

**PRARANCANGAN PABRIK HIDROGEN DENGAN
PROSES ELEKTROLISIS AIR
KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN**

Laporan Skripsi ini disusun sebagai salah satu syarat
Untuk mendapatkan gelar Sarjana



Disusun Oleh :

Syaiku Malik	(142420119004)
Yeremias Oratmangun	(142420119005)

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS PENDIDIKAN MUHAMMADIYAH
SORONG (UNIMUDA)**

2023

HALAMAN PERSETUJUAN

SKRIPSI

**PRARANCANGAN PABRIK HIDROGEN DENGAN PROSES
ELEKTROLISIS AIR KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN**

Yang telah dipersiapkan dan disusun oleh:

Syaiku Malik (142420119004)
Yeremias Oratmangun (142420119005)

Telah disetujui oleh

Dosen pembimbing skripsi Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknik

Universitas Pendidikan Muhammadiyah Sorong (UNIMUDA)

Dan telah dinyatakan telah memenuhi syarat untuk mendapatkan Gelar Sarjana

Dosen Pembimbing I



Firmanullah Fadlil, M.Eng.
NIDN. 1420019101

Dosen Pembimbing II



Yusaita La Gon, M.T.
NIDN. 1429048101

HALAMAN PENGESAHAN

SKRIPSI

**PRARANCANGAN PABRIK HIDROGEN DENGAN PROSES
ELEKTROLISIS AIR KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN**

Disusun oleh:

Syaiku Malik (142420119004)

Yeremias Oratmangun (142420119005)

**Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji
pada tanggal 27 Juli 2023 dan dinyatakan telah memenuhi syarat**

Susunan Dewan Penguji

Pembimbing	: Firmanullah Fadlil, M.Eng. NIDN. 1420019101	
Penguji 1	: Nita Indriyani, M.T. NIDN. 1401048701	
Penguji 2	: Ainul Alim Rahman, M.T. NIDN. 1404109201	

Sorong, 10 Agustus 2023

Ketua Program Studi Teknik Kimia


(Nita Indriyani, M.T.)
NIDN. 1401048701

PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN SKRIPSI

Kami yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : 1. Syaiku Malik (142420119004)

2. Yeremias Oratmangun (142420119005)

Program Studi : Teknik Kimia

Fakultas : Teknik

Menyatakan dengan sebenarnya bahwa Skripsi yang Kami tulis ini dengan judul “PRARANCANGAN PABRIK HIDROGEN DENGAN PROSES ELEKTROLISIS AIR KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN” benar-benar merupakan hasil karya sendiri, bukan merupakan pengambilan tulisan atau pikiran orang lain yang kami akui sebagai hasil tulisan atau pikiran kami sendiri.

Apabila dikemudian hari terbukti atau dapat dibuktikan Skripsi ini hasil karya jiplakan, maka kami bersedia menerima sanksi atas perbuatan tersebut.

Sorong, 13 Juni 2023

Syaiku Malik

Yeremias Oratmangun

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur penulis panjatkan kehadirat Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik, dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik dan tepat waktu. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan kepada junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W, sahabat serta para pengikutnya. Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Hidrogen dengan Proses Elektrolisis Kapasitas 5.000 Ton/Tahun”, disusun sebagai implementasi dari ilmu teknik kimia yang telah didapatkan dan dipelajari selama kuliah serta menjadi salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknik, Universitas Pendidikan Muhammadiyah (UNIMUDA), Sorong. Keberhasilan penyusunan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar berkat bimbingan, dorongan, dan bantuan dari berbagai pihak baik secara material maupun non-material “spiritual”. Oleh karena itu pada kesempatan ini penulis ingin menyampaikan ucapan terima kasih kepada :

1. Allah SWT, yang selalu melimpahkan Rahmat dan Hidayah sehingga penulis diberikan kekuatan, kemudahan, kemampuan, dan semangat dalam setiap langkahnya untuk menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan lancar.
2. Orang Tua dan Keluarga yang senantiasa memberikan doa, semangat, dan dukungan yang tiada hentinya.
3. Ibu Yusnita La Goa, S.T., M.T. Selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas Pendidikan Muhammadiyah Sorong.
4. Ibu Nita Indriyani, S.T., M.T. Selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Unimuda Sorong.
5. Bapak Firmanullah Fadlil, M.Eng. Selaku Pembimbing I dan Ibu Yusnita La Goa Selaku Pembimbing II. yang senantiasa memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
6. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknik, Universitas Pendidikan Muhammadiyah Sorong.
7. Semua pihak yang tidak dapat penulis sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini hingga selesai.

Penulis menyadari sepenuhnya bahwa dalam penyusunan Tugas Akhir ini masih terdapat banyak kekurangan, untuk itu penulis mengharapkan kritik dan saran yang membangun untuk dapat menyempurnakan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, terutama bagi para pembaca serta penyusun, Aamiin.

Wassalamu'alaikum Wr., Wb.

Sorong, 13 Juni 2023



DAFTAR ISI

COVER	
HALAMAN PERSETUJUAN.....	ii
HALAMAN PENGESAHAN.....	iii
PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN SKRIPSI.....	iv
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL.....	xi
DAFTAR GAMBAR	xv
ABSTRAK	xvi
BAB I. PENDAHULUAN.....	1
I.1 Latar Belakang.....	1
I.2 Tinjauan Pustaka	2
I.2.1 <i>Steam Reforming</i>	2
I.2.2 <i>Biological Process</i>	2
I.2.3 <i>Partial Oxidation</i>	3
I.2.4 Elektrolisi Air.....	3
I.3 Tinjauan Kinetika Reaksi dan Termodinamika.....	6
I.3.1 Tinjauan Kinetika	6
I.3.2 Tinjauan Termodinamika.....	7
I.4 Kegunaan Produk.....	8
I.5 Kapasitas Perancangan.....	9
I.5.1 Ketersediaan Hidrogen di Indonesia	9
I.5.2 Kebutuhan Hidrogen Dunia.....	12
I.5.2 Produksi Hidrogen Dunia.....	12
I.5.3 Produksi Hidrogen pada Tahun 2030	13
I.5.4 Kapasitas.....	13
I.5.5 Kapasitas Pabrik yang Sudah Ada.....	13
I.6 Pemilihan Lokasi.....	14
I.6.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik.....	16
I.6.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik.....	17

BAB II. URAIAN PROSES.....	18
II.1 Tahap Persiapan Bahan Baku.....	18
II.2 Tahap Reaksi Elektrolisis.....	18
II.3 Tahap Pemisahan dan Pemurnian	19
BAB III. SPESIFIKASI BAHAN.....	22
III.1 Spesifikasi Produk.....	22
III.2 Spesifikasi Produk Sampung.....	23
III.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	23
III.3 Spesifikasi Bahan Pembantu	24
BAB IV. NERACA MASSA.....	25
IV.1 Neraca Massa Alat.....	25
IV.2 Neraca Massa Total.....	26
BAB V. NERACA PANAS	29
V.1 Neraca Panas Alat	29
BAB VI. SPESIFIKASI ALAT.....	34
BAB VII. UTILITAS	45
VII.1 Unit Pengadaan dan Pengolahan Air.....	45
1. Penggunaan Air.....	45
2. Pengadaan Air.....	46
3. Pengolahan Air.....	46
4. Kebutuhan Air.....	51
VII.2 Spesifikasi Alat Utilitas.....	54
VII.3 Unit Pengadaan <i>Steam</i>	64
VII.4 Unit Penyediaan Listrik	64
VII.5 Unit Pengadaan Bahan Bakar	67
VII.6 Unit Penyedia Udara Tekan	68
VII.7 Unit Pengolahan Limbah	69
BAB VIII. TATA LETAK PABRIK DAN PERALATAN PROSES	70
VIII.1 Tata Letak Pabrik.....	70
VIII.2 Tata Letak Mesin/Alat Proses.....	75
VIII.2.1 Aliran bahan baku dan produk	75
VIII.2.2 Kebutuhan Proses.....	75

VIII.2.3 Operasi	75
VIII.2.4 Ekonomi.....	75
VIII.2.5 Aliran udara.....	75
VIII.2.6. Aliran udara.....	76
BAB IX. KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA.....	77
IX.1 Kesehatan Kerja	77
IX.2 Keselamatan Kerja	77
IX.3 Alat Pelindung Diri.....	78
IX.4 Pengelolaan <i>Hazard</i> yang Berasal dari Bahan Kimia yang Ditangani, dan Kondisi Proses Pabrik.....	79
IX.4.1 Gas Hidrogen.....	79
IX.4.2 Langkah-langkah Keamanan Tangki Hidrogen.....	80
IX.4.3 Gas Oksigen.....	81
IX.4.5 Langkah-langkah Keamanan Tangki Oksigen.....	82
IX.4.6 Larutan Elektrolit KOH 25%.....	83
IX.4.7 Langkah-langkah Keamanan Tangki KOH 25%.....	83
BAB X. STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN	84
X.1 Organisasi Perusahaan.....	84
X.2 Struktur Organisasi.....	85
X.4 Pembagian Jam Kerja.....	90
X.5 Perincian Tugas dan Keahlian.....	92
X.6 Sistem Gaji.....	93
X.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan	94
BAB XI. EVALUASI EKONOMI.....	97
XI.1 Penentuan Harga Alat.....	97
XI.2 Dasar Perhitungan	100
XI.3 Perhitungan Biaya	101
1. <i>Capital Investment</i>	101
2. <i>Manufacturing Cost</i> (Biaya Produksi).....	101
3. <i>General Expans</i> e (Pengeluaran Umum)	101
4. Analisa Kelayakan	102
XI.4 Perhitungan Modal dan Biaya.....	105

BAB XII. KESIMPULAN	112
XII.1 Kesimpulan	112
XII.2 Saran	112
DAFTAR PUTAKA	113
LAMPIRAN.....	117
<i>PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM</i>	140



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Keunggulan dan Kekurangan Proses Produksi Hidrogen.....	5
Tabel 1.2 Nilai ΔH	8
Tabel 1.3 Data Impor Hidrogen Indonesia (BPS).....	10
Tabel 1.4 Nilai Persen Pertumbuhan.....	11
Tabel 1.5 Nilai Estimasi Impor.....	11
Tabel 1.6 Data Produksi Hidrogen di Dunia.....	14
Tabel 3.1 Data Spesifikasi Produk.....	22
Tabel 3.2 Data Spesifikasi Produk.....	22
Tabel 3.3 Data Spesifikasi Produk Samping.....	23
Tabel 3.4 Data Spesifikasi Bahan Baku.....	23
Tabel 3.5 Data Spesifikasi Bahan Pembantu.....	24
Tabel 4.1 Neraca Massa <i>Mixer</i>	25
Tabel 4.2 Neraca Massa Reaktor Elektrolisis.....	25
Tabel 4.3 Neraca Massa Separator 01.....	26
Tabel 4.4 Neraca Massa Separator 02.....	26
Tabel 4.5 Neraca Massa Total.....	27
Tabel 5.1 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> 01.....	29
Tabel 5.2 Neraca Panas <i>Mixer</i>	29
Tabel 5.3 Neraca Panas Reaktor Elektrolisis.....	29
Tabel 5.4 Neraca Panas Kondenser 01.....	30
Tabel 5.5 Neraca Panas Kondenser 02.....	30
Tabel 5.6 Neraca Panas Separator 01.....	30
Tabel 5.7 Neraca Panas Separator 02.....	31
Tabel 5.8 Neraca Panas Kompresor 01.....	31
Tabel 5.9 Neraca Panas Kompresor 02.....	32
Tabel 5.10 Neraca Panas <i>Cooler</i> 01.....	32
Tabel 5.11 Neraca Panas <i>Cooler</i> 02.....	33
Tabel 6.1 Spesifikasi HE-01.....	34

Tabel 6.2 Spesifikasi <i>Mixer</i> 01.....	35
Tabel 6.3 Spesifikasi Reaktor Elektrolisis.....	36
Tabel 6.4 Spesifikasi Condenser 01 – 02.....	37
Tabel 6.5 Spesifikasi Separator 01-02.....	38
Tabel 6.6 Spesifikasi Kompresor 01-02.....	39
Tabel 6.7 Spesifikasi <i>Cooler</i> -01.....	40
Tabel 6.8 Spesifikasi <i>Cooler</i> -02.....	41
Tabel 6.9 Tangki Penyimpanan Air dan Elektrolit KOH.....	42
Tabel 6.10 Spesifikasi Tangki Penyimpanan gas H ₂ dan O ₂	43
Tabel 6.11 Spesifikasi Pompa.....	44
Tabel 7.1 Kebutuhan Air untuk <i>Steam</i>	51
Tabel 7.2 Kebutuhan Air untuk Pendingin.....	51
Tabel 7.3 Air untuk Kebutuhan Sanitasi dan Keperluan Umum.....	52
Tabel 7.4 Spesifikasi Pengendapan Awal (BU-01).....	54
Tabel 7.5 Spesifikasi Tangki Flokulator (TFU-01).....	54
Tabel 7.6 Spesifikasi Tangki Tawas (TU-01).....	55
Tabel 7.7 Spesifikasi Tangki Soda Abu (TU-02).....	55
Tabel 7.8 Spesifikasi <i>Clarifier</i> (CLU-01).....	55
Tabel 7.9 Spesifikasi Saringan Pasir (SPU-01).....	56
Tabel 7.10 Spesifikasi Bak Penampung Air Bersih (BU-02).....	56
Tabel 7.11 Spesifikasi Tangki Air Rumah Tangga dan Kantor (TU-03).....	57
Tabel 7.12 Spesifikasi Tangki Kaporit.....	57
Tabel 7.13 Spesifikasi <i>Kation Exchanger</i> (KE-01).....	58
Tabel 7.14 Spesifikasi Tangki Larutan H ₂ SO ₄ (TU-05).....	58
Tabel 7.15 Spesifikasi <i>Anion Exchanger</i> (AE-01).....	58
Tabel 7.16 Spesifikasi Tangki Larutan NaOH (TU-06).....	59
Tabel 7.17 Spesifikasi Deaerator (DU-01).....	59
Tabel 7.18 Spesifikasi Tangki Air Umpan Boiler (TU-07).....	60
Tabel 7.19 Spesifikasi Tangki Larutan <i>Hidrazine</i> (TU-08).....	60

Tabel 7.20 Spesifikasi Tangki Larutan NaH_2PO_4	60
Tabel 7.21 Spesifikasi Tangki Bahan Bakar (TU-10).....	61
Tabel 7.22 Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> (CTU-01).....	61
Tabel 7.23 Spesifikasi Tangki Kondensat (TU-11).....	61
Tabel 7.24 Spesifikasi Boiler (BL).....	62
Tabel 7.25 Spesifikasi Pompa Utilitas.....	63
Tabel 7.26 Kebutuhan Listrik Alat Proses.....	65
Tabel 7.27 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas.....	65
Tabel 7.28 Kebutuhan Listrik Penerangan dan AC.....	66
Tabel 7.29 Spesifikasi Kompresor.....	68
Tabel 8.1 Perincian Luas Tanah.....	72
Tabel 9.1 <i>Hazard</i> yang Berasal dari Gas Hidrogen.....	78
Tabel 9.2 <i>Hazard</i> yang Berasal dari Gas Oksigen.....	80
Tabel 9.3 <i>Hazard</i> yang Berasal dari Larutan Elektrolit KOH 25%.....	82
Tabel 10.1 Bagan Struktur Organisasi Pabrik Hidrogen.....	85
Tabel 10.2 Jumlah dan Jenjang Pendidikan Tenaga Kerja.....	91
Tabel 10.3 Daftar Gaji Karyawan Sesuai Jabatan.....	92
Tabel 11.1 Indeks Harga.....	97
Tabel 11.2 <i>Physical Plant Cost</i>	104
Tabel 11.3 <i>Direct Plant Cost</i>	104
Tabel 11.4 <i>Fixed Capital Investment</i>	104
Tabel 11.5 <i>Direct Manufacturing Cost</i>	105
Tabel 11.6 <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	105
Tabel 11.7 <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	105
Tabel 11.8 <i>Manufacturing Cost</i>	106
Tabel 11.9 <i>Working Capital</i>	106
Tabel 11.10 <i>General Expenses</i>	106
Tabel 11.11 <i>Total Production Cost</i>	107
Tabel 11.12 <i>Fixed Cost</i>	107

Tabel 11.13 *Regulated Cost*.....107

Tabel 11.14 *Variabel Cost*.....108



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Kebutuhan Hidrogen Dunia di Berbagai Sektor.....	12
Gambar 1.2 Produksi Hidrogen Dunia di Berbagai Sektor.....	13
Gambar 1.3 Peta Tempat Pendirian Pabrik Hidrogen.....	15
Gambar 2.1 Diagram Alir Kualitatif.....	21
Gambar 4.1 Diagram Alir Kuantitatif.....	28
Gambar 7.1 Layout Utilitas.....	53
Gambar 8.1 Layout Pabrik.....	73
Gambar 8.2 Layout Alat Proses.....	75
Gambar 10.1 Bagan Struktur Organisasi Pabrik Hidrogen.....	85
Gambar 11.1 Grafik Ekstrapolasi Indeks Harga.....	98
Gambar 11.2 Grafik Hasil Analisa Ekonomi.....	110



ABSTRAK

Hidrogen merupakan bahan baku umum yang biasa di gunakan di sektor industri. Tidak hanya sebagai bahan baku, pengembangan teknologi hidrogen juga digunakan sebagai bahan bakar transportasi umum dan bahan bakar roket. Sebagai salah satu bahan bakar, hidrogen mempunyai *heating value* yang tinggi dan ramah lingkungan. Untuk memenuhi kebutuhan hidrogen di Indonesia dan kebutuhan Dunia, maka disusunlah pra rancangan pabrik hidrogen dengan elektrolisis air. Energi produk yang dihasilkan lebih tinggi dibandingkan proses elektrolisis itu sendiri. Oleh sebab itu proses elektrolisis sangat mungkin untuk dilakukan. Dirancang pabrik elektrolisis hidrogen dengan bentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan kapasitas 5.000 ton/tahun. Proses dilakukan dengan bahan baku air dengan katalis KOH. Kondisi operasi yang digunakan ialah suhu 90°C dengan tekanan 1 atm. Bahan baku air sebanyak 6.383,93 Kg/jam dan kebutuhan listrik yang diperlukan untuk elektrolisis adalah 2.247,2598 kW. Hidrogen yang dijual dengan mendapat keuntungan sebelum pajak sebesar US \$. 7,226,099.76 dan keuntungan setelah pajak sebesar US \$. 5,058,269.84. Nilai BEP yang diperoleh ialah 53,34 % dengan nilai SDP 20,33 %. Sedangkan nilai *discounted cash* ialah 30,56% dengan suku bunga bank saat ini 5 – 7 %. Berdasarkan tinjauan ekonomi maka dapat disimpulkan bahwa pabrik Hidrogen dari elektrolisis air dengan kapasitas 5.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk didirikan.

Kata kunci : Elektrolisis air, Hidrogen, Energi



BAB I. PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan salah satu negara dengan jumlah penduduk terbesar ketiga di dunia dan pertumbuhan penduduknya kian semakin bertambah. Sehingga menyebabkan meningkatnya kebutuhan hidup masyarakat. Karena itu, Indonesia dituntut untuk dapat memenuhi kebutuhannya sendiri. Dengan melakukan pembangunan di segala sektor, salah satunya adalah sektor industri. Dengan perkembangan industri diharapkan dapat meningkatkan kebutuhan masyarakat dan pertumbuhan ekonomi semakin membaik.

Seperti yang kita ketahui, hidrogen merupakan salah satu bahan yang dibutuhkan berbagai industri. Hidrogen memiliki banyak manfaat seperti sebagai bahan baku ammonia, *startup cracking*, bahan bakar roket atau alternatif, sebagai perengkahan fraksi-fraksi minyak bumi (*hydrocracking*), bahan baku zat kimia dan proses hidrogenasi. Kebutuhan hidrogen cukup besar setiap tahunnya, hal ini berdasarkan data impor hidrogen yang tertera pada data Badan Pusat Statistik (BPS).

Era krisis energi saat ini pemanfaatan hidrogen sebagai salah satu energi baru terbarukan (EBT) sedang banyak dikembangkan. Hidrogen dapat dijadikan sebagai bahan bakar pengganti fosil yang memiliki prospek besar dalam menyediakan cadangan energi di masa depan. Selain jumlahnya yang melimpah, hidrogen dapat menjadi bahan bakar yang rendah emisi sehingga dapat menurunkan emisi gas rumah kaca yang telah membawa efek besar terhadap kehidupan di bumi. Selain sebagai bahan bakar, hidrogen banyak digunakan dalam industri perminyakan, industri petrokimia, dan industri manufaktur. Untuk dapat terus memenuhi kebutuhan hidrogen yang cukup besar, maka perlu dilakukan upaya peningkatan produksi hidrogen dalam negeri dengan mendirikan pabrik hidrogen

Elektrolisis air merupakan salah satu metode dalam memproduksi hidrogen dengan bahan baku air. Elektrolisis air merupakan metode penguraian air (H_2O) menjadi hidrogen (H_2) dan oksigen (O_2) dengan bantuan arus listrik yang mengalir melalui air.

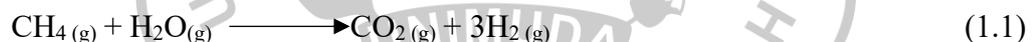
Maka perlu dipikirkan pendirian suatu pabrik hidrogen dengan landasan pemikiran, (1) meningkatnya keuntungan finansial dan pertumbuhan ekonomi yang didapat. (2) Bahan baku pembuatan hidrogen yaitu air tersedia dalam jumlah banyak dan gratis. Dengan perlakuan *treatment* yang tepat dapat menghasilkan kualitas air yang sesuai dengan kebutuhan proses produksi hidrogen. (3) Penciptaan lapangan kerja baru bagi seluruh masyarakat serta (4) sebagai lahan investasi bagi para investor baik dari dalam negeri maupun luar negeri. Sehingga hal ini dapat menambah devisa negara.

I.2 Tinjauan Pustaka

Hidrogen dapat diproduksi dengan berbagai macam metode seperti *steam reforming*, *partial oxidation*, *biological process* dan elektrolisis air.

I.2.1 Steam Reforming

Proses ini menggunakan gas alam dan steam. Sekarang, proses ini banyak digunakan tetapi memiliki kendala pada ketersediaan gas alam. Reaksi yang bersifat endotermis memerlukan panas yang sebesar sekitar 206 KJ/mol (persamaan 1.1). H₂ yang dipisahkan dari karbon oksida dengan menggunakan proses *shift converter* dan *pressure swing adsorption*. Kondisi operasi proses *steam reforming* pada suhu ± 850°C dan tekanan 24-29 atm (Siti Alimah, & Djati Hoesen Salimy. 2015)



(Austin, 1984)

I.2.2 Biological Process

Hidrogen yang diproduksi dengan metode fermentasi dari biomassa yang berasal dari limbah. Mikroorganisme yang membantu dalam proses ini antara lain seperti *Clostridium*, *Pyrococcus* dan sebagainya. Kondisi operasi pada proses biologi adalah pada suhu 30°– 80°C dan pada tekanan 1 atm. Metode fermentasi hidrogen memiliki kekurangan karena bahan baku bersaing dengan bahan pangan. Konversi yang dihasilkan begitu kecil dengan kisaran 10% - 20% dan harga mikroorganisme yang mahal.



(Austin, 1984)

I.2.3 Partial Oxidation

Proses ini lebih ekonomis daripada *steam reforming* oksidasi parsial adalah proses eksotermis yang mengeluarkan panas. Prosesnya, biasanya jauh lebih cepat daripada steam reforming dan membutuhkan bejana reaktor yang lebih kecil kondisi operasi pada suhu 700°-900°C dan tekanan 3-25 atm. Bahan bakunya berupa gas alam dan *fuel oil* tersedia sedikit dan setiap tahun semakin menipis dari 9.61 milyar barel menjadi 8 milyar barel pada tahun 2009 (ESDM).



(Austin, 1984)

I.2.4 Elektrolisi Air

Produksi hidrogen dengan proses ini menggunakan bahan baku air murni sebagai bahan baku utamanya dan dengan bantuan energi listrik untuk menjalankan reaksinya. Elektrolisis air merupakan proses penguraian air menjadi gas hidrogen dan gas oksigen. Metode ini menggunakan elektroda katoda dan anoda sebagai penghantar listrik dan *Diafragma/Membrane* sebagai pemisahannya. Proses ini menggunakan elektrolit sebagai katalis listrik pada air KOH ataupun NaOH sebagai elektrolitnya. Pada proses elektrolisis hidrogen yang dihasilkan mencapai kemurnian 99,99% (Frank Gombou et al., 2022).

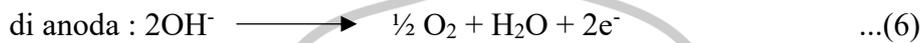
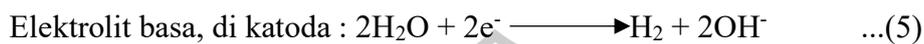
Proses ini membutuhkan energi listrik yang besar dengan kisaran 2 – 3.08 volt, maka memerlukan energi listrik skala besar.



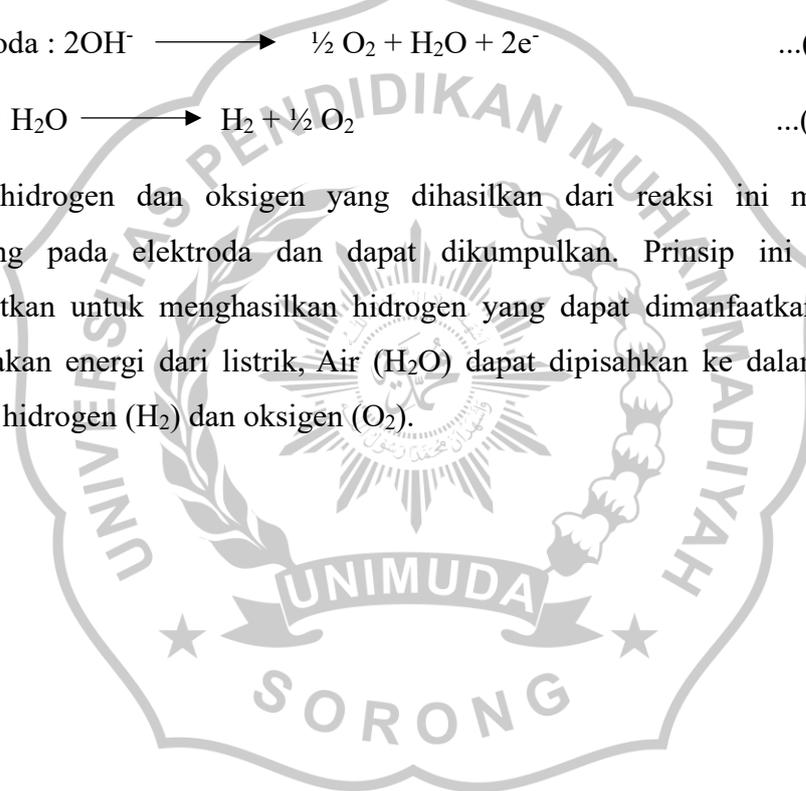
(Austin, 1984)

Elektrolisis air menghasilkan satu mol gas hidrogen dan setengah mol oksigen dalam bentuk diatomik, jika dirasiokan volumenya yaitu 2 :1 . Proses ini dapat berjalan pada kondisi suhu sekitar 40 – 80 °C dengan tekanan *ambient* (tekanan sekitar). Beda potensial yang dihasilkan arus listrik antara anoda dan katoda akan mengionisasi molekul air menjadi ion positif dan ion negatif.

Reaksi total elektrolisis air adalah penguraian air menjadi hidrogen dan oksigen. Bergantung pada jenis elektrolit yang digunakan, reaksi setengah sel untuk elektrolit asam atau basa dituliskan dalam dua cara yang berbeda.



Gas hidrogen dan oksigen yang dihasilkan dari reaksi ini membentuk gelembung pada elektroda dan dapat dikumpulkan. Prinsip ini kemudian dimanfaatkan untuk menghasilkan hidrogen yang dapat dimanfaatkan. Dengan menyediakan energi dari listrik, Air (H_2O) dapat dipisahkan ke dalam molekul diatomik hidrogen (H_2) dan oksigen (O_2).



