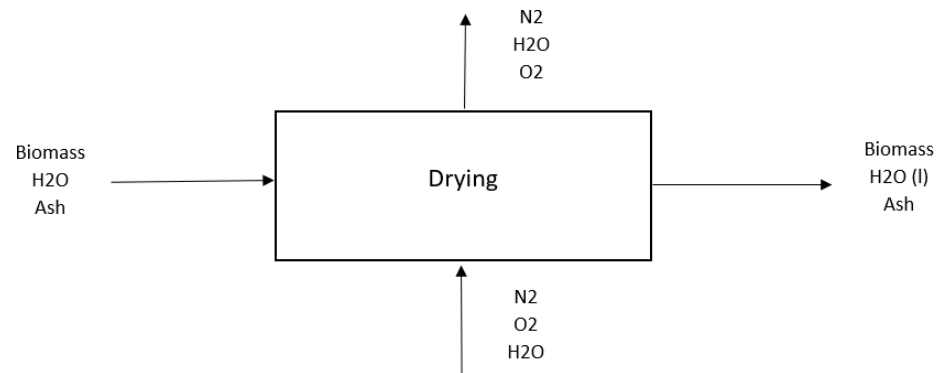
Kayu	= 1	kg	
H2	= 0,105	kg	
	= 9,523809524	kg kayu/kg H2	

Maka,

Kebutuhan kayu	=	3986,291486	kg kayu/jam
	=	3,986291486	ton kayu/jam
	=	95,67099567	ton kayu/hari
	=	31571,42857	ton kayu/tahun
BASIS WAKTU	=	1	JAM

Komponen	Konsentrasi	Berat (kg)
Selulosa	37,80%	1506,818
Hemiselulosa	25%	996,5729
Lignin	24%	956,71
Air	10%	398,6291
Abu	3%	127,5613
Total	100%	3986,291

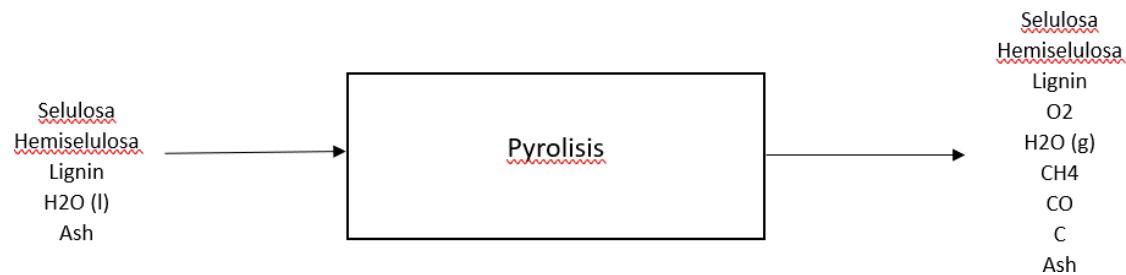
### 1. Proses Drying pada Alat Gasifier



Sawdust (kg/hr)	3986,291486	
Komponen	kg/hr	% wt
Biomassa	3468	0,87
H2O	399	0,1
ash	120	0,03

Komponen	Input		Output			
	A		B		C	
	kg/hr	%wt	kg/hr	%wt	kg/hr	%wt
Biomassa	3468	0,87	3468,073593	0,915789474		
H2O (l)	399	0,1	199,3145743	0,052631579		
H2O (g)	0	0			199,31457	1
ash	120	0,03	120	0,031578947		
Total (kg/hr)	3986,291486	1	3786,976912	1	199,31457	1
	3986,291486		3986,291486			

## 2. Proses Pyrolysis pada Alat Gasifier



Komponen masuk	kg	% wt	Mr kg/kmol	kmol/hr
C6H10O5	1506,82	40%	162	9,301
C5H8O4	996,57	26%	132	7,550
C31H34O11	956,71	25%	582	1,644
H2O (l)	199,31	5%	18	11,073
ASH	127,56	3%		
TOTAL	3786,98	100%		

	Mr kg/kmol
CH4	16
CO	28
C	12

Konversi 100%

<b>1</b>	<b>C6H10O5</b>	<b>&gt;&gt;&gt;</b>	<b>CH4</b>	<b>+</b>	<b>2CO</b>	<b>+</b>	<b>3H2O</b>	<b>+</b>	<b>3C</b>
m	9,301								
r	9,301		9,301		18,603		27,904		27,904
s	0,000		9,301		18,603		27,904		27,904
<b>2</b>	<b>C5H8O4</b>	<b>&gt;&gt;&gt;</b>	<b>CH4</b>	<b>+</b>	<b>2CO</b>	<b>+</b>	<b>2H2O</b>	<b>+</b>	<b>2C</b>
m	7,550								
r	7,550		7,550		15,100		15,100		15,100
s	0,000		7,550		15,100		15,100		15,100
<b>3</b>	<b>C31H34O11</b>	<b>&gt;&gt;&gt;</b>	<b>5CH4</b>	<b>+</b>	<b>4CO</b>	<b>+</b>	<b>7H2O</b>	<b>+</b>	<b>22C</b>
m	1,644								
r	1,644		8,219		6,575		11,507		36,164
s	0,000		8,219		6,575		11,507		36,164
<b>4</b>	<b>H2O (l)</b>	<b>&gt;&gt;&gt;</b>	<b>H2O (g)</b>						
m	11,073								
r	11,073		11,073						
s	0,000		11,073						

Komponen	Input		Reaksi								Output	
	C		1		2		3		4		D	
	kmol	kg	generasi	konsumsi	generasi	konsumsi	generasi	konsumsi	generasi	konsumsi	kmol	kg
C6H10O5	9,301	1506,82		-9,301							0,000	0
C5H8O4	7,550	996,57				-7,550					0,000	0
C31H34O11	1,644	956,71						-1,644			0,000	0
H2O (l)	11,073	199,31								-11,073	0,000	0
H2O (g)			27,904		15,100		11,507		11,073		65,583	1180,503
CH4			9,301		7,550		8,219				25,070	401,1248
CO			18,603		15,100		6,575				40,278	1127,773
C			27,904		15,100		36,164				79,168	950,0151
Ash		127,56										127,56
Total	29,568	3787									210,099	3787

### 3. Proses Oksidasi pada Alat Gasifier



Komponen	Feed A				Feed B	
	kg/hr	% wt	Mr (kg/kmol)	kmol	kg/hr	kmol
C6H10O5	0	0	162	0		
C5H8O4	0	0	132	0		
C31H34O11	0	0	582	0		
H2O	1180,503	0,312	18	65,58348206	10000	555,56
CH4	401,1248	0,106	16	25,07029899		
CO	1127,773	0,298	28	40,27760873		

	Mr (kg/kmol)
CO2	44
H2	2

C	950,0151	0,251	12	79,16792326		
Ash	127,5613	0,034				
Total	3786,977	1				

Konversi	50%						
<b>1</b>	<b>C</b>	+	<b>2H2O</b>	>>>	<b>CO2</b>	+	<b>2H2</b>
m	79,168		621,139				
r	39,584		79,168		39,584		79,168
s	39,584		541,971		39,584		79,168
<b>2</b>	<b>CH4</b>	+	<b>H2O</b>	>>>	<b>CO</b>	+	<b>3H2</b>
m	25,070		541,971				
r	12,535		12,535		12,535		37,605
s	12,535		529,436		12,535		37,605
<b>3</b>	<b>CO</b>	+	<b>H2O</b>	>>>	<b>CO2</b>	+	<b>H2</b>
m	40,278		529,436				
r	20,139		20,139		20,139		20,139
s	20,139		509,297		20,139		20,139



Komponen	Input				Reaksi						Output	
	A		B		1		2		3		C	
	kmol	kg	kmol	kg	generasi	konsumsi	generasi	konsumsi	generasi	konsumsi	kmol	kg
C6H10O5	0,000	0										
C5H8O4	0,000	0										
C31H34O11	0,000	0										
H2O (l)	0	0										
H2O (g)	65,583	1180,503	555,56	10000		-79,168		-12,535		-20,139	509,297	9167,349
CH4	25,070	401,125						-12,535			12,535	200,5624
CO	40,278	1127,773					12,535			-20,139	32,674	914,8707
C	79,16792	950,0150792									39,584	475,0075
CO2					20,139				39,584		59,723	2627,802
H2					79,168		37,605		20,139		136,912	273,8244
Ash		450										450
Total	210,099	4109	555,56	10000							790,725	14109,42

#### 4. Proses Reduksi pada Alat Gasifier



komponen	Feed			
	kg/hr	% wt	Mr (kg/kmol)	kmol
H2O (g)	9167,349	0,650	18	509,297
CH4	200,562	0,014	16	12,535

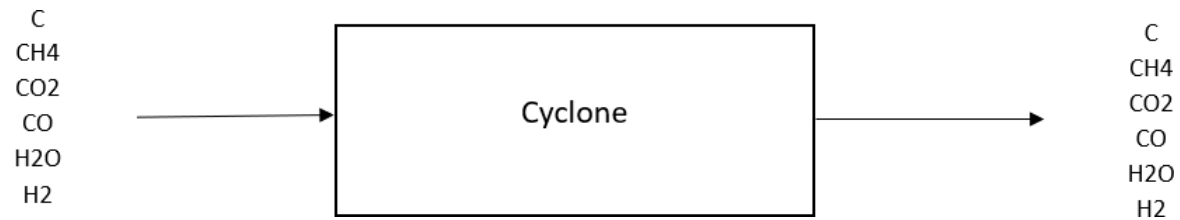
CO	914,871	0,065	28	32,674
C	475,008	0,034	12	39,584
CO2	2627,802	0,186	44	59,723
H2	273,8243522	0,019	2	136,912
Ash	450	0,032		
total	14109,416	1		

konversi 95%

<b>1</b>	<b>C</b>	+	<b>H2O</b>	>>>	<b>CO</b>	+	<b>H2</b>
m	39,584		509,297				
r	37,605		37,605		37,605		37,605
s	1,979		471,692		37,60476		37,60476
<b>2</b>	<b>CH4</b>	+	<b>H2O</b>	>>>	<b>CO</b>	+	<b>3H2</b>
m	12,535		471,692				
r	11,908		11,908		11,908		35,725
s	0,627		459,784		11,908		35,725
<b>3</b>	<b>CO</b>	+	<b>H2O</b>	>>>	<b>CO2</b>	+	<b>H2</b>
m	32,674		459,784				
r	31,040		31,040		31,040		31,040
s	1,634		428,744		31,040		31,040
<b>4</b>	<b>C</b>	+	<b>2H2</b>	>>>	<b>CH4</b>		
m	1,979		136,912				
r	1,880		3,760		1,880		
s	0,099		133,152		1,880		

Komponen	Input		Reaksi								Output	
	A		1		2		3		4		B	
	kmol	kg	generasi	konsumsi	generasi	konsumsi	generasi	konsumsi	generasi	konsumsi	kmol	kg
H2O (g)	509,297	9167,349		-37,605		-11,908		-31,040			428,744	7717,387
CH4	12,535	200,562				-11,908			1,880		2,507	40,112
CO	32,674	914,871	37,605		11,908			-31,040			51,147	1432,112
C	39,584	475,008		-37,605						-1,880	0,099	1,188
CO2	59,723	2627,802					31,040				90,763	3993,573
H2	136,912	273,824	37,605		35,725		31,040			-3,760	237,522	475,044
Ash		450										450
Total	790,73	14109									810,781	14109

