

BAB III

PERANCANGAN PROSES

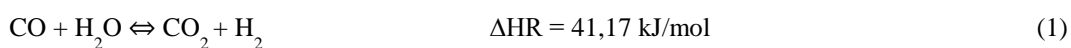
Proses pembuatan gas hidrogen menggunakan bahan baku syngas hasil gasifikasi batu bara yang terdiri dari 81% CO, 8,38% CH₄, 3,79% H₂, 1,05% N₂, 5,05% O₂ namun hanya komponen karbon monoksida (CO) yang direaksikan dengan steam (H₂O) untuk menghasilkan hidrogen dan karbon dioksida. *Syngas* diperoleh dari Pabrik Syngas langsung dialirkan melalui pipa karena pabrik hidrogen ini dibangun bersebelahan dengan pabrik penghasil syngas dari gasifikasi batu bara.

Sebelum *Syngas* memasuki reaktor, *syngas* yang masih banyak mengandung *impurities* (pengotor) harus dipisahkan terlebih dahulu karena gas seperti metana (CH₄) dan oksigen (O₂) dari syngas harus dipisahkan karena dapat mengganggu proses terjadinya *water gas shift reaction*. Sedangkan gas nitrogen (N₂) yang bersifat sebagai gas *inert* dan gas hidrogen (H₂) dari syngas akan diakumulasikan dengan H₂ dari *water gas shift reaction* sebagai produk. Syngas sebanyak 60.935,2701 kg/jam dialirkan menggunakan blower 01 kedalam refrigerator untuk didinginkan dari suhu 28 °C sampai -184 °C didalam refrigerator menggunakan *cold fluid* metana cair (CH₄) sebanyak 12,94 kg/jam dan nitrogen cair (N₂) sebanyak 6.078,67 kg/jam yang berasal dari tangki CH₄ di utilitas dan tangki N₂ yang dipasang seri didalam refrigerator. Penggunaan refrigerator ini prinsipnya memisahkan suatu gas didalam campuran pada kondisi atmosferis berdasarkan perbedaan titik didih.

Gas Metana (CH_4) memiliki titik didih $-160\text{ }^\circ\text{C}$, oksigen yang memiliki titik didih $-183\text{ }^\circ\text{C}$ akan berada pada fase cair apabila suhu didalam refrigerator di *setting* dibawah titik didih gas tersebut. Sedangkan gas carbon monoksida (CO), hidrogen (H_2), nitrogen (N_2) masing masing memiliki titik didih $-192\text{ }^\circ\text{C}$, $-252,87\text{ }^\circ\text{C}$, $-212\text{ }^\circ\text{C}$ akan tetap berada pada kondisi gas, kemudian fluida-fluida tersebut diumpankan ke dalam separator drum (SD 01) sebanyak $60.935,2701\text{ kg/jam}$ akan terpisah berdasarkan perbedaan fasa. Fasa cair sebanyak $6.851,1411\text{ kg/jam}$ yang terdiri metana (CH_4) cair sebanyak $3.118,5930\text{ kg/jam}$ dan oksigen (O_2) cair sebanyak $3.732,5480\text{ kg/jam}$ akan berada pada hasil bawah yang kemudian dimasukan kedalam tangki penyimpanan (T 01), dan fasa gas sebanyak $5.4084,1290\text{ kg/jam}$ yang terdiri gas karbon monoksida (CO) sebanyak $53.226,0955\text{ kg/jam}$, hidrogen (H_2) $176,1080\text{ kg/jam}$ dan nitrogen (N_2) sebanyak $681,9255\text{ kg/jam}$ akan berada pada hasil atas, Sehingga metana dan oksigen akan terpisah dari syngas lalu metana (CH_4) cair dan oksigen (O_2) cair akan ditampung ditangki penyimpanan 01 yang kemudian kan dijual sebagai produk samping. Karena suhu karbon monoksida dan gas lainnya didalam syngas berada pada suhu $-184\text{ }^\circ\text{C}$. Untuk menaikkan suhu dari *syngas* dapat dinaikan tekanannya. Sebanyak $54.084,1290\text{ kg/jam}$ *syngas* dilewatkan ke kompresor (C01), dari kondisi *atmosferis* (1 atm) menjadi 6 atm sehingga suhu keluar kompresor menjadi $261\text{ }^\circ\text{C}$, pemilihan tekanan 6 atm ini disesuaikan dengan kondisi operasi reaktor. Kondisi gas yang dilewatkan kompresor (C01) tersebut harus dikondisikan isoskhorik (volume tetap) agar pada saat terjadi kenaikan tekanan volume gas tidak berkurang.

