

PRARANCANGAN PABRIK HIDROGEN DARI METANA

KAPASITAS 200.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh :

TSANIA TRIE WULANDARI

20521156

DARIL LATUR RIKHANA TINOFA

20521224

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

YOGYAKARTA

2024

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

**PRARANCANGAN PABRIK HIDROGEN DARI METANA
KAPASITAS 200.000 TON/TAHUN**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini

Nama Tsania Trie Wulandari
No. Mahasiswa 20521156

Nama Daril Latur Rikhana Tinofa
No. Mahasiswa 20521224

Yogyakarta, 10 Oktober 2024

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

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



Tsania Trie Wulandari



Daril Latur Rikhana Tinofa

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK HIDROGEN DARI METANA

KAPASITAS 200.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Tsania Trie Wulandari Nama : Daril Latur Rikhana Tinofa

No. Mahasiswa : 20521156 No. Mahasiswa : 20521224

Yogyakarta, 10 Oktober 2024

Pembimbing






Ajeng Yullanti Dwi Lestari, ST,MT

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK HIDROGEN DARI METANA
DENGAN KAPASITAS 200.000 TON/TAHUN
PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :
Tsania Trie Wulandari
20521156

Telah dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 29 Oktober 2024

Tim Penguji,
Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S. T., M. T. :  20/11/2024
Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M. Sc. :  Penguji I
Venitalitya Alethea Sari Augustia, S. T., M. Eng. :  Penguji II 30/10/24

Mengetahui :

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia




Sholeh M. Mun, S. T., M. T., Ph. D.

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Allah SWT atas rahmat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul “**Prarancangan Pabrik Hidrogen dari Metana Kapasitas 200.000/Tahun**” dengan baik.

Laporan ini disusun sebagai penerapan teori Teknik Kimia yang kami pelajari selama di bangku perkuliahan dan sebagai salah satu syarat agar bisa mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Strata 1 (S1) di jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Dalam penyusunan laporan ini, penyusun dapat menyelesaikan atas berkat semangat, motivasi, dorongan sekaligus doa dari semua pihak, yang dimana pada kesempatan ini penyusun mengucapkan banyak terimakasih kepada :

1. Kedua Orang tua dan seluruh keluarga tersayang yang selalu mendoakan dan memberikan dukungan, semangat dalam moral dan bantuan material, sehingga penyusun dapat melaksanakan Tugas Akhir dengan baik.
2. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang selalu membimbing dan memberikan saran serta arahan demi kelancaran penyusunan penyelesaian laporan.
4. Bapak Ibu Dosen Teknik Kimia yang tidak pernah lelah mendidik dan membimbing kami.
5. Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia angkatan 2020 yang telah memberikan dukungan, keakraban, dan kebersamaannya selama penyelesaian laporan.

Penyusun menyadari bahwa laporan Tugas Akhir ini masih terdapat kekurangan. Oleh karena itu, kritik sekaligus saran yang membangun sangat di harapkan demi kesempurnaan

laporan ini. Semoga laporan ini dapat memberikan manfaat manfaat bagi penyusun dan semua pihak yang memerlukannya.

Yogyakarta, 4 Oktober 2024

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN

“ Support sistem dari diri sendiri itu harus, dari orang lain itu bonus. Orang lain yang mendukung kita hargai, yang hanya sekedar ingin melihat hasilnya cukup kita abaikan saja.

Tetap semangat sampai finish, nikmati saja setiap prosesnya ya”

Alhamdulillah saya ucapkan yang sebanyak-banyaknya tentang rasa syukur saya kepada Allah SWT yang sudah mengabulkan setiap do'a yang saya panjatkan, memudahkan dan memperlancar urusan dan dengan izin-Nya saya dapat menyelesaikan tugas akhir ini.

Dalam semua proses yang saya lalui untuk bisa menyelesaikan tugas akhir ini, saya persembahkan untuk orang-orang hebat yang ada di hidup saya:

1. Orang hebat dan support sistem terbaik yang sabarnya luar biasa yaitu Umi ku, Atinah. Terimakasih banyak untuk beliau yang selalu ada dan mau membantu setiap prosesku yang sering terkendala. Terimakasih sudah sangat sabar menunggu hasil dari setiap langkah yang diiringi dengan do'a dan usaha yang selalu tidak ada putusnya untuk saya bisa menyelesaikan studi ini. Panjang umur dan bahagia selalu Umi.
2. Kakak kandung (Lak Angga, Cak Nelva, Kak Dayat (kakak ipar), Bang Alfa, Bang gama). Terimakasih yang sudah memberikan masukan, semangat dan membantu kendala yang sering ada dalam setiap proses saya, tetap ada dan bahagia selalu.
3. Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T., Dosen pembimbing tugas akhir yang sudah banyak membantu saya selama mengerjakan dan bisa menyelesaikan tugas akhir. Sehat selalu bu Ajeng.
4. Tsania Trie Wulandari partner saya dari Kerja Praktik - Penelitian - hingga Tugas Akhir. Terimakasih untuk perjalanan yang dilalui dengan kerjasama dan kesabaran sehingga pelan-pelan kita bisa menyelesaikan tugas akhir ini. Maaf jika ada kata dan sikap yang kurang berkenan selama menjadi partner. Sukses kedepannya ya.

5. Orang-orang yang saya kenal dari SMA (Terkhusus Nur Azizah, Anggun Wandella) Terimakasih sudah memberikan semangat. Tetap ada dan selalu bahagia ya.
6. Untuk beberapa orang yang mengatakan “ Kamu bisa kok,...”. Terimakasih saya ucapkan juga karena sudah meyakinkan bahwa benar aku bisa menyelesaikan tugas akhir ini.
7. Semua pihak yang sudah memberikan bantuan, semangat dan masukan dalam penyusunan tugas akhir ini.
8. Terimakasih dengan lagu - lagu Taylor Swift, DJ Tiktok, Shalawat Nissa Sabyan dan lagu lainnya yang selalu menemani untuk setiap pengerjaan tugas akhir.
9. Diri sendiri. Terimakasih sudah menyelesaikan sampai finish walaupun sering mengeluh dan sering menangis. Kamu hebat dengan prosesmu sendiri. Tetap jadi orang baik dan selalu waras ya. Jangan lupa bersyukur.

Daril Latur Rikhana Tinofa,

Teknik Kimia UII 2020

LEMBAR PERSEMBAHAN

“ Support sistem dari diri sendiri itu harus, dari orang lain itu bonus. Orang lain yang mendukung kita hargai, yang hanya sekedar ingin melihat hasilnya cukup kita abaikan saja.

Tetap semangat sampai finish, nikmati saja setiap prosesnya ya”

Alhamdulillah saya ucapkan yang sebanyak-banyaknya tentang rasa syukur saya kepada Allah SWT yang sudah mengabulkan setiap do'a yang saya panjatkan, memudahkan dan memperlancar urusan dan dengan izin-Nya saya dapat menyelesaikan tugas akhir ini.

Dalam semua proses yang saya lalui untuk bisa menyelesaikan tugas akhir ini, saya persembahkan untuk orang-orang hebat yang ada di hidup saya:

1. Orang hebat dan support sistem terbaik yang sabarnya luar biasa yaitu Babe Palgunadi. Terimakasih banyak untuk beliau yang selalu ada dan mau membantu setiap prosesku yang sering terkendala. Terimakasih sudah sangat sabar menunggu hasil dari setiap langkah yang diiringi dengan do'a dan usaha yang selalu tidak ada putusya untuk saya bisa menyelesaikan studi ini. Panjang umur dan bahagia selalu Babe.
2. Untuk orang tersayang yang sudah berada di surga Allah yaitu almarhumah Ibu Tri Maryani. Walaupun tidak sempat menyaksikan segala prosesku secara langsung tapi saya yakin beliau menyaksikan dari atas sana. Terimakasih sudah melahirkan saya dan merawat saya sampai 19 tahun. Ini memang proses yang berat tapi saya yakin beliau sudah bahagia disana. Sampai bertemu lagi ya Ibu sayang.
3. Mas Radya Agus Saputro dan Mas Radya Yanu Nugroho. Terimakasih yang sudah memberikan semangat, masukan, dan membantu kendala yang sering ada dalam setiap proses saya. Walaupun gengsi kalian setinggi langit tapi saya tau kalian support saya, tetap ada dan bahagia selalu.

4. Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T., Dosen pembimbing tugas akhir yang sudah banyak membantu saya selama mengerjakan dan bisa menyelesaikan tugas akhir. Sehat selalu bu Ajeng.
5. Daril Latur Rikhana Tinofa partner saya dari Kerja Praktik - Penelitian - hingga Tugas Akhir. Terimakasih untuk perjalanan yang dilalui dengan kerjasama dan kesabaran sehingga pelan-pelan kita bisa menyelesaikan tugas akhir ini. Maaf jika ada kata dan sikap yang kurang berkenan selama menjadi partner. Sukses kedepannya ya.
6. Orang-orang yang saya kenal masa sekolah (Terhusus Nabila, Latifa, piyik crew yaitu Shervi, Septina, Luthfia, Nindi.) Terimakasih sudah memberikan semangat. Tetap ada dan selalu bahagia ya.
7. Untuk beberapa orang yang mengatakan “ Kamu bisa kok,...”. Terimakasih saya ucapkan juga karena sudah meyakinkan bahwa benar aku bisa menyelesaikan tugas akhir ini.
8. Semua pihak yang sudah memberikan bantuan, semangat dan masukan dalam penyusunan tugas akhir ini.
9. Terimakasih dengan lagu - lagu Mahalini, Denny Caknan, Happy Asmara, Lyodra, Tiara Andini, dan lagu lainnya yang selalu menemani untuk setiap pengerjaan tugas akhir.
10. Diri sendiri. Terimakasih sudah menyelesaikan sampai finish walaupun sering mengeluh dan sering menangis. Kamu hebat dengan prosesmu sendiri. Tetap jadi orang baik dan selalu waras ya. Jangan lupa bersyukur.

Tsania Trie Wulandari,

Teknik Kimia UII 2020

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

KATA PENGANTAR.....	iv
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL	x
DAFTAR GAMBAR.....	xiii
ABSTRAK	xiv

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	2
1.3 Tinjauan Pustaka.....	11
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	18

BAB II PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk	23
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	26
2.3 Pengendalian Kualitas.....	30

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir Proses dan Material	33
3.2 Uraian Proses	35
3.3 Spesifikasi Alat.....	37
3.4 Neraca Massa.....	46
3.5 Neraca Panas.....	51

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik	55
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>)	57
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>).....	60
4.4 Organisasi Perusahaan	62

BAB V UTILITAS

5.1 Unit Penyediaan dan Pengelolaan Air	77
---	----

5.2 Unit Pembangkit Steam	83
5.3 Unit Pembangkit Listrik.....	84
5.4 Unit Penyedia Udara Tekan	86
5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar	86
5.6 Unit Pengolahan Limbah	87

BAB VI EVALUASI EKONOMI

6.1 Harga Alat.....	99
6.2 Dasar Perhitungan Biaya.....	104
6.3 Analisis Kelayakan Ekonomi.....	112

BAB VII PENUTUP

7.1 Kesimpulan	115
7.2 Saran	116

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN - LAMPIRAN

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Hidrogen di Indonesia	2
Tabel 1.2 Pabrik Hidrogen di Indonesia	4
Tabel 1.3 Data Ekspor Hidrogen di Indonesia.....	5
Tabel 1.4 Data persentase pertumbuhan	5
Tabel 1.5 Data kapasitas pabrik amonia di Indonesia.....	7
Tabel 1.6 Produksi metana oleh Perusahaan LNG yang ada di Indonesia	9
Tabel 1.7 Kapasitas pabrik komersial yang sudah berdiri di luar negeri.....	10
Tabel 1.8 Pabrik hidrogen yang sudah berdiri di luar negeri.....	10
Tabel 1.9 Kelebihan dan Kekurangan masing-masing proses reaksi	17
Tabel 1.10 Harga ΔH_f^o masing-masing komponen	19
Tabel 1.11 Harga ΔG_f^o masing-masing komponen.....	20
Tabel 2.1 Sifat fisika dan bahaya Hidrogen	23
Tabel 2.2 Sifat fisika dan bahaya Karbon Monoksida	25
Tabel 2.3 Sifat fisika dan bahaya Metana	27
Tabel 2.4 Sifat fisika dan bahaya Air	29
Tabel 3.1 Mechanical Design Heat Exchanger (HE-01)	44
Tabel 3.2 Mechanical Design Heat Exchanger (HE-02)	45
Tabel 3.3 Neraca massa total	46
Tabel 3.4 Neraca massa steam reformer	47
Tabel 3.5 Neraca massa CO Converter.....	48
Tabel 3.6 Neraca massa Boiler	49
Tabel 3.7 Neraca massa Absorber	49
Tabel 3.8 Neraca massa Separator	50
Tabel 3.9 Neraca panas steam reformer.....	51
Tabel 3.10 Neraca panas CO Converter	51
Tabel 3.11 Neraca panas Boiler	52
Tabel 3.12 Neraca panas Kompresor (C-01)	52
Tabel 3.13 Neraca panas Kompresor (C-02)	53
Tabel 3.14 Neraca panas Kompresor (C-03)	54
Tabel 4.1 Luas tanah dan Bangunan pabrik.....	57

Tabel 4.2 Rincian gaji karyawan	73
Tabel 4.3 Jadwal kerja karyawan.....	75
Tabel 5.1 Kebutuhan air steam	78
Tabel 5.2 Kebutuhan air umpan alat	78
Tabel 5.3 Kebutuhan air sanitasi.....	79
Tabel 5.4 Kebutuhan steam setiap alat	84
Tabel 5.5 Kebutuhan listrik power plant.....	84
Tabel 5.6 kebutuhan listrik utilitas.....	85
Tabel 6.1 Indeks Harga pada tahun 1963 hingga 2022.....	99
Tabel 6.2 Physical Plant Cost (PPC).....	105
Tabel 6.3 Direct Plant Cost (DPC)	106
Tabel 6.4 Fixed Capital Investment (FCI)	107
Tabel 6.5 Working Capital (WC).....	107
Tabel 6.6 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	108
Tabel 6.7 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	109
Tabel 6.8 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	110
Tabel 6.9 Total Manufacturing Cost (TMC).....	111
Tabel 6.10 General Expense	111
Tabel 6.11 Total Production Cost (TPC).....	112

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik impor hidrogen di Indonesia.....	3
Gambar 1.2 Grafik ekspor berdasarkan persentase pertumbuhan	7
Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif.....	33
Gambar 3.2 Diagram alir kuantitatif.....	34
Gambar 4.1 Lokasi pendirian pabrik hidrogen	57
Gambar 4.2 Tata letak Pabrik	60
Gambar 4.3 Tata Letak Alat.....	62
Gambar 4.4 Struktur Organisasi perusahaan	64
Gambar 5.1 Diagram alir utilitas	83
Gambar 6.1 Grafik Indeks Harga Alat.....	104

ABSTRAK

Hidrogen mempunyai peran penting dalam dunia industri yaitu sebagai bahan baku utama dalam proses kimia, energi bersih, dan penyimpanan energi, dengan kebutuhan yang terus meningkat seiring dengan transisi menuju ekonomi rendah karbon. Sumber utama hidrogen yang diusulkan dalam prarancangan pabrik ini adalah metana, yang diolah melalui proses reformasi uap untuk menghasilkan hidrogen dengan kapasitas 200.000 ton/tahun. Pabrik direncanakan akan didirikan di Kelurahan Bontang Lestari, Kecamatan Bontang Selatan, Kota Bontang, Kalimantan Timur dengan pertimbangan dekat dengan sumber bahan baku yang didapatkan dari LNG Badak Bontang dan dekat dengan pantai sebagai sumber penyedia utilitas pendukung proses produksi. Pabrik didirikan diatas tanah seluas kurang lebih 2 hektar dengan luas bangunan 14.528 m² dan daerah perluasan 5.000 m². Adapun hasil evaluasi ekonomi pada pabrik ini adalah sebagai berikut. Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 60.444.000.000.000. Keuntungan setelah pajak sebesar Rp 56.713.119.198.679. *Return of Investment* sebelum pajak sebesar 47,95 %. *Return of Investment* setelah pajak sebesar 23,98 %. *Pay Out Time* sebelum pajak sebesar 1,73 tahun. *Pay Out Time* setelah pajak sebesar 2,94 tahun. *Break Event Point* (BEP) sebesar 43,56 %. *Shut Down Point* (SDP) sebesar 28,51%. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) sebesar 32,49%.

Kata-kata kunci : Hidrogen, Metana, *Steam Methane Reforming*.

ABSTRACT

*Hydrogen plays an important role in the industrialised world as a key feedstock in chemical processes, clean energy, and energy storage, with a growing need as the transition towards a low-carbon economy. The main source of hydrogen proposed in this plant design is methane, which is processed through a steam reforming process to produce hydrogen with a capacity of 200,000 tonnes/year. The plant is planned to be established in Bontang Lestari Village, South Bontang Sub-district, Bontang City, East Kalimantan with the consideration of being close to the source of raw materials obtained from Badak Bontang LNG and close to the beach as a source of utility providers supporting the production process. The factory was established on a land area around of 2 hectare with a building area of 14,528 m² and an expansion area of 5000 m². The results of the economic evaluation of this plant are: Profit before tax = Rp.60,444,000,000,000 Profit after tax = Rp.56,713,119,198,679 Return of Investment before tax = 47.95%. Return of Investment after tax = 23.98%. Pay Out Time before tax = 1.73 years. Pay out time after tax = 2.94 years. Break Event Point (BEP) = 43.56 %. Shut Down Point (SDP) = 28.51%. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) = 32.49%.
Keywords: Hydrogen, Methane, Steam Methane Reforming.*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Perkembangan sektor perindustrian di Indonesia mengalami peningkatan yang cukup signifikan. Perkembangan ini mengakibatkan semakin meningkat pula kebutuhan energi, salah satunya adalah kebutuhan hidrogen. Hidrogen memiliki fungsi sebagai agen sintesis senyawa organik, katalis dalam proses *hydrocracking*, hidroksilasi, dan hidrodessulfurisasi dalam industri petrokimia. Hidrogen dapat juga digunakan sebagai bahan bakar dalam proses ammonia, agen konduktor dalam industri material, katalis proses hidrogenasi lemak dalam industri *food and beverages*, hidrogenasi dalam pembuatan minyak nabati, dan masih banyak lagi. Pada kenyataannya, produksi hidrogen di Indonesia saat ini belum mampu memenuhi kebutuhan pasar industri, sehingga pemerintah harus melakukan impor hidrogen dari luar negeri untuk memenuhi kebutuhan hidrogen dalam negeri.

Hidrogen memiliki beberapa keunggulan yaitu ketersediaan bahan baku yang melimpah di alam dan hasil pembakaran yang ramah lingkungan. Adapun kelebihan hidrogen sebagai energi pembawa adalah dapat didapatkan dari berbagai macam sumber, antara lain dari gas alam maupun syngas dari hasil gasifikasi batu bara. Di Indonesia, hidrogen diperoleh dari bahan baku berupa gas alam yang ketersediaannya semakin menipis. Pada saat ini, gas alam menjadi sumber alternatif yang banyak digunakan oleh masyarakat untuk berbagai kepentingan. Manfaat gas alam dalam industri yaitu dapat digunakan sebagai bahan baku plastik, bahan dasar pembuatan hidrogen, dan bahan pembuatan pupuk.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Dalam menentukan kapasitas pabrik ditentukan berdasarkan analisis *supply* (penyediaan) dan *demand* (permintaan), melihat ketersediaan Bahan Baku, dan pertimbangan dari Kapasitas Pabrik Komersial yang sudah berdiri.

1.2.1 Analisis Supply dan Demand

A. Supply (Penyediaan)

Supply dapat di hitung berdasarkan hasil penjumlahan dari proyeksi impor dan produksi dalam negeri.

1. Impor

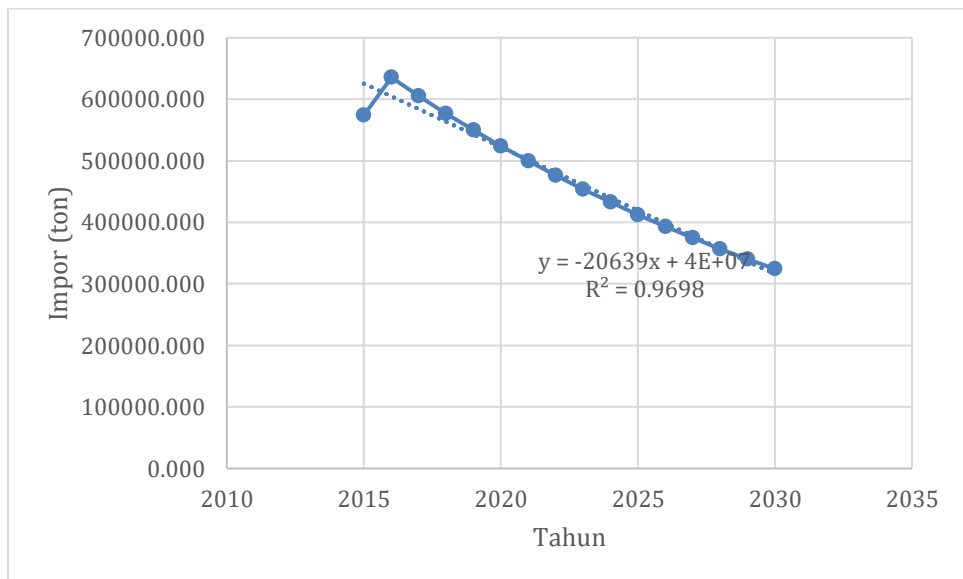
Data Impor Hidrogen di Indonesia hanya ada 3 data, kemudian data tersebut diolah menggunakan persentase pertumbuhan untuk dihitung sampai pada tahun 2030.

Data disajikan pada tabel 1.1 berikut:

Tabel 1.1 Data Persentase Pertumbuhan

Tahun	Impor (Persentase Pertumbuhan, ton)
2016	635.400
2017	605.592
2018	577.182
2019	550.105
2020	524.298
2021	499.702
2022	476.260
2023	453.918

2024	432.624
2025	412.328
2026	392.985
2027	374.549
2028	356.978
2029	340.232
2030	324.271



Gambar 1.1 Grafik impor berdasarkan persentase pertumbuhan

Perkiraan kebutuhan hidrogen di Indonesia dengan menggunakan persamaan $y = -20.639x + 40.000.000$ dengan $R^2 = 0,9698$. Sehingga proyeksi impor diperoleh sebesar -1.897.170 ton/tahun. Dikarenakan proyeksi kebutuhan hidrogen di tahun 2030 menunjukkan hasil negatif, maka pada tahun tersebut tidak ada kegiatan impor.

2. Produksi dalam negeri

Untuk produksi hidrogen dalam negeri, di Indonesia terdapat 5 pabrik yang memproduksi hidrogen dirangkum dalam tabel berikut:

Tabel 1.2 Pabrik Hidrogen di Indonesia

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

Jadi, nilai supply hidrogen di tahun 2030 dapat dihitung dengan melakukan produksi dalam negeri yaitu sebesar 403.616 ton/tahun, sehingga didapatkan nilai supply sebesar 403.616 ton/tahun.

B. Demand (Permintaan)

Demand terdiri dari ekspor ditambah konsumsi dalam negeri.

1. Ekspor

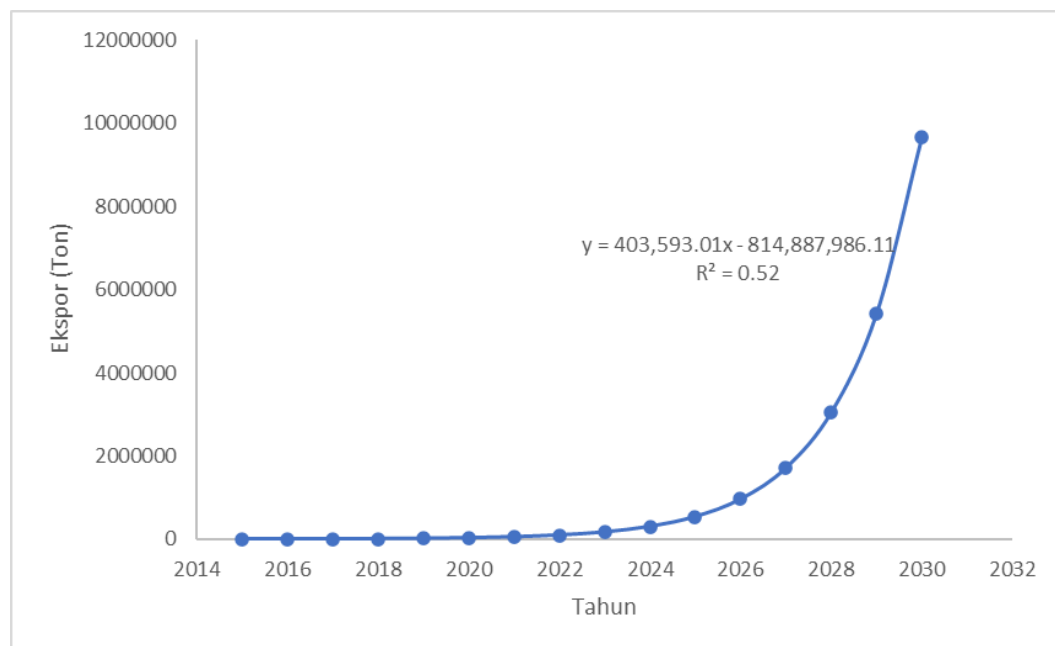
Data Ekspor Hidrogen di Indonesia hanya ada 2 data, kemudian data tersebut diolah menggunakan persentase pertumbuhan untuk dihitung sampai pada tahun 2030.