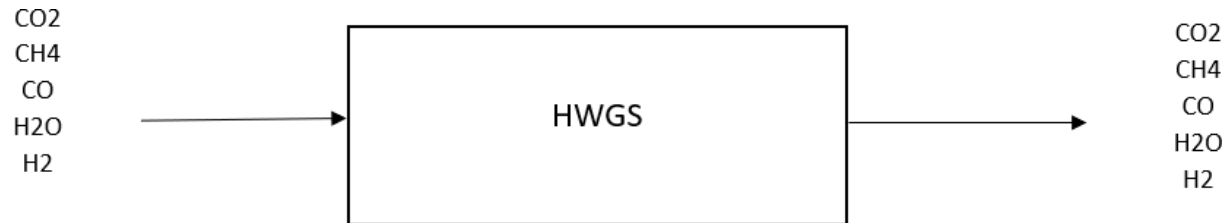
## 5. Cyclone



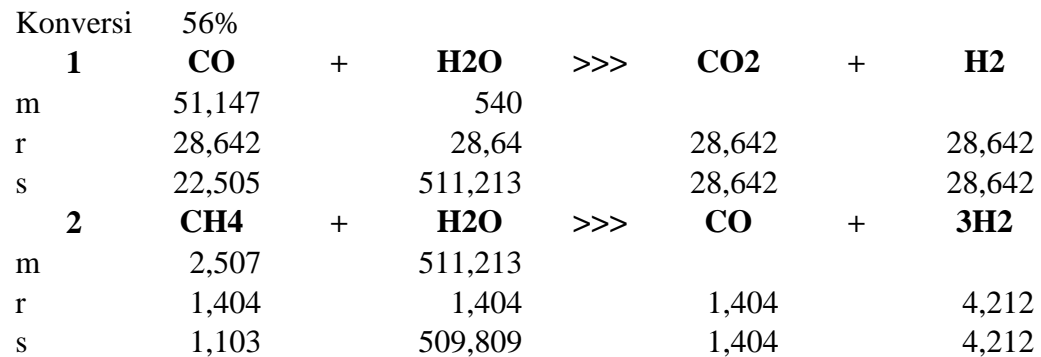
Komponen	FEED		Output D	Output E
	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr
H2O (g)	7717,387	7717,387		
CH4	40,11193	40,11193		
CO	1432,112	1432,112		
C	1,187519			1,187519
CO2	3993,573	3993,573		
H2	475,0438	475,0438		
Ash	450			450

Total	14109,42	13658,23	451,1875
-------	----------	----------	----------

## 6. High Water Gas Shift



Komponen	Feed				Feed B	
	kg/hr	Mr (kg/kmol)	kmol	% wt	kg/hr	kmol
H2O (g)	7717,387478	18	428,744	0,565	2000	111,111
CH4	40,11193043	16	2,507	0,003		
CO	1432,111891	28	51,147	0,105		
CO2	3993,572975	44	90,763	0,292		
H2	475,043791	2	237,522	0,035		
Total	13658,22807		810,6825154	1		



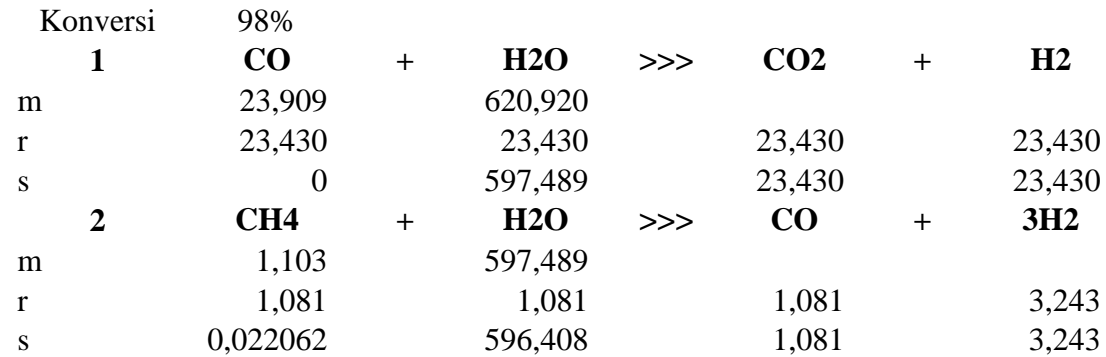
Komponen	Input				Reaksi				Output	
	A		B		1		2		C	
	kmol	kg	kmol	kg	generasi	konsumsi	generasi	konsumsi	generasi	konsumsi
H2O	418	7518,072903	277,7777778	5000		-28,64		-1,404	665,402	11977,24
CH4	2,507	40,112						-1,404	1,103	17,64925
CO	51,147	1432,112				-28,642	1,404		23,909	669,4389
CO2	90,763	3993,573			28,642				119,405	5253,831
H2	237,522	475,044			28,642		4,212		270,376	540,7518
Total	799,609	13458,913							1080,195	18458,91
Total	18458,913									

### 7. Low Water Gas Shift



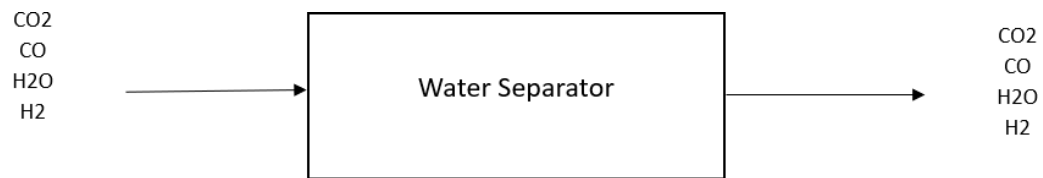
Komponen	kg/hr	Mr (kg/kmol)	kmol	% wt	kg/hr	kmol
H2O (g)	9176,556681	18	509,808704	0,586	2000	111,1111111
CH4	17,64924939	16	1,10307809	0,001		
CO	669,438924	28	23,908533	0,043		
CO2	5253,831439	44	119,40526	0,336		
H2	540,7517721	2	270,375886	0,035		

Total	15658,22807	924,601462	1	
-------	-------------	------------	---	--



Komponen	Input				Reaksi				Output	
	A		B		1		2		C	
	kmol	kg	kmol	kg	generasi	konsumsi	generasi	konsumsi	kmol	kg
H2O	665,402	11977,24	277,778	5000		-23,43		-1,081	918,669	16536,04
CH4	1,103	17,649						-1,081	0,022	0,022
CO	23,909	669,439				-23,430	1,081		1,559	43,65724
CO2	119,405	5253,831			23,430				142,836	6284,767
H2	270,376	540,752			23,430		3,243		297,049	594,0986
Total	1080,195	18458,913							1360,135	23459
Total	23459									

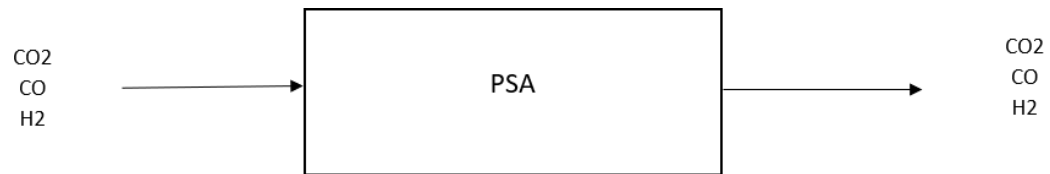
## 8. Water Separator



Feed				
Komponen	kg/hr	Mr (kg/kmol)	kmol	% wt
H2O	10735,35	18	509,8087	0,607963212
CH4	0,022062	16	0	1,24939E-06
CO	43,65724	28	23,90853	0,002472392
CO2	6284,767	44	119,4053	0,355918224
H2	594,0986	2	270,3759	0,033644923
total	17657,9		923,4984	

Komponen	Input		Output			
	A		B		C	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
H2O	665,402	16536,037	665,402	16536,037		
CH4	0,000	0,022			0,000	0,022
CO	23,909	43,657			23,909	43,657
CO2	119,405	6284,767			119,405	6284,767
H2	270,376	594,099			270,376	594,099
Total	1079,092	23458,583	665,402	16536,037	413,690	6922,545
		Total	23458,583			

## 9. Pressure Swing Adsorption



Feed				
Komponen	kg/hr	Mr (kg/kmol)	kmol	% wt
CO	43,66	28	23,909	0,01
CO <sub>2</sub>	6284,767	44	119,405	0,91
H <sub>2</sub>	594,0986	2	270,376	0,09
total	6922,523			1



Komponen	Input		Output			
	A		B		C	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
CO	23,909	43,66	23,909	43,66		
CO2	119,405	6284,77	119,405	6284,77		
H2	270,3759	594,10	6,6242092	0,05940986	263,7516768	594,10
total	413,690	6922,523	149,938	6328,484	263,752	594,099
		total	6922,583			

## BAB 4 NERACA ENERGI

### 4.1 Neraca Energi

Produk : Hidrogen  
 Kapasitas : 3.300 Ton/Tahun  
 Satuan Tahunan Produksi : 330 Hari  
 Waktu Operasi : 24 Jam

Heat Capacity masing-masing komponen

Komponen	a	b	c	d	e
C6H10O5 (s)	192,760272				
C5H8O4 (s)	151,7715				
C31H34O11 (s)	640,915344				
H2O (l)	92,1	-0,04	-0,000211	0,000000535	
H2O (g)	34	-0,00842	-5,33E-10	-1,78E-08	3,69E-12
CH4 (g)	34,942	-4,00E-02	1,92E-04	-1,53E-07	3,93E-11
CO (g)	29,556	-6,58E-03	2,01E-05	-1,22E-08	2,26E-12
C (s)	-0,832	3,48E-02	-1,32E-05	0	0
C(g)	21,069	-7,91E-04	5,09E-07	-6,91E-11	2,70E-15
O2(g)	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
H2(g)	25,399	2,02E-02	-3,85E-05	3,19E-08	-8,76E-12
CO2(g)	27,437	4,23E-02	-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13
N2 (g)	29	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13

### 1. Drying

Menghitung HA

T in 303 K T reff 298 K

Heat capacity (kJ/kmol.K)

Komponen	a	b	c	d
C6H10O5 (s)	192,760272			
C5H8O4 (s)	151,7715			
C31H34O11 (s)	640,915344			
H2O (l)	92,1	-0,04	-0,000211	0,000000535

komponen	kmol	Cp.dT	H (kJ)
C6H10O5 (s)	35,18518519	963,80136	33911,529
C5H8O4 (s)	28,40909091	758,8575	21558,452
C31H34O11 (s)	6,18556701	3204,57672	19822,124
H2O (l) input	83,24084351	377,7227895	31441,964
total			106734,07

Menghitung HB

T out 573 K Treff 298 K

Komponen	a	b	c	d
C6H10O5 (s)	192,760272			
C5H8O4 (s)	151,7715			
C31H34O11 (s)	640,915344			
H2O (l) 5%	92,1	-0,04	-0,000211	0,000000535

komponen	kmol	Cp.dT	H (kJ)
C6H10O5 (s)	35,18518519	963,80136	33911,52933
C5H8O4 (s)	28,40909091	758,8575	21558,4517
C31H34O11 (s)	6,18556701	3204,57672	19822,12404
H2O (l)	11,06074219	22529,75393	249195,7999
Total			324487,9049

Heat Capacity

Komponen	a	b	c	d	e
H2O (g)	34	-0,00842	-5,33E-10	-1,78E-08	3,69E-12

Menghitung panas sensible air yang akan teruapkan

Suhu air 573 K

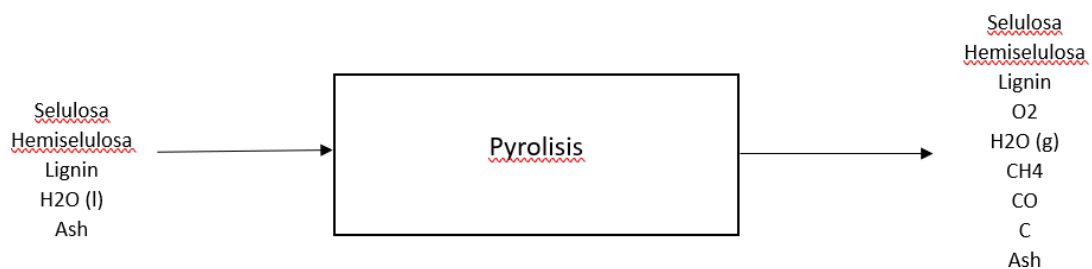
komponen	kmol	Cp.dT	H (kJ)
H2O (g)	0	7940,806133	0