Tabel 1.1 Keunggulan dan Kekurangan Proses Produksi Hidrogen

Proses	Reaksi	Kondisi operasi	Keunggulan	Kekurangan
<i>Steam reforming</i>	$\text{CH}_4 (\text{g}) + \text{H}_2\text{O} (\text{g}) \longrightarrow \text{CO}_2 (\text{g}) + 4\text{H}_2 (\text{g})$	$\pm 850^\circ\text{C}$, 24-29 atm	Menghasilkan produk samping yang berupa CO_2 , CO dan Syngas yang bernilai untuk beberapa plant bahan baku.	Ketergantungannya terhadap gas alam serta menghasilkan CO_2 sebagai gas efek rumah kaca.
<i>Biological process</i>	$\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 (\text{s}) + 7\text{H}_2\text{O} (\text{g}) \longrightarrow 4\text{H}_2 (\text{g}) + 6\text{CO}_2 (\text{g})$	$30^\circ - 80^\circ\text{C}$, 1 atm	Ramah Lingkungan dalam pembuatannya	Tidak cocok untuk skala besar. Karena perlakuan mikroorganisme yang mahal serta menghasilkan gas rumah kaca (CO_2)
<i>Partial oxydation</i>	$\text{CH}_4 (\text{g}) + 1/2\text{O}_2 (\text{g}) \longrightarrow \text{CO} (\text{g}) + 2\text{H}_2 (\text{g})$	$700^\circ - 900^\circ\text{C}$, 3-25 atm	Lebih Ekonomis dibanding <i>Steam Reforming</i> .	Katalis yang digunakan mahal harganya.
Elektrolisis air	$\text{H}_2\text{O} (\text{l}) \xrightarrow{\text{electricity}} \text{H}_2 (\text{g}) + 1/2\text{O}_2 (\text{g})$	$40^\circ - 80^\circ\text{C}$, 1 atm	Sangat ramah lingkungan, kondisi operasi relatif tidak tinggi.	Tidak cocok untuk skala besar. Karena membutuhkan energi listrik yang besar

Dari metode-metode pembuatan hidrogen, maka proses elektrolisis yang digunakan sebagai metode proses pembuatan hidrogen dalam pendirian pabrik. Alasan pemilihan proses tersebut antara lain :

1. Hidrogen yang dihasilkan memiliki kemurnian yang sangat tinggi.
2. Kondisi operasi pada suhu relatif tidak tinggi dan tekanan atmosferis, sehingga penanganannya mudah.
3. Tidak menghasilkan gas CO₂ selama reaksi berlangsung.
4. Bahan baku melimpah dan bersifat gratis.

I.3 Tinjauan Kinetika Reaksi dan Termodinamika

I.3.1 Tinjauan Kinetika

Dalam elektrolisis, hukum Faraday berperan besar dalam penentuan parameter dalam reaksi. Hukum Faraday menyatakan bahwa jumlah (mol) dari unsur yang dibebaskan selama elektrolisis bergantung pada: waktu melewati arus stabil, besarnya arus tetap yang dilewati, dan muatan ion unsur tersebut. Hukum kuantitatif tersebut adalah sebagai berikut:

Hukum Faraday I:

$$\frac{w}{M} = \frac{I \cdot t}{z \cdot F} \quad (1.12)$$

(Elektrokimia dan Aplikasinya, 2012)

Dari rumus diatas, dapat ditentukan waktu elektrolisis berlangsung.

Keterangan:

w = massa produk (g)

M = berat molekul (g/mol)

I = kuat arus (A)

z = jumlah elektron

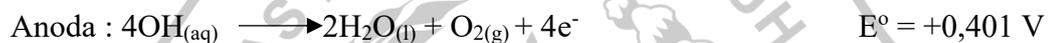
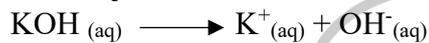
F = konstanta Faraday (96.485 C/mol)

Selain konstanta Faraday (F) ada dua konstanta lain yang relevan dengan proses elektrolisis. Kedua konstanta ini adalah konstanta Avogadro (L) dan nilai muatan elektron standar (e). Nilai ini berguna untuk menentukan besar kuat arus yang diperlukan untuk mencapai jumlah target produk yang diinginkan.

$$\text{Konstanta Avogadro (L)} = 6,02 \cdot 10^{23}$$

$$\text{Elektron standar (e}^-) = 1,6023 \cdot 10^{-19} \text{ C}$$

I.3.2 Tinjauan Termodinamika



(Elektrokimia dan Aplikasinya, 2012)

$$\text{Persamaan Nernst} = \Delta G^\circ = -n \cdot F \cdot E^\circ$$

Keterangan:

$$F = \text{Konstanta Faraday (96.485 C/mol)}$$

$$n = \text{Banyaknya mol ditransfer}$$

$$\Delta G^\circ = -2 \times 96.485 \text{ C/mol} \times -1,231 \text{ J/C}$$

$$= 237.546,07 \text{ J/mol}$$

$$\Delta G^\circ = -R \cdot T \cdot \ln K \quad (1.13)$$

(Elektrokimia dan Aplikasinya, 2012)

Keterangan :

$$R = \text{Konstanta gas (8,314 J/K.mol)}$$

T = Suhu (K)

K = Konstanta equilibrium

$$K = \exp\left(-\frac{237.546,07 \text{ J/mol}}{8,314 \frac{\text{J}}{\text{K}} \cdot \text{mol} \times 298 \text{ K}}\right)$$

$$K = 2,2747 \times 10^{-42}$$

Dari perhitungan diatas dengan nilai $G^\circ > 0$ dan $K < 1$, menandakan bahwa reaksi berjalan secara tidak spontan.

Reaksi elektrolisis merupakan proses endotermis dengan nilai ΔH sebagai berikut:

$$\Delta H = \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan}$$

Tabel 1.2 Nilai ΔH

Komponen	ΔH°_f (Kj/mol)
H ₂ O(l)	-285.83
H ₂ (g)	0
O ₂ (g)	0

(John A. Dean 1972)

$$\Delta H = [(\Delta H \text{ O}_2 \times 1) + (\Delta H \text{ H}_2 \times 2)] - (\Delta H \text{ H}_2\text{O} \times 2)]$$

$$\Delta H = [(0 \times 1) + (0 \times 2)] - (-286 \times 2)]$$

$$\Delta H = 572 \text{ kJ/mol}$$

I.4 Kegunaan Produk

Kegunaan hidrogen dalam industri antara lain:

1. Hidrogen yang diproduksi melalui *steam methane reforming* digunakan sebagai bahan baku pembuatan amonia. Seperti kita tahu amonia adalah bahan baku pembuatan pupuk urea.
2. Industri metanol juga menggunakan gas hidrogen pada proses pembuatannya, sebagai bahan baku.

3. Gas hidrogen merupakan bahan baku utama dalam pembuatan hidrogen peroksida atau H_2O_2 , bahan kimia yang banyak digunakan sebagai *bleaching agent* dalam industri pulp, kertas dan tekstil.
4. Alat-alat analisa gas seperti *Gas Chromatography* (GC) menggunakan gas hidrogen sebagai gas kalibrasi, untuk proses analisa gas atau campuran gas yang mengandung hidrogen di dalam sampelnya.
5. Industri otomotif mulai menggunakan hidrogen sebagai bahan bakar kendaraan yang diproduksinya. Hal ini dipilih karena hidrogen merupakan sumber *clean energy*, yang tidak menghasilkan gas rumah kaca, karbon dioksida, apalagi karbon monoksida.
6. Hidrogen digunakan pula pada proses pembuatan bahan bakar minyak kualitas tinggi. Hidrogen dimanfaatkan untuk menghilangkan senyawa sulfur dari minyak bumi.
7. Bersama-sama dengan gas inert, hidrogen digunakan pada proses *heat treatment*, *annealing* dan *sintering* pada industri metalurgi.
8. Pada industri farmasi, hidrogen digunakan pada proses pembuatan vitamin dan produk-produk farmasi lainnya.
9. Untuk keperluan pemurnian gas inert seperti argon, hidrogen digunakan untuk menghilangkan oksigen melalui *catalytic process*.
10. Pada proses pembuatan margarin hidrogen digunakan untuk menghidrogenasi asam lemak tak jenuh pada minyak nabati dan hewani.

I.5 Kapasitas Perancangan

Pada pendirian pabrik hidrogen berbahan baku air, umumnya penentuan kapasitas pabrik ditentukan dengan analisis ketersediaan dan kebutuhan (*supply and demand*).

I.5.1 Ketersediaan Hidrogen di Indonesia

A. Impor

Tabel 1.3 menunjukkan data impor hidrogen dari tahun 2014 – 2020 (Badan Pusat Statistik, 2021)

Tabel 1.3 Data Impor Hidrogen Indonesia (BPS)

Tahun	Jumlah (Ton)	Negara Asal
2014	2.081,62	Korea Selatan, Singapura, Amerika Serikat
2015	1.960,54	India, Jepang, Korea Selatan, Singapura, Amerika Serikat
2016	1.925,96	India, Jepang, Korea Selatan, Singapura, Amerika Serikat
2017	2.338,02	Cina, Jepang, Malaysia, Belanda, Amerika Serikat,
2018	2.375,11	Jepang, Belanda, Amerika Serikat,
2019	367,53	Cina, Jepang, Belanda, Amerika Serikat,
2020	538,84	Australia, Cina, Singapura, Amerika Serikat, Inggris

Sumber : BPS 2023

Dari data impor tersebut dapat dilihat bahwa nilai impor hidrogen setiap tahunnya tidak stabil atau fluktuatif. Untuk memperkirakan kebutuhan impor pada tahun 2028 dilakukan dengan menggunakan nilai rata-rata pertumbuhan dengan persamaan sebagai berikut:

$$\% \text{ pertumbuhan} = \frac{(\text{konsumsi tahun } n - \text{konsumsi tahun } n-1)}{\text{Konsumsi tahun } n-1} \times 100 \quad (1.1)$$

(Peter & Timmerhaus, 2003)

Tabel 1.4 Nilai Persen Pertumbuhan

Tahun	Impor (BPS) (Ton)	% Pertumbuhan
2014	2.081,62	
2015	1.960,54	-5,82
2016	1.925,96	-1,76
2017	2.338,02	21,39
2018	2.375,11	1,59
2019	367,53	-84,52
2020	538,84	46,61
Rata-rata		-3,75

Diperoleh nilai rata-rata pertumbuhan sebesar -3,75 % per tahun. Dengan nilai tersebut maka diperkirakan bahwa impor hidrogen pada tahun-tahun mendatang adalah sebagai berikut :

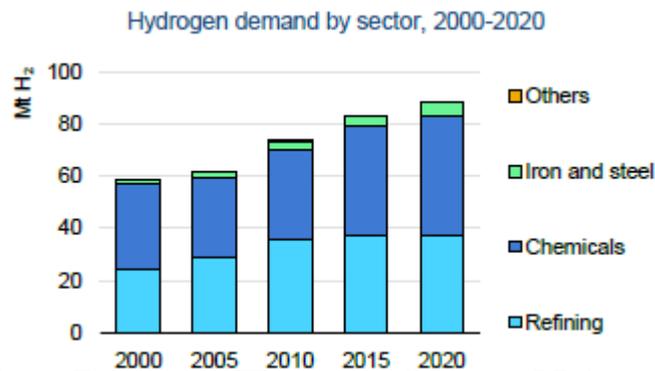
Tabel 1.5 Nilai Estimasi Impor

Tahun	Estimasi impor (ton/tahun)
2021	518,62
2022	499,16
2023	480,43
2024	462,40
2025	445,05
2026	428,35
2027	412,27
2028	396,80

Perkiraan nilai impor hidrogen Indonesia pada tahun 2028 adalah sebesar 396,80 ton.

I.5.2 Kebutuhan Hidrogen Dunia

Permintaan hidrogen global sekitar 90 Mt (Mega ton) H₂ pada tahun 2020. Hampir semua permintaan ini berasal dari penyulingan dan penggunaan industri. Setiap tahun, kilang mengkonsumsi hampir 40 Mt H₂ sebagai bahan baku atau sebagai sumber energi.



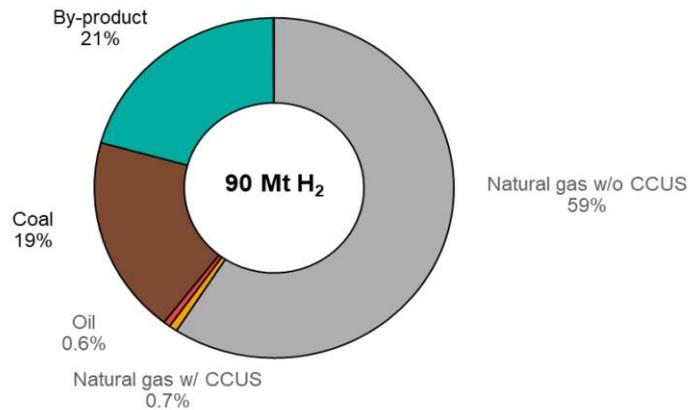
Sumber: International Energy Agency (IEA)

Gambar 1.1 Kebutuhan Hidrogen Dunia di Berbagai Sektor

Kebutuhan hidrogen di dunia didominasi oleh industri penyulingan, industri kimia dan sisanya adalah untuk industri besi dan baja.

I.5.2 Produksi Hidrogen Dunia

Permintaan hidrogen global sebesar 90 Mt pada tahun 2020 hampir seluruhnya terpenuhi oleh hidrogen berbasis bahan bakar fosil, dengan 72 Mt H₂ (79%) berasal dari pabrik produksi hidrogen khusus. Sisanya (21%) merupakan produk sampingan hidrogen diproduksi di fasilitas yang dirancang terutama untuk produk lainnya, terutama kilang dimana reformasi nafta menjadi bensin menghasilkan hidrogen. Permintaan hidrogen murni, terutama untuk produksi amoniak dan penyulingan minyak, menyumbang 72 Mt H₂, sedangkan 18 Mt H₂ dicampur dengan gas lain dan digunakan untuk metanol produksi dan produksi baja.



Sumber: *International Energy Agency (IEA)*

Gambar 1.2 Produksi Hidrogen Dunia di Berbagai Sektor

I.5.3 Produksi Hidrogen pada Tahun 2030

Menurut *International Energy Agency (IEA)* dalam *Global Hydrogen Review 2021* untuk mencapai *Net Zero Emission*, pada tahun 2030 produksi hidrogen global mencapai 210 Mt H₂ dengan Skenario Perjanjian *Net Zero Emission* yang diumumkan, dengan 51% disediakan oleh elektrolisis, 15% oleh bahan bakar fosil dengan CCUS dan sisanya oleh bahan bakar fosil.

I.5.4 Kapasitas

Dari analisis tersebut, maka diambil kapasitas pabrik senilai 5.000 ton/tahun dengan alasan karena kapasitas tersebut berada diantara rentang kapasitas pendirian pabrik yang sudah ada yaitu antara 3.149 - 145.000 ton/tahun sehingga pabrik tersebut dapat membantu memenuhi kebutuhan hidrogen dalam negeri dan sisanya akan diekspor ke luar negeri. Selain itu, pabrik ini merupakan pabrik hidrogen pertama di Indonesia yang menggunakan proses elektrolisis air. Maka dari itu pembangunan pabrik dengan skala kecil diperlukan untuk melihat apakah proses pengambilan gas H₂ dari proses elektrolisis yang dilakukan dapat berjalan dengan baik sesuai dengan teori yang ada.

I.5.5 Kapasitas Pabrik yang Sudah Ada

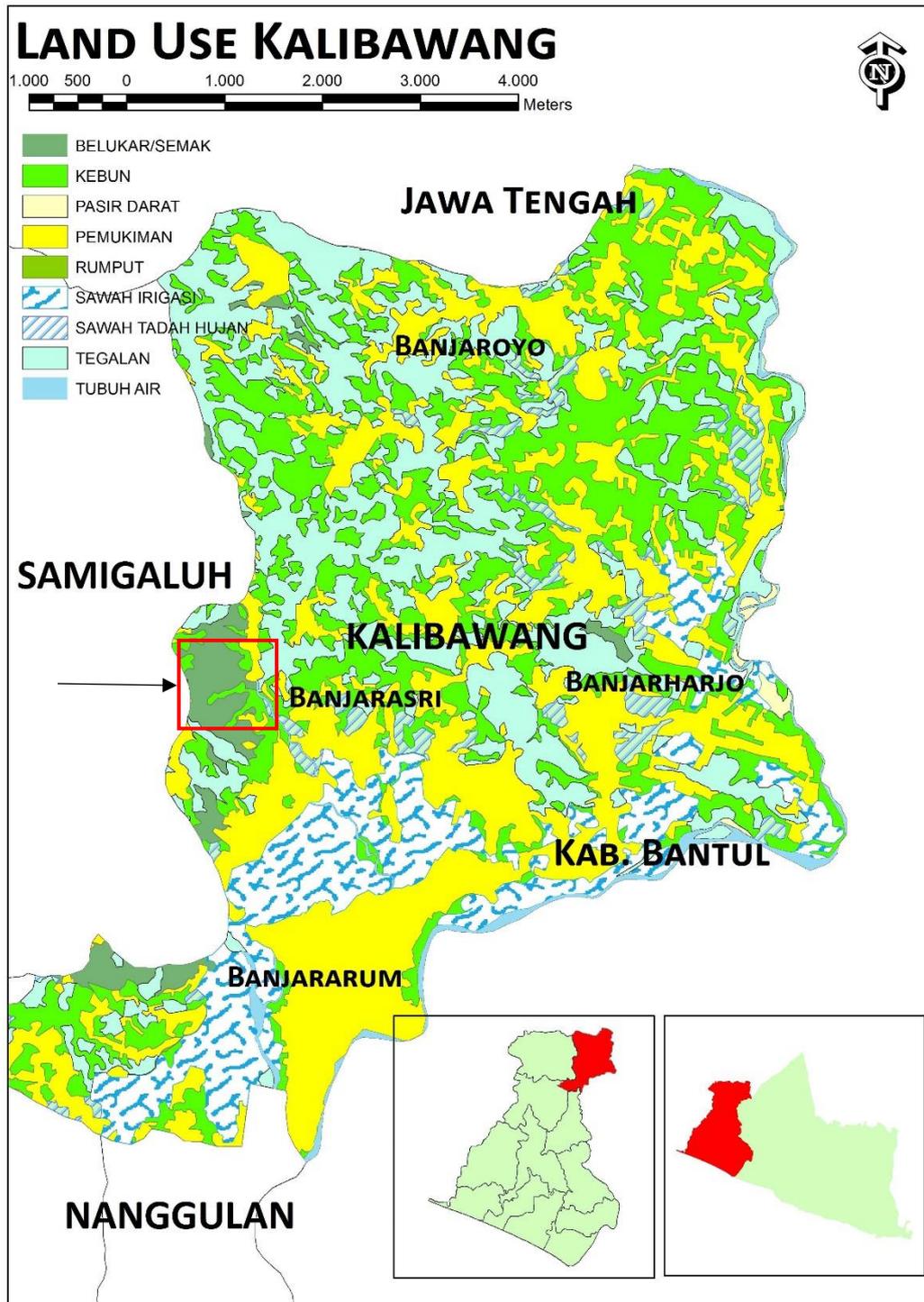
Kapasitas produksi pabrik Hidrogen di dunia dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 1.6 Data Produksi Hidrogen di Dunia

No	Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
1	Xi'an Petrochemical Complex	Cina	3.149,40
2	BorsodChem MCHZ-1	Republik Ceko	4.724,09
3	Shanghai Huaxi Chemical Industry Science & Technology Co., Ltd	Cina	11.022,88
4	Luoyang Petrochemical Complex	Cina	31.493,95
5	Dalian West Pacific Petrochemical Co., Ltd	Cina	47.240,93
6	Dushanzi Petrochemical Company	Cina	62.987,907
7	Praxair	Texas	145.025,71

I.6 Pemilihan Lokasi

Dalam penentuan dan pemilihan letak suatu pabrik dalam perencanaan akan mempengaruhi kemajuan suatu industri, oleh sebab itu menyangkut faktor produksi dan besarnya keuntungan yang akan dihasilkan serta kemungkinan perluasan di masa mendatang. Ada beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik yang tepat karena hal ini akan memberikan kontribusi yang sangat penting baik dalam segi teknis maupun ekonomis. Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan tertentu, pabrik hidrogen akan didirikan pada kawasan Kabupaten Kulon Progo, Yogyakarta tepatnya daerah Kalibawang.



Sumber: Google

Gambar 1.3 Peta tempat pendirian pabrik hidrogen

I.6.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor yang secara langsung dapat mempengaruhi proses distribusi dan produksi. Faktor primer yang akan berpengaruh secara langsung dalam pemilihan suatu lokasi pabrik yang meliputi :

a. Ketersediaan bahan baku

Suatu pabrik sebaiknya berada di daerah yang dekat dengan sumber bahan baku, hal ini untuk mempermudah transportasi agar dapat berjalan lancar dan biaya transportasi yang dikeluarkan dapat diminimalisir. Ketersediaan bahan baku hidrogen dengan proses elektrolisi relatif mudah di dapat karena bahan baku tidak perlu diimpor ataupun di produksi oleh pabrik lain. Melainkan dapat diperoleh dari sumber air terdekat yaitu sungai Kali Progo.

b. Utilitas

Dalam pendirian suatu pabrik, memerlukan tenaga listrik, air dan bahan bakar adalah faktor penunjang yang paling penting. Tenaga listrik tersebut bisa di dapat dari PLTMH Kedungrong. Lokasi pabrik dekat dengan sungai Kali Progo dimana sungai tersebut merupakan sungai yang cukup dibutuhkan untuk sistem utilitas. Maka keperluan air dapat diperoleh dengan mudah.

c. Letak pasar

Produk hasil pabrik ini merupakan bahan baku dalam industri pembuatan amoniak untuk diproses sebagai pupuk urea, yang dimana daerah jawa tengah merupakan kawasan industri perkebunan

d. Transportasi

Penjualan bahan baku dapat dilakukan melalui jalan darat maupun laut. Pendirian industri di kawasan dilakukan dengan pertimbangan kemudahan sarana transportasi darat dan laut.

e. Tenaga Kerja

Tenaga kerja dapat dengan mudah diperoleh di kawasan karena dari tahun ke tahun tenaga kerja semakin meningkat. Peningkatan juga terjadi dengan jumlah lulusan serta tenaga kerja lokal yang memiliki kualitas. Sebagai kawasan industri baru hal ini merupakan salah satu tujuan para pencari kerja.

I.6.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

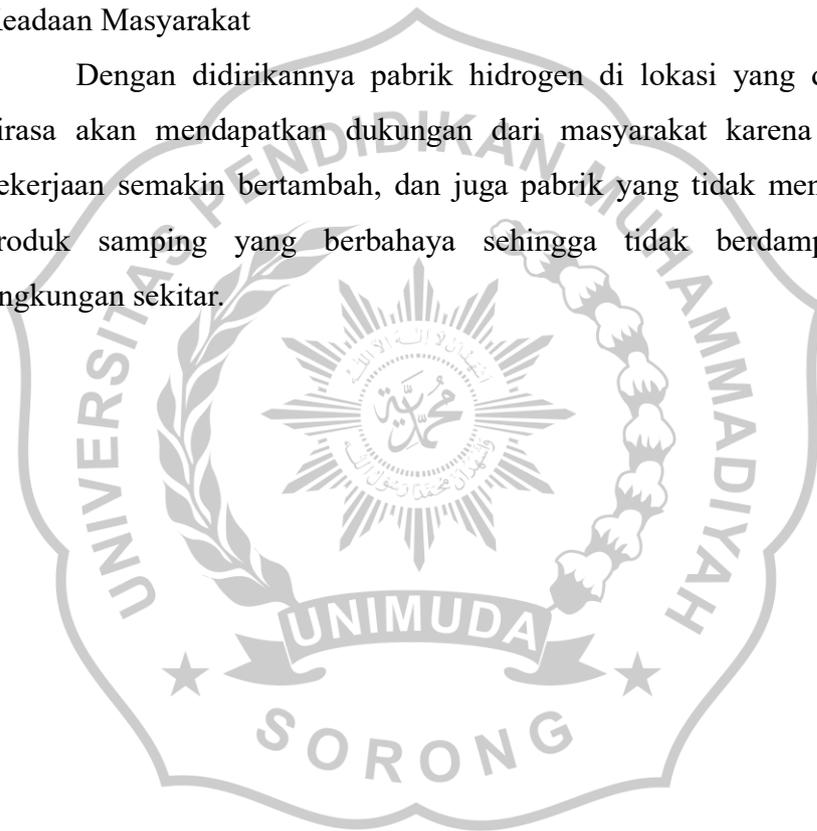
Faktor sekunder berperan dalam proses operasional pabrik. Pengaruh proses operasional pabrik disebabkan oleh beberapa faktor sekunder, meliputi :

a. Perluasan Pabrik

Pertimbangan dalam pendirian pabrik harus dapat direncanakan perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 5 sampai 20 tahun ke depan. Karena jika suatu saat akan memperluas area pabrik, tidak kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

b. Keadaan Masyarakat

Dengan didirikannya pabrik hidrogen di lokasi yang ditentukan dirasa akan mendapatkan dukungan dari masyarakat karena lapangan pekerjaan semakin bertambah, dan juga pabrik yang tidak menghasilkan produk samping yang berbahaya sehingga tidak berdampak pada lingkungan sekitar.



BAB II. URAIAN PROSES

Dalam langkah pembuat hidrogen dengan elektrolisis air dapat dikelompokkan menjadi beberapa tahap :

II.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Air (H_2O) yang digunakan sebagai bahan baku utama berasal dari air sungai terdekat dengan pabrik yang telah diproses pada unit utilitas menuju tangki penyimpanan (TP-01). Air yang diambil dari sungai terdekat dengan pabrik dipompa (PU-01) menuju penyaringan pada Bak Utilitas (BU-01) untuk menyaring kotoran yang terbawa pada saat proses peenghisapan, setelah itu di pompa (PU-02) menuju Flokulator (TFU-01) setelah itu air di pompa (PU-03) menuju Clarifier (CLU-01) untuk mempercepat pembentukan flok setelah itu air di pompa (PU-04) menuju *sand filter* untuk menyaring sisa flok-flok lalu proses selanjutnya menuju alat ion *exchanger* untuk menghilangkan kandungan mineral di dalam air disimpan di bak penampung air bersih.

II.2 Tahap Reaksi Elektrolisis

Bahan baku berupa air dari tangki penyimpanan (TP-01) setelah di proses dan sesuai dengan kebutuhan kondisi operasi elektrolisis, dipompa (PP-01) menuju pemanas (HE-01) untuk dipanaskan dari suhu $30^{\circ}C$ menjadi $80^{\circ}C$, sedangkan larutan eletrolit dibuat dengan mencampurkan KOH liquid 25% (Frank Gombou et al., 2022) dengan air (H_2O) selanjutnya dialirkan pada *mixer* (MX-01) sehingga tercapai larutan elektrolit KOH lalu dipompa (PP-02) menuju reaktor elektrolisis (RE-01). Dalam reaktor tersebut dengan kondisi suhu $90^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm, akan terjadi proses penguraian air menjadi H_2 dan O_2 dengan katalis elektrolit KOH dan bantuan energi listrik sebesar 1,231 V. Produk yang keluar dari reaktor elektrolisis (RE-01) berupa oksigen, hidrogen, dan uap air, yang tidak terurai bercampur di dalam gas hidrogen dan oksigen dengan suhu $90^{\circ}C$ sedangkan H_2O , dan ion K^+ yang menjadi sisa reaksi dialirkan menuju unit pengolahan air (Utilitas) untuk memisahkan air dan menyisakan kalium. Oksigen dan hidrogen akan keluar dari reaktor dengan arus yang berbeda. Hal ini disebabkan proses pembentukan

hidrogen berada di katoda sedangkan oksigen pada anoda. Diafragma yang berada di tengah sel berfungsi untuk memisahkan kedua hasil proses tersebut.

Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Produk yang dihasilkan dari reaksi berupa fase cair dan gas. Keluaran reaktor elektrolisis merupakan campuran dari kedua fase tersebut dan limbah air yang merupakan sisa reaksi.