Berdasarkan studi literatur yang telah dilakukan dan hasil *trial* suhu didalam reaktor menggunakan program matlab, *water gas shift raction* mampu menghasilkan konversi reaksi sebesar 95% pada suhu 450 °C. Maka sebelum gas karbon monoksida masuk kedalam reaktor membran untuk bereaksi dengan *steam*, gas karbon monoksida terlebih dahulu harus dinaikkan suhunya terlebih dahulu untuk menghasilkan konversi reaksi yang diinginkan.

Sebanyak 54.084,1290 kg/jam *syngas* yang terdiri , hidrogen (H₂) 176,1080 kg/jam dan nitrogen (N₂) sebanyak 681,9255 kg/jam dan 53.226,0955 kg/jam gas karbon monoksida dilewatkan *heat exchanger* HE 01 berupa *heater* yang berfungsi memanaskan gas-gas tersebut dari suhu 261 °C sampai 450 °C menggunakan steam sebanyak 14.731,0651 kg/jam, yang kemudian akan diumpankan kedalam kedalam *water gas shift membrane reactor* (WGSMR) bersama *steam* (H₂O). Rasio mol antara CO dan H₂O adalah 1/4 , sehingga bila dikonversikan kedalam kg/jam diperoleh hasil sebanyak 53.226,0955 kg/jam CO akan beraksi dengan steam (H₂O) yang berasal dari unit utilitas sebanyak 130.023,7476 kg/jam, kemudian gas-gas yang tidak ikut bereaksi seperti N₂ yang bersifat *inert* akan diakumulasikan sebagai produk samping dan gas hidrogen (H₂) dari komponen *syngas* akan diakumulasikan bersama hasil reaksi didalam reaktor sebagai produk utama . Reaksi yang terjadi didalam reaktor dengan konveri 95% sebagai berikut :



Reaksi tersebut menghasilkan gas karbon dioksida (CO_2) sebanyak 79.458,9569 kg/jam dan gas hidrogen (H_2) sebanyak 3.611,7708 kg/jam dari hasil reaksi dan 176,1080 kg/jam dari *syngas* yang kemudian diakumulasikan menjadi 3787,8788 kg/jam untuk produk H_2 , selain itu terdapat pula sisa reaksi yang ikut bersama yaitu gas carbon monoksida (CO) sebanyak 2.661,3048 kg/jam dan steam (H_2O) sebanyak 97.517,81071 kg/jam selain itu juga terdapat gas nitrogen (N_2) sebanyak 681,9255 kg/jam dan hidrogen (H_2) sebanyak 176,1080 kg/jam .

Didalam *water gas shift membrane reactor* (WGSMR) ini terjadi pemisahan gas hidrogen dari gas lainnya karena penggunaan membran paladium (Pd) sangat selektif untuk memisahkan gas hidrogen hingga mencapai kemurnian 99,999% (Basile et al., Criscuoliet al. dan Uemiya et al.,2007). Kemudian gas hidrogen akan ditampung didalam tangki penyimpanan gas hidrogen (H_2) (T 02) . Kemudian hasil seperti karbon dioksida yang jumlah sangat banyak tidak boleh dibuang bebas ke udara karena akan menimbulkan dampak negatif terhadap lingkungan. Gas karbon dioksida harus dipisahkan dengan gas-gas lainnya (H_2O , CO , N_2) karena karbon dioksida (CO_2)dapat dijadikan produk samping yang bernilai ekonomis karena dalam pemanfaatanya karbon dioksida dapat dijadikan bahan isian alat pemadam kebakaran, es kering maupun bahan baku produk kimia lainnya akan dijual selain itu gas karbon monoksida dan nitrogen juga dapat dijadikan produk samping memiliki nilai ekonomis yang tinggi sehingga gas-gas tersebut harus dipisahkan . Maka produk samping tersebut harus saling dipisahkan ,gas gas tersebut keluar WGSMR pada suhu 450,46 $^{\circ}\text{C}$ sebanyak 180.319,9979 kg/jam.