Menghitung Panas Laten Penguapan Air

komponen	kmol	H penguapan kJ/kmol	H (kJ)
H2O (g)	0	1405,9	0

Energi	Input	Output
HA	106734,0687	
Q	217753,8362	
HB		324487,9049
Q Sensible		0
Q laten		0
Total	324487,9049	324487,9049

## 2. Pirolisis



Menghitung Enthalpy pada suhu 298K

	Komponen	n (mol)	$\Delta H_f 25$ (kJ/mol)	ni x $\Delta H_f 25$ (kJ)
<b>Reactant</b>	C6H10O5 (s)	35,185	-764,886	-26912,67287
	C5H8O4 (s)	28,409	-536,915	-15253,27364
	C31H34O11 (s)	6,186	-1266,423	-7833,545963
<b>Product</b>	H2O (g)	205,673	-241,997	-49772,18617
	CH4 (g)	94,522	-74,902	-7079,88118
	CO (g)	151,931	-106,428	-16169,76262
	C (s)	298,456	0	0
<b><math>\Delta H_{rxn25}</math></b>				<b>-23022,3375</b>

Menghitung beban panas aliran masuk

$$T_{in} = 423 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 298 \text{ K}$$

<b>Aliran A</b>			
Komponen	n (kmol/jam)	$\int C_p dt$ (KJ/Kmol)	$\Delta H_1$ (kJ/jam)
C6H10O5	35,185	24095,034	105973529,167
C5H8O4	28,409	18971,4375	67370161,577
C31H34O11	6,186	80114,418	61944137,629
H2O (l)	41,667	9,48E+03	394802,8378
<b>Total</b>			<b>235682631,2</b>

Menghitung beban panas keluar

$$T_{out} = 898 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 298 \text{ K}$$

<b>Aliran B</b>			
Komponen	n (kmol/jam)	$\int C_p dt$ (KJ/Kmol)	$\Delta H_1$ (kJ/jam)
C6H10O5	0,000	115656,1632	0
C5H8O4	0,000	91062,9	0
C31H34O11	0,000	384549,2064	0
H2O (l)	0,000	77758,50223	0
H2O (g)	247,339	14949,32115	3697555,723
CH4	94,522	31240,61479	2952928,864
CO	151,931	18353,35047	2788439,591
C	298,456	8926,046561	2664034,041
<b>Total</b>			<b>12102958,22</b>

$$\text{Akumulasi (steady state)} = \text{energi masuk} - \text{energi keluar} + Q_{\text{loss}} + \text{generasi} - \text{konsumsi}$$

$$0 = \text{energi masuk} - \text{energi keluar} + Q_{\text{loss}} + \text{panas reaksi}$$

Energi	Input	Output
HA	235682631,2	

HB		12102958,22
HR	-23022,3375	
Q Loss		11784131,56
Q Supply	211772519,09	
	235659608,9	235659608,87

### 3. Oksidasi



Nilai Hf pada suhu 298K didapat dari buku himmelblau appendix F tabel F.1

	Komponen	n (mol)	$\Delta H_f 25$ (kJ/mol)	koef x $\Delta H_f 25$ (kJ)
<b>Reactant</b>	C(g)	298,4562116	0	0
	CO(g)	151,9308202	-110,52	-16791,39425
	CH4(g)	94,52211115	-74,84	-7074,034798
	H2O(g)	0	0	0
	H2(g)	141,783	0	0
<b>Product</b>	CO2(g)	75,965	-393,51	-29893,14853
	CO(g)	196,489	-110,52	-21715,98211
	H2(g)	141,783	0	0
	H2O(g)	0	-285,84	0
$\Delta H_{rxn25}$				-27743,7016

Menghitung bahan masuk

T in	C	C6H10O5	600
		C5H8O4	600
		C31H34O11	600
		C	600
		CO	600
		CH4	600
		CO2	600
		H2O(g)	600
		O2	600
Treff			25

Aliran A					
Komponen	F (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	$\int C_p dt$ (KJ/Kmol)	$\Delta H_1$ (kJ/jam)

C	950,0150792	12	298,4562116	1,20E+04	3583549,392
CH4	401,125	16	94,52211115	2,24E+04	2115094,858
CO	1127,773	28	151,9308202	1,69E+04	2567707,735
H2O	981,188	18	247,3393731	1,96E+04	4855703,636

Aliran B					
Komponen	F (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	$\int C_p dt$ (KJ/Kmol)	$\Delta H1$ (kJ/jam)
H2O	10000	18	555,55556	5,85E+03	3247353,054

Menghitung bahan keluar

$$T_{out} = 1073 \text{ K} = 800^\circ\text{C}$$

$$T_{reff} = 298 \text{ K} = 25^\circ\text{C}$$

Aliran C					
Komponen	F (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	$\int C_p dt$ (KJ/Kmol)	$\Delta H2$ (kJ/jam)
C	475,008	12	39,584	16155,49757	639498,596
CH4	200,562392	16	12,535	3,40E+04	425601,8525
CO2	2627,80170	44	59,723	3,18E+04	1901791,56
CO	914,870708	28	32,674	2,31E+04	755870,3216
H2O	8968,034	18	498,224	2,71E+04	13515489,24
O2	273,82435	2	136,912	31843,66176	4359785,027
H2	475,008	12	39,584	16155,49757	639498,596
<b>Total</b>	24083,646				21598036,6

$$\text{Akumulasi (steady state)} = \text{energi masuk} - \text{energi keluar} + \text{generasi} - \text{konsumsi}$$

$$0 = \Delta H1 + Q1 + W1 - \Delta H2 + Q2 + W2 + \Delta H_{\text{product}} - \Delta H_{\text{reactant}}$$

Energi Input	kJ/jam	Energi Output	kJ/jam
HA	13122055,62	HC	21598036,6
HB	3247353,054		
$\Delta H_{rxn25}$	-28050,76162	Q loss	818470,4337
Q	6075149,123		
<b>Total</b>	22416507,04	<b>Total</b>	22416507,04

#### 4. Reduksi



Nilai Hf pada suhu 298K didapat dari buku himmelblau appendix F tabel F.1

	Komponen	n (mol)	$\Delta H_f 25$ (kJ/mol)	koef x $\Delta H_f 25$ (kJ)
<b>Reactant</b>	C(g)	39,485	0	0
	CO <sub>2</sub> (g)	0	-393,51	0
	CO(g)	31,040	-110,52	-3430,569111
	CH <sub>4</sub> (g)	11,908	-74,84	-891,2240587
	H <sub>2</sub> O(g)	80,553	-241,826	-19479,90935
	H <sub>2</sub> (g)	3,760	0	0
<b>Product</b>	CO <sub>2</sub> (g)	31,040	-393,51	-12214,6512
	CH <sub>4</sub> (g)	1,880	-74,84	-140,7170252
	C(g)	0,000	0	0
	CO(g)	80,553	-110,52	-8902,763065
	H <sub>2</sub> (g)	104,370	0	0
	H <sub>2</sub> O(g)	0	-241,826	0
$\Delta H_{rxn25}$				2543,57122

Menghitung bahan masuk

T in	C	C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub>	800
		C <sub>5</sub> H <sub>8</sub> O <sub>4</sub>	800
		C <sub>3</sub> H <sub>3</sub> O <sub>11</sub>	800
		C	800
		CH <sub>4</sub>	800
		CO <sub>2</sub>	800
		CO	800
		H <sub>2</sub> O(g)	800
		O <sub>2</sub>	800
		H <sub>2</sub>	800
Treff			25

Aliran A			
Komponen	n (kmol/jam)	$\int C_p dt$ (KJ/Kmol)	$\Delta H_1$ (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub>	0	192,760272	0
C <sub>5</sub> H <sub>8</sub> O <sub>4</sub>	0	151,7715	0
C <sub>3</sub> H <sub>3</sub> O <sub>11</sub>	0	640,915344	0
C	39,584	16155,49757	639498,596
CH <sub>4</sub>	12,535	33952,67465	425601,8525
CO <sub>2</sub>	59,723	31843,66176	1901791,56
CO	32,674	23133,72679	755870,3216
H <sub>2</sub> O	498,224	27127,32778	13515489,24
H <sub>2</sub>	136,912	22246,56267	3045825,305
Total			28692951,77

Menghitung bahan keluar

$$T_{out} = 1000 \text{ C} = 1273 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

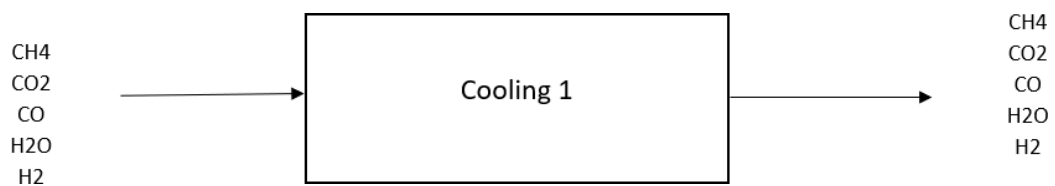
Aliran C			
Komponen	n (kmol/jam)	$\int C_p dt$ (KJ/Kmol)	$\Delta H_2$ (kJ/jam)
C6H10O5	0	192,760272	0
C5H8O4	0	151,7715	0
C3H34O11	0	640,915344	0
C	0,099	20299,83202	2008,86943
CH4	2,507	47654,81893	119470,4239
CO2	90,763	42316,57569	3840780,297
CO	51,147	29634,29281	1515700,826
H2O	417,671	35128,94845	14672333,08
O2	237,522	28215,55039	6701811,011
H2	0,099	20299,83202	2008,86943
Total			26852104,51

$$\text{Akumulasi (steady state)} = \text{energi masuk} - \text{energi keluar} + \text{generasi} - \text{konsumsi}$$

$$0 = \Delta H_1 + Q_1 + W_1 - \Delta H_2 + Q_2 + W_2 + \Delta H_{\text{product}} - \Delta H_{\text{reactant}}$$

Energi Input	kJ/jam	Energi Output	kJ/jam
H1	20284076,88	H2	26852104,51
Hrx	2543,571222	Q loss	-6565484,059
Total	20286620,45	Total	20286620,45

## 5. Cooling 1



Menghitung panas yang masuk

$$T_{in} = 700 \text{ C} = 973 \text{ K}$$

$$T_{out} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

Panas Masuk					
Komponen	F (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	$\int C_p dt$ (KJ/Kmol)	$\Delta H_1$ (kJ/jam)
CH4	40,112	16	2,506995652	27877,70427	69889,28341
CO2	3993,573	44	90,76302216	26868,10643	2438630,54
CO	1432,112	28	51,14685326	19983,61042	1022098,79



H2O	7518,073	18	417,6707169	23318,15177	9739309,167
H2	475,044	2	237,5218955	19293,58017	4582647,733
Total	13458,913				22233513,68

Menghitung panas yang keluar

$$T_{in} = 450 \text{ C} = 723 \text{ K}$$

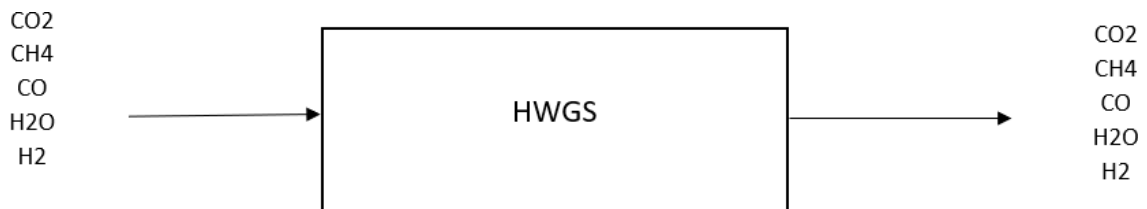
$$T_{out} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