II.3 Tahap Pemisahan dan Pemurnian

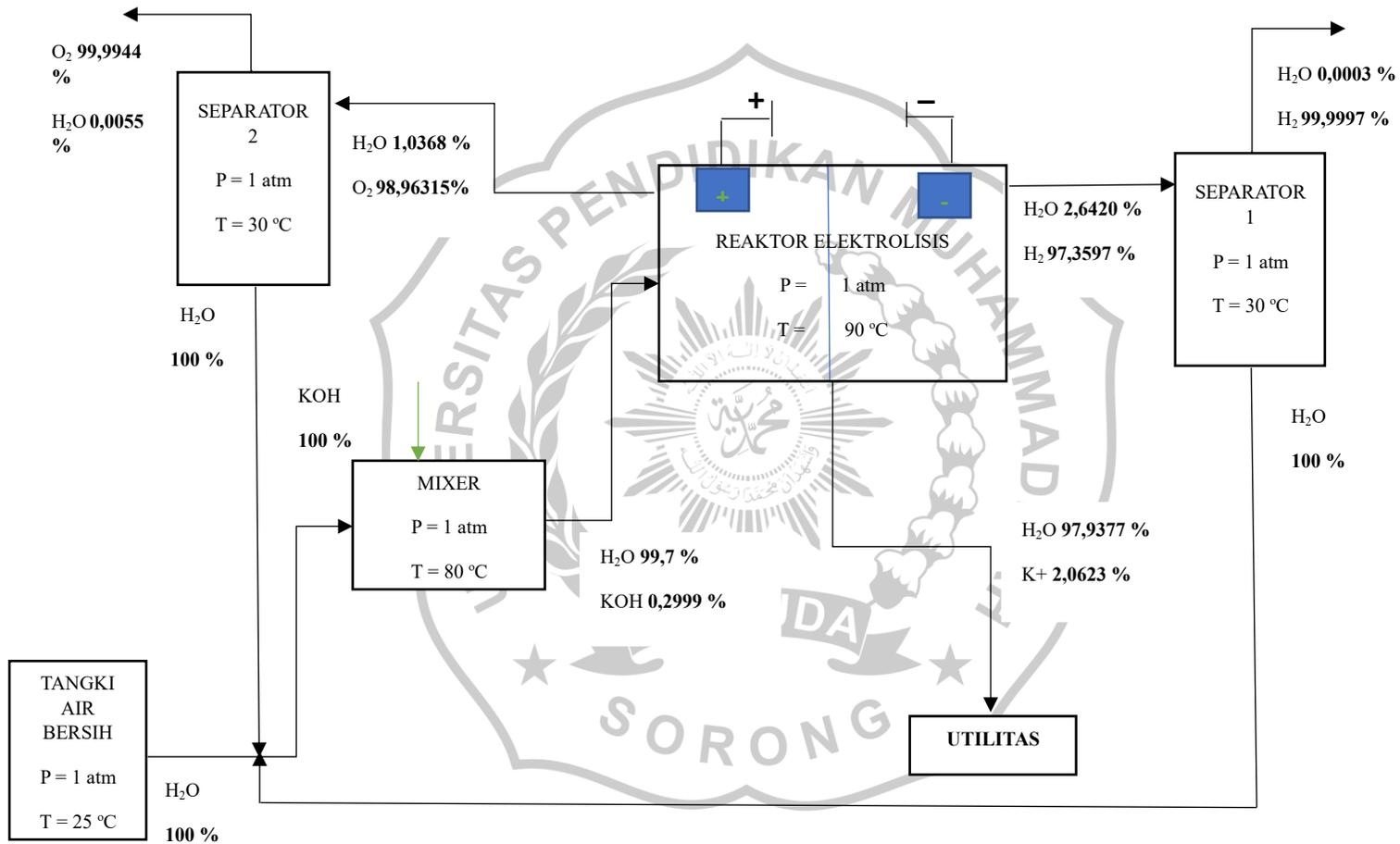
Gas hidrogen dan gas oksigen yang keluar pada reaktor memiliki kandungan berupa dan uap air yang harus dipisahkan terlebih dahulu sebelum disimpan ke dalam tangki penyimpan hidrogen (TP-02) dan tangki penyimpanan oksigen (TP-03). Gas hidrogen yang keluar dari reaktor mengalir menuju *condenser* (CD-01) untuk mengembunkan uap air yang berada di dalam gas hidrogen. Setelah itu hasil pengembunan akan dipisahkan di dalam separator (SP-01). Air keluar separator (SP-01) akan di pompa (PP-03) menuju reaktor untuk digunakan kembali. Kemudian gas hidrogen keluaran hasil separator di simpan dalam tangki penyimpan hidrogen (TP-02) sebelum menuju tangki penyimpanan gas hidrogen akan melewati kompresor (C-01) untuk dinaikkan tekanannya menjadi 200 atm dengan tujuan agar penyimpanan gas tidak memerlukan volume tangki terlalu besar. Kenaikan suhu akibat kenaikan tekanan menjadi 87°C mengharuskan gas H₂ didinginkan terlebih dahulu di *cooler* (CL-01) agar dapat disimpan di tangki pada suhu 30°C.

Selanjutnya pada gas oksigen yang keluar dari reaktor memiliki kandungan berupa uap air yang harus dipisahkan terlebih dahulu sebelum disimpan ke dalam tangki penyimpan Oksigen (TP-03). Gas Oksigen yang keluar dari reaktor mengalir menuju *condenser* (CD-02) untuk mengembunkan uap air yang berada di dalam gas oksigen. Setelah itu hasil pengembunan akan dipisahkan di dalam separator (SP-02). Air keluaran separator akan di pompa (PP-04) menuju reaktor untuk diuraikan kembali. Kemudian gas oksigen keluaran hasil separator (SP-02) melewati kompresor (C-02) untuk dinaikkan tekanannya menjadi 200 atm dengan tujuan agar penyimpanan gas tidak memerlukan volume tangki terlalu besar. Kenaikan suhu akibat kenaikan tekanan menjadi 89°C mengharuskan gas O₂

dinginkan terlebih dahulu di *cooler* (CL-02) agar dapat disimpan di tangki pada suhu 30°C.



II.4 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 2.1 Diagram Alir Kualitatif

BAB III. SPESIFIKASI BAHAN

III.1 Spesifikasi Produk

Tabel 3.1 Data Spesifikasi Produk

	Hydrogen (produk utama)
Rumus Molekul	H ₂
Fasa	gas
Berat Molekul	2,0158 g/mol
Titik didih (1 atm)	-252,87 °C
Densitas	0,0824 Kg/m ³
Suhu Kritis	33,3 °K
Tekanan Kritis	12,8 atm
Kemurnian	99%

Sumber : Perry, 1984

Tabel 3.2 Data Spesifikasi Produk

	Oksigen (produk utama)
Rumus Molekul	O ₂
Fasa	gas
Berat Molekul	32 g/mol
Titik didih (1 atm)	-182,95 °C
Densitas	1,3985 Kg/m ³
Suhu Kritis	154,4 °K
Tekanan Kritis	49,7 atm
Kemurnian	99,6%

Sumber : Perry, 1984

III.2 Spesifikasi Produk Samping

Tabel 3.3 Data Spesifikasi Produk Samping

	Kalium (produk samping)
Rumus Molekul	K
Fasa	Ion Kalium
Berat Molekul	39 g/mol
Titik didih (1 atm)	759 °C
Densitas	0,89 Kg/m ³
Suhu Kritis	2.223 °K
Kemurnian	93,258%

Sumber : Perry, 1984

III.2 Spesifikasi Bahan Baku

Tabel 3.4 Data Spesifikasi Bahan Baku

	Air (bahan baku)
Rumus Molekul	H ₂ O
Fasa	Cair
Berat Molekul	18,015 g/mol
Titik didih (1 atm)	100 °C
Titik beku	0 °C
Densitas	996,7087 kg/m ³
Suhu Kritis	647,3 °K
Tekanan Kritis	218,2 atm
Kapasitas Panas	4,22 Kj/Kg.K
Kenampakan	Tidak berwarna
Kemurnian, % masa	99,75

Sumber : Perry, 1984

III.3 Spesifikasi Bahan Pembantu

Tabel 3.5 Data Spesifikasi Bahan Pembantu

	Kalium Hidroksida (elektrolit)
Rumus Molekul	KOH
Fasa	Larutan KOH
Berat Molekul	56,1 g/mol
Titik didih (1 atm)	130 °C
Densitas	2,12 g/cm ³
Konsentrasi	25%
Kelarutan Terhadap Air	Terlarut pada suhu 20°C

Sumber : Perry, 1984, Safety data Sheet



BAB IV. NERACA MASSA

IV.1 Neraca Massa Alat

a. Mixer

Tabel 4.1 Neraca Massa *Mixer*

Komponen	Massa Input (Kg/jam)		Massa Output (Kg/jam)
	Arus 2	Arus 3	Arus 4
H ₂ O (l)	6.383,93	-	6.383,93
KOH (aq)	-	19,208	19,208
H ₂ O 75 % (l)	-	76,832	76,832
TOTAL	6.479,9722		6.479,9722

b. Reaktor Elektrolisis

Tabel 4.2 Neraca Massa Reaktor Elektrolisis

Komponen	Massa Input (Kg/jam)		Massa Output (Kg/jam)	
	Arus 4	Arus 5	Arus 12	Arus 11
KOH (aq)	19,208	-	-	-
H ₂ O 75 % (l)	76,382	-	-	76,832
H ₂ O (l)	6.383,93	-	-	635,25
O ₂ (g)	-	-	5.053,144	-
H ₂ (g)	-	631,3	-	-
K (aq)	-	-	-	13,377
H ₂ O (g)	-	17,12	52,9424	-
SUBTOTAL	6.479,9722	648,42	5.106,08	725,459
TOTAL	6.479,9722		6.479,9722	

c. Separator-01

Tabel 4.3 Neraca Massa Separator 01

Komponen	Massa Input (Kg/jam)	Massa Output (Kg/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 10
H ₂ O (l)	17,12	-	16,9300
H ₂ (g)	631,3	631,3	-
H ₂ O (g)	-	0,1897	-
SUBTOTAL	648,4200	631,4897	16,9300
TOTAL	648,4200	648,4200	

d. Separator-02

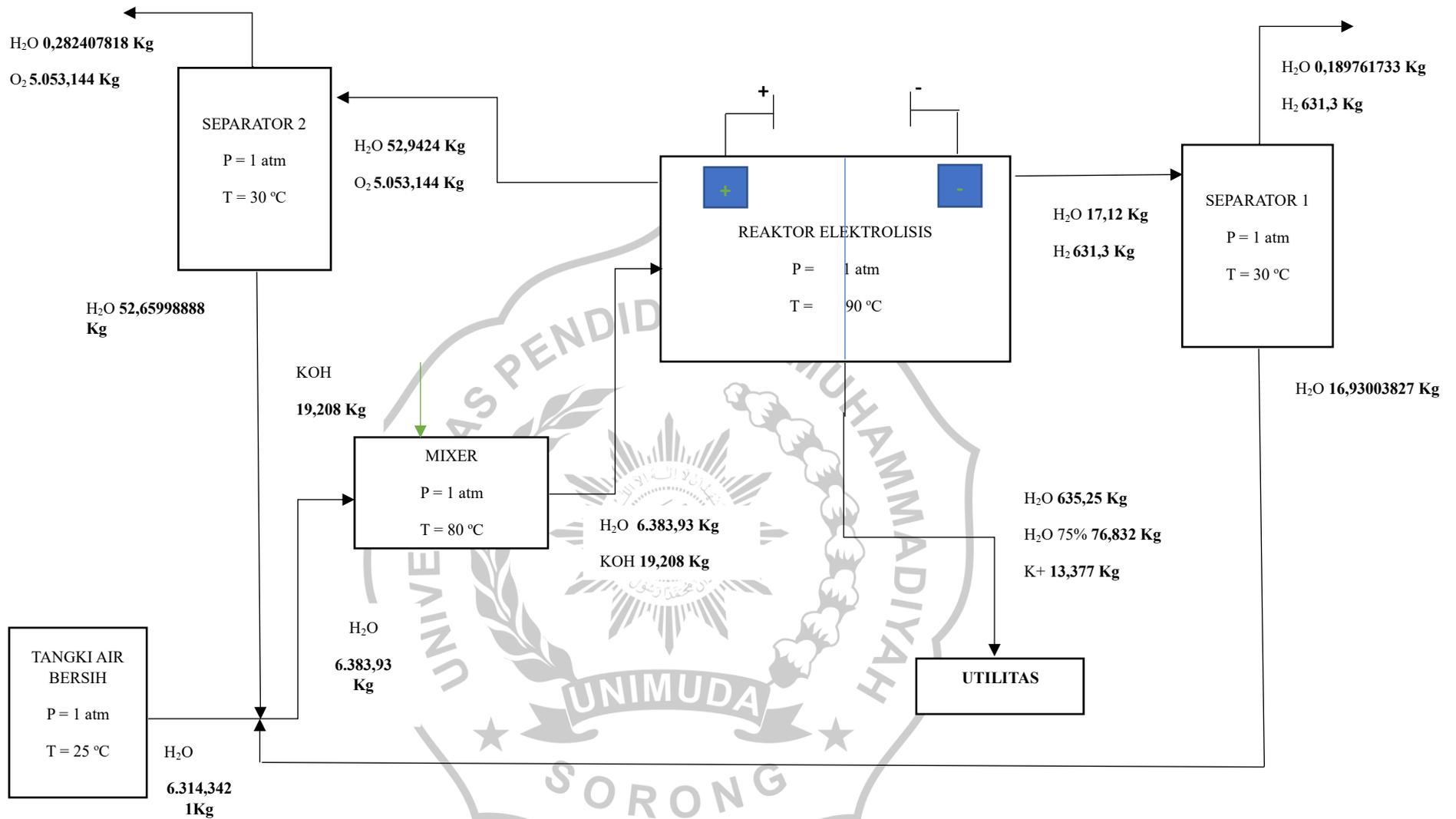
Tabel 4.4 Neraca Massa Separator 02

Komponen	Massa Input (Kg/jam)	Massa Output (Kg/jam)	
	Arus 13	Arus 14	Arus 17
H ₂ O (l)	52,9423	-	52,6599
O ₂ (g)	5.053,144	5.053,144	-
H ₂ O (g)	-	0,2824	-
SUBTOTAL	5.106.0800	5.053.42	52,6599
TOTAL	5.106.0800	5.106.0800	

IV.2 Neraca Massa Total

Tabel 4.5 Neraca Massa Total

Komponen	Massa Input (Kg/jam)		Massa Output (Kg/jam)				
	Arus 2	Arus 3	Arus 11	Arus 7	Arus 10	Arus 14	Arus 17
KOH (aq)	-	19,208	-	-	-	-	-
H ₂ O (l) 75 %	-	76,382	76,832	-	-	-	-
H ₂ O (l)	6.383,93	-	635,25	-	16,9300	-	52,6599
O ₂ (g)	-	-	-	-	-	5.053,144	-
H ₂ (g)	-	-	-	631,3	-	-	-
K ⁺ (aq)	-	-	13,377	-	-	-	-
H ₂ O (g)	-	-	-	0,1897	-	0,2824	-
SUBTOTAL	6.383,93	95,68	725,459	631,4897	16,9300	5.053.4264	52,6599
TOTAL	6.479,9722		6.479,9722				



Gambar 4.1 Diagram Alir Kuantitatif

BAB V. NERACA PANAS

V.1 Neraca Panas Alat

a. Heat Exchanger-01

Tabel 5.1 Neraca Panas *Heat Exchanger* 01

Komponen Panas	Panas Input (kJ/jam)	Panas Output (kJ/jam)
Q1	133.886,1154	-
Q2	-	1.467.036,21
Q steam	1.333.150,094	-
TOTAL	1.467.036,2100	1.467.036,2100

b. Mixer

Tabel 5.2 Neraca Panas *Mixer*

Komponen Panas	Panas Input (kJ/jam)	Panas Output (kJ/jam)
Q1	17.793,7015	-
Q2	1.467.036,21	-
Q3	-	1.484.829,911
TOTAL	1.484.829,9110	1.484.829,9110

c. Reaktor Elektrolisis

Tabel 5.3 Neraca Panas Reaktor Elektrolisis

Komponen Panas	Panas Input (kJ/jam)	Panas Output (kJ/jam)
Q1	1.484.829,911	-
Q2	-	1.483.686,591
Q reaksi	-	571,66
TOTAL	1.484.829,9110	1.484.829,9110

d. Kondenser-01

Tabel 5.4 Neraca Panas Kondenser 01

Komponen Panas	Panas Input (kJ/jam)	Panas Output (kJ/jam)
Q1	2.090,9902	-
Q2	-	359,0424
Q pendingin	-	1.731,9477
TOTAL	2.090,9902	2.090,9902

e. Kondenser-02

Tabel 5.5 Neraca Panas Kondenser 02

Komponen Panas	Panas Input (kJ/jam)	Panas Output (kJ/jam)
Q1	6.466,3158	-
Q2	-	1.110,3266
Q pendingin	-	5.355,9891
TOTAL	6.466,3158	6.466,3158

f. Separator-01

Tabel 5.6 Neraca Panas Separator 01

Komponen Panas	Panas Input (kJ/jam)	Panas Output (kJ/jam)
Q1	45.773,3871	-
Q2	-	45.771,1883
TOTAL	45.773,3871	45.771,1883

g. Separator-02

Tabel 5.7 Neraca Panas Separator 02

Komponen Panas	Panas Input (kJ/jam)	Panas Output (kJ/jam)
Q1	24.384,2935	-
Q2	-	24.381,0103
TOTAL	24.384,2935	24.381,0103

h. Neraca Panas Kompresor-01

Tabel 5.8 Neraca Panas Kompresor 01

Komponen Panas	Stage 1		Intercooler		Stage 2	
	Input (kJ/mol)	Output (kJ/mol)	Input (kJ/mol)	Output (kJ/mol)	Input (kJ/mol)	Output (kJ/mol)
Q1	45.416,1 1807	-	563.984, 2213	-	45.416,1 1807	-
Q2	-	563.984, 2213	-	45.416,1 1807	-	563.984, 2213
Q kompresi	518.213, 033	-	-	-	518.568, 1033	-
Q pendingin	-	-	-	518.568, 1033	-	-
TOTAL	563.984, 2213	563.984, 2213	563.984, 2213	563.984, 2213	563.984, 2213	563.984, 2213

i. Neraca Panas Kompresor-02

Tabel 5.9 Neraca Panas Kompresor 02

Komponen Panas	Stage 1		Intercooler		Stage 2	
	Input (kJ/mol)	Output (kJ/mol)	Input (kJ/mol)	Output (kJ/mol)	Input (kJ/mol)	Output (kJ/mol)
Q1	23.276,60679	-	285.905,1761	-	23.276,60679	-
Q2	-	285.905,1761	-	23.276,60679	-	285.905,1761
Q kompresi	262.628,5693	-	-	-	262.628,5693	-
Q pendingin	-	-	-	262.628,5693	-	-
TOTAL	285.905,1761	285.905,1761	285.905,1761	285.905,1761	285.905,1761	285.905,1761

j. Neraca Panas Cooler-01

Tabel 5.10 Neraca Panas Cooler 01

Komponen Panas	Panas Input (kJ/jam)	Panas Output (kJ/jam)
Q1	563.984,2213	-
Q2	-	45.416,11807
Q pendingin	-	518.568,1033
TOTAL	563.984,2213	563.984,2213

k. Neraca Panas Cooler-02

Tabel 5.11 Neraca Panas *Cooler* 02

Komponen Panas	Panas Input (kJ/jam)	Panas Output (kJ/jam)
Q1	302.2906,0673	-
Q2	-	23.276.6067
Q pendingin	-	279.629,5
TOTAL	302.2906,0673	302.2906,0673



BAB VI. SPESIFIKASI ALAT

a. Spesifikasi Reaktor Elektrolisis

Tabel 6.1 Spesifikasi Reaktor Elektrolisis

Fungsi	Menguraikan air menjadi gas hidrogen dan gas oksigen
Jenis	<i>Alkaline Water Elektrolysis</i>
Mode Operasi	<i>Batch</i>
Fasa	Cair – Gas
Kondisi Operasi	Suhu 90°C, Tekanan 1 atm
Jumlah	4
Harga (\$)	166,754.314
Bahan	
Bahan Kontruksi	Loy-Alloy Steel SA 202 Grade B
Panjang <i>cell</i>	0,07 m
Lebar <i>cell</i>	1,9 m
Tinggi Total	1,92 m
Jenis <i>Head</i>	Flat
Spesifikasi Khusus	
Kapasitas	7,296 m ³
Waktu Tinggal	48,0282 menit
Kuat Arus	10,5567 kA
Material elektroda	SynCell
Panjang elektroda	0,01 m
Lebar elektroda	1,9 m
Jarak antar elektroda	50 mm
Hambatan Listrik	0,00005 Ω
Daya	2.247,2598 kW

b. Spesifikasi *Mixer*-01

Tabel 6.2 Spesifikasi *Mixer* 01

Fungsi	Mencampur 6383,93 kg/jam H ₂ O dengan larutan KOH.
Jenis	Tangki silinder tegak berpengaduk
Kondisi Operasi	Suhu 80 °C Tekanan 1 atm
Volume	7,6766 m ³
Tebal <i>Shell</i>	0,004 m
Tebal <i>Head</i>	0,004 m
Tinggi	2,7620 m
Pengaduk	
Jenis	4 Flat Blade Turbine
Bahan	Carbon steel SA 283 Grade C
Diameter Pengaduk	0,9206 m
Tinggi Pengaduk	0,2301 m
Lebar Pengaduk	0,2301 m
Jumlah <i>Baffle</i>	2 buah
Lebar <i>Baffle</i>	0,1841 m
Power Pengaduk	5 Hp
Jumlah Pengaduk	1 buah
Harga (\$)	59,038.1726

c. Spesifikasi Separator

Tabel 6.3 Spesifikasi Separator 01 & 02

Kode	SP-01	SP-02
Fungsi	Memisahkan uap sebanyak 631,3 kg/jam dan cairan sebanyak 16,93 kg/jam yang berasal dari Reaktor	Memisahkan uap sebanyak 5053,14 kg/jam dan cairan sebanyak 52,66 kg/jam yang berasal dari Reaktor
Jenis	<i>Flash Drum</i>	<i>Flash Drum</i>
Tipe	Tangki Silinder Tegak <i>Torispherical Head</i>	Tangki Silinder Tegak <i>Torispherical Head</i>
Bentuk	<i>Vertical Tank</i>	Vertical Tank
Tekanan	1 atm	1 atm
Suhu	30°C	30°C
Bahan	<i>Carbon Steel SA 285 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 285 Grade C</i>
Tebal <i>Shell</i>	0,0711 in	
Jenis <i>Head</i>	<i>Toispherical dished head</i>	<i>Toispherical dished head</i>
Diameter	0,8909 m	1,2788 m
Tinggi	2,5 m	3,1970 m
H/D	2,5	2,5
Jumlah	1 buah	1 buah
Harga (\$)	10,755.2876	10,755.2876

d. Spesifikasi *Heat Exchanger*-01

Tabel 6.4 Spesifikasi HE-01

Fungsi	Menaikkan suhu umpan reaktor dari 30 °C menjadi 80 °C
Jenis	<i>Shell and tube Heat Exchanger</i>
Shell	
Jenis Fluida	Air
Diameter dalam	0,2539 m
Jarak <i>Baffle</i>	0,2539 m
Jumlah <i>Baffle</i>	10
<i>Pressure drop</i>	0,1228 psi
Tubes	
Jenis Fluida	Steam
Diameter luar	0,0254 m
BWG	16
<i>Pitch</i>	0.03175 <i>triangular pitch</i>
Panjang	2,4383 m
Jumlah Pipa	32
<i>Pressure drop</i>	0,9140 psi
Kebutuhan Pemanas	650,698 Kg/jam
Faktor Kotor (Rd)	0,007441
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Jumlah	1 buah
Harga (\$)	31,915.4398

e. Spesifikasi *Condenser*

Tabel 6.5 Spesifikasi *Condenser* 01 & 02

Kode	CD-01	CD-02
Fungsi	Mendinginkan dan mencairkan air dari reaktor sebanyak 17,1198 kg/jam dari suhu 90°C menjadi 30°C dengan menggunakan air yang masuk pada suhu 25°C dan keluar pada suhu 40°C	Mendinginkan dan mencairkan air dari reaktor sebanyak 52,9424 kg/jam dari suhu 90°C menjadi 30°C dengan menggunakan air yang masuk pada suhu 25°C dan keluar pada suhu 40°C
Jenis	<i>Total Condenser, Double Pipe Exchanger</i>	<i>Total Condenser, Double Pipe Exchanger</i>
<i>Inner Pipe</i>		
Jenis Fluida	Campuran multikomponen	Campuran multikomponen
Diameter	1,25 in	1,25 in
<i>Pressure drop</i>	0,00084 psi	0,00024 psi
<i>Annulus</i>		
Jenis Fluida	Air Pendingin	Air Pendingin
Luas Transfer Panas	0,594 in ²	0,546 in ²
Diameter	2 in	2 in
<i>Pressure drop</i>	0,000005 psi	0,0000057 psi
Kebutuhan Pendingin	27,6161 Kg/jam	85,30 Kg/jam
Faktor Kotor (Rd)	0,0067	0,00052
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Jumlah	1 buah	1 buah
Harga (\$)	13,912.3284	13,912.3284

f. Spesifikasi Kompresor

Tabel 6.6 Spesifikasi Kompresor 01 & 02

Kode	CP-01	CP-02
Fungsi	Menaikkan tekanan H ₂ sebanyak 631,3 kg/jam menjadi 200 atm	Menaikkan tekanan O ₂ sebanyak 5053,14 kg/jam menjadi 200 atm
Jenis	<i>Centrifugal compressor Multistage</i>	<i>Centrifugal compressor Multistage</i>
Suhu	Suhu Masuk 30°C Suhu Keluar 87°C	Suhu Masuk 30°C Suhu Keluar 86°C
Tekanan	Tekanan Masuk 1 atm Tekanan Keluar 200 atm	Tekanan Masuk 1 atm Tekanan Keluar 200 atm
Power	0,077 Hp	0,213 Hp
Jumlah Stage	2 Stage	2 Stage
Jumlah	1 buah	1 buah
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Harga (\$)	63,938.7021	63,938.7021

g. Spesifikasi *Cooler*

Tabel 6.7 Spesifikasi *Cooler*-01

Fungsi	Mendinginkan suhu campuran dari kompresor 01 sebanyak 631.3 kg/jam dari suhu 87°C menjadi 30°C dengan menggunakan air yang masuk pada suhu 25°C dan keluar pada suhu 50°C
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
<i>Inner Pipe</i>	
Jenis Fluida	Campuran multikomponen
Diameter	1,25 in
<i>Pressure drop</i>	0,03414 psi
<i>Annulus</i>	
Jenis Fluida	Air Pendingin
Diameter	2 in
Luas Transfer Panas	0,546 in ²
<i>Pressure drop</i>	0,000184 psi
Kebutuhan Pendingin	4.955,26 Kg/jam
Faktor Kotor (Rd)	0,0005
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Jumlah	1 buah
Harga (\$)	12,183.9348

Tabel 6.8 Spesifikasi Cooler-02

Fungsi	Mendinginkan suhu campuran dari kompresor-02 sebanyak 5053,14 kg/jam dari suhu 89°C menjadi 30°C dengan menggunakan air yang masuk pada suhu 25°C dan keluar pada suhu 50°C
Jenis	<i>Shell and tube Heat Exchanger</i>
Shell	
Jenis Fluida	Campuran multikomponen
Diameter dalam	0,254 m
<i>Pressure drop</i>	10 psi
Tubes	
Jenis Fluida	Air Pendingin
Diameter luar	0,021 m
BWG	14
<i>Pitch</i>	<i>triangular pitch</i>
Panjang	2,438 m
Jumlah Pipa	32
<i>Pressure drop</i>	0,00008 psi
Kebutuhan Pemanas	5053,14 Kg/jam
Faktor Kotor (Rd)	0,00052
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Jumlah	1 buah
Harga (\$)	12,183.9348

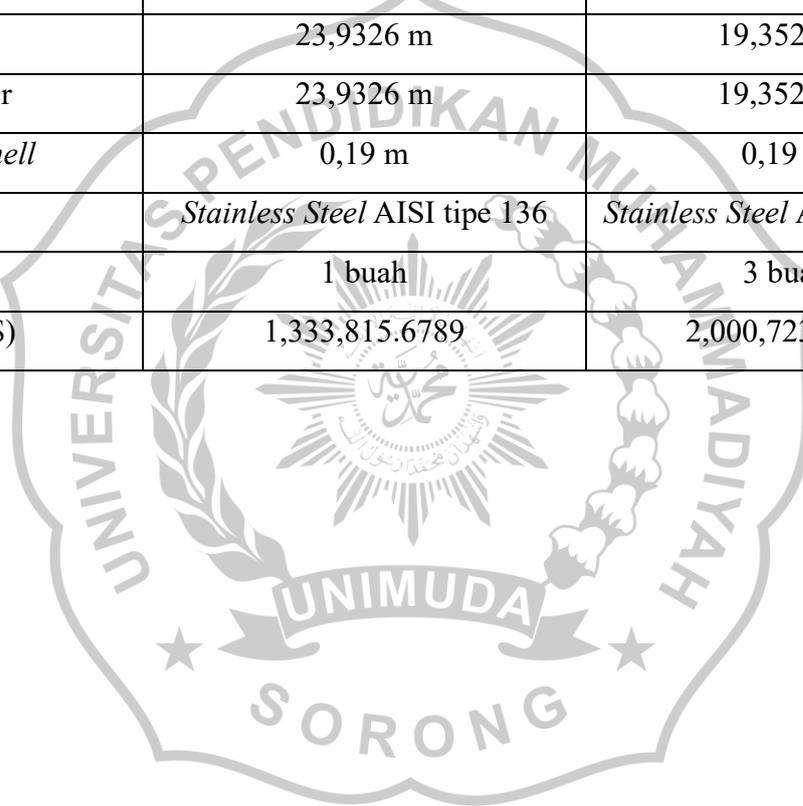
h. Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tabel 6.9 Tangki Penyimpanan Air dan Elektrolit KOH

Kode	TP-01	TP-02
Fungsi	Menyimpan air selama 10 hari	Menyimpan KOH cair selama 10 hari
Jenis	Silinder vertikal dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) berbentuk <i>Conical Roof</i>	Silinder vertikal dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) berbentuk <i>Conical Roof</i>
Suhu	30°C	30°C
Tekanan	1 atm	1 atm
Kapasitas	1.532.143,2 Kg	4.609,92 Kg
Tinggi	13,46 m	1,717 m
Diameter	13,46 m	1,717 m
Tebal <i>Shell</i>	5 mm	0,07 mm
Bahan	<i>Carbon steel</i> SA-240 grade-C	<i>Carbon steel</i> SA-240 grade-B
Jumlah	1 buah	1 buah
Harga (\$)	286,268.5566	67,173.3750

Tabel 6.10 Spesifikasi Tangki Penyimpanan gas H₂ dan O₂

Kode	TP-03	TP-04
Fungsi	Menyimpan H ₂ selama 1 hari	Menyimpan O ₂ selama 1 hari
Jenis	Bola	Bola
Suhu	30°C	30°C
Tekanan	200 atm	200 atm
Kapasitas	15.151,2 kg	121.275,36 kg
Tinggi	23,9326 m	19,3526 m
Diameter	23,9326 m	19,3526 m
Tebal <i>Shell</i>	0,19 m	0,19 m
Bahan	<i>Stainless Steel</i> AISI tipe 136	<i>Stainless Steel</i> AISI tipe 136
Jumlah	1 buah	3 buah
Harga (\$)	1,333,815.6789	2,000,723.5183



i. Spesifikasi Pompa

Tabel 6.11 Spesifikasi Pompa

Kode	PP-01	PP-02	PP-03	PP-04	PP-05	PP-06	PP-07
Fungsi	Mengalirkan H ₂ O dari tangki - 01 ke HE-01	Mengalirkan H ₂ O dari HE-01 menuju mixer	Mengalirkan KOH cair dari tangki - 02 ke mixer-01	Mengalirkan H ₂ O dan KOH dari mixer - 01 ke reaktor-01	Mengalirkan H ₂ O dan K sisa dari reaktor-01 menuju UPL	Mengalirkan H ₂ O dari Separator-01 menuju <i>recycle</i>	Mengalirkan H ₂ O dari Separator-02 menuju <i>recycle</i>
Jenis	<i>sentrifugal, single stage pump</i>	<i>sentrifugal, single stage pump</i>	<i>sentrifugal, single stage pump</i>	<i>sentrifugal, single stage pump</i>	<i>sentrifugal, single stage pump</i>	<i>sentrifugal, single stage pump</i>	<i>sentrifugal, single stage pump</i>
Head	1,3525 m	1,7733 m	1,0562 m	1,3366 m	0,6688 m	0,0607 m	0,1531 m
Kapasitas	1,7733 L/s	1,7733 L/s	0,0108 L/s	4,3305 L/s	0,4877 L/s	0,0047 L/s	0,0146 L/s
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Tenaga Motor	0,0449 Hp	0,0451 Hp	0,0001 Hp	0,0449 Hp	0,0021 Hp	0,00006 Hp	0.00045 Hp
Jumlah	2	2	2	2	2	2	2
Harga (\$)	4,959.8319	4,959.8319	4,959.8319	4,959.8319	4,959.8319	4,959.8319	4,959.8319

BAB VII. UTILITAS

Pelayanan Teknik (Utilitas)

Unit pendukung proses (unit utilitas) yang tersedia dalam perancangan pabrik hidrogen ini terdiri dari :

1. Unit Pengadaan dan Pengolahan Air
2. Unit Pengadaan *Steam*
3. Unit Penyediaan Listrik
4. Unit Pengadaan Bahan Bakar
5. Unit Penyediaan Udara Tekan
6. Unit Pengolahan Limbah

VII.1 Unit Pengadaan dan Pengolahan Air

1. Penggunaan Air

Kebutuhan air pada pabrik hidrogen ini adalah untuk keperluan-keperluan berikut :

a) Air Pendingin

Air digunakan sebagai media pendingin untuk alat-alat perpindahan panas dalam hal ini *condenser* dan *cooler*.