Data disajikan pada tabel berikut:

Tabel 1.3 Data persentase pertumbuhan

Tahun	Ekspor (Persentase Pertumbuhan,Ton)
2015	1.174,75
2016	3.016,41
2017	5.369,21
2018	9.557,19
2019	17.011,80
2020	30.281,01
2021	53.900,20
2022	95.942,36
2023	170.777,40
2024	303.983,77
2025	541.091,10
2026	963.142,16
2027	1.714.393,05
2028	3.051.619,63
2029	5.431.882,94

2030	9.668.751,63
------	--------------



Gambar 1.2 Grafik ekspor berdasarkan persentase pertumbuhan

Perkiraan kebutuhan hidrogen di Indonesia dengan menggunakan persamaan $y = 403.593,01x + (-814.887.986,11)$ dengan $R^2 = 0.52$. Jadi proyeksi ekspor hidrogen di tahun 2030 diperoleh sebesar 4.405.824,19 ton/tahun.

2. Konsumsi

Untuk mencari data konsumsi hidrogen di Indonesia dilakukan dengan pendekatan kapasitas produksi amonia menggunakan bahan baku hidrogen. Indonesia memiliki cukup banyak pabrik kimia yang memproduksi amonia. Berikut adalah data kapasitas pabrik amonia yang ada di Indonesia.

Tabel 1.5 Data kapasitas pabrik amonia di Indonesia.

No	Nama Pabrik	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	P.T Kaltim Pasifik Amonia	701.340
2	P.T Pupuk Kujang	330.000
3	P.T Petrokimia Gresik	1.105.000
4	P.T Kaltim Parna Industri	526.005
5	P.T Surya Esa Perkasa Tbk	700.000
6	P.T Pupuk Sriwidjaja	330.000
	Total Kapasitas	3.692.345

Menurut Mc. Cabe, 1985, dalam pembuatan ammonia dengan menggunakan proses Haber Bosch yaitu 3 mol hidrogen akan direaksikan dengan 1 mol gas nitrogen. Didapatkan perbandingan nitrogen dengan hidrogen yaitu 1:3. Maka konsumsi hidrogen di Indonesia menggunakan pendekatan jumlah produksi Amonia di Indonesia dengan dikali 75% dari total kapasitas pabrik ammonia di Indonesia. Kemudian didapatkan data konsumsi hidrogen sebesar 2.769.258,75 ton/tahun.

Jadi nilai demand hidrogen di tahun 2030 dapat dihitung dengan melakukan penjumlahan dari nilai proyeksi ekspor sebesar 4.405.824,19 ton/tahun dan konsumsi hidrogen dalam negeri dengan melakukan pendekatan ammonia yang di

produksi dengan bahan baku hidrogen sebesar 2.769.258,75 ton/tahun, sehingga diperoleh nilai demand sebesar 7.175.082,94 ton/tahun.

Berdasarkan data di atas, maka proyeksi kebutuhan hidrogen di tahun 2030, dapat dihitung dengan melakukan analisis supply dan demand.

Besarnya supply = 403.616 ton/tahun.

Besarnya demand = 7.175.082,94 ton/tahun

Proyeksi kebutuhan = Demand - Supply = 6.771.466,94 ton/tahun

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Berdasarkan data Kepala SKK Migas Dwi Soetjipto, terdapat tiga perusahaan LNG di Indonesia yang memproduksi metana.

Tabel 1.6 Produksi metana oleh Perusahaan LNG yang ada di Indonesia

Perusahaan	Kapasitas (ton/tahun)
LNG Badak	8.600.000
LNG Tangguh	7.600.000
LNG Donggi Senoro	2.300.000
Jumlah ketersediaan bahan baku	18.500.000

Untuk mendukung produksi 6.771.466,94 ton kebutuhan hidrogen, pabrik metana di Indonesia sudah dapat memenuhi keperluan produksi.

1.2.3 Kapasitas Pabrik Komersial yang sudah berdiri

Dalam menghitung kapasitas pabrik yang baru perlu mempertimbangkan kapasitas pabrik komersial yang ada untuk menjamin bahwa kapasitas yang akan dipilih dapat beroperasi dan mendatangkan keuntungan. Kapasitas pabrik hidrogen komersial yang sudah berdiri di Indonesia dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 1.7 Kapasitas pabrik komersial yang sudah berdiri di Indonesia

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

Adapun kapasitas pabrik hidrogen yang sudah berdiri di luar negeri dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 1.8 Pabrik hidrogen yang sudah berdiri di luar negeri

Nama Industri	Kapasitas (ton/tahun)
Fukushima Hydrogen Energy Research Field (Jepang)	900
Air Liquide (kanada)	50.000
Linde (Jerman)	40.000

Rincian pabrik Hidrogen yang sudah berdiri di dalam negeri dan luar negeri disajikan pada tabel diatas, yang dimana kapasitas minimal sebesar 900 ton/tahun terdapat di PT. Fukushima Hydrogen Energy Research Field (Jepang) dan kapasitas maksimal sebesar 218.176 terdapat di PT. Air Liquid.

Berdasarkan dari analisis *supply* (penyediaan) dan *demand* (permintaan), melihat ketersediaan Bahan Baku, dan pertimbangan dari Kapasitas Pabrik Komersial yang sudah berdiri, maka pabrik hidrogen akan didirikan pada tahun 2030 dengan kapasitas sebesar **200.000 ton/tahun** . Ditinjau dari kebutuhan hidrogen sebesar 6.771.466,94 ton, apabila didirikan pabrik hidrogen dengan kapasitas 200.000 ton/tahun maka dapat memenuhi sebesar 3% dari hidrogen yang dibutuhkan.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Gas Metana

Metana merupakan zat hidrokarbon paling sederhana yang berbentuk gas dengan rumus kimia CH_4 . Metana hanya dapat tercium apabila gas ini dicampur dengan zat tambahan atau apabila gas ini bercampur dengan gas H_2S , maka akan tercium bau telur busuk. Jika gas ini sudah tercium, berarti konsentrasinya sudah sangat tinggi dan dapat berbahaya untuk kesehatan manusia. Metana termasuk gas rumah kaca yang dapat menimbulkan pemanasan global apabila terlepas ke atmosfer. Metana umumnya dianggap sebagai polutan daripada sumber energi yang berguna. Meskipun begitu, metana yang terdapat di atmosfer bereaksi dengan ozon lalu memproduksi karbon dioksida dan air, sehingga efek rumah kaca akibat metana yang terlepas ke udara relatif hanya berlangsung sesaat. Sumber metana yang berasal dari makhluk hidup mayoritas berasal dari rayap,

hewan ternak, pertanian, dan lain sebagainya. Sebenarnya, metana merupakan sumber energi potensial yang sangat melimpah. Metana dapat menghasilkan emisi karbon dioksida yang lebih rendah apabila digunakan sebagai bahan bakar.

1.3.2 Gas Hidrogen

Hidrogen (bahasa Latin: *hydrogenium*, dari bahasa Yunani: *hydro*: air, *genes*: membentuk) adalah unsur kimia dengan nomor atom 1 dan simbol H di tabel periodik. Hidrogen adalah gas diatomik yang sangat mudah terbakar, tidak berwarna, tidak berbau, nonlogam, dan bervalensi tunggal pada suhu dan tekanan standar. Dengan massa atom 1,00794 gram/mol, hidrogen adalah unsur teringan di Bumi. Hidrogen digunakan dalam berbagai bentuk, termasuk sebagai bahan baku untuk ammonia, plastik, polyester, dan nylon, serta untuk proses desulfurisasi minyak bahan bakar dan bensin. Selain itu, di industri makanan, *hidrogenasi amines* dan *fatty acids*.

Secara umum, ada lima cara untuk menghasilkan hidrogen: *steam reforming*, gasifikasi batu bara, oksidasi parsial, elektrolisis air, dan proses biologi. Di bawah ini adalah uraian singkat dari masing-masing proses.

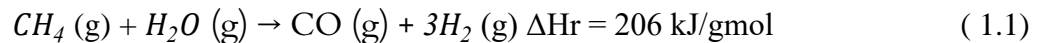
1.3.2.1 Methane steam reforming

Dari semua proses yang tersedia, *Steam Methane Reforming (SMR)* adalah proses yang paling banyak digunakan secara luas untuk produksi gas sintesis skala besar (Rostrup-Nielsen JR, dkk.2002). Produksi Hidrogen di dunia lebih dari 50% berasal dari proses *Steam Methane Reforming* atau yang disebut dengan SMR (Cortright R, dkk.2002). Proses SMR secara endotermik terjadi pada suhu tinggi yaitu dari 800°C - 1000°C dan pada tekanan sedang sebesar 25 atm - 35 atm (Abbas dkk,2017).

Reformasi uap gas alam atau yang disebut sebagai *methane steam reforming* (MSR) karena komponen utamanya merupakan proses yang paling umum untuk menghasilkan hidrogen, meskipun memiliki dampak negatif terhadap iklim melalui emisi gas rumah kaca (Balat, M.,2009). Adapun kekurangan pada proses ini adalah ketergantungannya terhadap gas alam yang semakin berkurang dan juga menghasilkan gas karbon dioksida sehingga menyebabkan efek rumah kaca.

Salah satu metode terbaik untuk memproduksi hidrogen dengan gas alam adalah steam reforming metana. Reaksi *reforming*, *CO shift reaction*, dan pemurnian hasil adalah langkah-langkah proses yang umum di *Methane Steam Reforming* (MSR). Berikut ini adalah contoh reaksi yang terjadi:

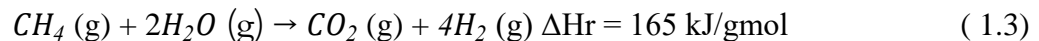
Reforming :



Shift :



Overall :



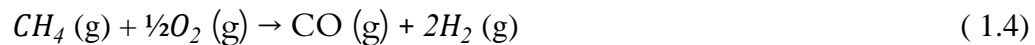
(Rostrup-Nielsen, 2000)

Reaksi ini bersifat katalitik dan terjadi pada tekanan dan suhu yang tinggi. Hidrokarbon yang dapat digunakan sebagai feed terdiri dari hidrokarbon ringan dan hidrokarbon cair. Hidrokarbon ringan termasuk C2-C4, ditemukan dalam gas alam. Saat memproduksi hidrogen, gas alam terutama digunakan sebagai bahan baku karena emisi CO_2 yang rendah dan tingkat konversi yang tinggi. Hidrokarbon

cair termasuk bensin, nafta, solar, atau minyak tanah. Hidrokarbon jenis ini terdiri dari rantai karbon panjang dan mengandung olefin, aromatik, bahan tambahan, dan belerang sehingga memerlukan proses pemurnian awal yang cukup rumit.

1.3.2.2 Oksidasi Parsial

Pada proses Oksidasi Parsial ini lebih ekonomis dan bersifat eksotermis. Meskipun bahan baku dari reaksi Oksidasi Parsial adalah gas alam dan minyak bakar, ketersediaan bahan bakar telah menurun dari 9,61 miliar barel pada tahun 2000 menjadi 8 miliar barel pada tahun 2009.



(Austin, 1984)

Dan juga kekurangan yang lain pada proses ini yaitu membutuhkan katalis yang mahal, seperti rodium dan ruthenium.

1.3.2.3 Elektrolisis air

Proses ini menghasilkan hidrogen dengan energi listrik dan larutan elektrolit NaOH 15% dari air. Proses elektrolisis air melibatkan proses bersih dan hidrogen yang dihasilkan cukup murni. Ada katoda besi dan anoda nikel berlapis besi. Proses ini membutuhkan jumlah listrik yang cukup besar, sebesar 2 hingga 2,25 volt, jadi tidak disarankan untuk dilakukan dalam skala besar.



(Austin, 1984)

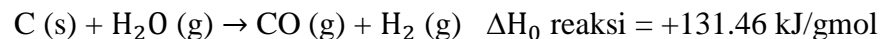
1.3.2.4 Gasifikasi batubara

Gasifikasi batu bara adalah proses di mana karbon batubara diubah menjadi gas, atau syngas, dengan menggunakan media gasifikasi. Digunakan sebagai

media adalah karbon dioksida dan air; gas yang dihasilkan juga beragam, termasuk campuran karbon monoksida (CO) dan hidrogen (H_2), karbon dioksida (CO_2), metana, dan air.

Dalam proses gasifikasi batubara, ada banyak proses yang dapat digunakan, dan masing-masing diklasifikasikan menurut jenis gasifier (reaktor) yang digunakan. Ada tiga tipe gasifier reaktor: moving-bed gasifier, fluidized gasifier, dan entrained-flow gasifier. Namun, karena dianggap paling menguntungkan, jenis gasifier fluidized-bed paling banyak digunakan.

Teknologi ini cocok untuk berbagai jenis batubara, memiliki luas permukaan reaksi yang besar dan efektif, serta kondisi pengoperasian yang mudah dikendalikan hanya dengan menyesuaikan rasio masukan karbon dioksida dan uap terhadap masukan batubara. Menurut Higman and Burgt, 2007 Adapun proses yang terjadi dalam gasifier jenis ini adalah sebagai berikut.



1.3.2.5 Proses biologi

Hidrogen dapat dihasilkan dari biomassa (dapat juga dihasilkan dengan memfermentasi sekam padi, tongkol jagung, sabut kelapa, dan kayu karet).

Adapun kekurangan dari proses ini adalah bahan bakunya bersaing dengan pangan dan rendemen hidrogen yang dihasilkan tidak tinggi, yakni 10% - 20% dan juga mikroorganisme tidak cocok untuk penggunaan skala besar karena harganya yang mahal.



(Austin, 1984)

Tabel 1.9 Kelebihan dan Kekurangan masing-masing proses reaksi

Nama Reaksi	Reaksi Kimia	Kelebihan	Kekurangan
<i>Methane steam reforming</i>	$CH_4 (g) + H_2O (g) \rightarrow CO (g) + 3H_2 (g) \Delta Hr = 206 \text{ kJ/gmol}$ $CO (g) + H_2O (g) \rightarrow CO_2 (g) + H_2 (g) \Delta Hr = -41 \text{ kJ/gmol}$ $CH_4 (g) + 2H_2O (g) \rightarrow CO_2 (g) + 4H_2 (g) \Delta Hr = 165 \text{ kJ/g mol}$	<p>Menghasilkan produk samping berupa CO yang bernilai untuk beberapa plant bahan baku dan proses yang cocok untuk sintesis skala besar.</p>	<p>Ketergantungan terhadap alam dan menghasilkan emisi gas rumah kaca.</p>
Gasifikasi batu bara	$C (s) + H_2O (g) \rightarrow CO (g) + H_2 (g) \Delta Ho \text{ reaksi} = +131.46 \text{ kJ/gmol}$ $C (s) + CO_2 (g) \rightarrow 2CO (g) \Delta Ho \text{ reaksi} = +172.67 \text{ kJ/gmol}$ $C (s) + 2H_2 (g) \rightarrow CH_4 (g) \Delta Ho \text{ reaksi} = 74.94 \text{ kJ/gmol}$	<p>Kondisi operasi tinggi dan proses yang sangat panjang.</p>	<p>Ket ergantungan pada bahan baku batu bara yang makin lama menipis.</p>

Oksidasi parsial	$\text{CH}_4 (\text{g}) + \frac{1}{2}\text{O}_2 (\text{g}) \rightarrow \text{CO} (\text{g}) + 2\text{H}_2(\text{g})$	Lebih ekonomis.	Katalis yang dibutuhkan harganya sangat mahal.
Elektrolisis air	$\text{H}_2\text{O} \xrightarrow{\text{electricity}} \text{H}_2 (\text{g}) + \frac{1}{2}\text{O}_2 (\text{g})$	Sangat ramah lingkungan.	Tidak cocok untuk skala besar.
Proses biologi	$\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 + 7\text{H}_2\text{O} \rightarrow 12 \text{H}_2 + 6\text{CO}_2$	Dalam proses pembuatannya yang ramah lingkungan.	Tidak cocok untuk skala besar.

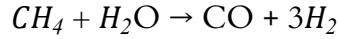
Berdasarkan Penjelasan yang sudah diuraikan diatas, kami memilih proses untuk pembuatan hidrogen dengan kapasitas 200.000 Ton/Tahun dengan menggunakan Proses *Steam Methane Reforming* (SMR), karena dapat menghasilkan produk samping juga yang bisa digunakan sebagai plant bahan baku dan produksinya yang cocok untuk skala besar.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika bertujuan untuk mengetahui sifat reaksi yaitu eksotermis atau endotermis, mengetahui reaksi berlangsung secara spontan atau tidak spontan, dan mengetahui arah reaksi yaitu reversible atau irreversible. Reaksi pembuatan hidrogen dari metana pada suhu 25°C (298 K) dan tekanan 1 atm.

Reaksi :



Penentuan sifat reaksi (*eksotermis/endotermis*) dapat ditentukan dengan perhitungan panas pembentukan standar (ΔH_f^o) dengan harga ΔH_f^o masing-masing komponen pada suhu $25^\circ C$ (298 K) dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 1.10 Harga ΔH_f^o Masing-masing Komponen

Komponen	ΔH_f^o (KJ/mol)
CH_4	-74,85
H_2O	-241,80
CO	-110,54
$3H_2$	0

(Yaws, 1999)

$$\begin{aligned}
 \Delta H_R^o (298 K) &= \sum \Delta H_f^o (\text{produk}) - \sum \Delta H_f^o (\text{reaktan}) \\
 &= \Delta H_f^o (\text{produk}) - \Delta H_f^o (\text{reaktan}) \\
 &= [(\Delta H_f^o CO + \Delta H_f^o 3H_2) - (\Delta H_f^o CH_4 + H_2O)] \\
 &= [(-110,54 + 0) - (-74,85 + (-241,80))] \\
 &= 206,11 \text{ KJ/mol}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh nilai positif (+) dimana hasil tersebut menunjukkan bahwa reaksi tersebut adalah reaksi endotermis (menyerap panas).

Untuk mengetahui reaksi tersebut berlangsung secara spontan atau tidak, dapat ditentukan dengan menghitung energi bebas Gibbs (ΔG_f^o) dengan nilai masing-masing komponen.

Tabel 1.11 Harga ΔG_f^o Masing-masing Komponen

Komponen	ΔG_f^o (KJ/mol)
CH_4	-50,84
H_2O	-228,6
CO	-137,28
$3H_2$	0

(Yaws, 1999)

$$\begin{aligned}
 \Delta G_f^o(298\text{ K}) &= \sum \Delta G_f^o(\text{produk}) - \sum \Delta G_f^o(\text{reaktan}) \\
 &= \Delta G_f^o(\text{produk}) - \Delta G_f^o(\text{reaktan}) \\
 &= [(\Delta G_f^o \text{ CO} + \Delta G_f^o 3H_2) - (\Delta G_f^o CH_4 + \Delta G_f^o H_2O)] \\
 &= [(-137,28 + 0) - (-50,84 + (-228,6))] \\
 &= -416,72 \text{ KJ/mol}
 \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diperoleh nilai negatif (-) yang menunjukkan bahwa reaksi tersebut spontan.

$$\Delta G_f^o = -R.T.\ln K$$

$$\ln K_{(298\text{ K})} = \frac{\Delta G_f^o}{-R.T}$$

$$K_{(298\text{ K})} = \exp\left(\frac{-416,72 \text{ KJ/mol}}{\left(\frac{8,314}{1000}\right) \text{ KJ/mol.K} \times 298 \text{ K}}\right)$$

$$K_{(298\text{ K})} = \exp 168,1969$$

$$K_{(298\text{ K})} = 1,11429 \times 10^{73}$$

Untuk mengetahui arah reaksi (*reversible/irreversible*) dapat ditentukan dengan cara menghitung konstanta kesetimbangan pada suhu operasi 300°C (573 K) menggunakan persamaan dari Van Ness (1997) sebagai berikut.

$$\ln\left(\frac{K}{K_{298\text{ K}}}\right) = -\frac{\Delta H_{298\text{ K}}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}}\right)$$

$$\ln\left(\frac{K}{1,11429 \times 10^{73}}\right) = -\frac{206,11\text{ KJ/mol}}{8,314 \times 10^{-3}\text{ KJ/mol.K}} \times \left(\frac{1}{573} - \frac{1}{298}\right)$$

$$\frac{K}{1,11429 \times 10^{73}} = \exp(39,9255)$$

$$\frac{K}{1,11429 \times 10^{73}} = 2,18496 \times 10^{17}$$

$$K = 2,43468 \times 10^{90}$$

Berdasarkan perhitungan diatas dapat diperoleh konstanta kesetimbangan sebesar $2,43468 \times 10^{90}$. Menurut Halabi (2008), konstanta kesetimbangan dapat dihitung sebagai berikut.

$$K = \exp\left(\frac{-26,830}{T} + 30,114\right)$$

$$K = \exp\left(\frac{-26,830}{600} + 30,114\right)$$

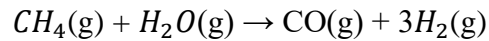
$$K = 1,14531 \times 10^{13}$$

Berdasarkan perhitungan diatas dapat diperoleh konstanta kesetimbangan sebesar $1,14531 \times 10^{13}$. Dimana dapat dikatakan bahwa reaksi dari pembuatan hidrogen berlangsung secara *irreversible* (searah) karena konstanta yang dihasilkan lebih besar daripada satu ($K > 1$).

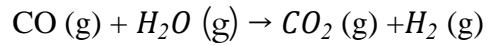
1.4.2 Kinetika

Reaksi pembentukan Hidrogen berlangsung dengan keadaan fase gas-gas. Reaksi kimia yang digunakan yaitu:

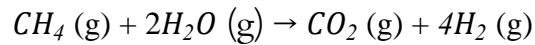
Reaksi Steam Reforming



Reaksi CO Converter



Reaksi Overall



Persamaan ini menggunakan reaksi orde 1. Persamaan *Arrhenius* dapat dituliskan sebagai berikut:

$$k = K_0 \cdot \exp\left(\frac{-E}{R.T}\right)$$

Data diambil berdasarkan penelitian Xu dan Froment (1989) yaitu sebagai berikut:

Nilai E adalah 240,10 [kJ/mol⁻¹] dan nilai K₀ sebesar 1,17 × 10¹² [mol g⁻¹ s⁻¹] suhu 700°C atau 973°K, nilai R 8,314 (J/mol.K) atau 0,008314 (KJ/mol.K).

$$k = K_0 \cdot \exp\left(\frac{-E}{R.T}\right)$$

$$k = 1,17 \times 10^{12} [\text{mol g}^{-1} \text{s}^{-1}] \cdot \text{Exp} \left[\frac{-240,10 [\text{kJ/mol}^{-1}]}{(0,008314)(\text{KJ/mol.K}) \cdot (973 \text{ °K})} \right]$$

$$k = 1,50718 \times 10^{-13} \text{ mol/g.s}$$

BAB II

PERANCANGAN PRODUK



Dalam memenuhi target produksi Hidrogen pada prarancangan ini dan kualitas pada produk, maka perlu diperhatikan untuk spesifikasi produk, spesifikasi bahan, dan juga pengendalian kualitas.

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Hidrogen (produk utama)

Tabel 2.1 Sifat fisika dan bahaya Hidrogen

Rumus Molekul	H_2
Wujud	Gas
Berat Molekul	2 gram/gmol
Titik lebur	-259 °C (pada 1 atm)
Titik didih	-253 °C (pada 1 atm)
Viskositas	0,008957 cP
Suhu Kritis	-239,9 °C
Densitas	0,08987 g/L (pada 0 °C)
Tampilan	Gas tidak berwarna

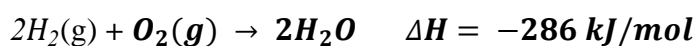
Bau	Tidak berbau
Rasa	Hambar
Sifat gas	Gas mudah terbakar
	Gas yang sangat mudah terbakar.
	Mengandung gas dibawah tekanan (gas terkompresi); dapat meledak jika dipanaskan.

(MSDS, Matheson)

Sifat Kimia : Hidrogen

- Senyawa Hidrogen sangat larut dalam berbagai macam senyawa seperti logam transisi maupun logam kristal. Kelarutan pada Hidrogen ini diakibatkan karena ketidakmurnian struktur logam.
- Hidrogen mempunyai sifat gas yang sangat mudah terbakar dan akan terbakar di udara bebas pada konsentrasi 4%.
- Entalpi pembakaran Hidrogen yaitu -286 kJ/mol.



Hidrogen dapat terbakar menurut persamaan kimia berikut:






(Anonim, 2004)

2.1.2 Karbon Monoksida (produk samping)

Tabel 2.2 Sifat fisika dan bahaya Karbon Monoksida

Rumus Molekul	CO
Wujud	Gas
Berat Molekul	28,01 gr/mol
Titik lebur	-211,6 °C
Titik didih	-191,52 °C
Suhu Kritis	-140,15 °C
Warna	Tidak berwarna
Bau	Tidak berbau
Sifat gas	Sangat mudah terbakar jika ada bahan atau kondisi berikut: api terbuka, percikan api, dan pelepasan muatan listrik statis dan bahan pengoksidasi.
	Gas yang sangat mudah terbakar.
	Mengandung gas dibawah tekanan(gas terkompresi); dapat meledak jika dipanaskan. Beracun jika terhirup.