Panas Keluar					
Komponen	F (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	$\int C_p dt$ (KJ/Kmol)	$\Delta H1$ (kJ/jam)
CH4	40,112	16	2,506995652	15219,66601	38155,63652
CO2	3993,573	44	90,76302216	15377,88465	1395743,285
CO	1432,112	28	51,14685326	12391,40678	633781,4643
H2O	7518,073	18	417,6707169	14310,90991	5977248
H2	475,044	2	237,5218955	11955,0597	2839588,441
Total	13458,913				10884516,83

Panas masuk = panas keluar

Energi Input	kJ/jam	Energi Output	kJ/jam
Panas masuk	17852575,51	Panas keluar	13578763,97
		Q pendingin	8654749,71
Total	17852575,51	Total	22233513,68

## 6. High Water Gas Shift



Nilai  $H_f$  pada suhu 298K didapat dari buku Himmelblau appendix F tabel F.1

	Komponen	n (mol)	$\Delta H_f 25$ (kJ/mol)	koef x $\Delta H_f 25$ (kJ)
	CO(g)	28,642	-110,52	-3165,540125
	CH4(g)	1,404	-74,84	-105,0691906
	H2O(g)	30,046	-285,84	-8588,393057
Product	CO2(g)	28,642	-393,51	-11271,00701
	CO(g)	1,404	-110,52	-155,1609693
	H2(g)	32,854	0	0
$\Delta H_{rxn25}$				-23285,17035

Menghitung bahan masuk

T in	C	C6H10O5	450
		C5H8O4	450
		C31H34O11	450
		C	450
		CH4	450
		CO2	450
		CO	450
		H2O(g)	450
		O2	450
		H2	450
Treff			25

Aliran A					
Komponen	F (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	$\int Cp dt$ (KJ/Kmol)	$\Delta H1$ (kJ/jam)
CH4	40,112	16	2,507	15074,54948	38155,63652
CO2	3993,573	44	90,763	15219,66601	1395743,285
CO	1432,112	28	51,147	12391,40678	633781,4643
H2O	7518,073	18	417,671	14310,90991	5977248
H2	475,044	2	237,522	11955,0597	2839588,441
	24934,406				10884516,83

Menghitung bahan keluar

$$T_{out} = 500 \text{ C} = 773 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

Aliran C					
Komponen	F (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	$\int Cp dt$ (KJ/Kmol)	$\Delta H2$ (kJ/jam)
CH4	17,64924939	16	1,103078087	17216,58381	19262,30596
CO2	5253,831439	44	119,40526	17462,3231	2096113,888
CO	669,438924	28	23,908533	13880,30406	331857,7078
H2O	11977,24211	18	665,4023392	16058,97824	10685681,69
H2	540,7517721	2	270,375886	13417,8431	3627861,216
Total	24934,40619			Total	16760776,81

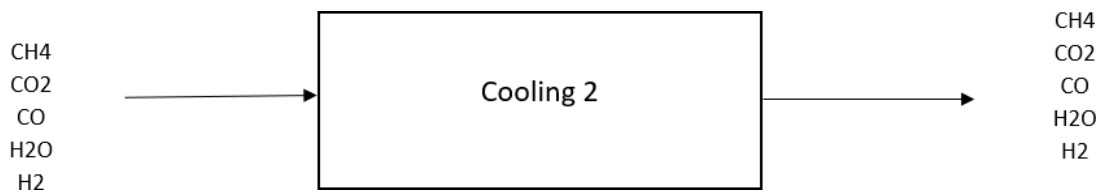
$$\text{Akumulasi (steady state)} = \text{energi masuk} - \text{energi keluar} + \text{generasi} - \text{konsumsi}$$

$$0 = \Delta H1 + Q1 + W1 - \Delta H2 + Q2 + W2 + \Delta H_{product} - \Delta H_{reactant}$$

Energi Input	kJ/jam	Energi Output	kJ/jam
HA	10884516,83	HB	16760776,81
$\Delta H_{rxn25}$	-23285,17035	Q loss	544225,8413
<b>Total</b>	<b>17305002,65</b>	<b>Total</b>	<b>17305002,65</b>

$$Q = 6443770,992$$

## 7. Cooling 2



Menghitung panas masuk

$$T_{in} = 450 \text{ C} = 723 \text{ K}$$

$$T_{out} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

Panas Masuk					
Komponen	F (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	$\int C_p dt$ (KJ/Kmol)	$\Delta H1$ (kJ/jam)
CH4	17,649	16	1,103078087	15219,66601	16788,48007
CO2	5253,831	44	119,40526	15377,88465	1836200,314
CO	669,439	28	23,908533	12391,40678	296260,3579
H2O	11977,242	18	665,4023392	14310,90991	9522512,929
H2	540,752	2	270,375886	11955,0597	3232359,859
Total	18458,913				13422694,31

Menghitung panas keluar

$$T_{in} = 250 \text{ C} = 523 \text{ K}$$

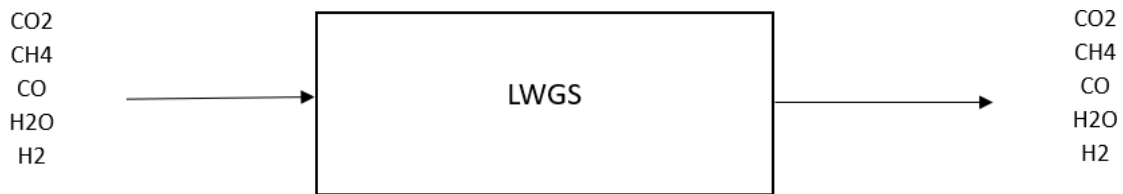
$$T_{out} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

Panas Keluar					
Komponen	F (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	$\int C_p dt$ (KJ/Kmol)	$\Delta H1$ (kJ/jam)
CH4	17,649	16	1,103078087	7482,199203	8253,449984
CO2	5253,831	44	119,40526	7384,542595	881753,2284
CO	669,439	28	23,908533	6539,750998	156355,8526
H2O	11977,242	18	665,4023392	7513,395093	4999430,67
H2	540,752	2	270,375886	6167,875681	1667644,852
Total	18458,913				7713438,054

Panas masuk = panas keluar

Energi Input	kJ/jam	Energi Output	kJ/jam
Panas masuk	14904121,94	Panas keluar	7713438,054
		Q pendingin	7190683,887
Total	14904121,94	Total	14904121,94

## 8. Low Water Gas Shift



Nilai Hf pada suhu 298K didapat dari buku himmelblau appendix F tabel F.1

	Komponen	n (mol)	$\Delta H_f 25$ (kJ/mol)	koef x $\Delta H_f 25$ (kJ)
<b>Reactant</b>	CO(g)	23,430	-110,52	-2589,523646
	H2O(g)	1,081	-74,84	-80,90327675
	CH4(g)	24,511	-285,84	-7006,332535
<b>Product</b>	CO2(g)	23,430	-393,51	-9220,081885
	CO(g)	1,081	-110,52	-119,4739464
	H2(g)	26,673	0	0
$\Delta H_{rxn25}$				-19016,31529

Menghitung bahan masuk

T in	C	CH4	250
		CO2	250
		CO	250
		H2O(g)	250
		O2	250
		H2	250
Treff			25

Aliran A					
Komponen	F (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	$\int C_p dt$ (KJ/Kmol)	$\Delta H1$ (kJ/jam)
CH4	17,649	16	1,103	7482,199203	8253,449984
CO2	5253,831	44	119,405	7384,542595	881753,2284
CO	669,439	28	23,909	6539,750998	156355,8526
H2O	11977,242	18	665,402	7513,395093	4999430,67
H2	540,752	2	270,376	6167,875681	1667644,852
	24934,406				7713438,054

Menghitung bahan keluar

$$T_{out} = 300 \text{ C} = 573 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

Aliran C					
Komponen	F (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	$\int C_p dt$ (KJ/Kmol)	$\Delta H2$ (kJ/jam)

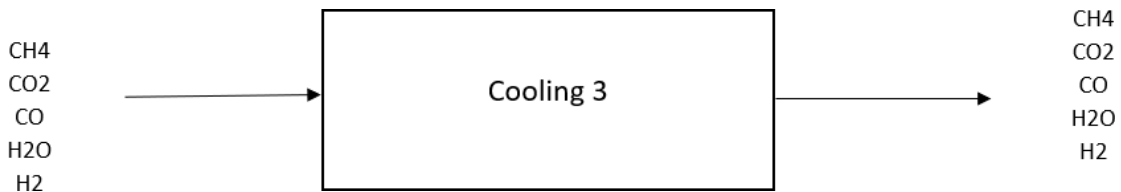
CH4	0,022	16	0,00137884 8	9258,271519	12,76574555
CO2	43,65724119	44	0,99221002 7	9268,181364	9195,982481
CO	43,65724119	28	1,55918718 5	7991,230826	12459,8247
H2O	16536,03729	18	918,668738 2	9190,068153	8442628,314
H2	594,0985959	2	297,049298	7599,986424	7763378,682
	24934,40619				12027266,92

Panas masuk = panas keluar

Energi Input	kJ/jam	Energi Output	kJ/jam
HA	7713438,054	HB	10721867,52
$\Delta H_{rxn25}$	-19016,31529	Q loss	385671,9027
<b>Total</b>	<b>11107539,42</b>	<b>Total</b>	<b>11107539,42</b>

Q 3413117,683

### 9. Cooling 3



Menghitung panas masuk

$$T_{in} = 250 \text{ C} = 523 \text{ K}$$

$$T_{out} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

Panas Masuk					
Komponen	F (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	$\int C_p dt$ (KJ/Kmol)	$\Delta H1$ (kJ/jam)
CH4	0,022	16	0,001378848	7482,199203	10,31681248
CO2	6284,767	44	142,8356223	7384,542595	1054775,737
CO	43,657	28	1,559187185	6539,750998	10196,69595
H2O	16536,037	18	918,6687382	7513,395093	6902321,189
H2	594,099	2	297,049298	6167,875681	1832163,141
Total	23458,583				9799467,08

Menghitung panas keluar

$$T_{in} = 75 \text{ C} = 348 \text{ K}$$

$$T_{out} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

Panas Keluar					
Komponen	F (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	$\int C_p dt$ (KJ/Kmol)	$\Delta H1$ (kJ/jam)

CH4	0,022	16	0,001378848	1672,008872	2,305445435
CO2	6284,767	44	142,8356223	1475,020511	210685,4726
CO	43,657	28	1,559187185	1463,979733	2282,618439
H2O	16536,037	18	918,6687382	1679,515759	1542918,623
H2	594,099	2	297,049298	1315,419746	390744,512
	23458,583				2146633,531

Panas masuk = panas keluar

<b>Energi Input</b>	<b>kJ/jam</b>	<b>Energi Output</b>	<b>kJ/jam</b>
Panas masuk	9799467,08	Panas keluar	2146633,531
		Q pendingin	7652833,549
Total	9799467,08	Total	9799467,08

## **BAB 5**

### **SPEKIFIKASI PERALATAN**

#### **1. Gasifier**

Bahan silinder	: High alloy steel SA 240 Grade M Tipe 316
Bahan tutup reaktor	: Standard Dishead Head
Panjang vessel	: 184,4927 in / 4,686125 m
Tinggi reaktor	: 237,6598 in / 6,036558 m
Ukuran silinder	
Diameter luar	: 132 in / 3,3528 m
Diameter dalam	: 120,0966 in / 3,050453 m
Ketebalan vessel	: 5,951711 in / 0,151173
Ukuran tinggi tutup atas	: 26,58352 in / 0,675221 m
Ukuran tinggi tutup bawah	: 26,58352 in / 0,675221 m