Pemilihan air sebagai media pendingin berdasarkan pertimbangan :

- Dapat diperoleh dalam jumlah yang berlimpah
- Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya
- Kemampuan menyerap panas per satuan volume cukup tinggi
- Tidak terdekomposisi

Hal-hal yang perlu diperhatikan pada penggunaan air sebagai media pendingin antara lain :

- Kesadahan (*hardness*) yang dapat menyebabkan kerak.
- Korosi.

b) Air Umpan Boiler

Boiler sebagai penghasil steam membutuhkan air dengan persyaratan tertentu sebagai umpannya. Persyaratan untuk *Boiler Feed Water (BFW)* adalah :

- Tidak menimbulkan kerak pada kondisi *steam* yang dikehendaki maupun pada *tube heat exchanger*, jika *steam* digunakan sebagai pemanas. Hal ini akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi, bahkan bisa mengakibatkan boiler tidak beroperasi sama sekali.
- Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas O₂ dan CO₂.

c) Air Domestik

Air domestik digunakan untuk kebutuhan air minum, laboratorium, kantor dan perumahan.

Syarat air domestik meliputi :

- Jernih, tidak berasa, dan tidak berbau
- Kadar klor bebas sekitar 0,7 ppm
- pH sekitar 7
- Tidak mengandung bakteri terutama jenis bakteri patogen
- *Turbidity* (kekeruhan) sekitar 10 ppm

2. Pengadaan Air

Kebutuhan air suatu industri dapat diperoleh dari sumber air yang ada di sekitar pabrik yang telah diolah terlebih dahulu atau dengan membeli air bersih. Pada perancangan pabrik Hidrogen ini kebutuhan air bersih diperoleh air sungai yang terdapat di sekitar lokasi kawasan industri tempat pabrik akan didirikan.

3. Pengolahan Air

Pengolahan air baku dilakukan untuk memenuhi persyaratan kualitas air yang dibutuhkan. Hal ini dilakukan dengan mengurangi kontaminan hingga derajat yang diinginkan serta penambahan zat-zat kimia untuk mengimbangi efek buruk dari sisa-sisa kontaminan. Urutan pengolahan ditentukan oleh jenis dan konsentrasi kontaminan pada air baku serta kualitas air yang diinginkan.

Proses pengolahan air sungai meliputi :

a. Pemisahan kotoran dari air sungai

Pemisahan dilakukan dengan cara melewatkan air sungai melalui kisi-kisi besi, dengan tujuan agar air sungai bersih dari kotoran-kotoran fisik, berupa kayu, sampah dan lain-lain.

b. Pengendapan lumpur

Tahap kedua adalah penampungan air sungai ke dalam bak air sungai, dan selanjutnya dialirkan ke bak penampung sementara yang ada di dalam pabrik. Pada fase ini, diharapkan lumpur, pasir dan lain-lain dapat mengendap.

c. Koagulasi

Air dari bak pengendapan dipompa menuju clarifier untuk mengendapkan kotoran tersuspensi melalui penambahan bahan kimia tertentu. Penambahan ini akan menyebabkan terjadinya endapan yang disebut *flock*. Bahan kimia yang digunakan pada proses ini adalah tawas $\text{Al}_2(\text{SO}_4) \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ atau lebih dikenal dengan tawas, dengan fungsi sebagai koagulan.

Selain sifat fisik, masalah yang terdapat pada air sungai adalah sifat-sifat kimianya. Hal ini dikarenakan air sungai tersebut mengandung zat-zat yang terlarut didalamnya, yang dengan sendirinya akan mempengaruhi sifat fisis dan kimia air sungai tersebut.

Sifat kimia yang sering menjadi masalah adalah kesadahan, yang terdiri dari:

a. Kesadahan sementara, yaitu air mengandung senyawa $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$.

Untuk menghilangkan kesadahan sementara, digunakan larutan kapur $\text{Ca}(\text{OH})_2$ yang diperoleh dari CaO yang larut dalam air. Reaksi yang terjadi adalah:



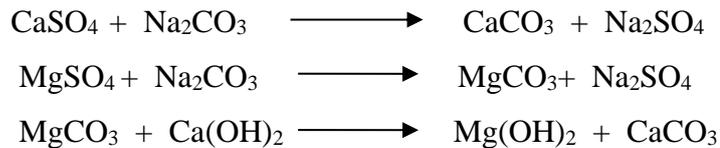
$\text{Ca}(\text{OH})_2$ ditambahkan ke dalam air sadah dengan tujuan menghilangkan kesadahan sementara, menurut reaksi :



Dari reaksi di atas terlihat larutan kapur $\text{Ca}(\text{OH})_2$ selain berfungsi untuk menghilangkan kesadahan sementara, juga berfungsi untuk menciptakan suasana basa pada air sehingga dapat membantu proses koagulasi oleh alum menjadi lebih efektif.

b. Kesadahan tetap, yaitu air mengandung senyawa-senyawa : CaSO_4 , MgSO_4 , MgCO_3 .

Untuk menghilangkan kesadahan tetap, digunakan Na_2CO_3 menurut reaksi :



Pada proses pembentukan *flock* melalui penambahan tawas, selain menyebabkan terjadinya endapan, juga membentuk gas CO_2 yang sebenarnya harus dihindarkan keberadaannya di dalam tangki atau alat proses. Gas CO_2 akan dibebaskan dari air sehingga gas ini tidak mengganggu dalam proses dan dalam tangki itu sendiri.

c. Penyaringan *sand filter*

Pada tahapan ini air dilewatkan melalui penyaring yang berbentuk semacam bed yang berisi pasir dan kerikil. Air yang keluar dari *sand filter* ditampung di dalam bak penampung air bersih. Setelah melalui bagian ini, air siap didistribusikan ke setiap bagian unit sesuai dengan keperluannya.

Untuk keperluan kantor, perumahan, poliklinik maka air bersih yang ada dalam bak penampung unit air minum ditambahkan gas *chlorine* untuk membunuh kuman. Sedangkan air yang digunakan untuk air proses dan air pendingin reaktor dapat langsung dialirkan dari bak penampung menuju proses.

d. *Ion Exchanger* (Pertukaran Ion)

Sistem pertukaran ion ini digunakan untuk memindahkan ion-ion mineral yang tidak diharapkan pada suatu sistem penjernihan air. Suatu *ion exchanger* memiliki batas kapasitas untuk penyimpanan dari ion-ion yang akan dibersihkan. Karena itu, setelah masa pemakaian pada waktu tertentu, *ion exchanger* ini akan menjadi jenuh, sehingga perlu diregenerasi dengan melakukan pencucian.

Proses air jernih/bersih yang dilewatkan ke *ion exchanger* ini digunakan untuk kebutuhan penyediaan steam, sehingga tidak menimbulkan kerak pada bagian unit tersebut.

Unit ion exchanger ini dibagi menjadi dua bagian, yaitu :

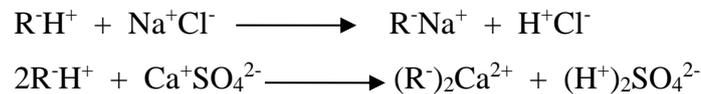
a) Unit *Kation Exchanger*

Kation exchanger pada umumnya digunakan untuk mengeluarkan ion-ion yang tidak diinginkan dari larutan tanpa merubah konsentrasi total ion atau pH.

Resin biasanya menggunakan ion Na^+ untuk menyerap, karena ion sodium biasanya mempunyai afinitas yang rendah sehingga mempunyai kemampuan untuk mengadsorpsi metal lain (Rohm dan Hass, 1989).

1. *Hydrogen exchanger in strongly acidic resin*

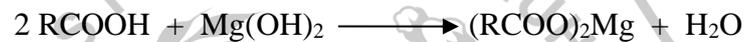
Contoh reaksinya adalah :



Reaksi ini digunakan sebagai reaksi pertama pada proses dimineralisasi (Rohm dan Hass, 1989).

2. *Hydrogen exchanger in weakly acidic resin*

Contoh reaksi :

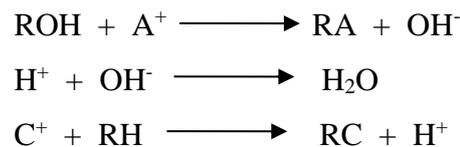


Karena resin punya afinitas yang besar untuk ion-ion *divalen*, *trivalen*, tetap mempunyai afinitas yang rendah untuk ion-ion *monovalen*, maka resin ini mempunyai kapasitas yang tinggi untuk memindahkan ion Ca^{2+} dan Mg^{2+} dari larutan, sedangkan untuk ion Na^+ kapasitasnya kecil (Rohm dan Hass, 1989).

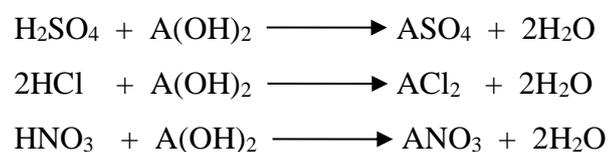
b) Unit *Anion Exchanger*

Anion exchanger dapat dihasilkan dari berbagai resin atau bentuk dari senyawa *styrene*, *divinyl benzen*. *Anion exchanger* merupakan gugus fungsi dari amina. *Anion exchanger* jenis basa kuat hanya dapat mengambil ion dari asam kuat seperti HCl atau HNO_3 .

Reaksi umum yang ada pada proses tersebut adalah :



Contoh reaksi yang terjadi :



(Rohm dan Hass, 1989)

Untuk meregenerasi anion digunakan pencucian dengan basa kuat.

Reaksi yang terjadi :



Contoh: misalnya : NaOH atau KOH

e. Unit Umpan Ketel (*Boiler Feed Water*)

Air yang sudah mengalami demineralisasi masih mengandung gas-gas terlarut terutama oksigen dan karbondioksida. Gas-gas tersebut dihilangkan dari air karena dapat menimbulkan korosi. Gas-gas tersebut dihilangkan dalam suatu deaerator.

Pada deaerator diinjeksikan bahan-bahan kimia berikut :

a) Hidrazin yang berfungsi mengikat oksigen berdasarkan reaksi berikut :



Nitrogen sebagai hasil reaksi bersama-sama dengan gas lain dihilangkan melalui stripping dengan uap bertekanan rendah.

b) Larutan ammonia yang berfungsi mengatur pH

Air yang keluar dari deaerator pHnya sekitar 8,5-9,5. Keluar dari deaerator, ke dalam air umpan ketel kemudian diinjeksikan larutan fosfat (NaH_2PO_4) untuk mencegah terbentuknya kerak silica dan kalsium pada *steam drum* dan *boiler tube*. Sebelum diumpankan ke *boiler* air terlebih dahulu diberi dispersan.

f. Unit Air Pendingin

Air pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air pendingin yang telah digunakan dalam pabrik yang kemudian didinginkan pada *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa tetesan oleh udara maupun dilakukannya *blow down di cooling tower* diganti dengan air (*make up water*) yang disediakan oleh *Filtered Water Storage*.

Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat

menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal di atas, maka ke dalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut :

- a) *Phospate*, berguna untuk mencegah timbulnya kerak,
- b) Klorin, untuk membunuh mikroorganismenya
- c) Zat dispersan, untuk mencegah terjadinya penggumpalan (pengendapan *phospate*)

4. Kebutuhan Air

1. Kebutuhan air untuk *steam*

Tabel 7.1 Kebutuhan Air untuk *Steam*

Nama Alat	Jumlah (Kg/Jam)
HE-01	650,6980
Jumlah	650,6980

Total Kebutuhan air untuk *steam* = 650,6980 kg/jam

Diperkirakan air yang hilang 20 %.

Kebutuhan *make-up air* untuk *steam* = 780,8376 kg/jam

2. Kebutuhan air untuk pendingin

Tabel 7.2 Kebutuhan Air untuk Pendingin

Nama Alat	Jumlah (Kg/Jam)
CD-01	27,66
CD-02	85,30
CL-01	4.955,26
CL-02	2.672,64
Intercooler-01	8.268,646
Intercooler-02	4.458,733
Jumlah	20.468,24

Total kebutuhan air untuk pendingin = 20.468,24 kg/jam

Diperkirakan air yang hilang 20 %.

Kebutuhan make-up air pendingin = 24.561,8887 kg/jam

3. Kebutuhan air untuk sanitasi dan keperluan umum

Tabel 7.3 Air untuk Kebutuhan Sanitasi dan Keperluan Umum

Kebutuhan	Jumlah (Kg/jam)
Air untuk karyawan	529,1667
Air untuk laboratorium	52,9167
Air untuk kebersihan, pertamanan dll.	52,9167
Air untuk bengkel	52,9167
Air untuk perumahan	875
Jumlah	1.591,2500

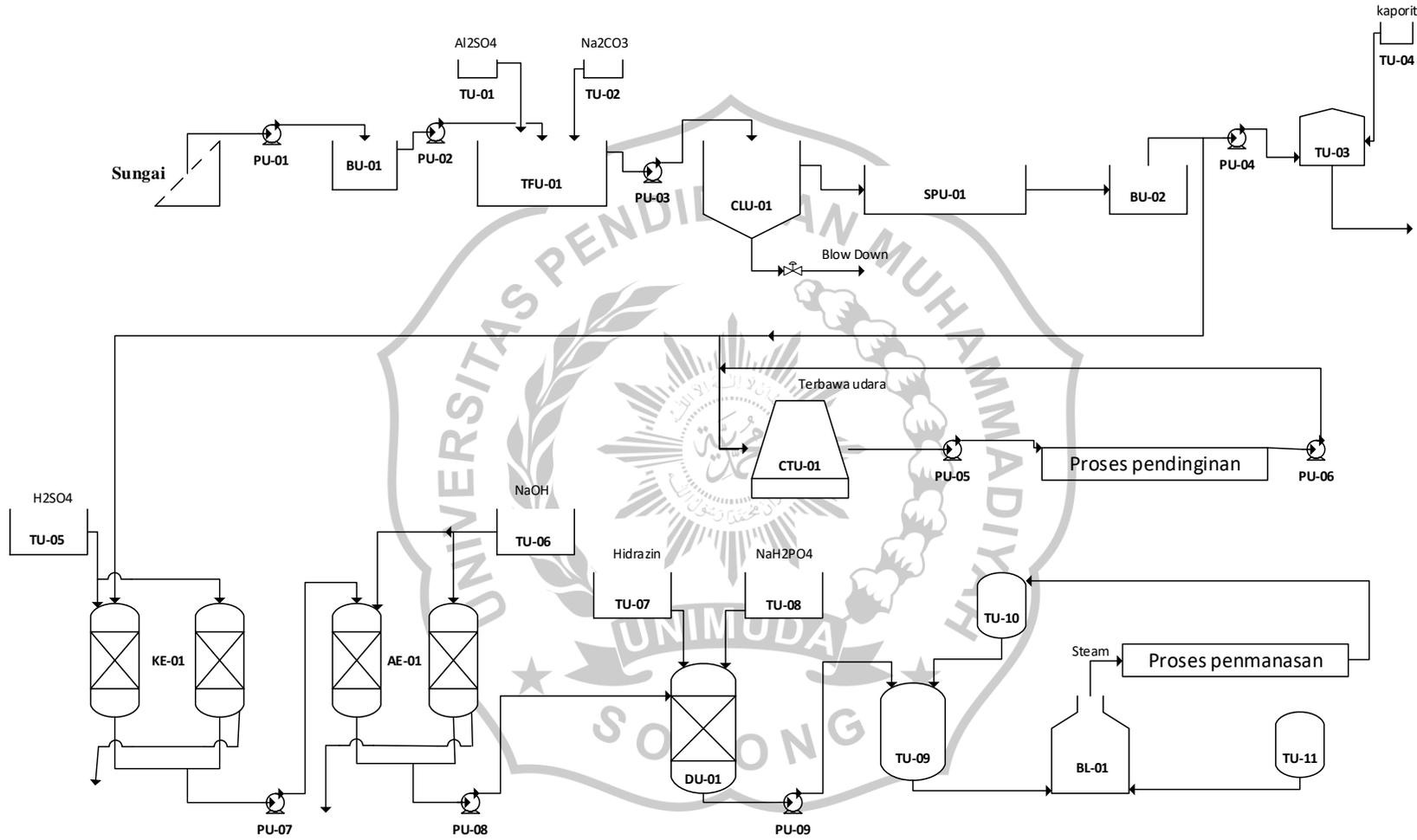
Total kebutuhan air sanitasi dan umum : = 1.591,25 kg/jam

Total air yang disuplai dari tangki air = 26.933,98 kg/jam

10% untuk keamanan, sehingga :

Air yang disuplai dari tangki = **29.627,3740kg /jam**

Keterangan		
AE : Anion Exchanger	BU : Bak Utilitas	BL : Boiler
CLU : Clarifier	CTU : Cooling Tower	DU : Deaerator
KE : Kation Exchanger	PU : Pompa Utilitas	SPU : Saringan Pasir
TU : Tangki utilitas	TFU : Tangki Flokulator	



Gambar 7.1 Layout Utilitas

VII.2 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Bak Pengendapan Awal (BU-01)

Tabel 7.4 Spesifikasi Pengendapan Awal (BU-01)

Fungsi	Mengendapkan kotoran kasar dalam air
Jenis	Bak Persegi
Volume kebutuhan	143 m ³
Panjang	10 m
Lebar	5 m
Tinggi	3 m
Jumlah	1 buah
Harga (\$)	5,705.8071

2. Tangki Flokulator (TFU-01)

Tabel 7.5 Spesifikasi Tangki Flokulator (TFU-01)

Fungsi	melarutkan dan membuat campuran yang akan diumpankan kedalam Clarifier (CL-01)
Jenis	Tangki Silinder Vertikal
Volume kebutuhan	9 m ³
Diameter	2 m
Tinggi	4 m
Daya Motor	2 Hp
Jumlah	1 buah
Harga (\$)	15,919.9063

3. Tangki Tawas (TU-01)

Tabel 7.6 Spesifikasi Tangki Tawas (TU-01)

Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5 % untuk 1 minggu operasi
Jenis	Tangki Silinder Tegak
Volume kebutuhan	4 m ³
Diameter	2 m
Tinggi	3 m
Jumlah	1 buah
Harga (\$)	10,848.0777

4. Tangki Larutan Soda Abu (TU-02)

Tabel 7.7 Spesifikasi Tangki Soda Abu (TU-02)

Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan soda abu 5 % untuk 1 minggu operasi
Jenis	Tangki Silinder Tegak
Volume kebutuhan	4 m ³
Diameter	2 m
Tinggi	3 m
Jumlah	1 buah
Harga (\$)	10,848.0777

5. Clarifier (CLU-01)

Tabel 7.8 Spesifikasi Clarifier (CLU-01)

Fungsi	menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid yang berasal dari Bak penampung awal (BU-01) dengan waktu tinggal 8 jam.
Jenis	Tangki Silinder Vertikal
Volume kebutuhan	237 m ³
Diameter	8 m

Tinggi	1 m
Panjang	4 m
Daya Motor	6,25 Hp
Jumlah	1 buah
Harga (\$)	34,516.6109

6. Saringan Pasir (SPU-01)

Tabel 7.9 Spesifikasi Saringan Pasir (SPU-01)

Fungsi	Menyaring partikel - partikel halus yang belum terendapkan
Jenis	Bak Persegi
Diameter	0.79 m
Volume kebutuhan	29.63 m ³
Luas Penampang Cairan	5.22 ft ²
Kecepatan Penyaringan	25 gpm/ft ²
Jumlah	1 buah
Harga (\$)	3,169.8928

7. Bak Penampung Air Bersih (BU-02)

Tabel 7.10 Spesifikasi Bak Penampung Air Bersih (BU-02)

Fungsi	menampung air bersih berasal dari saringan pasir (SPU-01) dengan waktu tinggal 12 jam
Jenis	Tangki Silinder Tegak
Volume kebutuhan	427 m ³
Panjang	17 m
Tinggi	5 m
Lebar	8,4 m
Jumlah	1 buah

Harga (\$)	10,016.8614
------------	-------------

8. Tangki Air Rumah Tangga dan Kantor (TU-03)

Tabel 7.11 Spesifikasi Tangki Air Rumah Tangga dan Kantor (TU-03)

Fungsi	menampung air kebutuhan rumah tangga dan kantor dari bak penampung air bersih (BU-02) dengan waktu tinggal 24 jam.
Jenis	Tangki Silinder Tegak
Volume kebutuhan	46 m ³
Diamter	4 m
Tinggi	4 m
Jumlah	1 buah
Harga (\$)	59,453.1012

9. Tangki Kaporit (TU-04)

Tabel 7.12 Spesifikasi Tangki Kaporit

Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan kaporit 5% untuk persediaan 1 minggu
Jenis	Tangki Silinder Tegak
Volume kebutuhan	1,0859 m ³
Diamter	0.83 m
Tinggi	1,66 m
Jumlah	1 buah
Harga (\$)	10,848.0777

10. Kation Exchanger (KE-01)

Tabel 7.13 Spesifikasi Kation Exchanger (KE-01)

Fungsi	mengikat ion-ion positif yang ada dalam air lunak
Jenis	Tangki silinder tegak yang berisi tumpukan butir-butir resin penukar ion
Debit Air	3,4380 gpm
Diamter Bed Resin	0,0012 m
Tinggi Bed Resin	0,2853 m
Jumlah	2 buah
Harga (\$)	1,169.3382

11. Tangki Larutan H₂SO₄ (TU-05)

Tabel 7.14 Spesifikasi Tangki Larutan H₂SO₄ (TU-05)

Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan H ₂ SO ₄ untuk regenerasi ion exchanger
Jenis	Tangki Silinder Tegak
Volume kebutuhan	0,0037 m ³
Diamter	0,13 m
Tinggi	0,27 m
Jumlah	1 buah
Harga (\$)	2,676.7984

12. Anion Exchanger (AE-01)

Tabel 7.15 Spesifikasi Anion Exchanger (AE-01)

Fungsi	mengikat ion-ion negatif yang ada dalam air lunak
Jenis	Tangki silinder tegak yang berisi tumpukan butir-butir resin penukar ion
Debit Air	3,4380 gpm
Diamter Bed Resin	1,21 m

Tinggi Bed Resin	1,27 m
Jumlah	2 buah
Harga (\$)	1,169.3382

13. Tangki Larutan NaOH (TU-06)

Tabel 7.16 Spesifikasi Tangki Larutan NaOH (TU-06)

Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan NaOH untuk regenerasi ion exchanger
Jenis	Tangki Silinder Tegak
Volume kebutuhan	0,0151 m ³
Diamter	0,21 m
Tinggi	0,43 m
Jumlah	1 buah
Harga (\$)	2,676.7984

14. Deaerator (DU-01)

Tabel 7.17 Spesifikasi Deaerator (DU-01)

Fungsi	melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O ₂ , CO ₂ dan lain-lain
Jenis	Tangki silinder tegak yang berisi bahan isian, dimana air disemprotkan dari atas dan udara panas dialirkan dari bawah secara countercurrent.
Diamter	0,37 m
Tinggi	17,7 m
Jumlah	1 buah
Harga (\$)	45,294.2466

15. Tangki Air Umpan Boiler (TU-07)

Tabel 7.18 Spesifikasi Tangki Air Umpan Boiler (TU-07)

Fungsi	menampung air umpan boiler sebagai air pembuat steam di dalam boiler dengan waktu tinggal 24 jam
Jenis	Tangki Silinder Tegak
Volume kebutuhan	22,4432 m ³
Diamter	3,06 m
Tinggi	3,06 m
Jumlah	1 buah
Harga (\$)	20,569.0824

16. Tangki Larutan Hidrazine (TU-08)

Tabel 7.19 Spesifikasi Tangki Larutan Hidrazine (TU-08)

Fungsi	Menyimpan larutan Hidrazine
Jenis	Tangki Silinder Tegak
Volume kebutuhan	0,03 m ³
Diamter	0,27 m
Tinggi	0,54 m
Jumlah	1 buah

17. Tangki Larutan NaH₂PO₄ (TU-09)

Tabel 7.20 Spesifikasi Tangki Larutan NaH₂PO₄

Fungsi	Menyimpan Larutan NaH ₂ PO ₄
Jenis	Tangki Silinder Tegak
Volume kebutuhan	0,06 m ³
Diamter	0,34 m
Tinggi	0,68 m
Jumlah	1 buah

18. Tangki Bahan Bakar (TU-10)

Tabel 7.21 Spesifikasi Tangki Bahan Bakar (TU-10)

Fungsi	menyimpan bahan bakar untuk persediaan 1 bulan sebagai bahan bakar boiler
Jenis	Tangki Silinder Tegak
Volume kebutuhan	11,7527 m ³
Diamter	2,4647 m
Tinggi	2,4647 m
Jumlah	1 buah
Harga (\$)	9,016.5841

19. Cooling Tower (CTU-01)

Tabel 7.22 Spesifikasi Cooling Tower (CTU-01)

Fungsi	mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan, untuk disirkulasi (didinginkan) kembali
Jenis	Deck Tower
Kapasitas	24.561,8887 kg/jam
Diamter	4 m
Tinggi	8 m
Power Fan	0,100 Hp
Jumlah	1 buah
Harga (\$)	115,243.2152

20. Tangki Kondensat (TU-11)

Tabel 7.23 Spesifikasi Tangki Kondensat (TU-11)

Fungsi	menampung air yang direcycle pada proses pemansan dan air dari daerator
Jenis	Tangki Silinder Tegak
Volume kebutuhan	0,9863 m ³

Diameter	1,0791 m
Tinggi	1,0791 m
Jumlah	1 buah
Harga (\$)	13,102.2237

21. Boiler (BL)

Tabel 7.24 Spesifikasi Boiler (BL)

Fungsi	Untuk memenuhi kebutuhan <i>steam</i>
Jenis	water-tube boiler
Kapasitas	715,7678 kg/jam
Tekanan	16.5 atm
Suhu	572°C
Bahan Bakar	residu grade no.6
Kebutuhan Bahan Bakar	13,6413 kg/jam
Jumlah	1 buah
Harga (\$)	1,576,352.4873

22. Pompa Utilitas

Tabel 7.25 Spesifikasi Pompa Utilitas

Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05	PU-06	PU-07
Jenis	<i>sentrifugal, single stage pump</i>						
Head	10,9374 m	5,5254 m	10,4010 m	10,4632 m	14,5190 m	14,3879 m	5,5237 m
Kapasitas	29,6274 m ³ /jam	24,5619 m ³ /jam	24,5619 m ³ /jam	0,7808 m ³ /jam			
Bahan	<i>Carbon Steel</i>						
Tenaga	2,9594 Hp	1.5000 Hp	2,8143 Hp	2,8311 Hp	2,9394 Hp	2,8624 Hp	0,1000 Hp
Jumlah	2	2	2	2	2	2	2
Harga (\$)	3,169.8928	3,169.8928	3,169.8928	3,169.8928	3,169.8928	3,169.8928	3,169.8928

Kode	PU-08	PU-09
Jenis	<i>sentrifugal, single stage pump</i>	<i>sentrifugal, single stage pump</i>
Head	5,8293 m	5,8368 m
Kapasitas	0,7808 m ³ /jam	0,7808 m ³ /jam
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Tenaga	0,1000 Hp	0,1000 Hp
Jumlah	2	2
Harga	3,169.8928	3,169.8928

VII.3 Unit Pengadaan *Steam*

Pada perancangan ini steam yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan panas pada alat penukar panas. *Steam* yang dibutuhkan dihasilkan oleh boiler dengan menggunakan boiler *feed water* sebagai umpannya.