	Dapat merusak kesuburan atau janin.
	Menyebabkan kerusakan pada organ tubuh melalui paparan dalam waktu lama atau berulang-ulang. Sesak napas meskipun dengan oksigen yang cukup.
	Dapat membentuk campuran yang mudah terbentuk dengan udara.

(MSDS, Airgas)

Sifat Kimia : Karbon Monoksida

- Sangat larut terhadap pelarut organik seperti etil asetat, kloroform, asam asetat. Kelarutan pada metanol dan etanol lebih besar dibandingkan dengan air.
- Karbon monoksida terurai menjadi karbon dan karbon dioksida pada suhu $400^{\circ}C - 700^{\circ}C$
- Gas yang mudah terbakar di udara dengan nyala api berwarna biru terang.


(Merck, 2006)


2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1 Metana

Tabel 2.3 Sifat fisika dan bahaya Metana

Rumus Molekul	CH_4
Wujud	Gas
Berat Molekul	16,05 gram/gmol

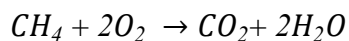
Titik lebur	$-187.6^{\circ}C$
Titik didih	$-161.48^{\circ}C$
Suhu Kritis	$-82.45^{\circ}C$
Densitas	$0,717 \text{ g/cm}^3$ pada $0^{\circ}C$
Titik Nyala	$-104^{\circ}C$
Specific Volume	$23,6407 \text{ ft}^3/\text{lb}$
Kepadatan Uap	0,6
Kelarutan dalam air	0,02 g/L
Koefisien partisi: n oktanol/air	1,09
Suhu penyalaan otomatis	$537^{\circ}C$
Warna	Tidak berwarna
Bau	Tidak berbau
Sifat mudah terbakar (padat, gas)	Sangat mudah terbakar apabila terdapat bahan atau kondisi berikut: terbuka nyala api, percikan api, dan pelepasan listrik statis serta bahan pengoksidasi.
	Gas yang sangat mudah terbakar. Kemudian dapat membentuk campuran yang mudah meledak dengan

	udara.
	Berisi gas di bawah tekanan; dapat meledak apabila dipanaskan. Kemudian dapat menggantikan oksigen dan menyebabkan mati lemas dengan cepat.

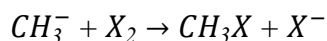
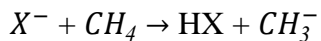
(MSDS, Airgas)

Sifat Kimia : Metana

- a. Pembakaran pada metana adalah sebagai berikut :



- b. Metana dapat bereaksi dengan semua unsur halogen



Dimana X = unsur halogen

(March, 1968)

2.2.2 Air

Tabel 2.4 Sifat fisika dan bahaya Air

Rumus Molekul	H_2O
Wujud	Cair
Berat Molekul	18 gram/gmol
Titik lebur	$0^{\circ}C$
Titik didih	$100^{\circ}C$

Viskositas	1.002 cP
Suhu Kritis	374.1°C
Tekanan Kritis	218.3 atm
Densitas	0,99823 g/L (pada 0oC)
pH	7
Tekanan Uap	17,535°C
Densitas Relatif	1 g/L
Warna	Tidak berwarna
Bau	Tidak berbau
Sifat mudah terbakar (padat, gas)	Tidak mudah terbakar
Sifat pengoksidasi	Tidak ada
Kelarutan	Larut dalam asam asetat, aseton, ammonia, amonium klorida, etanol, gliserol, asam klorida, metanol, asam nitrat, asam sulfat, natrium hidroksida, propilen glikol.

(MSDS, Labchem)

Sifat Kimia : Air

- a. Satu molekul air tersusun dari dua atom hidrogen yang terikat secara kovalen pada satu atom oksigen
- b. Air mempunyai pH sebesar 7 dan oksigen terlarut jenuh yaitu 9 mg/L

(Perry, 1984)

2.3 Pengendalian Kualitas

Kualitas merupakan salah satu daya tarik bagi konsumen terhadap suatu produk. Untuk menghasilkan produk yang berkualitas diperlukan standar proses yang telah diriset dan ditetapkan. Agar dihasilkan produk yang dapat memenuhi standar, maka diperlukan pengendalian kualitas. Pengendalian kualitas merupakan upaya yang dilakukan demi menjaga proses agar tetap menghasilkan produk yang memenuhi standar mutu. Pengendalian kualitas diterapkan berdasarkan spesifikasi bahan baku serta produk yang dihasilkan.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum memasuki tahapan produksi, dilakukan pengujian bahan baku. Bahan baku yang digunakan dalam proses produksi ini berupa metana dan air. Pengujian dilakukan dengan tujuan agar mendapatkan bahan baku yang sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan dalam desain produksi. Pengujian yang dilakukan berupa kelarutan dalam air, kadar air, densitas, titik lebur, konsentrasi, dan lain sebagainya.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian terhadap kualitas produk dilakukan mulai dari bahan baku, produk setengah jadi sampai menjadi produk. Pengawasan tersebut dilakukan dengan menggunakan alat kontrol serta dilakukan analisis di laboratorium.

2.3.3 Pengendalian Proses Produksi

Adapun pengendalian kualitas dalam pabrik Hidrogen ini sangat diperlukan dengan dilakukannya pengendalian alat dengan cara *automatic control* yaitu dengan melakukan set point pada *flow rate* bahan baku ataupun produk, tekanan operasi dan juga suhu operasi yang diinginkan.

Alat kontrol yang di set/di kondisikan yaitu:

a. *Flow Control (FC)*

Flow Control merupakan suatu sistem kontrol yang berfungsi sebagai pengatur kecepatan aliran fluida dalam pipa atau unit proses lainnya agar menyesuaikan kecepatan aliran dengan standar yang telah ditetapkan.

b. *Pressure Control (PC)*

Pressure Control merupakan sistem kontrol yang berfungsi sebagai pengatur tekanan dengan mengatur *set pressure*. Pada umumnya, *control valve* dihubungkan dengan saklar. Apabila tekanan melebihi standar tekanan yang telah ditentukan, maka saklar tersebut akan aktif dan mematikan *control valve*.

c. *Level Control (LC)*

Level Control merupakan sistem kontrol yang berfungsi sebagai pengatur ketinggian dari fluida dalam sebuah alat agar tidak terjadi *flooding* (tumpah). Pengukuran terhadap tinggi fluida dilakukan dengan mengatur laju aliran masuk maupun keluar proses.

d. *Temperature Control (TC)*

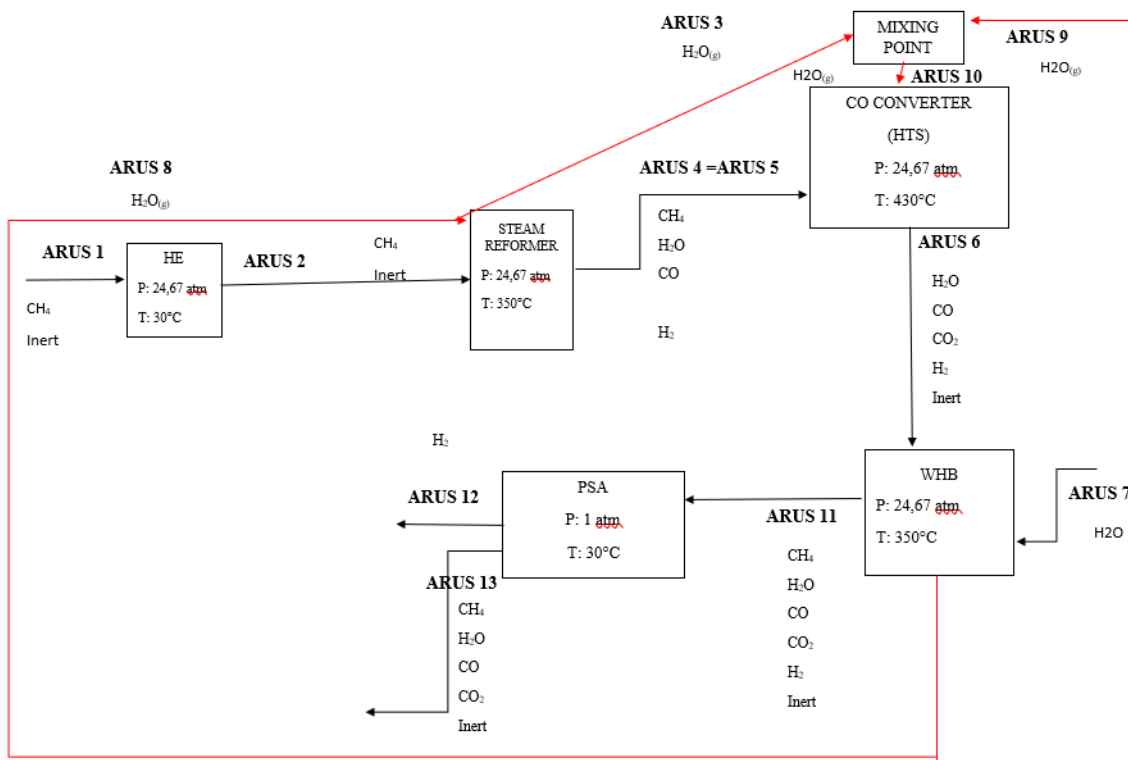
Temperature Control merupakan sistem kontrol yang berfungsi sebagai pengatur suhu dalam alat proses agar dapat menyesuaikan suhu dengan standar yang ditetapkan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir Proses

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif

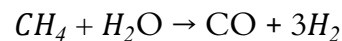


Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif

3.2 Uraian Proses

Pembuatan hidrogen dari metana merupakan reaksi fase gas yang terjadi di dalam reaktor *Fixed Bed Multitube*. Proses pembuatan hidrogen dari bahan baku berupa metana dan air ini diproduksi dengan kapasitas 200.000 ton/tahun.

Reaksi pembentukan hidrogen dari metana secara umum terjadi sebagai berikut :



Proses pembuatan hidrogen dapat dilakukan dengan tiga tahap yaitu :

1. Persiapan bahan baku dan bahan pembantu
2. Proses reaksi pembuatan produk
3. Proses pemisahan dan pemurnian produk

Pada proses yang berlangsung, jenis steam yang digunakan yaitu superheated steam dimana merupakan jenis steam yang terbentuk ketika air telah melebihi titik didihnya pada suhu dan tekanan tertentu dengan peningkatan suhu lebih lanjut.

3.2.1 Tahap Persiapan bahan baku

Komponen yang digunakan sebagai bahan baku dalam penyusunan pabrik hidrogen ini adalah metana 90% dan inert 10%. Setelah komponen bahan baku yaitu metana dan inert mempunyai tekanan sebesar 24,67 atm. Kemudian metana dan inert dialirkan menuju Heater untuk selanjutnya dipanaskan dengan suhu operasi sebesar $30^{\circ}C$. Selanjutnya metana, inert, dan steam yang sudah bercampur di Mixing point dalam kondisi operasi nantinya akan dialirkan menuju Steam Reformer.

3.2.2 Tahap Proses Reaksi

Proses pembuatan hidrogen dari metana ini menggunakan metode Steam methane Reforming. Dimana, komponen bahan baku berupa metana dan air nantinya akan direaksikan yang kemudian menghasilkan hidrogen dan karbon monoksida. Pada awalnya, bahan baku berupa metana, inert, dan steam akan dimasukkan kedalam Steam Reformer dengan suhu operasi sebesar $300^{\circ}C$. Gas proses yang keluar dari steam reformer akan memasuki unit pengubah CO. Gas proses tersebut akan masuk melalui bagian atas lalu mengalir melalui bagian bawah dan terjadi proses pengubahan gas CO menjadi CO_2 . Steam atau H_2O juga harus dimasukkan kedalam CO Converter. Suhu operasi didalam CO Converter sebesar $430^{\circ}C$. Gas proses yang dihasilkan dari CO Converter kemudian diturunkan suhunya menggunakan Waste Heat Boiler/WHB (boiler yang bekerja dengan cara menyerap panas) hingga suhu turun mencapai $350^{\circ}C$. Dalam proses pendinginan dapat dihasilkan steam.

3.2.3 Tahap Pemurnian

Gas proses yang dihasilkan bersamaan dengan steam (H_2O) akan dialirkan menuju PSA (Pressure Swing Adsorption) dengan suhu operasi sebesar $30^{\circ}C$ yang bertujuan untuk memurnikan atau memisahkan H_2 dari impuritisnya yaitu H_2O , CO , CO_2 , dan CH_4 yang tidak bereaksi.

Sistem pada PSA (Pressure Swing Adsorption) terdiri dari 4 vessel adsorber A, B, C, dan D. Masing-masing vessel terdiri dari 3 bagian adsorben (penyerap) yang terdiri dari:

- Pada bagian atas, berisi zeolite yang berfungsi untuk menyerap CO_2
- Pada bagian tengah, berisi Activated Carbon yang berfungsi untuk menyerap CH_4

- Pada bagian bawah, berisi Activated Alumina yang berfungsi untuk menyerap H_2O

Cara kerja PSA terdiri dari 4 bagian yaitu:

1. Adsorption

Proses ini berawal dari masuknya gas dari bawah vessel sehingga impuritis diserap oleh adsorbent dan keluar melalui vessel bagian atas. Kemurnian H_2 yang keluar sekitar 99,99% dengan impuritis terdiri dari CH_4 sebesar kurang dari 5 ppm dan CO_2 sebesar kurang dari 5 ppm.

2. Regenerasi

Tahap regenerasi diawali dengan proses depresurisasi, selama berlangsungnya proses ini gas yang dihasilkan dari proses depresurisasi digunakan untuk purging wessel lain yang mengalami proses regenerasi.

3. Purging

Dalam tahap ini, tekanan gas dalam vessel diatur sangat rendah mendekati ambient prossure dan proses purging ini berasal dari gas vessel lain yang sedang dalam proses depresurisasi. Gas hasil dari proses ini disebut purge gas.

4. Repressurization

Dalam tahap represurisasi ini, tekanan vessel yang awalnya rendah akan dinaikkan hingga mencapai tekanan operasi adsrbsi yaitu 25 atm.

3.3 Spesifikasi Alat Proses

3.3.1 Reaktor (R-01)

Fungsi	: Mereaksikan CH_4 dengan H_2O menjadi CO dan $3H_2$
Jenis	: Fixed bed multitube reactor
Fasa	: Gas
Bentuk	: Silinder tegak
Suhu ruang	: $25^{\circ}C$
Suhu Operasi	: $350^{\circ}C$
Tekanan	: 24,67 atm
Katalis	: Nikel - Alumida
Konversi	: 95%
Tinggi Reaktor	: 2,61 m
Diameter Shell	: 0,19 m
Tebal Dinding	: 2,63 mm
Bahan Konstruksi	: Stainless Steel SA - 167 tipe 309 A

3.3.2 Reaktor (R-02)

Fungsi	: Mereaksikan CO dengan H_2O menjadi CO_2 dan H_2
Jenis	: Fixed bed multitube reactor
Fasa	: Gas
Bentuk	: Silinder tegak
Suhu ruang	: $25^{\circ}C$
Suhu Operasi	: $430^{\circ}C$

Tekanan	: 24,67 atm
Katalis	: Nikel - Alumida
Konversi	: 95%
Tinggi Reaktor	: 2,88 m
Diameter Shell	: 2,37 m
Tebal Dinding	: 37,36 mm
Bahan Konstruksi	: Stainless Steel SA - 167 tipe 309 A

3.3.3 PSA (Pressure Swing Adsorption)

Fungsi	: Untuk memisahkan senyawa H_2 dari impuritasnya.
Bahan konstruksi	: SA-30 (<i>carbon steel</i>)
Bentuk	: Vertical vessel
Jumlah	: 4 unit
Kondisi operasi	
Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 25 atm
Spesifikasi Kolom	
Diameter kolom	: 0,8757 m
Tinggi kolom	: 0,6270 m
Tebal dinding	: 0,6305 in
Spesifikasi tutup kepala atas dan bawah	
Tebal tutup	: 0,6762 in
Tinggi tutup	: 10,1186 in

3.3.4 Tangki penyimpanan Bahan Baku (T-01)

Fungsi	: Untuk menyimpan bahan baku metana
Jenis	: Atmospheric tank
Bahan	: Stainless Steel SA - 167 tipe 309 A
Suhu Operasi	: 30°C
Tekanan Operasi	: 27 atm
Kapasitas tangki	: 23.795,5996 m^3
Diameter Tangki	: 88,70 m
Tinggi Tangki	: 33,26 m
Tebal shell	: 3/16 in
Tebal Head	: 0,1875 in
Tinggi Head	: 0,1415 m

3.3.5 Tangki penyimpanan Produk (T-02)

Fungsi	: Untuk menyimpan produk Hidrogen
Jenis	: Atmospheric tank
Bahan	: Stainless Steel SA - 167 tipe 309 A
Suhu Operasi	: 30°C
Tekanan Operasi	: 20 atm
Kapasitas tangki	: 11.084.104,98 m^3
Diameter	: 335,1712 m
Tinggi	: 125,6892 m
Tebal shell	: 3/16 in

Tebal Head : 0,1875 in
Tinggi Head : 0,1415 m

3.3.6 Pompa (P-01)

Fungsi : Mengalirkan air menuju Boiler
Jenis : Sentrifugal pump
Impeller : Axial flow impellers
Bahan : Stainless Steel SA-167 tipe 309 A
Kapasitas : 390,915 m³/jam
Ukuran Pipa :
 ID : 6,065 in
 OD : 6,625 in
 IPS : 6 in
 Flow area : 28,9 in²
Power Pompa : 29,58 HP
Efisiensi Pompa : 90%
Power Motor : 30 HP
Efisiensi Motor : 87%

3.3.7 Kompresor (K-01)

Fungsi : Menaikkan tekanan keluaran absorber sebelum masuk ke
Separator.
Kondisi Operasi
T : 30 C
P in : 1 atm

P out : 5 atm
 Power : 1.251,9466 HP

3.3.8 Heat exchanger (HE-01)

Fungsi : Memanaskan bahan baku metana dari tangki penyimpanan untuk dialirkan ke reaktor.
 Jenis : Double Pipe
 Fasa : Gas
 Suhu ruang : $25^{\circ}C$
 Suhu Operasi : $30^{\circ}C$
 Tekanan : 1 atm

Tabel 3.1 Mechanical Design Heater (HE-01)

	Annulus	Tube	
Hairpin Length	3,66	3,66	m
Outer Pipe, IPS	0,076		m
Inner Pipe, IPS		0,051	m
OD	0,089	0,060	m
ID	0,078	0,053	m
Schedule No.	1,016	1,016	m
Flow Area	0,0048	0,0022	m^2

Surface Area	0,917	0,542	ft^2/ft
--------------	-------	-------	-----------

3.3.9 Heat exchanger (HE-02)

Fungsi : Memanaskan bahan baku metana dari tangki penyimpanan untuk dialirkan ke reaktor.

Fasa : Gas

Suhu ruang : $25^{\circ}C$

Suhu Operasi : $430^{\circ}C$

Tekanan : 1 atm

Tabel 3.2 Mechanical Design Heater (HE-02)

	Annulus	Tube	
Hairpin Length	3,66	3,66	m
Outer Pipe, IPS	0,076	0	m
Inner Pipe, IPS	0	0,051	m
OD	0,089	0,060	m
ID	0,078	0,053	m
Schedule No.	1,016	1,016	m
Flow Area	0,0048	0,0022	m^2

Surface Area	0,917	0,542	ft^2/ft
--------------	-------	-------	-----------

3.3.10 Boiler (WHB)

Fungsi : Menurunkan suhu senyawa keluaran dari CO

Converter.

Suhu Operasi : $350^{\circ}C$

Tekanan : 24,67 atm

Kapasitas Boiler : 208.491.768,9 kg/jam

Luas perpindahan panas (A) : $733.101,64 m^2$

η (efisiensi) : 80%

Jumlah bahan bakar : 12.835.119,14 kg/jam

Volume bahan bakar : $14.970,78 m^3/jam$

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.3 Neraca Massa Total

No	Komponen	Masuk (Kg/Jam)				Keluar (Kg/Jam)		
		Arus 1	Arus 6	Arus 8	Arus 11	Arus 10	Arus 12	Arus 13
1	CH_4	103.733, 1						5.186,7

2	H_2O		221.064, 4	333.259 ,3	151.772. 756,4	152.110. 893,9		
3	Inert	11.525,9				11.525,9		
4	CO					8.622,8		
5	CO_2					280.857, 4		
6	H_2					25.252, 5		
Subtotal		115.259, 0	221.064, 4	333.259 ,3	151.772. 756,4	152.411. 899,9	25.252, 5	5.186,7
Total		152.442.339,1				152.442.339,1		

3.4.2 Neraca Massa Alat

1. Steam Reformer

Tabel 3.4 Neraca Massa Steam Reformer

No	Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)
		Arus 1	Arus 3	Arus 5

1	CH_4	53.768,1		2.688,4
2	Inert	5.974,2		5.974,2
3	H_2O		311.216,5	248.005,4
4	CO			80.450,5
5	CO_2	14.046,9		
6	H_2			19.793,4
Subtotal		59.742,3	311.216,5	370.958,8
Total		370.958,8		370.958,8

2. CO Converter

Tabel 3.5 Neraca Massa CO Converter

No	Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
		Arus 5	Arus 6	Arus 7

1.	CH_4	2.688,4		2.688,4
2.	Inert	5.974,2		5.974,2
3.	H_2O	206.872,8	4.923,1	211.795,9
4.	CO	80.450,5		80.450,5
5.	H_2	25.252,5		25.252,5
6.	CO_2	134.148,05		134.148,05
Total		460.309,7	460.309,7	

3. Boiler

Tabel 3.6 Neraca Massa di Boiler

No	Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)	
		Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10
1.	CH_4	2.688,4			2.688,4
2.	Inert	5.974,2			5.974,2
3.	H_2O	211.795,9	376.579,7	376.579,7	211.795,9

4.	CO	80.450,5			80.450,5
5.	H ₂	25.252,5			25.252,5
6.	CO ₂	134.148,1			134.148,1
Subtotal		460.309,7	376.579,7	376.579,7	460.309,7
Total		836.889,4		836.889,4	

4. PSA (Pressure swing Adsorption)

Tabel 3.7 Neraca Massa di PSA

No	Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
		Arus 10	Arus 11	Arus 12
1.	CH ₄	2.688,4	2.688,4	
2.	Inert	5.974,2	5.974,2	
3.	H ₂ O	211.795,9	211.795,9	
4.	CO	80.450,5	80.450,5	
5.	H ₂	25.252,5		25.252,5
6.	CO ₂	134.148,05	134.148,05	134.148,05
Total		460.309,7	460.309,7	

3.5 Neraca Panas

1. Steam Reformer

Tabel 3.8 Neraca Panas di Steam Reformer

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	261.975.166,64	
Q reaksi	-1.269.589,82	
Q keluar		328.827.170,23
Q pendingin		-6.8121.593,41
Total	260.705.576,82	260.705.576,82

2. CO Converter

Tabel 3.9 Neraca Panas di CO Converter

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	654.227.937,46	
Q reaksi	5.310.837,62	
Q keluar		532.410.326,09
Q pendingin		127.128.448,99
Total	659.538.775,09	659.538.775,09

3. Boiler

Tabel 3.10 Neraca Panas di Boiler

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	526.203.082,67	
Q keluar		532.410.326,09
Q reaksi	6.207.243,42	
Total	532.410.326,09	532.410.326,09

4. Kompresor 1

Tabel 3.11 Neraca Panas di Kompresor (C-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q aliran 1	2.251.010,845	
Q aliran 2		5.611.941,005
Kerja kompresor	3.360.930,159	
Total	5.611.941,005	5.611.941,005

5. Heat Exchanger 1

Tabel 3.12 Neraca Panas HE -01

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	1.439.659,30	
Q keluar		123.081.172,51
Q pemanas	121.641.513,22	
Total	123.081.172,51	123.081.172,51

6. Heat Exchanger 2

Tabel 3.13 Neraca Panas HE -02

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	59.045,02499	
Q keluar		5.687.397,99
Q pemanas	5.628.352,96	
Total	5.687.397,99	5.687.397,99

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Dalam penentuan lokasi pabrik yang akan direncanakan dengan memperhatikan dari segi kemudahan pengoperasian yang akan berlangsung dalam jangka panjang dan pengeluaran yang lebih rendah, maka dapat dipertimbangkan beberapa faktor yaitu sebagai berikut:

1. Sumber Bahan Baku

Bahan baku dalam pembuatan Hidrogen yaitu Metana. Dalam menentukan lokasi pabrik akan lebih baik jika lokasinya sedekat mungkin dengan lokasi pemasok bahan baku karena dapat mempermudah dalam mengimpor bahan baku melalui jalur darat.

2. Pemasaran

Pendirian pabrik Hidrogen bertujuan untuk memenuhi kebutuhan Hidrogen baik sebagai bahan baku utama ataupun bahan pendukung.

3. Ketersediaan Tenaga Kerja

Kualitas tenaga kerja merupakan faktor penting dalam meningkatkan kesuksesan kinerja produksi pabrik dan mengembangkan potensi masyarakat sekitar.

