

PRARANCANGAN PABRIK BIOHIDROGEN DARI JERAMI PADI KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

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



Oleh:

Nadia Martha Nursyari

18521139

Nabira Amethysta Maharani Mulyono Putri

18521173

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

2022

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN
PRARANCANGAN PABRIK BIOHIDROGEN DARI JERAMI PADI
DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Nadia Martha Nursyari Nama : Nabira Amethysta Maharani Mulyono Putri
NIM : 18521139 NIM : 18521173

Yogyakarta, Oktober 2022

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

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



Nadia Martha Nursyari

18521139



Nabira Amethysta Maharani Mulyono Putri

18521173

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK BIOHIDROGEN DARI JERAMI PADI
DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Nadia Martha Nursyari Nama : Nabira Amethysta Maharani Mulyono Putri
NIM : 18521139 NIM : 18521173

Yogyakarta, Oktober 2022

Pembimbing I,

Pembimbing II,



Dr. Suharno Rusdi, Ph.D.

Venitalitya Alethea S. A., S.T., M.Eng

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK BIOHIDROGEN DARI JERAMI PADI
DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Nadia Martha Nursyari Nama : Nabira Amethysta Maharani Mulyono Putri
NIM : 18521139 NIM : 18521173

Telah dipertahankan di depan sidang pengujian sebagai salah satu syarat untuk
memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia

Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta, Oktober 2022

Tim Penguji:

Venitalitya Alethea S. A., S.T., M.Eng

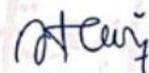
Ketua Penguji

Dr. Diana, S.T., M.Sc

Anggota I

Umi Rofiqah, S.T., M.T

Anggota II



Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Iffa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D
NIP 155210506

KATA PENGANTAR

Bismillahirrahmanirrahiim,

Assalamualaikum Warrahmatullahi Wabarakatuh,

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat serta salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad SAW.

Tugas Akhir Prarancangan Pabrik yang berjudul “Prarancangan Pabrik Biohidrogen dari Jerami Padi dengan Kapasitas 10.000 Ton/Tahun”, disusun dengan penerapan dari ilmu Teknik Kimia yang telah didapat selama kuliah dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan baik atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada:

1. Allah SWT karena berkat limpahan rahmat, karunia, dan rezeki-Nya, kami mampu menyusun dan menyelesaikan laporan tugas akhir ini.
2. Orang tua dan keluarga yang selalu memberikan doa, semangat, dan dukungannya.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo., M.T., IPU., ASEAN,Eng selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Dr. Suharno Rusdi, Ph.D. dan Ibu Venitalitya Alethea Sari

Augustia., S.T., M.Eng. selaku dosen pembimbing kami atas seluruh ilmu, kritik, saran dan masukannya terhadap tugas akhir kami.

6. Seluruh dosen Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan ilmunya kepada kami selama kami mengemban ilmu di Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia.
7. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
8. Seluruh teman-teman Teknik Kimia angkatan 2018 atas bantuan dan dukungannya.
9. Seluruh pihak yang telah membantu dan mendukung kami yang tidak bisa disebutkan satu persatu.

Kami menyadari bahwa dalam penyusunan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk menyempurnakan laporan ini. Semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, terutama bagi para pembaca serta bagi kami sebagai penulis. *Aamiin.*

Wassalamualaikum Warrahmatullahi Wabarakatuh.

Yogyakarta, Oktober 2022

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN

Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakaatuh

Puji syukur saya panjatkan kehadirat Allah SWT karena berkat rahmat dan hidayah-Nya, saya dapat menyelesaikan laporan tugas akhir dengan judul “Prarancangan Pabrik Biohidrogen dari Jerami Padi Kapasitas 10.000 ton/tahun”. Adapun tugas akhir ini saya susun untuk memenuhi syarat memperoleh gelar Sarjana Teknik Jurusan Teknik Kimia, Universitas Islam Indonesia.

Terima kasih kepada kedua orang tua saya, Ibu Manggar Sari Chandrasiah dan Bapak Joko Mulyono yang selalu mendoakan, memberikan dukungan, semangat, dan kasih sayang tiada batas bagi penulis. Kakak-kakakku, Lidwina, Dwina, Abdul dan Nabilla yang selalu mendoakan serta membantu secara moril maupun materiil agar saya dapat melaksanakan dan menyelesaikan laporan tugas akhir ini dengan baik.

Terima kasih kepada Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku dosen pembimbing I yang senantiasa membimbing, mendukung, memberikan ilmu, saran dan arahan kepada penulis. Ibu Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng. selaku dosen pembimbing II yang senantiasa membimbing, mendukung, memberikan ilmu, saran dan arahan kepada penulis.

Terima kasih untuk Nadia Martha Nursyari, yang senantiasa memberikan dukungan dan motivasi kepada saya sejak awal hingga saat ini, juga sebagai *partner* yang selalu melengkapi saya dalam setiap kekurangan saya.

Terima kasih untuk AKKC, selaku sahabat-sahabat yang sudah saling menemani sejak awal memasuki bangku kuliah sampai saat ini kita semua sudah

di penghujung masa studi kita. Sahabat-sahabat sebagai tempat berkeluh kesah, yang senantiasa selalu memberikan motivasi, dukungan, semangat, serta selalu menemani saya di masa-masa sulit selama masa kuliah dan selama proses penyusunan tugas akhir.

Terakhir, terima kasih kepada seluruh teman-teman Teknik Kimia 2018 yang selalu memberikan semangat serta banyak membantu saya dalam proses penyusunan tugas akhir

Wassalamu'alaikum warahmatullahi wabarakaatuu.

(Nabira Amethysta Maharani Mulyono Putri)



LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada :

Assalamualaikum Warrahmatullahi Wabarakatuh.

Puji syukur saya panjatkan kepada Allah SWT atas rahmat, karunia kepada saya sehingga saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Saya sangat bersyukur kepada Allah SWT yang telah memberikan kesempatan untuk bisa menuntut ilmu dan menyelesaikan studi di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia. Atas kekuatan yang diberikan dan ridho saya bisa menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik.

Terima kasih kepada kedua orang tua saya Papaku, Cinta Pertamaku Bapak Mahendra Monandi, S.E dan Mamaku tersayang yang sudah melahirkan saya di dunia ini Ibu Maria, S.E yang telah banyak memberikan do'a, dukungan baik moril maupun materil dan kehangatan pelukan kalian yang udah berikan sampai Kakak bisa menyelesaikan Tugas Akhir ini. Terima kasih telah berjuang dan berkorban demi masa depan Kakak yang lebih baik dan terpenuhi segalanya. Lembar persembahan ini tidak akan pernah cukup untuk menggambarkan rasa terima kasih dan bersyukur Kakak kepada Papa dan Mama. Sehat selalu untuk Papa dan Mama, *Love you.*

Terima kasih kepada Ombai Nurhayati (Orangtua dari Mama) yang selalu menelfon Cucu nya untuk menanyakan kabar dan kesehatanku di Yogyakarta. Semoga Ombai selalu sehat dan kuat. *Aamiin.*

Terima kasih kepada Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Dosen Pembimbing I dan Ibu Venitalitya Alethea Sari Augustia.,ST.,M.Eng. selaku Dosen Pembimbing II yang selalu membimbing, memberikan ilmu, memberi dukungan dan motivasi selama ini sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan baik.

Terima kasih kepada Bapak Cholila Tamzysi, S.T., M.Eng. selaku Dosen Teknik Kimia atas bimbingan dan arahannya di Neraca Massa dan Reaktor kami.

Terima kasih untuk Nabira Amethysta Maharani Mulyono Putri *partner* saya yang telah bekerjasama dalam menyelesaikan semuanya. Terima kasih atas waktu, semangat, dan dukungan selama ini.

Terima kasih untuk Aulia Zufar Zain, S.T. yang telah membantu Tugas Akhir saya, memberikan ilmunya dan memberi semangat selama saya menyelesaikan Tugas Akhir ini.

Terima kasih untuk teman-temanku Keluarga Atlet yang telah hadir sejak awal untuk mewarnai masa kuliahku, memberikan semangat dan dukungan agar kita sama-sama dapat menyelesaikan masa studi sampai mendapat gelar. Semoga kita semua sukses di kehidupannya masing-masing ya, *see you on top guys!*

Terima kasih untuk Iqbaal Dhiafakhri Ramadhan yang telah hadir sejak aku SD di *boyband* Coboy Junior dan sebagai penghibur disaat aku sedang *stuck* Tugas Akhirnya. Semoga kita bisa bertemu lagi.

Terima kasih untuk diriku sendiri yang hebat dapat menyelesaikan ini dengan baik. Semoga aku bisa sukses dan bermanfaat untuk diriku dan orang disekitarku. *Aamiin.*

Dan terakhir, teman-temanku. Saya ucapkan terima kasih sudah memberikan semangat dan membantu Tugas Akhir saya ini. Semoga menjadi pahala amal jariyah untuk kalian. *Aamiin.*

Wassalamualaikum Warrahmatullahi Wabarakatuh.

(Nadia Martha Nursyari)



DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iii
KATA PENGANTAR	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
DAFTAR ISI	xi
DAFTAR TABEL	xvi
DAFTAR GAMBAR	xviii
ABSTRAK	xix
ABSTRACT	xx
BAB I	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Rancangan Pabrik	3
1.2.1 Kebutuhan Produk di Indonesia	3
1.2.2 Kapasitas Pabrik Komersial	8
1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku	10
1.3 Tinjauan Pustaka	10
1.3.1 Jerami Padi	10
1.3.2 Biohidrogen	11
1.3.3 Proses Produksi Biohidrogen	12
1.3.4 Kegunaan Biohidrogen	23
1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika	23
1.4.1 Tinjauan Termodinamika	23
1.4.2 Tinjauan Kinetika	29
BAB II	30
PERANCANGAN PRODUK	30
2.1 Spesifikasi Produk	30
2.1.1 Spesifikasi Produk Utama	30
2.1.2 Spesifikasi Produk Samping	30
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	32

2.2.1 Jerami Padi.....	32
2.2.2 Air	35
2.3 Pengendalian Kualitas	35
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	36
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk.....	37
BAB III.....	38
PERANCANGAN PRODUK	38
3.1 Diagram Alir Proses dan Material.....	38
3.2 Uraian Proses	38
3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku.....	38
3.2.2 Tahap Gasifikasi	39
3.2.3 Tahap Pemurnian.....	39
3.3 Spesifikasi Alat.....	40
3.3.1 Ball Mill.....	40
3.3.2 Vibrating Screen	41
3.3.3 Gasifier	42
3.3.4 <i>Cyclone</i>	43
3.3.5 Kondensor.....	43
3.3.6 Separator	45
3.3.7 Adsorber.....	46
3.3.8 Absorber	47
3.3.10 Alat Penyimpanan	48
3.3.11 <i>Heat Exchanger</i>	50
3.3.12 Screw Conveyor.....	52
3.3.13 Bucket Elevator	53
3.3.14 Kompresor	54
3.3.15 Blower.....	56
3.4 Neraca Massa	58
3.4.1 Neraca Massa Total	58
3.4.2 Neraca Massa Alat.....	59
3.5 Neraca Panas.....	64
BAB IV	66
PERANCANGAN PABRIK	66

4.1 Lokasi Pabrik (<i>Plant Location</i>)	66
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	67
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	69
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>)	69
4.2.1 Perkantoran / Administrasi	70
4.2.2 Produksi	70
4.2.3 Fasilitas Umum	71
4.2.4 Utilitas dan Instalasi	71
4.2.5 Keamanan	71
4.2.6 Pengolahan Limbah	71
4.2.7 Rincian Luas Tanah	72
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>)	74
4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk	76
4.3.2 Aliran Udara	76
4.3.3 Pencahayaan	76
4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan	76
4.3.5 Jarak Antar Alat Proses	78
4.3.6 Perluasan dan Pengembangan Pabrik	78
4.3.7 Pertimbangan Ekonomi	78
4.4 Organisasi Perusahaan	78
4.4.1 Bentuk Organisasi Perusahaan	78
4.4.2 Struktur Organisasi	80
4.4.3 Tugas dan Wewenang Karyawan	82
4.4.4 Status Kerja Karyawan	90
4.4.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan	91
4.4.6 Jumlah Pekerja, Golongan Pekerja, Sistem Gaji	94
4.4.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan	102
BAB V	105
UTILITAS	105
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	105
5.1.1 Unit Penyedia Air	105
5.1.2 Unit Pengolahan Air	106
5.2 Unit Pembangkit Pemanas	111

5.3 Unit Pembangkit Listrik	112
5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan	118
5.5 Unit Pengolahan Limbah	118
5.6 Spesifikasi Alat Utilitas	119
5.6.1 Saringan / screening (FU-01)	125
5.6.2 Bak Pengendapan Awal (BU-01) / Sedimentasi	126
5.6.3 Bak Flokuator / Bak Penggumpal (BU-02).....	126
5.6.4 Tangki Larutan Alum (TU-01)	127
5.6.5 Bak Pengendap I (BU-03).....	127
5.6.6 Bak Pengendap II (BU-04)	127
5.6.7 Sand Filter (SF-01)	128
5.6.8 Bak Penampungan Sementara (BU-05).....	128
5.6.9 Tangki Klorinasi (TU-02).....	129
5.6.10 Tangki Kaporit (TU-03)	129
5.6.11 Tangki Air Bersih (TU-04)	129
5.6.12 Tangki <i>Service Water</i> (TU-05).....	130
5.6.13 Bak Air Pendingin (BU-06).....	130
5.6.14 <i>Cooling Tower</i> (CT-01).....	131
5.6.15 <i>Blower Cooling Tower</i> (BL-01)	131
5.6.16 Mixed Bed (MB-01)	131
5.6.17 Tangki NaCl (TU-06)	132
5.6.18 Tangki NaOH (TU-07)	132
5.6.20 <i>Daerator</i> (DE-01)	133
5.6.21 Tangki N ₂ H ₄ (TU-10).....	133
5.6.22 <i>Boiler</i> (BO-01)	134
5.6.23 Heater (HE-01)	134
5.6.24 Furnace (F-02).....	134
BAB VI	136
EVALUASI EKONOMI	136
6.1 Penaksiran Harga Peralatan	137
6.2 Analisa Kelayakan.....	146
6.3 Analisa Keuntungan	157
BAB VII	161

PENUTUP	161
7.1 Kesimpulan	161
7.2 Saran	162
DAFTAR PUSTAKA	163
LAMPIRAN A	168



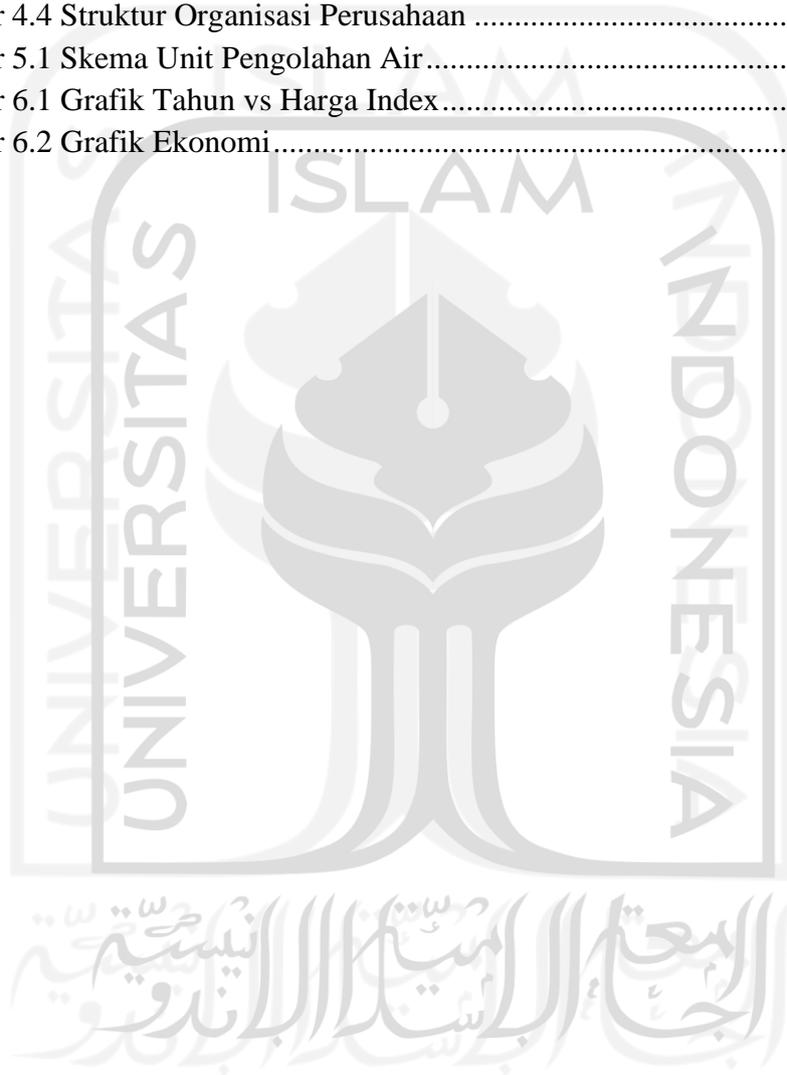
DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Hidrogen.....	3
Tabel 1.2 Estimasi Impor	4
Tabel 1.3 Data Produksi Hidrogen.....	5
Tabel 1.4 Data Ekspor Hidrogen	6
Tabel 1.5 Data Konsumsi Hidrogen.....	7
Tabel 1.6 Data Pabrik Hidrogen di Indonesia.....	8
Tabel 1.7 Data Pabrik Hidrogen di Dunia	9
Tabel 1.8 Komposisi Jerami Padi	11
Tabel 1.9 Perbedaan Tinjauan Proses Pada Pirolisis, Gasifikasi dan Pembakaran	18
Tabel 1.10 Nilai ΔH° Masing-masing Komponen.....	24
Tabel 2.1 Kandungan Jerami Padi	33
Tabel 2.2 Analisa Proksimat dan Ultimat Pada Jerami Padi	34
Tabel 3.1 Spesifikasi Alat Ball Mill.....	40
Tabel 3.2 Spesifikasi Alat Vibrating Screen.....	41
Tabel 3.3 Spesifikasi Alat Gasifier	42
Tabel 3.4 Spesifikasi Alat Cyclone.....	43
Tabel 3.5 Spesifikasi Alat Kondensor	43
Tabel 3.6 Spesifikasi Alat Separator	45
Tabel 3.7 Spesifikasi Alat Adsorber.....	46
Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Absorber.....	47
Tabel 3.9 Spesifikasi Alat Silo	48
Tabel 3.10 Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan.....	49
Tabel 3.11 Spesifikasi Alat Heat Exchanger	50
Tabel 3.12 Spesifikasi Alat Screw Conveyor	52
Tabel 3.13 Spesifikasi Alat Bucket Elevator	53
Tabel 3.14 Spesifikasi Alat Kompresor	54
Tabel 3.15 Spesifikasi Alat Blower.....	56
Tabel 3.16 Neraca Massa di Ball Mill (BM-01).....	59
Tabel 3.17 Neraca Massa di Vibrating Screen (VS-01)	59
Tabel 3.18 Neraca Massa di Gasifier (GS-01)	59
Tabel 3.19 Neraca Massa di Cyclone (CY-01)	60
Tabel 3.20 Neraca Massa di Cooler (CL-01).....	61
Tabel 3.21 Neraca Massa di Cooler (CL-02).....	61
Tabel 3.22 Neraca Massa di Kondensor (CD-01).....	62
Tabel 3.23 Neraca Massa di Separator (SP-01)	62
Tabel 3.24 Neraca Massa di Adsorber (AD-01).....	63
Tabel 3.25 Neraca Massa di Adsorber (AD-02).....	63
Tabel 3.26 Neraca Massa di Absorber (AB-01).....	63
Tabel 3.27 Neraca Panas di Gasifier (GS-01).....	64
Tabel 3.28 Neraca Panas di Kondensor (CD-01)	64
Tabel 3.29 Neraca Panas di Cooler (CL-01).....	65
Tabel 3.30 Neraca Panas di Cooler (CL-02).....	65

Tabel 4.1 Rencana Rincian Luas Tanah dan Bangunan	72
Tabel 4.2 Jadwal Kerja Karyawan Shift	93
Tabel 4.3 Jumlah Pekerja Non-shift	94
Tabel 4.4 Jumlah Tenaga Kerja Shift	96
Tabel 4.5 Rincian penggolongan jabatan	97
Tabel 4.6 Rincian Gaji Sesuai Jabatan.....	98
Tabel 4.7 Rincian Gaji Tenaga Kerja Shift	102
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin.....	109
Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pembangkit Panas	110
Tabel 5.3 Total Kebutuhan Air.....	111
Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Alat Proses	112
Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Utilitas.....	114
Tabel 5.6 Total Kebutuhan Listrik.....	117
Tabel 5.7 Spesifikasi Pompa Utilitas.....	119
Tabel 5.8 Spesifikasi Pompa Utilitas 2.....	120
Tabel 5.9 Spesifikasi Pompa Utilitas 3.....	122
Tabel 5.10 Spesifikasi Pompa Utilitas 4	123
Tabel 5.11 Spesifikasi Pompa Utilitas 5	124
Tabel 6.1 Harga Indeks Tahunan.....	138
Tabel 6.2 Harga Alat Proses	141
Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas	143
Tabel 6.4 Physical Plant Cost (PPC).....	151
Tabel 6.5 Fixed Capital Investment (FCI).....	151
Tabel 6.6 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	152
Tabel 6.7 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	152
Tabel 6.8 Fixed Manufacturing Cost (FMC).....	153
Tabel 6.9 Manufacturing Cost (MC).....	153
Tabel 6.10 Working Capital (WC).....	153
Tabel 6.11 General Expense (GE)	154
Tabel 6.12 Total Production Cost (TPC)	154
Tabel 6.13 Fixed Cost (Fa)	155
Tabel 6.14 Variable Cost (Va)	155
Tabel 6.15 Regulated Cost (Ra)	155

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Jenis Reaktor Entrained Bed Untuk Gasifikasi	17
Gambar 1.2 Perbedaan Proses Pirolisis, Gasifikasi dan Pembakaran	19
Gambar 4.1 Rencana Lokasi Pendirian Pabrik	66
Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout)	74
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses	75
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan	82
Gambar 5.1 Skema Unit Pengolahan Air	135
Gambar 6.1 Grafik Tahun vs Harga Index	140
Gambar 6.2 Grafik Ekonomi	159



ABSTRAK

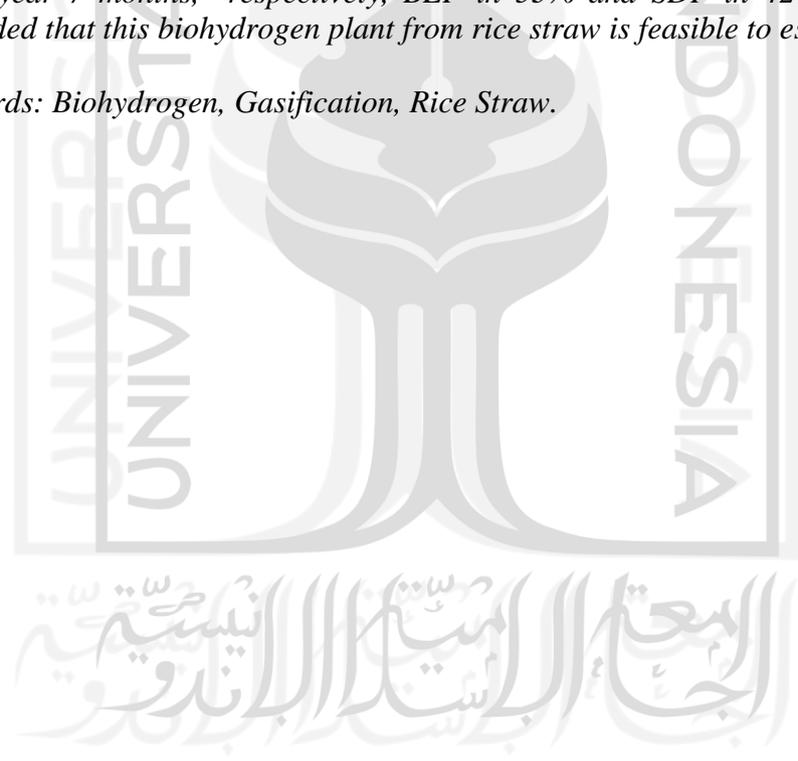
Biohidrogen atau gas hydrogen merupakan hal yang menjanjikan karena pada dasarnya berasal dari sumber energi terbarukan. Bahan bakar ini efisien dan ramah lingkungan karena pembakarannya berubah menjadi uap air (H_2O), menghasilkan energi yang tinggi dari proses intensif yang hemat energi. Bahan baku yang di olah untuk menjadi biohidrogen adalah jerami padi. Produksi jerami padi di Indonesia mencapai lebih dari 78.000.000 ton per tahun. Jerami padi merupakan hasil produk samping tanaman padi yang tersedia dalam jumlah relatif banyak dan harga yang lebih murah. Jerami padi pada pabrik ini digunakan sebagai bahan baku untuk menghasilkan gas hidrogen. Prarancangan Pabrik Biohidrogen Kapasitas 10.000 ton/tahun menggunakan bahan baku jerami padi sebanyak 20.165,217 ton/tahun. Pabrik direncanakan akan dibangun di Tunggakjati, Karawang Barat, Kabupaten Karawang. Pabrik beroperasi selama 330 hari dalam 1 tahun. Proses produksi dilakukan dengan metode gasifikasi menggunakan reaktor *Fluidized Bed* pada suhu 800 °C dan tekanan 1 atm. Unit pendukung proses pabrik meliputi unit kebutuhan air, udara tekan, *steam*, tenaga listrik dan bahan bakar. Kebutuhan utilitas meliputi air (air sungai) sebanyak 1.371.639,960 kg/jam dan listrik sebesar 3.432,334 kW. Pabrik ini juga mendukung laboratorium yang mengontrol mutu bahan baku dan produk yang baik dan sesuai dengan spesifikasi yang ingin dicapai. Terdapat unit pengolahan limbah yang menangani limbah baik padat, cair, maupun gas yang dihasilkan dari proses produksi. Bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi *line and staff*. Jumlah kebutuhan tenaga kerja sebanyak 160 orang. Hasil analisis ekonomi diperoleh ROI sebelum dan sesudah pajak sebesar 34% dan 27%, POT sebelum dan sesudah pajak selama 2 tahun 2 bulan dan 2 tahun 7 bulan, BEP 53% dan SDP 42%. Dari parameter kelayakan di atas, dapat disimpulkan bahwa pabrik biohidrogen ini layak untuk didirikan.

Kata kunci : Biohidrogen, Gasifikasi, Jerami Padi

ABSTRACT

Indonesia produces more than 78.000.000 tons/year of rice straw. Rice straw is a by-product of rice which is relatively cheap. Rice straw is used as a main raw material in this plant to produce biohydrogen. This plant is planned to be built in Tunggakjati, West Karawang, Karawang, West Java. This plant operates for 330 days in a year. Gasification is the main process to produce biohydrogen from rice straw which use a fluidized bed reactor at temperature 800 °C and pressure 1 atm. Utility needs such as for steam is 1.371.639,960 kg/hr and for electricity is 3.432,334 kW. This plant also has a laboratory to control raw material and products to achieve the specification we want to get. There are waste treatment units in this plant. This company is a Perseroan Terbatas (PT) which has an organisation line and staff. This company needs at least 160 people to operate. The result of economic analysis obtained ROI before tax and after tax is 34% and 27% respectively, POT before tax and after tax is 2 years 2 months and 2 year 7 months, respectively, BEP in 53% and SDP in 42%. It can be concluded that this biohydrogen plant from rice straw is feasible to establish.

Keywords: Biohydrogen, Gasification, Rice Straw.



BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Perkembangan dalam kemajuan di bidang industri di Indonesia sangat maju, salah satunya dalam bidang pertambangan, perkebunan, pertanian. Untuk mendukung program pemerintah dalam memanfaatkan sumber daya alam untuk keperluan industri dalam negeri dan luar negeri. Yang merupakan sumber daya alam yang tidak dapat diperbaharui adalah gas alam. Gas alam dihasilkan dari dalam perut bumi yang bergabung dengan minyak bumi. Indonesia memiliki potensi sebagai produsen bahan produksi gas alam jika di dalam pengelolaan secara sungguh-sungguh dan berbentuk pada permintaan pasar dalam negeri dan peluang ekspor.