VII.4 Unit Penyediaan Listrik

Kebutuhan tenaga listrik dapat diperoleh dari :

- a. Suplai dari Perusahaan Listrik Negara (PLN)
- b. Pembangkit tenaga listrik sendiri (Generator Set)

Pada perancangan pabrik hidrogen ini kebutuhan akan tenaga listrik dipenuhi dari pembangkit listrik PLN dan generator sebagai cadangan. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik (AC) dengan pertimbangan :

- Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar.
- Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan dengan menggunakan transformator.

Generator AC yang digunakan jenis generator AC 3 *phase* yang mempunyai keuntungan:

1. Tegangan listrik stabil
2. Daya kerja lebih stabil
3. Kawat penghantar yang digunakan lebih sedikit
4. Motor 3 phase harganya relatif murah dan sederhana

Kebutuhan listrik untuk pabrik meliputi :

- Listrik untuk keperluan alat proses = 2.252,1536 KW

Tabel 7.26 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Nama Alat	Power (Hp)
Reaktor-01	3.013,5450
Pompa-01	0,0449
Pompa-02	0,0451
Pompa-03	0,0001
Pompa-04	0,0449
Pompa-05	0,0021
Pompa-06	0,0001
Pompa-07	0,0005
Kompressor-01	0,0770
Kompressor-02	0,2130
Mixer-01	5,0000
Jumlah	3.018,9726

kebutuhan listrik untuk keperluan alat proses = 3.018,9726 Hp

= 2.252,1536 KW

- Listrik untuk keperluan Alat Utilitas = 18,3191 KW

Tabel 7.27 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Nama Alat	Power (Hp)
Pompa U-01	1,2417
Pompa U-02	1,5000
Pompa U-03	1,2023
Pompa U-04	1,2062
Pompa U-05	1,1262
Pompa U-06	1,0928
Pompa U-07	0,1000

Pompa U-08	0,1000
Pompa U-09	0,1000
Tangki flokulator	2,0000
Clarifier	6,2500
<i>Cooling tower</i>	0,1000
Jumlah	24,5565

kebutuhan listrik untuk keperluan alat utilitas = 24,5565 Hp

= 18,3191 KW

- Listrik untuk Penerangan dan AC = 94,40 KW

Tabel 7.28 Kebutuhan Listrik Penerangan dan AC

Kebutuhan Listrik	Daya (Kw)
Listrik Penerangan	64,10
Listrik untuk AC	0,3
Listrik untuk Keperluan Laboratorium	10
Listrik untuk UPL	10
Listrik untuk Instrumentasi dan lain-lain	10
Jumlah	94,40

VII.5 Unit Pengadaan Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada, boiler dan generator. Pada perancangan ini digunakan bahan bakar jenis solar untuk generator sedangkan untuk boiler digunakan bahan bakar jenis *fuel oil*.

a. Minyak residu

Heating Value : 18,8 Btu/lb

Density : 59,14 lb/ft³

Effisiensi Bahan Bakar : 75 %

Rate Bahan Bakar : 0,0144 m³/jam

b. Diesel Oil

Heating Value : 145100 Btu/lb

Density : 0,8499 kg/l

Viscosity : 5,8 cp

Rate bahan bakar : 0,0209 gal/det

Effisiensi bahan bakar : 80%



VII.6 Unit Penyedia Udara Tekan

Udara tekan digunakan untuk menggerakkan instrument control yang memiliki jenis *pneumatic control*. Pabrik Hidrogen menghasilkan udara tekan dengan instrument *single stage reciprocating compressor*. Udara tekan yang digunakan mengacu pada standar kebutuhan udara yang digunakan PT Indo Acidatama Tbk yaitu pada tekanan 6 bar dan suhu 30°C dimana setiap alat kontrol membutuhkan udara tekan sebanyak 1,7 m³/jam. Alat control yang digunakan sebanyak 14 buah sehingga untuk kebutuhan udara tekan secara keseluruhan sebanyak 23,8 m³/jam. Terdapat penambahan 10% sebagai faktor keamanan sehingga total kebutuhan udara tekan secara keseluruhan sebesar 26,18 m³/jam

Tabel 7.29 Spesifikasi Kompresor

Nama	Kompresor Utilitas 1
Kode	CPU-01
Fungsi	Mengalirkan udara menuju alat kontrol pneumatik
Jenis	<i>Single stage reciprocating compressor</i>
Material	<i>Carbon steel</i>
Kapasitas/Kebutuhan Udara m ³ /jam	26,18 m ³ /jam
Daya (hp)	0,116 hp
Jumlah	1
Harga (\$)	4.212,71

VII.7 Unit Pengolahan Limbah

a. Pengolahan Bahan Buangan Cair

air buangan dari pabrik Hidrogen ini berupa :

- 1) Air Buangan Sanitasi
- 2) *Back Wash Filter* air berminyak dari pompa
- 3) Sisa Regenerasi Resin
- 4) Air dari Reaktor yang mengandung ion Kalium

Air buangan sanitasi berasal dari toilet disekitar pabrik dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan lumpur aktif, aerasi dan injeksi *chlorine*. *Chlorine* ini berfungsi sebagai desinfektan untuk membunuh mikroorganisme yang dapat menimbulkan penyakit. Air berminyak yang berasal dari buangan pelumas pada pompa dipisahkan dengan cara perbedaan berat jenisnya. Minyak di bagian atas dialirkan ke bagian penampungan terakhir kemudian dibuang.

Air sisa regenerasi dari unit demineralisasi mengandung NaOH dan H₂SO₄ yang kemudian dinetralkan dalam kolam penetralan. Penetralan dilakukan dengan larutan H₂SO₄ bila pH air buangan tersebut lebih dari 7, sedangkan jika pH air kurang dari 7 penetralan dilakukan dengan NaOH. Air sisa reaksi yang mengandung ion kalium akan disalurkan pada unit utilitas pada proses demineralisasi untuk menghilangkan ion kalium

BAB VIII. TATA LETAK PABRIK DAN PERALATAN PROSES

VIII.1 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan susunan fasilitas fisik yang terdiri dari perlengkapan, tenaga, bangunan, dan sarana lain yang harus memiliki tujuan untuk memaksimalkan keterkaitan antara petugas pelaksana, aliran barang, aliran informasi dan tata cara yang diperlukan untuk mencapai tujuan secara efektif, efisien, ekonomis dan aman. Oleh karena itu dalam perencanaan tata letak peralatan proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga efisien. Beberapa hal yang menjadi pertimbangan dalam menentukan tata letak pabrik antara lain :

1. Perluasan pabrik harus menjadi hal yang perlu dipertimbangkan sedari awal agar tidak menimbulkan permasalahan dikemudian hari. Diperlukan persiapan di beberapa area khusus yang nantinya dipakai sebagai lokasi perluasan pabrik bila dimungkinkan penambahan kapasitas pabrik sehingga diperlukan penambahan peralatan proses.
2. Harga tanah merupakan faktor yang dapat membatasi kemampuan dalam penyediaan awal. Harga tanah yang mahal memerlukan efisiensi yang tinggi terhadap pemakaian ruangan. Pembangunan fasilitas pabrik harus disesuaikan dengan luas area yang tersedia.
3. Kualitas, kuantitas dan letak bangunan harus memenuhi standar sebagai bangunan pabrik baik dalam hal kekuatan bangunan fisik maupun perlengkapannya, seperti ventilasi, insulasi dan instalasi. Penempatan bangunan yang teratur akan memberikan kemudahan dalam pekerjaan dan perawatan.
4. Keamanan merupakan faktor yang paling penting dalam penentuan tata letak pabrik. Meskipun telah dilengkapi dengan alat-alat pengaman, seperti hydrant, reservoir air yang mencukupi, penahan ledakan, dan asuransi pabrik, faktor-faktor pencegah harus tetap disediakan seperti jarak yang cukup antar ruang untuk tempat-tempat yang rawan akan bahaya ledakan dan kebakaran misalnya tangki bahan baku, produk, dan bahan bakar.

5. Fasilitas berupa jalan raya untuk pengangkutan bahan baku, produk dan bahan-bahan lainnya sangat diperlukan. Penempatan jalan tidak boleh mengganggu kegiatan proses atau kelancaran dari tempat yang dilalui.

Beberapa keuntungan dari perencanaan tata letak pabrik antara lain :

1. Meningkatkan jumlah produksi
2. Mengurangi waktu tunggu
3. Meminimalkan kegiatan pemindahan barang
4. Pemanfaatan area pabrik, gudang secara optimal
5. Mengoptimalkan pemanfaatan pemakaian mesin, tenaga kerja dan fasilitas produksi lainnya
6. Mengurangi *inventory in-process*
7. Mempersingkat proses manufaktur
8. Memperkecil resiko kecelakaan dan memberikan suana aman terhadap pekerja
9. Mengurangi kemacetan dan kesimpang-siuran
10. Meminimalkan hal yang menyebabkan produk rusak serta kualitas terhadap bahan baku

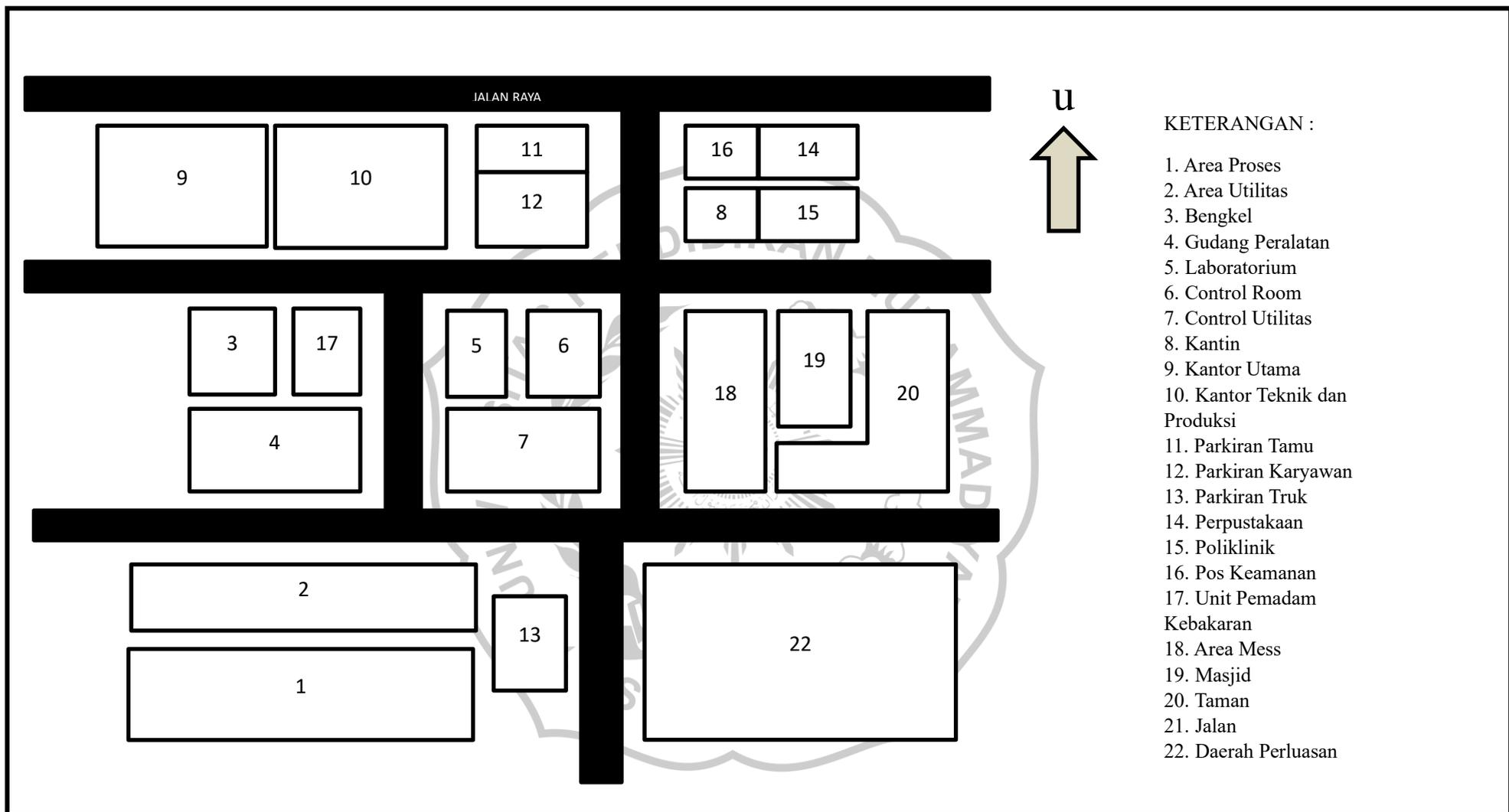
Pendirian pabrik hidrogen direncanakan dibangun pada lahan dengan ukuran sekitar 49.000 m², dan untuk luas total bangunan yang direncanakan sebesar 38.658,95 m². Adapun rinciannya dapat dilihat pada tabel VIII.1 berikut.

Tabel 8.1 Perincian Luas Tanah

No	lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Area Proses	90,00	32,94	2.964,60
2	Area Utilitas	90,00	22,86	2.057,40
3	Bengkel	32,94	23,94	788,58
4	Gudang Peralatan	45,00	18,54	834,30
5	Laboratorium	27,18	19,44	528,38
6	Control Room	27,18	23,94	650,69
7	Control Utilitas	45,00	27,18	1.223,10
8	Kantin	23,40	18,54	433,84
9	Kantor Utama	45,72	45,00	2.057,40
10	Kantor Teknik dan Produksi	45,72	45,00	2.057,40
11	Parkiran Tamu	29,70	18,54	550,64
12	Parkiran Karyawan	29,70	27,18	807,25
13	Parkiran Truk	32,94	18,00	592,92
14	Perpustakaan	29,52	18,90	557,93
15	Poliklinik	29,52	18,90	557,93
16	Pos Keamanan	23,94	18,90	452,47
17	Unit Pemadam Kebakaran	32,94	18,90	622,57
18	Area Mess	54,00	23,94	1.292,76
19	Masjid	32,94	23,94	788,58
20	Taman	100,26	14,40	1.443,74
21	Jalan	2.600,00	5,00	13.000,00
22	Daerah Perluasan	79,56	55,26	4.396,49
Luas Bangunan				38.658,95

Luas Tanah	49.000
------------	--------





Gambar 8.1 Layout Pabrik

VIII.2 Tata Letak Mesin/Alat Proses

Tata letak alat proses (*Process Layout*) adalah penyusunan tata letak dimana alat yang sejenis atau memiliki fungsi sama ditempatkan pada bagian yang sama. Penyusunan tata letak mesin yang digunakan dalam proses produksi dirancang sedemikian rupa sehingga proses produksi dapat berjalan dengan lancar dan menimbulkan kepuasan kerja terhadap karyawan yang dapat berdampak pada peningkatan produktivitas kerja. Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik terdapat beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, antara lain:

VIII.2.1 Aliran bahan baku dan produk

Kegiatan produksi dapat terjamin kelancaran dan kemanannya dengan memperhatikan faktor aliran bahan baku dan produk yang tepat sehingga akan memberikan keuntungan secara ekonomis. Sistem pemipaan di permukaan tanah perlu diperhatikan sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas kerja.

VIII.2.2 Kebutuhan Proses

Letak alat proses harus memberikan ruang yang cukup bagi masing-masing alat agar dapat beroperasi secara optimal dengan distribusi utilitas yang mudah.

VIII.2.3 Operasi

Beberapa peralatan yang membutuhkan perhatian khusus dari operator harus diletakkan dekat dengan *control room*. Peletakan alat seperti katup, tempat pengambilan sampel, dan instrumen diletakkan pada posisi yang mudah dijangkau oleh operator.

VIII.2.4 Ekonomi

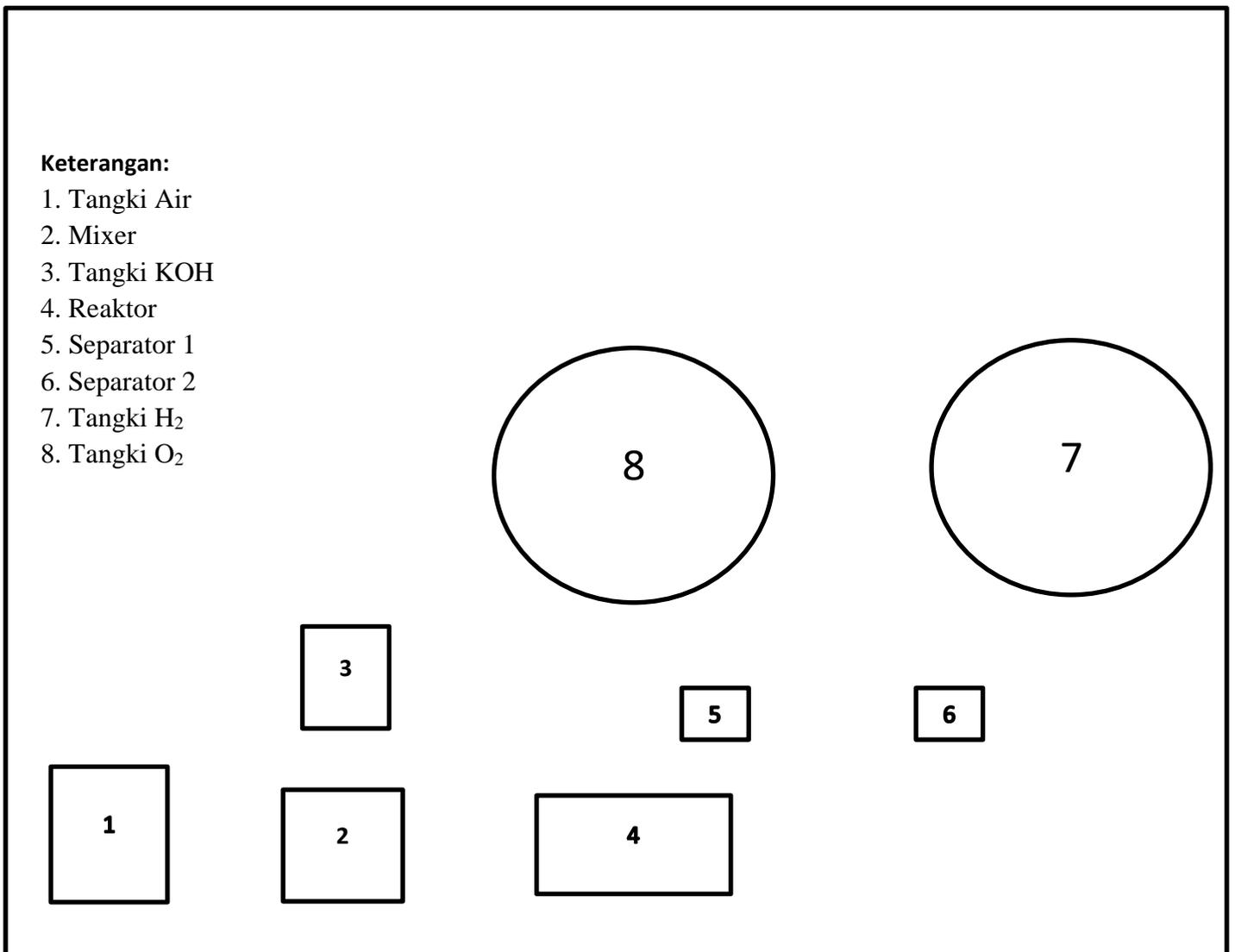
Letak alat-alat proses harus memperhatikan ruangan untuk perawatan. Contohnya pada penggantian dan pembersihan saringan pada bak penyaring material seperti grit.

VIII.2.5 Aliran udara

Penempatan alat-alat proses yang sebaik mungkin dapat memberikan biaya konstruksi dan operasi yang minimal selain itu letak alat proses yang diatur sedemikian rupa dapat menghasilkan sistem pemipaan terpendek dan memperkecil biaya kebutuhan bahan konstruksi.

VIII.2.6. Aliran udara

Sirkulasi udara yang baik dan arah hembusan angin di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan untuk menghindari terjadinya pemampatan udara pada suatu tempat yang berisiko terhadap keselamatan kerja.



Gambar 8.2 Layout Alat Proses

BAB IX. KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA

Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) adalah bidang yang terkait dengan kesehatan, keselamatan dan kesejahteraan manusia yang bekerja di sebuah institusi maupun lokasi proyek. Tujuan K3 adalah untuk memelihara kesehatan dan keselamatan lingkungan kerja.

IX.1 Kesehatan Kerja

Kesehatan kerja juga merupakan hal yang sangat penting. Kesehatan kerja ini meliputi :

1. *Industrial Hygiene* / Hygiene perusahaan.

Menyangkut bidang teknis dan dititik-beratkan pada persoalan kebersihan dan hal-hal yang berhubungan dengan kesehatan bagi karyawan dengan memberikan asuransi kesehatan seperti BPJS, Jamsostek, dan tersedianya poliklinik.

2. Gizi Kerja

Gizi ini diberikan khusus kepada karyawan perusahaan yang tujuannya untuk meningkatkan produktivitas tersedianya kantin yang menjual makanan dan minuman yang bergizi.

3. Ventilasi Industri

Pemasangan fan yang bertujuan untuk memberikan kenyamanan dan mengurangi keadaan yang beracun.

IX.2 Keselamatan Kerja

Usaha-usaha yang dilakukan untuk menjaga keselamatan pekerja dipabrik adalah sebagai berikut :

1. Untuk peralatan pabrik seperti baja/tangki harus disediakan seleksi bahan konstruksi, juga penyediaan alat-alat kontrol tekanan dan suhu, yang keseluruhannya berguna untuk menghindari terjadinya peledakan.
2. Perpipaan yang mengandung *steam* pemanasan maupun bahan panas diberi tanda peringatan dan dijauhkan dari jalan lalu lalang (*manway*)

3. Dalam ruang pelistrikan, agar diberi penerangan yang cukup agar operator dapat bekerja dengan baik. Kabel-kabel listrik yang berdekatan dengan peralatan yang beroperasi pada suhu tinggi agar diberi isolasi yang cukup.
4. Pada tiap gedung yang tinggi harus dipasang penangkal petir
5. Konstruksi dan bangunan pabrik harus diperhatikan kekuatannya terutama yang digunakan untuk menyangga suatu alat proses.
6. Untuk peralatan yang bergerak sebaiknya dipasang pagar-pegar pengaman dan jarak yang cukup antar unit-unit untuk mempermudah pemeliharaan.
7. Untuk mencegah bahaya kebakaran, sebaiknya setiap ruangan disediakan alat pemadam kebakaran. Tata ruang pada lokasi pabrik diatur sehingga bisa dilewati mobil pemadam kebakaran dan sebaiknya bangunannya dibuat terpisah, sehingga apabila terjadi kebakaran apinya dapat dilokalisir.
8. Harus dipasang alarm pada setiap peralatan pabrik yang berbahaya agar semua personil dapat segera mengetahui dan bertindak apabila ada bahaya.
9. Hal lain yang perlu diperhatikan yaitu perawatan periodik terhadap seluruh peralatan dan instalasi pabrik.
10. pelatihan K3 keselamatan kerja

Keselamatan dan kesehatan kerja yang terpadu dalam lingkungan kerja merupakan suatu persyaratan, mutlak yang diperlukan dan harus dipenuhi agar kegiatan produksi dapat berjalan dengan lancar.

IX.3 Alat Pelindung Diri

Untuk mengurangi kecelakaan akibat kerja, maka setiap perusahaan harus menyediakan alat pelindung diri yang sesuai dengan jenis pekerjaan setiap karyawannya. Macam-macam alat pelindung diri yang digunakan antara lain :

1. Alat pelindung mata
2. Alat pelindung telinga
3. Masker
4. Sarung tangan
5. Sepatu pengaman

6. Helm proyek

IX.4 Pengelolaan *Hazard* yang Berasal dari Bahan Kimia yang Ditangani, dan Kondisi Proses Pabrik

IX.4.1 Gas Hidrogen

Tabel 9.1 *Hazard* yang Berasal dari Gas Hidrogen

Pernyataan Bahaya	Gas yang sangat mudah terbakar. Berisi gas di bawah tekanan, dapat meledak jika dipanaskan.
Pencegahan	Jauhkan dari panas, permukaan yang panas, percikan api, api terbuka dan sumber pengapian lainnya. Tidak merokok pada area tangki
Deskripsi	Tindakan pertolongan pertama
Kontak terhadap mata	Kontak dengan gas yang mengembang dengan cepat dapat menyebabkan luka bakar atau radang dingin.
Pernapasan	Tidak diketahui efek signifikan atau bahaya kritis.
Kontak terhadap kulit	Kontak dengan gas yang mengembang dengan cepat dapat menyebabkan luka bakar atau radang dingin.
Proses tertelan	Sama seperti pada pernafasan
Deskripsi	Tindakan pertolongan pertama
Kontak terhadap mata	Segera basuh mata dengan air yang banyak, sesekali angkat bagian atas dan bawah kelopak mata. Periksa dan lepaskan semua lensa kontak. Lanjutkan membilas setidaknya selama 10 menit. Dapatkan bantuan medis jika terjadi iritasi.
Pernapasan	Pindahkan korban ke udara segar dan istirahatkan dalam posisi yang nyaman untuk bernapas. Jika tidak bernapas, jika pernapasan tidak teratur atau jika terjadi henti napas, berikan bantuan pernapasan atau oksigen oleh personel terlatih. Ini mungkin berbahaya bagi orang yang menyediakan bantuan untuk memberikan resusitasi mulut ke mulut. Dapatkan perhatian medis jika efek kesehatan yang merugikan bertahan atau parah. Jika tidak sadarkan diri, baringkan dalam posisi pemulihan dan

	dapatkan bantuan medis perhatian segera. Pertahankan jalan napas terbuka. Longgarkan pakaian ketat seperti kerah, dasi, ikat pinggang atau ikat pinggang.
Kontak terhadap kulit	Siram kulit yang terkontaminasi dengan banyak air. Lepaskan pakaian yang terkontaminasi dan sepatu. Untuk menghindari risiko pelepasan listrik statis dan penyalaan gas, rendam yang terkontaminasi pakaian secara menyeluruh dengan air sebelum melepasnya. Dapatkan pertolongan medis jika ada gejala terjadi. Cuci pakaian sebelum digunakan kembali. Bersihkan sepatu secara menyeluruh sebelum digunakan kembali.
Tertelan	Penanganan sama seperti pada pernafasan

Sumber : *Safety Data Sheet Hydrogen Airgas Company*

IX.4.2 Langkah-langkah Keamanan Tangki Hidrogen

Yang perlu diperhatikan adalah pada pemeliharaan tangki tersebut agar meminimalisir resiko ledakan atau kejadian berbahaya lainnya.

- a. Jangan letakkan tabung gas bertekanan tinggi di tempat yang suhunya bisa melebihi 40 °C. Suhu rata-rata di Kabupaten Kulon Progo adalah sekitar 25,4°C. Maka dari itu, tangki berada pada kondisi aman.
- b. Akibat tekanan tinggi, jarak bahaya yang diperlukan bisa sangat besar. Oleh karena itu, untuk mengurangi biaya sistem dan infrastruktur yang diperlukan, ada kebutuhan untuk mengembangkan sistem rekayasa inovatif yang dapat mengurangi jarak ini dengan aman (mempertimbangkan pelepasan hidrogen yang tidak dinyalakan dan *jet fire*). PRD (*Pressure Relief Device*) yang dirancang dan dipasang dengan benar.
- c. Mitigasi *Hydrogen Embrittlement* (HE). Embrittlement adalah suatu proses, di mana berbagai logam, terutama baja berkekuatan tinggi, menjadi rapuh (yaitu kehilangan keuletannya) dan retak setelah terkena hidrogen.
 - Pengurangan laju korosi (penggunaan inhibitor atau pelapis permukaan).
 - Menjaga kondisi kering selama proses pengelasan.
 - Penggunaan gas kemurnian tinggi.

- Penggunaan baja bersih (deoxidized).
- Paduan dengan kromium, molibdenum, tungsten.
- Perlakuan panas (pembakaran) untuk menghilangkan hidrogen yang diserap.