4. Ketersediaan Energi dan Air

Selama pengoperasian pabrik dibutuhkan juga faktor penunjang seperti ketersediaan energi dan air sebagai unit utilitas, sehingga lokasi pabrik sebisa mungkin dekat dengan sumber

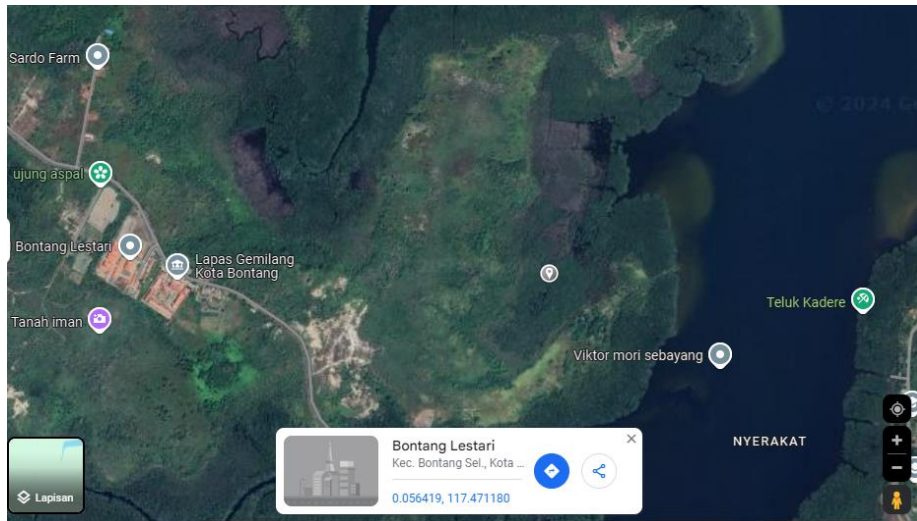
air seperti sungai, danau atau laut. Dan energi yang juga dibutuhkan untuk mendukung operasional produksi Hidrogen.

5. Kondisi Geografis dan Sosial

Kondisi Geografis yang perlu diperhatikan di sekitar pabrik mengenai bencana alam yang rawan terjadi dan Kondisi Sosial yang ada pada masyarakat sekitar pabrik sehingga dipilih lokasi yang dimana masyarakat dapat menerima keberadaan pabrik.

Berdasarkan dari beberapa uraian pertimbangan diatas dengan harapan bahwa dalam pengoperasian pabrik dapat berlangsung dengan baik, maka direncanakan lokasi pabrik akan didirikan di Kelurahan Bontang Lestari, Kecamatan Bontang Selatan, Kota Bontang, Kalimantan Timur dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Lokasi pabrik berdekatan dengan sumber bahan baku yaitu LNG Badak Bontang.
2. Dekat dengan pantai LALLO' sekangat. Pantai Ujung sebagai sumber air.
3. Dekat dengan pelabuhan (Pelabuhan Tanjung Laut, Pelabuhan Lhoktuan, dan Pelabuhan Bontang Kuala) yang dapat memudahkan aktivitas ekspor produk.
4. Tenaga kerja dapat diperoleh dari daerah disekitarnya.
5. Kondisi geografi Kota Bontang yang terletak di Provinsi Kalimantan Timur yang dimana pada lempeng tektonik Indonesia dan diluar area cincin Api Pasifik, sehingga lebih aman untuk pengoperasian pabrik di Kota Bontang.



Gambar 4.1. Lokasi Pendirian Pabrik Hidrogen

4.2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout)

Adapun yang menjadi perhatian dalam pendirian pabrik yaitu tata letak suatu pabrik, yang dirancang secara efektif dan efisien selama pengoperasian pabrik. Berikut posisi dari tata letak pabrik, yaitu:

Tabel 4.1 Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

No.	Keterangan	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Pos keamanan	12	12	144
2	Parkir karyawan	22	15	330
3	Parkir tamu	20	7	140
4	Parkir direksi	15	4	60

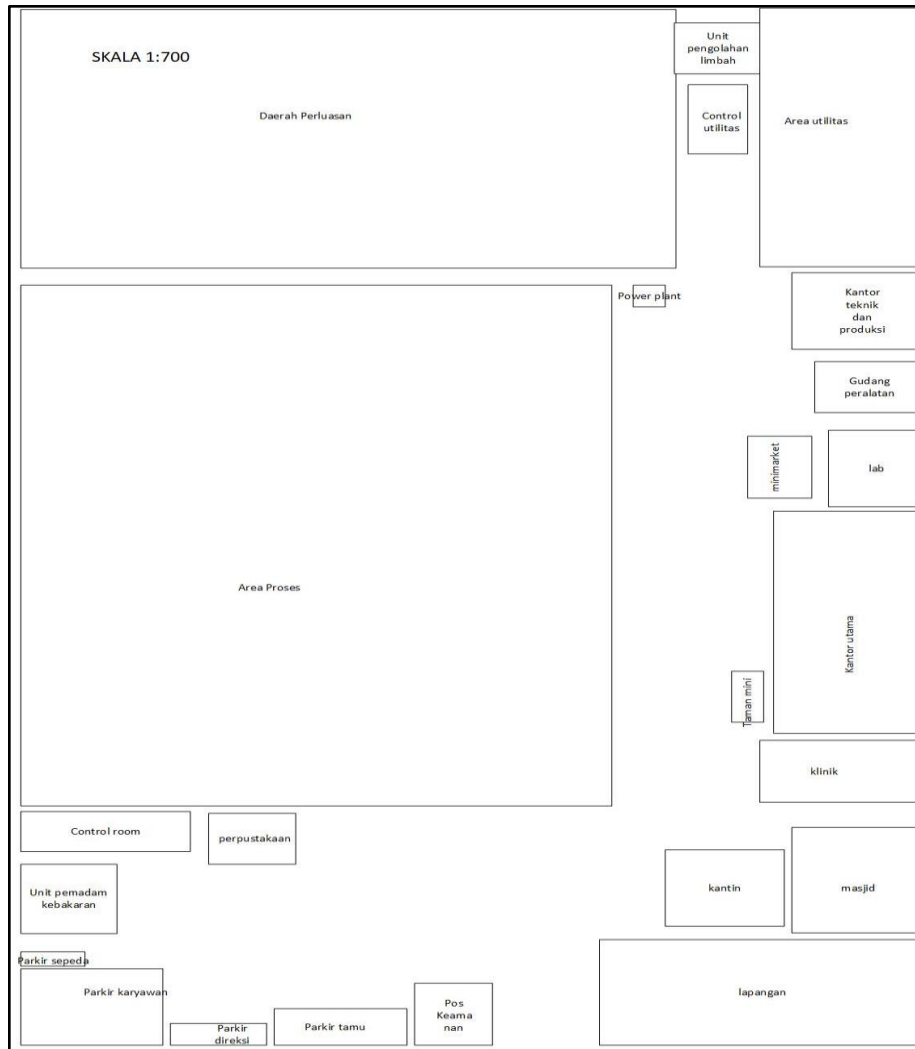
5	Parkir sepeda	10	3	30
6	Kantor utama	43	23	989
7	Area proses	100	90	9.000
8	Area utilitas	50	25	1.250
9	Power plant	5	4	20
10	Taman mini	10	5	50
11	Control room	26	8	208
12	Control utilitas	13	9	117
13	Laboratorium	15	15	225
14	Kantor teknik dan produksi	20	15	300
15	Gudang peralatan	17	10	170
16	Unit pemadam kebakaran	15	13	195
17	Unit pengolahan limbah	13	10	130
18	Perpustakaan	13	10	130
19	Minimarket	12	10	120
20	Masjid	20	20	400

21	Kantin	18	15	270
22	Klinik	25	12	300
23	Lapangan	50	20	300
24	Daerah Perluasan	100	50	5000
Luas Bangunan				14.528
Luas Tanah		644	405	20.578

Pada pabrik Hidrogen yang akan didirikan di Bontang Lestari, Kalimantan Timur di atas tanah seluas ± 2 Ha dengan;

1. Luas tanah 2 Ha
2. Luas bangunan 1,5 Ha

Adapun tata letak pabrik dapat tersaji pada gambar 4.2 dibawah berikut.



Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik

4.3 Tata Letak Alat Proses

Tata letak untuk alat proses yang digunakan disesuaikan dengan urutan dan fungsi masing-masing alat. Adapun dalam perancangan layout alat proses yang digunakan dalam pengoperasian pabrik harus memperhatikan beberapa hal yaitu:

1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Peletakan aliran bahan baku dan produk dapat berpengaruh dalam keuntungan nilai ekonomi yang dimana semakin dekat penempatan bahan baku dan juga produk dengan transportasi, maka semakin efisien dana yang akan dikeluarkan.

2. Jarak Antar Alat Proses

Jarak antar alat proses diperlukan dengan meminimalisir terjadinya kebakaran pada alat yang menimbulkan ledakan juga pada alat sekitar lainnya.

3. Kebutuhan Proses

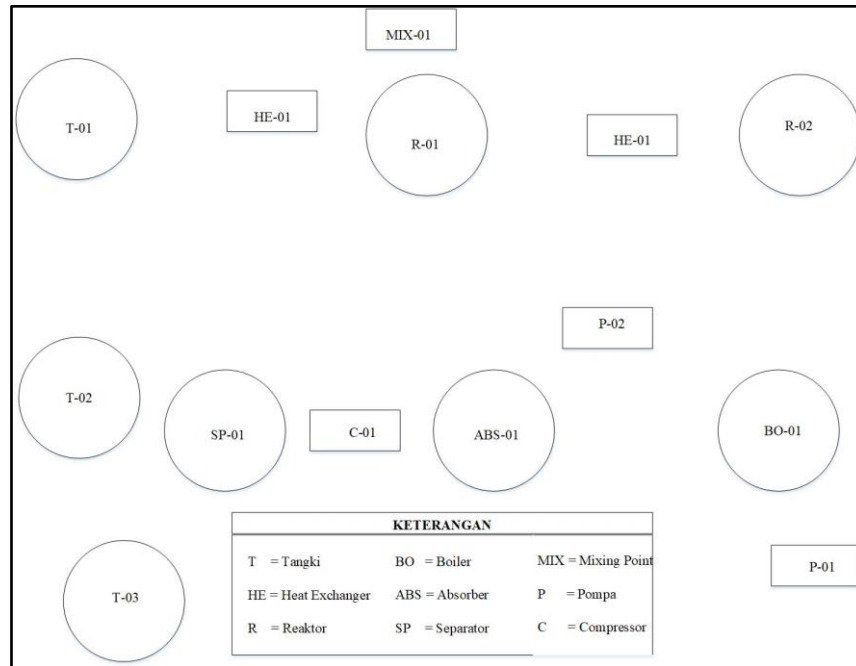
Tata letak antar alat proses ini diharapkan dapat memberikan ruangan yang memadai pada setiap alat agar dapat beroperasi tanpa adanya hambatan apapun yang didukung dengan jalannya distribusi utilitas yang memadai.

4. Pemantauan Khusus

Pemantauan khusus diperlukan untuk alat yang membutuhkan pemantauan lebih lanjut dengan didekatkan pada control room.

5. Keamanan

Untuk menjaga keamanan para pekerja, jauhkan peralatan yang memiliki resiko tinggi berbahaya dan memberikan tanda peringatan khusus untuk meminimalisir terjadinya bahaya.



Gambar 4.3 Tata Letak Alat

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Struktur Perusahaan

Pabrik Hidrogen direncanakan untuk didirikan dalam bentuk Perseroan Terbatas (PT), yang dimana bentuk perseroan ini merupakan badan usaha yang umum digunakan pada perusahaan-perusahaan besar di Indonesia. Perseroan Terbatas adalah suatu badan hukum yang menjalankan usaha yang terdiri dari saham-saham dengan pemilik modal yang memiliki bagian sesuai dengan saham yang dimilikinya.

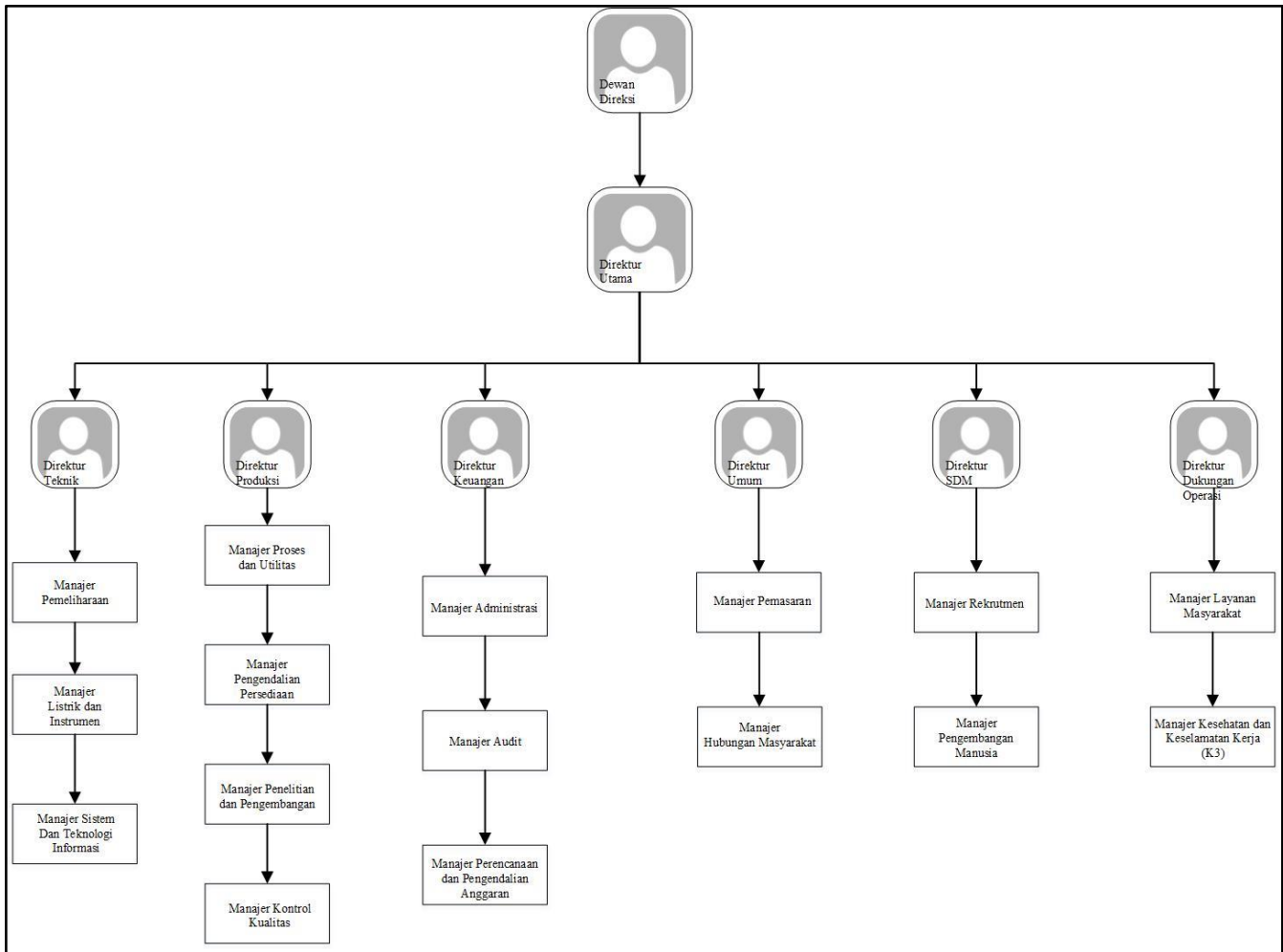
Pemilihan bentuk perusahaan ini memiliki pertimbangan sebagai berikut:

- Perseroan Terbatas merupakan badan hukum yang apabila terjadinya pergantian kepemilikan akan tetap terjamin untuk keseluruhan hidup perusahaan.
- Pemilik saham bertanggungjawab dalam nominal modal yang ditanamkan di perusahaan.

- c. Kemudahan dalam menjalankan usaha dengan mendapatkan tambahan modal dari saham yang telah ditanam di perusahaan.
- d. Meningkatkan tanggungjawab sosial suatu perusahaan dengan pengamatan serta kontrol dari Direktur dan manajer yang berpengalaman.

Direncanakannya struktur perusahaan akan memperlancar jalannya suatu perusahaan dengan baik, sehingga pembagian dan tugas wewenang pada masing-masing karyawan sudah jelas dan dapat berjalan dengan baik.

Struktur manajemen perusahaan akan dibagi menjadi 4 tingkat dengan Direktur Utama sebagai pimpinan tertinggi perusahaan yang membawahi 6 Departemen yaitu diantaranya: Teknik, produksi, keuangan, umum, Sumber Daya Manusia dan dukungan operasi. Keenam departemen tersebut masing-masing dipimpin oleh direktur. Struktur Organisasi secara lengkap dapat disajikan dalam bentuk diagram pada gambar 4.4



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

Berikut Merupakan Tugas dan Wewenang masing-masing jabatan sebagai berikut:

1. Dewan direksi

a. Direktur Utama

Tugas : Bertanggungjawab penuh atas perusahaan dan seluruh kegiatan pabrik, menentukan sistem kerja dan arah kebijakan perusahaan serta kelangsungan operasi perusahaan.

Pendidikan : Sarjana Teknik (S1)

Jumlah : 1 orang

b. Direktur Teknik

Tugas : Bertanggungjawab terhadap bidang teknologi proses produksi dan kelangsungan operasi perusahaan.

Pendidikan : Sarjana Teknik Elektro/Mesin (S1)

Jumlah : 1 orang

Direktur Teknik membawahi 3 manajer yaitu:

1. Manajer Pemeliharaan
2. Manajer Listrik dan Instrumen
3. Manajer Sistem dan Teknologi Informasi

c. Direktur Produksi

Tugas : Bertanggungjawab terhadap bidang produksi dan kelangsungan seluruh proses produksi secara kualitas dan kuantitas.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S1)

Jumlah : 1 orang

Direktur Produksi membawahi 4 manajer yaitu:

1. Manajer Proses dan Utilitas
2. Manajer Pengendalian Persediaan
3. Manajer Penelitian dan Pengembangan
4. Manajer Kontrol Kualitas

d. Direktur Keuangan

Tugas : Bertanggungjawab terhadap bidang pengelolaan keuangan perusahaan.

Pendidikan : sarjana akuntansi/ ekonomi/ manajemen (S1)

Jumlah : 1 orang

Direktur Keuangan membawahi 3 manajer yaitu:

1. Manajer Administrasi
2. Manajer Audit
3. Manajer Perencanaan dan Pengendalian Anggaran

e. Direktur Umum

Tugas : Bertanggungjawab terhadap bidang pemasaran dan hubungan masyarakat.

Pendidikan : sarjana Hukum/Komunikasi/Manajemen (S1)

Jumlah : 1 orang

Direktur Umum membawahi 2 manajer yaitu:

1. Manajer Pemasaran
2. Manajer Hubungan Masyarakat

f. Direktur Sumber Daya Manusia

Tugas : Bertanggungjawab terhadap rekrutmen karyawan dan pengembangan sumber daya manusia.

Pendidikan : Sarjana Psikologi/Hubungan Internasional (S1)

Jumlah : 1 orang

Direktur Sumber Daya Manusia membawahi 2 manajer yaitu:

1. Manajer Rekrutmen
2. Manajer Pengembangan manusia

g. Direktur Dukungan Operasi

Tugas : Bertanggungjawab terhadap bidang pelayanan umum dalam sistem operasi perusahaan.

Pendidikan : Sarjana Teknik/Sosial/Kesehatan Masyarakat (S1)

Jumlah : 1 orang

Direktur Dukungan Operasi membawahi 2 manajer yaitu:

1. Manajer Layanan Masyarakat
2. Manajer Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

2. Departemen Teknik

a. Manajer Pemeliharaan

Tugas : Bertanggungjawab dalam perawatan dan pemeliharaan alat proses produksi.

Membawahi :

- 1) 2 orang Engineer (Sarjana Teknik Kimia/Mesin)
- 2) 8 orang Teknisi (D3/SLTA)

b. Manajer Listrik dan Instrumen

Tugas : Bertanggungjawab dalam pengawasan, pemeliharaan dan Perbaikan terkait kelistrikan dan alat-alat pembangkit listrik.

Membawahi :

- 1) 2 orang Engineer (Sarjana Teknik Elektro)
- 2) 4 orang Teknisi (D3/SLTA)

c. Manajer Sistem dan Teknologi Informasi

Tugas : Bertanggungjawab pada akses informasi dan optimalisasi jaringan.

Membawahi :

- 1) 2 orang Engineer (Sarjana Teknik Informatika/Illmu Komputer)
- 2) 2 orang Teknisi (D3/SLTA)

3. Departemen Produksi

a. Manajer Proses dan Utilitas

Tugas : Bertanggungjawab dalam kelangsungan proses produksi, penyediaan utilitas serta pengoperasian pabrik secara keseluruhan.

Membawahi :

- 1) 2 orang Engineer (Sarjana Teknik Kimia)
- 2) 35 orang Operator (D3 Teknik)

b. Manajer Pengendalian Persediaan

Tugas : Bertanggungjawab dalam persediaan bahan dan alat-alat yang dibutuhkan untuk pengoperasian pabrik.

Membawahi :

- 1) 2 orang Engineer (Sarjana Teknik Kimia)
- 2) 2 orang Staff (D3 Kimia/SLTA)

c. Manajer Penelitian dan Pengembangan

Tugas : Bertanggungjawab dalam penelitian serta pengembangan dalam proses produksi dan kualitas hasil produk.

Membawahi :

- 1) 2 orang Engineer (Sarjana Teknik Kimia)
- 2) 2 orang Laboran (D3 Kimia/Kimia Murni)

d. Manajer Kontrol Kualitas

Tugas : Bertanggungjawab dalam pengawasan terkait kualitas
Produk yang dihasilkan

Membawahi :

- 1) 2 orang Engineer (Sarjana Teknik Kimia)
- 2) 2 orang Staff (D3 Teknik Kimia/SLTA)

4. Departemen Keuangan

a. Manajer Administrasi

Tugas : Bertanggungjawab dalam pengaturan keuangan
perusahaan.

Membawahi :

- 1) 4 orang Staff (D3 Ekonomi/SLTA)

b. Manajer Audit

Tugas : Bertanggungjawab terhadap audit, pengoperasian
keuangan.

Membawahi :

- 1) 2 orang Auditor (Sarjana Akuntansi/Ekonomi)
- 2) 2 orang Staff (D3 Ekonomi/SLTA)

c. Manajer Perencanaan dan Pengendalian Anggaran

Tugas : Bertanggungjawab dalam pembuatan RAB perusahaan

Membawahi :

- 1) 1 orang Akuntan (Sarjana Akuntansi/Ekonomi)
- 2) 1 orang Laboran (D3 Ekonomi/SLTA)

5. Departemen Umum

a. Manajer Pemasaran

Tugas : Bertanggungjawab terhadap pemasaran produk dan kepuasan para konsumen.

Membawahi :

- 1) 1 orang Staff (Sarjana Manajemen/Ekonomi)

b. Manajer Hubungan Masyarakat

Tugas : Bertanggungjawab dalam menjaga dan memperluas hubungan kerjasama dengan supplier maupun konsumen.

Membawahi :

- 1) 2 orang Assistant (Sarjana Ilmu Komunikasi/Hukum)
- 2) 2 orang Staff (D3/SLTA)

6. Departemen Sumber Daya Manusia

a. Manajer Rekrutmen

Tugas : Bertanggungjawab dalam perekrutan dan penempatan posisi karyawan.

Membawahi :

- 1) 2 orang Assistant (Sarjana Psikologi)
- 2) 2 orang Staff (D3/SLTA)

b. Manajer Pengembangan manusia

Tugas : Bertanggungjawab dalam pelatihan dan pengembangan keterampilan karyawan.

Membawahi :

- 1) 2 orang Assistant (Sarjana Psikologi)
- 2) 2 orang Staff (D3/SLTA)

7. Departemen Dukungan Operasi

a. Manajer Layanan Masyarakat

Tugas : Bertanggungjawab dalam pelayanan umum, kebersihan dan keamanan perusahaan.

Membawahi :

- 1) 1 orang Security Leader (Pendidikan Satpam)
- 2) 20 orang Security Staff (Pendidikan Satpam)

- 3) 1 orang Transportation leader (SLTA)
- 4) 5 orang Driver (SLTA)
- 5) 1 orang Cleaning Service Leader (SLTA)
- 6) 5 orang Staff (SLTA)

b. Manajer Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

Tugas : Bertanggungjawab dalam Kesehatan Keselamatan kerja karyawan.

Membawahi :

- 1) 1 orang Medical (Dokter)
- 2) 1 orang Engineer (Sarjana Teknik Kimia/Kesehatan Masyarakat)
- 3) 4 orang Medical Staff (Perawat)

Adapun rincian dalam sistem gaji karyawan dapat disajikan pada tabel 4.2.