#### **2. High Water Gas Shift Reactor**

Volume reaktor safety (Vs)	: 381,47 m <sup>3</sup>
Diameter reaktor	: 6,423618 m
Tinggi silinder reaktor	: 9,635428 m
Tinggi tutup reaktor	: 1,605905 m
Tinggi total reaktor	: 12,84724 m
Tekanan operasi	: 30 atm

#### **3. Low Water Gas Shift Reactor**

Tekanan operasi	: 30 atm
Volume reaktor safety	: 275,9677 m <sup>3</sup>
Diameter reaktor	: 5,766501 m
Diameter silinder reaktor	: 8,649751 m
Tinggi tutup reaktor	: 1,441625 m
Tinggi total reaktor	: 11,533 m

#### **4. Pressure Swing Adsorption**

Diameter kolom	: 1,167517321 m / 45,96516 in
Tinggi kolom	: 3,502552 m
Tebal dinding	: 5,01897 in
Diameter luar	: 56,00309699 in
Diameter dalam	: 49,96205993 in / 1,269039 m
Volume tutup atas	: 0,173104427 m <sup>3</sup>
Volume tutup bawah	: 0,173104427
Volume silinder	: 1,264210809
Panjang Vessel	: 2,690714214 m
Tinggi reaktor	: 130,8414 in / 3,323372 m

## 5. Cyclone

T out Produk	: 50°C
T in Udara	: 150°C
T out Udara	: 70°C
Tekanan	: 1 psi
Kebutuhan Udara	: 1632,10
Volume	: 14,5291 m <sup>3</sup>
Diameter	: 5,393198 ft
Tinggi Silinder	: 21,57279 ft
Tinggi Head	: 25,94068 ft

## 6. Bucket Elevator

Ukuran Bucket	: (6x4x4 <sup>1/2</sup> ) in
Kapasitas	: 5,8378 Ton / jam
Kecepatan Bucket	: 93,8207 ft/min
Daya Motor	: 1 hp
Tinggi Bucket	: 8 m
Bahan Konstruksi	: Malleable Iron

## 7. Heat Exchanger

ID Shell	: 25 in
OD	: 1 <sup>1/2</sup> in
Pitch	: 1 7/8 Square
Jumlah Tube	: 94
Tube Pass	: 1
BWG	: 16
Flow Area(ai)	: 1,47 in <sup>2</sup>
Surface(a'')	: 0,3587 ft <sup>2</sup>
L	: 12 ft
C' (PT-OD)	: 0,375 in
Inside Diameter	: 1,37 in

## 8. Tangki

Nama Alat	Tangki Penyimpanan Produk	Tangki Penyimpanan Produk Samping
Jenis	Spherical Tank	Spherical Tank
Fase	Gas	Gas
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-299</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Spesifikasi	Volume: 30.779 m <sup>2</sup>	Volume: 4.797 m <sup>2</sup>
	Diameter Tangki: 38,87 m	Diameter Tangki: 20,9 m
	Tinggi Tangki: 38,87 m	Tinggi Tangki: 20,9 m
	Tebal Shell: 0,27 m	Tebal Shell: 0,076 m
Jumlah	1	1



### 9. Ball Mill

Jumlah	: 1 Buah
Rate Masuk	: 7575,7576 kg/jam
Diameter	: 7 ft
Panjang	: 5 ft
Kecepatan Putar	: 11,9909 rpm
Ukuran Bola	: 1 in
Berat Bola	: 7851,3027 kg
Daya	: 13 hp

### 10. Boiler

Jenis	: <i>Water Tube Boiler</i>
Steam	: 35.326,5128 kg/jam
Jumlah	1

### 11. Kompresor

Jenis	: Sentrifugal
Jumlah Stage	1
Power	: 7,5171 hp

### 12. Gas Dehydration Unit

Diameter kolom luar	: 54 in
Diameter kolom dalam	: 53,6250 in
Panjang vessel	: 309,2375 in
Diameter packing	: 2 in
Panjang packing	: 4 in
Tinggi tutup atas/bawah	: 3/16 in
Tebal tutup atas/bawah	: 9,062625
Tebal kolom	: 3/16 in
Tinggi kolom	: 327,36271 in

## GASIFIKASI

### A Menghitung Volume Reaktor

Feed Rate =	360000	kg/day		
	15000	kg/hr		
	33075	lb/kg		
Densitas Kayu =	1,28	gr/cm <sup>3</sup>		
	36,24576	kg/ft <sup>3</sup>		
Volume kayu =	413,8415	ft <sup>3</sup>		

Lalu direncanakan kayu mengisi 30% dari total volume reaktor, sehingga

V kayu =	0,3 x Vtotal			
V Total =	1379,472	ft <sup>3</sup>		
=	39,03905	m <sup>3</sup>		

### B Menentukan dimensi vessel

diasumsikan panjang vessel (Ls) = 1,5 x diameter vessel

V total	=	V tutupatas + V silinder + V tutup bawah		
V tutup atas	=	0,0847 x dv <sup>3</sup>		
V silinder	=	(3,14/4)xdi <sup>2</sup> xtinggi reaktor		
V tutup bawah	=	0,0847 x dv <sup>3</sup>		

V total	=	V tutupatas + V silinder + V tutup bawah		
39,03904898	=	1,3469 di <sup>3</sup>		
di <sup>3</sup>	=	28,98437076 m <sup>3</sup>		
di	=	3,071764796 m		
	=	108,5429256 inc		

### C Menentukan tebal silinder (ts)

perencanaan bahan konstruksi

Bahan	High alloy steel SA 240 Grade M tipe 316			
Allowable stress (f)	16500 psi			appendix D brownell halaman 335
Faktor korosi (C)	0,13			tabel 6 timmerhaus halaman 542
Tipe pengelasan	Double welded butt			
(E)	0,8 joint			tabel 13.2 brownell halaman 254
Tekanan operasi	100 atm			

Tekanan design                      30 atm

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

440,88 psi

ts                                              0,151174 m

5,951711 inc  
diameter luar (do) =  $dv+2 \times ts$   
do = 3,374112 m 22,1785  
132,8388 inc  
berdasarkan tabel 5.7 halaman 90 brownell and young books, standarisasi do = 108  
do = 132 inc  
di = 120,0966 inc  
3,050459 m

**D**

Menghitung panjang vessel  
(Ls)

V total = V tutupatas + V silinder + V tutup bawah  
V tutup atas =  $0,0847 \times di^3 = 2,404247$   
V silinder =  $3,14/4 \times di^2 \times Ls = 7,304661 \text{ Ls}$   
V tutup bawah =  $0,0847 \times di^3 = 2,404247$

39,03904898 =  $2,55518+7,60726Ls+2,55518$   
Ls =  $4,686124768 \text{ m} = 184,4927 \text{ in}$   
perbandingan tinggi reaktor dengan diameter dalam  
Ls/Di =  $1,536203069$

**E**

Menentukan dimensi tutup

jenis tutup yang digunakan adalah standard dished karena jenis ini cocok untuk reaksi bertekanan rendah dengan diameter kecil, harganya juga murah

dari buku brownell and young didapatkan

r = 120 in = 3,048 m  
icr = 8,25 in = 0,20955 m  
sf = 4,5 in = 0,1143 m

**F**

Tebal tutup atas dan bawah  
(th)

dari buku brownell and young hal 258

$$t = \frac{0.885pr_c}{fE - 0.1p} \quad 1,999734$$

Th = 1,103716 in

**G**

Tinggi tutup atas dan bawah (OA)

a = 60,04829 in  
AB = 51,79829 in  
BC = 111,75 in

AC = 99,0202 in  
 b = 20,9798 in  
 OA = 26,58352 in = 0,675221

**H** Menentukan tinggi reaktor  
 $H = L_s + 2OA$   
 H = 237,6598 in = 6,036558 m

**Kesimpulan design reaktor**

	<b>Bahan</b>		
	silinder	High alloy steel SA 240 Grade M Tipe 316	
	tutup	Standard Dished Head	
	panjang vessel	184,4927 in =	4,686125 m
	tinggi reaktor	237,6598 in =	6,036558 m
	<b>Ukuran silinder</b>		
d luar =	Do =	132 in =	3,3528 m
d dalam =	Di =	120,0966 in =	3,050453 m
Ketebalan =	Ts =	5,951711 in =	0,151173 m
	<b>Ukuran tutup =</b>		
tinggi tutup			
atas =	Tha =	26,58352 in =	0,675221 m
Bawah =	Thb =	26,58352 in =	0,675221 m

**I** Perhitungan Fuel Consumption Rate (FRC)  
 $FRC = \frac{\text{Berat kayu}}{\text{waktu operasi}}$   
 FRC = 5000 kg/hr  
 Berat kayu = 100000 kg  
 waktu operasi = 20 hr

**J** Perhitungan specific gasification rate  
 $SGR = \frac{\text{Berat feed}}{(\text{luas reaktor} \times \text{operating time})}$   
 konsumsi biomassa = 100000 kg/jam  
 luas reaktor = 49,33455 m<sup>2</sup>  
 waktu operasi = 20  
 $SGR = 2026,977 \text{ kg/m}^2.\text{hr}$   
 D = 50,81473 m  
 D = 1,769956 m  
 H = 127,0368

**K** Perhitungan Waktu Gasifikasi  

$$T = \frac{\rho \times V_r}{\text{Fuel Consumption Rate (FRC)}}$$

densitas kayu = 0,2 gr/cm<sup>3</sup> = 200 kg/m<sup>3</sup>  
 Volume reaktor = 39,03905 m<sup>3</sup>  
 T = 1,561562 Jam

Temp tinggi  
WATER GAS SHIFT REACTOR

Komponen	Kmol	Kg	BM	Densitas
CH4	9,451388	151,2222	16	0,657
CO2	128,3248	5646,292	44	1,98
CO	192,826	5399,129	28	1,14
H2O	113,8889	2050	18	0,756182
H2	609,4695	1218,939	2	0,08988
Total		14465,58	108	

A

Tekanan = 30 atm  
 Temperature = 450 C = 723,15 K  
 Konversi = 1 = 67%  
 Temperature Feed = 2 = 75%  
 Percepatan gravitasi = 9,81 m/s<sup>2</sup>  
 Tetapan gas (R) = 0,08205 L.atm/mol.K  
 = 8,134 j/mol.K  
 Densitas gas = 54,60571 kg/m<sup>3</sup>

$$Q_f = \frac{M_{fr}}{\rho_c}$$

Q = 264,9097 m<sup>3</sup>/jam  
 Waktu reaksi = 36 menit  
 = 0,6 jam

$$V_r = \tau \times 2Q$$

V<sub>r</sub> = 317,8916 m<sup>3</sup>

Volume reaktor safety

$$V_s = (1+0,2) V_r$$

V<sub>s</sub> = 381,47 m<sup>3</sup>

Diameter reaktor

$$D_r = \left[ \frac{V_s}{1,4392} \right]^{1/3}$$

D<sub>r</sub> = 6,423618 m

Tinggi silinder reaktor

$$H_s = \frac{3}{2} D_r$$

$$H_s = 9,635428 \text{ m}$$

tinggi  
tutup

Tinggi elipsoidal reaktor

$$H_e = \frac{1}{4} D_r$$

$$H_e = 1,605905 \text{ m}$$

Tinggi total reaktor

$$H_r = H_s + 2(H_e)$$

$$H_r = 12,84724 \text{ m}$$

### Temp rendah WATER GAS SHIFT REACTOR

Komponen	Kmol	Kg	BM	Densitas
CH <sub>4</sub>	9,451388	151,2222	16	0,657
CO <sub>2</sub>	128,3248	5646,292	44	1,98
CO	192,826	5399,129	28	1,14
H <sub>2</sub> O	113,8889	2050	18	0,756182
H <sub>2</sub>	609,4695	1218,939	2	0,08988
Total		14465,58	108	

Tekanan = 30 atm  
 Temperature = 250 C = 523,15 K  
 Konversi = 1 67%  
                   2 75%