Hidrogen adalah salah satu bahan yang dibutuhkan di dalam industri. Hidrogen berperan sebagai bahan bakar alternatif, bahan utama pembuatan ammonia, *startup cracking*, fraksi-fraksi minyak bumi (*hydrocracking*), perengkahan, hidrogenasi, proses hidrodesulfurisasi dan berbagai bahan baku zat kimia lainnya. Kelebihan hidrogen sebagai energi pembawa adalah dapat memperoleh dari berbagai macam sumber, yaitu dari gas alam. Menurut Department of Trade and Industry UK 2014, sejumlah 500 milyar m³ dari hidrogen dapat memproduksi tiap tahun untuk dipergunakan dalam berbagai macam proses. Hasil jumlah dapat menghasilkan 6,5 EJ dari energi dan setara dengan konsumsi 1,5% dari energi dunia. Hidrogen menjadikan kandidat bahan

bakar transportasi yang paling menyanggupi di masa yang akan datang. Sumber energi berbahan baku hidrogen telah dikelola secara komersial di beberapa negara di dunia. Tentang hal ini yang merupakan salah satu perusahaan yang memproduksi hidrogen dalam jumlah yang banyak adalah Mahler AGS. Perusahaan yang berdiri di *Stuttgart, Germany* berdiri sejak 1950 dan memiliki cabang di 4.500 yang ada di seluruh dunia. Selanjutnya, *Air Liquide Group* yang berasal dari *Norway*. Sudah berdiri selama 10 tahun dan mendirikan lebih dari 40 stasiun hidrogen di seluruh dunia.

Jerami padi merupakan hasil samping dari tanaman padi yang dipergunakan sebagai pakan ternak ruminansia salah satunya oleh petani skala kecil di negara-negara berkembang termasuk Indonesia. Di Indonesia, jerami dimanfaatkan sebagai pakan ternak basal, ternak ruminansia, pupuk tanaman produksi, karena sangat berlimpah, mudah dicari, dan ekonomis. Menurut Castillo et al., 1982, memanfaatkan jerami padi sebagai pakan ternak dilaksanakan di musim kemarau dimana para peternak kesulitan untuk menghasilkan kehijauan berkualitas tinggi. Jerami memiliki kelemahan yakni kandungan lignin dan silika yang tinggi tetapi rendah energi, mineral, protein dan vitamin.

Oleh sebab itu, memerlukan pendirian suatu pabrik biohidrogen dengan landasan pemikiran, (1) Menciptakan lapangan kerja yang baru buat masyarakat. (2) Meningkatkan keuntungan finansial dan pertumbuhan ekonomi yang dihasilkan. (3) Bahan baku utama dalam pengelolaan hidrogen yaitu air yang tersedia memiliki kuantitas yang banyak dan cuma-cuma dengan melewati *treatment* khusus untuk menghasilkan kualitas air yang sejalan dengan diperlukan

proses produksi hidrogen. (4) Sebagai lahan investasi bagi investor baik di dalam negeri maupun luar negeri untuk mendapatkan devisa negara.

1.2 Penentuan Kapasitas Rancangan Pabrik

Pabrik biohidrogen dari jerami padi direncanakan akan dibangun dengan kapasitas produksi 10.000 ton/tahun pada tahun 2027. Beberapa tinjauan yang dilakukan dalam penentuan kapasitas ini antara lain:

1.2.1 Kebutuhan Produk di Indonesia

a. *Supply*

- Impor

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS) Indonesia, perkembangan jumlah kebutuhan impor hidrogen pada tahun 2016-2021 adalah sebagai berikut:

Tabel 1.1 Data Impor Hidrogen

Tahun	Kapasitas (Ton)	% Pertumbuhan
2016	1.925,958	
2017	2.338,021	21,395
2018	2.375,109	1,586
2019	367,535	-84,525
2020	538,84	46,609

Tabel 1.1 Data Impor Hidrogen (lanjutan)

2021	223,706	-58,483
Rata-rata % Pertumbuhan		-14,683

Sumber: Badan Pusat Statistik tahun 2022

Tabel 1.2 Estimasi Impor

Tahun	Estimasi Impor (ton)
2022	190,857
2023	162,832
2024	138,922
2025	118,523
2026	101,119
2027	86,271

Dengan menggunakan persen pertumbuhan sebagaimana persamaannya adalah:

$$\% \text{ pertumbuhan} = \frac{(\text{impor tahun ke } n - \text{impor tahun ke } n - 1)}{\text{impor tahun ke } n - 1} \times 100$$

Sehingga data impor tahun 2027 dapat diestimasi menggunakan persamaan:

$$\text{Impor tahun ke } - n = (\text{impor tahun ke } n - 1) + \frac{(\text{impor tahun ke } n - 1) \times \% \text{ pertumbuhan}}{100}$$

Didapatkan data estimasi impor tahun 2027 adalah sebesar 86,271 ton/tahun.

- Produksi

Data produksi hidrogen di Indonesia dari tahun 2011-2013 dan 2018-2019 mengalami kenaikan dan penurunan yang cukup signifikan dan dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 1.3 Data Produksi Hidrogen

Tahun	Kapasitas (ton)
2011	4.759,358
2012	1.026,820
2013	6,722
2018	10,284
2019	11.704
2027	10.894,445

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2022

Dengan menggunakan rumus excel yaitu *forecast.linear*, maka dapat memprediksi data produksi pada tahun 2027 sebesar 10.894,445 ton/tahun.

Berdasarkan data impor dan data produksi hidrogen yang sudah didapatkan dengan menggunakan persamaan persen pertumbuhan dan *forecast.linear*, maka nilai *supply* pada tahun 2027 dapat dihitung:

$$\text{Supply} = \text{Impor} + \text{Produksi}$$

$$\text{Supply} = 86,271 + 10.894,445$$

$$\text{Supply} = 10.980,716 \text{ ton/tahun}$$

b. Demand

- Ekspor

Indonesia cukup banyak melakukan ekspor hidrogen ke luar negara, data ekspor hidrogen dari tahun 2016-2020 disajikan pada tabel berikut:

Tabel 1.4 Data Ekspor Hidrogen

Tahun	Berat (Ton)
2016	0,206
2017	15,585
2018	0,144
2019	2,76
2020	20,04
2027	31,905

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2022

Dengan memasukkan data yang didapatkan dari BPS ke dalam rumus $forecast.linear$, maka didapatkan estimasi ekspor hidrogen tahun 2027 adalah sebesar 31,905 ton/tahun.

- Konsumsi

Hidrogen banyak digunakan di Indonesia sebagai bahan baku dalam beberapa industri. Dapat berupa industri pangan, industri kimia, dan beberapa industri lainnya. Data konsumsi hidrogen di Indonesia disajikan pada tabel berikut:

Tabel 1.5 Data Konsumsi Hidrogen

Tahun	Kapasitas (ton)
2017	3,185
2018	267,134
2019	12.068,775
2027	58.408

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2022

Dengan memproyeksikan data tersebut ke dalam rumus forecast.linear, maka didapatkan estimasi konsumsi hidrogen pada tahun 2027 adalah 58.408 ton/tahun

Berdasarkan data ekspor dan konsumsi yang sudah didapatkan nilai estimasinya pada tahun 2027, maka nilai *demand* atau permintaan hidrogen adalah sebagai berikut:

$$Demand = Ekspor + Konsumsi$$

$$Demand = 31,905 + 58.408$$

$$Demand = 58.439,905 \text{ ton/tahun}$$

Kemudian dari proyeksi impor, ekspor, konsumsi dan produksi pada tahun 2027 maka dihitung juga peluang pasar hidrogen dengan persamaan sebagai berikut:

$$Peluang = Demand - Supply$$

$$Peluang = 58.439,905 - 10.980,716$$

Peluang = 47.459,189 ton/tahun

Kapasitas pabrik hidrogen yang ingin didirikan diambil 20% peluang, sehingga:

Kapasitas produksi = 20% x Peluang

Kapasitas produksi = 20% x 47.459,189

Kapasitas produksi = 9.491,837 ton/tahun

Kapasitas produksi = 10.000 ton/tahun

Dari data hasil perhitungan penentuan kapasitas rancangan pabrik biohidrogen tersebut maka diambil kapasitas pabrik sebesar 10.000 ton/tahun.

1.2.2 Kapasitas Pabrik Komersial

Dalam penentuan kapasitas rancangan pabrik biohidrogen yang akan didirikan, diperlukan juga data kapasitas pabrik hidrogen yang telah berdiri. Daftar pabrik yang memproduksi hidrogen ditampilkan pada tabel 1.6 untuk pabrik di dalam negeri dan tabel 1.7 untuk pabrik hidrogen di luar negeri.

Tabel 1.6 Data Pabrik Hidrogen di Indonesia

Pabrik	Kapasitas (ton/tahun)
PT Linde Indonesia	551,521
PT Air Products	787,888
PT Samator Gas Industri	8766
PT Air Liquide Cilegon	393,944
PT Air Liquide Merak	787,888

Tabel 1.6 Data Pabrik Hidrogen di Indonesia (lanjutan)

PT Aneka Mega Energi	78,788
PGN	888,737
PT Pupuk Sriwijaya	2254,147

Sumber: masing-masing perusahaan

Tabel 1.7 Data Pabrik Hidrogen di Dunia

Pabrik	Kapasitas (ton/tahun)
Air Products Alberta	61.320
Air Products Ontario	70.299
Air Products California	21.900
Linde	17.976

Sumber: masing-masing perusahaan

Dari tabel yang disajikan, dapat dilihat bahwa pabrik hidrogen dengan kapasitas terkecil yang pernah didirikan adalah sebesar 78,78 ton/tahun di PT Aneka Mega Energi. Sedangkan kapasitas pabrik hidrogen terbesar yang pernah didirikan adalah dengan kapasitas 70.299 ton/tahun di PT Air Products Ontario, Kanada.

Berdasarkan pertimbangan hasil peluang dan data penghasil hidrogen di Indonesia maupun di dunia, maka kapasitas pabrik biohidrogen yang akan didirikan pada tahun 2027 adalah sebesar 10.000 ton/tahun

1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku

Pembuatan produk biohidrogen dilakukan dengan mereaksikan biomassa berupa jerami padi yang bersumber dari sisa pertanian di Kabupaten Karawang, Jawa Barat.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Jerami Padi

Jerami padi merupakan bagian dari tanaman padi yang sudah diambil gabahnya dan tersisa batang serta daun yang dapat sebetulnya memiliki banyak manfaat meskipun termasuk ke dalam limbah pertanian. Jerami padi merupakan biomassa berlignoselulosa dengan susunan berupa lignin, selulosa dan hemiselulosa. Massa jenis jerami padi cenderung rendah, yaitu 70-80 kg/m³ dengan kadar air 15-18%. Jerami padi banyak ditemukan di mana-mana terutama di pulau Jawa yang tersebar di seluruh Indonesia, dan pula jerami padi adalah bahan pokok utama untuk dikonsumsi sehari - hari. Struktur jerami padi terdiri dari :

- Batang (lidi)

Bagian lidi (batang) jerami padi sekiranya lebih besar dari lidi kelapa dengan rongga udara yang memanjang di dalamnya.

- Ranting jerami

Ranting jerami memiliki fungsi untuk butiran-butiran menempel. Ukuran ranting relatif sangat kecil, seperti rambut yang bercabang. Tetapi ranting memiliki tekstur yang kuat dan kasar.

- Selongsong jerami

Selongsong jerami ialah pangkal daun pada jerami yang terbungkus batang jerami (Trusbus, 2005).

Tabel 1.8 Komposisi Jerami Padi

Senyawa	Komposisi
Air (%)	12
Protein (%)	6,8
Lemak (%)	2,3
Karbohidrat (%)	74
Kalsium (mg/100 gram)	0,32
Fosfor (mg/100 gram)	0,17

Sumber : (Anggorodi, 1979)

1.3.2 Biohidrogen

Biohidrogen merupakan hidrogen (H_2) yang diproduksi dari bahan-bahan terbaru seperti biomassa, limbah biomassa, limbah pertanian. (Ntaikou., dkk, 2010). Gas hidrogen merupakan gas yang tidak memiliki warna, tidak memiliki wangi (bau), dan memiliki sifat non logam dan merupakan gas *flammable* atau mudah terbakar. Gas H_2 memiliki berat molekul sebesar 1,008 g/mol. Seperti diketahui bahwasanya hidrogen merupakan unsur paling ringan di dunia. Gas

hidrogen memiliki banyak manfaat, salah satunya adalah dapat digunakan sebagai bahan baku untuk memproduksi amonia, plastik, poliester, pupuk, produksi asam hidroklorida, dan juga dapat dimanfaatkan sebagai bahan bakar yang lebih bersih dari bahan bakar berbahan dasar karbon.

1.3.3 Proses Produksi Biohidrogen

Dalam memproduksi biohidrogen dari bahan baku biomassa umumnya dapat dilakukan dengan proses termokimia dengan memanfaatkan panas dan jumlah oksigen yang digunakan di dalam proses. Selain proses termokimia, produksi biohidrogen dari biomassa juga dapat dilakukan dengan proses biologi dengan memanfaatkan mikroorganisme yang kemudian dilakukan fermentasi terhadap biomassa menggunakan mikroorganisme tersebut untuk menghasilkan biohidrogen. Uraian setiap jenis proses tersebut adalah sebagai berikut:

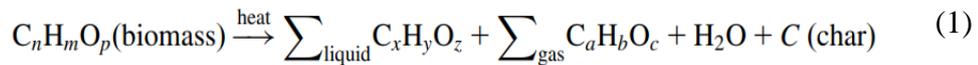
a. Proses termokimia

Dalam memproduksi atau mengolah biomassa menjadi biohidrogen dengan proses termokimia sendiri dibagi lagi menjadi 3 macam: pirolisis, gasifikasi dan pembakaran. Yang membedakan dari ketiga proses ini ialah penggunaan oksigen dalam proses. Proses pirolisis tidak menggunakan oksigen sama sekali, proses gasifikasi menggunakan oksigen dalam jumlah tertentu dan proses pembakaran memerlukan oksigen.

- Pirolisis

Pirolisis melibatkan pemanasan menggunakan suhu yang tinggi dengan tidak adanya kandungan oksigen. Pada proses pirolisis, produk yang dihasilkan tidak hanya gas seperti CO, CO₂, H₂ dan CH₄, namun juga menghasilkan cairan

seperti bio-oil dan padatan berupa karbon (*char*). Proses pirolisis biomassa terjadi menurut reaksi berikut:



(Basu, Prabir. 2013)

Pirolisis sendiri dapat dibagi menjadi dua macam, pirolisis lambat dan pirolisis cepat. Perbedaan dari kedua macam pirolisis ini terletak pada laju pemanasannya. Laju pemanasan pirolisis dikatakan lambat apabila waktu pemanasannya (t_{heating}) lebih lama dibandingkan waktu reaksinya (t_r) dan dikatakan cepat apabila t_{heating} lebih cepat dari t_r . Pada proses pirolisis lambat, produk utama yang biasanya dihasilkan adalah arang (karbon). Biomassa dipanaskan secara perlahan pada suhu rendah yaitu sekitar 400 °C dengan waktu yang dapat mencapai beberapa hari untuk menghasilkan karbon yang maksimal. Sedangkan pada proses pirolisis cepat, biasanya dilakukan untuk mendapatkan produk utama berupa cairan atau bio-oil. Suhu yang digunakan pada proses pirolisis cepat dapat mencapai suhu 1000-10000 °C setiap detiknya. Namun, apabila diinginkan produk utama berupa bio-oil, suhu puncak harus di bawah 650 °C dan apabila diinginkan produk utama berupa gas, suhu puncak dapat mencapai 1000 °C. Beberapa faktor yang dapat meningkatkan yield cairan dalam proses pirolisis cepat antara lain: laju pemanasan yang sangat cepat, suhu reaksi antara 425-600 °C, waktu tinggal yang singkat (< 3 detik) pada reaktor uap dan pendinginan yang cepat dari produk gas.

- Gasifikasi biomassa

Gasifikasi biomassa merupakan proses termokimia yang mengubah biomassa menjadi gas-gas berupa CO, H₂, CO₂, CH₄, H₂O dan N₂. Terdapat pula produk samping dari proses gasifikasi berupa tar dan char (arang). Dalam prosesnya, diperlukan media gasifikasi atau agen gasifikasi yang dapat berupa gas, uap, atau air superkritis. Proses gasifikasi biomassa melibatkan reaksi kimia dengan kandungan oksigen yang sedikit, sekitar 20-40% dari perhitungan stoikiometri.

Gasifikasi umumnya digunakan untuk batubara, gasifikasi batubara pada dasarnya akan menghasilkan lebih banyak gas CO dibandingkan dengan gasifikasi biomassa. Namun, jika ingin mendapatkan lebih banyak gas H₂ dalam proses gasifikasi biomassa, dapat diatur dengan menggunakan agen gasifikasi berupa H₂O (uap air) yang umum disebut sebagai gasifikasi uap. Persamaan reaksi yang terjadi pada proses gasifikasi uap terhadap biomassa adalah sebagai berikut:



Untuk reaksi devolatilisasi atau pirolisis jerami padi, mengikuti persamaan reaksi sebagai berikut:



Proses gasifikasi yang terjadi secara umum adalah:



Water Gas Shift Reaction



Methanation Reaction



Karena tidak adanya oksigen yang dimasukkan ke dalam sistem, maka reaksi pembakaran dapat diabaikan . (Solli, Kjell-Arne., dkk. 2016). Kemudian, reaksi 7-9 dapat dijadikan reaksi homogen, menjadi:

Steam Methane Reforming



(Higman, Christopher. 2003)

Proses gasifikasi biomassa dilakukan pada reaktor yang disebut sebagai gasifier. Gasifier atau reaktor yang digunakan dalam proses gasifikasi umumnya ada tiga, yaitu:

- Fixed bed gasifier

Karena pengoperasiannya yang relatif mudah, *fixed bed gasifier* biasanya digunakan pada skala kecil. Gasifier jenis ini cocok untuk mengolah biomassa dalam bentuk yang cenderung seragam. *Fixed bed gasifier* dapat dibagi lagi menjadi tiga jenis berdasarkan aliran umpan yang dimasukkan, *updraft*, *downdraft* dan *cross draft*. Pada jenis *updraft fixed bed*, gas reaktan dialirkan ke atas melalui unggun biomassa atau arang. Panas yang dihasilkan kemudian dialirkan ke bagian atas reaktor dan dimanfaatkan untuk proses reduksi, pirolisis dan *drying*. Umumnya kandungan tar pada jenis reaktor ini cenderung tinggi. Jenis yang kedua yaitu *downdraft fixed bed*, media gasifikasi dialirkan melalui bagian tengah

gasifier pada bagian oksidasi. Gas hasil pirolisis dan tar akan melewati daerah pembakaran dan pada jenis reaktor ini kandungan tar yang dihasilkan lebih rendah dibandingkan dengan reaktor tipe *updraft*. Sedangkan pada gasifier *crossdraft fixed bed*, media gasifikasi dialirkan secara horizontal ke dalam gasifier dan umpan dialirkan melalui bagian atas atau bagian samping gasifier. Pada reaktor atau gasifier jenis ini, kandungan tar pada hasil keluaran gasifier cenderung tinggi.

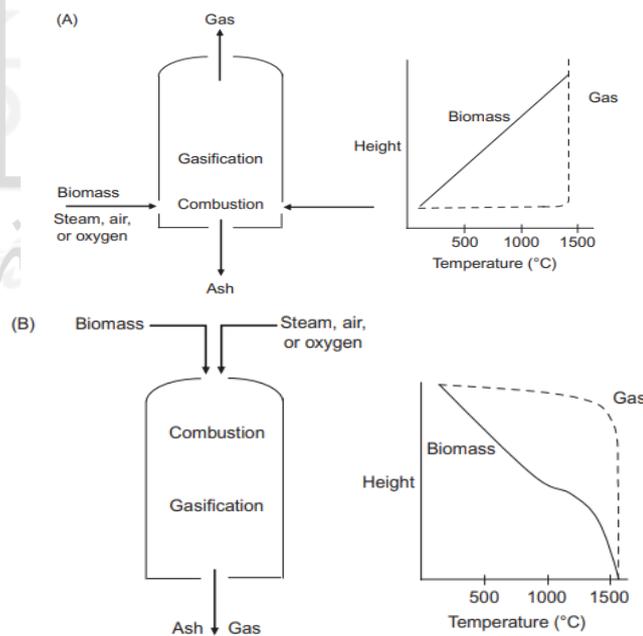
- Fluidized bed

Pada gasifier jenis *fluidized bed*, umpan dikontakkan dengan *bed* panas yang dapat dengan cepat memanaskan partikel umpan, sehingga umpan mengalami proses pengeringan dan pirolisis untuk memproduksi gas dan char. Pada *bubbling fluidized bed*, umpan dapat dimasukkan dari atas maupun dari bagian samping gasifier yang mana media gasifikasi yang berfungsi sebagai gas fluidisasi dimasukkan melalui bagian bawah gasifier. Sedangkan pada *circulating fluidized bed*, padatan bersirkulasi pada sekitar loop yang ditandai dengan terjadinya pencampuran yang intens dan waktu tinggal padatan yang lama. Fluidized bed biasanya beroperasi pada suhu sekitar 800-1000 °C untuk menghindari terjadinya gumpalan atau tumpukan abu yang menjadi produk samping pada proses gasifikasi.

- Entrained flow

Entrained flow gasifier beroperasi pada suhu 1400 °C dengan tekanan 20-70 bar, di mana umpan dimasukkan dalam bentuk bubuk ke dalam media gasifikasi. Media gasifikasi dan umpan biomassa dimasukkan ke dalam reaktor melalui bagian samping atau bagian atas reaktor. Entrained flow gasifier cocok untuk

digunakan sebagai gasifier pada berbagai jenis batubara, kecuali untuk batubara *low-rank* seperti lignit dan biomassa karena tingginya kandungan air di dalam biomassa. Penggunaan gasifier jenis entrained flow memiliki beberapa kekurangan untuk menggasifikasi biomassa, salah satunya adalah waktu tinggal biomassa yang singkat, maka biomassa harus dalam keadaan halus, namun untuk menggiling biomassa menjadi partikel yang sangat kecil, karena bentuknya yang cenderung berserat, menjadi sulit untuk dilakukan. Kemudian untuk biomassa dengan kandungan CaO yang tinggi dan logam alkali yang rendah, titik leleh abu menjadi tinggi, sehingga dibutuhkan suhu yang tinggi pula untuk proses pembakaran, yang mana diperlukan kandungan oksigen yang tinggi untuk proses pembakaran. Namun di sisi lain, biomassa dengan kandungan alkali yang tinggi, titik leleh abu jauh lebih rendah yang berarti menurunkan kebutuhan oksigen untuk menaikkan suhu di atas titik leleh abu.



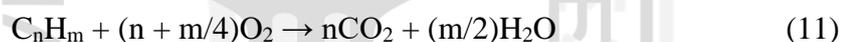
Gambar 1.1 Jenis Reaktor Entrained Bed Untuk Gasifikasi

Sumber: Basu, Prabir. 2013

- Pembakaran

Pembakaran biomassa merupakan metode yang paling awal dalam proses termokimia biomassa menjadi biohidrogen. Pada proses ini, biomassa dikontakkan dengan suhu tinggi biasanya di atas 700 °C dengan jumlah udara yang cukup banyak (110 sampai 150% dari oksigen stoikiometri) untuk menghasilkan produk gas yang utamanya terdiri dari CO₂, H₂O dan N₂. Proses pembakaran dapat mereduksi volume limbah sampai 90%, tergantung dari jenis umpan, jenis reaktor dan kondisi proses. Namun, pada proses ini diperlukan alat untuk mengendalikan gas buang yang mungkin dapat mengandung polutan seperti NO_x, SO_x, PMS, dioksin yang dapat membahayakan lingkungan.

Reaksi hidrokarbon dengan proses pembakaran adalah sebagai berikut:

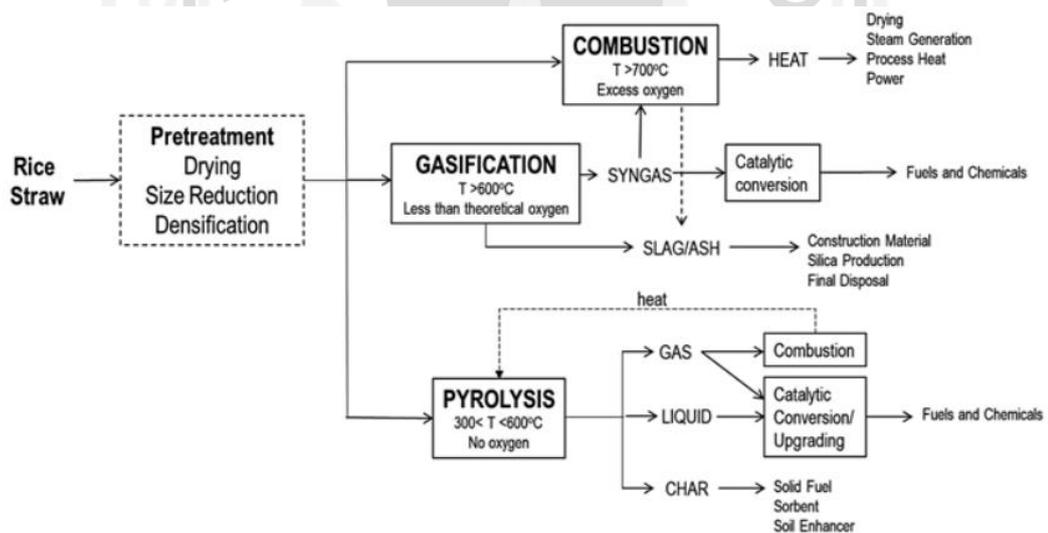


Tabel 1.9 Perbedaan Tinjauan Proses Pada Pirolisis, Gasifikasi dan Pembakaran

Proses	Pirolisis	Gasifikasi	Pembakaran
Suhu proses	300 – 600 °C	> 600 °C	> 700 °C
Waktu reaksi	1 detik (pirolisis cepat) Beberapa hari (pirolisis lambat)	Beberapa detik sampai beberapa menit	-

Produk gas	CO, CH ₄ , C _x H _y , CO ₂ , H ₂ O	CO, H ₂ , CO ₂ , H ₂ O, CH ₄ , C _x H _y , tar, NH _y , NO _x , H ₂ S, COS	CO, CO ₂ , H ₂ O, C _x H _y , NO _x , SO _x
Produk padatan	C _m H _n O _k , N, S, abu	Abu	Abu, N, S
Produk cairan	Bio-oil	Tar	-

(Basu, Prabir. 2013 dan Gummert, Martin., dkk. 2020)



Gambar 1.2 Perbedaan Proses Pirolisis, Gasifikasi dan Pembakaran

Sumber: Gummert, Martin., dkk. 2020

b. Proses biologi

Proses biologi dalam memproduksi biohidrogen dari biomassa memanfaatkan mikroorganisme yang kemudian mikroorganisme tersebut digunakan untuk memfermentasi biomassa. Mikroorganisme yang dapat

digunakan untuk memfermentasi biomassa menjadi biohidrogen adalah *Enterobacter, Clostridium, Thermotoga, Thermoanaerobacter*. Kekurangan dalam proses ini yakni bahan utama bersaing dengan bahan pangan, *yield* hidrogen yang didapatkan hanya 10% - 20% dan harga mikroorganisme cenderung mahal yang kurang sesuai untuk skala besar.

Substrat yang digunakan untuk memproduksi biohidrogen adalah substrat yang mengandung karbon tinggi seperti biomassa, *agricultural waste*, produk yang mengandung lignoselulosa seperti limbah kayu, limbah dari makanan, tanaman air dan alga.

Menurut Cheng, dkk (2012) Salah satunya cara proses produksi biohidrogen secara fermentasi adalah substrat *rice straw* dengan kultur yang digunakan adalah *Clostridium tyrobutyricum* dengan perolehan bioenergi dengan biohidrogen 20 mL H₂/g COD dan biometana 180 mL CH₄/g COD.



Dalam persamaan stoikiometri, selulosa bereaksi dengan air untuk menghasilkan hidrogen dan karbon dioksida.

Enzim dalam memproduksi biohidrogen menggunakan proses biologi adalah menggunakan dengan enzim *hydrogenase* dan *nitrogenase*.

Proses yang dipilih untuk reaksi pengkonversian jerami padi menjadi biohidrogen adalah proses gasifikasi, hal ini dikarenakan jika dibandingkan dengan proses termokimia lainnya seperti pembakaran dan pirolisis, proses gasifikasi merupakan proses yang paling menguntungkan. Karena pada proses gasifikasi, produk utama yang dihasilkan adalah non-condensable gas. Pada

proses gasifikasi juga dapat memilih agen gasifikasi berupa *steam* atau uap air apabila diinginkan produk hidrogen yang lebih banyak.

Dalam proses gasifikasi biomassa terdapat dua reaksi utama, yaitu reaksi devolatilisasi atau pirolisis dan reaksi *steam methane reforming* (SMR). Untuk reaksi pirolisis, konversi reaksi sebesar 83% (Prashanth, Peter Francis., dkk. 2021). Sedangkan untuk reaksi *Steam Methane Reforming*, konversi reaksi sebesar 80% (Kaihu Hou, Ronald Hughes, 2000).

Kelebihan Gasifikasi :

Fluidized bed :

- Adanya pencampuran padatan yang sesuai, temperatur yang sesuai, kesetimbangan temperatur yang lebih cepat antara padatan dan gas.
- Adanya perpindahan panas efisiensi dari eksotermis ke endotermis, karena reaksi gasifikasi yang mengalami kesetimbangan dengan cepat hingga hasil masukan yang cukup tinggi.
- Tidak ada klinker yaitu artinya tidak ada *hot spots* yang mengalami pembentukan partikel-partikel abu yang melebur.