Tabel 4.2 Rincian Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji / Orang / Bulan	Total Gaji / Bulan
Direktur Utama	1	Rp. 40.000.000	Rp. 40.000.000
Direktur Departemen	6	Rp. 30.000.000	Rp. 180.000.000
Manajer	16	Rp. 15.000.000	Rp. 240.000.000

Leader	2	Rp. 10.000.000	Rp. 20.000.000
Engineer Assistant	13	Rp. 10.000.000	Rp. 130.000.000
Assistant	10	Rp. 7.000.000	Rp. 70.000.000
Auditor	2	Rp. 7.000.000	Rp. 14.000.000
Dokter	1	Rp. 10.000.000	Rp. 10.000.000
Medical Staff	4	Rp. 5.800.000	Rp. 23.200.000
Operator	35	Rp. 4.500.000	Rp. 157.500.000
Teknisi	15	Rp. 40.000.000	Rp. 40.000.000
Laboran	2	Rp. 5.800.000	Rp. 11.600.000
Security Leader	1	Rp. 4.500.000	Rp. 4.500.000
Security Staff	20	Rp. 3.800.000	Rp. 76.000.000
Staff Departemen	18	Rp. 5.000.000	Rp. 90.000.000
Cleaning Service leader	1	Rp. 4.000.000	Rp. 4.000.000
Cleaning Service Staff	5	Rp. 3.800.000	Rp. 19.000.000
Transportation Leader	1	Rp. 4.000.000	Rp. 4.000.000

Driver	5	Rp. 3.800.000	Rp. 3.800.000
Total	158		Rp. 1.137.600.000

4.4.2 Jam Kerja Karyawan

Pabrik Hidrogen dari Metana beroperasi selama 24 jam/hari selama 330 hari dalam setahun. Adapun dibedakan berdasarkan jam kerja karyawan digolongkan menjadi 2 sebagai berikut:

1. Shift

a) Shift Operasi

- Shift Pagi : 07.00 - 15.00 WITA
- Shift Sore : 15.00 - 23.00 WITA
- Shift Malam : 23.00 - 07.00 WITA

b) Shift Keamanan

- Shift Pagi : 06.30 - 14.30 WITA
- Shift Sore : 14.30 - 22.30 WITA
- Shift Malam : 22.30 - 06.30 WITA

Karyawan shift dibedakan menjadi 4 kelompok yaitu A,B,C dan D. Dalam 8 hari kerja dimana 6 hari kerja dan 2 hari libur untuk masing-masing siklus pergantian shift yang dicantumkan dalam tabel 4.3

Tabel 4.3 Jadwal Kerja Karyawan

Shift	Hari Ke-							
	1	2	3	4	5	6	7	8
Pagi	A	C	B	D	C	A	D	B
Sore	B	A	C	C	D	D	B	A
Malam	C	B	D	B	A	C	A	D
Off	D	D	A	A	B	B	C	C

2. Non - Shift

Karyawan Non - Shift bekerja selama 5 hari (Senin - Jum'at) dalam 1 minggu dengan pembagian kerja pada jam 07.00 - 15.00 WITA dan khusus di hari Jum'at dari jam 07.00 - 16.00 dengan waktu untuk shalat jum'at pada pukul 11.00 - 13.00 WITA.

BAB V

UTILITAS

Utilitas merupakan peralatan yang menjadi bagian dari proses yang mendukung kebutuhan penunjang produksi. Unit Utilitas terdiri dari:

1. Unit Penyediaan dan Pengelolaan Air (Water Treatment System)
2. Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System)
3. Unit Pembangkit Listrik (Power Plant System)
4. Unit Penyedia Udara Instrumen (Instrument Air System)
5. Unit Penyedia Bahan Bakar (Fuel Storage System)
6. Unit Pengolahan Limbah (Waste Water Treatment)

5.1 Unit Penyediaan dan Pengelolaan Air

Kebutuhan air meliputi air proses, air pendingin dan air untuk kebutuhan kantor dan rumah tangga. Dalam pemenuhan kebutuhan air untuk mendukung operasi pabrik, biasanya digunakan air sungai, air laut, air danau maupun air sumur sebagai sumber utilitas. Pada perancangan hidrogen ini digunakan air laut sebagai sumber utilitasnya yang berada dekat dari letak pendirian pabrik ini. Air laut merupakan sumber utilitas yang sangat kecil untuk mengalami kekeringan, sehingga penyediaan air untuk operasi pabrik selalu terjaga.

1) Air Proses

Air proses meliputi air umpan alat dan air steam yang digunakan untuk mendukung produksi Hidrogen. Adapun Kebutuhan air proses disajikan dalam tabel 5.1 dan tabel 5.2 dibawah ini:

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Steam

No	Alat	Kode Alat	Kebutuhan Steam (kg/jam)
1	Reaktor	R-01	221.064,4
2	CO Converter	R-02	204.224,5
Total			425.288,9

Kebutuhan steam sebesar 425.288,9 kg/jam.

Tabel 5.1 Kebutuhan air umpan alat

No	Alat	Kode Alat	Kebutuhan Steam (kg/jam)
1	Boiler	BO-01	333.259,28
2	Absorber	ABS-01	151.772.756,4
Total			152.106.015,7

Kebutuhan air umpan alat sebesar 152.106.015,7 kg/jam.

Sehingga Kebutuhan air proses yaitu: steam + air umpan alat

: 425.288,9 kg/jam + 152.106.015,7 kg/jam

: 152.531.304,6 kg/jam

2) Air Sanitasi (Domestik)

Air sanitasi digunakan untuk berbagai macam keperluan seperti konsumsi, analisa laboratorium, dan juga MCK (Mandi Cuci Kakus). Dengan memperhatikan beberapa syarat, yaitu:

a. Syarat kimia:

- Tidak mengandung zat berbahaya
- Tidak beracun
- Tidak mengandung bakteri patogen

b. Syarat fisika:

- Tidak berwarna
- Tidak berbau
- Tidak ada rasa

Berdasarkan standar WHO, kebutuhan air sehari yaitu 100 - 200 liter/orang .

- Air dibutuhkan untuk satu orang yaitu 100 liter/hari (Sularso,2001).
- Jumlah karyawan pada pabrik Hidrogen ini berjumlah 158 orang.

Kebutuhan air sanitasi untuk karyawan adalah:

$$\frac{100 L}{24 jam.orang} \times 158 orang \times \frac{8 jam}{24 jam} = 219,4444 \text{ kg/jam}$$

Tabel 5.3 Kebutuhan Air Sanitasi

Keterangan	Kebutuhan (kg/jam)
Karyawan	219,4444
Total	219,4444

3) Air service water

Air proses publik (layanan) digunakan untuk kebutuhan seperti kantin, bengkel, klinik, alat pemadam kebakaran dan lain-lain. Untuk kebutuhan air service water diperkirakan sekitar 500 kg/jam.

Adapun kebutuhan Total air yang diperlukan:

1. Air Sanitasi = 219,4444 kg/jam
2. Air Service = 500 kg/jam
3. Air Proses = 152.531.304,6 kg/jam

Total keseluruhan air yang digunakan yaitu sebesar 152.532.024,02 kg/jam.

4) Pengolahan Air Laut

Sebelum digunakan untuk proses produksi, air laut terlebih dahulu diolah dengan tahapan sebagai berikut:

1) Pengambilan air

Pengambilan air laut menggunakan pompa untuk dialirkan ke penyaringan awal.

2) Penyaringan awal

Pada penyaringan awal air laut dialirkan menggunakan saringan untuk memisahkan kotoran berupa kayu kecil, ranting, daun maupun sampah lainnya. Air kemudian ditampung dalam tangki reservoir.

3) Bak pengumpal

Air dialirkan ke bak koagulasi untuk menggumpalkan koloid tersuspensi pada cairan (larutan) yang tidak mengendap dengan menambahkan alum atau aluminium sulfat yang merupakan garam dari asam kuat.

4) Bak pengendap

Air dialirkan menuju bak pengendap agar terjadi pengendapan, endapan yang terbentuk dibuang lalu air akan dialirkan menuju sand filter.

5) Sand filter

Air dialirkan ke filter untuk disaring dan menghilangkan mineral dari air menggunakan resin. Pada saringan terjadi penyaringan untuk partikel lebih halus yang masih terbawa oleh air. Pada tahap ini juga air benar-benar bebas dari zat kontaminan jadi aman untuk digunakan dalam proses produksi.

6) Bak penampung air bersih

Adapun dalam tahap ini, air dialirkan menuju bak penampung air bersih yang sudah diolah sebelumnya dan sudah siap digunakan untuk proses produksi dan air service water.

7) Tangki penukar kation

Air dari bak diumpankan ke tangki kation yang berisi resin untuk ditukar sebagai pengganti ion-ion positif yang masih terkandung dalam air yang dapat dapat menyebabkan terjadinya kerak pada boiler.

8) Tangki penukar anion

Air kemudian diumpankan ke tangki penukar anion untuk mengikat ion-ion negatif dengan menggunakan resin yang bersifat basa. Ketika anion resin jenuh pada waktu tertentu, maka diperlukan regenerasi kembali dengan larutan NaOH.

9) Demineralisasi

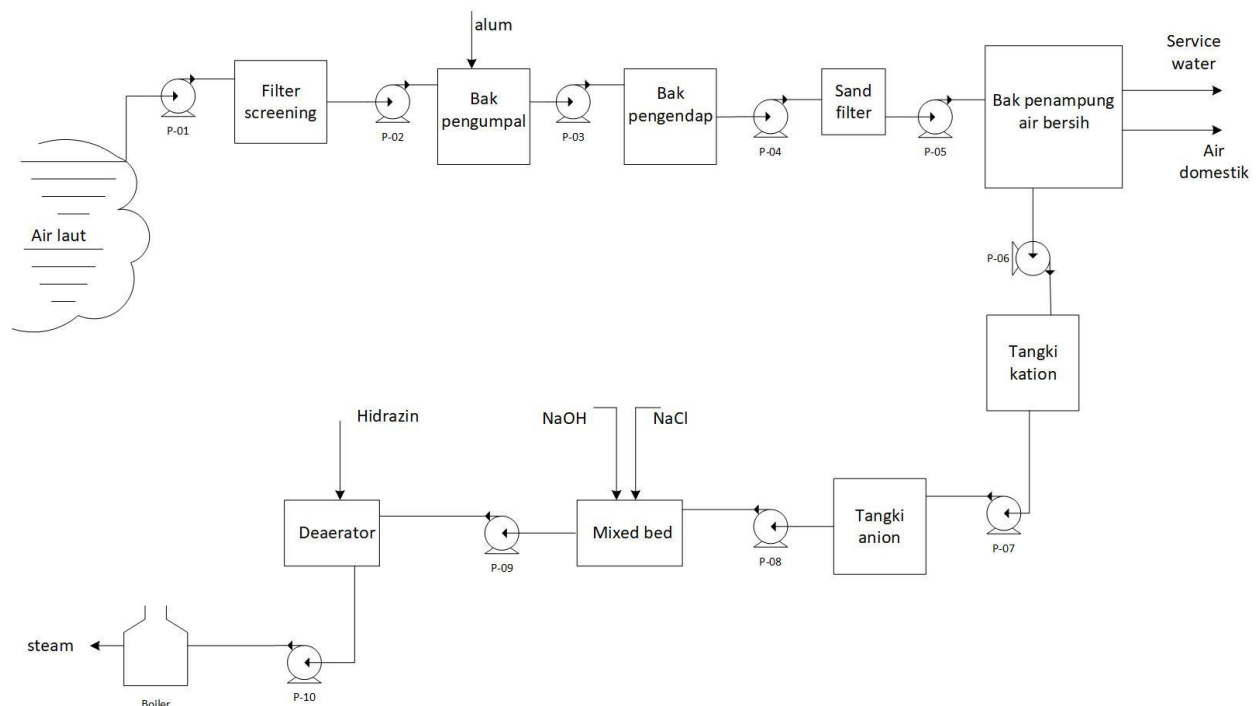
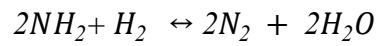
Demineralisasi bertujuan untuk menghasilkan air bersih yang berkualitas tinggi dan memenuhi persyaratan.

10) Mixed bed

Pengolahan air akhir yang digunakan untuk mengisi boiler tekanan tinggi yang dimana resin anion dan resin kation digabungkan dalam satu wadah.

11) Deaerator

Air dialirkan menuju deaerator untuk proses penghilangan gas terlarut oksigen dan karbon dioksida demi mencegah timbulnya korosi pada boiler. Pada deaerator, air dipanaskan hingga suhu 90°C dan memasukkan bahan kimia hidrazin untuk mengikat oksigen melalui reaksi:



Gambar 5.1 Diagram Alir Utilitas

5.2 Unit Pembangkit Steam

Air sebelum diumpankan ke Boiler harus dihilangkan kesadahnya agar tidak menyebabkan kerak pada boiler. Air diolah di deaerator untuk menghilangkan gas terlarut seperti oksigen dan karbon dioksida, baru kemudian bisa diumpankan ke boiler.

Tabel 5.4 Kebutuhan steam setiap alat

Alat	Kode Alat	Kebutuhan steam (kg/jam)
Reaktor	(R-01)	221.064,4
CO Converter	(R-02)	204.224,5
Total		425.288,9

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Untuk kebutuhan pembangkit listrik diperoleh dari PLN yang digunakan pada boiler, kompresor dan pompa. Jika terjadi gangguan pada PLN maka diperlukan generator untuk menghasilkan listrik kemudian dialirkan ke unit pengguna.

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Power Plant

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa	P-01	30	22.371
	P-02	200	149.140

Kompresor	C-01	1251,94	933.952,15
	C-02	889,17	663.324,04
	C-03	5,48	4.089,148
Total		2.376,60	1.772.876,346

Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa	PU-01	30	22.371
	PU-02	30	22.371
	PU-03	30	22.371
	PU-04	30	22.371
	PU-05	30	22.371
	PU-06	20	14.914
	PU-07	20	14.914
	PU-08	20	14.914

	PU-09	20	14.914
	PU-10	20	14.914
Total		250	186.425

5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Unit Penyedia udara tekan digunakan untuk mengontrol alat-alat dengan cara kerja secara pneumatis.

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan pada Boiler yang dimana bahan bakar yang digunakan yaitu solar. Untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar yang diperlukan pada unit proses dan operasional dapat diperoleh dari PT. Pertamina. Alasan pemilihan solar yaitu:

1. Viskositas rendah
2. Penyimpanan mudah
3. Memiliki heating value yang besar
4. Dapat digunakan pada mesin dengan kecepatan tinggi

Adapun bahan bakar solar yang digunakan pada pabrik Hidrogen ini memiliki spesifikasi sebagai berikut:

Heating Value : 19.676 Btu/lb

Efisiensi bahan bakar : 80%

Densitas : 53,52 lb/ft³

Berdasarkan perhitungan didapatkan kapasitas boiler sebesar 329.341,80 kg/jam dan Jumlah kebutuhan bahan bakar sebesar 20.274,86 kg/jam.

5.6 Unit Pengolahan Limbah

Di Dalam unit pengolahan limbah terdapat pengolahan limbah yang dihasilkan dari pembuangan pabrik yang sudah tidak dibutuhkan agar tidak mencemari lingkungan. Adapun limbah yang dihasilkan yaitu limbah cair yang dihasilkan dari alat absorber.

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Saringan / Screening

Fungsi : Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar.

Material : Alumunium

Panjang : 12 ft

Lebar : 10 ft

Diameter saring : 1 cm

2. Bak Pengumpal

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

Bentuk : Bak silinder tegak beton bertulang

Volume bak : 152.532,024 m^3

Diameter : 57,92 m

Tinggi : 57,92 m

3. Bak pengendapan

Fungsi : Mengendapkan endapan flok dengan proses flokulasi

(menghilangkan flokulasi)

Bentuk : Bak persegi beton bertulang
Volume bak : 1.465.552,092 m^3
Tinggi : 71,55 m
Panjang : 143,112 m
Lebar : 143,112 m

4. Sand filter

Fungsi : Menyaring partikel-partikel yang lebih halus pada air laut
Bentuk : Bak balok
Ukuran saringan : 28 mesh
Volume : 18.984,88 m^3
Panjang : 33,61 m
Lebar : 33,61 m
Tinggi : 16,80 m

5. Bak penampung air bersih

Fungsi : Menampung air bersih dari sand filter untuk domestik dan service
Bentuk : Bak balok
Tinggi : 35,8 m
Panjang : 71,5 m
Lebar : 63,2 m

6. Kation exchanger

Fungsi : Berisi resin untuk ditukar sebagai pengganti ion-ion positif yang masih terkandung dalam air

Jenis : Tangki silinder tegak

Volume : 510 m³

Tinggi : 5 m

Diameter : 5 m

7. Anion exchanger

Fungsi : Untuk mengikat ion-ion negatif dengan menggunakan resin yang bersifat basa.

Bahan : Stainless steel

Jenis : Tangki silinder tegak

Volume : 510 m³

Tinggi : 5 m

Diameter : 5 m

8. Mixed bed

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation serta anion.

Jenis : Silinder Tegak

Volume bed : 44,18 m³

Volume bak resin : 267.111,69 m³

Diameter : 6,65 m

Tinggi : 1,524 m
Tebal : 0,1875 in

9. Deaerator

Fungsi : Menghilangkan gas-gas yang terikat dalam air yang menyebabkan kerak pada boiler
Bentuk : Silinder tegak
Volume : 510 m³
Diameter : 5 m
Tinggi : 5 m

10. Boiler

Fungsi : Membuat saturated steam
Luas perpindahan panas : 1.158,03 m²
Efisiensi : 80%
Jumlah bahan bakar : 20.274,86 m²
Volume bahan bakar : 23,65 m³/jam
Diameter : 10,91 m
Tinggi : 21,83 m

11. Pompa (PU-01)

Fungsi : Mengalirkan air menuju penyaringan
Jenis : Sentrifugal pump
Impeller : Radial flow impellers

Bahan : Stainless Steel SA-167 tipe 309 A
Kapasitas : 178.920,92 m^3 /jam
Ukuran Pipa :
 ID : 6,065 in
 OD : 6,625 in
 IPS : 6 in
 Flow area : 28,9 in^2
Power Motor : 30 HP
Efisiensi Motor : 87%

12. Pompa (PU-02)

Fungsi : Mengalirkan air dari penyaringan ke bak pengumpul
Jenis : Sentrifugal pump
Impeller : Radial flow impellers
Bahan : Stainles Steel SA-167 tipe 309 A
Kapasitas : 178.920,92 m^3 /jam
Ukuran Pipa :
 ID : 6,065 in
 OD : 6,625 in
 IPS : 6 in
 Flow area : 28,9 in^2
Power Motor : 30 HP
Efisiensi Motor : 87%

13. Pompa (PU-03)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak pengumpul ke bak pengendapan
Jenis	: Sentrifugal pump
Impeller	: Radial flow impellers
Bahan	: Stainles Steel SA-167 tipe 309 A
Kapasitas	: 178.920,92 m^3 /jam
Ukuran Pipa	:
ID	: 6,065 in
OD	: 6,625 in
IPS	: 6 in
Flow area	: 28,9 in^2
Power Motor	: 30 HP
Efisiensi Motor	: 87%

14. Pompa (PU-04)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak pengendapan ke sand filter
Jenis	: Sentrifugal pump
Impeller	: Radial flow impellers
Bahan	: Stainles Steel SA-167 tipe 309 A
Kapasitas	: 178.920,92 m^3 /jam
Ukuran Pipa	:
ID	: 6,065 in

OD : 6,625 in
IPS : 6 in
Flow area : 28,9 in^2
Power Motor : 30 HP
Efisiensi Motor : 87%

15. Pompa (PU-05)

Fungsi : Mengalirkan air dari sand filter ke bak penampung air bersih
Jenis : Sentrifugal pump
Impeller : Radial flow impellers
Bahan : Stainles Steel SA-167 tipe 309 A
Kapasitas : 178.920,92 m^3 /jam
Ukuran Pipa :
ID : 6,065 in
OD : 6,625 in
IPS : 6 in
Flow area : 28,9 in^2
Power Motor : 30 HP
Efisiensi Motor : 87%

16. Pompa (PU-06)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung air bersih ke tangki kation
Jenis : Sentrifugal pump

Impeller	: Axial flow impellers
Bahan	: Stainles Steel SA-167 tipe 309 A
Kapasitas	: 498,866 m^3 /jam
Ukuran Pipa	:
ID	: 6,065 in
OD	: 6,625 in
IPS	: 6 in
Flow area	: 28,9 in^2
Power Pompa	: 54,97 HP
Efisiensi Pompa	: 90%
Power Motor	: 20 HP
Efisiensi Motor	: 87%

17. Pompa (PU-07)

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki kation ke tangki anion
Jenis	: Sentrifugal pump
Impeller	: Axial flow impellers
Bahan	: Stainles Steel SA-167 tipe 309 A
Kapasitas	: 498,866 m^3 /jam
Ukuran Pipa	:
ID	: 6,065 in
OD	: 6,625 in
IPS	: 6 in

Flow area : 28,9 in^2
Power Pompa : 54,97 HP
Efisiensi Pompa : 90%
Power Motor : 20 HP
Efisiensi Motor : 87%

18. Pompa (PU-08)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki anion ke mixed bed
Jenis : Sentrifugal pump
Impeller : Axial flow impellers
Bahan : Stainles Steel SA-167 tipe 309 A
Kapasitas : 498,866 m^3 /jam
Ukuran Pipa :
ID : 6,065 in
OD : 6,625 in
IPS : 6 in
Flow area : 28,9 in^2
Power Pompa : 54,97 HP
Efisiensi Pompa : 90%
Power Motor : 20 HP
Efisiensi Motor : 87%

19. Pompa (PU-09)

Fungsi	: Mengalirkan air dari mixed bed ke deaerator
Jenis	: Sentrifugal pump
Impeller	: Axial flow impellers
Bahan	: Stainles Steel SA-167 tipe 309 A
Kapasitas	: $498,866m^3/\text{jam}$
Ukuran Pipa	:
ID	: 6,065 in
OD	: 6,625 in
IPS	: 6 in
Flow area	: $28,9 \text{ in}^2$
Power Pompa	: 54,97 HP
Efisiensi Pompa	: 90%
Power Motor	: 20 HP
Efisiensi Motor	: 87%

20. Pompa (PU-10)

Fungsi	: Mengalirkan air dari deaerator ke boiler
Jenis	: Sentrifugal pump
Impeller	: Axial flow impellers
Bahan	: Stainles Steel SA-167 tipe 309 A
Kapasitas	: $498,866 m^3/\text{jam}$
Ukuran Pipa	:
ID	: 6,065 in

OD : 6,625 in
IPS : 6 in
Flow area : 28,9 in^2
Power Pompa : 54,97 HP
Efisiensi Pompa : 90%
Power Motor : 20 HP
Efisiensi Motor : 87%

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dari perancangan Pabrik Hidrogen merupakan salah satu aspek yang sangat penting untuk mendirikan suatu pabrik. Tujuan dari dilakukannya evaluasi ekonomi agar mampu memperkirakan modal investasi dan mengetahui kelayakan pabrik yang sedang dirancang untuk didirikan. Salah satu bagian penting dalam perancangan pabrik adalah mengestimasi harga dari alat-alat yang diperlukan dalam pengoperasian pabrik. Hal itu dikarenakan harga alat dapat menjadi dasar patokan untuk estimasi evaluasi analisa ekonomi tentang kelayakan investasi penanaman modal dalam kegiatan produksi suatu pabrik dengan mempertimbangkan kebutuhan modal investasi, lamanya modal penanaman investasi dapat dikembalikan, besarnya laba yang akan diperoleh kedepannya dan terjadinya titik balik modal. Berbagai komponen perhitungan evaluasi ekonomi yang diperlukan antara lain :

- 1) Return on Investment (ROI)
- 2) Pay Out Time (POT)
- 3) Break Even Point (BEP)
- 4) Shut Down Point (SDP)
- 5) Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Guna meninjau lebih lanjut faktor-faktor diatas maka perlu dilakukan penafsiran terhadap beberapa faktor antara lain :

- a. Penentuan Modal Industri (Total Capital Investment) yang terdiri dari :

- Fixed Capital Investment (Modal Tetap)
- Working Capital (Modal Kerja)

b. Penentuan Biaya Produksi Total (Total Production Costs) yang terdiri dari :

- Biaya Pengeluaran (Manufacturing Costs)
- Biaya Pengeluaran Umum (General Expense)

c. Pendapatan Modal

Untuk mengetahui titik balik modal, maka perlu memperkirakan beberapa hal yaitu:

- Biaya Tetap (Fixed Cost)
- Biaya Variabel (Variable Cost)
- Biaya Mengambang (Regulated Cost)

6.1 Harga Alat

Harga peralatan yang dijual akan mengalami perubahan seiring dengan perubahan ekonomi. Oleh karena itu, untuk mengetahui harga peralatan pada tahun tertentu dapat dilakukan dengan perhitungan konversi harga alat sekarang terhadap harga alat beberapa tahun yang lalu.

Indeks harga pada tahun 2026 dapat diperkirakan dengan menggunakan linier data indeks pada tahun 1963 hingga 2022 yang dapat dilihat pada Tabel 6.1.