Percepatan  
 gravitasi = 9,81 m/s<sup>2</sup>  
 Tetapan gas (R) = 0,08205 L.atm/mol.K  
                           8,134 j/mol.K  
 Densitas gas = 75,48144 kg/m<sup>3</sup>

$$Q_f = \frac{M_{fr}}{\rho_c}$$

Q = 191,6442 m<sup>3</sup>/jam  
 Waktu reaksi = 36 menit  
                   = 0,6 jam

$$V_r = \tau \times 2Q$$

$$V_r = 229,9731 \text{ m}^3$$

Volume reaktor safety

$$V_s = (1+0,2) V_r$$

$$V_s = 275,9677 \text{ m}^3$$

Diameter reaktor

$$D_r = \left[ \frac{V_s}{1,4392} \right]^{1/3}$$

$$D_r = 5,766501 \text{ m}$$

Tinggi silinder reaktor

$$H_s = 3/2 D_r$$

$$H_s = 8,649751 \text{ m}$$

Tinggi elipsoidal reaktor

$$H_e = 1/4 D_r$$

$$H_e = 1,441625 \text{ m}$$

Tinggi total reaktor

$$H_r = H_s + 2(H_e)$$

$$H_r = 11,533 \text{ m}$$

## PRESSURE SWING ADSORPTION

### A Menghitung kebutuhan adsorben per kolom PSA

Adsorben	Zeolite	
bulk density zeolite	650	kg/m <sup>3</sup>
Kapasitas adsorpsi	3842,3	lb/ton H <sub>2</sub>
Jumlah adsorben	1299,251	kg
safety factor	25%	
adsorben yang dibutuhkan	1624,064	kg
adsorben yang dibutuhkan per kolom	812,0318	kg

### B Menghitung ukuran adsorber

Volume adsorben per kolom	1,24928	m <sup>3</sup>
---------------------------	---------	----------------

C Volume total 3,747839 m<sup>3</sup>  
**Menghitung dimensi reaktor**

Volume silinder

$$V = \frac{\pi}{4} x D^2 x H$$

Diameter kolom

$$D = \sqrt[3]{\frac{4}{3\pi} x V}$$

D = 1,167517 m = 45,96516 in  
 H = 3,502552 m =

**D Menghitung tebal dinding PSA**

$$t = \frac{P \cdot (R_{in} + C \cdot A)}{SE - 0.6P} + C \cdot A$$

Corrosion factor (C) 0,13 inc  
 P operasi 7 bar

P Design 101,528 psig  
 126,91 psig

Temperature 102  
 Allowable stress (f) 18750  
 Tipe pengelasan € 0,8

ts 0,127482 m 0,1875  
 5,01897 inc  
 diameter luar (do) =  $d_v + 2 \times t_s$   
 do 1,422482 m 11,95464  
 56,0031 inc

berdasarkan tabel 5.7 halaman 90 brownell and young books, standarisasi do = 108

do 60 inc  
 di 49,96206 inc  
 1,269039 m

Menghitung panjang vessel (Ls) in  
 V total = V tutupatas + V silinder + V tutup bawah  
 0,0847 x  
 V tutup atas =  $\frac{d_i^3}{3,14/4} \times 0,173104$   
 V silinder =  $\frac{d_i^2}{4} \times L_s \times 1,264211$  Ls



$$V \text{ tutup bawah} = 0,0847 \times \frac{\pi}{4} d_i^3 = 0,173104$$

$$3,747838846 = 2,55518 + 7,60726L_s + 2,55518L_s$$

$$L_s = 2,690714 \text{ m}$$

perbandingan tinggi reaktor dengan diameter dalam

$$L_s/D_i = 2,120277$$

Menentukan dimensi tutup

jenis tutup yang digunakan adalah standard dished karena jenis ini cocok untuk reaksi bertekanan rendah dengan diameter kecil, harganya juga murah

dari buku brownell and young didapatkan

$$r = 60 \text{ in} = 1,524 \text{ m}$$

$$i_{cr} = 3,625 \text{ in} = 0,092075 \text{ m}$$

$$s_f = 4,5 \text{ in} = 0,1143 \text{ m}$$

Tebal tutup atas dan bawah (th)

dari buku brownell and young hal 258

$$t = \frac{0.885 p r_c}{f E - 0.1 p} = 1,999734$$

$$Th = 0,127378 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas dan bawah (OA)

$$a = 24,98103 \text{ in}$$

$$AB = 21,35603 \text{ in}$$

$$BC = 56,375 \text{ in}$$

$$AC = 52,17337 \text{ in}$$

$$b = 7,826629 \text{ in}$$

$$OA = 12,45401 \text{ in} = 0,316332$$

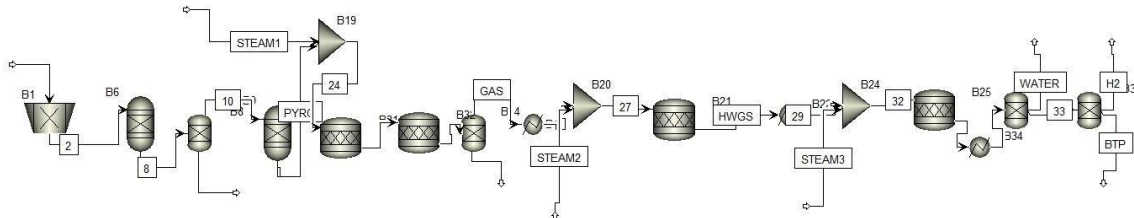
Menentukan tinggi raktor

$$H = L_s + 2OA$$

$$H = 130,8414 \text{ in} = 3,323372 \text{ m}$$

# BAB 6 SIMULASI ASPEN

## 6.1 Main Flow Sheet



### 6.1.1 Penentuan Komponen

Select components

Component ID	Type	Component name	Alias	CAS number
BIOMASS	Nonconventional			
ASH	Nonconventional			
C	Solid	CARBON-GRAPHITE	C	7440-44-0
CO	Conventional	CARBON-MONOXIDE	CO	630-08-0
CO2	Conventional	CARBON-DIOXIDE	CO2	124-38-9
CL2	Conventional	CHLORINE	CL2	7782-50-5
S	Conventional	SULFUR	S	7704-34-9
N2	Conventional	NITROGEN	N2	7727-37-9
H2	Conventional	HYDROGEN	H2	1333-74-0
CH4	Conventional	METHANE	CH4	74-82-8
H2O	Conventional	WATER	H2O	7732-18-5

Buttons: Find, Elec Wizard, SFE Assistant, User Defined, Reorder, Review

### 6.1.2 Penentuan Model

Methods × +

Global | Flowsheet Sections | Referenced | Comments

Property methods & options

Method filter: COMMON

Base method: PENG-ROB

Henry components: [Empty]

Petroleum calculation options

Free-water method: STEAM-TA

Water solubility: 3

Electrolyte calculation options

Chemistry ID: [Empty]

Use true components

Method name: PENG-ROB [Methods Assistant...]

Modify

EOS: ESPRSTD

Data set: 1

Liquid gamma: [Empty]

Data set: [Empty]

Liquid molar enthalpy: HLMX106

Liquid molar volume: VLMX20

Heat of mixing

Poynting correction

Use liquid reference state enthalpy

## 6.2 Rangkaian Proses

Methods - NC Props +

Property Methods | Comments

Component: **BIOMASS**

Property models for nonconventional components

Model name	Option codes									
Enthalpy	<b>HCOALGEN</b>	1	1	1	1					
Density	<b>DCOALIGT</b>									

Required component attributes

**PROXANAL**   **ULTANAL**   **SULFANAL**

Global | Description | Accounting | Diagnostics | Comments

Title:

Global unit set: **METCBAR**

Global settings:

- Input mode: **STEADY-STATE**
- Stream class: **MIXNCPSD**
- Flow basis: **Mole**
- Ambient pressure: **1,01325 bar**
- Ambient temp.: **10 C**
- Valid phases:
- Free water: **No**
- Operational year: **8766 hr**

Specifications | Streams | **Yield** | Flash Options | PSD | Comp. Attr. | Comp. Mapping | Utility | Comments

Operating conditions

Flash Type: **Temperature** | **Pressure**

Temperature: **200 C**

Temperature change:  C

Pressure: **1 bar**

Duty:  cal/sec

Vapor fraction:

Valid phases: **Vapor-Liquid**

Specifications | Streams | **Yield** | Flash Options | PSD | Comp. Attr. | Comp. Mapping | Utility | Comments

Operating conditions

Flash Type: **Temperature** | **Pressure**

Temperature: **600** | **C**

Temperature change: | **C**

Pressure: **1** | **bar**

Duty: | **cal/sec**

Vapor fraction: |

Valid phases: **Vapor-Liquid**

Specifications | Streams | **Yield** | Flash Options | PSD | Comp. Attr. | Comp. Mapping | Utility | Comments

Yield specification

Yield options: **Component yields**

Component yields

Component	Basis	Basis Yield
<b>H2O</b>	<b>Mass</b>	<b>0,346807</b>
<b>CH4</b>	<b>Mass</b>	<b>0,100824</b>
<b>CO</b>	<b>Mass</b>	<b>0,283604</b>
<b>C</b>	<b>Mass</b>	<b>0,238765</b>
<b>ASH</b>	<b>Mass</b>	<b>0,03</b>

Specifications | Streams | **Reactions** | Combustion | Heat of Reaction | Selectivity | PSD | Component Attr. | Utility | Comments

Operating conditions

Flash Type: **Temperature** | **Pressure**

Temperature: **800** | **C**

Pressure: **1** | **bar**

Duty: | **cal/sec**

Vapor fraction: |

Valid phases: **Vapor-Liquid**

Specifications | Streams | **Reactions** | Combustion | Heat of Reaction | Selectivity | PSD | Component Attr. | Utility | Comments

Reactions

Rxn No.	Specification type	Molar extent	Units	Fractional conversion	Fractional Conversion of Component	Stoichiometry
1	<i>Frac. conversion</i>		kmol/hr	<b>0,5</b>	<b>C</b>	C + 2 H2O --> CO2(MIXED) + 2 H2(MIXED)
2	<i>Frac. conversion</i>		kmol/hr	<b>0,5</b>	<b>CH4</b>	CH4 + H2O --> CO(MIXED) + 3 H2(MIXED)
3	<i>Frac. conversion</i>		kmol/hr	<b>0,5</b>	<b>CO</b>	CO + H2O --> CO2(MIXED) + H2(MIXED)

New Edit Delete Copy Paste

Reactions occur in series

Specifications | Streams | Reactions | Combustion | Heat of Reaction | Selectivity | PSD | Component Attr. | Utility | Comments

Operating conditions

Flash Type: Temperature Pressure

Temperature: 1000 C

Pressure: 1 bar

Duty: cal/sec

Vapor fraction:

Valid phases: Vapor-Liquid

Specifications | Streams | Reactions | Combustion | Heat of Reaction | Selectivity | PSD | Component Attr. | Utility | Comments

Reactions

Rxn No.	Specification type	Molar extent	Units	Fractional conversion	Fractional Conversion of Component	Stoichiometry
1	Frac. conversion		kmol/hr	1	C	C + H2O --> CO(MIXED) + H2(MIXED)
2	Frac. conversion		kmol/hr	1	CH4	CH4 + H2O --> CO(MIXED) + 3 H2(MIXED)
3	Frac. conversion		kmol/hr	1	CO	CO + H2O --> CO2(MIXED) + H2(MIXED)
5	Frac. conversion		kmol/hr	1	C	C + 2 H2 --> CH4(MIXED)

New Edit Delete Copy Paste

Reactions occur in series

Specifications | Feed Flash | Outlet Flash | Utility | Comments

Outlet stream conditions

Outlet stream: ASH

Substream: NCPSD

Component ID	Specification	Basis	Value	Units
BIOMASS	Split fraction			
ASH	Split fraction		1	

Specifications | Streams | Reactions | Combustion | Heat of Reaction | Selectivity | PSD | Component Attr. | Utility | Comments