IX.4.3 Gas Oksigen

Tabel 9.2 *Hazard* yang Berasal dari Gas Oksigen

Pernyataan Bahaya	Dapat menyebabkan atau mengintensifkan kebakaran; oksidator. Berisi gas di bawah tekanan; dapat meledak jika dipanaskan.
Pencegahan	Jauhkan dari pakaian dan bahan mudah terbakar lainnya. Jauhkan katup reduksi, katup dan alat kelengkapan bebas dari minyak dan lemak.
Deskripsi	Potensi efek kesehatan akut
Kontak terhadap mata	Kontak dengan gas yang mengembang dengan cepat dapat menyebabkan luka bakar atau radang dingin.
Pernapasan	Tidak diketahui efek signifikan atau bahaya kritis.
Kontak terhadap kulit	Kontak dengan gas yang mengembang dengan cepat dapat menyebabkan luka bakar atau radang dingin.
Proses tertelan	Sama seperti pernapasan
Deskripsi	Tindakan pertolongan pertama
Kontak terhadap mata	Segera basuh mata dengan air yang banyak, sesekali angkat bagian atas dan bawah kelopak mata. Periksa dan lepaskan semua lensa kontak. Lanjutkan membilas setidaknya selama 10 menit. Dapatkan perhatian medis.
Pernapasan	Pindahkan korban ke udara segar dan istirahatkan dalam posisi yang nyaman untuk bernapas. Jika tidak bernapas, jika pernapasan tidak teratur atau jika terjadi henti napas, berikan bantuan pernapasan atau oksigen oleh personel terlatih. Ini mungkin berbahaya bagi orang yang menyediakan bantuan untuk memberikan resusitasi mulut ke mulut. Dapatkan perhatian

	medis jika efek kesehatan yang merugikan bertahan atau parah. Jika tidak sadarkan diri, baringkan dalam posisi pemulihan dan dapatkan bantuan medis perhatian segera. Pertahankan jalan napas terbuka. Longgarkan pakaian ketat seperti kerah, dasi, ikat pinggang atau ikat pinggang
Kontak terhadap kulit	Siram kulit yang terkontaminasi dengan banyak air. Lepaskan pakaian yang terkontaminasi dan sepatu. Dapatkan bantuan medis jika timbul gejala. Cuci pakaian sebelum digunakan kembali. Membersihkan sepatu secara menyeluruh sebelum digunakan kembali.
Tertelan	Sama seperti bagian pernapasan

Sumber : *Safety Data Sheet Oxygen Airgas Company*

IX.4.5 Langkah-langkah Keamanan Tangki Oksigen

Yang perlu diperhatikan adalah pada pemeliharaan tangki tersebut agar meminimalisir resiko ledakan atau kejadian berbahaya lainnya.

- a. Jangan letakkan tabung gas bertekanan tinggi di tempat yang suhunya bisa melebihi 40°C. Suhu rata-rata di Kabupaten Kulon Progo adalah sekitar 25,4°C. Maka dari itu, tangki berada pada kondisi aman.
- b. Akibat tekanan tinggi, jarak bahaya yang diperlukan bisa sangat besar. Oleh karena itu, untuk mengurangi biaya sistem dan infrastruktur yang diperlukan, ada kebutuhan untuk mengembangkan sistem rekayasa inovatif yang dapat mengurangi jarak ini dengan aman (mempertimbangkan pelepasan hidrogen yang tidak dinyalakan dan jet fire). PRD (*Pressure Relief Device*) yang dirancang dan dipasang dengan benar.

IX.4.6 Larutan Elektrolit KOH 25%

Tabel 9.3 *Hazard* yang Berasal dari Larutan Elektrolit KOH 25%

Deskripsi	Tindakan pertolongan pertama
Pernapasan	Pindah ke udara segar jika tidak sengaja menghirup debu atau kabut. Jaga agar pasien tetap hangat. Jika sesak napas, berikan oksigen. Terapkan pernapasan buatan hanya jika pasien tidak bernapas atau di bawah pengawasan medis. Tidak ada aspirasi buatan mulut ke mulut atau mulut ke hidung. Gunakan instrumen/peralatan yang sesuai.
Kontak Terhadap kulit	Lepaskan pakaian yang terkontaminasi dan cuci kulit yang terkena dengan sabun dan air. Oleskan dengan polietilen glikol 400. Dapatkan bantuan medis.
Kontak Terhadap Mata	Jika zat sudah masuk ke mata, segera bilas dengan air yang banyak minimal 15 menit. Dapatkan perhatian medis.
Tertelan	Bilas mulut. Setelah tertelan, beri korban air minum (maksimum dua gelas), panggil dokter. Jangan mencoba untuk menetralkan

Sumber : *Safety Data Sheet Globally Harmonized System of Classification and Labelling of Chemicals (GHS)*

IX.4.7 Langkah-langkah Keamanan Tangki KOH 25%

- a. Tindakan pencegahan untuk penanganan yang aman.
Penyediaan ventilasi yang baik di area kerja. Lantai harus tahan basa. Jangan biarkan wadah terbuka. Hindari tumpahan. Jangan mengangkat bersama dengan zat yang tidak kompatibel.
- b. Kondisi untuk penyimpanan yang aman, termasuk segala ketidaksesuaian.
Tetap tertutup rapat di tempat yang kering, sejuk, dan berventilasi baik. Jauhkan dari sinar matahari langsung dan jauhkan dari panas, air dan bahan yang tidak cocok.

BAB X. STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

X.1 Organisasi Perusahaan

Pabrik hidrogen ini memerlukan sistem manajemen perusahaan yang baik untuk memperlancar jalannya perusahaan. Oleh sebab itu, pabrik ini memerlukan struktur organisasi yang rapi dan terorganisir supaya pembagian tugas perusahaan dan wewenang pada setiap karyawan dapat berjalan dengan baik.

Bentuk Perusahaan yang direncanakan pada Prarancangan Pabrik Hidrogen ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan badan hukum untuk menjalankan usaha yang memiliki modal terdiri dari saham-saham, yang pemiliknya memiliki bagian sebanyak saham yang dimilikinya. Karena modalnya terdiri dari saham-saham yang dapat diperjualbelikan, perubahan kepemilikan perusahaan bisa dilakukan tanpa perlu membubarkan perusahaan. Beberapa faktor yang menjadi alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah sebagai berikut :

1. Kemudahan dalam mendapatkan modal dengan menjual saham perusahaan.
2. Mudah bergerak di pasar modal.
3. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain (pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staffnya yang diawasi oleh dewan komisaris) sehingga kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staffnya, atau karyawan perusahaan.
4. Efisiensi dari manajemen dimana para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cukup cakap dan berpengalaman.
5. Lapangan usaha lebih luas karena suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.
6. Menjadi badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.

7. Mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan yang ada.

X.2 Struktur Organisasi

Berdasarkan pola hubungan kerja dan wewenang serta tanggung jawab maka struktur organisasi dapat dibedakan menjadi :

1. Bentuk struktur organisasi garis.
2. Bentuk struktur organisasi fungsional.
3. Bentuk struktur organisasi garis dan staf.
4. Bentuk struktur organisasi fungsional dan staf.

Bentuk struktur organisasi yang direncanakan akan diterapkan pada pabrik hidrogen ini adalah struktur organisasi garis dan staf. Hal ini didasarkan atas beberapa pertimbangan berikut:

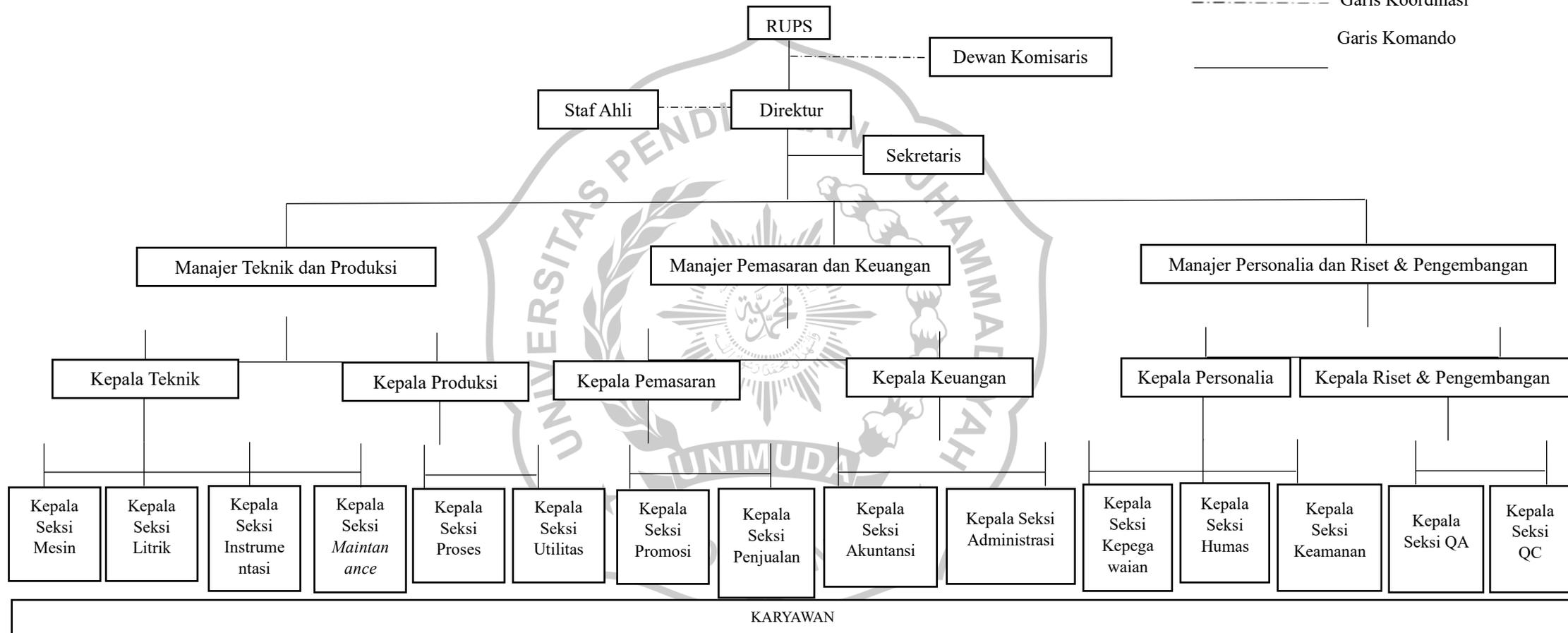
1. Dapat digunakan oleh setiap organisasi yang bagaimanapun besar dan kompleks susunan organisasi tersebut.
2. Adanya kesatuan dalam pimpinan dan perintah karena terdapat pembagian kewenangan dan kekuasaan serta tugas yang jelas dari pimpinan, staf, dan pelaksana sehingga koordinasi mudah dilaksanakan.
3. Pengambilan yang cepat oleh pimpinan.
4. Bakat dan kemampuan karyawan yang berbeda-beda dapat dikembangkan ke arah spesialisasinya.
5. Perintah berjalan dengan baik dan lancar dari atas ke bawah, sedangkan tanggung jawab, nasihat dan saran, bergerak dari bawah ke atas. Dalam organisasi garis dan staf, pimpinan atas berperan memegang posisi komando dengan dilengkapi dan didampingi oleh departemen staf yang terdiri dari ahli-ahli di berbagai bidang. Departemen staf memberi nasihat dan pertimbangan kepada pimpinan atas namun tidak berwenang memerintah atau membuat keputusan langsung departemen yang lebih rendah dalam organisasi. Bentuk organisasi garis dan staf pada dasarnya merupakan bentuk organisasi yang melengkapi organisasi garis dengan departemen-departemen beranggotakan staf ahli dalam berbagai bidang.

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

Keterangan

----- Garis Koordinasi

————— Garis Komando



Gambar 10.1 Bagan Struktur Organisasi Pabrik Hidrogen

X.3 Tugas, Wewenang, dan Tanggungjawab

1. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)

Pemegang kekuasaan tertinggi pada struktur organisasi garis dan staf adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang dilakukan minimal sekali dalam setahun. Bila ada sesuatu hal, RUPS dapat dilaksanakan secara mendadak sesuai dengan jumlah forum. RUPS dihadiri oleh pemilik saham, Dewan Komisaris dan Direktur. Hak dan wewenang RUPS adalah sebagai berikut:

- a. Meminta pertanggung-jawaban Dewan Komisaris dan Direktur lewat suatu sidang.
- b. Dengan musyawarah dapat mengganti Dewan Komisaris dan Direktur serta mengesahkan anggota pemegang saham bila mengundurkan diri.
- c. Menetapkan besar laba tahunan yang diperoleh untuk dibagikan, dicadangkan, atau ditanamkan kembali.

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris dipilih RUPS untuk mewakili para pemegang saham dalam mengawasi jalannya perusahaan. Dewan Komisaris ini bertanggung jawab kepada RUPS. Tugas-tugas Dewan Komisaris adalah:

- a. Menentukan garis besar kebijaksanaan perusahaan.
- b. Mengadakan rapat tahunan para pemegang saham.
- c. Meminta laporan pertanggung-jawaban Direktur Utama secara berkala.
- d. Melaksanakan pembinaan dan pengawasan terhadap seluruh kegiatan dan pelaksanaan tugas Direktur.

3. Direktur

Direktur merupakan pimpinan tertinggi yang diangkat oleh Dewan Komisaris. Adapun tugas-tugas Direktur adalah:

- a. Memimpin dan membina perusahaan secara efektif dan efisien.

- b. Menyusun dan melaksanakan kebijaksanaan umum pabrik sesuai dengan kebijaksanaan RUPS.
- c. Mengadakan kerjasama dengan pihak luar demi kepentingan perusahaan.
- d. Mewakili perusahaan dalam mengadakan hubungan maupun perjanjianperjanjian dengan pihak ketiga.
- e. Merencanakan dan mengawasi pelaksanaan tugas setiap personalia yang bekerja pada perusahaan. Dalam melaksanakan tugasnya, Direktur dibantu oleh Manajer Teknik dan Produksi serta Manajer Umum dan Keuangan.

4. Staf Ahli

Staf ahli memiliki tugas memberi masukan, baik berupa saran, nasehat, maupun pandangan terhadap segala aspek operasional perusahaan.

5. Sekretaris

Sekretaris diangkat oleh direktur untuk menangani masalah surat-menyurat untuk pihak perusahaan, menangani kearsipan, dan pekerjaan lain untuk membantu direktur dalam menangani administrasi perusahaan.

6. Manajer Teknik

Manajer Teknik bertanggung jawab langsung kepada Direktur dengan tugas mengkoordinir segala kegiatan terkait masalah teknik baik dilapangan maupun dikantor dengan dibantu oleh Kepala Teknik.

7. Manajer Produksi

Manajer Produksi bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama dengan tugas mengkoordinir segala kegiatan terkait masalah proses baik dibagian produksi maupun utilitas dengan dibantu oleh Kepala Produksi.

8. Manajer Pemasaran

Manajer Pemasaran bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama dengan tugas mengkoordinir segala kegiatan terkait masalah pemasaran dengan dibantu oleh Kepala Pemasaran.

9. Manajer Keuangan

Manajer Keuangan bertanggung jawab langsung kepada Direktur dalam mengawasi dan mengatur keuangan dengan dibantu oleh Kepala Keuangan.

10. Manajer Personalia

Manajer Personalia bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama dalam mengawasi dan mengatur karyawan dengan dibantu oleh Kepala Personalia.

11. Manajer Riset dan Pengembangan

Manajer Riset dan Pengembangan bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam hal pelaksanaan riset dan penelitian perusahaan serta rencana pengembangan perusahaan dengan dibantu oleh Kepala Riset dan Pengembangan.

12. Kepala Bagian Teknik

Tugas dan wewenang Kepala Bagian Teknik sebagai berikut:

- a. Memimpin bagian teknik dan bertanggung jawab langsung kepada Manajer Teknik.
- b. Menyusun program perawatan dan pemeliharaan peralatan produksi dengan dibantu oleh empat Kepala Seksi, yaitu seksi mesin, seksi listrik, seksi instrumentasi, serta seksi pemeliharaan pabrik.

13. Kepala Bagian Produksi

Kepala Bagian Produksi bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dengan tugas mengkoordinir dan mengawasi semua kegiatan produksi meliputi proses dan utilitas.

14. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala Bagian Pemasaran bertanggung jawab kepada Manajer Pemasaran dengan tugas mengkoordinir segala kegiatan penjualan dan promosi. Dalam melaksanakan tugasnya, Kepala Bagian Pemasaran dibantu oleh dua Kepala Seksi, yaitu seksi promosi dan seksi penjualan.

15. Kepala Bagian Keuangan dan Administrasi

Kepala Bagian Keuangan dan Administrasi bertanggung jawab kepada Manajer Keuangan dan Administrasi dengan tugas dan bertanggung jawab dalam administrasi dari semua kegiatan operasional pabrik serta pembukuan dan pengaturan gaji pegawai. Dalam melaksanakan tugasnya Kepala Bagian Keuangan dan Administrasi dibantu oleh dua Kepala Seksi, yaitu seksi akuntansi dan seksi administrasi.

16. Kepala Bagian Personalia Kepala

Kepala Bagian Personalia bertanggung jawab kepada Manajer Personalia dengan tugas mengkoordinir kegiatan pabrik yang bersifat umum, seperti perawatan kesehatan, transportasi, kebersihan, dan sarana pelayanan lainnya, serta menangani urusan pegawai. Dalam melaksanakan tugasnya Kepala Bagian Personalia dibantu oleh empat Kepala Seksi, yaitu Seksi kepegawaian, seksi humas, seksi kesehatan dan seksi keamanan.

17. Kepala Bagian Riset dan Pengembangan

Kepala Riset dan Pengembangan bertugas membantu Manajer Riset dan Pengembangan dalam hal pengawasan segala kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan penelitian dan perencanaan pengembangan perusahaan berdasarkan data yang diperoleh dari riset serta kualitas dari produk yang dipasarkan. Kepala Bagian ini bertanggung jawab kepada Manajer Riset dan Pengembangan dengan dibantu oleh dua orang Kepala Seksi, yaitu seksi *quality assurance*, dan seksi *quality control*.

X.4 Pembagian Jam Kerja

Pabrik pembuatan hidrogen ini direncanakan beroperasi selama 350 hari per tahun secara kontinu dalam 24 jam sehari. Menurut pengaturan jam kerja, karyawan dapat digolongkan menjadi dua golongan, yaitu:

1. Karyawan non-shift, yaitu karyawan yang tidak langsung berhubungan dengan proses produksi, seperti bagian administrasi, gudang, dan lain-lain. Jam kerja

karyawan non-shift ditetapkan 38 jam per minggu dan jam kerja selebihnya dianggap lembur. Perincian jam kerja non-shift sebagai berikut :

Jam kerja :

- Hari Senin – Kamis : pukul 08.00 – 16.00

Jam Istirahat :

- Hari Senin – Kamis : pukul 12.00 – 13.00
- Hari Jumat : pukul 11.00 – 13.00

2. Karyawan shift, yaitu karyawan dimana berhubungan secara langsung dengan proses produksi yang memerlukan pengawasan intens selama 24 jam, seperti bagian produksi, utilitas, kamar listrik (genset), keamanan, dan lain-lain. Karyawan shift akan bekerja secara bergantian sehari semalam dengan perincian jam kerja sebagai berikut :

- Shift Pagi : pukul 07.00 – 15.00
- Shift Sore : pukul 15.00 – 23.00
- Shift Malam : pukul 23.00 – 07.00

Pada hari Minggu dan hari libur lainnya, karyawan shift tetap bekerja seperti biasa dan diberikan libur selama satu hari setiap tiga hari kerja. Untuk itu karyawan shift dibagi dalam 4 regu dengan pengaturan sebagai berikut :

Tabel 10. 1 Pembagian tenaga kerja shift tiap regu

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

Keterangan :

A,B,C,D : Kelompok kerja shift

1,2,3,... : Hari kerja

- : Hari libur

I,II,III : Shift

X.5 Perincian Tugas dan Keahlian

Dalam melaksanakan kegiatan perusahaan, pabrik yang didirikan membutuhkan susunan tenaga kerja seperti pada struktur organisasi. Adapun jumlah tenaga kerja, tingkat pendidikan yang disyaratkan pegawai dapat dilihat pada Tabel X.2 berikut ini.

Tabel 10. 2 Jumlah dan jenjang pendidikan tenaga kerja

Jabatan	Jumlah	Pendidikan
Dewan Komisaris	3	Teknik Kimia/ Industri (S2)
Direktur	1	Teknik Kimia (S2)
Staf Ahli	3	Teknik Kimia/ Mesin/ Industri (S1)
Sekretaris	2	Sekretaris (D3)
Manajer Teknik dan Produksi	1	Teknik Kimia (S1)
Manajer Pemasaran dan Keuangan	1	Akuntansi / Manajemen (S1)
Manajer Personalia dan R & D	1	Hukum (S1)
Kepala Bagian Teknik	1	Teknik Mesin/ Elektro/ Kimia (S1)
Kepala Bagian Produksi	1	Teknik Kimia (S1)
Kepala Bagian Personalia	1	Hukum (S1)
Kepala Bagian Keuangan & Administrasi	1	Ekonomi (S1)

Kepala Bagian Pemasaran	1	Manajemen (S1)
Kepala Bagian Riset dan Pengembangan	1	Teknik Kimia/Industri (S1)
Kepala Seksi	15	Teknik Kimia/Ekonomi (S1)
Karyawan Produksi	30	STM/SMU/Politeknik
Karyawan Teknik	8	STM/SMU/Politeknik
Karyawan Personalia	4	SMEA/Politeknik
Jabatan	Jumlah	Pendidikan
Karyawan Keuangan dan Administrasi	5	SMEA/Politeknik
Karyawan Pemasaran	5	SMEA/Politeknik
Karyawan Riset dan Pengembangan	6	STM/Politeknik
Petugas Keamanan	5	SMU/Pensiunan TNI/POLRI
Petugas Kebersihan	6	SMU/SLTP
Supir	4	SMU/STM
Dokter	1	Dokter Umum (dr.)
Perawat	3	Sarjana/Diploma Keperawatan (S1)
Analisis Laboratorium	4	Sarjana/Diploma/SMK Kimia
Jumlah	114	

X.6 Sistem Gaji

Tabel 10. 3 Daftar gaji karyawan sesuai jabatan

Jabatan	Gaji/Bulan (Rp)
Dewan Komisaris	33.000.000
Direktur	28.000.000
Staff Ahli	15.000.000

Sekretaris	7.000.000
Manajer	12.000.000
Kepala Bagian	8.500.000
Kepala Seksi	7.500.000
Karyawan	6.500.000
Petugas Keamanan	3.000.000
Petugas Kebersihan	3.000.000
Supir	3.000.000
Jabatan	Gaji/Bulan (Rp)
Dokter	5.000.000
Perawat	4.000.000
Analisis Laboratorium	4.500.000

X.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Untuk dapat menunjang aktivitas kerja karyawan suatu perusahaan dapat memberikan fasilitas serta hak kepada karyawannya antara lain:

1. Tunjangan
 - a. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
 - b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
 - c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.
 - d. Tunjangan hari raya yang diberikan ketika hari raya
2. Cuti
 - a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun
 - b. Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter

- c. Cuti alasan penting
3. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya
4. Pengobatan
 - a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja, ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang
 - b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja, diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan
5. Hari Libur Nasional

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

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.
7. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)
 - a. Asuransi Kesehatan
 - b. Asuransi Ketenagakerjaan

ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawannya lebih dari 10 orang atau dengan gaji karyawan Rp. 1.000.000,00 perbulan.
8. Penyediaan fasilitas bagi karyawan
 - a. Penyediaan sarana transportasi / bus karyawan
 - b. Penyediaan fasilitas tempat ibadah yang dilengkapi dengan sarana air dan listrik
 - c. Beasiswa kepada anak-anak karyawan yang berprestasi

- d. Memberikan tanda penghargaan dalam bentuk tanda mata kepada pekerja yang mencapai masa kerja berturut-turut 10 tahun
- e. Penyediaan fasilitas perumahan yang dilengkapi dengan sarana air dan listrik



BAB XI. EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu prarancangan pabrik hidrogen dibuat evaluasi atau penilaian investasi, yang ditinjau dengan metode :

1. *Percent Return of Investmen (ROI)*
2. *Pay Out Time (POT)*
3. *Break Even Point (BEP)*
4. *Shut Down Point (SDP)*
5. *Discounted Cash Flow (DCF)*

Untuk meninjau faktor-faktor di atas perlu dilakukan penafsiran terhadap beberapa faktor, yaitu :

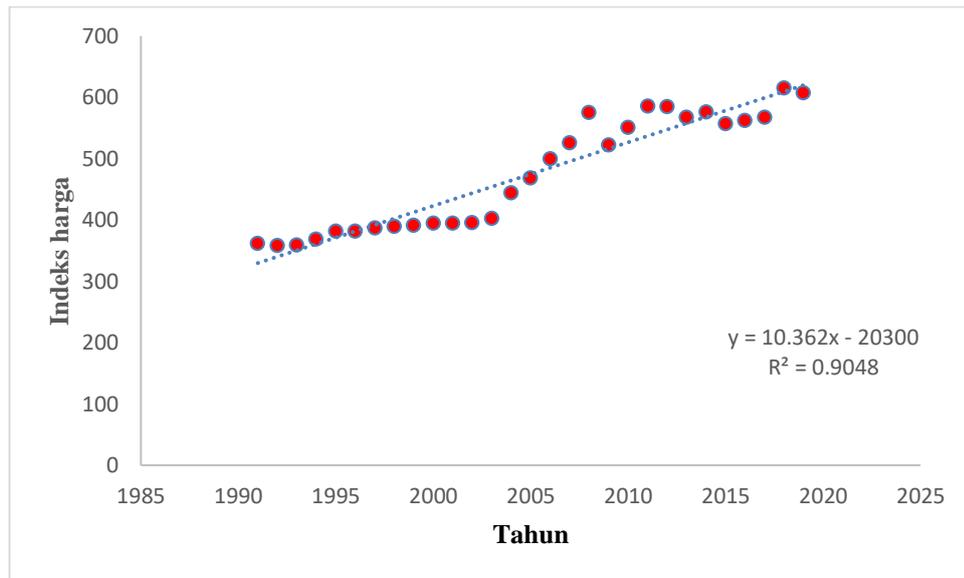
1. Penafsiran Modal Industri (*Total Capital Investment*), yang terdiri dari :
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Production Cost*), yang terdiri dari :
 - a. Biaya Pengeluaran (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)
3. Total Pendapatan (*Sales Price*).

XI.1 Penentuan Harga Alat

Setiap tahunnya harga peralatan proses akan selalu mengalami perubahan akibat pengaruh kondisi ekonomi pada tahun tersebut. Harga peralatan di tahun tertentu dapat diketahui dengan penaksiran harga alat tahun lalu yang didasarkan pada indeks harga. Berikut adalah tabel indeks harga alat dari tahun 1991 hingga 2019 berdasarkan sumber dari Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI):

Tabel 11.1 Indeks Harga

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1991	361,3
2	1992	358,2
3	1993	359,2
4	1994	368,1
5	1995	381,1
6	1996	381,7
7	1997	386,5
8	1998	389,5
9	1999	390,6
10	2000	394,1
11	2001	394,3
12	2002	395,6
13	2003	402,0
14	2004	444,2
15	2005	468,2
16	2006	499,6
17	2007	525,4
18	2008	575,4
19	2009	521,9
20	2010	550,8
21	2011	585,7
22	2012	584,6
23	2013	567,3
24	2014	576,1
25	2015	556,8
26	2016	561,7
27	2017	567,5
28	2018	614,6
29	2019	607,5



Gambar 11.1 Grafik Ekstrapolasi Indeks Harga

Pabrik hidrogen akan dibangun pada tahun 2028 sehingga perlu dicari indeks harga alat pada tahun tersebut. Untuk menentukan besarnya harga alat pada tahun 2028 dapat digunakan menggunakan metode regresi linear dengan memplotkan nilai X_i dan Y_i sehingga didapatkan persamaan regresi $y = 10,362x - 20.300$. Harga alat dan lainnya dihitung pada tahun evaluasi yaitu tahun 2028 dengan menggunakan persamaan sebagai berikut : $E_x = \frac{N_x}{N_y} E_y$

Dimana :

E_x = harga alat pada tahun pembelian

E_y = harga alat pada tahun referensi

N_x = indeks harga untuk tahun pembelian

N_y = indeks alat pada tahun referensi

XI.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi : 5000 ton/tahun

Hidrogen

Satu tahun operasi : 330 hari

Umur pabrik : 10 tahun

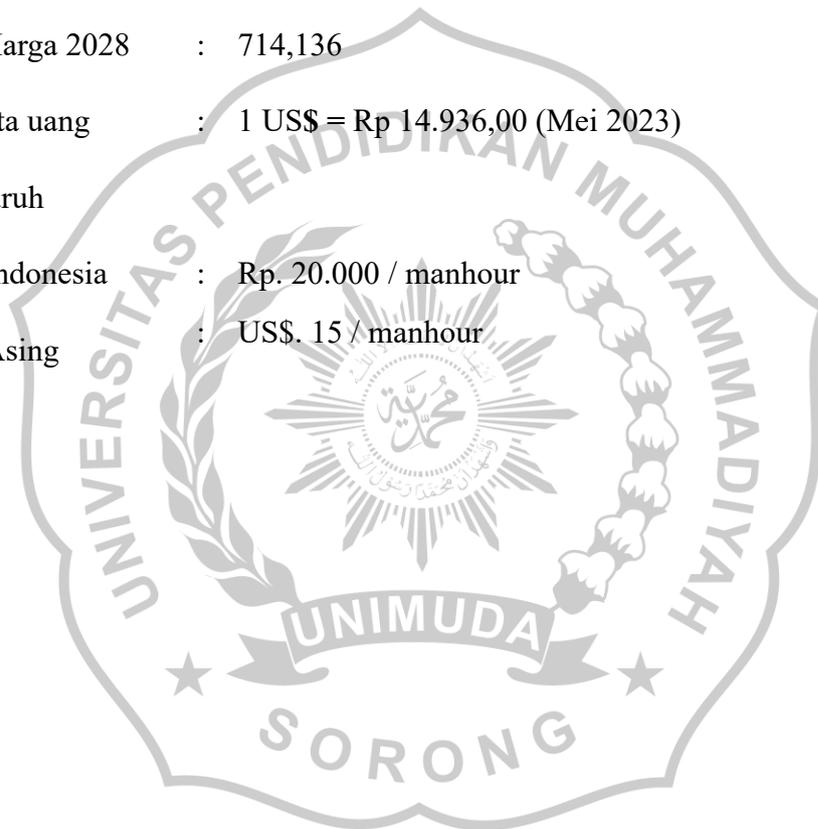
Pabrik didirikan : 2028
tahun

Indeks Harga 2028 : 714,136

Kurs mata uang : 1 US\$ = Rp 14.936,00 (Mei 2023)

Upah Buruh

- Indonesia : Rp. 20.000 / manhour
- Asing : US\$. 15 / manhour



XI.3 Perhitungan Biaya

1. Capital Investment

Capital Investment adalah sejumlah uang (modal) yang ditanam (investasi) untuk mendirikan sarana produksi (pabrik) dan untuk mengoperasikannya.