Tabel 6.1 Indeks Harga pada Tahun 1963 hingga 2022

Tahun (X)	Index (Y)
1963	102,4
1964	103,3
1965	104,2

1966	107,2
1967	109,7
1968	113,7
1969	119
1970	125,7
1971	132,3
1972	137,2
1973	144,1
1974	165,4
1975	182,4
1976	192,1
1977	204,1
1978	218,8
1979	238,7
1980	261,2
1981	297

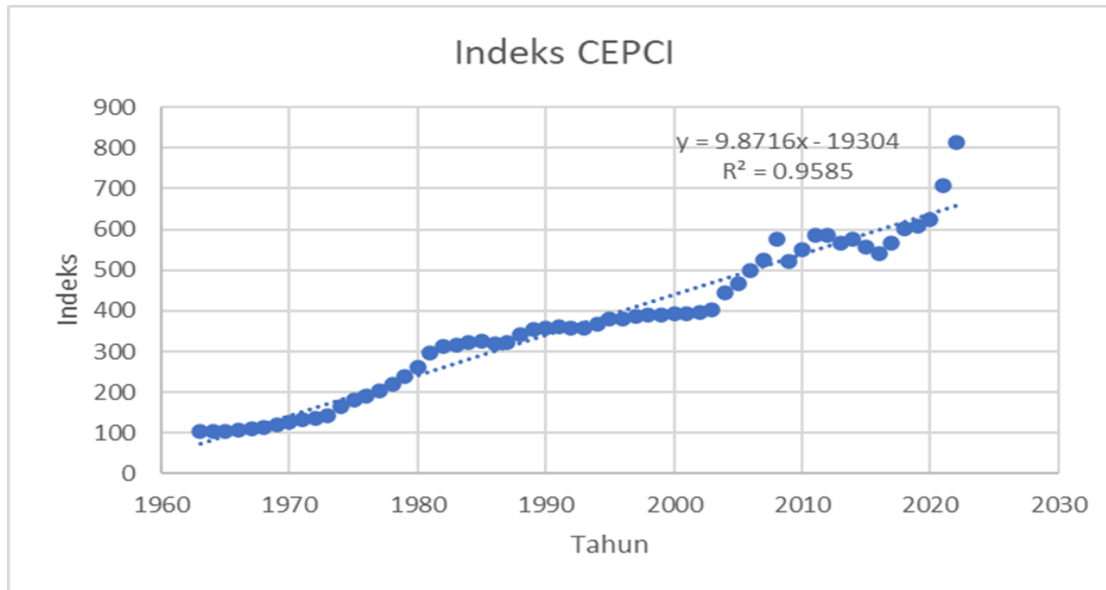
1982	314
1983	317
1984	322,7
1985	325,3
1986	318,4
1987	323,8
1988	342,5
1989	355,4
1990	357,6
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5

1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,4
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3

2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	622,7
2021	708
2022	813

(Sumber: www..chemengonline.com/pci (CEPCI))

Berdasarkan data diatas maka persamaan regresi linear yang diperoleh adalah $y = 9,8716 x - 19.304$. Pabrik Hidrogen dari Metana dan Air kapasitas 200.000 ton/tahun akan didirikan pada tahun 2030. Dari persamaan regresi linear diatas diperoleh indeks pada tahun 2030 sebesar 735,3. Grafik hasil plotting data diatas dapat dilihat pada gambar 6.1



Gambar 6.1 Grafik Indeks Harga Alat

Perhitungan alat pada tahun 2030 saat pabrik didirikan diperoleh dengan rumus berikut :

$$E_x = \left(\frac{N_x}{N_y}\right)E_y \quad (\text{Aries \& Newton})$$

Keterangan :

E_x = Harga Tahun Pembelian

E_y = Harga Pembelian Alat pada Tahun Referensi

N_x = Indeks Harga Pada Tahun Pembelian

N_y = Indeks Harga pada Tahun Referensi

6.2 Dasar Perhitungan Biaya

Dasar perhitungan yang digunakan dalam analisis ekonomi Pabrik Hidrogen ini adalah :

1. Kapasitas produksi : 200.000 ton/tahun
2. Satu tahun operasi : 330 hari
3. Pabrik didirikan tahun : 2030
4. Nilai kurs mata uang : \$1 = Rp 15.111
5. Umur alat = 10 tahun

6.2.1. Total Capital Investment

Total capital investment adalah banyaknya pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas pabrik dan pengoperasiannya. Total capital investment terdiri dari:

a. Fixed Capital Investment

Fixed capital investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik, meliputi:

- 1) Purchased Equipment Cost
- 2) Equipment Installation
- 3) Piping
- 4) Instrumentation
- 5) Insulation
- 6) Electrical
- 7) Building
- 8) Land and Yard Improvement
- 9) Utility
- 10) Engineering and Construction
- 11) Contractor fee
- 12) Contingency

Tabel 6.2 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	Rp 1.306.031.540.845	\$ 86.429.193,36
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 326.507.885.211	\$ 21.607.298,34

3	<i>Instalasi Cost</i>	Rp 561.593.562.563	\$ 37.164.553,14
4	Pemipaan	Rp 470.171.354.704	\$ 31.114.509,61
5	Instrumentasi	Rp 156.723.784.901	\$ 10.371.503,20
6	Insulasi	Rp 104.482.523.268	\$ 6.914.335,47
7	Listrik	Rp 130.603.154.085	\$ 8.642.919,34
8	Bangunan	Rp 150.000.000.000	\$ 9.926.543,58
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp 2.600.000.000.000	\$ 172.060.088,68
	Total	Rp 5.806.113.805.578	\$ 384.230.944,71

Tabel 6.3 Direct Plant Cost (DPC)

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	Rp 1.161.222.761.116	\$ 76.846.188,94
2	PPC	Rp 5.806.113.805.578	\$ 384.230.944,71
	Total	Rp 6.967.336.566.694	\$ 461.077.133,66

Tabel 6.4 Fixed Capital Investment (FCI)

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total (DPC+PPC)	Rp 6.967.336.566.694	\$ 461.077.133,66
2	Kontraktor	Rp 232.244.552.223	\$ 15.369.237,79
3	Biaya tak terduga	Rp 580.611.380.558	\$ 38.423.094,47
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		Rp 7.780.192.499.474	\$ 514.869.465,92

b. Working Capital Investment

Working capital investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu, meliputi:

- Raw Material Inventory
- In Process Inventory
- Product Inventory
- Extended Credit
- Available Cash

Tabel 6.5 Working Capital (WC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 23.111.687.859	\$ 1.529.461,18
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp 76.529.597.903	\$ 5.064.495,92

3	<i>Product Inventory</i>	Rp 13.775.327.622.475	\$ 911.609.266,26
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 1.282.145.454.545	\$ 84.848.484,85
5	<i>Available Cash</i>	Rp 4.591.775.874.158	\$ 303.869.755,42
Total		Rp19.748.890.236.941	\$ 1.306.921.463,63

6.2.2. Total Production Cost

a. Total Manufacturing Cost

Manufacturing cost merupakan jumlah dari *direct*, *indirect*, dan *fixed manufacturing cost*. Total *manufacturing cost* terdiri dari:

1) Direct Manufacturing Cost (DMC)

Direct Manufacturing Cost (DMC) adalah pengeluaran yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Direct manufacturing cost meliputi:

- Raw material
- Labor cost
- Supervisor
- Maintenance cost
- Plant supplies
- Royalties and patent
- Utilitas

Tabel 6.6 Direct manufacturing Cost (DMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 84.742.855.485	\$ 5.606.776,87
2	<i>Labor</i>	Rp 1.137.600.000	\$ 75.282,91
3	<i>Supervisor</i>	Rp 113.760.000	\$ 7.528,29
4	<i>Maintenance</i>	Rp 155.603.849.989	\$ 10.297.389
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 23.340.577.498	\$ 1.544.608,40
6	<i>Royalties and Patents</i>	Rp 604.440.000.000	\$ 40.000.000,00
7	<i>Utilities</i>	Rp 45.605.677.747.836	\$ 3.018.044.983,64
Total		Rp 46.475.056.390.809	\$ 3.075.577.816,88

2) Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Indirect Manufacturing Cost (IMC) adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasional pabrik. Indirect manufacturing cost meliputi:

- Payroll overhead
- Laboratory
- Plant overhead
- Packaging and shipping

Tabel 6.7 Indirect manufacturing Cost (IMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 170.640.000	\$ 11.292,44
2	<i>Laboratory</i>	Rp 113.760.000	\$ 7.528,29
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 568.800.000	\$ 37.641,45
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 3.022.200.000.000	\$ 200.000.000.00
Total		Rp 3.023.053.200.000	\$ 200.056.462,18

3) Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Fixed Manufacturing Cost (FMC) adalah biaya yang selalu dikeluarkan baik pada saat beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi. Fixed manufacturing cost meliputi:

- Depresiasi
- Property tax
- Insurance

Tabel 6.8 Fixed manufacturing Cost (FMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp778.019.249.947	\$ 51.486.946,59
2	<i>Property Taxes</i>	Rp155.603.849.989	\$ 10.297.389,32

3	<i>Insurance</i>	Rp77.801.924.995	\$ 5.148.694,66
Total		Rp1.011.425.024.932	\$ 66.933.030,57

Tabel 6.9 Total Manufacturing Cost (TMC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp46.475.056.390.809	\$ 3.075.577.816,88
2	<i>Indirect manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp3.023.053.200.000	\$ 200.056.462,18
3	<i>Fixed manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp1.011.425.024.932	\$ 66.933.030,57
Total		Rp50.509.534.615.741	\$ 3.342.567.309,62

b. General Expense

General expense meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk manufacturing cost, meliputi :

- Administration
- Sales expense
- Research
- Finance

Tabel 6.10 General Expense

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
----	------------------------	------------	------------

1	<i>Administration</i>	Rp1.515.286.038.472	\$100.277.019,29
2	<i>Sales Expense</i>	Rp2.525.476.730.787	\$167.128.365,48
3	<i>Research</i>	Rp1.767.833.711.,551	\$116.989.855,84
4	<i>Finance</i>	Rp394.988.102.128	\$26.139.110,72
Total		Rp6.203.584.582.938	\$410.534.351,33

Tabel 6.11 Total production Cost (TPC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost</i>	Rp50.509.534.615.741	\$ 3.342.567.309,62
2	<i>General Expense</i>	Rp6.203.584.582.938	\$410.534.351,33
Total		Rp56.713.119.198.679	\$3.753.101.660,9

6.3. Analisis Kelayakan Ekonomi

Analisis kelayakan ekonomi dikaji berdasarkan standar menurut Aries & Newton, (1955), sebagai berikut:

6.3.1. Percent Return on Investment (ROI)

Return on investment adalah kecepatan pengembalian modal investasi, dinyatakan dalam persentase terhadap modal tetap.

$$ROI = \frac{\textit{Profit}}{\textit{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

Batasan minimum ROI setelah pajak untuk industri kimia adalah untuk low risk 11% dan high risk 44%.

Profit = Sales Price – Total Product Cost

Pajak = 50%

Profit before taxes = Rp60.444.000.000.000

Profit after taxes = Rp56.713.119.198.679

ROI sebelum pajak:

$$\text{Profit before taxes} = \frac{\text{Profit before taxes}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\% = 47,95\%.$$

ROI setelah pajak:

$$\text{Profit after taxes} = \frac{\text{Profit after taxes}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\% = 23,98\%.$$

6.3.2. Pay Out Time (POT)

Pay out time adalah jumlah tahun yang berselang sebelum mendapatkan suatu penerimaan melebihi investasi awal.

$$\text{POT before taxes} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit before taxes} + 0,1 \text{ FCI}} = 1,73 \text{ tahun.}$$

$$\text{POT after taxes} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit after taxes} + 0,1 \text{ FCI}} = 2,94 \text{ tahun.}$$

Batasan maksimum POT setelah pajak untuk industri kimia Low risk 5 tahun dan High risk 2 tahun.

6.3.3. Break Event Point (BEP)

Break event point adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian). Kapasitas pabrik pada saat sales value sama dengan total cost. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan untung jika beroperasi di atas BEP. Harga BEP pada umumnya berkisar antara 40 – 60% dari kapasitas.

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

Dimana :

Fa : Fixed manufacturing cost

Ra : Regulated cost

Va : Variabel cost

Sa : Sales price

Berdasarkan perhitungan, didapatkan BEP sebesar 43,56 %.

6.3.4. Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah level produksi dimana biaya untuk menjalankan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar fixed cost.

$$\text{SDP} = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% = 28,51\%$$

6.3.5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Evaluasi keuntungan dengan cara discounted cash flow menggunakan nilai uang tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik (present value). Dihitung dengan persamaan:

$$(FC + WC)(1+i)^n = CF[(1+i)^{n-1} + (1+i)^{n-2} + \dots + (1+i)^0] + SV + WC$$

$$R = S$$

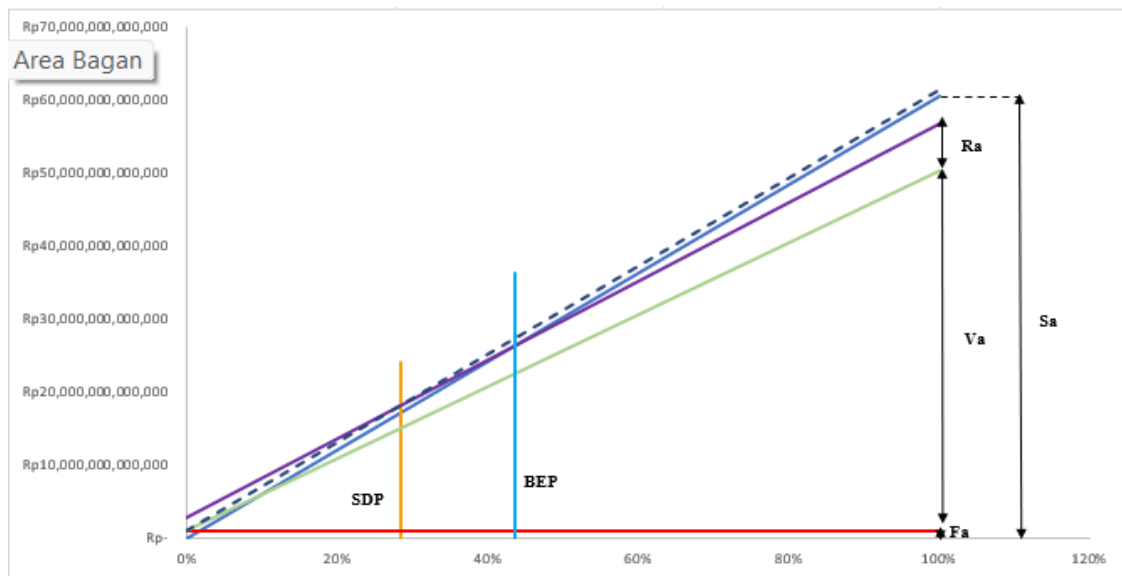
Discounted cash flow rate dihitung secara *trial and error*,

$$R = S$$

$$\text{Rp}78.166.655.249.007 = \text{Rp}78.166.655.249.007$$

$$R - S = 0$$

Dari *trial and error* diperoleh harga $i = 0,3249$, sehingga $\text{DCFR} = 32,49\%$



Gambar 6.3 Grafik Analisa Ekonomi

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Adapun kesimpulan Prarancangan Pabrik Hidrogen ini yaitu:

1. Pabrik Hidrogen dari Metana akan didirikan di Kelurahan Bontang Lestari, Kecamatan Bontang Selatan, Kota Bontang, Kalimantan Timur dengan kapasitas 200.000 ton/tahun.
2. Bahan baku dipasok dari LNG Badak Bontang.
3. Berdasarkan dari kondisi operasi pada pabrik yang bersuhu dan tekanan tinggi, maka pabrik ini termasuk dalam pabrik yang beresiko tinggi.
4. Berdasarkan evaluasi ekonomi pabrik Hidrogen dari Metana kapasitas 200.000ton/tahun.

didapatkan nilai sebagai berikut:

Keuntungan sebelum pajak = Rp 60.444.000.000.000

Keuntungan setelah pajak = Rp 56.713.119.198.679

Return of Investment sebelum pajak = 47,95 %

Return of Investment setelah pajak = 23,98 %

Pay Out Time sebelum pajak = 1,73 tahun

Pay out time setelah pajak = 2,94 tahun

Break Event Point (BEP) = 43,56 %

Shut Down Point (SDP) = 28,51%

Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) = 32,49%

7.2 Saran

Adapun saran dalam pendirian pabrik untuk peningkatan kelayakan yaitu sebagai berikut:

1. Perancangan Pabrik tidak lepas dari sisa pembuangan limbah yang dapat mencemari lingkungan, sehingga diharapkannya perkembangan dalam pendirian pabrik yang ramah lingkungan.
2. Optimasi pemilihan seperti alat proses dan alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.

DAFTAR PUSTAKA

- Abbas, S.Z., Dupont, V., & Mahmud, T. (02/2017). *Kinetics study and modelling of steam methane reforming process over a NiO/Al₂O₃ catalyst in an adiabatic packed bed reactor*, 42(5), 2889-2903.
- Abdullah, N., Suhendi, A. and Suwandi, S., 2019. Perancangan Dan Implementasi Alat Penyaring Hidrogen, Metana Dan Karbon Monoksida Yang Terkandung Dalam Asap Rokok Berbasis Arduino Uno. *eProceedings of Engineering*, 6(1).
- Austin, G.T. 1984. *Shreve's Chemical Process Industries*, 5th ed. Mc Graw Hill Book Co., Inc. New York.
- Balat, M. Political, economic and environmental impacts of biomass-based hydrogen. *Int. J. Hydrogen En.* 2009, 34, 3589–3603.
- Basile, A.; Liguori, S.; Iulianelli, A. Membrane reactors for methane steam reforming. In: Basile, A.; Hai, F.; Di Paola, L.; Piemonte, V. (Eds.), *Membrane Reactors for Energy Applications and Basic Chemical Production*; Woodhead: Cambridge, UK, 2015.
- Brown, G.G., 1978, Unit Operation, 3rd edition, Tokyo: McGraw Hill International Book Company.
- Cammack, R., Frey, M., & Robson, R. (Eds.). (2001). Hydrogen as a Fuel: Learning from Nature (1st ed.). CRC Press. <https://doi.org/10.1201/9780203471043>
- Cortright R, Davda R, Dumesic J. Hydrogen from catalytic reforming of biomass-derived hydrocarbons in liquid water. *Nature* 2002;418:964e7.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1989, "An Introduction to Chemical Engineering Design", Pergamon Press Ltd., Singapore.

- Halabi, M.H., Croon, M.H.J.M., Van Der Schaaf, J., Cobden, P.D., Schouten, J.C., 2008. Modeling and analysis of autothermal reforming of methane to hydrogen in a fixed bed reformer. *Chem. Eng. J.* 137, 568–578.
- Hou, K.; Hughes, R. The Kinetics of Methane Steam Reforming Over a Ni/ α -Al₂O₃ Catalyst. *Chemical Engineering Journal* 2001, 82, 311–328
- Kern, D.Q., 1965, “ Process Heat Transfer”, Int.ed., p. 102-160, New York, McGraw-Hill Book Company.
- National Academy of Engineering, National Academy of Sciences (2004). *The Hydrogen Economy: Opportunities, Costs.* National Academies Press. hlm. p. 240. [ISBN 0-309-09163-2](#).
- O'Neil, MJ (ed.). Indeks Merck - Ensiklopedia Bahan Kimia, Obat-obatan, dan Biologi. Whitehouse Station, NJ: Merck and Co., Inc., 2006., hal. 249.
- Rostrup-Nielsen JR, Sehested J, Nørskov JK. Hydrogen and synthesis gas by steam- and CO₂ reforming. *Advances in Catalysis*. Academic Press; 2002. p. 65e139.
- Xu J, Froment GF. Methane steam reforming, methanation and water-gas shift: I.intrinsic kinetics.*AIChE.J* 1989;35:88-96.
- Yaws, C.L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. Mc Graw Hill Handbooks. New York.

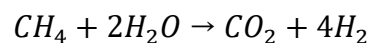
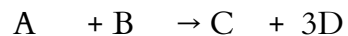
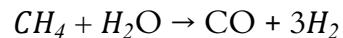
LAMPIRAN A.
PERANCANGAN REAKTOR

A. Steam Reformer

- Kode : R-01
- Fase : Gas
- Fungsi : Mereaksikan metana dan air menjadi karbon monoksida dan hidrogen dengan bantuan katalis $Ni/\alpha - Al_2O_3$
- Jenis : *Fixed Bed Multitube Reactor*
- Bahan Konstruksi : *Stainless Steel 309*
- Kondisi Operasi :
- a. Suhu ruang = $25^{\circ}C$
 - b. Suhu operasi = $300^{\circ}C$
 - c. Tekanan operasi = 24,67 atm
 - d. Konversi = 95% (sumber)

A. Menyusun Persamaan Laju Reaksi Overall

Reaksi:



Dimana:

A : Metana C : Karbon Monoksida

B : Air

D : Hidrogen

Persamaan kinetika untuk reaksi di atas :

$$(-r) = \frac{\frac{k}{P_{H_2}^{2.5}} [P_{CH_4} \cdot P_{H_2O} - \frac{P_{H_2}^3 P_{CO}}{K}]}{(1 + K_{CO} \cdot P_{CO} + K_{H_2} \cdot P_{H_2} + K_{CH_4} \cdot P_{CH_4} + K_{H_2O} \cdot \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}})^2}$$

Simbol	Satuan	T, 300°C	E, m ³ .bar.mol ⁻¹	ΔH ^o , m ³ .bar.mol ⁻¹
K	mol.kg _{cat} . s ⁻¹	1,17 × 10 ¹²	240,10	
K _{CH₄}	bar ⁻¹	6,65 × 10 ⁻⁴		-0,38280
K _{CO}	bar ⁻¹	8,23 × 10 ⁻⁵		-0,70650
K _{H₂}	bar ⁻¹	6,12 × 10 ⁻⁹		-0,82900
K _{H₂O}	bar ⁻¹	1,77 × 10 ⁵		0,88680

B. Perancangan Reaktor

a. Pertimbangan Pemilihan Reaktor

- Zat pereaksi berupa fase gas dengan katalis padat.

b. Penentuan Bahan Konstruksi

- Memiliki struktur yang kuat.
- Bahan yang tahan terhadap korosi dan cocok digunakan pada suhu tinggi.
- Harga relatif lebih murah jika dibandingkan dengan stainless steel yang lain.

C. Aliran Masuk Reaktor

Senyawa	BM	Input (kg/jam)	Input (kmol/jam)	ρ (kg/m ³)	Fraksi mol	$\rho_{campuran}$ (kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)
Metana	16	103.733, 1	6.483,31875	102,6550	0,343	35,2514	2.942,66
Steam	18	221.064, 4	12.281,35	362,7961	0,650	235,9981	936,72
inert	100	11.525,9	115,259	0	0,006	0	0
Total							3.879,3835

$$Fv = \frac{\text{massa (kg/jam)}}{\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}}$$

Diketahui data:

- Fv Total = 3.879,3835
- Xn = 0,95
- Pa = 24,67 atm
- R = 0,08 m³.atm/kmol.K
- T = 600^oK
- k = 1,17 × 10¹² mol.kg_{cat}.s⁻¹

D. Stoikiometri Reaksi

Komponen	A	B	C	D
Mula-Mula	Ca0	Cb0	0	0
Rx	(-Ca0.Xa)	(-Cb0.Xa)	Ca0.Xa	(3.Ca0.Xa)
Sisa	Ca0(1-Xa)	Cb0-(Ca0.X)	Ca0.Xa	(3.Ca0.Xa)

Ditentukan senyawa A limiting reactan, dimana konsentrasi pada setiap reaktan dapat dihitung sebagai berikut:

$$C = \frac{Fm}{Fv \text{ Total}}$$

a. $C_{A0} = 1,6712 \text{ kmol/m}^3$

b. $C_{B0} = 3,1658 \text{ kmol/m}^3$

Stoikiometri dapat ditentukan sebagai berikut:

Komponen	A	B	C	D
Mula-Mula	1,6712	3,1658	0	0
Rx	1,5876	1,5876	1,5876	4,7629
Sisa	0,0836	1,5876	1,5876	4,7629

Komponen	A	B	E	D
Mula-Mula	0,0836	1,5876	0	0

Rx	0,07942	0,15884	0,07942	0,07942
Sisa	0,00418	1,42876	0,07942	4,84232

E. Menentukan Tekanan Parsial Reaksi

Berdasarkan persamaan stoikiometri, dapat ditentukan tekanan parsial senyawa berdasarkan fraksi konsentrasi.