Operating conditions

Flash Type: Temperature Pressure

Temperature: 450 C

Pressure: 1 bar

Duty: cal/sec

Vapor fraction:

Valid phases: Vapor-Liquid

Specifications Streams Reactions Combustion Heat of Reaction Selectivity PSD Component Attr. Utility Comments

Reactions

Rxn No.	Specification type	Molar extent	Units	Fractional conversion	Fractional Conversion of Component	Stoichiometry
1	Frac. conversion		kmol/hr	0,56	CO	CO + H2O --> CO2(MIXED) + H2(MIXED)
2	Frac. conversion		kmol/hr	0,56	CH4	CH4 + H2O --> CO(MIXED) + 3 H2(MIXED)

New Edit Delete Copy Paste

Reactions occur in series

Specifications Streams Reactions Combustion Heat of Reaction Selectivity PSD Component Attr. Utility Comments

Operating conditions

Flash Type **Temperature** **Pressure**

Temperature  **C**

Pressure  **bar**

Duty  cal/sec

Vapor fraction

Valid phases

**Vapor-Liquid**

Specifications Streams Reactions Combustion Heat of Reaction Selectivity PSD Component Attr. Utility Comments

Reactions

Rxn No.	Specification type	Molar extent	Units	Fractional conversion	Fractional Conversion of Component	Stoichiometry
1	Frac. conversion		kmol/hr	1	CO	CO + H2O --> CO2(MIXED) + H2(MIXED)
2	Frac. conversion		kmol/hr	1	CH4	CH4 + H2O --> CO(MIXED) + 3 H2(MIXED)

New Edit Delete Copy Paste

Reactions occur in series

Specifications Feed Flash Outlet Flash Utility Comments

Outlet stream conditions

Outlet stream **WATER**

Substream **MIXED**

Component ID	Specification	Basis	Value	Units
C	Split fraction			
CO	Split fraction			
CO2	Split fraction			
CL2	Split fraction			
S	Split fraction			
N2	Split fraction			
H2	Split fraction			
CH4	Split fraction			
H2O	<b>Split fraction</b>		<b>1</b>	

Specifications | Feed Flash | Outlet Flash | Utility | Comments

Outlet stream conditions

Outlet stream: **H2**

Substream: **MIXED**

Component ID	Specification	Basis	Value	Units
> C	Split fraction			
> CO	Split fraction			
> CO2	Split fraction			
> CL2	Split fraction			
> S	Split fraction			
> N2	Split fraction			
> H2	<b>Split fraction</b>		<b>1</b>	
> CH4	Split fraction			
> H2O	Split fraction			

Specifications | Grindability | Selection Function | Breakage Function | Utility | Comments

Outlet PSD calculation method:

Select equipment

Determine outlet PSD from comminution power and a distribution function

Specify outlet PSD

Operating parameters

Crusher type: **Gyratory**

Selection function: **US Bureau of Mines**

Breakage function: **US Bureau of Mines**

Distribution function: Rosin Rammler Sperling Bennet

Selection function parameters

Operating mode: **Primary**

Breakage function parameters

Maximum particle diameter: **10 mm**

Power specification: kW

Specific power: kWhr/ton

Ratio of cut-off size to solids outlet diameter: **1,7**

Specifications Grindability Selection Function Breakage Function Utility Comments

Outlet PSD calculation method:

- Select equipment
- Determine outlet PSD from comminution power and a distribution function
- Specify outlet PSD

Operating parameters

Crusher type: Gyrotory

Selection function: US Bureau of Mines

Breakage function: US Bureau of Mines

Distribution function: Rosin Rammler Sperlign Bennet

Selection function parameters

Operating mode: Primary

Breakage function parameters

- Maximum particle diameter: 10 mm
- Power specification: kW
- Specific power: kWhr/ton

Ratio of cut-off size to solids outlet diameter: 1,7

### 6.3 Hasil Simulasi

Material	Work	Vol.% Curves	Wt.% Curves	Petroleum	Polymers	Solids						
		Units		PYRO	OXI	RED	HWGS	LWGS	H2			
<b>Mass Flows</b>		<b>kg/hr</b>		<b>14226,8</b>	<b>24226,8</b>	<b>24226,8</b>	<b>25800</b>	<b>27800</b>	<b>2151,58</b>			
	BIOMASS	kg/hr		0	0	0	0	0	0			
	ASH	kg/hr		426,804	426,804	426,804	0	0	0			
	C	kg/hr		3396,86	1698,43	0	0	0	0			
	CO	kg/hr		4034,78	2643,5	1667,52	733,709	0	0			
	CO2	kg/hr		0	10376,7	20100,9	21568,1	22720,9	0			
	CL2	kg/hr		0	0	0	0	0	0			
	S	kg/hr		0	0	0	0	0	0			
	N2	kg/hr		0	0	0	0	0	0			
	H2	kg/hr		0	1030,73	2031,57	2098,77	2151,58	2151,58			
	CH4	kg/hr		1434,4	717,199	0	0	0	0			
	H2O	kg/hr		4933,96	7333,43	0	1399,41	2927,51	0			



## **BAB 7**

### **ANALISA EKONOMI**

Pada perancangan pabrik hidrogen ini dilakukan evaluasi atau penilaian investasi dengan maksud untuk mengetahui perancangan pabrik menguntungkan atau tidak. Komponen penting dari perancangan ini adalah estimasi harga alat-alat, karena harga ini dipakai sebagai dasar estimasi analisa ekonomi. Analisa ekonomi berfungsi mendapatkan perkiraan kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan model investasi, perolehan besarnya laba, lamanya modal investasi dapat dikembalikan, terjadinya titik impas dan pabrik menguntungkan atau tidak jika didirikan.

Pada perancangan pabrik ini, kelayakan investasi modal dalam sebuah pabrik dapat diperkirakan dan dianalisa melalui *Percent Return on Investment* (%ROI), *Pay Out Time* (POT), *Break Even Point* (BEP), *Net Present Value* (NPV) dan *Internal Rate of Return* (IRR). ROI adalah rasio keuntungan tahunan dengan mengukur kemampuan perusahaan dalam mengembalikan modal investasi. ROI berfungsi membandingkan besarnya laba rata-rata terhadap *Fixed Capital Investment*. POT adalah jumlah tahun yang diperlukan untuk pengembalian FCI berdasarkan perolehan profit. BEP adalah titik impas besarnya kapasitas produksi yang dapat menutupi biaya keseluruhan ketika pabrik tidak mendapatkan keuntungan namun tidak menderita kerugian. DCF adalah suku bunga yang diperoleh ketika seluruh modal digunakan semuanya pada proses produksi. DCF suatu pabrik dinilai menguntungkan jika melebihi satu setengah kali bunga pinjaman bank. Peninjauan faktor-faktor diatas perlu dilakukan penafsiran yaitu penafsiran modal industri atau TCI. TCI merupakan banyaknya pengeluaran pada fasilitas produktif meliputi FCI dan WCI. FCI adalah investasi yang digunakan untuk pendirian fasilitas produksi dan pembantunya. WCI adalah bagian yang diperlukan ketika menjalankan usaha atau modal dalam operasi pabrik selama waktu tertentu dalam harga lancar.

Biaya produksi total terdiri dari biaya pengeluaran (*Manufacturing Cost*) dan biaya pengeluaran umum (*General Expense*). Biaya pengeluaran adalah total biaya langsung (*Direct Manufacturing Cost*), biaya tidak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*), dan biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*) yang terkait dengan produk. Biaya langsung adalah biaya yang dikeluarkan secara langsung dalam proses pembuatan produk, sedangkan biaya tidak langsung adalah biaya yang timbul sebagai akibat dari pengeluaran yang tidak berkaitan langsung dengan produksi. Biaya tetap produksi (*Fixed Manufacturing Cost*) adalah biaya yang terkait dengan modal tetap dan pengeluaran yang berkaitan dengan modal tetap tersebut, di mana nilainya tidak berubah seiring waktu atau tingkat produksi. Sedangkan biaya pengeluaran umum (*General Expense*) adalah biaya yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi, tetapi berkaitan dengan kegiatan operasional perusahaan secara keseluruhan.

#### **6.1 Penaksiran Harga Peralatan**

Harga peralatan proses untuk setiap alat dipengaruhi oleh kondisi ekonomi saat ini. Karena sulit untuk mengetahui harga pasti setiap tahun, diperlukan metode untuk memperkirakan harga alat berdasarkan data peralatan serupa dari tahun-tahun sebelumnya. Harga peralatan proses pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari [http:// www.matche.com](http://www.matche.com) yang memberikan harga dari Gulf Coast USA. Untuk harga peralatan lengkap dapat dilihat dari **Tabel 6.1**

**Tabel 6.1** Harga Peralatan Proses

No	Kode	Nama Alat	Qty	Harga (US\$/unit)	Harga (US\$/Unit)
				2014	2022
1	J-112	<i>Bucket Elevator</i>	2	\$16.000	\$33.477
2	C-111	<i>Wood Crusher</i>	1	\$24.500	\$25.630
3	R-110	<i>Gasification Reactor</i>	1	\$650.000	\$679.993
4	H-120	<i>Cyclone</i>	1	\$4.200,00	\$4.200
5	R-130	<i>Water Gas Shift Reactor</i>	2	\$225.000	\$470.764
6	E-115	<i>Acid Syngas Cooler</i>	3	\$180.000	\$564.917
7	G-118	<i>Acid Syngas Compressor</i>	1	\$77.300	\$80.867
8	H-150	<i>Acid Syngas Flash Separator</i>	1	\$16.500	\$17.261
9	F-119	<i>Spherical Tank</i>	2	\$19.200	\$40.172
10	H-160	<i>Pressure Swing Adsorption</i>	1	\$222.240	\$232.495
<b>Total</b>			<b>15</b>	<b>\$2.149.775</b>	

## 6.2 Perhitungan Internal Rate of Return (IRR)

Hasil perhitungan didalam analisa ekonomi ini salah satunya meliputi Internal Rate of Return (IRR). Internal Rate of Return adalah tingkat pengembalian (diskonto) yang menghasilkan Net Present Value (NPV) sama dengan nol dari serangkaian arus kas (positif maupun negatif) pada suatu proyek atau investasi. Sederhananya, IRR adalah tingkat bunga yang membuat total nilai sekarang dari arus kas masuk sama dengan total nilai sekarang dari arus kas keluar.