Entrained flow :

- Tidak terlalu mengawasi karakteristik bahan utama, dalam bentuk ukuran kecil.
- *Slag* adalah gas yang dihasilkan dan mengandung komposisi tar, abu. Hasil produk dengan suhu yang tinggi diperlukan *quenching* untuk membersihkan, dan pendinginan dilakukan dengan cara adanya pertukaran panas sehingga panas yang dihasilkan lebih tepat.

Kekurangan Gasifikasi :

Fluidized bed :

- *Pretreatment* oksidatif ditiadakan pada batu bara atau konfigurasi desain khusus, *gasifier* mengalami kesusahan dalam menangani batu bara *caking* dan *swelling* yang mengalami penggumpalan dalam membentuk butir-butiran yang lebih besar.
- Membawa padatan dalam bentuk gas produk yang mengakibatkan perlu ada perlakuan khusus dalam membersihkan padatan di dalam gas produk.

Entrained flow :

- Dalam memenuhi spesifikasi umpan ini, oksigen yang dibutuhkan lebih banyak dan bahan utama yang berukuran besar perlu adanya pengolahan diawal.
- Dalam mengoperasikan *gasifier* jenis ini relatif rumit.

Kelebihan Fermentasi :

- Ada tiga golongan bakteri penghasil hidrogen (*cyanobacteria*, bakteri anaerobik, bakteri fermentasi).
- *Cyanobacteria* cara memperoleh hidrogen dengan dengan mendekomposisikan air dengan bantuan cahaya matahari melalui proses fotosintesis, bakteri anaerobik dengan bahan organik sebagai sumber elektron dan sumber energi dan hasilnya itu adalah hidrogen dengan mikroalga (alga biru dan hijau) dengan proses biophotolysis air.
- Dan tidak menghasilkan polusi.

Kekurangan fermentasi :

- Waktu fermentasi yang begitu lama, suhu yang mempengaruhi hasil dari fermentasi, pH yang dapat mempengaruhi proses fermentasi.
- Dan skala yang dibutuhkan tidak sesuai untuk skala besar dan cocok di laboratorium.

1.3.4 Kegunaan Biohidrogen

Kegunaan biohidrogen sebagai berikut :

- Sebagai bahan utama dalam bidang industri yaitu ammonia, kilang minyak, produksi methanol.
- Sebagai bahan bakar dan dalam penggunaannya bisa untuk penerangan, rumah tangga, komunikasi.
- Dalam pengaplikasian dalam industri sangat luas.
- Mudah dioperasikan dan menguntungkan dalam bidang lingkungan dan iklim (bebas dari O₂ penyebab dari gas rumah kaca).

1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika bertujuan untuk mengetahui sifat panas reaksi suatu zat, apakah zat tersebut bersifat endotermis atau eksotermis, serta reaksi tersebut berjalan secara *reversible* atau *irreversible*.

1.4.1.1 Panas Pembentukan Standar ($\Delta H^{\circ r}$)

Perhitungan panas pembentukan ditujukan untuk mengetahui apakah panas reaksi yang terjadi pada proses merupakan endotermis yang membutuhkan panas dari luar sistem, atau eksotermis yang menghasilkan panas dari reaksi tersebut. Suatu reaksi bisa dikatakan berjalan secara endotermis apabila nilai perhitungan $\Delta H^{\circ r}$ nya bertanda positif, dan sebaliknya, suatu reaksi dikatakan berjalan secara eksotermis, apabila nilai $\Delta H^{\circ r}$ nya bertanda negatif. Nilai $\Delta H^{\circ r}$ dapat dicari dengan Pers. 1.1:

$$\Delta H^{\circ r}_{(298\text{ K})} = \sum \Delta H^{\circ r}_{\text{produk}} - \sum \Delta H^{\circ r}_{\text{reaktan}} \quad (1.1)$$

Di mana, nilai $\Delta H^{\circ r}$ dari masing-masing komponen disajikan pada tabel 1.10

Tabel 1.10 Nilai $\Delta H^{\circ r}$ Masing-masing Komponen

No	Komponen	Harga $\Delta H^{\circ r}$ @ 298 K (kJ/mol)	Harga $\Delta G^{\circ r}$ @ 298 K (kJ/mol)
1	CO	-110,5	-137,28
2	CO ₂	-393,5	-394,38
3	H ₂	0	0
4	H ₂ O	-241,8	-228,6
5	CH ₄	-74,85	-50,84

Sumber: Yaws, 1999

Reaksi yang terjadi pada proses produksi biohidrogen dengan menggunakan proses gasifikasi ada 2: pirolisis dan *steam methane reforming*.

Maka, dengan menggunakan Pers. 1.1, dapat dihitung nilai ΔH°_r untuk setiap proses:

Pirolisis

$$\begin{aligned}
 \Delta H^{\circ}_r (298 \text{ K}) &= \Sigma \Delta H^{\circ}_r \text{ produk} - \Sigma \Delta H^{\circ}_r \text{ reaktan} \\
 &= (0,2 \Delta H^{\circ}_r \text{ CH}_{0,1}\text{O}_{0,1} + 0,325 \Delta H^{\circ}_r \text{ H}_2 + 0,45 \Delta H^{\circ}_r \text{ CO} + 0,13 \\
 &\quad \Delta H^{\circ}_r \text{ CO}_2 + 0,22 \Delta H^{\circ}_r \text{ CH}_4 + 0,1 \Delta H^{\circ}_r \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta H^{\circ}_r \text{ CH}_{1,75}\text{O}_{0,83}) \\
 &= [(0,2*(3,736)) + (0,45*(-110,5)) + (0,13*(-393,5)) + (0,22*(- \\
 &\quad 74,85)) + (0,1*(-241,8))] - [-62,224] \\
 &= [-140,779] - [-62,224] \\
 &= -78,555 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Nilai ΔH°_r bertanda negatif, maka reaksi berjalan secara eksotermis.

Steam Methane Reforming

$$\begin{aligned}
 \Delta H^{\circ}_r (298 \text{ K}) &= \Sigma \Delta H^{\circ}_r \text{ produk} - \Sigma \Delta H^{\circ}_r \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta H^{\circ}_r \text{ CO}_2 + 4(\Delta H^{\circ}_r \text{ H}_2)) - (\Delta H^{\circ}_r \text{ CH}_4 + 2(\Delta H^{\circ}_r \text{ H}_2\text{O})) \\
 &= (-393,5 + 4(0)) - (-74,85 + 2(-241,8)) \\
 &= 164,95 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Nilai ΔH°_r bertanda positif, maka reaksi berjalan secara endotermis.

1.4.1.2 Energi Bebas Gibbs (ΔG°)

Perhitungan energi bebas gibbs ditujukan untuk mengetahui arah reaksi kimia, apakah reaksi yang terjadi pada proses produksi biohidrogen merupakan reaksi yang berjalan secara spontan atau tidak spontan. Reaksi kimia dikatakan berjalan secara spontan apabila nilai ΔG° bertanda negatif (-) dan sebaliknya, reaksi kimia dikatakan berjalan secara tidak spontan apabila nilai ΔG° bertanda

positif (+). Reaksi kimia yang berjalan secara tidak spontan berarti reaksi tersebut membutuhkan energi tambahan yang berasal dari luar sistem. Sedangkan reaksi kimia yang berjalan secara spontan berarti reaksi tersebut dapat terjadi langsung tanpa diperlukan energi tambahan dari luar sistem. Nilai ΔG° dapat dicari dengan Pers. 1.2:

$$\Delta G^\circ_{\text{reaksi}} = \Delta G^\circ_{\text{produk}} - \Delta G^\circ_{\text{reaktan}} \quad (1.2)$$

Di mana, nilai ΔG°_f dari masing-masing komponen disajikan pada tabel 1.10. Untuk data ΔG°_f biomassa, digunakan data ΔG°_f selulosa karena keterbatasan literatur. Alasan ΔG°_f selulosa diambil adalah karena kandungan selulosa yang paling banyak terkandung di dalam biomassa. Dengan menggunakan Pers. 1.2, maka didapatkan nilai ΔG° pada setiap proses adalah:

Pirolisis

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ(298 \text{ K}) &= \sum \Delta G^\circ_{\text{produk}} - \sum \Delta G^\circ_{\text{reaktan}} \\ &= (0,2 \Delta H^\circ G \text{ CH}_{0,1}\text{O}_{0,1} + 0,325 \Delta H^\circ G \text{ H}_2 + 0,45 \Delta H^\circ G \text{ CO} + 0,13 \\ &\quad \Delta H^\circ G \text{ CO}_2 + 0,22 \Delta H^\circ G \text{ CH}_4 + 0,1 \Delta H^\circ G \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta H^\circ G \\ &\quad \text{CH}_{1,75}\text{O}_{0,83}) \\ &= [(0,2*(-214,440)) + (0,325*0) + (0,45*(-137,28)) + (0,13*(- \\ &\quad 394,38)) + (0,22*(-50,84)) + (0,1*(-228,6))] - [-214,440] \\ &= [-189,978] - [-214,440] \\ &= 24,462 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Nilai ΔG° bertanda positif, maka reaksi berjalan secara tidak spontan.

Steam Methane Reforming

$$\begin{aligned}
\Delta G(298\text{ K}) &= \Sigma \Delta G \text{ produk} - \Sigma \Delta G \text{ reaktan} \\
&= (\Delta G^\circ \text{ CO}_2 + 4(\Delta G^\circ \text{ H}_2)) - (\Delta G^\circ \text{ CH}_4 + 2(\Delta G^\circ \text{ H}_2\text{O})) \\
&= (-394,38 + 0) - ((-50,84) + (-228,6)) \\
&= -114,94 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

Nilai ΔG° bertanda negatif, maka reaksi berjalan secara spontan.

Harga konstanta kesetimbangan pada keadaan standar untuk proses dapat dicari dengan Pers. 1.3:

$$\ln K_{(298\text{ K})} = -\Delta G^\circ_{(298\text{ K})}/(RT) \quad (1.3)$$

Dimana untuk mencari nilai K adalah dengan menggunakan Pers. 1.4:

$$K_{298} = \exp\left(-\frac{\Delta G_i^\circ}{RT}\right) \quad (1.4)$$

Konstanta kesetimbangan untuk proses pirolisis:

$$\begin{aligned}
K_{298} &= \exp\left(-\frac{24,462}{8,314 \times 10^{-3} \times 298}\right) \\
&= \exp(-9,875) \\
&= 5,144 \times 10^{-5}
\end{aligned}$$

Konstanta kesetimbangan untuk proses reaksi *Steam Methane Reforming*

$$\begin{aligned}
K_{298} &= \exp\left(-\frac{-114,94}{8,314 \times 10^{-3} \times 298}\right) \\
&= \exp(46,392) \\
&= 1,405 \times 10^{-20}
\end{aligned}$$

Pada suhu $800\text{ }^\circ\text{C} = 1073,15\text{ K}$, konstanta kesetimbangan dapat dihitung menggunakan persamaan Van't Hoff yang disajikan pada Pers. 1.5:

$$\ln \frac{K_{873,15}}{K_{298,15}} = \frac{-\Delta H_r}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) \quad (1.5)$$

Dengan menggunakan Pers. 1.5, maka nilai konstanta kesetimbangan pada proses pirolisis pada suhu 1073,15 K adalah:

$$\begin{aligned} \ln \frac{K_2}{5,144 \times 10^{-5}} &= \frac{-0,78555 \text{ J/mol}}{8,314 \text{ J/K.mol}} \left(\frac{1}{873,15 \text{ K}} - \frac{1}{298,15 \text{ K}} \right) \\ \frac{K_2}{5,144 \times 10^{-5}} &= \exp(2,084 \times 10^{-4}) \\ \frac{K_2}{5,144 \times 10^{-5}} &= 1,000 \\ K_2 &= 5,144 \times 10^{-5} \end{aligned}$$

Nilai $K_2 < 1$, berarti reaksi berjalan *irreversible*

Untuk reaksi *Steam Methane Reforming*, nilai konstanta kesetimbangan pada suhu 1073,15 K adalah:

$$\begin{aligned} \ln \frac{K_2}{1,405 \times 10^{-20}} &= \frac{0,16495 \text{ J/mol}}{8,314 \text{ J/K.mol}} \left(\frac{1}{1073,15 \text{ K}} - \frac{1}{298,15 \text{ K}} \right) \\ \frac{K_2}{1,4056 \times 10^{-20}} &= \exp(-4,8056 \times 10^{-5}) \\ \frac{K_2}{1,4056 \times 10^{-20}} &= 0,9999 \\ K_2 &= 1,405 \times 10^{-20} \end{aligned}$$

Nilai $K_2 < 1$, berarti reaksi berjalan *irreversible*

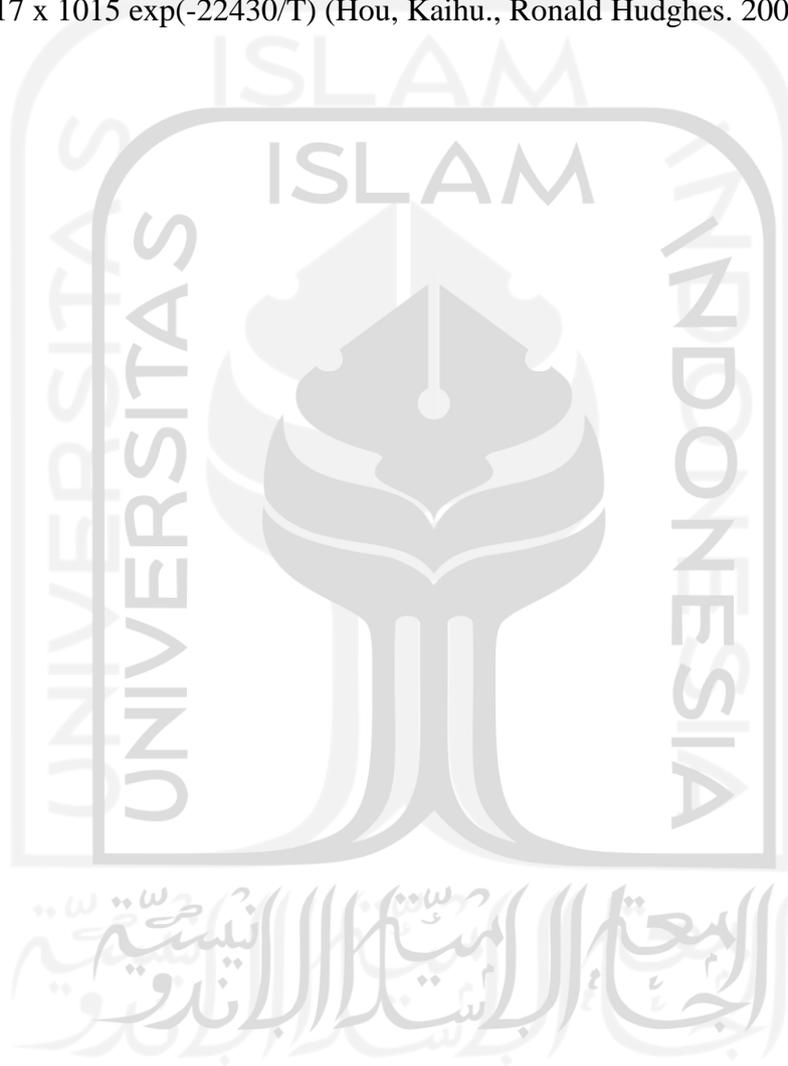
1.4.2 Tinjauan Kinetika

Kinetika untuk reaksi pirolisis jerami padi adalah:

$$k = 1,46 \times 10^{11} \exp(172620 \text{ J mol}^{-1}/RT) \text{ (Kongkaew, Nithitorn., dkk. 2015)}$$

sedangkan kinetika untuk reaksi *steam methane reforming* adalah:

$$k = 2,117 \times 10^{15} \exp(-22430/T) \text{ (Hou, Kaihu., Ronald Hudghes. 2001)}$$



BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Spesifikasi Produk Utama

1. Hidrogen

Rumus molekul	: H ₂
Fase	: Gas
Warna	: Tidak berwarna
Bau	: Tidak berbau
Titik didih	: -253 °C pada tekanan 760 mmHg
Titik leleh	: -259,15 °C
Berat molekul	: 2,02 g/mol
Densitas	: 0,083 lb/ft ³

(MSDS, Airgas. 2020)

2.1.2 Spesifikasi Produk Samping

1. Metana

Rumus molekul	: CH ₄
Fase	: Gas
Warna	: Tidak berwarna
Bau	: Tidak berbau
Titik didih	: -161,48 °C

Titik leleh : -187,6 °C
Suhu kritis : -82,45 °C
Berat molekul : 16,05 g/mol
Densitas : 0,0423 lb/ft³

(MSDS, Airgas. 2020)

2. Karbon Monoksida

Rumus molekul : CO
Fase : Gas
Warna : Tidak berwarna
Bau : Tidak berbau
Titik didih : -191,52 °C
Titik leleh : -211,6 °C
Suhu kritis : -140,15 °C
Berat molekul : 28,01 g/mol
Densitas : 0,072 lb/ft³

(MSDS, Airgas. 2020)

3. Karbon dioksida

Rumus molekul : CO₂
Fase : Gas
Warna : Tidak berwarna
Bau : Tidak berbau

Titik leleh	: Keadaan menyublim -79 °C (menyublim)
Suhu kritis	: 30,85 °C
Berat molekul	: 44,01 g/mol
Densitas	: 0,114 lb/ft ³

(MSDS, Airgas. 2020)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1 Jerami Padi

Jerami padi adalah tanaman yang telah diambil bulir-bulirnya (gabah). Jerami padi memiliki komponen - komponen dari berbagai penyusun salah satunya adalah selulosa, hemiselulosa, dan lignin. Selulosa adalah komponen biomassa yang terbesar, yang memiliki fungsi sebagai pembentuk struktur utama dinding sel tumbuhan. Hemiselulosa adalah kelompok polisakarida namun berbeda dengan selulosa karena memiliki berbagai macam unit gula, rantai molekul sedikit pendek, dan percabangan antar molekul. Lignin adalah komponen makromolekul ketiga yang ada di biomassa, yang memiliki fungsi sebagai pengikat antar serat.

Jerami padi memiliki komposisi kimia dengan memiliki kandungan selulosa sebesar 32-47%, kandungan hemiselulosa 19-27%, kandungan lignin 5-24%, dan kandungan abu 15-20%. (Garrote et al., 2002; Maiorella, 1983; Saha, 2003; Zamora and Crispin, 1995).

Tabel 2.1 Kandungan Jerami Padi

Kandungan	Komposisi (%)
Lignin	14,3
Hemiselulosa	20,4
Selulosa	36,4
Abu*	15,0
Moisture Content (% wb)**	50-80
Moisture Content (% db)***	10-20

Sumber: Kehui Luo., dkk. 2019

*Imman., dkk. 2015

**Mishra, Somra dan Rajesh Kumar. 2021

***Logeswaran., dkk. 2020

Tabel 2.2 Analisa Proksimat dan Ultimat Pada Jerami Padi

Kandungan	Ultimat (wt% dry basis)					Proksimat (wt% wet basis)				LHV* (MJ/Kg)
	C	H	N	O	S	Moisture	FC*	VM*	Ash	
	44,2	6,2	0,8	48,8	-	9,96	5,70	69,22	15,23	14,93

*FC: Fixed Carbon, VM: Volatile Matter, LHV: Low Heating Value

Sumber: Cardenas, R., Alfonso, D., Penalvo, E., dkk.

Berdasarkan analisa ultimat untuk jerami padi tersebut, maka persamaan kimia untuk jerami padi adalah $CH_{1,7}O_{0,8}$.

2.2.2 Air

Rumus molekul	: H ₂ O
Fase	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Bau	: Tidak berbau
Titik didih	: 100 °C
Titik leleh	: 0 °C
Suhu kritis	: 374,1 °C
Tekanan kritis	: 218,3 atm
Berat molekul	: 18 g/mol
Densitas	: 1,00
Kelarutan	: Larut dalam beberapa bahan kimia seperti: asam asetat, aseton, amonia, etanol.

(MSDS, Labchem. 2020)

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas dalam memproduksi biohidrogen dari bahan baku berupa jerami padi meliputi beberapa macam: pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk. Di mana tujuan dari pengendalian kualitas adalah agar seluruh kegiatan produksi dapat menghasilkan produk yang sesuai dengan yang diharapkan dan juga dengan kualitas mutu yang baik.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dilaksanakan dengan maksud untuk mengetahui kualitas bahan baku yang dipergunakan agar dapat sesuai dengan proses yang telah ditentukan. Pada dasarnya, diharapkan pabrik biohidrogen dapat menghasilkan produk biohidrogen yang memiliki kualitas yang sesuai dan jumlah produksi yang dihasilkan dapat sesuai dengan tepat waktu sesuai rencana yang diinginkan.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas proses dilakukan dengan memasang alat pengendali proses yang dipusatkan pada ruang kontrol. Di mana apabila dalam proses produksi biohidrogen dari jerami padi terdapat hal-hal yang tidak seharusnya terjadi atau terjadi penyimpangan yang berkaitan dengan suhu, aliran (*flow*) dan tekanan, maka akan ada sinyal dari alat pengendali tersebut berupa alarm yang berbunyi. Beberapa pengendali kontrol yang terdapat pada pengendalian kualitas proses adalah:

- *Pressure controller*, yang berfungsi untuk mengendalikan tekanan pada suatu alat yang memerlukan tekanan operasi di atas tekanan atmosfer, sehingga perlu dijaga tekanan prosesnya supaya tidak melebihi batas yang telah ditentukan.
- *Level controller*, yang berfungsi untuk mengendalikan volume cairan di dalam tangki supaya tidak melebihi batas yang telah ditentukan.
- *Flow rate controller*, yang berfungsi untuk mengenalkan aliran masuk atau aliran keluar dari dan ke suatu alat.

- *Temperature controller*, yang berfungsi untuk mengendalikan suhu yang mana suhu yang terdapat pada suatu proses tidak boleh melebihi batasan nilai atau *set point* yang telah ditentukan.

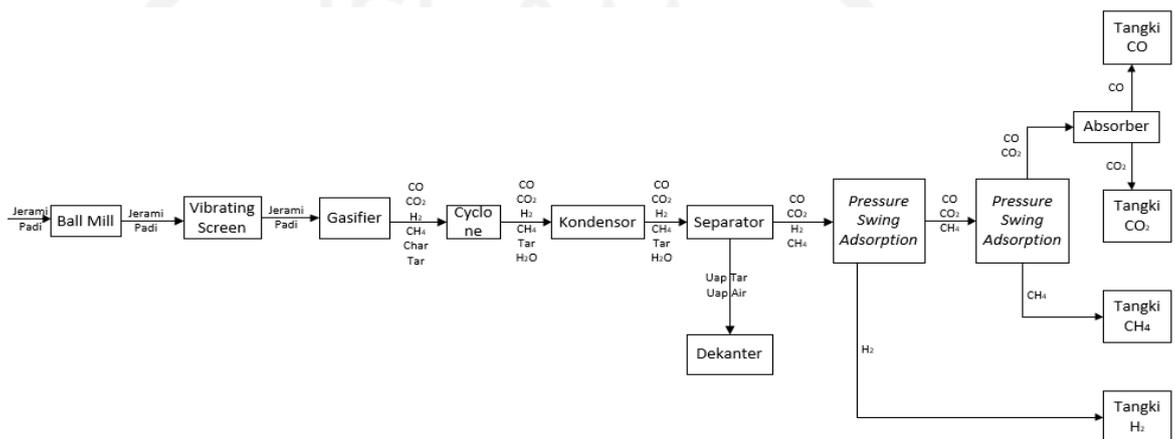
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilaksanakan untuk dapat menjaga kualitas produk yang dihasilkan dari bahan baku menjadi produk. Untuk menghasilkan produk biohidrogen yang memiliki mutu dan kualitas produk maka dibutuhkan bahan yang berkualitas. Dan harus dalam pengawasan terhadap pengendalian kualitas produk dengan *system control* untuk menghasilkan produk yang baik dan dapat berkualitas agar bisa di terima di tangan konsumen.

BAB III

PERANCANGAN PRODUK

3.1 Diagram Alir Proses dan Material



Gambar 3.1 Diagram Alir Material

3.2 Uraian Proses

3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Jerami padi yang didapatkan dari limbah pertanian di Kabupaten Karawang, Jawa Barat kemudian diangkut menggunakan truk menuju tempat penyimpanan bahan baku (SL-01). Jerami padi dialirkan menggunakan *conveyor* (SC-01) menuju *ball mill* (BM-01) untuk dilakukan pengecilan ukuran. Kemudian jerami padi yang sudah dikecilkan ukurannya didistribusikan menuju *vibrating screen* (VS-01) untuk penyamaan ukuran jerami padi sebelum masuk reaktor gasifier (GS-01). Ukuran yang diambil untuk didistribusikan ke gasifier adalah 32

mesh. Jerami padi yang memenuhi syarat ukuran kemudian didistribusikan ke dalam gasifier untuk dilakukan proses gasifikasi.

3.2.2 Tahap Gasifikasi

Umpan berupa jerami padi yang sudah melalui tahap persiapan bahan baku kemudian didistribusikan menuju reaktor gasifier (GS-01) di mana pada proses ini padatan jerami padi direaksikan dengan steam dengan proses reaksi gasifikasi. Reaksi gasifikasi membutuhkan steam pada suhu 800 °C dan tekanan 1 atm. Output dari reaktor akan berupa gas CO, CO₂, H₂ dan juga terdapat produk samping berupa CH₄, tar dan abu. Setelah gas terbentuk, kemudian didistribusikan menuju cyclone (CY-01) dengan tujuan untuk menangkap padatan abu yang terbawa pada hasil keluaran reaktor. Abu yang telah ditangkap pada cyclone kemudian ditampung dengan tangki penampung debu dan gas hasil proses dialirkan menuju cooler (CL-01 dan CL-02) untuk diturunkan suhunya dari 800 °C menjadi 150 °C dan kemudian gas hasil proses didistribusikan ke kondensor (CD-01).