Diketahui data:

$$n = 20$$

$$\Delta X_a = 0,0475$$

Xa	CA	CB	CC	CD	yA	yB	yC	yD
0,0000	1,6712	3,1658	0	0	0,34551	0,65449	0	0
0,0475	1,5918	3,0864	0,07938	0,2381	0,3186	0,6178	0,01589	0,04767
0,0950	1,5125	3,0070	0,1587	0,4762	0,2934	0,5833	0,0308	0,0924
0,1425	1,4331	2,9277	0,2381	0,7144	0,2697	0,5510	0,0448	0,1344
0,1900	1,3537	2,8483	0,3175	0,9525	0,2473	0,5205	0,05802	0,1740
0,2375	1,2743	2,7689	0,3969	1,1907	0,2263	0,4917	0,0704	0,2114
0,2850	1,1949	2,6895	0,4762	1,4288	0,2063	0,4645	0,0822	0,2468
0,3325	1,1155	2,6101	0,5556	1,6670	0,1875	0,4387	0,0934	0,2802
0,3800	1,0362	2,5307	0,6350	1,9051	0,1696	0,4143	0,1039	0,3119

0,4275	0,9568	2,4514	0,7144	2,1433	0,1526	0,3912	0,1140	0,3420
0,4750	0,8774	2,3720	0,7938	2,3814	0,1365	0,3691	0,1235	0,3706
0,5225	0,7980	2,2926	0,8732	2,6196	0,1212	0,3482	0,1326	0,3979
0,5700	0,7186	2,2132	0,9525	2,8577	0,1065	0,3282	0,1412	0,4238
0,6175	0,6392	2,1338	1,0319	3,095	0,0926	0,3092	0,1495	0,4486
0,6650	0,5599	2,0544	1,1113	3,3340	0,0793	0,2910	0,1574	0,4722
0,7125	0,4805	1,9751	1,1907	3,5722	0,0665	0,2736	0,1649	0,4948
0,7600	0,4011	1,8957	1,2701	3,8103	0,0543	0,2569	0,1721	0,5165
0,8075	0,3217	1,8163	1,3495	4,0485	0,0426	0,2410	0,1790	0,5372
0,8550	0,2423	1,7369	1,4288	4,2866	0,0314	0,2257	0,1856	0,5570
0,9025	0,1629	1,6575	1,5082	4,5248	0,0207	0,2110	0,1920	0,5761
0,9500	0,0836	1,5781	1,5876	4,7629	0,0104	0,1969	0,1981	0,5944

Tekanan parsial senyawa dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$P \text{ Parsial} = y \times P \text{ Total}$$

Sehingga, tekanan parsial dalam satuan (atm) didapatkan melalui tabel berikut:

Xa	Pa	Pb	Pc	Pd
----	----	----	----	----

0,0000	8,5236	16,1463	0	0
0,0475	7,8607	15,2412	0,39200	1.1760
0,0950	7,2387	14,3918	0,7598	2.2795
0,1425	6,6538	13,5932	1,1057	3.3172
0,1900	6,1028	12,8409	1,4315	4.2946
0,2375	5,5830	12,1310	1,7389	5.2169
0,2850	5,0916	11,4601	2,0295	6.0886
0,3325	4,6265	10,8250	2,3046	6.9138
0,3800	4,1855	10,2229	2,5653	7.6960
0,4275	3,7669	9,6513	2,8129	8.4387
0,4750	3,3690	9,1080	3,0482	9.1446
0,5225	2,9903	8,5909	3,2721	9.8165
0,5700	2,62947	8,0981	3,4855	10.4567
0,6175	2,2851	7,6280	3,6891	11.0675
0,6650	1,9564	7,1791	3,8836	11.6508
0,7125	1,6420	6,7499	4,0694	12.2084

0,7600	1,3412	6,3392	4,2473	12.7421
0,8075	1,0531	5,9457	4,4177	13.2539
0,8550	0,7769	5,5686	4,5811	13.7433
0,9025	0,5118	5,2066	4,7378	14.2136
0,9500	0,2572	4,8590	4,8884	14.6652

F. Katalisator

Jenis Katalis : $Ni/\alpha - Al_2O_3$

Tipe : Silinder dengan empat lubang axial

Luas Permukaan : $14,30 \text{ m}^3/\text{g}$

Densitas geometri : $1,79 \text{ g/cm}^3$

Densitas kerangka : $3,20 \text{ g/cm}^3$

Diameter : 0,15 mm

Porositas : 0,44

(Hou, K.; Hughes, R. The Kinetics of Methane Steam Reforming Over a Ni/ α -Al₂O₃

Catalyst. Chemical Engineering Journal 2001, 82, 311–328)

G. Neraca Massa Reaktor

Rate of Input - Rate of Output - Rate of Reaction = Rate of Accumulation $F_{A|V} - F_{A|V+\Delta V} -$

$$(-r_A)\Delta V = 0$$

Persamaan dibagi dengan ΔV dan dinyatakan dalam limit, sehingga persamaan menjadi :

$$\lim_{\Delta V \rightarrow 0} \frac{F_{A|V+\Delta V} - F_{A|V}}{\Delta V} = -(-r_A)$$

$$\frac{dF_A}{dV} = (-r_A)$$

Dari Stoikiometri :

$$F_A = F_{A0} - F_{A0}x$$

$$dF_A = -F_{A0}dx$$

$$dV \cdot (-r_A) = -F_{A0}dx$$

$$F_{A0} \frac{dx}{dV} = (-r_A)$$

$$\frac{dx}{dV} = \frac{(-r_A)}{F_{A0}}$$

$$\frac{dx}{dV} = \frac{\frac{k}{P_{H_2}^{2.5}} [P_{CH_4} \cdot P_{H_2O} - \frac{P_{H_2}^3 P_{CO}}{K}]}{(1 + K_{CO} \cdot P_{CO} + K_{H_2} \cdot P_{H_2} + K_{CH_4} \cdot P_{CH_4} + K_{H_2O} \cdot \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}})^2}{C_{A0} \cdot F_V}$$

H. Neraca Energi Reaktor

$$Acc = H_{in} - H_{out} \pm H_{Reaction} \pm H_{Heat Transfer}$$

$$0 = F\rho C_p T - F\rho C_p (T + dT) \pm (-r_A)(-\Delta H_r)dV \pm U(T - T_s)dA_t$$

$$F\rho C_p (T + dT) = F\rho C_p T \pm (-r_A)(-\Delta H_r)dV \pm U(T - T_s)dA_t$$

$$\rho C_p \frac{d(FT)}{dZ} = \pm (-r_A)(-\Delta H_r) \frac{\pi}{4} dt^2 \pm U(T - T_s)\pi dt$$

$$\rho C_p \frac{\pi}{4} dt^2 \frac{d(U_s T)}{dZ} = \pm (-r_A)(-\Delta H_r) \frac{\pi}{4} dt^2 \pm U(T - T_s)\pi dt$$

$$U_s \rho F C_p \frac{dT}{dZ} = \pm (-r_A)(-\Delta H_r) \frac{\pi}{4} dt^2 \pm U(T - T_s)\pi dt$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\pm (-r_A)(-\Delta H_r) \frac{\pi}{4} dt^2 \pm U(T - T_s)\pi dt}{U_s \rho F C_p}$$

I. Perancangan Dimensi Reaktor

a. Volume Reaktor

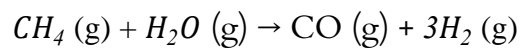
Volume Reaktor dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan yaitu sebagai berikut:

$$F_{AO} \frac{dX_A}{dV} = (-r_A)$$

$$\int_0^V dV = F_{AO} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

$$V = F_{AO} \int_0^{0,95} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

Dalam perhitungan volume reaktor menggunakan metode simpson 1/3



$$(-r) = \frac{\frac{k}{P_{H_2}^{2,5}} [P_{CH_4} \cdot P_{H_2O} - \frac{P_{H_2}^3 P_{CO}}{K}]}{(1 + K_{CO} \cdot P_{CO} + K_{H_2} \cdot P_{H_2} + K_{CH_4} \cdot P_{CH_4} + K_{H_2O} \cdot \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}})^2}$$

Diketahui data :

$$k : 1,17 \times 10^{12}$$

$$K_{CO} : 8,23 \times 10^{-5}$$

$$K_{H_2} : 6,12 \times 10^{-9}$$

$$K_{CH_4} : 6,65 \times 10^{-4}$$

$$K_{H_2O} : 1,77 \times 10^5$$

Dengan menggunakan persamaan (R_A) diatas dapat dihitung perubahan konversi yang disajikan dalam tabel berikut:

Simpson 1/3			
n	X_A	R_A	$1/R_A$
1	0,0475	1,71E+06	5,86E-07
2	0,095	1,94E+07	5,15E-08
3	0,1425	8,09E+07	1,24E-08
4	0,19	2,24E+08	4,47E-09
5	0,2375	4,96E+08	2,02E-09
6	0,285	9,54E+08	1,05E-09
7	0,3325	1,67E+09	5,99E-10
8	0,38	2,72E+09	3,67E-10
9	0,4275	4,22E+09	2,37E-10
10	0,475	6,27E+09	1,59E-10
11	0,5225	9,03E+09	1,11E-10
12	0,57	1,27E+10	7,89E-11
13	0,6175	1,74E+10	5,74E-11

14	0,665	2,36E+10	4,24E-11
15	0,7125	3,14E+10	3,19E-11
16	0,76	4,13E+10	2,42E-11
17	0,8075	5,39E+10	1,85E-11
18	0,855	6,98E+10	1,43E-11
19	0,9025	8,98E+10	1,11E-11
20	0,95	1,15E+11	8,69E-12

$$\int f(x)dx = \Delta x \left[\frac{1}{3} (f_0 + 4(f_1 + f_3 + f_5 \dots f_{n-1}) + 2(f_2 + f_4 + f_6 \dots f_{n-2}) + f_n) \right]$$

Dari perhitungan simpson $\frac{1}{3}$ diatas, didapatkan nilai $a = 1,64 \times 10^{-7}$ s/kg katalis.mol

, sehingga volume reaktor dapat ditentukan:

$$V = FA_0 \times a \times \rho_{campuran}$$

$$V = 4.244,43 \text{ mol/s} \times (1,64 \times 10^{-7}) \text{ s/kg katalis.mol} \times 296,4440 \text{ kg/m}^3$$

$$V = 0,06 \text{ m}^3$$

$$V_{oversize 20\%} = 0,07 \text{ m}^3$$

b. Tinggi Shell

Sebagai pendekatan, maka tinggi reaktor disesuaikan berdasarkan standar

length tube berdasarkan buku Kern (1983) sebesar 8 ft atau 2,4 m.

c. Diameter Shell

Berdasarkan persamaan pada Brownell (1979), rasio perbandingan antara tinggi dan diameter dalam tangki adalah sebagai berikut:

$$V = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot H$$

$$D = \sqrt{\frac{V}{\frac{1}{4} \cdot \pi \cdot H}}$$

$$D = \sqrt{\frac{V}{\frac{1}{4} \cdot \pi \cdot H}} = \sqrt{\frac{0,29}{\frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot 2,4}} = 0,19 \text{ m} = 7 \text{ in}$$

d. Jumlah Tube

Berdasarkan standar Kern (1965), didapatkan volume setiap tube sebesar 0,001 m³, sehingga jumlah tube dapat ditentukan:

$$N_t = \frac{\text{Volume Reaktor}}{\text{Volume Tube}} = \frac{0,19}{0,001} = 68$$

e. Volume Head

Reaktor yang digunakan memiliki geometri silinder, sehingga turut diperhitungkan volume dari head/bottom (dish). Untuk P. Operasi > 15 atm, maka dipilih bentuk *Elliptical Dished Head*.

$$V_{\text{dish}} = 0,000076 D^3$$

$$V_{\text{dish}} = 0,000076 \times 15^3$$

$$V_{\text{dish}} = 0,032 \text{ ft}^3$$

f. Theoretical Residence Time

Theoretical Residence Time merupakan rasio antara volume reaktor dengan volume debit masuk.

$$\tau = \frac{V}{Q}$$

Yang dimana;

τ = Space time (s)

V = Volume shell (m^3)

Q = Debit aliran masuk (m^3 /jam)

$$\tau = \frac{0,19}{3.879,38} = 1,76 \times 10^{-5} \text{ jam} = 0,0632 \text{ detik}$$

J. Menentukan Beban Panas

Nilai konstanta panas gas didapatkan dari (Yaws,1999), yaitu sebagai berikut:

a. Kapasitas Panas Gas

Komponen	A	B	C	D	E
Metana	34,942	-4,00E-02	1,92E-04	-1,53E-07	3,93E-11
Air	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
Karbon Monoksida	29,556	-6,58E-03	2,01E-05	-1,22E-08	2,26E-12
Hidrogen	25,399	2,02E-02	-3,85E-05	3,19E-08	-8,76E-12
Inert	0	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00

b. Kapasitas Panas Gas

Komponen	BM (g/mol)	A	B	C	T Reff (K)	Hf (kJ/mol)
Metana	16	-63,425	-4,34E-02	1,72E-05	298	-74,82
Air	18	-	-	-	298	-241,80
Karbon Monoksida	28	-112,190	8,12E-03	-8,04E-06	298	-110,48
Hidrogen	2	-	-	-	298	0,00
Inert	100	-	-	-	298	0,00

c. Neraca Panas Masuk Reaktor

$T_{ref} = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$

$T_{in} = 300\text{ }^{\circ}\text{C}$

Komponen	Fi	BM	Ni	$\int C_p.dT$	$\Delta H = n_i \cdot \int C_p.dT$	Hf	$n \cdot \Delta H^{\circ}f$
	(kg/jam)		(kmol/jam)	(kJ/kmol.K)	(kJ/jam)	(kJ/mol)	(kJ/jam)
Metana	103.733,1	16	6.483,3	11.806,72	7,65E+07	-74,82	-485.053,26
Air	350.099,1 954	18	19.449,9553	9.533,62	1,85E+08	-241,80	-4.702.999,19
Karbon Monoksida	0	28	0	8.146,04	0	-110,48	0
Hidrogen	0	2	0	8.016,13	0	0,00	0
Inert	11.526	100	115,3	0	0	0,00	0
Total					2,62E+08	-427,10	-5.188.052,45

d. Neraca Keluar Masok Reaktor

$T_{ref} = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$

$T_{in} = 300\text{ }^{\circ}\text{C}$

Komponen	Fi	BM	ni	$\int C_p.dT$	$\Delta H = n_i \cdot \int C_p.dT$	Hf	$n \cdot \Delta H^{\circ}f$
	(kg/jam)		(kmol/jam)	(kJ/kmol.K)	(kJ/jam)	(kJ/mol)	(kJ/jam)
Metana	5.186,6547	16	324,2	11.806,72	3,83E+06	-7,48E+01	-24.252,66
Air	239.234	18	13.290,8	9.533,62	1,27E+08	-241,80	-3.213.716,11

Karbon Monoksida	172.456,270 3	28	6.159,1525	8.146,04	5,02E+07	-1,10E+02	-680.493,86
Hidrogen	36.954,9	2	18.477,4575	8.016,13	1,48E+08	0,00	0
Inert	11.525,8994	100	0	0	0	0,00	0
Total					3,29E+08	-4,27E+02	-3.918.462,64

Maka, beban panas dapat ditentukan:

$$\begin{aligned}
 Q(H) &= H_2 - H_1 \\
 &= -3.918.462,64 - (-5.188.052,4) \\
 &= 1.269.589,82 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

K. Tekanan Desain Reaktor

Tekanan desain dapat dirumuskan sebagai berikut:

$$P_d = P_o + a + \text{static head} \quad (\text{Henry H. Bednar, P.E, Pressure Vessel Design Handbook})$$

Yang dimana;

$$P_o = \text{Tekanan Operasi (psi)}$$

$$a = (0,1 \cdot P_o - 12,5) \text{ psi}$$

Nilai static head ditentukan dengan mengasumsikan isi vessel merupakan gas ideal, sehingga diperoleh nilai R udara pada kondisi kritis $0,37 \text{ psi} \cdot \text{ft}^3 / \text{lbm} \cdot R$

$$\rho_{gas \text{ ideal}} = 4,0827 \text{ lbm}/\text{ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, Nilai static head} &= \rho \cdot g \cdot h \\
 &= 4,0827 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 3,86 \text{ ft} \\
 &= 47,08 \frac{\text{lb}_f}{\text{ft}^2} = 0,158 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Jadi, tekanan desain dapat dihitung:

$$\begin{aligned}
P_{\text{desain}} &= P_{\text{operasi}} + a + \text{static head} \\
&= (362,55 + (0,1 \times 362,55 - 12,5) + 0,327) \text{ psi} \\
&= 386,464 \text{ psi}
\end{aligned}$$

L. Temperatur Desain

Temperatur desain adalah temperatur maksimal yang diperbolehkan dalam desain.

$$\begin{aligned}
T_d &= T_o + 50^{\circ}\text{F} \\
&= (572 + 50)^{\circ}\text{F} \\
&= 622^{\circ}\text{F}
\end{aligned}$$

M. Perhitungan Ketebalan Shell dan Head

a. Tebal Shell

Bahan yang digunakan untuk reaktor adalah Stainless Steel SA-167 Tipe 309 (Brownell & Young) dengan tegangan ijin maksimum pada suhu 622°F adalah 16478 psi. Adapun alasan dalam memilih bahan sebagai berikut:

1. Memiliki struktur yang kuat.
2. Memiliki ketahanan yang baik terhadap korosi.
3. Harga yang relatif murah.

Diketahui data :

Tekanan Desain (Pd)	= 386,464 psi
Diameter (D)	= 0,19 m
Jari-jari (r)	= 0,095 m
Tinggi (H)	= 2,4 m
Joint Efisiensi Pengelasan (E)	= 85% (pengelasan tipe 1A tanpa <i>radiographic test</i>)

Ketebalan minimum *shell circumferential stress* (t):

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{P_d R}{SE - 0,6P} \\
 &= \frac{(386,632 \text{ psi} \cdot 0,196 \text{ m})}{(16.478 \text{ psi} \cdot 0,85) - (0,6 \cdot 386,632 \text{ psi})} \cdot 1000 \text{ mm} \\
 &= 2,667 \text{ mm} \\
 &= 2,67 \times 10^{-3} \text{ m} \\
 &= 1,05 \times 10^{-1} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Sehingga Diameter luar dapat dihitung sebagai berikut:

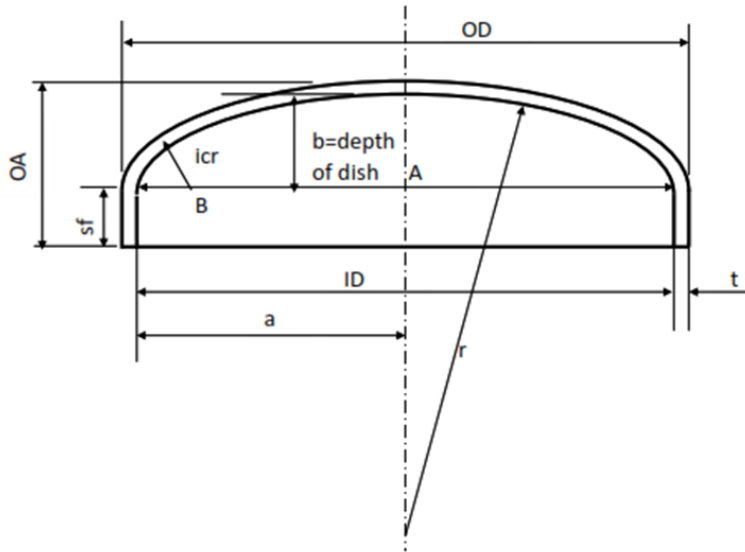
$$\begin{aligned}
 \text{Diameter luar (OD)} &= \text{IDS} + 2 \cdot t \\
 &= 0,19 \text{ m} + 2 \times 2,67 \times 10^{-3} \text{ m} \\
 &= 0,20 \text{ m}
 \end{aligned}$$

b. Tebal Head

Berdasarkan tabel hal 342 (Brownell & Young) Didapatkan tegangan izin maksimum SA 213 Seamless and Welded Austenitic Stainless Steel Pipe pada suhu $622^{\circ}F$ adalah 16.478 psi. Ketebalan head dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{P_d D}{2SE - 0,2P} \\
 &= \frac{(386,632 \text{ psi} \cdot 0,19 \text{ m})}{(2 \cdot 16.478 \text{ psi} \cdot 0,85) - (0,2 \cdot 386,642 \text{ psi})} \cdot 1000 \text{ mm} \\
 &= 2,63 \text{ mm} \quad = 0,10 \text{ in}
 \end{aligned}$$

N. Perhitungan Tinggi Head



Diketahui data ((Brownell & Young):

Tebal plate standar = $\frac{1}{4}$ in

$r = \text{IDS} = 12$ in

$\text{OD} = 12$ in

$\text{icr} = 0,75$ in

Berdasarkan dari tabel 5.11 (Brownell & Young), didapatkan data:

$\text{sf} = 2$ in

$a = \text{IDS}/2$

$$= \frac{12 \text{ in}}{2} = 6 \text{ in}$$

$\text{AB} = a - \text{icr}$

$$= 6 \text{ in} - 0,75 \text{ in} = 5,25 \text{ in}$$

$\text{BC} = r - \text{icr}$

$$= 12 \text{ in} - 0,75 \text{ in} = 11,25 \text{ in}$$

$\text{AC} = (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5}$

$$= (11,25^2 - 5,25^2)^{0,5}$$

$$= 9,950 \text{ in}$$

b $= r - AC$

$$= 12 \text{ in} - 9,950 \text{ in}$$

$$= 2,050 \text{ in}$$

Sehingga, tinggi head dapat diperoleh:

$$\text{Tinggi head} = (0,10 + 2,050 + 2) \text{ in} = 4,154 \text{ in} = 0,106 \text{ m}$$

O. Tinggi Total Reaktor

$$\text{Tinggi total reaktor} = 2 \cdot \text{Tinggi head} + \text{Tinggi shell}$$

$$= (2 \cdot 0,108 + 2,4)$$

$$= 2,61 \text{ m} = 8,57 \text{ ft}$$

B. CO Converter

Kode : R-02

Fase : Gas

Fungsi : Mereaksikan metana dan air menjadi karbon monoksida dan hidrogen
dengan bantuan katalis $Ni/\alpha - Al_2O_3$

Jenis : *Fixed Bed Multitube Reactor*

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel 309*

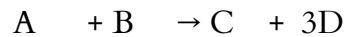
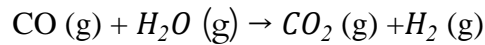
Kondisi Operasi :

a. Suhu ruang = $25^{\circ}C$

- b. Suhu ruang = 430°C
 c. Tekanan operasi = 24,67 atm
 d. Konversi = 95%

A. Menyusun Persamaan Laju Reaksi Overall

Reaksi:



Dimana:

- A : Karbon Monoksida C : Karbon Dioksida
 B : Air D : Hidrogen

Persamaan kinetika untuk reaksi di atas :

$$(-r) = \frac{\frac{k}{P_{H_2}} [P_{CO} \cdot P_{H_2O} - \frac{P_{CO_2} P_{H_2}}{K}]}{(1 + K_{CO} \cdot P_{CO} + K_{H_2} \cdot P_{H_2} + K_{CH_4} \cdot P_{CH_4} + K_{H_2O} \cdot \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}})^2}$$

Simbol	Satuan	T, 430°C	E, m ³ .bar.mo	ΔH°, m ³ .bar.mol ⁻¹
k	mol.kg _{cat} . s ⁻¹	5,43 × 10 ⁵	240,10	
K _{CH₄}	bar ⁻¹	6,65 × 10 ⁻⁴		-0,38280
K _{CO}	bar ⁻¹	8,23 × 10 ⁻⁵		-0,70650

K_{H_2}	bar^{-1}	$6,12 \times 10^{-9}$		-0,82900
K_{H_2O}	bar^{-1}	$1,77 \times 10^5$		0,88680

D. Perancangan Reaktor

c. Pertimbangan Pemilihan Reaktor

- Zat pereaksi berupa fase gas dengan katalis padat.

d. Penentuan Bahan Konstruksi

- Memiliki struktur yang kuat.
- Bahan yang tahan terhadap korosi dan cocok digunakan pada suhu tinggi.
- Harga relatif lebih murah jika dibandingkan dengan stainless steel yang lain.

E. Aliran Masuk Reaktor

Senyawa	BM	Input (kg/jam)	Input (kmol/jam)	ρ (kg/m ³)	Fraksi mol	$\rho_{campura}$ n (kg/m ³)	Fv (m ³ / jam)
Metana	16	5.186,7	324,2	93,0374	0,007	0,6067	8.549,2766
Air	18	443.459,0	24.636,6	336,5065	0,496	166,7660	2.659,1689
inert	100	11.525,9	115,3	0	0,002	0	0
Karbon Monoksida	28	172.456,3	6.159,2	133,9787	0,124	16,5993	10.389,3682
Hidrogen	2	36.954,9	18.477,45	7,7380	0,372	2,8761	12.848,8985

Total	11.208,4455
--------------	-------------

$$F_v = \frac{\text{massa (kg/jam)}}{\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}}$$

Diketahui data:

- $F_v \text{ Total} = 11.208,4455$
- $X_n = 0,95$
- $P_a = 24,67 \text{ atm}$
- $R = 0,08 \text{ m}^3 \cdot \text{atm/kmol.K}$
- $T = 600^\circ \text{K}$
- $k = 5,43 \times 10^5 \text{ mol.kg}_{\text{cat}} \cdot \text{s}^{-1}$

D. Stoikiometri Reaksi

Komponen	A	B	C	D
Mula-Mula	Ca0	Cb0	0	0
Rx	(-Ca0.Xa)	(-Cb0.Xa)	Ca0.Xa	(Ca0.Xa)
Sisa	Ca0(1-Xa)	Cb0-(Ca0.X)	Ca0.Xa	(Ca0.Xa)

Ditentukan senyawa A limiting reactan, dimana konsentrasi pada setiap reaktan dapat

dihitung sebagai berikut:

$$C = \frac{F_m}{F_v \text{ Total}}$$

c. $C_{A0} = 0,7120 \text{ kmol/m}^3$

d. $C_{B0} = 1,5364 \text{ kmol/m}^3$

Stoikiometri dapat ditentukan sebagai berikut:

Komponen	A	B	C	D
Mula-Mula	0,5495	2,1980	0	0
Rx	0,522035	0,522035	0,522035	0,522035
Sisa	0,0275	1,6760	0,522035	0,522035

E. Menentukan Tekanan Parsial Reaksi

Berdasarkan persamaan stoikiometri, dapat ditentukan tekanan parsial senyawa berdasarkan fraksi konsentrasi.