Capital Investment terdiri dari :

a. *Fixed Capital Investment* (Modal Tetap)

Fixed Capital Investment adalah modal yang digunakan untuk pembelian alat, pemasangan alat, biaya listrik, tanah dan bangunan sampai pendirian pabrik yang siap untuk berproduksi dan fasilitas-fasilitasnya.

b. *Working Capital Investment* (Modal Kerja)

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

2. Manufacturing Cost (Biaya Produksi)

Manufacturing Cost adalah sejumlah biaya atau modal yang dibutuhkan untuk proses produksi agar menghasilkan barang atau produk.

Biaya produksi secara garis besar dibedakan menjadi 3 jenis :

a. *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

Adalah biaya produksi yang langsung berhubungan dengan proses produksi, sehingga besar kecilnya biaya ini sangat dipengaruhi atau dipengaruhi langsung oleh kapasitas produksi.

b. *Indirect Manufacturing Cost* (IMC) (Biaya Produksi Tidak Langsung)

Adalah biaya produksi yang masih dipengaruhi oleh kapasitas produksi akan tetapi memberikan pengaruh langsung terhadap proses produksi.

c. *Fixed Manufacturing Cost* (FMC) (Biaya Produksi Tetap)

Adalah biaya produksi yang tidak tergantung dari kapasitas produksi aktual pabrik, sepanjang tahun pengeluaran ini tetap baik pabrik pada kapasitas penuh maupun saat pabrik dalam keadaan tidak berproduksi.

3. General Expense (Pengeluaran Umum)

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

4. Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial untuk didirikan atau tidak, maka dilakukan analisa atau evaluasi kelayakan.

Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah :

a. *Percent Profit On Sales* (POS)

Profit on Sales adalah persen keuntungan penjualan produk terhadap harga jual produk itu sendiri.

$$POS = \frac{\text{Profit (Keuntungan)}}{\text{Harga jual Produk}} \times 100\%$$

(Aries & Newton, 1955)

b. *Present Return On Investment* (ROI)

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

$$ROI = \frac{\text{Profit (keuntungan)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}$$

(Aries & Newton, 1955)

c. *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time adalah waktu pengambilan modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai. Perhitungan ini perlu untuk mengetahui dalam beberapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan} + 0,1\text{FCI}} \times 100\%$$

(Aries & Newton, 1955)

d. *Break Even Poin* (BEP)

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan *Break Even Point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan.

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

(Aries & Newton, 1955)

Dalam hubungan ini :

Fa : *Fixed manufacturing cost*

Ra : *Regulated cost*

Va : *Variabel cost*

Sa : Penjualan produk

e. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Karena lebih murah untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Ekspense* dibandingkan harus produksi.

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

(Aries & Newton, 1955)

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

- Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan “DCFR” dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
- 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 tahun selama umur pabrik.

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$(FC + WC) (1+i)^n = \sum_{j=1}^n C_j (1+i)^{n-1} + (Wc + Sv)$$

(Aries & Newton, 1955)

Dengan :

i = Cash flow

= profit after tax + finance + depreciation

FC = Fixed capital investment

WC = Working capital

C = Annual cash flow

= profit after tax + finance + depreciation

SV = Salvage value (10% x FC)

Umur pabrik (n) = $\frac{(FCI-SV)}{\text{Depresiasi}}$



XI.4 Perhitungan Modal dan Biaya

Tabel 11.2 *Physical Plant Cost*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	8,315,604.34	-
2	<i>Instalasi cost</i>	1,047,766.15	10.111.774.875,33
3	Pemipaan	1,808,643.94	4.739.894.472,81
4	Instrumentasi	2,020,691.85	1.895.957.789,12
5	Insulasi	249,468.13	1.247.340.650,74
6	Listrik	623,670.33	1.247.340.650,74
7	Bangunan	-	67.500.000.000,00
8	Tanah dan Pembuatan Jalan	831,560.43	50.000.000.000,00
9	Utilitas	5,186,632.93	10.111.774.875,33
Subtotal		20,084,038.10	146.854.083.314,08

Tabel 11.3 *Direct Plant Cost*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	PPC+ <i>Engineering and Construction</i>	24,100,845.73	176.224.899.976,90
Total		24,100,845.73	176.224.899.976,90

Tabel 11.4 *Fixed Capital Investment*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	24,100,845.73	176.224.899.976,90
2	<i>Cotractor's fee</i>	964,033.83	7.048.995.999,08
3	<i>Contingency</i>	2,410,084.57	17.622.489.997,69
4	<i>Enviromental cost</i>	473,015.04	-
5	<i>Plant Start Up</i>	415,780.22	-
Total		28,363,759.38	200.896.385.973,66

Tabel 11.5 *Direct Manufacturing Cost*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Bahan Baku	32,707.38	-
2	<i>Labor</i>	-	2.340.000.000,00
3	<i>Supervision</i>	-	1.962.000.000,00
4	<i>Maintenance</i>	567,275.19	4.017.927.719,47
5	<i>Plant Supplies</i>	85,091.28	602.689.157,92
6	<i>Royalties and Patent</i>	1,255,000.00	-
7	Utilitas	733,582.94	-
Total		2,673,656.79	8.922.616.877,39

Tabel 11.6 *Indirect Manufacturing Cost*

No	Jenis	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	31,333.69
2	<i>Laboratory</i>	31,333.69
3	<i>Plant Overhead</i>	78,334.23
4	<i>Packaging and Shipping</i>	168.05
Total		141,169.66

Tabel 11.7 *Fixed Manufacturing Cost*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Depreciation</i>	2,836,375.94	16.071.710.878
2	<i>Property Taxes</i>	567,275.19	4.017.927.719
3	<i>Insurance</i>	283,637.59	2.008.963.860
Total		3,687,288.72	22.098.602.457

Tabel 11.8 *Manufacturing Cost*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	2,673,656.79	8.922.616.877,39
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	-	141.169,66
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	3,687,288.72	22.098.602.457
Total		6,360,945.51	33.129.729.334

Tabel 11.9 *Working Capital*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	681,40	-
2	<i>In Process Inventory</i>	2,409.45	12.549.139,90
3	<i>Product Inventory</i>	289,133.89	1.505.896.787,93
4	<i>Extended Credit</i>	1,045,833.33	-
5	<i>Available Cash</i>	578,267.77	3.011.793.575,86
Total		1,916,325.85	4.530.239.503,69

Tabel 11.10 *General Expenses*

No	Jenis	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	206,079.27
2	<i>Sales Expense</i>	686,324.65
3	<i>Research</i>	343,162.32
4	<i>Finance</i>	8,059,275.91
Total		9,294,842.16

Tabel 11.11 *Total Production Cost*

No	Jenis	Biaya (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	8,579,058.08
2	<i>General Expenses (GE)</i>	9,294,842.16
Total		17,873,900.24

Tabel 11.12 *Fixed Cost*

No	Jenis	Biaya (\$)
1	Depresiasi	3,912,414.43
2	<i>Property Taxes</i>	836,284.81
3	Asuransi	418,142.40
Total		5,166,841.64

Tabel 11.13 *Regulated Cost*

No	Jenis	Biaya (\$)
1	Gaji Karyawan	156,668.45
2	<i>Payroll Overhead</i>	31,333.69
3	<i>Supervision</i>	131,360.47
4	Laboratorium	31,333.69
6	<i>General Expense</i>	9,294,842.16
7	<i>Maintenance</i>	836,284.81
8	<i>Plant Supplies</i>	125,442.72
Total		10,607,265.99

Tabel 11.14 *Variabel Cost*

No	Jenis	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	32,707.38
2	<i>Packaging and Shipping</i>	168.05
3	<i>Utilities</i>	33,582.94
4	<i>Royalty & Patent</i>	1,255,000.00
Total		2,021,458.38

XI.4.1 Analisa Keuntungan

Total Penjualan	: \$ 25.100.000,00
Total <i>Production Cost</i>	: \$ 17,873,900.24
Keuntungan sebelum pajak	: \$ 7,226,099.76
Pajak (30% dari keuntungan)	: \$ 2,167,829.93
Keuntungan sesudah pajak	: \$ 5,058,269.84

XI.4.2 *Percent Profit on Sales*

$$POS = \frac{\text{Profit (Keuntungan)}}{\text{Harga jual Produk}} \times 100\%$$

POS sebelum pajak = 28,79 %

POS sesudah pajak = 20,15 %

XI.4.3 *Percent Return On Investment (ROI)*

$$ROI = \frac{\text{Profit (keuntungan)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}$$

ROI sebelum pajak = 17 %

ROI sesudah pajak = 12 %

XI.4.4 Pay Out Time (POT)

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan} + 0,1\text{FCI}} \times 100\%$$

POT sebelum pajak = 3,75 tahun

POT sesudah pajak = 5,30 tahun

XI.4.5 Break Even Point (BEP)

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

Didapatkan nilai BEP = 53,34 %

XI.4.6 Shut Down Point (SDP)

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

Didapatkan nilai SDP = 19,37 %

XI.4.7 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Umur Pabrik : 10 Tahun

Fixed Capital Investment : \$ 41,814,240.50

Working Capital : \$ 2,219,635.94

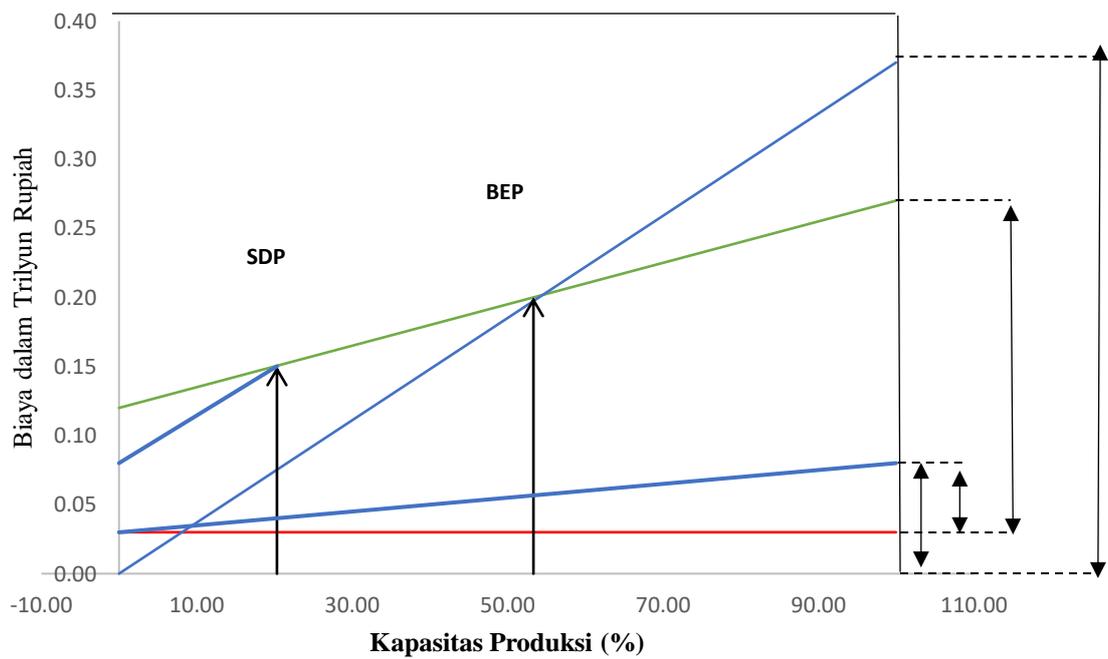
Salvage Value (SV) : \$ 4,181,424.05

Cash Flow (CF) : Annual profit + SV + finance

CF : \$ 17,029,960.18

$$(FC + WC) (1+i)^n = \sum_{j=1}^n C_j (1+i)^{n-1} + (Wc + Sv)$$

Nilai *Discounted Cash Flow* dihitung dengan cara trial and error untuk mendapatkan nilai i sebesar 30,56% sehingga diperoleh nilai $R = S$ dengan error sebesar 0,16.



Gambar 11.2 Grafik Hasil Analisa Ekonomi



BAB XII. KESIMPULAN

XII.1 Kesimpulan

Berdasarkan tinjauan kondisi operasi (Suhu dan Tekanan Operasi) yang rendah dan bahan baku yang digunakan berlimpah maka pabrik Hidrogen dengan proses elektrolisis air tergolong sebagai pabrik beresiko rendah. Perhitungan evaluasi ekonomi menunjukkan :

1. Persen *Return on Investment* (ROI) sebelum pajak besarnya 17 % dan sesudah pajak 12 % menurut Aries dan Newton (1955) nilai minimum ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia beresiko rendah sebesar 11 %.
2. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 3,75 tahun dan sesudah pajak 5,30 tahun. Menurut Aries dan Newton, POT sebelum pajak untuk pabrik beresiko rendah maksimum 5 tahun.
3. *Break Even Point* (BEP) besarnya 53,34 %. Pendirian pabrik kimia umumnya BEP sebesar 40 % sampai 60 %.
4. *Shut Down Point* (SDP) besarnya 20,33%. Pendirian pabrik kimia umumnya SDP sebesar 20 % sampai 30 %.
5. *Discounted Cash Flow* (DCF) besarnya 30,56 %. Suku bunga bank saat ini sekitar 5 %-7%, jadi DCF lebih besar dari suku bunga pinjaman di bank.

Dari hasil evaluasi ekonomi di atas, dapat disimpulkan bahwa pabrik Hidrogen dari elektrolisis air dengan kapasitas 5.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk didirikan.

XII.2 Saran

1. Dalam Prarancangan pabrik elektrolisis alangkah baiknya pabrik ini tidak didirikan secara individu, pada hasil kajian penulis melihat pabrik elektrolisis di luar negeri, yang menjadikan elektrolisis hidrogen menjadi pabrik sampingan bukanlah pabrik utama.
2. Karena konsumsi energi listrik yang besar pada proses elektrolisis, sebaiknya pabrik menggunakan sumber energi terbarukan yang tak terbatas dan dapat diperbarui jumlahnya.

DAFTAR PUTAKA

- Agus & Salman. 2011. Prarancangan Pabrik Aniline Dari Hidrogenasi Nitrobenzene Kapasitas 30.000 Ton/Tahun. Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
- Alibaba. 2022 <https://indonesian.alibaba.com/g/koh-potassium-hydroxide-price.html> diakses pada tanggal 05 Januari 2023, 11:22 PM.
- Alibaba. 2022 <https://indonesian.alibaba.com/p-detail/99.9999-62548263174.html> diakses pada tanggal 05 Januari 2023, 11:22 PM.
- Anonim. 2022 <https://harga.web.id/daftar-harga-isi-ulang-tabung-oksigen-dalam-berbagaiukuran.info> diakses pada tanggal 05 Januari 2023, 11:22 PM.
- Anonim. 2022 <https://www.sinohyenergy.com/25m%C2%B3-h-alkaline-water-electrolysis-hydrogen-generation-equipment/> diakses pada tanggal 16 Maret 2023, 11:21 PM.
- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, "Chemical Engineering Cost Estimation", *McGraw-Hill Book Company, Inc., New York*.
- Austin, G.T. 1984. *Shere's Chemical Process Industries*, 5th ed. *MC Graw Hill Book Co., Inc New York*
- Badan Pusat Statistik, 2022 Statistic Indonesia www.bps.go.id Diakses pada tanggal 30 November 2022 pukul 20.30 WIB.
- Budi Satria P., & M. Husain Haikal. Pra Rancangan Pabrik Hidrogen Dengan Elektrolisis Air Kapasitas 10.000 Ton/Tahun. Universitas Islam Indonesia Yogyakarta 2018.
- Brown, G. G. 1950. *Unit operations*. *New York: Wiley*.
- Brownell, L.E. and Young E.H. 1979. *Process Equepment Design*. *John Wiley and Sonc Inc. New York*.
- Coulson, J. M. and Richardson J.F 1983 *Chemical Engineering, 1st edition volume 6. Pergason Press. Oxfor*.

- Frank Gombou, et.al. 2022. A Comprehensive Survey of Alkaline Electrolyzer Modeling: Electrical Domain and Specific Electrolyte Conductivity. *Journal Energies*.
- Gangsteel.2022.https://gangsteel.net/product/boiler/ASME/SA202/2016/0420/SA202GRB_STEEL_PLATE.html diakses pada tanggal 03 Maret 2023, 09:22 PM.
- Ineos.2022.<https://www.ineos.com/businesses/ineoselectrochemicalsolutions/products/bichlorelectrolyser> diakses pada tanggal 16 Maret 2023, 11:21 PM.
- John A. Dean. 1961. "Lange's Handbook of Chemistry". *McGraw-Hill, Inc.*
- Kevin & Eric. 2014. Prarancangan Pabrik Polistiren dari Stiren Monomer dengan Kapasitas 60.000 Ton/Tahun. Universitas Gadjah Mada.
- Kern, D. Q. 1950. Process heat transfer. *New York: McGraw-Hill*.
- Ludwig, E.E., 1964, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", Vol I, II, III, *Gulf Publishing Company Inc., Houston*
- Lutffi Nabila Nur Afifah, & Isna Tita Safira. *Prarancangan Pabrik Biohidrogen Dari Domestic Wastewater Dengan Proses Elektrokoagulasi Kapasitas 5.000 Ton/Tahun*. Universitas Islam Indonesia Yogyakarta 2022.
- Man H. Jawad, 1983, "Structural Analysis and Design of Process Equipment", *John Wiley and Sonc, Inc, New York*.
- Olaf A. Hougen, Kenneth M. Watsons, Roland A. Ragatz. 1960. *Chemical process principles*. *New York: John Wiley and Sons*.
- Perry, R., H., and Green, D., W., 2008. Perry's Chemical Engineers, 7th ed. *McGraw Hill Companies Inc. USA*.
- Peter, M.S. and Timmerhouse, K.D., 1981, "Plants Design and Economics for Chemical Engineers", 3 ed., *Mc.Graw Hill Book Company, Kogakusha, Ltd., Tokyo*.

- Powell, S.P., 1954, *Water Conditioning for Industry*, *Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York*.
- Rase, H.F., 1977, "Chemical Reactor Design for Process Plant", John Willey and Sons Inc., New York.
- Riyanto, Ph.D. 2012, *Eelektrokimia dan Aplikasinya*", Graha Ilmu. Yogyakarta.
- Safety Data Sheet Hydrogen. *Airgas an Air Liquide Company*.
- Safety Data Sheet Oxygen. *Airgas an Air Liquide Company*.
- Safety Data Sheet Poyassium Hydroxide 25% Soluiton. *Globally Harmonized System of Classification and Labelling of Chemicals (GHS)*.
- Siti Alimah, Djati Hoesen Salimy. 2015. Analisis Pasokan Panas pada Produksi Hidrogen Proses Steam Reforming Kovensional dan Nuklir. *Jurnal Pengembangan Energi Nuklir* Volume 17, Nomor 1, Juni 2015.
- Smith, J.M., 1970, *Chemical Engineering Kinetics*, *McGraw Hill Book Company, New York*.
- Smith, J. M. 1959. *Introduction to chemical engineering thermodynamics*. *New York: McGraw-Hill*.
- Sularso dan Tahara, H., 1983, "Pompa dan Kompresor, Pemilihan, Pemakaian, dan Pemeliharaan", PT Pramadya Paramitha, Jakarta.
- Turton, R. 2003. *Analysis, synthesis, and design of chemical processes*. *Upper Saddle River, N.J: Prentice Hall*.
- Ulrich., G.D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Proceess Design and Economics*, *John Wiley and Sonc, Inc, New York*.
- Yaws, C. *Chemical properties handbook: Physical, thermodynamic, environmental, transport, safety, and health related properties for organic and inorganic chemicals*. 1999. *New York: McGraw-Hill*.

Yudho Sakti P.P, & Bobby Erwin P. 2018. *Pra Rancangan Pabrik Hidrogen Dari Syngas Batu Bara Kapasitas 20.000 Ton/Tahun*. Universitas Islam Indonesia Yogyakarta 2018.





**LAMPIRAN
SPESIFIKASI ALAT**

Perancangan Reaktor

Jenis : *Bacth Electrolizer*

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi elektrolisis air menjadi hidrogen dan oksigen pada air

Kondisi Operasi :

- a. Suhu : 90 °C
- b. Tekanan : 1 atm
- c. Kondisi Proses : Endotermis
- d. Konversi : 89 %

1. Persamaan Reaksi



2. Stoikiometri Reaksi

Kapasitas produk : 5000 Ton/Tahun

Jumlah hari kerja dalam 1 tahun : 330 hari

1 hari kerja : 24 jam

Basis operasi : 1 jam

Basis perhitungan : $5000 \text{ ton} / 1 \text{ tahun} \times 1000 \text{ kg} / 1 \text{ ton} \times 1 \text{ tahun} / 330 \text{ hari} \times 1 \text{ hari} / 24 \text{ jam} = 631,313 \text{ Kg/jam}$

Maka didapatkan jumlah massa produk H₂ yang harus dihasilkan dari reaksi elektrolisis agar produk akhir H₂ hasil purifikasi dapat mencapai 631,313 kg/jam atau 5000 ton/tahun.

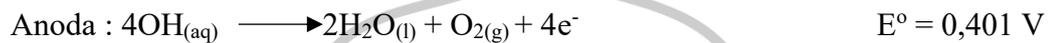


Mula-mula 354.6629 - - Kmol/jam

bereaksi	315.65	315.65	157.825	Kmol/jam
setimbang	39.0129	315.65	157.825	Kmol/jam

3. Tegangan pada Reaktor

Potensial sel diperoleh dengan mengurangi potensial reduksi pada reduksi di katoda dan potensial reduksi pada oksidasi di anoda.



$$E^\circ = 1,231 \text{ Volt}$$

Artinya, kita membutuhkan minimal 1,23 V agar proses elektrolisis dapat berjalan. Dalam prakteknya, kita membutuhkan tegangan yang lebih besar dari nilai yang dihitung (*overvoltage*). *Overvoltage* merupakan *driving force* tambahan yang diperlukan untuk mengatasi hambatan seperti energi aktivasi yang besar untuk pembentukan gas. Sehingga nilai tegangan minimum yang diperlukan sebesar 2,82 Volt.

4. Muatan Arus Listrik pada Reaktor

Nilai muatan arus listrik dapat dihitung berdasarkan perpindahan jumlah muatan H^+ untuk berikatan dengan elektron sehingga membentuk H_2 . Berdasarkan stoikiometri reaksi, jumlah H_2O yang terkonversi pada reaktor elektrolisis adalah sebesar 315,65 kmol/jam

$$\text{Bilangan Avogadro (N}_A) = 6,02 \cdot 10^{23} \text{ 1/kmol}$$

$$1 \text{ e}^- = 1,60 \cdot 10^{19} \text{ C}$$

$$I = n \cdot N_A \cdot 1 \text{ e}^- \quad (\text{Elektrokimia dan Aplikasinya})$$

$$I = 315,65 \text{ kmol/jam} \times 6,02 \cdot 10^{23} \text{ 1/kmol} \times 1,60 \cdot 10^{19} \text{ C}$$

$$I = 30.403.408 \text{ C/jam}$$

$$= 8.445,3911 \text{ C/s}$$

$$= 8,4453 \text{ kA}$$

Untuk menghindari adanya electricity loss pada masing-masing reaktor pada saat berlangsungnya proses elektrolisis, maka arus yang mengalir pada reaktor harus dikoreksi dengan menghitung kembali arus berdasarkan efisiensi arus, di mana efisiensi arus sebesar 80% .

$$I \text{ Aktual} = I / \text{Efisiensi}$$

$$= 10,5567 \text{ kA}$$

5. Waktu Tinggal pada Reaktor

Lamanya proses reaksi dapat ditentukan dengan rumus dibawah, di mana rumus tersebut berasal dari hukum Faraday.

$$t = \frac{F \times m}{I \times BM} \quad (\text{Elektrokimia dan Aplikasinya})$$

Keterangan :

m = massa produk (Kg) = 631,3 kg

BM = berat molekul (Kg/kmol) = 2 kg/kmol

F = konstanta Faraday (C/kmol) = 96.485,3321 s.A/mol

I = kuat arus (C/s = A) = 10.556,7388 A

t = waktu tinggal (s)

Penyelesaian :

$$t = 2.884,9434 \text{ s}$$

$$= 48,0823 \text{ Menit}$$

$$= 0,8 \text{ jam}$$

6. Daya pada Reaktor

$$P = V \times I \quad (\text{Elektrokimia dan Aplikasinya})$$

Keterangan :

P = daya (kW)

V = tegangan (V)

I = arus total (kA)

dengan kuat arus sebesar 10,5567 kA maka ditetapkan tegangan yang sesuai untuk menjalankan reaktor sebesar 212,874 V. Nilai tegangan ini didapatkan berdasarkan perbandingan antara kuat arus dan tegangan pada reaktor *existing*.

$$P = V \times I$$

$$P = 212,874 \text{ V} \times 10,5567 \text{ kA}$$

$$P = 2.247,2598 \text{ kW}$$

Sehingga daya yang diperlukan reaktor sebesar 2.247,2598 kW.

7. Dimensi Reaktor

Banyaknya umpan masuk reaktor adalah sebesar 6.397,179 L/jam. Menggunakan reaktor industri dari *Ineos Electrochemical Solutions* menyesuaikan dengan kapasitas yang ada, maka dimensi reaktor yang didapat adalah sebagai berikut :

$$P \times L \times T$$

Faktor keamanan diambil 20% untuk gelembung gas yang terbentuk

$$\text{Panjang Reaktor} = 2 \text{ m}$$

$$\text{Lebar Reaktor} = 1,9 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Reaktor} = 1,92 \text{ m}$$

Dimensi cell

$$\text{Panjang} = 0,07 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 1,9 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 1,92 \text{ m}$$

Anoda

$$\text{Jenis Anoda} = \textit{Syncell Anode}$$

$$\text{Luas Elektroda} = 3.04 \text{ m}^2$$

$$\text{Current density} = 4.000 \text{ A/m}^2$$

$$\text{Jarak antar Elektroda} = 50 \text{ mm}$$

Katoda

$$\text{Jenis Anoda} = \textit{Syncell Anode}$$

$$\text{Luas Elektroda} = 3.04 \text{ m}^2$$

$$\text{Current density} = 4.000 \text{ A/m}^2$$

$$\text{Jarak antar Elektroda} = 50 \text{ mm}$$

8. Hambatan Listrik pada Reaktor

$$R = \rho \times L/A$$

(Physics Fith Edition 1998)

Dengan :

ρ : resistivity, Ωm

L : jarak kutub, m

A : luas elektroda, m^2

$$\rho = 1/K$$

Dengan K = konduktivitas molar KOH x konsentrasi KOH

Konsentrasi KOH = 25 g/L / 56 g/ mol

$$= 0.4464 \text{ mol /L (M)}$$

Konduktivitas molar KOH = 128,6 mho/m

$$\rho = 1/128,6 \times 0,4464$$

$$\rho = 0,0034714 \Omega\text{m}$$

$$R = 0,0034714 \Omega\text{m} \times 0,05 \text{ m} / 3,04 \text{ m}^2$$

$$R = 5.70962\text{E-}05 \Omega$$

9. Jenis Diafragma

Pada sel diafragma, ruang katoda dipisahkan dari ruang anoda dengan selaput berpori yang dapat di lalui ion-ion, tetapi menahan pencampuran larutan. Sel diafragma terbuat dari bahan polimer yang dapat menghantarkan listrik sehingga tidak menghambat proses elektrolisis.