3.2.3 Tahap Pemurnian

Hasil keluaran reaktor gasifier (GS-01) masih terkandung campuran *non-condensable* gas, uap air dan uap minyak (tar). Maka setelah dilakukan penurunan suhu campuran di *cooler* (CL-01 dan CL-02) campuran gas dialirkan menuju kondensor (CD-01) untuk dilakukan perubahan fase uap air dan uap minyak menjadi air dan minyak pada suhu *dew point* 76 °C. Setelah uap air dan uap minyak berubah fase menjadi fase cair, kemudian aliran dialirkan menuju

separator vertikal (SP-01) untuk dipisahkan antara fase cair dengan fase gasnya. Fase cair yang berupa air dan minyak kemudian dialirkan menuju dekanter (DC-01) untuk dipisahkan berdasarkan massa jenisnya dan dialirkan menuju tangki pembuangan limbah. Kemudian fase gas yang berupa gas CO, CO₂, H₂ dan CH₄ dialirkan menuju *Pressure Swing Adsorption* (AD-01) untuk memurnikan gas H₂ dari gas impuritas lain seperti CO, CO₂ dan CH₄. Gas H₂ hasil pemurnian memiliki kemurnian 99,99% yang kemudian disimpan di dalam tangki penyimpanan H₂ pada tekanan simpan 687,358 atm. Gas CO, CO₂ dan CH₄ kemudian dialirkan menuju *Pressure Swing Adsorption* (AD-02) untuk memurnikan gas CH₄ yang kemudian disimpan di dalam tangki penyimpanan CH₄ pada tekanan simpan 391,755 atm. Sisa gas berupa gas CO dan gas CO₂ kemudian dialirkan menuju absorber untuk dipisahkan kandungannya dan masing-masing gas dialirkan menuju tangki penyimpanan CO pada tekanan 473,571 atm dan CO₂ pada tekanan 169,770 atm. Gas CH₄, CO dan CO₂ merupakan hasil samping yang juga memiliki nilai jual, sehingga gas tersebut dimurnikan dan disimpan dalam masing-masing tangki untuk kemudian dijual.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Ball Mill

Tabel 3.1 Spesifikasi Alat *Ball Mill*

Kode	BM-01
Jenis Alat	<i>Marcy Ball Mill</i>
Fungsi	Memperkecil ukuran jerami padi

Tabel 3.1 Spesifikasi Alat *Ball Mill* (lanjutan)

Jenis Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Jumlah	1 unit	
Kondisi	Tekanan :	1 atm
Operasi	Suhu :	30 °C
Spesifikasi <i>Ball Mill</i>	Diameter:	1,828 m
	Panjang:	2,438 m
	Tebal Dinding:	0,005 m
	Daya:	220 Hp
	Kecepatan:	21 rpm
Harga	\$ 451.977	

3.3.2 Vibrating Screen

Tabel 3.2 Spesifikasi Alat *Vibrating Screen*

Kode	VS-01	
Fungsi	Memisahkan ukuran jerami padi yang sudah dikecilkan agar seragam	
Jumlah	1 unit	
Kondisi	Tekanan	1 atm
Operasi	Suhu	30 °C
Spesifikasi <i>Vibrating</i>	Diameter ayakan	0,00034 m
	Panjang	3 m

<i>Screen</i>	Lebar	1,863 m
	Daya	30 Hp
	No ayakan	35
	Ukuran mesh	32 mesh
	Faktor bukaan	35%
	Luas <i>screen</i>	0,305 m
Harga	\$ 14.195	

3.3.3 Gasifier

Tabel 3.3 Spesifikasi Alat Gasifier

Kode	GS-01	
Fungsi	Tempat bereaksinya jerami padi dengan steam untuk membentuk <i>non-condensable gas</i>	
Jumlah	1 unit	
Tipe	Fluidized Bed	
Material	<i>Stainless steel SA 182 Grade F321 Tipe 321</i>	
Kondisi	Tekanan	1 atm
Operasi	Suhu Operasi	800 °C
Spesifikasi	Tinggi Total Reaktor	1,738 m
Gasifier	<i>Transport Disengaging Height</i>	0,307 m
	Tinggi Head Total, Lh	0,355 m
	Diameter Freeboard, Df	0,706 m

	Diameter Zona Reaksi, Dt	0,512 m
	Waktu Tinggal	2,096 detik
Harga	\$ 11.469	

3.3.4 Cyclone

Tabel 3.4 Spesifikasi Alat *Cyclone*

Kode	CY-01	
Fungsi	Memisahkan material padatan dengan komponen gas	
Material	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Jumlah	1 unit	
Kondisi	Tekanan	1 atm
Operasi	Suhu	800 °C
Spesifikasi <i>Cyclone</i>	Diameter	0,268 m
	Tinggi	1,070 m
Harga	\$ 109.133	

3.3.5 Kondensor

Tabel 3.5 Spesifikasi Alat Kondensor

Kode	CD-01
Fungsi	Mengembunkan uap air dan uap minyak menjadi fase cair

Tabel 3.5 Spesifikasi Alat Kondensor (lanjutan)

Jumlah	1 alat	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Material	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	
Jumlah Tube	470 buah	
Cold Fluid : Tube (Dowtherm)	BWG	0,457 m
	IDt	0,0003 m ²
	ODt	0,013 m
	Flow area	0,003 m
	Passes	1
Hot Fluid : Shell (Gases)	IDs	0,019 m
	Baffle	0,009 m
	Passes	0,603 m
	A	0,0019 m ²
	Ud	3119681,2200
	Uc	382,9530
	Rd	0
	Rd min	0,0010
	Jumlah Alat	1
Harga	\$ 70.408	

3.3.6 Separator

Tabel 3.6 Spesifikasi Alat Separator

Kode	SP-01	
Fungsi	Memisahkan campuran fase cair dan fase gas	
Tipe	Silinder vertikal dengan alas dan tutup hemispherical	
Material	<i>Carbon Steel 283 Grade C</i>	
Kondisi	Tekanan	1 atm
Operasi	Suhu	76,65 °C
Dimensi Separator	Shell	
	Tinggi	1,378 m
	Tebal Shell	0,005 m
	OD	0,406 m
	Head	
	Tinggi	0,015 m
	Tebal	0,005 m
	Tinggi Total	1,392 m
	Nilai H/D	0,036 m
Harga	\$ 7.268	

3.3.7 Adsorber

Tabel 3.7 Spesifikasi Alat Adsorber

Kode	AD-01		AD-02
Fungsi	Memurnikan gas H ₂		Memurnikan gas CH ₄
Jumlah	1 unit		1 unit
Jenis	<i>Pressure Swing Adsorption</i>		<i>Pressure Swing Adsorption</i>
Material	<i>Stainless Steel SA 240 Type</i> <i>304</i>		<i>Stainless Steel SA 240 Type</i> <i>304</i>
Kondisi Operasi	Tekanan	1 atm	2,701 atm
	Suhu	76,65 °C	76,65 °C
Dimensi	<i>Shell</i>		
Adsorber	ID:	1,130 m	1,306 m
	Tinggi:	4,201 m	4,516 m
Spesifikasi	Tebal:	0,019 m	0,013 m
	Tinggi isian:	3,597 m	4,159 m
	<i>Head</i>		
	Jenis:	<i>Torrispherica</i> <i>1 head</i>	<i>Torrispherical head</i>
	Tebal:	0,019 m	0,013 m
Adsorben	a. Karbon aktif		a. Karbon aktif
	Bentuk:	<i>Granular</i>	<i>Granular</i>
	Diameter	0,002 m	0,002 m

	partikel:		
	Massa (kg)	3597207 kg	6396,344 kg
	b. Molecular sieve (Zeolite tipe 13X)		
	Bentuk:	<i>Sphere</i>	
	Diameter partikel:	0,002 m	
	Massa (kg)	1199,778 kg	
Harga	\$ 7.382	\$ 3.407	

3.3.8 Absorber

Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Absorber

Kode	AB-01	
Fungsi	Menyerap gas CO dari CO ₂	
Jumlah	1 unit	
Jenis Bahan	<i>Seamless Low-alloy Steels SA-335 Grade P1</i>	
Kondisi Operasi	Tekanan	4,402 atm
	Suhu	76,65 °C
Dimensi Absorber	Tinggi Absorber	5,436 m
	Diameter Absorber	1,677 m

Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Absorber (lanjutan)

	Tebal Head	0,313 in
	Tebal Shell	0,313 in
	Jenis Absorben	NaOH
Harga	\$ 21.000	

3.3.10 Alat Penyimpanan

a. Silo

Tabel 3.9 Spesifikasi Alat Silo

Kode	SL-01	
Fungsi	Menyimpan jerami padi untuk kebutuhan selama 7 hari	
Jumlah	1 alat	
Tipe	Silinder tegak dengan conical bottom dan flat head	
Material	<i>Carbon Steels SA-283 Grade C</i>	
Kondisi	Tekanan	1 atm
Operasi	Suhu	30 °C
Spesifikasi Silo	Diameter	1,955 m
	Tebal Silo	1,625 m
	Tebal Head	0,75 m
	Tinggi Silo	4,683 m
	Waktu Penyimpanan	7 hari
Harga	\$ 114.357	

b. Tangki Penyimpanan

Tabel 3.10 Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan

Kode	T-01		T-03	T-04
Fungsi	Menyimpan H ₂ pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm selama 7 hari		Menyimpan CO ₂ pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm selama 7 hari	Menyimpan CH ₄ pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm selama 7 hari
Jumlah	1 alat		1 alat	1 alat
Tipe	<i>Spherical tank</i>		<i>Spherical tank</i>	<i>Spherical tank</i>
Material	<i>Carbon Steels SA-283 Grade C</i>		<i>Carbon Steels SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steels SA-283 Grade C</i>
Kondisi	P	687 atm	170 atm	392 atm
Operasi	T	76,65 °C	76,65 °C	76,65 °C
Dimensi Tangki	Kapasitas	368,367	2409,304 kg	125,977 kg
	Tangki	kg		
	Volume	4,915 m ³	1546,077 m ³	80,841 m ³
	Tangki			

Tabel 3.11 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (lanjutan)

	Diameter Tangki	2,110 m	14,796 m	14,349 m	5,366 m
	Tebal Shell	0,005 m	0,005 m	0,005 m	0,005 m
Harga	\$ 17.375		\$ 774.495	\$ 729.524	\$ 107.203

3.3.11 Heat Exchanger

Tabel 3.11 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger*

Kode	CL - 01	CL - 02
Fungsi	Menurunkan temperatur keluaran Cyclone dari 800°C menjadi 300°C untuk diumpankan menuju Kondensor	Menurunkan temperatur keluaran Cyclone dari 300°C menjadi 150°C untuk diumpankan menuju Kondensor
Jumlah	1 alat	1 alat
Tipe	<i>Shell and Tube Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Exchanger</i>
Jenis Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah Tube	1 buah	1 buah

Tabel 3.11 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger* (lanjutan)

Cold Fluid : Tube (Downtherm)		
BWG	16	16
IDt	0,015 m	0,015 m
ODt	0,019 m	0,019 m
Flow area	$19 \times 10^{-4} \text{ m}^2$	$19 \times 10^{-4} \text{ m}^2$
Passes	2	2
Hot fluid : Shell (Gases)		
IDs	0,488 m	0,488 m
Baffle	0,366 m	0,366 m
Passes	2	2
A	1588 m ²	1,243 m ²
Ud	50 Btu/jam ft ² °F	50 Btu/jam ft ² °F
Uc	136,35 Btu/jam ft ² °F	136,35 Btu/jam ft ² °F
Rd	0,0319 Btu/jam ft ² °F	0,0475 Btu/jam ft ² °F
Jumlah alat	1 unit	1 unit

3.3.12 Screw Conveyor

Tabel 3.12 Spesifikasi Alat *Screw Conveyor*

Kode :	SC-01		SC-02	
Fungsi :	Memindahkan jerami padi dari silo (SL-01) menuju ball mill (BM-01)		Mengangkut bahan baku jerami padi dari ball mill (BM-01) menuju vibrating screen (VS-01)	
Jumlah	1 unit		1 unit	
Tipe	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>		<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	
Material	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>		<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>	
Kondisi	Tekanan	1 atm	Tekanan	1 atm
Operasi	Suhu	30 °C	Suhu	30 °C
Dimensi <i>Screw Conveyor</i>	Kapasitas	1615,078 ft ³ /jam	Kapasitas	1647,379 ft ³ /jam
	Diameter	0,610 m	Diameter	0,610 m
	Kecepatan	37,043 rpm	Kecepatan	37,784 rpm
	Panjang	7 m	Panjang	7 m
	Daya	2,170 Hp	Daya	1,530 Hp
Harga	\$ 7.949		\$ 8.571	

3.3.13 Bucket Elevator

Tabel 3.13 Spesifikasi Alat Bucket Elevator

Kode	BE-01		BE-02	
Fungsi	Mengangkut jerami padi dari keluaran VS-01 menuju Gasifier GS-01		Mengangkut jerami padi oversize dari keluaran VS-01 menuju SC-01	
Jumlah	1 unit		1 unit	
Tipe	<i>Centrifugal Discharge Elevator</i>		<i>Centrifugal Discharge Elevator</i>	
Kondisi	Tekanan	1 atm	Tekanan	1 atm
Operasi	Suhu	30 °C	Suhu	30 °C
Dimensi <i>Bucket Elevator</i>	Kapasitas Bucket Elevator (kg/jam)	24,682	Kapasitas Bucket Elevator (kg/jam)	483,965
	Tinggi Elevator (m)	15,240	Tinggi Elevator (m)	15,240
	Volume Bucket (m ³ /jam)	42,85	Volume Bucket (m ³ /jam)	0,840
	Daya	0,333 Hp	Daya	0,050 Hp
Harga	\$ 20.441		\$ 17.602	

3.3.14 Kompresor

Tabel 3.14 Spesifikasi Alat Kompresor

Kode:	C-01	C-02	C-03	
Fungsi:	Menaikkan tekanan H ₂ dari Adsorber (AD-01) sebelum masuk ke Tangki Penyimpanan H ₂ (TK-01)	Menaikkan tekanan CO dari Absorber (AB-01) sebelum masuk ke Tangki Penyimpanan CO (TK-02)	Menaikkan tekanan CO ₂ dari Adsorber (AD-01) sebelum masuk ke Tangki Penyimpanan CO ₂ (TK-03)	
Jenis:	<i>Reciprocating Compressor</i>	<i>Reciprocating Compressor</i>	<i>Reciprocating Compressor</i>	
Material	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	
Kondisi operasi	<i>Suction Pressure:</i>	33,40 atm	33,40 atm	33,40 atm
	<i>Discharge Pressure:</i>	687,36 atm	473,57 atm	169,77 atm
	<i>Suction Temperature:</i>	76,65 °C	76,65 °C	76,65 °C
	<i>Discharge Temperature:</i>	162,67 oC	149,6	111,05 oC
Dimensi Kompresor	Kapasitas:	470253,26 L/jam	6639283 L/jam	7094548 L/jam

Tabel 3.14 Spesifikasi Alat Kompresor (lanjutan)

	<i>Compression ratio:</i>	2,1	1,9	2,3
	Single/Multistage:	Multistage 4 Stage	Multistage 4 Stage	Multistage 2 Stage
	Daya Motor:	100 Hp	800 Hp	250 Hp
Harga	\$ 93.500		\$ 620.500	\$ 215.300

Tabel 3.14 Spesifikasi Alat Kompresor (lanjutan)

Kode:	C-04	C-05	
Fungsi:	Menaikkan tekanan CH ₄ dari Adsorber (AD-02) sebelum masuk ke Tangki Penyimpanan CH ₄ (TK-04)	Menaikkan tekanan gas CO, H ₂ , CO ₂ dan CH ₄ dari condensor parsial menuju adsorber	
Jenis:	<i>Reciprocating Compressor</i>	<i>Reciprocating Compressor</i>	
Material	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	
Kondisi operasi	<i>Suction Pressure:</i>	33,40 atm	1 atm
	<i>Discharge Pressure:</i>	391,76 atm	1,7 atm
	<i>Suction Temperature:</i>	76,65 °C	76,65 °C

Tabel 3.15 Spesifikasi Alat Kompresor (lanjutan)

	<i>Discharge Temperature:</i>	130,04 °C	101,74 °C
Dimensi	Kapasitas:	370956 L/jam	507047 L/jam
Kompresor	<i>Compression ratio:</i>	2,3	1,6
	Single/Multistage:	Multistage 3 Stage	Multistage 2 Stage
	Daya Motor:	186924 Watt	186824 Watt
Harga	\$ 215.300		\$ 230.000

3.3.15 Blower

Tabel 3.15 Spesifikasi Alat *Blower*

Kode	BL-01	BL-02	BL-03	BL-04	BL-05
Fungsi	Mengalirka n gas CO, H2, CO2, CH4 dan padatan sisa dari gasifier menuju cyclone (CY-01)	Mengalirka n gas CO, H2, CO2 dan CH4 dari cyclone menuju cooler (CL- 01)	Mengalirka n gas CO, H2, CO2 dan CH4 dari cooler (CL-01) menuju cooler (CL- 02)	Mengalirka n gas CO, H2, CO2 dan CH4 dari cooler (CL-02) menuju kondensor parsial (CD- 01)	Mengalirkan gas CO, H2, CO2 dan CH4 dari condensor parsial menuju adsorber (AD-01)

Tabel 3.15 Spesifikasi Alat Blower (lanjutan)

Jumlah	<i>1 unit</i>		<i>1 unit</i>	<i>1 unit</i>	<i>1 unit</i>	<i>1 unit</i>
Tipe	<i>Centrifugal Blower</i>		<i>Centrifugal Blower</i>	<i>Centrifugal Blower</i>	<i>Centrifugal Blower</i>	<i>Centrifugal Blower</i>
Material	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>		<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>			
Kondisi Operasi	Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm
	Suhu	800 °C	800 °C	300 °C	150 °C	76 °C
Dimensi Kompresor	Kapasitas (m ³ /menit)	2.758	2.596	1.386	1.022	535,880
	Efisiensi	87%	86%	86%	85%	85%
	Daya	27 Hp	20 Hp	10 Hp	7,5 Hp	5 Hp
Harga	\$ 7.200		\$ 4200	\$ 2.200	\$ 1.600	\$ 2.400

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.1 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)						
	F1	F5	F7	F8	F14	F17	F19	F21	F22
Jerami padi	20165,217	0	3489,341	0	0	0	0	0	0
H ₂ O (g)	0	14403,726	0	0	11622,070	0	0	0	0
H ₂ (g)	0	0	0	0	0	1262,048	0	0	0
CH ₄ (g)	0	0	0	0	0	0	431,721	0	0
CO (g)	0	0	0	0	0	0	0	7726,823	0
CO ₂ (g)	0	0	0	0	0	0	0	0	8256,663
Char	0	0	168,028	1512,250	0	0	0	0	0
Tar	0	0	0	0	100	0	0	0	0
Total	34568,943		34568,943						

3.4.2 Neraca Massa Alat

1. Neraca Massa di *Ball Mil* (BM-01)

Tabel 3.16 Neraca Massa di *Ball Mill* (BM-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	F1	F3 (recycle)	F2
Jerami padi	20.165,217	403,304	20.568,521
Total	20.568,521		20.568,521

2. Neraca Massa di *Vibrating Screen* (VS-01)

Tabel 3.17 Neraca Massa di *Vibrating Screen* (VS-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F2	F3 (recycle)	F4
Jerami padi	20.568,521	403,304	20.165
Total	20.568,521	20.568,251	

3. Neraca Massa di Gasifier (GS-01)

Tabel 3.18 Neraca Massa di Gasifier (GS-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	F4	F5	F6	F7
$\text{CH}_{1,75}\text{O}_{0,83}$	20174,473			3490,951
H_2O (g)		14403,726	11620,787	
$\text{CH}_{0,1}\text{O}_{0,1}$			1512,947	168,105

Tabel 3.18 Neraca Massa di Gasifier (GS-01) (lanjutan)

CO			7730,388	
H ₂			1262,630	
CH ₄			431,920	
CO ₂			8260,471	
Tar			100,000	
Total		34578,199		34578,199

4. Neraca Massa di *Cyclone* (CY-01)

Tabel 3.19 Neraca Massa di *Cyclone* (CY-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F6	F8	F9
H ₂ O (g)	11620,787		11620,787
CH _{0,1} O _{0,1} (s)	1512,947	1512,947	
CO (g)	7730,388		7730,388
H ₂ (g)	1262,630		1262,630
CH ₄ (g)	431,920		431,920
CO ₂ (g)	8260,471		8260,471
Tar (C ₆ H ₆ O) (g)	100,000		100,000
Total	30919,143	30919,143	

5. Neraca Massa di *Cooler* (CL-01)

Tabel 3.20 Neraca Massa di *Cooler* (CL-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	F9	F10
H ₂ O (g)	11620,787	11620,787
CO (g)	7730,388	7730,388
H ₂ (g)	1262,630	1262,630
CH ₄ (g)	431,920	431,920
CO ₂ (g)	8260,471	8260,471
Tar (C ₆ H ₆ O) (g)	100,000	100,000
Total	29406,196	29406,196

6. Neraca Massa di *Cooler* (CL-02)

Tabel 3.21 Neraca Massa di *Cooler* (CL-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	F10	F11
H ₂ O (g)	11620,787	11620,787
CO (g)	7730,388	7730,388
H ₂ (g)	1262,630	1262,630
CH ₄ (g)	431,920	431,920
CO ₂ (g)	8260,471	8260,471
Tar (C ₆ H ₆ O) (g)	100,000	100,000
Total	29406,196	29406,196

7. Neraca Massa di Kondensor (CD-01)

Tabel 3.22 Neraca Massa di Kondensor (CD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	F11	F12
H ₂ O	11620,787	11620,787
CO (g)	7730,388	7730,388
H ₂ (g)	1262,630	1262,630
CH ₄ (g)	431,920	431,920
CO ₂ (g)	8260,471	8260,471
Tar (C ₆ H ₆ O)	100,000	100,000
Total	29406,196	29406,196

8. Neraca Massa di Separator (SP-01)

Tabel 3.23 Neraca Massa di Separator (SP-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F12	F13	F14
H ₂ O	11620,787	0	11620,787
CO (g)	7730,388	7730,388	0
H ₂ (g)	1262,630	1262,630	0
CH ₄ (g)	431,920	431,920	0
CO ₂ (g)	8260,471	8260,471	0
Tar (C ₆ H ₆ O)	100,000	0	100,000
Total	29406,196	29406,196	

9. Neraca Massa di Adsorber (AD-01)

Tabel 3.24 Neraca Massa di Adsorber (AD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F13	F17	F18
CO (g)	7730,388		7730,388
H ₂ (g)	1262,630	1262,630	
CH ₄ (g)	431,920		431,920
CO ₂ (g)	8260,471		8260,471
Total	17685,409	17685,409	

10. Neraca Massa di Adsorber (AD-02)

Tabel 3.25 Neraca Massa di Adsorber (AD-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F18	F19	F20
CO (g)	7730,388		7730,388
CH ₄ (g)	431,920	431,920	
CO ₂ (g)	8260,471		8260,471
Total	16422,779	16422,779	

11. Neraca Massa di Absorber (AB-01)

Tabel 3.26 Neraca Massa di Absorber (AB-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F20	F21	F22
CO (g)	7730,388	7730,388	

Tabel 3.26 Neraca Massa di Absorber (AB-01) (lanjutan)

CO ₂ (g)	8260,471	8260,471
Total	15990,859	15990,859

3.5 Neraca Panas

1. Neraca Panas di Gasifier (GS-01)

Tabel 3.27 Neraca Panas di Gasifier (GS-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
Q _{in}	160942,691	
Q _{reaksi}	30487,181	
Q _{out}		50527029,314
Q _{pendingin}		-50335599,442
Total	191429,873	191429,873

2. Neraca Panas di Kondensor (CD-01)

Tabel 3.28 Neraca Panas di Kondensor (CD-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
Q _{in}	11015862,428	
Q _{out}		4598787,642
Q _{pendingin}		6417074,786
Total	11015862,428	11015862,428

3. Neraca Panas di *Cooler* (CL-01)

Tabel 3.29 Neraca Panas di *Cooler* (CL-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
Q _{in}	802599953	
Q _{out}		233536168
Q _{pendingin}		569063786
Total	802599953	802599953

4. Neraca Panas di *Cooler* (CL-02)

Tabel 3.30 Neraca Panas di *Cooler* (CL-02)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
Q _{in}	233536168	
Q _{out}		97405563
Q _{pendingin}		136130604
Total	233536168	233536168

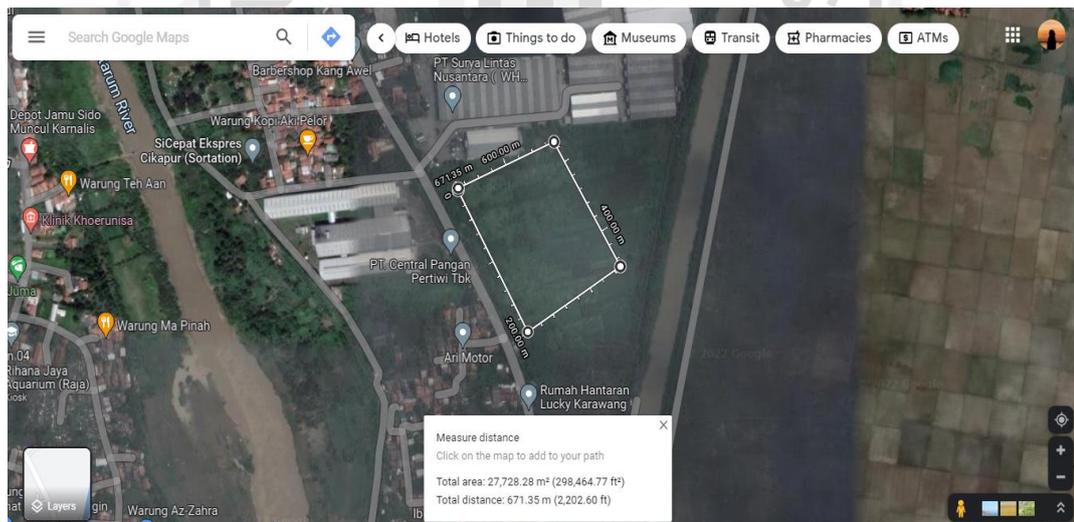
BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik (*Plant Location*)

Penentuan lokasi dalam mendirikan pabrik adalah hal yang penting untuk dipertimbangkan. Tujuan ini menyangkut kelangsungan pabrik baik secara ekonomi maupun operasional mulai dari produksi, distribusi dan pemasaran. Ada beberapa aspek yang menjadi dalam penentuan dan pemilihan lokasi mendirikan pabrik yang diantaranya adalah ketersediaan bahan baku, transportasi, pemasaran, lingkungan disekitar pabrik, sarana di sekitar pabrik, dan sebagainya.

Pabrik biohidrogen dengan kapasitas 10.000 ton/tahun ini direncanakan akan didirikan di Tunggakjati, Karawang Barat, Kabupaten Karawang, Jawa Barat.



Gambar 4.1 Rencana Lokasi Pendirian Pabrik

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

a. Ketersediaan Bahan Baku

Kebutuhan bahan baku merupakan kebutuhan utama untuk keberlangsungan pabrik dan sangatlah penting. Dalam menentukan lokasi pabrik yang dekat dengan sumber bahan baku untuk meminimalkan biaya transportasi bahan baku yang besar. Jerami padi merupakan bahan baku utama dalam pembuatan biohidrogen yang diperoleh dari kawasan sawah di sekitar pabrik.

b. Pemasaran Produk

Lokasi pabrik diharapkan agar berdekatan dengan kawasan sawah, karena untuk menjalankan produksi membutuhkan jerami padi sebagai bahan baku utama. Karawang adalah lokasi yang strategis dalam memasarkan produk karena lokasi yang berdekatan dengan area persawahan.

c. Utilitas

Utilitas adalah hal yang penting dalam proses produksi pabrik, karena sebagai sarana pendukung proses. Diantara sarana utilitas adalah air, listrik, bahan bakar, dan lain-lain. Oleh sebab itu, lokasi pabrik yang berdekatan dengan ketersediaan sarana utilitas sangat amat menguntungkan. Pabrik biohidrogen ini, Air dapat diperoleh dari air Sungai Citarum, Jawa Barat. Selanjutnya, kebutuhan listrik didapat dari Perusahaan Listrik Negara (PLN), jikalau ada gangguan dapat memanfaatkan generator cadangan. Dan, kebutuhan bakar diperoleh dari PT. Pertamina.

d. Transportasi

Salah satu faktor penting yaitu transportasi untuk memilih lokasi pabrik karena memerlukan penyediaan bahan baku, pemasaran dan pengangkutan produk dapat dilakukan dengan jalur darat. Pendirian pabrik di Karawang sangat memudahkan transportasi darat yang mudah dijangkau dan dilewati seperti jalan raya dan jalan tol, sehingga tidak terjadi permasalahan yang serius dan bahan baku dapat diproses dengan cepat karena adanya sarana transportasi jalur darat.

e. Tenaga Kerja

Mendirikan suatu pabrik di daerah tentu saja dapat membuka lapangan pekerjaan yang luas dan memadai untuk masyarakat sekitar. Sebagai kawasan industri daerah ini sangat cocok untuk kawasan industri. Dan kebutuhan tenaga kerja yang terampil dan berkualitas menjadi hal yang paling utama agar kegiatan produksi dapat berjalan dengan baik.

f. Keadaan Iklim dan Tanah

Kabupaten Karawang, Jawa Barat memiliki iklim tropis. Sebab itu keadaan iklim, tanah, dan cuaca relatif stabil dan tidak ekstrim. Suhu udara normal Karawang sekitar 24-33°, dan operasi pabrik dapat berjalan dengan lancar.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

a. Perluasan Pabrik

Mendirikan pabrik harus mempertimbangkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun ke depan. Hal ini dilakukan untuk mengantisipasi meningkatnya permintaan produk yang dihasilkan. Maka dari itu, memilih lokasi dalam mendirikan pabrik harus berada di daerah yang memadai dan cukup.

b. Perizinan Tanah

Untuk saat ini Karawang banyak dijadikan sebagai daerah kawasan industri. Sehingga dapat mempermudah perizinan dalam pendirian industri pabrik.

c. Lingkungan Masyarakat Sekitar

Sikap masyarakat Karawang cukup terbuka dengan adanya pendirian industri pabrik. Dikarenakan adanya pendirian industri maka membuka lapangan pekerjaan yang meluas untuk masyarakat sekitar dan dapat meningkatkan perekonomian masyarakat secara menyeluruh.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik adalah tempat pengaturan fasilitas secara keseluruhan yang ada di pabrik. Tata letak pabrik meliputi tempat perkantoran, tempat produksi, tempat gudang, fasilitas umum, unit-unit utilitas, tempat pengolahan limbah dan lain-lain. Tata letak pabrik harus dirancang secara ekonomi kegiatan operasional produksi agar berjalan sesuai tepat, optimal dan efisien waktu yang

baik, contohnya lalu lintas barang dan akses karyawan. Dan yang lebih terpenting faktor keamanan menjadi hal utama seperti penempatan alat-alat produksi harus ditata sedemikian rupa agar kenyamanan dan keamanan karyawan selama bertugas dapat terjamin.

Perancangan tata letak pabrik yang baik memiliki keuntungan yakni (Peters dan Timmerhaus, 2004):

1. Mengurangi biaya produksi.
2. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses.
3. Meningkatkan keselamatan kerja.
4. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi, sehingga dapat mengurangi bahan penanganan.
5. Memberikan ruang gerak agar mempermudah dalam perbaikan peralatan dan mesin ketika terjadi kerusakan.

Tata letak pabrik terbagi menjadi beberapa bagian utama sebagai berikut.

4.2.1 Perkantoran / Administrasi

Tempat perkantoran dan tempat administrasi adalah pusat dalam berkegiatan, dan untuk urusan dengan pihak dalam dan luar pabrik sendiri. Tempat ini biasanya berada di bagian depan area pabrik.