Diketahui data:

$$n = 20$$

$$\Delta X_a = 0,0475$$

X_a	CA	CB	CC	CD	yA	yB	yC	yD
0,0000	0,5495	2,1980	0	0	0,20000	0,7999	0	0
0,0475	0,5234	2,1719	0,0261	0,0261	0,1905	0,7904	0,0095	0,0095
0,0950	0,4973	2,1458	0,0522	0,0522	0,1810	0,7809	0,0190	0,0190

0,1425	0,4712	2,1197	0,0783	0,0783	0,1715	0,7714	0,0285	0,0285
0,1900	0,4451	2,0936	0,1044	0,1044	0,1620	0,7619	0,0380	0,0380
0,2375	0,4190	2,0675	0,1305	0,1305	0,1525	0,7524	0,0475	0,0475
0,2850	0,3929	2,0414	0,1566	0,1566	0,1430	0,7429	0,0570	0,0570
0,3325	0,3668	2,0153	0,1827	0,1827	0,1335	0,7334	0,0665	0,0665
0,3800	0,3407	1,9892	0,2088	0,2088	0,1240	0,7239	0,0760	0,0760
0,4275	0,3146	1,9631	0,2349	0,2349	0,1145	0,7144	0,0855	0,0855
0,4750	0,2885	1,9370	0,2610	0,2610	0,1050	0,7049	0,0950	0,0950
0,5225	0,2624	1,9109	0,2871	0,2871	0,0955	0,6954	0,1045	0,1045
0,5700	0,2363	1,8848	0,3132	0,3132	0,0860	0,6859	0,1140	0,1140
0,6175	0,2102	1,8587	0,3393	0,3393	0,0765	0,6764	0,1235	0,1235
0,6650	0,1841	1,8326	0,3654	0,3654	0,0670	0,6669	0,1330	0,1330
0,7125	0,1580	1,8065	0,3915	0,3915	0,0575	0,6574	0,1425	0,1425
0,7600	0,1319	1,7804	0,4176	0,4176	0,0480	0,6479	0,1520	0,1520
0,8075	0,1058	1,7543	0,4437	0,4437	0,0385	0,6384	0,1615	0,1615
0,8550	0,0797	1,7282	0,4698	0,4698	0,0290	0,6289	0,1710	0,1710

0,9025	0,0536	1,7021	0,4959	0,4959	0,0195	0,6194	0,1805	0,1805
0,9500	0,0275	1,6760	0,5220	0,5220	0,0100	0,6099	0,1900	0,1900

Tekanan parsial senyawa dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$P \text{ Parsial} = y \times P \text{ Total}$$

Sehingga, tekanan parsial dalam satuan (atm) didapatkan melalui tabel berikut:

Xa	Pa	Pb	Pc	Pd
0,0000	4,9340	19,7359	0	0
0,0475	4,6996	19,5016	0,2343	0,2343
0,0950	4,4652	19,2672	0,4687	0,4687
0,1425	4,2309	19,0329	0,7030	0,7030
0,1900	3,9965	18,7985	0,9374	0,9374
0,2375	3,7621	18,5641	1,1718	1,1718
0,2850	3,5278	18,3298	1,4061	1,4061
0,3325	3,2934	18,0954	1,6405	1,6405
0,3800	3,0590	17,8610	1,8749	1,8749
0,4275	2,8247	17,6267	2,1092	2,1092

0,4750	2,5903	17,3923	2,3436	2,3436
0,5225	2,3559	17,1579	2,5780	2,5780
0,5700	2,1216	16,9236	2,8123	2,8123
0,6175	1,8872	16,6892	3,0467	3,0467
0,6650	1,6528	16,4548	3,2811	3,2811
0,7125	1,4185	16,2205	3,5154	3,5154
0,7600	1,1841	15,9861	3,7498	3,7498
0,8075	0,9497	15,7517	3,9842	3,9842
0,8550	0,7154	15,5174	4,2185	4,2185
0,9025	0,4810	15,2830	4,4529	4,4529
0,9500	0,2467	15,0486	4,6873	4,6873

F. Katalisator

Jenis Katalis : $Ni/\alpha - Al_2O_3$

Tipe : Silinder dengan empat lubang axial

Luas Permukaan : $14,30 \text{ m}^2/\text{g}$

Densitas geometri : $1,79 \text{ g/cm}^3$

Densitas kerangka : $3,20 \text{ g/cm}^3$

Diameter : 0,15 mm

Porositas : 0,44

(Hou, K.; Hughes, R. The Kinetics of Methane Steam Reforming Over a Ni/ α -Al₂O₃ Catalyst. Chemical Engineering Journal 2001, 82, 311–328)

G. Neraca Massa Reaktor

Rate of Input - Rate of Output - Rate of Reaction = Rate of Accumulation $F_{A|V} - F_{A|V+\Delta V} -$

$$(-r_A)\Delta V = 0$$

Persamaan dibagi dengan ΔV dan dinyatakan dalam limit, sehingga persamaan menjadi :

$$\lim_{\Delta V \rightarrow 0} \frac{F_{A|V+\Delta V} - F_{A|V}}{\Delta V} = -(-r_A)$$

$$\frac{dF_A}{dV} = (-r_A)$$

Dari Stoikiometri :

$$F_A = F_{A0} - F_{A0}x$$

$$dF_A = -F_{A0}dx$$

$$dV \cdot (-r_A) = -F_{A0}dx$$

$$F_{A0} \frac{dx}{dV} = (-r_A)$$

$$\frac{dx}{dV} = \frac{(-r_A)}{F_{A0}}$$

$$\frac{dx}{dV} = \frac{\frac{k}{P_{H_2}} [P_{CO} \cdot P_{H_2O} - \frac{P_{CO_2} P_{H_2}}{K}]}{(1 + K_{CO} \cdot P_{CO} + K_{H_2} \cdot P_{H_2} + K_{CH_4} \cdot P_{CH_4} + K_{H_2O} \cdot \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}})^2}$$

H. Neraca Energi Reaktor

$$Acc = H_{in} - H_{out} \pm H_{Reaction} \pm H_{Heat Transfer}$$

$$0 = F\rho C_p T - F\rho C_p (T + dT) \pm (-r_A)(-\Delta H_r)dV \pm U(T - T_s)dA_t$$

$$F\rho C_p(T + dT) = F\rho C_p T \pm (-r_A)(-\Delta H_r)dV \pm U(T - T_s)dA_t$$

$$\rho C_p \frac{d(FT)}{dZ} = \pm(-r_A)(-\Delta H_r)\frac{\pi}{4}dt^2 \pm U(T - T_s)\pi dt$$

$$\rho C_p \frac{\pi}{4} dt^2 \frac{d(U_s T)}{dZ} = \pm(-r_A)(-\Delta H_r)\frac{\pi}{4} dt^2 \pm U(T - T_s)\pi dt$$

$$U_s \rho F C_p \frac{dT}{dZ} = \pm(-r_A)(-\Delta H_r)\frac{\pi}{4} dt^2 \pm U(T - T_s)\pi dt$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\pm(-r_A)(-\Delta H_r)\frac{\pi}{4} dt^2 \pm U(T - T_s)\pi dt}{U_s \rho F C_p}$$

I. Perancangan Dimensi Reaktor

g. Volume Reaktor

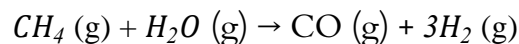
Volume Reaktor dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan yaitu sebagai berikut:

$$F_{AO} \frac{dX_A}{dV} = (-r_A)$$

$$\int_0^V dV = F_{AO} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

$$V = F_{AO} \int_0^{0,95} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

Dalam perhitungan volume reaktor menggunakan metode simpson 1/3



$$(-r) = \frac{\frac{k}{P_{H_2}} [P_{CO} \cdot P_{H_2O} - \frac{P_{CO_2} P_{H_2}}{K}]}{(1 + K_{CO} \cdot P_{CO} + K_{H_2} \cdot P_{H_2} + K_{CH_4} \cdot P_{CH_4} + K_{H_2O} \cdot \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}})^2}$$

Diketahui data :

$$k : 5,43 \times 10^5$$

$$K_{CO} : 8,23 \times 10^{-5}$$

$$K_{H_2} : 6,12 \times 10^{-9}$$

$$K_{CH_4} : 6,65 \times 10^{-4}$$

$$K_{H_2O} : 1,77 \times 10^5$$

Dengan menggunakan persamaan (R_A) diatas dapat dihitung perubahan konversi yang disajikan dalam tabel berikut:

Simpson 1/3			
N	X_A	R_A	$1/R_A$
1	0,0475	3,68E-05	2,72E+04
2	0,095	1,25E-05	7,99E+04
3	0,1425	6,53E-06	1,53E+05
4	0,19	4,05E-06	2,47E+05
5	0,2375	2,76E-06	3,62E+05
6	0,285	1,99E-06	5,02E+05
7	0,3325	1,49E-06	6,69E+05
8	0,38	1,15E-06	8,71E+05
9	0,4275	8,98E-07	1,11E+06

10	0,475	7,10E-07	1,41E+06
11	0,5225	5,65E-07	1,77E+06
12	0,57	4,50E-07	2,22E+06
13	0,6175	3,57E-07	2,80E+06
14	0,665	2,80E-07	3,57E+06
15	0,7125	2,17E-07	4,62E+06
16	0,76	1,63E-07	6,15E+06
17	0,8075	1,16E-07	8,60E+06
18	0,855	7,62E-08	1,31E+07
19	0,9025	4,11E-08	2,43E+07
20	0,95	1,01E-08	9,95E+07

$$\int f(x)dx = \Delta x \left[\frac{1}{3} (f_0 + 4(f_1 + f_3 + f_5 \dots f_{n-1}) + 2(f_2 + f_4 + f_6 \dots f_{n-2}) + f_n) \right]$$

Dari perhitungan simpson $\frac{1}{3}$ diatas, didapatkan nilai $a = 1,64 \times 10^{-7}$ s/kg katalis.mol

, sehingga volume reaktor dapat ditentukan:

$$V = FA_0 \times a \times \rho_{campuran}$$

$$\begin{aligned} V &= 13.809,067 \text{ mol/s} \times (5,28 \times 10^2) \text{ s/kg katalis.mol} \times 167,3726 \text{ kg/m}^3 \\ &= 8,85 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$V_{oversize 20\%} = 10,63 \text{ m}^3$$

h. Tinggi Shell

Sebagai pendekatan, maka tinggi reaktor disesuaikan berdasarkan standar length tube berdasarkan buku Kern (1983) sebesar 8 ft atau 2,4 m.

i. Diameter Shell

Berdasarkan persamaan pada Brownell (1979), rasio perbandingan antara tinggi dan diameter dalam tangki adalah sebagai berikut:

$$V = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot H$$

$$D = \frac{V}{\frac{1}{4} \cdot \pi \cdot H}$$

$$D = \sqrt{\frac{V}{\frac{1}{4} \cdot \pi \cdot H}} = \sqrt{\frac{10,63}{\frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot 2,4}} = 2,37 \text{ m} = 93 \text{ in}$$

j. Jumlah Tube

Berdasarkan standar Kern (1965), didapatkan volume setiap tube sebesar 0,001 m³, sehingga jumlah tube dapat ditentukan:

$$N_t = \frac{\text{Volume Reaktor}}{\text{Volume Tube}} = \frac{10,63}{0,001} = 10.625,30$$

k. Volume Head

Reaktor yang digunakan memiliki geometri silinder, sehingga turut diperhitungkan volume dari head/bottom (dish). Untuk P. Operasi > 15 atm, maka dipilih bentuk *Elliptical Dished Head*.

$$V.\text{dish} = 0,000076 D^3$$

$$V.\text{dish} = 0,000076 \times 93^3$$

$$V.\text{dish} = 62,12 \text{ ft}^3$$

I. Theoretical Residence Time

Theoretical Residence Time merupakan rasio antara volume reaktor dengan volume debit masuk.

$$\tau = \frac{V}{Q}$$

Yang dimana;

τ = Space time (s)

V = Volume shell (m^3)

Q = Debit aliran masuk (m^3/jam)

$$\tau = \frac{10,63}{11.208,4455} = 9,48 \times 10^{-4} \text{ jam} = 3,41 \text{ detik}$$

J. Menentukan Beban Panas

Nilai konstanta panas gas didapatkan dari (Yaws,1999), yaitu sebagai berikut:

a. Kapasitas Panas Gas

Komponen	A	B	C	D	E
Metana	34,942	-4,00E-02	1,92E-04	-1,53E-07	3,93E-11
Air	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
Karbon Monoksida	29,556	-6,58E-03	2,01E-05	-1,22E-08	2,26E-12
Hidrogen	25,399	2,02E-02	-,85E-05	3,19E-08	-8,76E-12

Inert	0	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00
-------	---	----------	----------	----------	----------

b. Kapasitas Panas Gas

Komponen	BM (g/mol)	A	B	C	T Reff (K)	Hf (kJ/mol)
Metana	16	-63,425	-4,34E-02	1,72E-05	298	-7,48E+01
Air	18	-	-	-	298	-241.80
Karbon Monoksida	28	-112,190	8,12E-03	-8,04E-06	298	-1,10E+02
Hidrogen	2	-	-	-	298	0,00
Inert	100	-	-	-	298	0,00

c. Neraca Panas Masuk Reaktor

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{in} = 430 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Komponen	Fi	BM	ni	$\int C_p \cdot dT$	$\Delta H = n_i \cdot$	Hf	$n_i \cdot \Delta H^{\circ} f$
	(kg/jam)				$\int C_p \cdot dT$		
			(kmol/jam)	(kJ/kmol.K)	(kJ/jam)	(kJ/mol)	(kJ/jam)
Metana	5.186,7	16	324,2	18.866,21	6,12E+06	-7,48E+01	-5.796,39
Air	443.458,98 09	18	24.636,6101	14.307,82	3,52E+08	-241,80	-1.423.754,62
Karbon Monoksida	172.456,27 03	28	6.159,1525	12.144,06	7,48E+07	-1,10E+02	-162.638,03
Hidrogen	36.954,9	2	18.477,4575	11.839,53	2,19E+08	0,00	0

Inert	11.525,9	100	115,3	17.823,23	2,05E+06	0,00	0
Total						-4,27E+02	-1.592.189,04

d. Neraca Keluar Masuk Reaktor

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} = 430 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Komponen	Fi	BM	ni	$\int C_p \cdot dT$	$\Delta H = n_i \cdot \int C_p \cdot dT$	Hf	$n \cdot \Delta H^{\circ}f$
	(kg/jam)		(kmol/jam)	(kJ/kmol.K)	(kJ/jam)	(kJ/mol)	(kJ/jam)
Metana	5.186,7	16	324,2	18.866,21	6,12E+06	- 7,48E+01	-24.252,66
Air	443.458,98 09	18	24.636,6101	14.307,82	2,69E+08	-241,80	-4.542.313,39
Karbon Monoksida	172.456,27 03	28	6.159,1525	12.144,06	3,74E+06	- 1,10E+02	-34.024,69
Hidrogen	36.954,9	2	18.477,4575	11.839,53	1,49E+08	0,00	0
Inert	11.525,9	100	115,3	0	0	-393,50	0
Karbon Dioksida	280.857,4	48	5.851,1949	17.823,23	1,04E+08	0	-2.302.435,92
Total					5,32+08	-820,602	-6.903.026,66

Maka, beban panas dapat ditentukan:

$$\begin{aligned}
 Q(H) &= H_2 - H_1 \\
 &= -6.903.026,66 - (-1.592.189,04)
 \end{aligned}$$

$$= -5.310.837,62 \text{ kJ/jam}$$

K. Tekanan Desain Reaktor

Tekanan desain dapat dirumuskan sebagai berikut:

$$P_d = P_o + a + \text{static head} \quad (\text{Henry H. Bednar, P.E, Pressure Vessel Design Handbook})$$

Yang dimana;

$$P_o = \text{Tekanan Operasi (psi)}$$

$$a = (0,1 \cdot P_o - 12,5) \text{ psi}$$

Nilai static head ditentukan dengan mengasumsikan isi vessel merupakan gas ideal, sehingga diperoleh nilai R udara pada kondisi kritis $0,37 \text{ psi} \cdot \text{ft}^3/\text{lbm} \cdot R$

$$\rho_{\text{gas ideal}} = 2,84 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, Nilai static head} &= \rho \cdot g \cdot h \\ &= 4,0827 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 1,93 \text{ ft} \\ &= 198,88 \frac{\text{lb}_f}{\text{ft}^2} = 1,380 \text{ psi} \end{aligned}$$

Jadi, tekanan desain dapat dihitung:

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= P_{\text{operasi}} + a + \text{static head} \\ &= (362,55 + (0,1 \times 362,55 - 12,5) + 0,535) \text{ psi} \\ &= 387,686 \text{ psi} \end{aligned}$$

L. Temperatur Desain

Temperatur desain adalah temperatur maksimal yang diperbolehkan dalam desain.

$$\begin{aligned} T_d &= T_o + 50^\circ\text{F} \\ &= (806 + 50) \text{ } ^\circ\text{F} \\ &= 856 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

M. Perhitungan Ketebalan Shell dan Head

c. Tebal Shell

Bahan yang digunakan untuk reaktor adalah Stainless Steel SA-167 Tipe 309 (Brownell & Young) dengan tegangan ijin maksimum pada suhu $856^{\circ}F$ adalah 14.768 psi. Adapun alasan dalam memilih bahan sebagai berikut:

4. Memiliki struktur yang kuat.
5. Memiliki ketahanan yang baik terhadap korosi.
6. Harga yang relatif murah.

Diketahui data :

$$\text{Tekanan Desain (Pd)} = 387,686 \text{ psi}$$

$$\text{Diameter (D)} = 2,37 \text{ m}$$

$$\text{Jari-jari (r)} = 1,187 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi (H)} = 2,4 \text{ m}$$

$$\text{Joint Efisiensi Pengelasan (E)} = 85\% \text{ (pengelasan tipe 1A tanpa } radiographic \text{ test)}$$

Ketebalan minimum *shell circumferential stress* (t):

$$t = \frac{P_d R}{SE - 0,6P}$$

$$= \frac{(386,686 \text{ psi} \cdot 1,187 \text{ m})}{(14.768 \text{ psi} \cdot 0,85) - (0,6 \cdot 386,686 \text{ psi})} \cdot 1000 \text{ mm}$$

$$= 37,36 \text{ mm} = 0,037 \text{ m} = 1,47 \text{ in}$$

Sehingga Diameter luar dapat dihitung sebagai berikut:

$$\text{Diameter luar (OD)} = IDS + 2 \cdot t$$

$$= 2,37 \text{ m} + 2 \cdot 0,037 \text{ m}$$

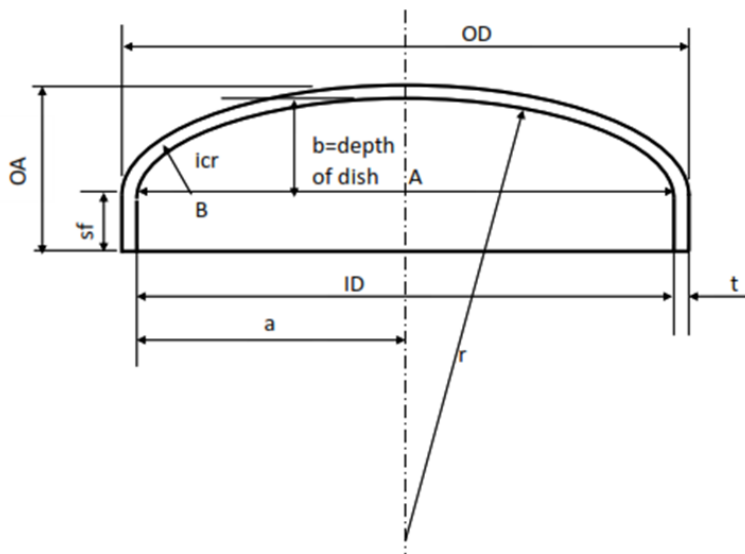
$$= 2,434 \text{ m}$$

d. Tebal Head

Berdasarkan tabel hal 342 (Brownell & Young) Didapatkan tegangan izin maksimum SA 213 Seamless and Welded Austenitic Stainless Steel Pipe pada suhu $856^{\circ}F$ adalah 14.768 psi. Ketebalan head dapat dihitung sebagai berikut:

$$t = \frac{P_d D}{2SE - 0,2P}$$
$$= \frac{(386,686 \text{ psi} \cdot 77,10 \text{ m})}{(2 \cdot 14.768 \text{ psi} \cdot 0,85) - (0,2 \cdot 386,686 \text{ psi})} \cdot 1000 \text{ mm}$$
$$= 37 \text{ mm}$$
$$= 1 \text{ in}$$

N. Perhitungan Tinggi Head



Diketahui data ((Brownell & Young):

Tebal plate standar = $\frac{1}{4}$ in

r = IDS = 12 in

$$\text{icr} = 0,75 \text{ in}$$

Berdasarkan dari tabel 5.11 (Brownell & Young), didapatkan data:

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

$$\begin{aligned} \text{a} &= \text{IDS}/2 \\ &= \frac{12 \text{ in}}{2} = 6 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AB} &= \text{a} - \text{icr} \\ &= 6 \text{ in} - 0,75 \text{ in} = 5,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BC} &= \text{r} - \text{icr} \\ &= 12 \text{ in} - 0,75 \text{ in} = 11,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AC} &= (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5} \\ &= (11,25^2 - 5,25^2)^{0,5} \\ &= 9,950 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{b} &= \text{r} - \text{AC} \\ &= 12 \text{ in} - 9,950 \text{ in} \\ &= 2,050 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga, tinggi head dapat diperoleh:

$$\text{Tinggi head} = (0,1067 + 2,050 + 2) \text{ in} = 4,157 \text{ in} = 0,106 \text{ m}$$

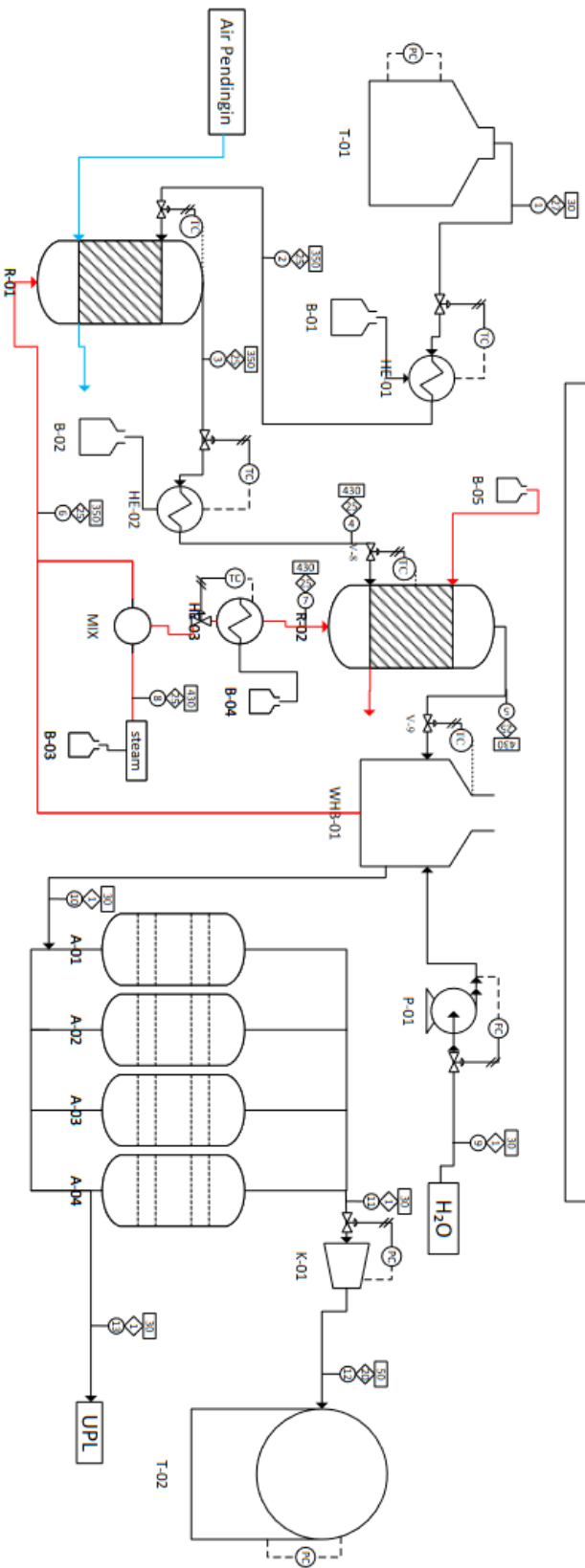
O. Tinggi Total Reaktor

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total reaktor} &= 2. \text{Tinggi head} + \text{Tinggi shell} \\ &= (2. 0,106 + 2,4) \text{ m} \\ &= 2,88 \text{ m} \\ &= 9,46 \text{ ft} \end{aligned}$$

LAMPIRAN B

PEFD

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK HIDROGEN DARI METANA
KAPASITAS 200.000 TON/TAHUN**



Komponen	ARUS													Keterangan
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	
CH ₄	53.768,1	53.768,1	2.688,4	2.688,4	2.688,4					2.688,4			2.688,4	T T anksi
H ₂ O			206.872,8	211.975,9	270.083,9	106.495,8	63.211,1	376.579,7	211.975,9				211.975,9	R Reaktor
CO			80.450,5	80.450,5					80.450,5				80.450,5	HE Heat Exchanger
CO ₂			134.148,1	134.148,1					134.148,1				134.148,1	W/HB Waste Heat Boiler
H ₂			25.252,5	25.252,5					25.252,5				25.252,5	B Boiler
Heat	5.974,2	5.974,2	5.974,2	5.974,2	5.974,2				5.974,2				5.974,2	A P S A
Total	59.742,3	59.742,3	452.698,1	452.698,1	460.309,7	270.083,9	106.495,8	63.211,1	376.579,7	460.309,7	25.252,5	25.252,5	435.057,1	K Kompressor
														P P ompa
														T C T emperature Control
														P C P ressure Control
														F C F low Control
														N N omor Arus
														T T emperatur (°C)
														◊ T ekanan (atm)

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

PRARANCANGAN PABRIK HIDROGEN DARI
METANA
KAPASITAS 200.000 TON/TAHUN

Disiapkan Oleh:
 Tasmu Triyandani (20621156)
 Danel Luter Rakhma Tandi (20621224)

Dosen Pembimbing:
 Agung Yuliani Dwi Leontari, S.T., M.T