Dengan perhitungan sebagai berikut:

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} = \text{total modal akhir masa konstruksi}$$

Dimana : n = tahun

CF = *cash flow* pada tahun ke-n

Dari perhitungan diperoleh nilai IRR sebesar 25.00%

### A. Sensitivitas Harga Bahan Baku Terhadap IRR

**Tabel 6.2** Sensitivitas Harga Bahan Baku Terhadap IRR

Variasi	Harga bahan baku	IRR
-20%	\$ 3.973.508	32,35%
-10%	\$ 4.470.197	30,55%
0%	\$ 4.966.885	28,69%
10%	\$ 5.463.574	26,75%
20%	\$ 5.960.262	24,73%

### B. Sensitivitas Harga Pendirian Pabrik (TCI) Terhadap IRR

**Tabel 6.3** Sensitivitas Harga Pendirian Pabrik (TCI) Terhadap IRR

Variasi	TCI	IRR
---------	-----	-----

-20%	\$	42.983.407	37,11%
-10%	\$	48.356.333	32,47%
0%	\$	53.729.259	28,69%
10%	\$	59.102.185	25,52%
20%	\$	64.475.111	22,83%

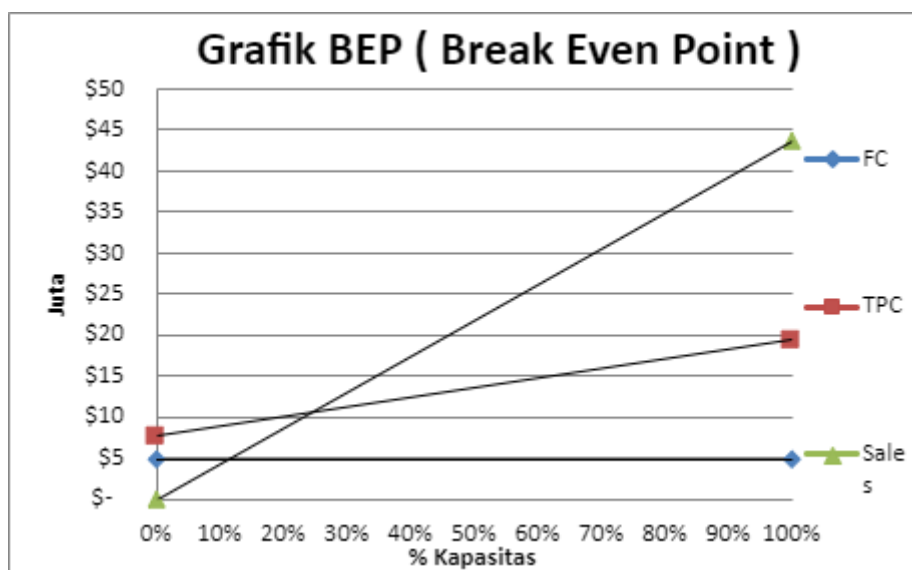
### C. Sensitivitas Harga Penjualan Terhadap IRR

**Tabel 6.4** Sensitivitas Harga Penjualan Terhadap IRR

Variasi	Harga Penjualan	IRR
-20%	\$ 34.900.320	15,58%
-10%	\$ 39.262.860	22,50%
0%	\$ 43.625.400	28,69%
10%	\$ 47.987.940	34,44%
20%	\$ 52.350.480	39,91%

### 6.3 Perhitungan NPV dan Grafik BEP

NPV	U	44.5	102.6	99.8	95.3	89.5	83.5	77.2	70.7	64.0	57.1
disc.	S	06.8	86.79	63.4	93.0	45.2	02.2	52.3	82.8	80.0	29.3
Factor	D	52	7	09	14	41	41	08	02	60	00



Kesimpulan Perhitungan						
BEP	24,01	%	Harga Hidrogen	Rp	121.600	/kg
POT	0,80	tahun	IRR		25,00%	
NPV	USD	44.506.852	Rp	676.504.155.131		
CAPEX	USD	42.085.720	Rp	639.702.943.037		
OPEX	USD	11.582.193	Rp	176.049.326.862		
SALES	USD	26.520.000	Rp	403.104.000.000		

## **BAB 8**

### **KESIMPULAN**

1. Rencana Operasi  
Pabrik Hidrogen ini direncanakan beroperasi secara kontinyu selama 330 hari/tahun, 20 jam/hari.
2. Kapasitas Produksi  
Kapasitas pabrik hidrogen ini sebesar 3300 ton hidrogen/tahun = 10 ton/hari
3. Bahan Baku  
Bahan Baku yang digunakan untuk menghasilkan hidrogen yaitu berasal dari olahan limbah kayu
4. Produk  
Produk yang dihasilkan yaitu hidrogen yang nantinya akan digunakan sebagai supply untuk perusahaan listrik
5. Analisa Ekonomi  
Berdasarkan perhitungan analisa ekonomi, didapatkan bahwa pabrik hidrogen ini dapat didirikan

## DAFTAR PUSTAKA

- Abineno, J. C., & Koylal, J. A. (2018). Gasifikasi Limbah Tempurung Kemiri Sebagai Energi. *Jurnal Teknik Pertanian*, 7(3), 175–180.
- Airgas. (2005). Safety Data Sheet - Hydrogen AirGas. *Carbon*, 1173(i), 1–8.
- Airgas. (2023). Carbon Dioxide SDS. *Carbon*, 1173(i), 1–8.
- Amrullah, S., & Oktaviananda, C. (2022). Pengaruh Air Fuel Ratio Gasifikasi Sampah Padat Perkotaan Menggunakan Gasifikasi Tipe Downdraft Terhadap Kualitas Gasifikasi. *R.E.M. (Rekayasa Energi Manufaktur) Jurnal*, 7(1).
- Arifrianto, E. G. I. (2018). *Evaluasi Kinerja Low Temperatur Shift Converter (1-R-202) di Unit Amonia Pabrik 3 Pupuk Kalimantan Timur*.
- Haryanto, A., Hidayat, W., Hasanudin, U., Iryani, D. A., Kim, S., Lee, S., & Yoo, J. (2021). Valorization of Indonesian wood wastes through pyrolysis: A review. *Energies*, 14(5), 1–25. <https://doi.org/10.3390/en14051407>
- Hosseinpour Vardin, F., & Najafi, B. (2018). Developing a novel downdraft fixed bed gasifier for hydrogen production from sawdust to improve an SI engine exhaust emissions. *Renewable Energy Focus*, 27(December), 88–96. <https://doi.org/10.1016/j.ref.2018.07.007>
- Jaroenkhassameesuk, C., Tippayawong, N., Shimpalee, S., Ingham, D. B., & Pourkashanian, M. (2022). Improved simulation of lignocellulosic biomass pyrolysis plant using chemical kinetics in Aspen Plus® and comparison with experiments. *Alexandria Engineering Journal*, 63, 199–209. <https://doi.org/10.1016/j.aej.2022.07.060>
- Kushwah, A., Reina, T. R., & Short, M. (2022). Science of the Total Environment Modelling approaches for biomass gasifiers: A comprehensive overview. *Science of the Total Environment*, 834(April), 155243.
- Mishra, S., & Upadhyay, R. K. (2021). Review on biomass gasification: Gasifiers, gasifying mediums, and operational parameters. *Materials Science for Energy Technologies*, 4, 329–340. <https://doi.org/10.1016/j.mset.2021.08.009>
- Putra, A. M. (2022). *Analisis Proses Dehidrasi Gas Menggunakan Metode Monoethylene Glycol pada Geragaigas Plant Dan Molsieve Pada Betara Gas Plant diblok Jbg. 3–34*.
- Rodriguez, J. A., Liu, P., Wang, X., W. Wen, Hanson, J., Hrbek, J., Pe´rez, M., & J. Evans. (2008). *Water-gas shift activity of Cu surfaces and Cu nanoparticles supported on metal oxides*.
- Rominiyi, O. L., Adaramola, B. A., Ikumapayi, O. M., Oginni, O. T., & Akinola, S. A. (2017). Potential Utilization of Sawdust in Energy, Manufacturing and Agricultural Industry; Waste to Wealth. *World Journal of Engineering and Technology*, 05(03), 526–539. <https://doi.org/10.4236/wjet.2017.53045>
- Sarkar, J., & Bhattacharyya, S. (2015). Application of graphene and graphene-based materials in clean energy-related devices Minghui. *Archives of Thermodynamics*, 33(4), 23–40. <https://doi.org/10.1002/er>
- Statistik, B. P. (2021). *Hasil Sensus Penduduk 2020 ( SP2020 ) Kabupaten Gresik. 2020(01), 1–5*.
- Suhartini, S., Rohma, N. A., Elviliana, Santoso, I., Paul, R., Listiningrum, P., & Melville, L. (2022). Food waste to bioenergy: current status and role in future circular economies in Indonesia. *Energy, Ecology and Environment*, 7(4), 297–339. <https://doi.org/10.1007/s40974-022-00248-3>
- Zhang, Z., Pan, S. Y., Li, H., Cai, J., Olabi, A. G., Anthony, E. J., & Manovic, V. (2020). Recent advances in carbon dioxide utilization. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 125(September 2019), 109799. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2020.109799>
- Abineno, J. C., & Koylal, J. A. (2018). Gasifikasi Limbah Tempurung Kemiri Sebagai Energi.

- Jurnal Teknik Pertanian*, 7(3), 175–180.
- Airgas. (2005). Safety Data Sheet - Hydrogen AirGas. *Carbon*, 1173(i), 1–8.
- Airgas. (2023). Carbon Dioxide SDS. *Carbon*, 1173(i), 1–8.
- Amrullah, S., & Oktaviananda, C. (2022). Pengaruh Air Fuel Ratio Gasifikasi Sampah Padat Perkotaan Menggunakan Gasifikasi Tipe Downdraft Terhadap Kualitas Gasifikasi. *R.E.M. (Rekayasa Energi Manufaktur) Jurnal*, 7(1).
- Arifrianto, E. G. I. (2018). *Evaluasi Kinerja Low Temperatur Shift Converter (1-R-202) di Unit Amonia Pabrik 3 Pupuk Kalimantan Timur*.
- Haryanto, A., Hidayat, W., Hasanudin, U., Iryani, D. A., Kim, S., Lee, S., & Yoo, J. (2021). Valorization of Indonesian wood wastes through pyrolysis: A review. *Energies*, 14(5), 1–25. <https://doi.org/10.3390/en14051407>
- Hosseinpour Vardin, F., & Najafi, B. (2018). Developing a novel downdraft fixed bed gasifier for hydrogen production from sawdust to improve an SI engine exhaust emissions. *Renewable Energy Focus*, 27(December), 88–96. <https://doi.org/10.1016/j.ref.2018.07.007>
- Jaroenhasemmesuk, C., Tippayawong, N., Shimpalee, S., Ingham, D. B., & Pourkashanian, M. (2022). Improved simulation of lignocellulosic biomass pyrolysis plant using chemical kinetics in Aspen Plus® and comparison with experiments. *Alexandria Engineering Journal*, 63, 199–209. <https://doi.org/10.1016/j.aej.2022.07.060>
- Kushwah, A., Reina, T. R., & Short, M. (2022). Science of the Total Environment Modelling approaches for biomass gasifiers: A comprehensive overview. *Science of the Total Environment*, 834(April), 155243.
- Mishra, S., & Upadhyay, R. K. (2021). Review on biomass gasification: Gasifiers, gasifying mediums, and operational parameters. *Materials Science for Energy Technologies*, 4, 329–340. <https://doi.org/10.1016/j.mset.2021.08.009>
- Putra, A. M. (2022). *Analisis Proses Dehidrasi Gas Menggunakan Metode Monoethylene Glycol pada Geragaigas Plant Dan Molsieve Pada Betara Gas Plant diblok Jbg. 3–34*.
- Rodriguez, J. A., Liu, P., Wang, X., W. Wen, Hanson, J., Hrbek, J., Pe´rez, M., & J. Evans. (2008). *Water-gas shift activity of Cu surfaces and Cu nanoparticles supported on metal oxides*.
- Rominiyi, O. L., Adaramola, B. A., Ikumapayi, O. M., Oginni, O. T., & Akinola, S. A. (2017). Potential Utilization of Sawdust in Energy, Manufacturing and Agricultural Industry; Waste to Wealth. *World Journal of Engineering and Technology*, 05(03), 526–539. <https://doi.org/10.4236/wjet.2017.53045>
- Sarkar, J., & Bhattacharyya, S. (2015). Application of graphene and graphene-based materials in clean energy-related devices Minghui. *Archives of Thermodynamics*, 33(4), 23–40. <https://doi.org/10.1002/er>
- Statistik, B. P. (2021). *Hasil Sensus Penduduk 2020 ( SP2020 ) Kabupaten Gresik. 2020(01), 1–5*.
- Suhartini, S., Rohma, N. A., Elviliana, Santoso, I., Paul, R., Listiningrum, P., & Melville, L. (2022). Food waste to bioenergy: current status and role in future circular economies in Indonesia. *Energy, Ecology and Environment*, 7(4), 297–339. <https://doi.org/10.1007/s40974-022-00248-3>
- Zhang, Z., Pan, S. Y., Li, H., Cai, J., Olabi, A. G., Anthony, E. J., & Manovic, V. (2020). Recent advances in carbon dioxide utilization. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 125(September 2019), 109799. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2020.109799>