4.2.2 Produksi

Tempat produksi adalah tempat berlangsungnya kegiatan operasional. Tempat ini juga termasuk tempat penyimpanan bahan baku dan produk,

penempatan alat-alat proses dan ruang pengendalian. Tempat ini berada di tempat yang terpisah dengan tempat lainnya yang bertujuan sebagai keamanan.

4.2.3 Fasilitas Umum

Fasilitas umum adalah tempat yang digunakan oleh karyawan seperti perumahan, klinik poli, tempat ibadah, kantin, taman, dan lain-lain.

4.2.4 Utilitas dan Instalasi

Tempat utilitas dan instalasi adalah tempat yang menyediakan kebutuhan-kebutuhan penunjang proses, seperti kebutuhan air, *steam* pemanas, air pendingin, listrik, dan bahan bakar.

4.2.5 Keamanan

Tempat keamanan adalah tempat untuk menyimpan alat-alat keamanan untuk mengantisipasi dan meminimalisir yang dapat ditimbulkan apabila terjadi kebakaran, ledakan, asap, kebocoran gas beracun dan lain-lain. Oleh sebab itu, diharuskan menyediakan alat pemadam kebakaran di beberapa titik yang berbahaya dan memicu kebakaran.

4.2.6 Pengolahan Limbah

Dalam mendirikan suatu pabrik harus memperhatikan aspek kelestarian lingkungan. Oleh sebab itu perlu adanya tempat khusus yang dapat dipergunakan untuk tempat pengolahan limbah yang tidak mencemari lingkungan sekitar. Limbah hasil produksi dapat mengalami pengolahan dan pengujian yang lebih

lanjut agar memastikan batas komponen yang berbahaya yang terkandung sehingga aman apabila dibuang ke lingkungan.

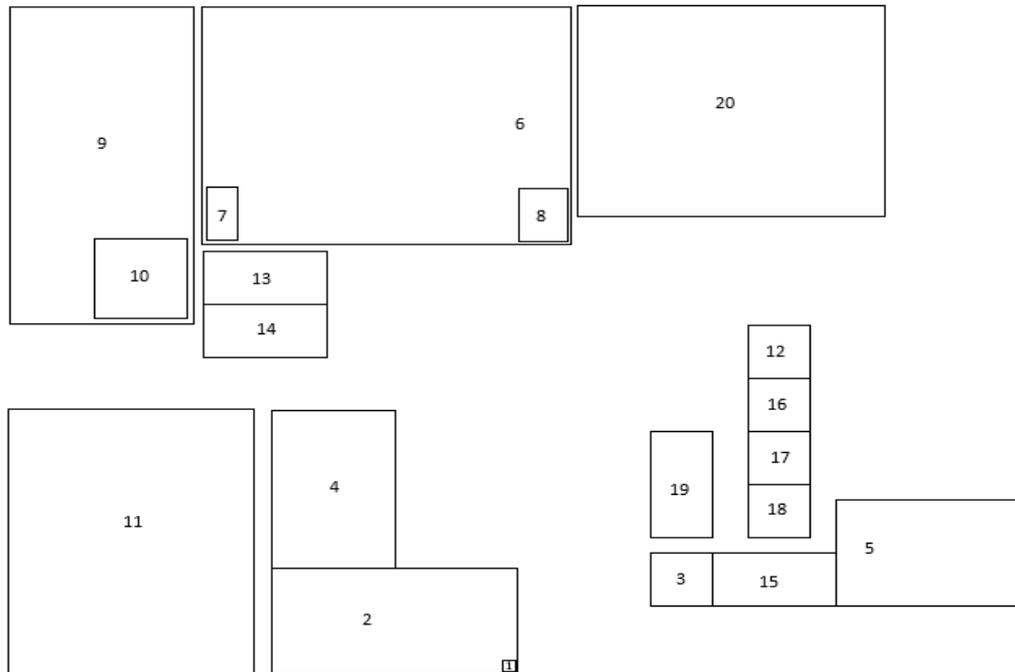
4.2.7 Rincian Luas Tanah

Untuk mengantisipasi adanya peningkatan kapasitas produksi yang disebabkan adanya permintaan produk yang meningkat, maka dipertimbangkan untuk menyediakan lahan kosong tempat perluasan pabrik apabila dibutuhkan untuk beberapa tahun kedepan.

Tabel 4.1 Rencana Rincian Luas Tanah dan Bangunan

No.	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Pos Keamanan	2	2	4
2	Parkir Motor dan Mobil	40	20	800
3	Masjid	10	10	100
4	Kantor	30	20	600
5	Mess	20	30	600
6	Area Proses	45	80	3600
7	Generator	10	5	50
8	Ruang Kontrol	10	8	80
9	Area Utilitas	30	70	2100
10	Area Pengolahan Limbah	15	15	225
11	Area Perluasan	50	40	2000

12	Unit Pemadam Kebakaran	10	10	100
13	Gudang Peralatan	10	20	200
14	Bengkel	10	20	200
15	Kantin	10	20	200
16	Poliklinik	10	10	100
17	Laboratorium	10	10	100
18	Perpustakaan	10	10	100
19	Taman	30	20	600
20	Parkir Truk	40	50	2000
21	Jalan			3100
Luas Tanah		402	470	16859
Luas Bangunan				10359
Total				27218

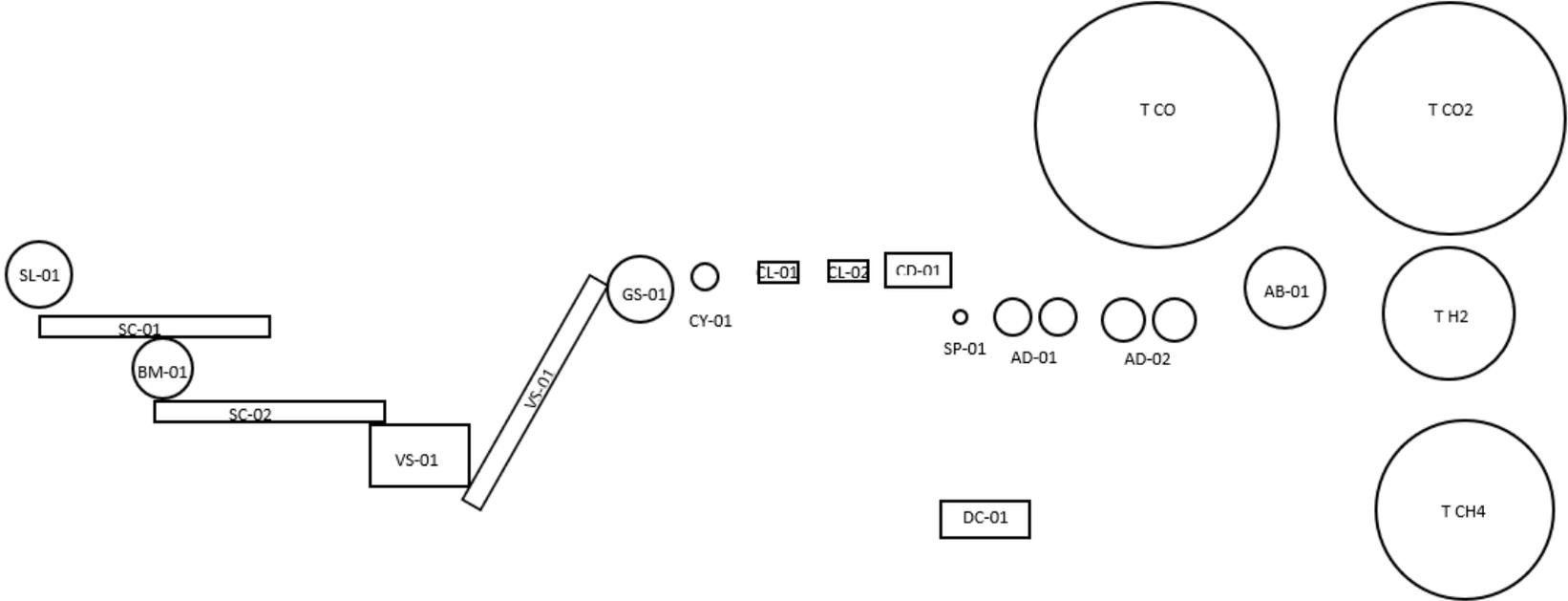


Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (*Machines Layout*)

Tata letak mesin atau tata letak alat proses adalah proses yang optimum terhadap alat-alat proses pabrik. Perancangan tata letak mesin atau tata letak alat proses dapat membuat untung secara ekonomi karena dapat meminimalkan biaya konstruksi dan kegiatan operasional produksi dapat berjalan secara efisien waktu. Karena itu, ini merupakan hal yang penting karena bersangkutan dengan keselamatan, keamanan, dan kenyamanan karyawan selama bekerja.

Adapun beberapa hal yang menjadi pertimbangan dalam mengatur tata letak mesin atau tata letak alat proses sebagai berikut:



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses

4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk

Tata letak aliran proses bahan baku dan produk dibuat agar sesuai dengan alur jalannya proses agar dapat memberikan keuntungan ekonomis yang besar, kelancaran produksi, dan keamanan proses produksi.

4.3.2 Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan sekitar proses perlu diperhatikan alirannya. Aliran udara yang lancar diperlukan agar menghindari stagnasi udara disuatu tempat yang berupa penumpukan udara atau akumulasi bahan kimia yang berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu, arah perputaran hembusan angin juga perlu diperhatikan.

4.3.3 Pencahayaan

Pencahayaan di seluruh area pabrik harus memenuhi terutama di malam hari karena pabrik bekerja selama 24 jam dalam sehari. Selain itu, di tata letak tertentu dimana terdapat alat-alat proses yang mempunyai risiko yang berbahaya perlu diberikan pencahayaan tambahan.

4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Lalu lintas manusia dan kendaraan di dalam area pabrik harus menjadi perhatian salah satunya jarak antar alat, lebar jalan, dan akses yang mudah bagi karyawan untuk mencapai alat prosesnya. Apabila terjadi gangguan pada alat,

karyawan dengan cepat untuk memperbaiki sehingga meminimalkan hal yang berbahaya. Dan apabila terjadi ledakan atau asap kebakaran pada alat, kendaraan dan alat pemadam kebakaran dapat mudah dijangkau dengan alat tersebut.

4.3.5 Jarak Antar Alat Proses

Jarak antar alat proses di dalam tata letak pabrik mempunyai pertimbangan masing-masing. Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan oleh alat proses lainnya. Sehingga ini bertujuan apabila terjadi kebakaran asap atau ledakan di alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat yang lain.

4.3.6 Perluasan dan Pengembangan Pabrik

Penempatan tata letak alat proses yang tepat dan dapat meminimalisir biaya operasi dan dapat menguntungkan secara ekonomi, tetapi tetap memprioritaskan aspek keselamatan dan keamanan.

4.3.7 Pertimbangan Ekonomi

Untuk meletakkan alat-alat proses dianjurkan dapat menekan biaya operasi dan menjamin kemudahan dan keamanan proses produksi.

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Organisasi Perusahaan

Dalam merancang pabrik, perlu membentuk dari perusahaan tersebut. Karena dapat mempengaruhi proses manajemen organisasi yang baik. Untuk membentuk

struktur yang baik sangat diperlukan. Untuk pembagian tanggung jawab, wewenang, dan pembagian tugas yang jelas agar tidak terjadi hal yang merugikan dan mengakibatkan hasil pabrik tersebut. Untuk meninjau dari badan hukum, bentuk perusahaan dapat dibedakan menjadi empat bagian, yakni:

1. Perusahaan Perseorangan adalah modal yang dimiliki oleh satu orang bertanggungjawab terhadap kesuksesan perusahaan.
2. Persekutuan Firma adalah modal yang dikumpulkan dari dua orang atau lebih dan memiliki tanggungjawab perusahaan berdasarkan surat perjanjian dari akta notaris.
3. Persekutuan Komanditer yang kerap disebut CV adalah terdiri dari dua orang atau lebih yang memiliki peran sebagai sekutu aktif (orang yang menjalankan perusahaan), dan sekutu pasif (orang yang hanya memasukkan modal dan bertanggung jawab sebatas modal yang dimasukkan saja).
4. Perseroan Terbatas (PT) adalah modal yang dihasilkan dari penjualan saham untuk mendirikan perusahaan dan yang memiliki tanggung jawab penuh adalah pemegang saham sebesar modal yang dimiliki.

Dengan beberapa pertimbangan aspek, pabrik biohidrogen berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) adalah perusahaan yang menghasilkan modal dari penjualan saham yang dimana setiap sekutu turut serta untuk mengambil sebagian saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan tersebut dan orang yang mempunyai saham telah menyetorkan modalnya ke perusahaan dan ikut memiliki perusahaan. Berikut adalah pertimbangan dalam memilih bentuk perusahaan tersebut sebagai berikut:

- Modal dihasilkan dari menjualkan saham yang tersebar di masyarakat atau institusi.
- Tanggung jawab pemegang saham terbatas, dan untuk kelancaran produksi diambil alih oleh pimpinan perusahaan.
- Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah. Pemilik Perusahaan adalah pemegang saham dan Pengurus Perusahaan adalah direksi staf yang diketahui oleh Dewan Komisaris.
- Kelangsungan hidup perusahaan dapat terjamin dan tidak ada pengaruh dengan pemberhentian pemegang saham, direksi beserta staf atau karyawannya.
- Efisiensi dan manajemen di pemegang saham dapat dipilih orang yang ahli dibidang Dewan Komisaris dan Direktur yang cukup berpengalaman.
- Lapangan usaha yang lebih luas. Dalam Perseroan Terbatas dapat menarik modal yang besar dari masyarakat, sehingga modal di Perseroan Terbatas dapat memperluas usahanya.
- Memiliki badan usaha yang mempunyai kekayaan sendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.
- Mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan.
- Mudah bergerak di pasar global.

4.4.2 Struktur Organisasi

Untuk menjalankan aktivitas di perusahaan yang efektif dan efisien, diperlukan struktur organisasi. Struktur organisasi yang jelas dan sistematis sangat diperlukan di perusahaan agar karyawan dapat memahami posisi masing-masing. Setiap

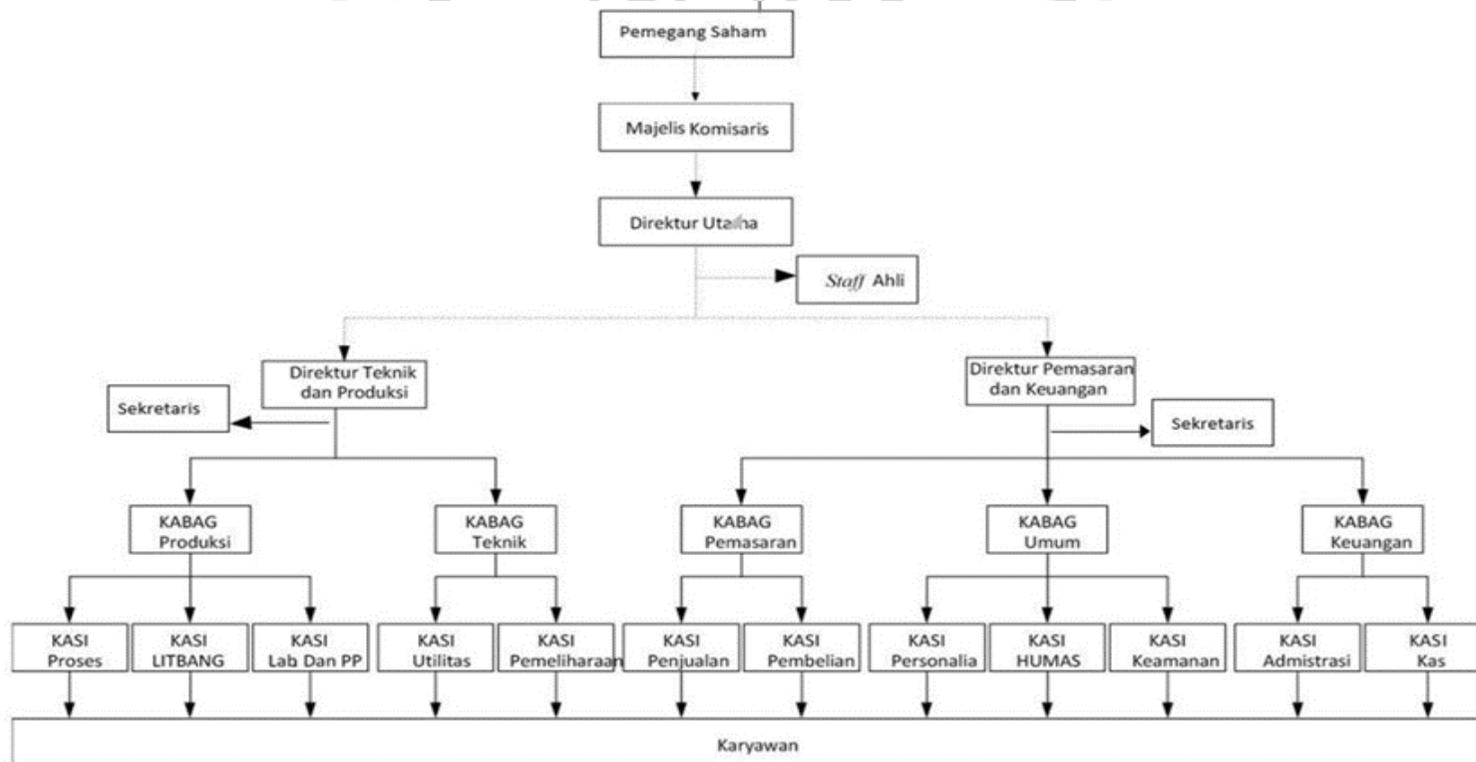
perusahaan bisa saja memiliki struktur organisasi yang berbeda, tergantung pada kebutuhan masing-masing.

Pada pabrik biohidrogen ini mempunyai struktur organisasi yang dapat dipilih adalah sistem *line* dan *staff*. Kelebihan dalam sistem ini adalah garis tujuh puluh delapan kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Dan dalam pembagian tugas, seperti mendapat sistem organisasi fungsional, dimana seorang karyawan bertanggung jawab di atasan saja. Dan dalam menjalankan organisasi, ada dua kelompok yang mempengaruhi sistem, yakni:

1. Sebagai garis adalah orang yang melakukan tugas pokok organisasi untuk mencapai tujuan.
2. Sebagai staf adalah orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahlian di bidangnya dan mempunyai peran untuk memberikan saran kepada unit operasional.

Untuk menjalankan tugas dan wewenangnya, para pemegang saham yang memiliki perusahaan diwakilkan oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilakukan oleh Direktur Utama yang dibantu oleh beberapa Direktur dibawahnya. Dewan komisaris ataupun Direktur Utama dipilih oleh para pemegang saham dalam Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang mempunyai kekuasaan tertinggi didalam perusahaan.

4.4.3 Tugas dan Wewenang Karyawan



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah orang mengumpulkan modal untuk perusahaan dan menjalankan operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi di perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Tugas dan wewenang RUPS adalah sebagai berikut:

- Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
- Mengangkat dan memberhentikan Direktur.
- Mengesahkan hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris adalah pelaksana tugas sehari-hari dari pemegang saham dan mempunyai tanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas dan wewenang Dewan Komisaris:

- Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber dana dan pengarahan pemasaran.
- Mengawasi tugas direktur.
- Membantu direktur dalam tugas yang penting.

3. Dewan Direksi

Direksi Utama adalah pimpinan tertinggi di dalam suatu perusahaan dan mempunyai tanggung jawab terhadap proses perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala kebijakan

dan tindakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Tugas Direktur Utama sebagai berikut:

- Melaksanakan kebijakan perusahaan dan bertanggung jawab pekerjaan secara berkala atau di masa akhir pekerjaan pada pemegang saham.
- Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
- Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan hasil persetujuan rapat pemegang saham.
- Mengkoordinir kerja sama antara bagian produksi (Direktur Produksi) dan bagian keuangan dan umum (Direktur Keuangan dan Umum).

Direktur Utama terbagi oleh dua direktur yakni:

a. Direktur Produksi

Tugas dari Direktur Produksi sebagai berikut:

- Bertanggungjawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi, teknik, dan rekayasa produksi.
- Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya.

b. Direktur Keuangan dan Umum

Tugas dari Direktur Keuangan dan Umum sebagai berikut:

- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang pemasaran, keuangan, dan pelayanan umum.

- Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya.

4. Staf Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga ahli yang memiliki tugas untuk membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli mempunyai tanggung jawab terhadap Direktur Utama sesuai dengan bidang masing-masing. Tugas dan wewenang Staf Ahli sebagai berikut:

- Memberikan nasihat dan saran dalam merencanakan pengembangan perusahaan.
- Mengadakan evaluasi teknik dan ekonomi perusahaan.
- Memberikan saran dalam bidang hukum.
- Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.
- Mempertinggi efisiensi kerja

5. Kepala Bagian

Kepala bagian mempunyai tugas sebagai mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis wewenang yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat bertindak sebagai Staf Direktur. Kepala bagian mempunyai tanggung jawab kepada Direktur Utama. Kepala Bagian ada beberapa bagian sebagai berikut:

- a. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi di bidang mutu dan kelancaran produksi dan mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala Bagian Produksi membawahi.

- Seksi Proses

Tugas Seksi Proses:

- Mengawasi jalannya proses produksi.
- Menjalankan tindakan seperlunya terhadap kejadian-kejadian yang tidak diharapkan sebelum diambil alih oleh seksi yang berwenang

- Seksi Pengendalian

Tugas Seksi Pengendalian:

- Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan kerja.
- Mengurangi potensi bahaya yang ada.

- Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Laboratorium:

- Mengawasi dan menganalisa mutu kualitas bahan baku dan bahan pembantu.
- Mengawasi dan menganalisa mutu kualitas produksi.
- Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik.
- Membuat laporan secara berkala kepada Kepala Bagian Produksi.

- Seksi Penelitian dan Pengembangan

Tugas Seksi Penelitian dan Pengembangan:

- Menyelenggarakan penelitian dan kajian dan menyiapkan rekomendasi perizinan di bidang penelitian dan ilmu pengetahuan teknologi.

- Menyelenggarakan fasilitas pelaksanaan kegiatan pengembangan dan penerapan ilmu pengetahuan dan teknologi (IPTEK) serta inovasi teknologi.
- Mengkoordinir kegiatan yang berhubungan dengan meningkatkan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

b. Kepala Bagian Teknik

Memiliki tanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang peralatan dan utilitas, pemeliharaan, dan k3 serta mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala Bagian Teknik mengawasi sebagai berikut:

- Seksi Pemeliharaan

Tugas Seksi Pemeliharaan sebagai berikut:

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik,
- Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

- Seksi Utilitas

Tugas Seksi Utilitas sebagai berikut:

- Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, air, dan tenaga listrik.

- Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja

Tugas Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja sebagai berikut:

- Mengatur, menyediakan, dan mengawasi hal-hal yang memiliki erat kaitannya dengan keselamatan kerja.
- Melindungi pabrik dari bahaya kebakaran.

c. Kepala Bagian Keuangan

Memiliki tanggung jawab terhadap Direktur Keuangan dan Umum dalam pengelolaan keuangan, anggaran, administrasi perusahaan, dan pengeluaran sesuai dengan anggaran perusahaan. Kepala Bagian Keuangan mempunyai bawahan sebagai berikut:

- Seksi Administrasi

Tugas Seksi Administrasi sebagai berikut:

- Menyediakan sarana administrasi dan kebutuhan dana.
- Menyediakan fasilitas kebutuhan sumber daya manusia sesuai hak.
- Mengatur administrasi perkantoran.
- Mengendalikan dokumen administrasi dan keuangan.

- Seksi Pembelian

Tugas Seksi Pembelian sebagai berikut:

- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.
- Mengetahui harga pemasaran dan kualitas mutu bahan baku.
- Mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gedung.

d. Kepala Bagian Umum

Memiliki tanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam mengatur hubungan antara perusahaan dengan karyawan maupun konsumen, serta menjaga keamanan baik internal dan eksternal yang berkaitan dengan perusahaan. Dalam melaksanakannya, Kepala Bagian Umum mempunyai bawahan sebagai berikut:

- Seksi Personalia, Seksi Humas, dan Seksi Keamanan

Tugas Seksi Personalia sebagai berikut:

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja sebaik mungkin antara pekerja, pekerjaan, dan lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis.
- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.
 - Seksi Hubungan Masyarakat

Tugas Seksi Hubungan Masyarakat sebagai berikut:

- Menganalisa informasi atau opini masyarakat dan konsumen dalam kepuasan produk.
- Mengelola komunikasi internal dan eksternal lingkungan perusahaan.
- Menyiapkan hal yang memiliki hubungan dengan publikasi.
 - Seksi Keamanan

Tugas Seksi Keamanan sebagai berikut:

- Mengawasi keluar masuknya manusia, baik karyawan maupun bukan karyawan.
- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan.
- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang memiliki hubungan dengan hubungan perusahaan.

6. Kepala Seksi

Kepala Seksi adalah pekerjaan di dalam lingkungannya sesuai dengan bidang yang diatur oleh kepala bagian masing-masing agar dihasilkan hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya masa produksi. Setiap kepala seksi mempunyai tanggung jawab kepada bagian masing-masing sesuai dengan seksinya. Berdasarkan bidangnya, kepala seksi terdiri sebagai berikut:

- Kepala Seksi Proses
- Kepala Seksi Pengendalian
- Kepala Seksi Laboratorium
- Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan
- Kepala Seksi Utilitas
- Kepala Seksi Pemeliharaan
- Kepala Seksi Keselamatan, dan Kesehatan Kerja
- Kepala Seksi Administrasi
- Kepala Seksi Keuangan atau Anggaran
- Kepala Seksi Pembelian
- Kepala Seksi Hubungan Masyarakat
- Kepala Seksi Keamanan
- Kepala Seksi Personalia
- Kepala Seksi Pemasaran

4.4.4 Status Kerja Karyawan

Status kerja karyawan dibuat berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Berikut golongan status kerja karyawan sebagai berikut:

- Karyawan Tetap

Adalah yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapatkan gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian, dan masa kerja.

- Karyawan Harian

Adalah yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

- Karyawan Borongan

Adalah yang digunakan oleh pabrik atau perusahaan bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima sistem upah borongan untuk semua pekerjaan.

4.4.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik biohidrogen yang akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam per hari. Sisa hari tidak termasuk hari libur dipergunakan untuk perawatan atau *shut down*. Sedangkan hari sabtu, minggu, dan hari besar libur. Oleh karena itu, untuk menjaga kelancaran proses produksi dan kegiatan administrasi dan pemasaran adanya pembagian jam kerja yang diatur secara efektif dan efisien. Berdasarkan jam kerja karyawan di perusahaan ini dibedakan menjadi dua golongan yaitu:

- a. Karyawan Non-Shift

Karyawan non-*shift* adalah karyawan yang tidak memiliki tanggung jawab secara proses produksi. Karyawan non-*shift* meliputi jajaran direksi, kepala bagian, kepala seksi, serta jabatan yang dibawahnya yang bekerja di kantor.

Karyawan non-*shift* bekerja selama 5 hari sama dengan ketentuan jam sebagai berikut:

Jam kerja : Senin-Jumat pukul 08.00 - 16.00

Jam istirahat : Senin-Kamis pukul 12.00 - 13.00

Jumat pukul 11.00 - 13.00

Sabtu dan Minggu : Libur termasuk hari besar.

b. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang bertanggung jawab secara langsung dalam memproduksi atau mengatur bagian tertentu dari pabrik yang memiliki hubungan dengan keamanan dan kegiatan produksi. Sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, dan beberapa bagian lain harus siaga demi keselamatan dan keamanan pabrik. Karyawan *shift* bekerja sama dengan ketentuan jam sebagai berikut:

Shift I : 08.00 - 16.00

Shift II : 16.00 - 23.00

Shift III : 24.00 - 08.00

Jam kerja *shift* berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapat pergantian *shift* setiap hari kerja sekali. Karyawan *shift* bekerja dengan sistem 3 hari kerja dan 1 hari libur. Hari Minggu dan libur hari besar semua karyawan *shift* tidak libur. Tetapi, karyawan memiliki hak jatah cuti selama 12 hari setiap tahunnya. Pembagian *shift* dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran *shift* sedangkan 1 regu libur.