Nama : Alkaline Elektrolisis Water

Bahan : PVC

Tegangan : 380 V (Disesuaikan)

Kosentrasi : 12%

Ukuran : 1890 x 1000 x 1950 (disesuaikan)

Tekanan : Rendah

Suhu : 30 – 100 °C

10. Penjadwalan Reaktor

Proses secara batch dipilih pada produksi biohidrogen dengan metode *Zero Wait Strategy (ZWS) Parallel Units*. Dengan menentukan waktu siklus dan menjadwalkan waktu operasi reaktor untuk menghindari adanya jeda dalam pabrik

di mana terdapat waktu tidak dihasilkannya produk, diharapkan proses pabrik secara keseluruhan dapat berlangsung secara kontinu. Penjadwalan tersebut dapat dilihat pada tabel Jadwal Reaktor

Waktu pengisian reaktor = 60 menit

Waktu reaksi = 48 menit

Waktu pengosongan reaktor = 60 menit

Pada proses biasa yang dijalankan sehari-hari, penjadwalan reaktor adalah sebagai berikut:

Tabel Penjadwalan Reaktor

Reaktor 1	f	rx	e			proses	waktu		
Reaktor 2		f	rx	e		Pengisian (f)	60 m		
Reaktor 3			f	rx	e	Reaksi (rx)	48 m		
Reaktor 4				f	rx	e	Pengosongan (e)	60 m	
Reaktor 1				f	rx	e			
Reaktor 2					f	rx	e		
Reaktor 3						f	rx	e	
Reaktor 4							r	rx	e

Tabel Identifikasi *Hazard* pada Reaktor Elektrolisis dengan Metode *What If*

Alat	Pertanyaan	Jawaban	Rekomendasi
Reaktor	- Apa yang terjadi jika suhu di dalam reaktor meningkat?	Reaksi akan tidak terkendali (<i>runaway</i>)	<i>Temperature controller</i> dipasang pada <i>Heat Exchanger-01</i> Sebelum memasuki Mixer dengan menghubungkan suhu cairan dalam HE-01 dengan <i>valve steam</i> masuk.
	- Apa yang terjadi jika level cairan di dalam reaktor meningkat/menurun?	Jika level cairan meningkat, maka gas akan sulit untuk terbentuk dalam reaktor. Jika level cairan menurun, maka energi yang digunakan untuk proses akan sia-sia	<i>Level controller</i> dipasang dengan menghubungkan <i>valve</i> arus masuk reaktor dengan <i>level</i> cairan dalam reaktor.
	- Apa yang terjadi jika jumlah/rasio bahan baku berubah?	Reaksi tidak berjalan optimum.	<i>Flow controller</i> dipasang sebanyak 2 buah. <i>Flow controller</i> pertama dihubungkan pada <i>valve</i> arus KOH yang memasuki Mixer, sedangkan <i>flow controller</i> kedua dihubungkan pada <i>valve</i> arus Air masuk reaktor.

Perancangan Separator Flash Drum

Jenis	: <i>Flash Drum</i>
Fungsi	: Memisahkan uap dan cairan yang berasal dari Reaktor
Bentuk	: <i>Vertical Tank</i>
Tipe	: Tangki silinder tegak (<i>torispherical head</i>)
Bahan	: SA-285 Grade C

Kondisi Operasi :

- Suhu : 30 °C
- Tekanan : 1 atm

A. Gas Velocity

$$u = K \sqrt{\frac{p_{liquid}}{p_{vapor}}} - 1 \text{ m/s} \quad \text{Turton hal. 361}$$

$$p_{\text{H}_2\text{O (l)}} = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$p_{\text{H}_2 \text{ (g)}} = 0,088 \text{ kg/m}^3$$

K yang digunakan sebesar 0,03 dikarenakan vessel yang digunakan tanpa menggunakan lubang-lubang kecil (Turton, 1955. Hal 246)

$$u = 0,03 \sqrt{\frac{1000}{0,088}} - 1 \text{ m/s}$$

$$u = 3,19787003 \text{ m/s}$$

B. gas velocity actual

$$u_{\text{actual}} = 0,75 \times u$$

$$u_{\text{actual}} = 0,75 \times 3,19787003$$

$$u_{\text{actual}} = 2,398403$$

C. laju alir massa uap

$$f_{\text{vapor}} = 631,3 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,175361 \text{ kg/s}$$

$$\frac{u \times p \text{ vapour} \times \pi \times D^2}{4} = 0,175361 \text{ kg/s}$$

$$0,220909 D^2 = 0,175361 \text{ kg/s}$$

$$D^2 = 0,793817 \text{ m}^2$$

$$D = 0.890963834 \text{ m}$$

D. Volume Cairan

$$V = \frac{0,5 \times \pi \times D^2}{4}$$

(Turton hal.361)

$$V = 0,311572997 \text{ L.m}^3$$

E. Volume Cairan Selama 1 jam

$$\text{Liquid flow} = \text{H}_2\text{O (l)} = 0,01712 \text{ m}^3/\text{jam}$$

F. Tinggi Cairan

laju alir cairan selama 1 jam = volume cairan

$$0,01712 \text{ m}^3 = 0,311572997 \text{ L.m}^3$$

$$0,054946995 = L$$

G. Tinggi Flash Drum

L/D flash drum berada pada 2,5 – 5

(Turton, hal 361)

Maka, $L = 2,5 \times D$

$$L = 2,227409584 \text{ m}$$

H. Tebal Shell

$$\text{Tebal Shell} = (P_{\text{desain}} \times D / 2 \times S \times E - 1,2 P_{\text{desain}}) + t_c$$

$$S = \text{Allowable Stress} = 6.500 \text{ psia}$$

$$E = \text{Effisiensi sambungan} = 0,85$$

$$P_{\text{desain}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 14,7 \text{ Psi} + 0,078 \text{ Psi}$$

$$= 14,778 \text{ Psi}$$

$$t_c = 0,07$$

$$\text{Tebal Shell} = ((14,778 \text{ Psi} \times 0.890963834 \text{ m} / 2 \times 6.500 \text{ psi} \times 0,85) - 1,2 \times 14,778 \text{ Psi}) + 0,07$$

Tebal Shell = 0,071193469 inch



Perancangan Mixer

Fungsi : Mencampur H₂O dengan larutan KOH.

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk

Bahan : Carbon Steel SA-285 Grade C

Kondisi Operasi :

a. Suhu : 80 °C

b. Tekanan : 1 atm

A. Dimensi Mixer

Volume cairan = 6,397176897 m³

Faktor keamanan 20% = 7,676612276 m³

Untuk tangki berpengaduk rasio H/D antara 1-2 (Tabel 4-16, Ulrich, hal 168-169)

Dipilih tangki silinder dengan H=1,5 x D

Dengan Volum Head, VH = 0,026 D³

Volum Mixer = $\pi / 2 \times D^2 \times H + (2 \times VH)$

$7,676612276 \text{ m}^3 = \pi / 2 \times D^2 \times (1,5 \times D) + (2 \times 0,026 D^3)$

$7,676612276 \text{ m}^3 = 1,2295 D^3$

$6,243686276 \text{ m}^3 = D^3$

$1,841395275 \text{ m} = D$

$D = 1,841395275 \text{ m}$

$H = 2,762092912 \text{ m}$

$VH = 0,047876277 \text{ m}^3$

B. Tebal dinding mixer (shell)

Dipilih dinding dengan jenis karbon steel

$T_s = (p \cdot r / [f \cdot E - 0,6 \cdot p]) + C$ (Brownell & Young hal 254)

T_s = tebal shell, inch

p = tekanan desain, psi

P desain = P operasi + P hidrostatik = 14,817 psi

r = jari-jari, inch	36,248 inch
f = tekanan maksimum yang diijinkan	13230 psi (brownell & Young)
E = efisiensi penyambungan	0,8
C = faktor korosi	3 mm (0,12 inch)
Ts = $[14,817 \text{ psi} \times 36,248 \text{ inch} / (13230 \text{ psi} \times 0,8 - (0,6 \times 14,817 \text{ psi}))] + 0,12 \text{ inch}$	
Ts = 0,170787805 inch	

C. Tebal Head

Untuk mengetahui tebal head digunakan persamaan

$$tH = ((0,885 \times P \times r) / (f \cdot E - 0,1 \times P)) + C \quad (\text{Brownell \& Young hal. 258})$$

$$tH = ((0,885 \times 14,817 \text{ psi} \times 36,248 \text{ inch}) / (13230 \text{ psi} \times 0,8 - 0,1 \times 14,817 \text{ psi})) + 0,12 \text{ inch}$$

$$tH = 0,164915741 \text{ inch}$$

D. Ukuran Pengaduk

Jenis turbin dengan 4 sudu (four blades turbin) karena zat terlarut sudah dalam fasa cair

a) diameter pengaduk (d)

$$d = D/2$$

$$d = 1,841395275 \text{ m} / 2$$

$$d = 0,920697637 \text{ m}$$

b) Lebar sudu pengaduk (b)

$$b = d/4$$

$$b = 0,920697637 \text{ m} / 4$$

$$b = 0,230174409 \text{ m}$$

c) tinggi pengaduk = b

$$= 0,230174409 \text{ m}$$

d) Jumlah baffle = 2

e) lebar baffle (w)

$$w = 0,1 \times D$$

$$w = 0,1 \times 1,841395275 \text{ m}$$

w = 0,184139527 m



Perancangan Heat Exchanger

Fungsi : Menaikkan suhu umpan reaktor dari 30 °C menjadi 80 °C

Jenis : Shell & Tube

Bahan : Carbon Steel SA-285 Grade C

1. Data dan Kondisi Operasi

A. Beban Panas (Q) = 1.333.150,09 kj/jam

B. Fluida Panas

Laju Alir (W_p) = 650,698 kg/jam

$T_1 = 338$ °F

$T_2 = 176$ °F

C. Fluida Dingin

Laju Alir (W_s) = 6.383,934 kg/jam

$t_1 = 176$ °F

$t_2 = 86$ °F

2. ΔT & LMTD

	fluida panas	fluida dingin	selisih
T tinggi	338 F	176 F	162
T rendah	176 F	86 F	90
selisih	162	90	72

$$LMTD = \frac{(\Delta T_2 - \Delta T_1)}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$LMTD = \frac{72}{\ln \frac{162}{60}}$$

$$LMTD = 122,493422 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Faktor koreksi LMTD :

$$R = \frac{(T1-T2)}{(t2-t1)} \quad (\text{D.Q Kern: Pers. 5.14hal. 828})$$

$$S = \frac{(t2-t1)}{(T1-t1)}$$

$$R = 1,8$$

$$S = 0,357142857$$

$$FT \text{ (figure 18 Kern)} = 0,775$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } \Delta T \text{ LMTD} &= 122,493422 \text{ } ^\circ\text{F} \times 0,775 \quad (\text{D.Q Kern: Pers. 7.42hal. 828}) \\ &= 94,93240206 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

3. Overall Coefficient (Ud)

Untuk pemanasan bahan organik dengan pemanas steam, kisaran nilai Ud dapat diperoleh dari Table 12.1 (Coulson & Richardson, 1983)

$$\text{Diperoleh : } Ud, \text{ min} = 500 \quad \text{W/m}^2.\text{K}$$

$$Ud, \text{ max} = 1000 \quad \text{W/m}^2.\text{K}$$

$$\text{Dipilih : } Ud = 500 \quad \text{W/m}^2.\text{K}$$

4. Luas Total Perpindahan Panas

$$A = \frac{(Q/3600)}{U_d \Delta T_m} = 7,801750749 \text{ m}^2$$

5. Perancangan bagian tube

Spesifikasi Tube

Dipilih tube dengan spesifikasi sebagai berikut (Perry, 1984: hal 11-10) :

$$\text{Diameter luar } \quad OD = 1 \quad \text{in}$$

$$\begin{aligned}
 &= 25,4 \quad \text{mm} \\
 &= 0,0254 \quad \text{m} \\
 \text{Birmingham Wire Gage (BWG)} &= 16 \quad \text{BWG} \\
 \text{Diameter dalam ID} &= 0,87 \quad \text{in} \\
 &= 0,022098 \quad \text{m} \\
 \text{Tebal tube } t &= 0,065 \quad \text{in} \\
 &= 0,001651 \quad \text{m} \\
 \text{Panjang tube } Lt &= 8 \quad \text{ft} \\
 &= 2,438399922 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

Panjang tube standar : 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, dan 20 ft (Perry, 1980 : hal 11-11)

$$\text{Spesifikasi Tube Sheet Tebal } t_{ts} = 25 \quad \text{mm} = 0.025 \quad \text{m}$$

Perhitungan Jumlah Tube

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang tube efektif} \quad Lt_{\text{eff}} &= Lt - 2 t_{ts} = 2.388399922 \quad \text{m} \\
 \text{Luas permukaan 1 buah tube} \quad As1 &= \phi \cdot Lt \cdot OD = 0.190489224 \quad \text{m}^2 \\
 \text{Jumlah tube yang diperlukan} \quad Nt &= A / As1 = 40.95638891
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tube Sheet Layouts (Tube Counts), dipilih : $Nt = 41$

Tube Sheet Layouts (Tube Counts) standar, dipilih : $Nt = 32$

Koreksi A dan Ud

$$\text{Luas permukaan} = A_{\text{kor}} = Nt \cdot As1 = 6,0957 \text{ m}^2$$

$$\text{Overall Coefficient} = U_{d,\text{kor}} = \frac{(Q/3600)}{A_{\text{kor}} \Delta T_m} = 639,9435767 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

6. Perhitungan Diameter Tube Bundle (Db)

Dipilih : Tube Arrangement : Triangular Pitch

Tube Pass $N_{pt} = 2$; $Pt = 1,25$ OD
 Shell Pass $N_{ps} = 1$; $Pt = 0,03175$ m

Dari Tabel 12.4 Coulson & Richardson (1983 : hal 523) diperoleh :

$$K_1 = 0,249$$

$$n_1 = 2,206$$

$$D_b = OD \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{\left(\frac{1}{n_1} \right)}$$

Diperoleh : $= 0,229591179$ m = 9,039027692 in

7. Perancangan Bagian Shell

Diameter Shell

Berdasarkan Tube Sheet Layouts (Tube Counts), dipilih :

$$IDs = 10 \text{ in}$$

$$= 0,253999863 \text{ m}$$

Perancangan Baffle

Dipilih : Jenis Single Segmental Baffle

Baffle Cut 25 % Baffle Diameter

Clearance Between Tube Hole in Baffle dan Tube CBT = 0.6 mm

Baffle Spacing (Lb) = 1 IDs

$$Lb = 0,253999863 \text{ m}$$

Jml Baffle ★ Nb = 10 ★

8. Perhitungan Koefisien Transfer Panas

Tube Side Coefficient

Untuk keperluan perancangan, kondensasi total steam dapat diperkirakan mempunyai koefisien perpindahan panas sekitar 8000 W/m².K (Coulson and Richardson, 1983 : hal 576)

Koefisien transfer panas inside pipe (hi) = 8000 W/m².K

Koefisien transfer panas inside tube dengan dasar diameter luar (hio = hi.ID / OD) = 6960 W/m².K

Shell Side Coefficient

$$\text{Diameter ekivalen } d_e = \frac{1.1}{OD} (p_i^2 - 0.917 OD^2) = 0,01803527 \text{ m}$$

$$\text{Luas tampang aliran } A_{fs} = \frac{(p_i - OD)}{p_i} ID_s L_b = 0,012903186 \text{ m}^2$$

$$\text{Fluks massa aliran di shell } G_s = W_c / A_{fs} = 494756.4088 \text{ kg/jam.m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linier aliran di shell } u_s &= G_s / \rho_c = 134479.2979 \text{ m/jam} \\ &= 37.35536052 \text{ m/dtk} \end{aligned}$$

$$\text{Bilangan Reynold } Re_s = \rho_c u_s d_e / \eta_c = 238591.2715$$

$$\text{Bilangan Prandtl } Pr_s = c_{pc} \eta_c / k_c = 0,020270276$$

Persamaan umum untuk perancangan exchanger (persamaan Sieder and Tate) :

$$Nu = C Re^{0.8} Pr^{0.33} \left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0.14} \quad (\text{Coulson and Richardson, 1983 : hal 537})$$

$$\begin{aligned} \text{Dimana : } C &= 0,021 \text{ (untuk gas)} \\ &= 0,023 \text{ (untuk cairan encer)} \\ &= 0,027 \text{ (untuk cairan kental)} \end{aligned}$$

$$\left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0.14} = 1 \text{ (untuk gas dan cairan encer)}$$

Sehingga diperoleh : Bilangan Nusselt (Nus) = 127,3840834

$$\text{Koefisien transfer panas outside tube } (h_o = Nus.kc / d_e) = 112,8591269 \text{ W/m}^2.K$$

Clean Overall Coefficient (U_c) = $U_c = h_{io} \cdot h_o / (h_{io} + h_o) = 111,0582735 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$

9. Dirt Factor Minimum

Dari Table 12.2 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 216), diperoleh :

Koefisien Fouling Factor Steam - Condensate

$$h_{id, \max} = 5000 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$\text{Sehingga : } R_{di} = 1 / h_{id, \max} = 0,0002 \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$$

$$R_{dio} = R_{di} \cdot OD / ID = 0,000229885 \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$$

Koefisien Fouling Factor Organics Liquid

$$h_{od, \max} = 5000 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$R_{do} = 1 / h_{od, \max} = 0,0002 \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$$

$$\text{Minimum Dirt Factor} = R_{d, \min} = R_{dio} + R_{do} = 0,000429885 \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$$

$$\text{Dirt Factor Design} = R_d = (U_c - U_{d, \text{kor}}) / (U_c \cdot U_{d, \text{kor}}) = 0,007441644 \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$$

(Syarat : $R_d > R_{d, \min}$, terpenuhi)

10. Perhitungan Pressure Drop

Tube Side Pressure Drop

$$\text{Densitas rata - rata } \rho_m = \frac{\rho_v + \rho_l}{2} = 471,5398 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Luas tampang 1 buah tube} = A_{f1} = \pi/4 \cdot OD^2 = 0,000506451 \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah tube per pass} = N_{tp} = N_t / (\text{tube pass}) = 16$$

$$\text{Luas tampang total tiap pass di tube} = A_{ft} = N_{tp} \cdot A_{f1} = 0,002025802 \text{ m}^2$$

$$\text{Fluks massa aliran di tube} = G_t = W_h / A_{ft} = 321205,0692 \text{ kg/jam} \cdot \text{m}^2$$

$$\text{Kecepatan linier aliran di tube} = u_t = G_t / \rho_m = 681,1833681 \text{ kg/jam}$$
$$= 0,189217602 \text{ kg/det}$$

$$\text{Bilangan Reynolds} = Re = u_t \cdot \rho_m \cdot ID / \mu_l h = 8662,846146$$

Dari Fig. 12.23 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 665), diperoleh :

$$\text{Faktor friksi Inside Tube} (f_f) = 0,05$$

Pressure Drop (Pers. 12.20, Coulson and Richardson, 1983 : hal 665)

$$\Delta P_t = N_{pt} \left(8J_f \left(\frac{L_t}{ID} \right) + 2.5 \right) \frac{\rho u_t^2}{2}$$

$$= 6298,986453 \text{ Pa}$$

$$= 0,914068123 \text{ Psi}$$

(Syarat : DP < 2 psi, terpenuhi)

Shell Side Pressure Drop

Bilangan Reynold = 238591,2715

Dari Fig. 12.30 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 665), diperoleh :

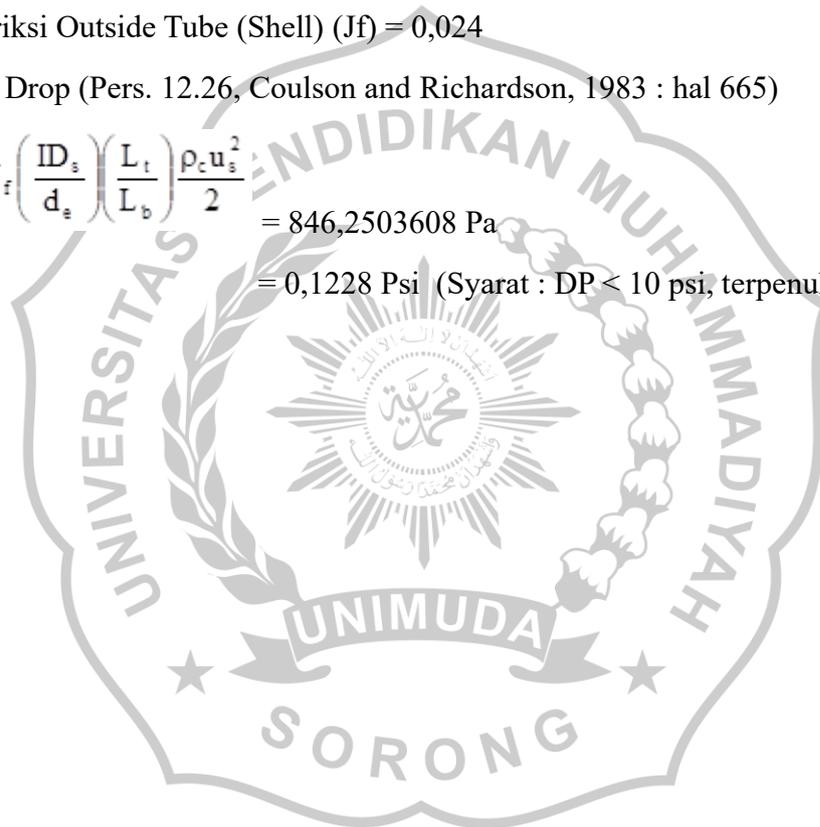
Faktor friksi Outside Tube (Shell) (J_f) = 0,024

Pressure Drop (Pers. 12.26, Coulson and Richardson, 1983 : hal 665)

$$\Delta P_s = 8J_f \left(\frac{ID_s}{d_s} \right) \left(\frac{L_t}{L_b} \right) \frac{\rho u_s^2}{2}$$

$$= 846,2503608 \text{ Pa}$$

$$= 0,1228 \text{ Psi (Syarat : DP < 10 psi, terpenuhi)}$$



Perancangan Kompresor

Fungsi : Menaikkan tekanan menjadi 200 atm

Jenis : Centrifugal compressor Multistage

Bahan : Carbon Steel

	stage 1	stage 2	
T in (k)	303	304.2354	
T out (K)	304.2354	305.47592	
p in (atm)	1	14.142136	
p out (atm)	14.14214	200	
Tc H2 (K)			33.19
Pc H2 (bar)			13.13

A. Menghitung tenaga kompresor

Untuk menghitung tenaga kompresor digunakan persamaan :

$$W = \frac{Z \times R \times T_{in}}{M} \left[\left(\frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]$$

$$\text{Tenaga kompresor} = \frac{W}{E_p}$$

W = Tenaga politropik kompresor, Kj/kmol

Z = faktor kompresibilitas

R = konstanta ideal (8,314 kj/kmol-K)

T_{in} = suhu gas masuk kompresor stage 1, K

M = berat molekul gas, kg/kmol

P_{in} = tekanan gas masuk kompresor stage 1, atm

P_{out} = tekanan gas masuk kompresor stage 2, atm

E_p = Efisiensi politropik

$$T_r \text{ mean} = \left(\frac{T_{in} + T_{out}}{2 \times T_c} \right) = 9,147866827$$

$$P_r \text{ mean} = \left(\frac{P_{in} + P_{out}}{2 \times P_c} \right) = 0,584277497$$

$$T \text{ mean} = \left(\frac{T_{in} + T_{out}}{2} \right) = 303,6177 \text{ K}$$

$$C_p T \text{ mean} = 8327 \text{ Kj/kmol-K}$$

Dari harga harga $T_r \text{ mean}$ dan $P_r \text{ mean}$ pada Fig. 3.8, 3.9, 3.10 Coulson. Vol 6, 1983 hal. 76,77,78 diperoleh harga :

$$Z = 0,035$$

$$X = 1,5$$

$$Y = 1,45$$

$$E_p = 65\%$$

Dari persamaan 3.36 dan 3.38 Coulson 1983, diperoleh harga m dan n sebagai berikut :

$$m = \frac{z \times R}{C_p} \left(\frac{1}{E_p} + X \right) = 0,000925284$$

$$n = \frac{1}{Y - mx(1+X)} = 1,72579$$

Sehingga

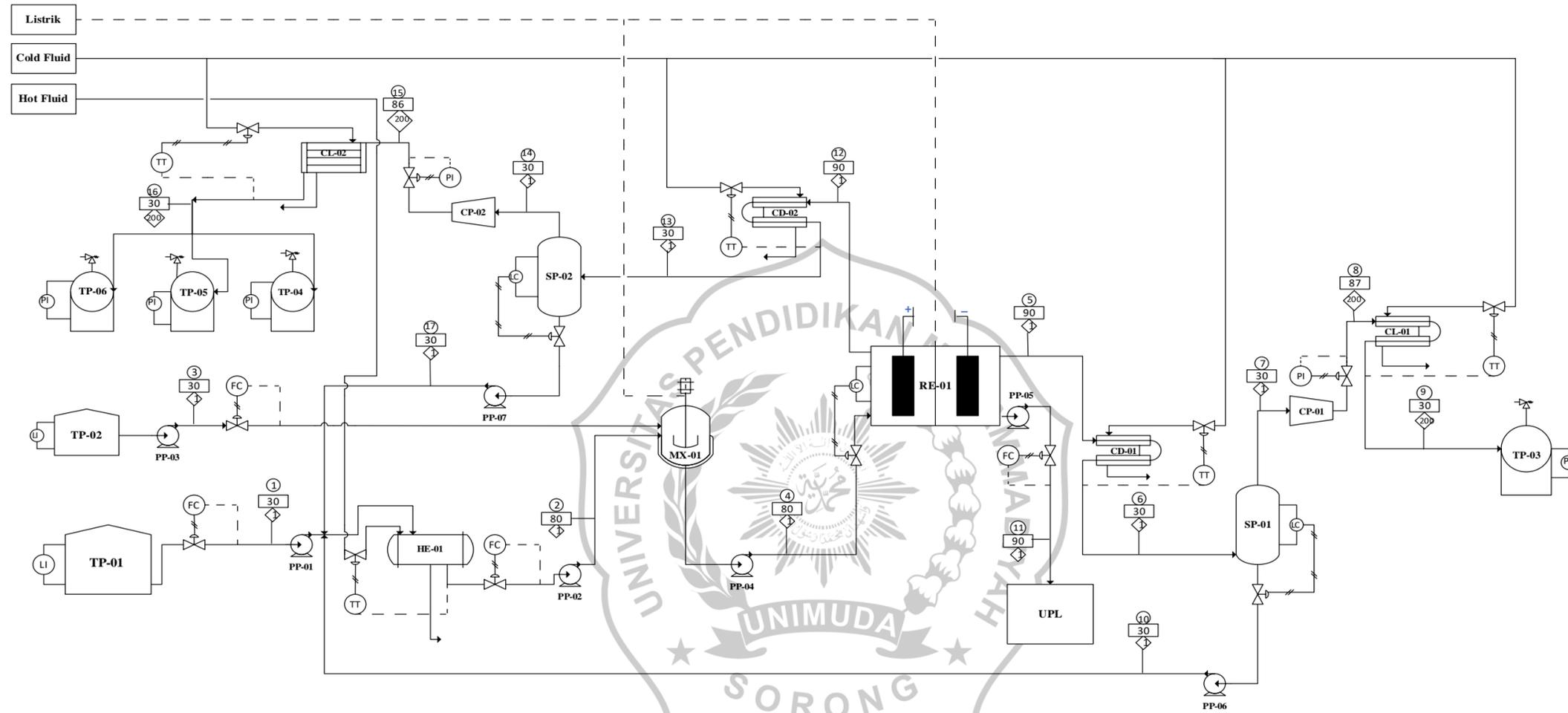
$$W = 769,322701 \text{ Kj}$$

$$\text{Tenaga kompresor} = \frac{769,322701 \text{ Kj}}{65}$$

$$= 207,5527441 \text{ kj}$$

$$= 0,077 \text{ hp}$$

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK HIDROGEN DENGAN PROSES ELEKTROLISIS AIR
KAPASITAS 5.000 TON/TAHU



KOMPONEN	ARUS (KG/JAM)																	SIMBOL	KETERANGAN	SIMBOL	KETERANGAN	KETERANGAN INSTRUMEN		PRODI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS PENDIDIKAN MUHAMMADIYAH SORONG 2023
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17							
KOH (aq) 25%	-	-	19,208	19,208	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	○	Nomor Arus	TP	Tangki Penyimpanan	FC : Flow Controller	Disusun Oleh : 1. Syaiku Malik (142420119004) 2. Yermias Oratmangun (142420119005)	
H ₂ O (l) 75%	-	-	76,832	76,832	-	-	-	-	-	-	76,832	-	-	-	-	-	-	□	Suhu, °C	MX	Mixer	LI : Level Indicator		
H ₂ O (l)	6.314,3421	6.383,93	-	6.383,93	-	17.12	-	-	-	16,93	635,25	-	52,9424	-	-	-	52,66	◇	Tekanan, atm	RE	Reaktor Elektrolisis	PI : Pressure Indicator	Dosen Pembimbing: 1. Firmanullah Fadlil, M.Eng. 2. Yusnita La Goa, M.T.	
O ₂ (g)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	5.053,14	5.053,14	5.053,14	5.053,14	5.053,14	-	◇	Control Valve	SP	Separator	LC : Level Controller		
H ₂ (g)	-	-	-	-	631,3	631,3	631,3	631,3	631,3	-	-	-	-	-	-	-	-	—	Pneumatic	CP	Compressor	TT : Temperature Transmitter		
K ⁺ (aq)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	13,377	-	-	-	-	-	-	—	Electrical	CL	Cooler			
H ₂ O (g)	-	-	-	-	17.12	-	0,1897	0,1897	0,1897	-	-	52,9424	-	0,28241	0,28241	0,28241	-	—	Pipeline	PP	Pompa Proses			
TOTAL	6.314,34	6.383,93	96,04	6.479,97	648,42	648,42	631,48	631,48	631,48	16,93	725,459	5.106,08	5.106,08	5.053,42	5.053,42	5.053,42	52,66			HE	Heat Exchanger			