Jadwal kerja dibagi menjadi empat minggu dan empat kelompok. Setiap kelompok kerja mendapatkan libur satu kali dari tiga kali *shift*. Setiap hari ada tiga kelompok kerja, dan satu kelompok libur. Berikut adalah jadwal kerja karyawan *shift*:

Tabel 4.2 Jadwal Kerja Karyawan Shift

Regu	Hari									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
A	I	I	I	-	III	III	III	-	II	II
B	II	II	-	I	I	I	-	III	III	III
C	III	-	II	II	II	-	I	I	I	-
D	-	III	III	III	-	II	II	II	-	I
Regu	Hari									
	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
A	II	-	I	I	I	-	III	III	III	-
B	-	II	II	II	-	I	I	I	-	III
C	III	III	III	-	II	II	II	-	I	I
D	I	I	-	III	III	III	I	II	II	II

Tabel 4.2 Jadwal Kerja Karyawan Shift (lanjutan)

Regu	Hari									
	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	II	II	II	-	I	I	I	-	III	III
B	III	III	-	II	II	II	-	I	I	I
C	I	-	III	III	III	-	II	II	II	-
D	-	I	I	I	-	III	III	III	-	II

4.4.6 Jumlah Pekerja, Golongan Pekerja, Sistem Gaji

a. Jumlah Pekerja

Berikut adalah jumlah karyawan yang ada di dalam perusahaan:

Tabel 4.3 Jumlah Pekerja *Non-shift*

No.	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Sekretaris Direktur Utama	1
3	Staff Direktur Utama	1
	Direktur	
1	Direktur Teknik dan Produksi	1
2	Staff Direktur Teknik dan Produksi	1

Tabel 4.3 Jumlah Pekerja *Non-shift* (lanjutan)

3	Direktur Keuangan dan Pemasaran	1
4	Staff Direktur Keuangan dan Pemasaran	1
5	Direktur Umum	1
6	Staff Direktur Umum	1
	Kepala Bagian	
1	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1
2	Ka. Bag. Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu	1
3	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1
4	Ka. Bag. Administrasi	1
5	Ka. Bag. Umum dan Keamanan	1
6	Ka. Bag. K3	1
7	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1
	Kepala Seksi	
1	Ka. Sek. Utilitas	1
2	Ka. Sek. UPL	1
3	Direktur Keuangan dan Pemasaran	1
4	Staff Direktur Keuangan dan Pemasaran	1

Tabel 4.3 Jumlah Pekerja *Non-shift* (lanjutan)

5	Direktur Umum	1
6	Staff Direktur Umum	1
	Kepala Bagian	
1	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1
2	Ka. Bag. Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu	1
3	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1
4	Ka. Bag. Administrasi	1
5	Ka. Bag. Umum dan Keamanan	1
6	Ka. Bag. K3	1
7	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1
	Kepala Seksi	
1	Ka. Sek. Utilitas	1
2	Ka. Sek. UPL	1
Total		117

Tabel 4.4 Jumlah Tenaga Kerja Shift

1	<i>Cleaning Service</i>	10
2	Satpam	8
3	Proses dan Utilitas	25
Total		43

b. Golongan Pekerja

Dalam pabrik yang telah berdiri harus ada aturan penggolongan jabatan, karena ini memiliki keterkaitan dengan kelangsungan pabrik untuk bersaing di era pasar. Berikut rincian dalam penggolongan jabatan sebagai berikut:

Tabel 4.5 Rincian penggolongan jabatan

No	Jabatan	Pendidikan
1	Direktur Utama	S-2
2	Direktur	S-2
3	Kepala Bagian	S-1
4	Kepala Seksi	S-1
5	Staff Ahli	S-1
6	Sekretaris	S-1
7	Dokter	S-1
8	Perawat	D-3/D-4/S-1
9	Karyawan	D-3/S-1
10	Supir	SLTA
11	<i>Cleaning Service</i>	SLTA
12	Satpam	SLTA

c. Sistem Gaji

Sistem pembagian gaji dalam perusahaan terbagi menjadi tiga jenis yaitu sebagai berikut:

- Gaji Bulanan

Gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan.

- Gaji Harian

Gaji yang diberikan kepada karyawan yang tidak tetap atau buruh harian.

- Gaji Lembur

Gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.

Berikut adalah rincian gaji sesuai dengan jabatan:

Tabel 4.6 Rincian Gaji Sesuai Jabatan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan	Total Gaji/ Bulan
1	Direktur Utama	1	Rp 50.000.000	Rp 50.000.000
2	Sekretaris Direktur Utama	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
3	Staff Direktur Utama	1	Rp 17.000.000	Rp 17.000.000
	Direktur			
1	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000
2	Staff Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
3	Direktur Keuangan dan Pemasaran	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000

Tabel 4.6 Rincian Gaji Sesuai Jabatan (lanjutan)

4	Staff Direktur Keuangan dan Pemasaran	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
5	Direktur Umum	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000
6	Staff Direktur Umum	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
	Kepala Bagian			
1	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
2	Ka. Bag. Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
3	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
4	Ka. Bag. Administrasi	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
5	Ka. Bag. Umum dan Keamanan	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
6	Ka. Bag. K3	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
7	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
	Kepala Seksi			
1	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
2	Ka. Sek. UPL	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000

Tabel 4.6 Rincian Gaji Sesuai Jabatan (lanjutan)

3	Ka. Sek. Proses	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
4	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
5	Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
6	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
7	Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
8	Ka. Sek. Keuangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
9	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
10	Ka. Sek. Personalia	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
11	Ka. Sek. Humas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
12	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
13	Ka. Sek. Tata Usaha	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
14	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
	Karyawan			
1	Karyawan Personalia	5	Rp 8.500.000	Rp 42.500.000

Tabel 4.6 Rincian Gaji Sesuai Jabatan (lanjutan)

2	Karyawan UPL	5	Rp 8.500.000	Rp 42.500.000
3	Karyawan Pembelian	5	Rp 8.500.000	Rp 42.500.000
4	Karyawan Pemasaran	5	Rp 8.500.000	Rp 42.500.000
5	Karyawan Administrasi	4	Rp 8.500.000	Rp 34.000.000
6	Karyawan Kas/Anggaran	4	Rp 8.500.000	Rp 34.000.000
7	Karyawan Proses	6	Rp 8.500.000	Rp 51.000.000
8	Karyawan Pengendalian	6	Rp 8.500.000	Rp 51.000.000
9				
10	Karyawan Pemeliharaan	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000
11	Karyawan Utilitas	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000
12	Karyawan K3	7	Rp 7.000.000	Rp 49.000.000
13	Karyawan Keamanan	8	Rp 5.000.000	Rp 40.000.000
	Lain-lain			
2	Dokter	6	Rp 10.000.000	Rp 60.000.000
3	Perawat	5	Rp 8.000.000	Rp 40.000.000
4	Supir	10	Rp 5.000.000	Rp 50.000.000
	Total	117		Rp 1.277.000.000

Tabel 4.7 Rincian Gaji Tenaga Kerja *Shift*

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan	Total Gaji/ Bulan
1	<i>Cleaning Service</i>	10	Rp 5.000.000	Rp 50.000.000
2	Satpam	8	Rp 5.000.000	Rp 40.000.000
3	Proses dan Utilitas	25	Rp 6.000.000	Rp 150.000.000
Total		43		Rp 240.000.000

4.4.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial yang telah diberikan oleh perusahaan kepada karyawan antara lain seperti tunjangan, cuti, seragam kerja, BPJS kesehatan dan ketenagakerjaan.

a. Tunjangan

Tunjangan yang diberikan kepada karyawan adalah sebagai berikut:

- Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

b. Cuti

Hak cuti yang diberikan kepada karyawan adalah sebagai berikut:

- Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu tahun.
- Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

c. Pakaian Kerja

Pakaian kerja yang diberikan kepada karyawan sebanyak 3 pasang untuk setiap tahunnya untuk menghindari kesenjangan antar karyawan. Selain itu, perusahaan juga menyediakan masker dan alat pelindung diri (APD) sebagai alat pengaman kerja.

d. BPJS Kesehatan

Berdasarkan UU No. 40 Tahun 2004 tentang Sistem Jaminan Sosial Nasional dan UU No. 24 Tahun 2011 BPJS Kesehatan Pasal 5 Ayat 2 Huruf A menyelenggarakan program jaminan kesehatan. Jaminan kesehatan yang diberikan oleh perusahaan adalah sebagai berikut:

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja yang diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

e. BPJS Ketenagakerjaan

Berdasarkan UU No. 40 Tahun 2004 tentang Sistem Jaminan Sosial Nasional dan UU No. 24 Tahun 2011 tentang Badan Penyelenggara Jaminan Sosial, BPJS Ketenagakerjaan menyelenggarakan 4 program yaitu Program Jaminan

Kecelakaan Kerja (JKK), Jaminan Hari Tua (JHT), Jaminan Pensiun (JP), dan Jaminan Kematian (JK). Sementara program jaminan kesehatan diselenggarakan oleh BPJS Kesehatan. Berdasarkan UU, pemberi kerja (perusahaan) wajib mendaftarkan seluruh pekerja menjadi peserta BPJS Ketenagakerjaan secara bertahap menurut ketentuan perundang-undangan.



BAB V

UTILITAS

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

5.1.1 Unit Penyedia Air

Dalam industri sangatlah dibutuhkan air untuk jalannya proses produksi, kebutuhan air dapat terpenuhi dengan menggunakan sumber air dari berbagai macam diantaranya air sumur, air danau, air sungai, atau air laut sebagai sumber. Prarancangan Pabrik Biohidrogen dari Jerami Padi ini menggunakan Sungai Citarum sebagai salah satu sumber untuk menghasilkan air karena dekat dengan lokasi pabrik. Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah sebagai berikut:

- Air sungai adalah sumber air yang memiliki kontinuitas relatif tinggi dan kendala kekurangan air dapat diantisipasi.
- Untuk mengolah air sungai relatif lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahan lebih murah dibanding dengan proses air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahan yang memakan biaya dan biaya perawatan yang mahal.

a. Air Pendingin

Air Pendingin adalah air yang digunakan sebagai media pendingin dalam proses produksi. Beberapa pertimbangan menggunakan air pendingin sebagai berikut:

- Air adalah materi yang mudah diperoleh dalam jumlah besar.
- Mudah menyerap jumlah panas relatif tinggi dalam per satuan volume.
- Tidak terdekomposisi.

b. Air Sanitasi

Air Sanitasi adalah air yang digunakan untuk keperluan sanitasi diantaranya untuk keperluan di perumahan, perkantoran, laboratorium, dan fasilitas umum.

Adapun pertimbangan untuk memenuhi kualitas air sanitasi sebagai berikut:

Syarat Fisika

- a. Suhu : di bawah suhu udara
- b. Warna : jernih
- c. Rasa : tidak berasa
- d. Bau : tidak berbau

Syarat Kimia

- a. Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut di dalam air
- b. Tidak beracun

Syarat Bakteriologis

- a. Tidak mengandung bakteri terutama bakteri patogen

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Berikut merupakan tahap-tahapan pengolahan air:

1. Clarifier

Kebutuhan air dari suatu pabrik diperoleh dari sumber air yang berada disekitar pabrik dengan cara mengolah air terlebih dahulu agar memenuhi persyaratan yang digunakan. Pengolahan tersebut meliputi pengolahan secara

fisik, kimia maupun *ion exchanger*. Pada *clarifier* lumpur dan partikel padat lain diendapkan, kemudian air bahan baku dialirkan ke bagian tengah *clarifier* untuk diaduk. Selanjutnya air dibersihkan sampai keluar melalui pinggiran *clarifier* sedangkan flok yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi.

2. Penyaringan

Air hasil dari *clarifier* dialirkan menuju saringan pasir dengan tujuan untuk memisahkan dengan partikel-partikel padatan yang terbawa. Air setelah penyaringan tersebut dialirkan menuju tangki penampung yang kemudian didistribusikan menuju menara air dan unit demineralisasi.

3. Demineralisasi

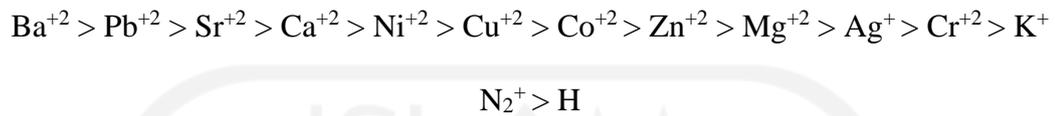
Air umpan boiler harus bebas dari garam yang terlarut, maka proses demineralisasi berfungsi untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung. Berikut adalah tahapan pengolahan air umpan *boiler*:

a. *Cation Exchanger*

Cation Exchanger merupakan proses penukaran ion-ion positif yang apabila tidak dihilangkan akan menyebabkan *scaling* (kerak). Proses ini menggunakan resin berupa asam lemah. Dimana pada proses ini, kation-kation yang terkandung dalam air akan diganti dengan ion H^+ atau Na^+ . Karena pada proses ini menggunakan ion H^+ , sehingga air yang keluar dari proses *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ . Reaksi penukar kation adalah sebagai berikut:



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



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



b. *Anion Exchanger*

Anion Exchanger merupakan proses pengikatan ion-ion negatif yang larut dalam air dengan resin yang memiliki sifat basa, yang memiliki formula RSO_3H . Sehingga anion-anion seperti CO_3^{-2} , Cl^- , dan SO_4^{-2} akan membantu mengikat garam resin tersebut. Reaksi pada proses *anion exchanger* adalah sebagai berikut:



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

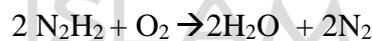


Saat resin anion telah jenuh maka resin penukar anion akan diregenerasi kembali. Larutan yang digunakan untuk meregenerasi adalah NaOH.

c. Dearasi

Daerasi adalah proses pembebasan kandungan gas seperti oksigen (O₂) dan karbondioksida (CO₂) yang terkandung di dalam air. Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam deaerator dan di injeksi hidrazin (N₂H₄) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.

Reaksi yang terjadi:



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

5.1.2.1 Kebutuhan Air

a. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin

Alat	Kode	Kebutuhan Air (kg/jam)
Cooler-1	CL-01	692.710,960
Cooler-2	CL-02	371.662,287
Condensor-1	CD-01	38.304,509
Jumlah		1.102.677,757

Kebutuhan total air pendingin adalah : 1.102.677,757 kg/jam

Perancangan dibuat over desain sebesar 20% maka kebutuhan air pendingin adalah: 1.323.213,308 kg/jam.

b. Kebutuhan Air Pembangkit Pemanas

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pembangkit Panas

Alat	Kode	Kebutuhan Steam (kg/jam)
Gasifier	GS - 01	14.403,7262
Jumlah		14.403,7262

Perancangan dibuat over design sebesar 20%, maka kebutuhan air steam menjadi 17.284,4714 kg/jam

c. Kebutuhan Air Domestik

Kebutuhan air domestik merupakan kebutuhan air untuk karyawan (kantor) dan kebutuhan air untuk tempat tinggal.

- Kebutuhan air untuk karyawan

Kebutuhan air karyawan menurut standar WHO, kebutuhan air untuk 1 orang adalah 100-120 liter/hari.

Diambil kebutuhan air tiap orang : 100 liter/jam

: 100 kg/jam

Jumlah karyawan : 160 orang

Kebutuhan air semua karyawan : 16.000 kg/jam = 16.000 liter/jam

: 384.000 liter/hari

- Kebutuhan Air untuk tempat tinggal

Jumlah mess : 30 kamar

Penghuni mess : 60 orang

Kebutuhan air untuk mess : 6.000 liter/jam

Total kebutuhan air domestik : 144.000 liter/hari

d. Kebutuhan air untuk servis

Kebutuhan air untuk servis diperkirakan sekitar 500 kg/jam. Perkiraan kebutuhan air ini nantinya akan digunakan untuk bengkel, laboratorium, pemadam kebakaran, kantin, dan lain-lain. Sehingga dapat dilihat total kebutuhan air adalah 1.388.924,432 kg/jam. Dapat dilihat berdasarkan tabel dibawah.

Tabel 5.3 Total Kebutuhan Air

Keperluan	Jumlah (kg/jam)
Air domestik	30.642,18
Air untuk servis	500
<i>Cooling Water</i>	1.323.213,308
<i>Steam Water</i>	17.284,47
Total	1.371.639,96

5.2 Unit Pembangkit Pemanas

Unit ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada produksi dengan cara menyediakan *steam* untuk *boiler*. Sebelum air dari *water treatment plant* digunakan sebagai umpan *boiler*, mula-mula diatur terlebih dahulu kadar silika, oksigen dan bahan terlarut lainnya dengan cara menambahkan bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Air kemudian dialirkan ke dalam *economizer*

sebelum dialirkan masuk ke dalam *boiler* yaitu alat penukar panas dengan tujuan memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran residu *boiler*. Gas dari sisa pembakaran tersebut dialirkan menuju *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap. Setelah uap air terkumpul kemudian dialirkan menuju *steam header* untuk didistribusikan menuju alat-alat proses.

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Unit pembangkit listrik berfungsi untuk menyediakan kebutuhan listrik pabrik yang meliputi alat proses, alat utilitas, dan kebutuhan perkantoran,

- a. Kebutuhan Listrik Untuk Alat Proses

Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Ball Mill	BM-01	220	164.054
Vibrating Screen	VS-01	30	22.371
Bucket Elevator	BE-01	0,333	248,567
Bucket Elevator	BE-02	0,05	37,285
Pompa	P-01	0,522	389,122
Belt Conveyor	BC-01	0,903	673,028

Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Alat Proses (lanjutan)

Screw Conveyor	SC-01	2,170	1.618,394
Screw Conveyor	SC-02	1,530	1.141,144
Compressor 1	C-1	100	74.570
Compressor 2	C-2	800	596.560
Compressor 3	C-3	250	186.425
Compressor 4	C-4	250	186.425
Blower	BL-01	20	14.914,0
Blower	BL-02	20	14.914,0
Blower	BL-03	10	7.457,0
Blower	BL-04	7,5	5.592,8
Blower 5	BL-05	7,5	5.592,8
TOTAL		1.720,508	1.282.983

Total power yang dibutuhkan :

$$P = 1.282.983,038 \text{ Watt}$$

$$P = 1.282,983 \text{ kW}$$

b. Kebutuhan Listrik untuk Utilitas

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Kompresor Udara Tekan	KU-01	3,547	2645,0
Blower	BL-01	20	14.914,0
Blower	BL-02	20	14.914,0
Blower	BL-03	10	7.457,0
Blower	BL-04	7,5	5.592,8
Blower	BL-05	7,5	5.592,8
Pompa	PU-1	29,478	21.981,4
Pompa	PU-2	178,115	13.2820,6
Pompa	PU-03	147,848	11.0250,5
Pompa	PU-04	0,001	0,99
Pompa	PU-05	148,170	1.10.490,34
Pompa	PU-06	103,632	77.278,531

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Utilitas (lanjutan)

Pompa	PU-07	24,088	17.962,055
Pompa	PU-08	54,549	40.677,469
Pompa	PU-09	1,537	1.146,396
Pompa	PU-10	11,926	8.893,103
Pompa	PU-11	1,863	1.389,024
Pompa	PU-12	0,192	143,237
Pompa	PU-13	3,117	2.324,562
Pompa	PU-14	13,321	9.934,159
Pompa	PU-15	144,824	107.995,48
Pompa	PU-16	0,333	248,567
Pompa	PU-17	0,333	248,567
Pompa	PU-18	0,75	559,275
Pompa	PU-19	0,75	559,275
Pompa	PU-20	5	3.728,5
Pompa	PU-21	20	14.914

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Utilitas (lanjutan)

Pompa	PU-22	5	3.728,5
TOTAL		963,376	718.390,13

Total power yang dibutuhkan:

$$P = 718.390,13 \text{ Watt}$$

$$P = 718,390 \text{ kW}$$

c. Kebutuhan Listrik Alat Kontrol

Power yang dibutuhkan untuk alat kontrol diperkirakan sebesar 25% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor:

$$P = 500,343 \text{ kW}$$

d. Kebutuhan Listrik Untuk Penerangan

Power yang dibutuhkan untuk penerangan diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor:

$$P = 300,206 \text{ kW}$$

e. Kebutuhan Listrik Untuk Peralatan Kantor

Power yang dibutuhkan untuk kantor (AC, Komputer, dll) diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor:

$$P = 300,206 \text{ kW}$$

f. Kebutuhan Listrik Lain-lain

Power yang dibutuhkan untuk bengkel, dan laboratorium diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor:

$$P = 300,206 \text{ kW}$$

g. Kebutuhan Listrik Perumahan

Setiap rumah diperkirakan memerlukan listrik = 1.000 watt

Jumlah rumah = 30 unit

Kebutuhan listrik perumahan = 30.000 watt

= 30 kW

Total kebutuhan listrik pabrik adalah 2.983,457 kW, dapat dilihat berdasarkan tabel di bawah ini:

Tabel 5.6 Total Kebutuhan Listrik

No.	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1.	Power Plant	1.282,983
2.	Utilitas	718,390
3.	Alat Kontrol	500,343
4.	Penerangan	300,206
5.	Peralatan Kantor	300,206
6.	Bengkel, Laboratorium	300,206
7.	Perumahan	30
Total		3.432,334

Kebutuhan listrik disuplai oleh PLN, tetapi sebagai cadangan terdapat sebuah generator mandiri sebagai cadangan jika terjadi pemadaman listrik oleh PLN secara mendadak.

5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan yang diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 41,120 m³/jam.

5.5 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang diperoleh dari pabrik biohidrogen adalah limbah cairan dan padatan.

1. Bahan buangan cairan

Buangan cairan dapat berupa:

- a. Air buangan yang mengandung zat organik.
- b. Buangan air domestik.
- c. *Back washfilter*, air berminyak dari pompa.
- d. *Blow down cooling water*.

Air buangan domestik berasal dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif aerasi dan injeksi gas klorin.

2. Bahan buangan padat berupa lumpur dari proses pengolahan air dan gas *slag* dari gasifikasi. Untuk menghindari pencemaran dari bahan buangan padat maka dilakukan penanganan terhadap bahan buangan tersebut dengan cara membuat unit pembuangan limbah yang aman bagi lingkungan sekitar.

5.6 Spesifikasi Alat Utilitas

Tabel 5.7 Spesifikasi Pompa Utilitas

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi	Mengalirkan air dari sungai menuju screening	Mengalirkan air dari screening menuju bak reservoir	Mengalirkan air dari bak reservoir menuju bak koagulasi dan flokulasi	Mengalirkan alum dari tangki alum menuju bak koagulasi dan flokulasi	Mengalirkan air dari bak koagulasi dan flokulasi menuju bak pengendap
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	9.161,868	11.248,371	10.685,952	0,045	10.685,952
Spesifikasi					
Head Pompa	9,851	56,955	48,159	48,205	48,264

Tabel 5.7 Spesifikasi Pompa Utilitas (lanjutan)

Sch	30	40	40	40	30
Tenaga Pompa (HP)	29,477	178,115	147,848	0,0013	148,17
Tenaga Motor (Hp)	30	200	200	0,05	200

Tabel 5.8 Spesifikasi Pompa Utilitas 2

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09	PU-10
Fungsi	Mengalirkan air dari bak pengendap I menuju bak pengendap II	Mengalirkan air dari bak pengendap II menuju sand filter	Mengalirkan air dari sand filter menuju bak penampung sementara	Mengalirkan air dari bak penampung sementara menuju area kebutuhan air	Mengalirkan kaporit dari tangki kaporit ke tangki klorinasi
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				

Table 5.8 Spesifikasi Pompa Utilitas 2 (lanjutan)

Kapasitas (gpm)	7089,279	7089,279	6987,023	158,3732	158,373
Spesifikasi					
Head Pompa (ft)	50,883	11,768	24,402	24,402	116,494
Sch	30	40	40	40	40
Tenaga Pompa (HP)	103,632	23,622	54,549	1,537	11,925
Tenaga Motor (Hp)	125	30	75	3	15

Tabel 5.9 Spesifikasi Pompa Utilitas 3

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14	PU-15
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki klorinasi menuju tangki air bersih	Mengalirkan air bersih menuju area domestik	Mengalirkan air dari tangki air service menuju area kebutuhan air service	Mengalirkan air dan bak pendingin menuju Cooling Tower	Mengalirkan air dingin dari Cooling Tower ke recycle dari Bak Air Pendingin
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	158,3732	158,3732	158,3732	6838,987	6838,987
Spesifikasi					
Head Pompa (ft)	34,116	3,283	54,049	6,780	69,615

Sch	40	40	40	40	40
Tenaga Pompa (HP)	1,862	0,192	3,117	13,321	144,824
Tenaga Motor (Hp)	3	0,33	5	20	200

Tabel 5.10 Spesifikasi Pompa Utilitas 4

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-16	PU-17	PU-18	PU-19	PU-20
Fungsi	Mengalirkan larutan NaCl dari Tangki NaCl menuju Mixed Bed	Mengalirkan NaOH dari Tangki menuju Mixed Bed	Mengalirkan air dari Mixed Bed menuju Tangki air demin	Mengalirkan air dari Tangki air demin menuju kebutuhan proses	Mengalirkan air dari Tangki demin menuju Deaerator
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>

			<i>impellers</i>		
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	7,155	7,155	89,334	89,334	89,3343
Spesifikasi					
Head Pompa (ft)	6,524	6,524	28,995	11,5104	68,160
Sch	40	40	40	40	40
Tenaga Pompa (HP)	0,0604	0,0604	1,030	0,4090	2,624
Tenaga Motor (Hp)	0,33	0,33	0,75	0,75	5

Tabel 5.11 Spesifikasi Pompa Utilitas 5

Spesifikasi	Pompa Utilitas	
Kode	PU-21	PU-22
Fungsi	Mengalirkan N_2H_4 dari Tangki N_2H_4	Mengalirkan air dari Dearator ke Boiler

	menuju Deaerator	
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Tipe	<i>Radial Flow Impeller</i>	<i>Axial flow impellers</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Kapasitas (gpm)	178,668	89,3343
Spesifikasi		
Head Pompa (ft)	179,570	70,690
Sch	40	40
Tenaga Pompa (HP)	13,825	2,7214
Tenaga Motor (Hp)	20	5

5.6.1 Saringan / screening (FU-01)

Fungsi : Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar misalnya daun, ranting dan sampah lainya

Bahan : Alumunium

Jumlah Air : 1.794.984,039 kg/jam

Spesifikasi : (*Brown, 1961*)

- Ukuran lubang saringan yang digunakan berdiameter 1 cm.
- Ukuran saringan digunakan panjang 10 ft dan lebar 8 ft.

5.6.2 Bak Pengendapan Awal (BU-01) / Sedimentasi

Fungsi : Mengendapkan kotoran yang terbawa dari air sungai.

Tipe : Berbentuk bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Jumlah air : 203.769,5092 kg/jam

Dimensi bak :
- Panjang = 34,8561 m
- Lebar = 34,8561 m
- Tinggi = 17,4281

5.6.3 Bak Floktuator / Bak Penggumpal (BU-02)

Fungsi : Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan untuk menggumpalkan kotoran.

Jumlah air : 1.794.984,039 kg/jam

Dimensi bak :
- Panjang = 14,7367 m
- Lebar = 14,7367 m

Pengaduk :
- Jenis = *Marine propeller 3 blade* (*Brown, hal 507*)

- Diameter = 4,9122 m

- Power = 2 Hp

5.6.4 Tangki Larutan Alum (TU-01)

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 1 minggu operasi.

Jumlah air : 8,999 kg/jam

Dimensi bak : - Diameter = 4,5835 m

- Tinggi = 9,1671 m

5.6.5 Bak Pengendap I (BU-03)

Fungsi : Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi).

Tipe : Berbentuk bak persegi yang diperkuat beton bertulang.

Jumlah air : 2.093.581 kg/jam

Dimensi bak : - Panjang = 31,1321 m

- Lebar = 31,1321 m

- Tinggi = 15,566 m

5.6.6 Bak Pengendap II (BU-04)

Fungsi : Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari sungai dengan proses flokulasi.

Tipe : Berbentuk bak persegi yang diperkuat beton bertulang.

Jumlah air : 2.093.581 kg/jam

Dimensi bak :
- Panjang = 34,2652 m
- Lebar = 34,2652 m
- Tinggi = 17,1326 m

5.6.7 Sand Filter (SF-01)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai.

Jumlah air : 1388924,432 kg/jam

Dimensi bak :
- Panjang = 7,199 m
- Lebar = 7,199 m
- Tinggi = 3,599 m

5.6.8 Bak Penampungan Sementara (BU-05)

Fungsi : Menampung sementara raw water setelah disaring dari *sand filter*.

Jumlah air : 1388924,432 kg/jam

Dimensi bak :
- Panjang = 14,938 m

- Lebar = 14,938 m

- Tinggi = 7,469 m

5.6.9 Tangki Klorinasi (TU-02)

Fungsi : Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga.

Jumlah air : 28142,180 kg/jam

Dimensi bak : - Diameter = 3,5039 m

- Tinggi = 3,5039 m

5.6.10 Tangki Kaporit (TU-03)

Fungsi : Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu yang akan dimasukkan kedalam tangki Klorinasi (TU-01).

Jumlah air : 30642,180 kg/jam

Dimensi bak : - Diameter = 3,6048 m

- Tinggi = 3,6048 m

5.6.11 Tangki Air Bersih (TU-04)

Fungsi : Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga.

Tipe : Tangki silinder tegak.

Jumlah air : 30642,1809 kg/jam

Dimensi bak : - Diameter = 10,397 m
- Tinggi = 10,397 m

5.6.12 Tangki Service Water (TU-05)

Fungsi : Menampung air bertekanan untuk keperluan layanan umum.

Tipe : Tangki silinder tegak.

Jumlah air : 500 kg/jam

Dimensi bak : - Diameter = 2,6373 m
- Tinggi = 2,6373 m

5.6.13 Bak Air Pendingin (BU-06)

Fungsi : Menampung kebutuhan air pendingin.

Tipe : Bak persegi panjang

Jumlah air : 1323213,3085 kg/jam

Dimensi bak : - Panjang = 42,3985 m
- Lebar = 42,3985 m
- Tinggi = 21,1993 m

5.6.14 Cooling Tower (CT-01)

Fungsi : Mendinginkan air pendingin setelah digunakan

Jumlah air : 1323213,3085 kg/jam

Dimensi bak : - Panjang = 17,6592 m

- Lebar = 17,6592 m

- Tinggi = 2,0471 m

5.6.15 Blower Cooling Tower (BL-01)

Fungsi : Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan

Daya Motor : 200

5.6.16 Mixed Bed (MB-01)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg, serta anion seperti Cl.

Jumlah air : 1.7284,4714 kg/jam

Dimensi bak : - Diameter = 1,5005 m

- Tinggi = 1,6764 m

- Tebal = 0,1875 in

5.6.17 Tangki NaCl (TU-06)

Fungsi : Menampung larutan NaCl *Cation Exchanger*.

Tipe : Tangki Silinder.

Jumlah NaCl : 1384,346 kg

Dimensi bak : - Diameter = 2,327 m
- Tinggi = 2,327 m

5.6.18 Tangki NaOH (TU-07)

Fungsi : Menampung larutan NaOH yang akan digunakan untuk meregenerasi *Anion Exchanger*.

Tipe : Tangki Silinder

Jumlah NaOH : 1384,346 kg

Dimensi bak : - Diameter = 2,943 m
- Tinggi = 2,943 m

5.6.19 Tangki Demin (TU-08)

Fungsi : Menampung air bebas mineral sebagian air proses dan air umpan boiler.

Tipe : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 17.284,471 kg/jam

Dimensi bak : - Diameter = 8,5913 m

- Tinggi = 8,5913 m

5.6.20 Daerator (DE-01)

Fungsi : Menghilangkan gas yang terikat dalam *feed water* yang dapat menyebabkan kerak pada *reboiler*.

Tipe : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 17284,4714 kg/jam

Dimensi bak : - Diameter = 4,7280 m

- Tinggi = 9,4560 m

5.6.21 Tangki N₂H₄ (TU-10)

Fungsi : Menyimpan larutan N₂H₄

Tipe : Silinder tegak

Jumlah air : 34568,943 kg/jam

Dimensi bak : - Diameter = 3,773 m

- Tinggi = 7,546 m

5.6.22 Boiler (BO-01)

Fungsi : Membuat *saturated steam*.

Tipe : *Water tube*

Dimensi bak : - Diameter = 8,2638 m

- Tinggi = 16,5276 m

5.6.23 Heater (HE-01)

Fungsi : Menaikkan temperatur steam menuju reaktor (R-01) dari suhu 100 °C menjadi 500 °C

Tipe : *Shell and Tube Exchanger*

Dimensi : Bagian Tube = ID = 0,62 in

OD = 0,75 in

Panjang = 192 in

Bagian Shell = ID = 19,25 in

5.6.24 Furnace (F-02)

Fungsi : Memanaskan steam sebelum masuk reaktor dari suhu 500°C menjadi 800 °C

Tipe : *Fire Box Furnace*

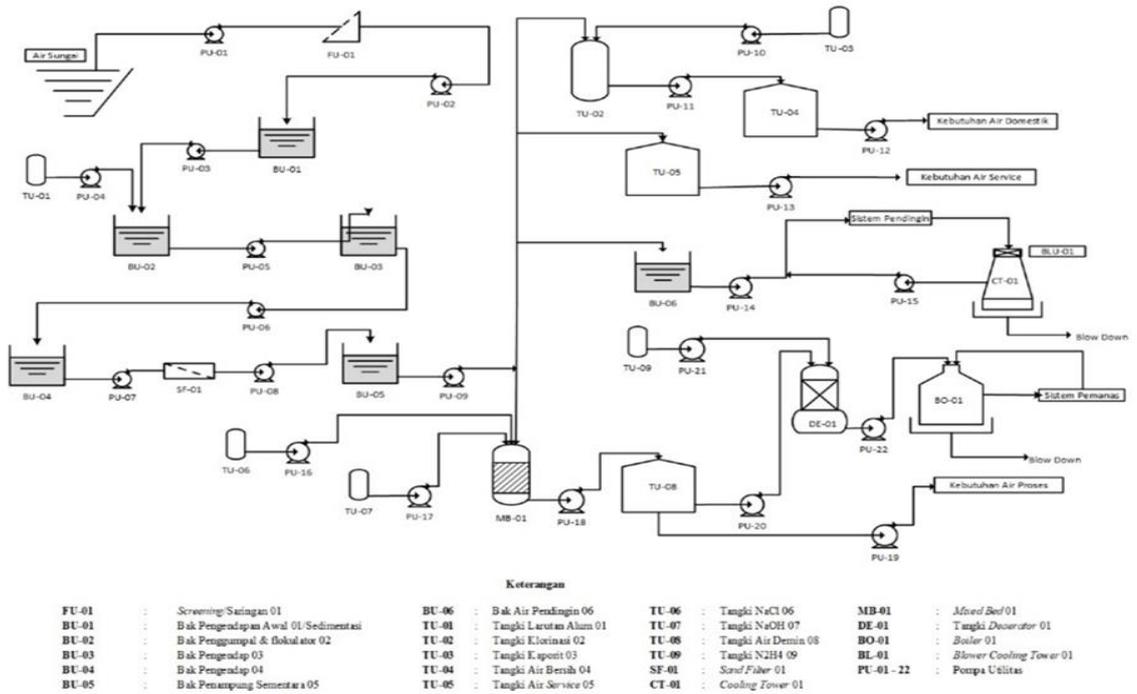
Dimensi : ID = 17,9 in

OD = 20 in

Panjang = 10 ft

Lebar = 3,33 ft

Tinggi = 10,83 ft



Gambar 5.1 Skema Unit Pengolahan Air

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Pada pra rancangan pabrik biohidrogen ini dilakukan evaluasi atau penilaian investasi dengan maksud untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang menguntungkan atau tidak. Komponen yang penting di perancangan adalah estimasi harga alat-alat, karena harga ini digunakan sebagai dasar untuk estimasi analisa ekonomi. Analisa ekonomi digunakan untuk mendapatkan perkiraan/estimasi tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan, dan terjadinya titik impas. Selain itu, analisa ekonomi yang ditujukan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak jika didirikan. Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi:

1. Modal Industri (*Total Capital Investment*)
 - Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)
 - Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)

Meliputi:

- Biaya Produksi Langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
- Biaya Produksi Tak Langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
- Biaya Tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)

3. Pendapatan Modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- Biaya variabel (*Variable Cost*)
- Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

6.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses setiap alat semua tergantung kepada kondisi ekonomi yang sedang terjadi. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangat sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga suatu alat pada tahun tertentu dan harus mengetahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik biohidrogen beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari dan tahun didirikan pada tahun 2027. Di dalam analisa ekonomi harga alat ataupun harga yang lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka diperlukan data indeksi tahun analisa. Harga indeks tahun 2022 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1982 sampai 2022, dicari dengan persamaan regresi linear.

Tabel 6.1 Harga Indeks Tahunan

Tahun	Index
1982	314
1983	316
1984	322
1985	325
1986	318
1987	323
1988	342
1989	355
1990	357
1991	361
1992	358
1993	359
1994	368
1995	381
1996	381
1997	386
1998	389
1999	390
2000	394

Tabel 6.1 Harga Indeks Tahunan (lanjutan)

2001	403
2002	408
2003	413
2004	418
2005	423
2006	428
2007	433
2008	437
2009	442,7597
2010	447,633
2011	452,5063
2012	457,3796
2013	462,2529
2014	467,1262
2015	471,9995
2016	476,8728
2017	481,7461
2018	486,6194
2019	491,4927
2020	496,366
2021	501,2393

Tabel 6.1 Harga Indeks Tahunan (lanjutan)

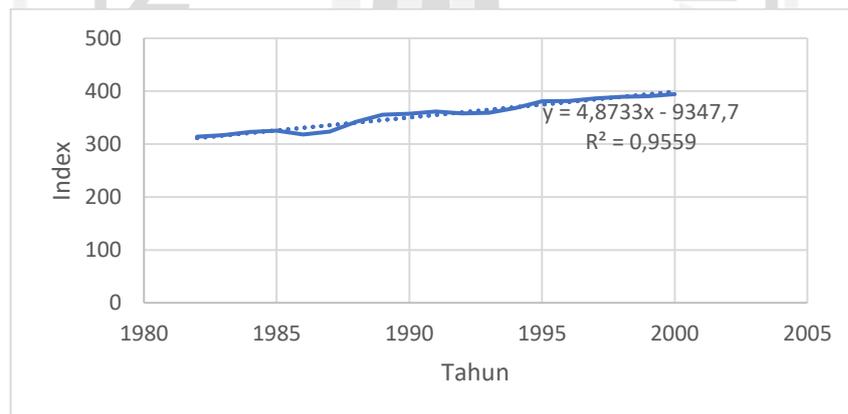
2022	506,1126
2023	510,9859
2024	515,8592
2025	520,7325
2026	525,6058
2027	530,4791

(www. chemengonline.com/pci, 2022)

Berdasarkan data diatas, maka persamaan regresi linear yang diperoleh yaitu:

$$y = 4,8733x - 9347,7$$

Pabrik biohidrogen dari jerami padi dengan kapasitas 10.000 ton/tahun ini akan didirikan pada tahun 2027, maka dari persamaan regresi linear diatas diperoleh index sebesar 681. Grafik hasil *plotting* data dapat dilihat pada Gambar 6.1 di bawah ini:



Gambar 6.1 Grafik Tahun vs Harga Index

Harga-harga alat dan lainnya dapat dihitung pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi Peters and

Timmerhaus, pada tahun 1990 dan Aries & Newton, pada tahun 1955. Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2027

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi 2014

Nx : Indeks harga pada tahun 2027

Ny : Indeks harga pada tahun referensi 2014

Tabel 6.2 Harga Alat Proses

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	CX (Rp)	
					2027
1	Silo	SL-01	1	Rp	1.744.290.407
2	<i>Ball Mill</i>	BM-01	1	Rp	6.894.017.697
3	<i>Vibrating Screen</i>	VS-01	1	Rp	216.520.656
4	Cyclone	CY-1	1	Rp	1.664.610.806
5	<i>Cooler</i>	CL-1	1	Rp	2.780.125.227
6	<i>Cooler</i>	CL-2	1	Rp	2.563.604.571

Tabel 6.2 Harga Alat Proses (lanjutan)

7	Condensor	CD-01	1	Rp	1.073.942.455
8	Separator	SP-01	1	Rp	110.858.576
9	Absorber	AB-01	1	Rp	320.450.571
10	<i>Pressure Swing Adsorber</i>	AD-01	1	Rp	112.590.741
11	<i>Pressure Swing Adsorber</i>	AD-02	1	Rp	51.964.958
12	<i>Bucket Elevator</i>	BE-01	1	Rp	311.789.745
13	<i>Bucket Elevator</i>	BE-02	1	Rp	268.485.614
14	Dekanter	DC-01	1	Rp	649.561.969
15	Pompa	P-01	1	Rp	242.503.135
16	<i>Belt Conveyor</i>	BC-01	1	Rp	142.037.551
17	<i>Screw Conveyor</i>	SC-01	1	Rp	121.251.568
18	<i>Screw Conveyor</i>	SC-02	1	Rp	129.912.394
19	Reaktor	GS-01	1	Rp	174.948.690
20	Kompresor	C-1	1	Rp	1.108.585.760
21	Kompresor	C-2	1	Rp	6.842.052.739
22	Kompresor	C-3	1	Rp	2.549.747.249
23	Blower	BL-1	1	Rp	5.196.496
24	Blower	BL-2	1	Rp	5.196.496
25	Blower	BL-3	1	Rp	5.196.496

Tabel 6.2 Harga Alat Proses (lanjutan)

26	Blower	BL-4	1	Rp	5.196.496
27	Tangki H ₂	T-01	1	Rp	265.021.283
28	Tangki CH ₄	T-02	1	Rp	11.813.367.008
29	Tangki CO	T-03	1	Rp	11.127.429.569
30	Tangki CO ₂	T-04	1	Rp	1.635.163.996
Total				Rp	54.935.620.919,06

Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	EX (Rp)	
				2027	
1	Screening	FU-01	1	Rp	301.396.753
2	Bak Sedimentasi	BU-01	1	Rp	25.982.478
3	Bak Koagulasi dan Flokulasi	BU-02	1	Rp	25.982.478
4	Tangki Larutan Alum	TU-01	1	Rp	12.731.414
5	Bak Pengendap I	BU-03	1	Rp	19.919.900
6	Bak Pengendap II	BU-04	1	Rp	19.919.900
7	Sand Filter	SF-01	1	Rp	27.714.644

Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas (lanjutan)

8	Bak Penampung Sementara	BU-05	1	Rp 20.785.983
9	Tangki Klorinasi	TU-02	1	Rp 277.146.440
10	Tangki Penyimpan Kaporit	TU-03	1	Rp 6.928.661
11	Tangki Air Bersih	TU-04	1	Rp 1.714.843.597
12	Tangki Service Water	TU-05	1	Rp 225.181.482
13	Bak Air Pendingin	BU-06	1	Rp 1.770.272.885
14	Cooling Tower	CT-01	1	Rp 2.476.996.308
15	Blower Cooling Tower	BL-01	1	Rp 17.321.652
16	Pompa 1	PU-01	1	Rp 722.312.909
17	Pompa 2	PU-02	1	Rp 722.312.909
18	Pompa 3	PU-03	1	Rp 722.312.909
19	Pompa 4	PU-04	1	Rp 76.215.271

Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas (lanjutan)

20	Pompa 5	PU-05	1	Rp 549.096.384
21	Pompa 6	PU-06	1	Rp 549.096.384
22	Pompa 7	PU-07	1	Rp 491.934.931
23	Pompa 8	PU-08	1	Rp 367.219.033
24	Pompa 9	PU-09	1	Rp 491.934.931
25	Pompa 10	PU-10	1	Rp 76.215.271
26	Pompa 11	PU-11	1	Rp 291.003.762
27	Pompa 12	PU-12	1	Rp 291.003.762
28	Pompa 13	PU-13	1	Rp 90.072.593
29	Pompa 14	PU-14	1	Rp 491.934.931
30	Pompa 15	PU-15	1	Rp 491.934.931
31	Pompa 16	PU-16	1	Rp. 67.003.110
32	Pompa 17	PU-17	1	Rp. 67.003.110
33	Pompa 18	PU-18	1	Rp. 124.951.746
34	Pompa 19	PU-19	1	Rp. 124.951.746
35	Pompa 20	PU-20	1	Rp. 79.679.374
36	Pompa 21	PU-21	1	Rp. 79.679.374
37	Pompa 22	PU-22	1	Rp. 79.679.374
Total				Rp 13.367.725.495,81

6.2 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan dipergunakan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak secara ekonomi. Berikut adalah perhitungan-perhitungan yang dapat digunakan dalam menganalisa kelayakan ekonomi dari suatu rancangan pabrik.

1. Dasar Perhitungan

- Kapasitas Produksi = 10.000 ton/tahun
- Satu tahun operasi = 330 hari
- Tahun Pendirian Pabrik = 2027
- Kurs Mata Uang = 1 US\$ = Rp. 15.253
- Upah Pekerja Asing = \$ 20/man hour
- Upah Pekerja Indonesia = Rp. 25.000/man hour
- 1 man hour asing = 2 man hour Indonesia
- 5% tenaga asing = 95% tenaga Indonesia

2. Perhitungan Biaya

a. *Capital Investment*

Capital Investment adalah jumlah pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

Capital Investment terdiri dari:

- *Fixed Capital Investment*

Biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

- *Working Capital Investment*

Biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

b. *Manufacturing Cost*

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

Menurut Aries dan Newton 1955, *Manufacturing Cost* meliputi:

- *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

- *Indirect Cost*

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

3. *Fixed Cost*

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

a. *General Expense*

Adalah pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

b. *Percent Return On Investment (ROI)*

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

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

c. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time (POT) adalah:

- Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.
- Waktu minimum secara teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
- Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

d. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point (BEP) merupakan :

- Titik impas produksi yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian.

- Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
- Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan akan untung jika beroperasi di atas BEP.

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

Keterangan :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

e. *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah:

- Suatu titik atau penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan).
- Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

- Level produksi dimana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
- Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

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

f. *Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) adalah :

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

Berikut adalah persamaan untuk menghitung DCFR:

$$\begin{aligned} R &= S \\ R &= (WC+FCI)*[(1+i)^n] \\ S &= \{[(1+i)^{(n-1)}]+[(1+i)^{(n-2)}]+[(1+i)^{(n-3)}]+ \dots +[(1+i)^{(n-n)}+(1+i)+1]*CF\} + \{SV+WCI\} \end{aligned}$$

Keterangan :

FC = *Fixed Capital*

WC = *Working Capital*

SV = *Salvage Value*

C = *Cash flow (profit after taxes + depresiasi + finance)*

n = Umur Pabrik = 10 tahun

i = Nilai DCFR

g. Hasil Perhitungan

Tabel 6.4 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	Rp 88.969.810.018	\$ 4.917.473,26
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 22.242.452.505	\$ 1.229.368,32
3	Biaya Instalasi	Rp 13.188.063.359	\$ 864.620,95
4	Biaya Pemipaan	Rp 42.461.892.335	\$ 2.783.838,74
5	Biaya Instrumentasi	Rp 18.927.251.321	\$ 1.240.887,13
6	Biaya Isolasi	Rp 6.000.497.574	\$ 393.397,86
7	Biaya Listrik	Rp 13.345.471.503	\$ 737.620,99
8	Biaya Bangunan	Rp 36.256.500.000	\$ 2.377.007,80
9	Biaya Tanah dan Perluasan Tanah	Rp 50.577.000.000	\$ 3.315.872,29
Total biaya PPC		Rp 291.968.938.615	\$ 17.860.087,34

Tabel 6.5 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	<i>Fixed Capital</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp 350.362.726.338	\$ 21.432.104,80
2	<i>Constructor's Fee</i>	Rp 35.036.272.634	\$ 2.143.210,48
3	<i>Contingency</i>	Rp 52.554.408.951	\$ 2.143.210,48
Fixed Capital Investment (FCI)		Rp 437.953.407.923	\$ 25.718.525,76

Tabel 6.6 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 1.597.085.424.000	\$ 104.706.315
2	<i>Labor</i>	Rp 18.204.000.000	\$ 1.193.470
3	<i>Supervision</i>	Rp 1.820.400.000	\$ 119.347
4	<i>Maintenance</i>	Rp 65.693.011.188	\$ 3.857.778
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 9.853.951.678	\$ 578.666
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 54.403.251.079	\$ 1.783.362
7	<i>Utilities</i>	Rp 71.266.146.197	\$ 4.672.270
	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 1.818.326.184.142	\$ 116.911.211

Tabel 6.7 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 2.730.600.000	\$ 179.020
2	<i>Laboratory</i>	Rp 1.820.400.000	\$ 119.347
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 10.922.400.000	\$ 596.735
4	<i>Packaging</i>	Rp 691.423.136	\$ 7.133.449
5	<i>Shipping</i>	Rp 138.284.627	\$ 1.783.362
	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 16.303.107.763	\$ 9.811.914

Tabel 6.8 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 43.795.340.792	\$ 2.057.482
2	<i>Property Taxes</i>	Rp 8.759.068.158	\$ 514.370
3	<i>Insurance</i>	Rp 4.379.534.079	\$ 257.185
Fixed Manufacturing Cost (FMC)		Rp 56.933.943.030	\$ 2.829.037

Tabel 6.9 Manufacturing Cost (MC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 1.818.326.184.142	\$ 116.911.211
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 16.303.107.763	\$ 9.811.914
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 56.933.943.030	\$ 2.829.037
Manufacturing Cost (MC)		Rp 1.891.563.234.935	\$ 129.552.163

Tabel 6.10 Working Capital (WC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 145.189.584.000	\$ 9.518.755
2	<i>Inprocess Inventory</i>	Rp 2.837.344.852.403	\$ 194.328.244

Tabel 6.10 *Working Capital (WC)* (lanjutan)

3	<i>Product Inventory</i>	Rp 171.960.294.085	\$ 11.777.469
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 247.287.504.903	\$ 16.212.384
5	<i>Available Cash</i>	Rp 171.960.294.085	\$ 11.777.469
<i>Working Capital (WC)</i>		Rp 3.573.742.529.476	\$ 243.614.324

Tabel 6.11 *General Expense (GE)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Administrasi	Rp 81.604.876.618	\$ 3.566.724,65
2	<i>Sales Expense</i>	Rp 326.419.506.471	\$ 5.350.086,97
3	<i>Research</i>	Rp 108.806.502.157	\$ 7.133.449,30
4	<i>Finance</i>	Rp 160.467.837.496	\$ 5.386.657,00
<i>General Expenses (GE)</i>		Rp 677.298.722.742	\$ 21.436.917,92

Tabel 6.12 *Total Production Cost (TPC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 1.891.563.234.935	\$ 129.552.163,10
2	<i>General Expenses (GE)</i>	Rp 677.298.722.742	\$ 21.436.917,92
Total Production Cost (TPC)		Rp 2.568.861.957.678	\$ 150.989.081,01

Tabel 6.13 *Fixed Cost (Fa)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Depresiasi	Rp 43.795.340.792	\$ 2.057.482,06
2	Property Taxes	Rp 8.759.068.158	\$ 514.370,52
3	Asuransi	Rp 4.379.534.079	\$ 257.185,26
Total Fa		Rp 56.933.943.030	\$ 2.829.037,83

Tabel 6.14 *Variable Cost (Va)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw material	Rp 1.597.085.424.000	\$ 104.706.315,09
2	Packaging	Rp 691.423.136	\$ 7.133.449,30
3	Shipping	Rp 138.284.627	\$ 1.783.362,32
4	Utilities	Rp 71.266.146.196,62	\$ 4.672.270,78
5	Royalty & Patent	Rp 54.403.251.079	\$ 1.783.362,32
Total Va		Rp 1.652.180.098.215	\$ 120.078.759,81

Tabel 6.15 *Regulated Cost (Ra)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Gaji karyawan	Rp 18.204.000.000	\$ 1.193.470,14
2	Payroll overhead	Rp 2.730.600.000	\$ 179.020,52
3	Supervision	Rp 1.820.400.000	\$ 119.347,01

Tabel 6.15 *Regulated Cost (Ra)* (lanjutan)

4	<i>Plant overhead</i>	Rp 10.922.400.000	\$ 596.735,07
5	<i>Laboratory</i>	Rp 1.820.400.000	\$ 119.347,01
6	<i>General expense</i>	Rp 677.298.722.742	\$ 21.436.917,92
7	<i>Maintanance</i>	Rp 65.693.011.188	\$ 3.857.778,86
8	<i>Plant supplies</i>	Rp 9.853.951.678	\$ 578.666,83
Total Ra		Rp 760.285.533.931	\$ 28.081.283,37

Sa (sales) = Rp 2.720.162.553.929 atau \$ 178.336.232

Berdasarkan rincian perhitungan tersebut maka didapatkan data untuk menguji apakah pabrik layak dibangun, berikut perhitungannya :

1. *Percent Return On Investment (ROI)*

$$ROI = \frac{\text{keuntungan}}{\text{fixed capital}} \times 100\%$$

ROI sebelum pajak = 34%

ROI setelah pajak = 27%

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko rendah minimum adalah 11%. (Aries and Newton, 1955).

2. *Pay Out Time (POT)*

$$POT = \frac{\text{fixed capital}}{\text{keuntungan tahunan} + \text{depresiasi}} \times 100\%$$

POT sebelum pajak = 2,2 tahun

POT setelah pajak = 2,7 tahun

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko rendah maksimum adalah 5 tahun. (Aries and Newton, 1955).

3. *Break Even Point* (BEP)

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

BEP = 53%

BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40% - 60%.

4. *Shut Down Point* (SDP)

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

SDP = 42%

5. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

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

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Investment = Rp 437.953.407.923

Working Capital = Rp 3.572.742.529.476

Cash Flow = Rp 322.277.643.364

Salvage Value = Rp 43.795.340.792

6.3 Analisa Keuntungan

a. *Keuntungan Sebelum Pajak*

Total penjualan = Rp 2.720.162.553.929

Total biaya produksi = Rp 2.568.861.957.678

Keuntungan sebelum pajak = Rp 151.300.596.251

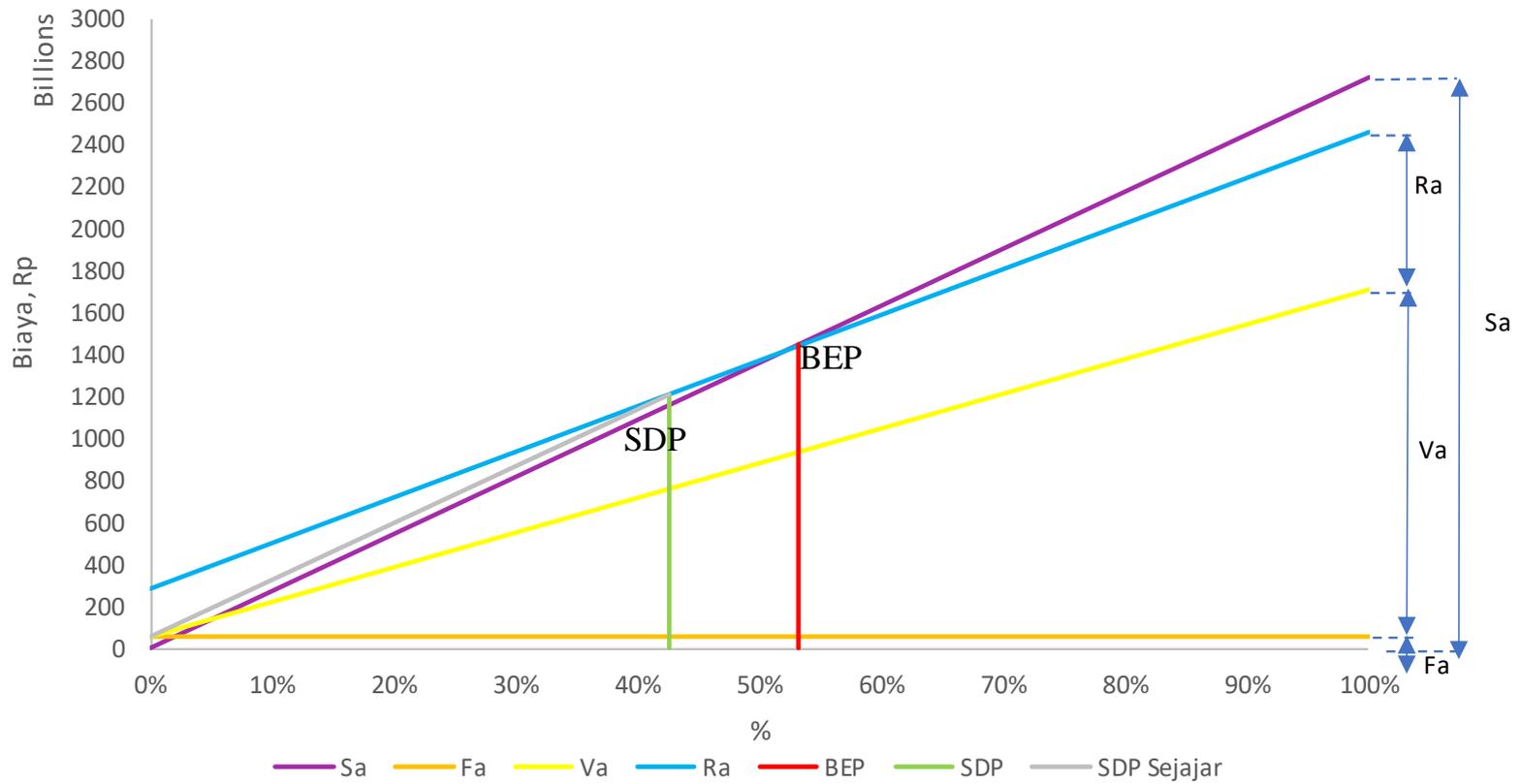
b. *Keuntungan Sesudah Pajak*

Pajak = 22% x Rp 151.300.596.251

= Rp 33.286.131.175

Keuntungan Setelah Pajak =Rp118.014.465.076





Gambar 6.2 Grafik Ekonomi

Gambar 6.2 menunjukkan perolehan nilai BEP (*Break Even Point*) dan SDP (*Shut Down Point*) dimana didapat untuk nilai BEP dan SDP yang telah diketahui melalui perhitungan adalah 53% dan 42%. Pada pembuatan grafik BEP diperlukan nilai-nilai seperti R_a , V_a , F_a dan S_a dimana diketahui pada perhitungan analisa ekonomi. Grafik BEP digunakan untuk mengetahui berapa total kapasitas yang harus di produksi dari kapasitas keseluruhan pabrik guna mengetahui posisi dimana pabrik pada kondisi tidak untung dan tidak rugi atau bisa disebut kembali modal. Ketika pabrik sedang beroperasi akan menghasilkan produk dengan kapasitas di atas titik BEP oleh sebab itu pabrik dikatakan untung namun apabila pabrik menghasilkan kapasitas dibawah titik BEP maka dikatakan rugi. Sedangkan SDP adalah titik atau batas dimana pabrik tersebut harus di tutup karena mengalami kerugian yang besar.

BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Pabrik biohidrogen dari jerami padi dengan kapasitas 10.000 ton/tahun akan didirikan pada tahun 2027 untuk memenuhi kebutuhan pasar di Indonesia. Dalam perancangan pabrik biohidrogen ini diperoleh beberapa kesimpulan sebagai berikut:

1. Proses mendirikan pabrik biohidrogen dengan kapasitas 10.000 ton/tahun untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, menjadikan lapangan kerja baru, dan memajukan perkembangan industri yang berbahan baku jerami padi.
2. Pabrik biohidrogen dari jerami padi berbentuk Perseroan Terbatas (PT) direncanakan akan dibangun di Tunggakjati, Karawang Barat, Kabupaten Karawang dengan luas tanah keseluruhan 16.859 m² dan luas bangunan 10.359 m². Jumlah karyawan 160 orang dan beroperasi 330 hari/tahun.
3. Hasil perhitungan analisa terhadap aspek ekonomi yang telah dilakukan di pabrik ini didapatkan sebagai berikut:
Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 151.300.596.251 dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 118.014.465.076 (dengan asumsi pajak 22%) (PERPU No. 1 Tahun 2020).
4. Presentasi Return on Investment (ROI) sebelum pajak adalah 34% dan setelah pajak adalah 27%.

5. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak adalah 2 tahun 2 bulan dan setelah pajak adalah 2 tahun 7 bulan.
6. Nilai *Break Even Point* (BEP) adalah 53% dan *Shut Down Point* (SDP) adalah 42 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya sebesar 40% - 60% dan $SDP < BEP$. (Aries & Newton, 1955).
7. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) adalah 8,5%.
8. Berdasarkan data yang diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik biohidrogen dari jerami padi layak ditinjau untuk didirikan karena memiliki indikator ekonomi yang menguntungkan.

7.2 Saran

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

1. Upaya dalam proses seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku yang perlu diperhatikan akan lebih optimal dalam menghasilkan keuntungan.
2. Dalam merancang pabrik kimia tidak jauh dari produksi limbah, sebab itu diperhatikan dalam perkembangan pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produksi biohidrogen dapat diwujudkan sebagai sarana untuk menempati kebutuhan di masa pendentang yang jumlahnya semakin lama semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

Anggorodi, 1979, *Ilmu Makanan Ternak Umum*, PT. Gramedia, Jakarta.

Aries, R. S., and R. D. Newton. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: McGraw Hill Book Company.

Austin, G.T. 1984. *Shreve's Chemical Process Industries, 5th ed.* New York: Mc Graw Hill Book Company.

Basu, Prabir. 2013. *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction: Practical Design and Theory Second Edition*. London: Elsevier Inc.
ISBN: 978-0-12-396488-5

Castillo, L. S., Roxas, D. B., Chavez, M. A., Momongan, V. G., And Ranjhan, S. K. 1982. *The Effects of A Concentrate Supplement and of Chopping and Soaking Rice Straw on Its Voluntary Intake by Carabaos*, In "The Utilization of Fibrous Agricultural Residues as Animal Feeds": 74-80. T. Doyle. School of Agriculture and Forestry, University of Melbourne, Parkville, Victoria.

Cheng, H., Whang, L., Wu, C., dan Chung, M. 2012. *A Two Stage Bioprocess for Hydrogen and Methane Production from Rice Straw Bioethanol Residues, Bioresource Technology*. Taiwan. Department of Environmental Engineering, National Cheng Kung University, No 1, University Road. 113: 23-29

Darmawan, Arif., Anggoro Cahyo Fitrianto., dkk. 2017. *Enhanced Electricity Production from Rice Straw*. 9th International Conference on Applied Energy. Energy Procedia Journal, 142: 271-277.

<https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.12.043>

Garrote, G., Dominguez, H., Parajo, J.C., 2002. *Autohydrolysis of Corncob: Study of Non-isothermal Operation for Xylooligosaccharide Production*. J. Food Eng. 52, 211–218.

Higman, Christopher. 2003. *Gasification 1st Edition*. USA: Gulf Professional Pub.

ISBN: 0750677074

Hou, Kaihu., dan Ronald Hughes. 2001. *The Kinetics of Methane Steam Reforming Over a Ni/a-Al₂O Catalyst*. Chemical Engineering Journal. 82: 311-328.

<https://doi.org/1385-8947/01/S>

<https://www.airgas.com/msds/001026.pdf> (diakses 9 Februari 2022 13.20)

<https://www.airgas.com/msds/001033.pdf> (diakses 9 Februari 2022 13.25)

<https://www.airgas.com/msds/001013.pdf> (diakses 9 Februari 2022 13.29)

<https://www.airgas.com/msds/001014.pdf> (diakses 9 Februari 2022 13.34)

<http://www.labchem.com/tools/msds/msds/LC26750.pdf> (diakses 9 Februari 2022 13.51)

<https://ptseik.bppt.go.id/berita-ptseik/74-sekilas-lebih-dekat-dengan-biohidrogen> (diakses 07 febuari 2022 09.40)

https://digilib.esaunggul.ac.id/public/UEU-Course-9827-7_00248_1.pdf
(diakses 07 februari 2022 09.45)

<https://distan.bulelengkab.go.id/informasi/detail/artikel/pemanfaatan-jerami-padi-menjadi-kompos->

Matche equipment cost. <http://www.matche.com/EquioCost> (diakses pada 4 Oktober 2022 pukul 15.00 WIB).

Mishra, Somya., dan Rajesh Kumar Upadhyay. 2021. *Review on Biomass Gasification: Gasifiers, Gasifying Mediums and Operational Parameters*. Journal of Material Science for Energy Technologies: 329-340
<https://doi.org/10.1016/j.mset.2021.08.009>

Ntaikou, et all, 2010. *Biohydrogen Production from Biomass and Wastes via Dark Fermentation: A Review*. Department of Chemical Engineering, University of Patras.

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1990, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 3 rd Ed*. New York: Mc Graw Hill Book Company.

Prashanth, Peter Francis., Laksmiprasad Gurralla., dkk. 2021. *Microwave-assisted Torrefaction and Pyrolysis of Rice Straw Pellets for Bioenergy*. Journal of IET Renewable Power Generation: 1-14.
<https://doi.org/10,1049/rpg2.12445>

Saha, B.C., 2003. *Hemicellulose Bioconversion*. Ind. Microbiol. Biotechnol. 30: 279– 291.

Sarwono, B dan B. H. Arianto. 2003. *Penggemukan Sapi Potong Secara Cepat*. Jakarta: Penebar Swadaya.

Solli, Kjell-Arne., Rajan Kumar Thapa., dan Britt Margrethe Emilie Moldestad. 2016. *Screening of Kinetic Rate Equations for Gasification Simulation Models*. Proceedings of the 9th EUROSIM & the 57th SIMS Journal. Norway. University College of Southeast Norway.

<https://doi.org/10.3384/ecp17142105>

Trubus. 2005. *Aneka Hiasan dari Jerami*, Jakarta: Gramedia.

<https://ptseik.bppt.go.id/berita-ptseik/74-sekilas-lebih-dekat-dengan-biohidrogen>

(diakses 7 februari 2022 13.30)

Verina J Wargadalam. 2015. *Peta Jalan Litbang Bahan Bakar Nabati: Menuju Mandiri Energi*.

Worasuwannarak, Nakorn., Taro Sonobe., dan Wiwut Tanthapanichakoon. 2007. *Pyrolysis Behaviours of Rice Straw, Rice Husk and Corncob by TG-MS Technique*. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*. 78(2): 265-271.

<https://doi.org/10.1016/j.jaap.2006.08.002>

Yaws, Carl L. 1999. *Chemical Properties Handbook: Physical, Thermodynamic, Environmental, Transport, Safety, and Health Related Properties for Organic and Inorganic Chemicals*. New York: McGraw-Hill Inc. ISBN: 0-07-073401

Zamora, R., Crispin, J.A.S., 1995. Production of an acid extract of rice straw. *Acta Cient. Venez.* 46, 135–139.

LAMPIRAN A
PERHITUNGAN REAKTOR

Fungsi : Mereaksikan biomassa berupa jerami padi menjadi
condensable gas

Fase : Padat – Gas

Kondisi operasi : Temperatur = 800 °C
Tekanan = 1 atm

Tujuan perancangan :

- a. Menentukan konstruksi bahan reaktor
- b. Menghitung densitas masing-masing komponen (ρ)
- c. Menghitung viskositas masing-masing komponen (μ)
- d. Menghitung kecepatan fluidisasi minimum (U_{mf})
- e. Menghitung kecepatan terminal (U_t)
- f. Menghitung diameter zona reaksi (d_t)
- g. Menghitung *transport disengaging height* (TDH)
- h. Menghitung tinggi zona reaksi (L_t)
- i. Menghitung tinggi dan diameter *freeboard*
- j. Menghitung dimensi gas *distribution plate*
- k. Menghitung dimensi *shell*
- l. Menghitung tinggi total reaktor

A. Reaksi pada gasifier

Perbandingan steam:biomass = 1 : 1,4

Reaksi:

Devolatilisasi (pirolisis)

	$1 \text{ CH}_{1,75}\text{O}_{0,83}$	→	$0,2 \text{ CH}_{0,1}\text{O}_{0,1}$	$0,45 \text{ CO}$	$0,325 \text{ H}_2$	$0,13 \text{ CO}_2$	$0,22 \text{ CH}_4$	$0,1 \text{ H}_2\text{O}$
m	742,33	→						
r	613,24	→	122,65	275,96	199,30	79,72	134,91	61,32
s	129,09	→	122,65	275,96	199,30	79,72	134,91	61,32

Steam Methane Reforming

	$1 \text{ CH}_4 \text{ (g)}$		$2 \text{ H}_2\text{O (g)}$	->	$1 \text{ CO}_2 \text{ (g)}$	$4 \text{ H}_2 \text{ (g)}$
m	134,91		861,53			
r	107,93		215,86		107,93	431,72
s	26,98		645,67		107,93	431,72

B. Menentukan konstruksi bahan reaktor

Dipilih bahan konstruksi stainless steel (SA 182 Grade F321 Tipe 321) dengan pertimbangan :

- Bahan tersebut tahan terhadap suhu tinggi (1500 F atau 815 °C).
- Bahan tersebut merupakan bahan yang tahan terhadap korosif.

C. Menghitung densitas masing-masing komponen (ρ)

$$T = 800\text{ }^{\circ}\text{C} = 1073,15\text{ K}$$

$$P = 1\text{ atm}$$

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

Komponen	BM (g/mol)	F (kg/jam)	n (kmol)	Xn	Bm.Xn	ρ_g (kg/l)	ρ_g (kg/m ³)
H ₂ O (g)	18	14403,726	800,207	100%	18	0,205	204,549

D. Menghitung viskositas masing-masing komponen (μ)

$$T = 800\text{ }^{\circ}\text{C} = 1073,15\text{ K}$$

$$P = 1\text{ atm}$$

Komponen	BM (g/mol)	A	B	C
H ₂ O (g)	18	-36,826	4,29E-01	-1,62E-05

(Yaws, 1999. P 455-477)

$\mu_{\text{gas @25 C}}$ (μP)	$\mu_{\text{gas @800 C}}$ (μP)	$\mu_{\text{gas @800 C}}$ (cP)	$\mu_{\text{gas @800 C}}$ (kg/m.s)
89,68	404,899	0,040	4,049E-05

E. Menentukan ukuran partikel padatan

$$\begin{aligned}
 32 \text{ mesh} &= 0,500 \text{ mm} \\
 D_p &= (595+500)/2 \\
 &= 0,5475 \text{ mm} \\
 &= 547,5 \text{ } \mu\text{m} \\
 &= 0,0005475 \text{ m} \\
 &= 0,05475 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

F. Menghitung kecepatan fluidisasi minimum (U_{mf})

$$\frac{d_p \cdot U_{mf} \cdot \rho_g}{\mu} = \left[(33,7)^2 + \frac{(0,0408) \cdot (d_p)^3 \rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu^2} \right]^{1/2} - 33,7 \quad (\text{Kunii, 1991. hal 70})$$

$$Ar = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \quad (\text{Kunii, 1991. hal 69})$$

$$Re_{p,mf} = [(33,7)^2 + 0,0408 Ar]^{1/2} - 33,7 \quad (\text{Kunii, 1991. hal 70})$$

$$u_{mf} = \frac{d_p^2 (\rho_s - \rho_g) g}{150 \mu} \frac{\epsilon_{mf}^3 \phi_s^2}{1 - \epsilon_{mf}}, \quad Re_{p,mf} < 20 \quad (\text{Kunii, 1991. hal 69})$$

$$\epsilon_{mf} = \left(\frac{0,071}{\phi} \right)^{1/3} \quad (\text{Thanh, Trung Bui. 2020})$$

$$\begin{aligned}
 \rho_s &= 0,48 \text{ g/cm}^3 \\
 &= 480 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 684,549 \text{ kg/m}^3$$

$$Ar = 55274,882$$

$$Re_{p,mf} = 24,531$$

$$u_{mf} = 1,12 \cdot 10^{-2} \text{ m/s}$$

$$\epsilon_{mf} = 0,491$$

G. Menghitung kecepatan terminal (U_t)

$$C_D = \frac{10}{Re_p^{0.5}} \quad 0.4 \leq Re_p \leq 500$$

$$C_D = 2,019 \text{ dimensionless}$$

$$u_t = \left[\frac{4d_p(\rho_s - \rho_g)g}{3\rho_g C_D} \right]^{1/2}$$

(Kunii, 1991. hal 70)

$$u_t = 6,91 \cdot 10^{-2} \text{ m/s}$$

$$= 6,908 \text{ cm/s}$$

H. Menghitung diameter zona reaksi (d_t)

Agar partikel dapat jatuh, maka kecepatan pada gas fluidisasi harus di bawah kecepatan terminal (U_t).

$$U_{mf} = 0,011 \text{ m/s} = 1,118 \text{ cm/s}$$

$$U_t = 0,094 \text{ m/s} = 9,386 \text{ cm/s}$$

$$Q = \frac{m}{\rho g} = 70,417 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,020 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$d_t = \left(\frac{4A}{\pi} \right)^{0.5}$$

$$A = \frac{Q}{U_0}$$

Asumsi $10 \cdot U_{mf}$

$$U_0 = 0,095 \text{ m/s}$$

$$A = 0,206 \text{ m}^2$$

$$dt = 0,512 \text{ m}$$

I. Menghitung transport disengaging height (TDH)

$$TDH/dt = 0,6 \quad (\text{Gambar 5, Kunii, hal 173})$$

$$TDH = 0,307 \text{ m}$$

$$\text{Faktor Keamanan 20\%} = 0,369 \text{ m}$$

J. Menghitung tinggi zona reaksi (Lt)

$$K_{f12} = \left[\frac{\gamma_b K_{r12} + \frac{1}{\frac{1}{K_{bc,A}} + \frac{1}{\gamma_c K_{r12} + \frac{1}{\frac{1}{K_{ce,A}} + \frac{1}{\gamma_e K_{r12}}}}} \right] \frac{\delta}{1 - \epsilon_f}$$

a. Menghitung kecepatan gelembung (U_b)

$$u_{br} = 0.711(gd_b)^{1/2}$$

(Kunii, 1991. hal 147)

$$u_b = u_0 - u_{mf} + u_{br}$$

(Kunii, 1991. hal 147)

$$U_0 = 0,095 \text{ m/s} \quad U_{mf}/\epsilon_{mf} = 0,023 \text{ m/s}$$

$$U_{mf} = 0,0015 \text{ m/s} \quad 5U_{mf}/\epsilon_{mf} = 0,114 \text{ m/s}$$

$$U_0 - U_{mf} = 0,084 \text{ m/s} \quad u_0/\epsilon_{mf} = 8500$$

$$d_b = 0,051 \text{ m} \quad (\text{Grafik 14 Kunii p 131})$$

$$U_{br} = 0,503$$

$$U_b = 0,587 \text{ m/s}$$

b. Menghitung height of bubbling beds (δ)

$$u_b > 5u_{mf}/\epsilon_{mf}$$

$$\delta = 0,146$$

$$\delta (U_0 \gg U_{mf}) = 0,162$$

c. Menghitung rasio padatan yang terdispersi dalam gelembung

$$\gamma_b = 0.005 \quad (\text{Kunii, 1991. hal 158})$$

$$\gamma_b = \frac{(1 - \epsilon_{mf})(1 - \delta) \cdot 0,015}{\delta} \quad (\text{Kunii, 1991. hal 158})$$

$$\gamma_b = 0,005$$

$$\gamma_b = 0,045$$

d. Menghitung rasio padatan yang terdispersi dalam gas dan volume gelembung dalam bed

$$f_c = \frac{\text{volume of cloud}}{\text{volume of bubble}} = \frac{V_c}{V_b} = \frac{3u_f}{u_{br} - u_f} = \frac{3u_{mf}/\epsilon_{mf}}{u_{br} - u_{mf}/\epsilon_{mf}} \quad (\text{Shaofen, Li, 2017. hal 378})$$

$$\gamma_c = (1 - \epsilon_{mf})(f_c + f_w) = (1 - \epsilon_{mf}) \left[\frac{3}{u_{br}\epsilon_{mf}/u_{mf} - 1} + f_w \right] \quad (\text{Kunii, 1991. hal 158})$$

$$f_c = 0,142$$

$$f_w = 0,195 \quad (\text{Gambar 5.8, Kunii})$$

$$\gamma_c = 0,172$$

e. Menghitung rasio antara padatan yang terdispersi dalam emulsi dan volume gelembung bed

$$\gamma_e = \frac{(1 - \epsilon_{mf})(1 - \delta)}{\delta} - \gamma_b - \gamma_c \quad (\text{Kunii, 1991. hal 158})$$

$$\gamma_e = 2,765$$

f. Menghitung koefisien perpindahan massa *bubble* dan *cloud* (K_{bc})

$$D_v = \frac{1.013 \cdot 10^{-7} \cdot T^{1.75} \left(\frac{1}{M_a} + \frac{1}{M_b} \right)^{\frac{1}{2}}}{P \left[(\sum_a v_i)^{\frac{1}{3}} + (\sum_b v_i)^{\frac{1}{3}} \right]^2}$$

(Kunii, 1991. hal 251)

$$K_{bc} = 4.5 \left(\frac{u_{mf}}{d_b} \right) + 5.85 \left(\frac{g^{1/2}}{d_b^{5/4}} \right)$$

(Kunii, 1991. hal 251)

D_v	= Difusifitas (m^2/s)
T	= Suhu (K)
M_a, M_b	= <i>Molecular masses of components a and b</i>
P	= Tekanan Total (bar)
$\sum v_i a, \sum v_i b$	= <i>Summation of the special diffusion</i>
T	= 800 °C
	= 1073,15 K
P	= 1 atm
	= 1,013 bar
M_{CH_4}	= 16 kg/kmol
M_{H_2O}	= 18 kg/kmol
$\sum v_i CH_4$	= 24,420
$\sum v_i H_2O$	= 9,440
K_{bc}	= 8,060 s^{-1}
T	= 800 °C
	= 1073,15 K
P	= 1 atm

$$= 1,013 \text{ bar}$$

$$M_{H_2O} = 18 \text{ kg/kmol}$$

$$M_{CH_{1,75}O_{0,83}} = 27,03 \text{ kg/kmol}$$

$$\sum v_i H_2O = 9,440$$

$$\sum v_i CH_{1,75}O_{0,83} = 24,513$$

g. Menghitung koefisien perpindahan massa *bubble* dan *emulsion* (K_{ce})

$$K_{ce} = 6.77 \left(\frac{\rho \epsilon_{mf} (0.711)(gd_b)^{1/2}}{d_b^3} \right)^{1/2} = 6.77 \left(\frac{\rho \epsilon_{mf} u_{br}}{d_b^3} \right)^{1/2} \quad (\text{Kunii, 1991. hal 252})$$

$$1 - \epsilon_f = (1 - \delta)(1 - \epsilon_e) \quad (\text{Kunii, 1991. hal 155})$$

$$K_{ce} = 4,838 \text{ s}^{-1}$$

$$1 - \epsilon_f = 0,435$$

$$\epsilon_e \approx \epsilon_{mb}, \quad \text{for Geldart A solids} \quad (\text{Kunii, 1991. hal 155})$$

$$\epsilon_e \approx \epsilon_{mf}, \quad \text{for Geldart B and D solids}$$

$$K = 3,688E+19 \text{ min}^{-1}$$

$$= 2,213E+21 \text{ s}^{-1}$$

$$L_m(1 - \epsilon_m) = L_{mf}(1 - \epsilon_{mf}) = L_{mb}(1 - \epsilon_{mb}) = L_f(1 - \epsilon_f) \quad (\text{Kunii, 1991. hal 155})$$

$$\begin{matrix} \text{for fixed} & & & & \text{for bubbling} \\ \text{bed} & \text{at } u_{mf} & \text{at } u_{mb} & & \text{bed} \end{matrix}$$

$$L_f(1 - \epsilon_f)$$

$$L_f = (1 - \epsilon_f)$$

$$L_f = 0,435$$

K. Menghitung tinggi dan diameter freeboard

Untuk menghindari terjadinya aliran partikel padat pada Freeboard, maka

kecepatan gas pada freeboard harus lebih kecil daripada u_t ($u_c > u_t$)

$$Af = \frac{Q}{U}$$

$$U_t = 0,069 \text{ m/s}$$

$$\text{Asumsi } U_c = 0,05 \text{ m/s}$$

$$Af = 0,391 \text{ m}^2$$

$$D_f = \left[\frac{4 \cdot Af}{\pi} \right]^{1/2}$$

$$= 0,706 \text{ m}$$

$$= 27,793 \text{ in}$$

L. Menghitung dimensi gas distribution plate

a. Menghitung dimensi gas

$$\frac{L_{mf}}{L_f} = 1 - \delta$$

(Kunii, 1991. hal 155)

$$L_{mf} = 0,371$$

$$\frac{\Delta p_b}{L_{mf}} = (1 - \epsilon_{mf})(\rho_s - \rho_g) \frac{g}{g_c}$$

$$\Delta P_b = 54,863 \text{ kg/m}^2$$

$$= 0,005 \text{ atm}$$

b. Menghitung koefisien orifice (NRe)

$$Re_t = d_t u_o \rho_g / \mu$$

(Kunii, 1991. hal 105)

Re_t	100	300	500	1000	2000	>3000	(Kunii, 1991. hal 105)
$C_{d,or}$	0.68	0.70	0.68	0.64	0.61	0.60	

$$Re_t = 28922,200$$

Berdasarkan tabel pada buku Kunii, p 105, maka :

$$Re_t > 3000$$

$$C_{d, or} = 0,6$$

c. Menghitung kecepatan gas melalui orifice (Uor)

$$u_{or} = C_{d,or} \left(\frac{2\Delta p_d}{\rho_g} \right)^{1/2} \quad (\text{Kunii, 1991. hal 105})$$

$$U_{or} = 4,33, E-03 \text{ m/s}$$

d. Menghitung jumlah lubang (Nor)

$$d_{or} = \left[\frac{4}{\pi} \left(\frac{u_o}{u_{or}} \right) \left(\frac{1}{N_{or}} \right) \right]^{1/2} \quad (\text{Kunii, 1991. hal 106})$$

$$N_{or} = \frac{4 \cdot U_o}{\pi \cdot U_{or} \cdot d_{or}^2} \quad (\text{Kunii, 1991. Hal 106})$$

$$d_{or} = 0,529 \text{ m}$$

$$N_{or} = 100$$

e. Menghitung tinggi pada fluidisasi minimum (Hmf)

$$\frac{H}{H_{mf}} = 1 + \frac{10.978 \cdot (U_f - U_{mf})^{0.738} \cdot \rho_p^{0.376} \cdot dp^{1.006}}{U_{mf}^{0.937} \cdot \rho_f^{0.126}} \quad (\text{Ramirez., dkk. 2007})$$

$$1.2 < \frac{H}{H_{mf}} < 1.4 \quad (\text{Ramirez., dkk. 2007})$$

$$U_{mf} = 0,11 \text{ m/s}$$

$$H/H_{mf} = 1,3$$

$$H/H_{mf} = 2,018$$

$$1,3 = 2,038 \cdot (U_f - U_{mf})^{0,738}$$

$$1,3 = 1 + 2,038 \cdot (U_f - U_{mf})^{0,738}$$

$$0,3 = 2,038 \cdot (U_f - U_{mf})^{0,738}$$

$$0,147 = (U_f - U_{mf})^{0,738}$$

0,075 = Uf-Umf
 0,075 = Uf-0,011
 Uf = 0,086 m/s (Fluidization velocity during gasification)

$$\frac{H_{mf}}{H_0} = \frac{(1 - \epsilon_0)}{1 - \epsilon_{mf}} \quad (\text{Thanh, Trung Bui. 2020})$$

$$\epsilon_{mf} = \epsilon_0 \times 10\% \quad (\text{Thanh, Trung Bui. 2020})$$

$$H_{mf} = H_0 \times 10\%$$

emf = e0*10%

H = 0,509 m

H/Hf = 1,3

0,509/Hf = 1,3

Hmf = 0,392 m (height at minimum velocity)

Ht = TDH + H

= 0,816 m (overall height of the reaction chamber)

Hr = TDH + Hmf + Hh

= 14,656 m (tinggi reactor pada zona reaksi)

f. Menentukan waktu tinggal

$$K_r \tau = K_r \frac{L_i(1 - \epsilon_i)}{u_o}, \quad i = m, f, \text{ or } mf \quad (\text{Kunii, 1991. hal 278})$$

$$\tau = \frac{L_f(1 - \epsilon_f)}{u_o} \quad (\text{Kunii, 1991. hal 278})$$

t = 2,096 s

M. Menghitung dimensi shell

a. Menghitung tebal shell (ts)

(Brownell & Young, 1959. hal 254)

$$t = \frac{Pr}{(fE - 0.6P)} + C$$

$$dt = 0,512 \text{ m} = 20,159 \text{ in} = 0,768 \text{ m}$$

$$P = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

$$ri = dt/2 = 10,080 \text{ in}$$

$$E = 0,850$$

$$f = 1000 \text{ psi}$$

$$c = 0,125$$

$$ts = 0,301 \text{ in} = 0,008 \text{ m}$$

$$ts = 0,313 \text{ in} = 5/16 \text{ in (Tabel 5.6 Brownell p 88)}$$

b. Menghitung tebal head bawah (th)

$$OD = ID + 2ts = 20,784 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell p 91

$$OD = 22 \text{ in}$$

$$ts = 0,313 \text{ in}$$

$$icr = 1,375 \text{ in}$$

$$\text{jari - jari shell (r)} = 21 \text{ in}$$

(Brownell & Young, 1959. hal 87)

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - (icr)$$

$$BC = r - (icr)$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$OA = t + b + sf$$

ID	= 20,159 in
a	= 10,080 in
AB	= 8,705 in
BC	= 19,625 in
AC	= 17,589
b	= 3,411
sf	= 1,5 (Tabel 5.4 Brownell p 88)
OA, Lh	= 5,395
20%	= 6,474
	= 0,164 m

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{irc}} \right)$$

W = 2,659 in

$$th = \frac{P.rc.W}{2f.E - 0,2W}$$

tebal head

th = 0,484 in

th standar = 0,500 in = 1/2 in

c. Menghitung tebal head atas (th)

$$OD = df + 2ts$$

$$OD = 0,721 \text{ m}$$

$$= 28,395 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell p 91

$$OD = 30 \text{ in}$$

$$icr = 1,875 \text{ in}$$

$$r = 30 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - (icr)$$

$$BC = r - (icr)$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$OA = t + b + sf$$

(Brownell & Young, 1959. hal 87)

$$ID = 27,793 \text{ in}$$

$$a = 13,896 \text{ in}$$

$$AB = 12,021 \text{ in}$$

$$BC = 28,125 \text{ in}$$

$$AC = 25,426 \text{ in}$$

$$b = 4,575 \text{ in}$$

$$sf = 1,5 \text{ (Tabel 5.4 Brownell p 88)}$$

$$OA = 6,237 \text{ in}$$

$$20\% = 7,484 \text{ in}$$

$$= 0,190 \text{ m}$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{irc}} \right)$$

$$W = 2,750 \text{ in}$$

$$t_h = \frac{P_{rc} \cdot W}{2f \cdot E - 0,2W}$$

$$t_h = 0,163 \text{ in}$$

$$= 0,1875 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

N. Menghitung tinggi total reactor

$$H_r = H_{mf} + H_h$$

$$= 1,738 \text{ m}$$