Gas yang terdiri dari *steam* (H₂O) sebanyak 97.517,8107 kg/jam , gas CO₂ sebanyak 79.458,9569 kg/jam , gas CO sebanyak 2.661,3048 kg/jam ,dan gas N₂ sebanyak 681,9255 kg/jam , kemudian steam akan dipisahkan dari gas-gas lainnya menggunakan separator drum (SD 02) dengan melukan pendekatan matematis dengan persamaan antoine Persamaan

tekanan uap :
$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

didapatkan bahwa air akan berada pada fase cair pada kondisi 148 °C . Sebelum gas-gas tersebut memasuki separator drum (SD 02) gas tersebut terlebih dahulu dilewatkan *heat exchanger* untuk menurunkan suhunya dari 450,46 °C menjadi 148 °C menggunakan *cold fluid* berupa *downterm A* sebanyak 9.534 kg/jam yang berasal dari tangki pada unit utilitas kemudian gas tersebut dilewatkan *heat exchanger* yang disusun bertingkat berupa *cooler* (CL01) dan *condensor* (CD) kemudian kemudian fluida-fluida tersebut diumpankan ke dalam *separator drum* (SD 02) sebanyak 18.0319,9979 kg/jam akan terpisah berdasarkan perbedaan fasa. Fasa cair sebagai hasil bawah berupa air (H₂O) sebanyak 97.517,8107 kg/jam dan fasa gas sebagai hasil atas sebanyak 82.802,1872 kg/jam yang terdiri gas CO₂ sebanyak 79.458,9569 kg/jam, gas CO sebanyak 2.661,3048 kg/jam ,dan gas N₂ sebanyak 681,9255 kg/jam. Pemisahan CO₂ dengan gas N₂ dan CO, menggunakan *Pressure Swing Absorption* (AD) dengan menggunakan media penyerap *BPL Carbon* yang berbentuk *granular* yang mampu menyerap semua CO₂ dan sebagian kecil CO serta N₂, *pressure swing absorption* akan dibuat dua karena *Pressure Swing Absorption* yang lainnya digunakan ketika *BPL Carbon* diregenerasi lagi

melalui penurunan tekanan sehingga gas yang terjerap didalam BPL carbon terlepas dari BPL carbon sehingga *BPL carbon* dapat digunakan kembali

(Liu ke Dkk 2010).

Sebelum gas campuran CO_2 , CO , N_2 diumpankan kedalam *pressure swing absorption* (AD) terlebih dahulu diturunkan suhunya, untuk menyesuaikan dengan keadaan operasi *pressure swing absorption* (AD) yang beroperasi pada pada tekanan 30 atm dan suhu 30°C untuk menurunkan suhu dari gas dapat diturunkan tekanannya dari 6 atm gas campuran keluar dari SD-02 diturunkan menjadi 1 atm menggunakan *expansion valve* (EV-01) sehingga suhu keluar *expansion valve* berada pada $24,6^\circ\text{C}$ dan harus dikondisikan isokhorik (volume tetap) . Kemudian gas campuran tersebut dilewatkan ke dalam heat exchanger (HE-03) untk menaikkan suhu gas campuran dari suhu $24,6^\circ\text{C}$ menjadi 30°C menggunakan *hot fluid* berupa steam yang diperoleh dari unit utilitas . Kemudian gas campuran diumpankna ke kompresor (C02) untuk menaikkan tekananya dari 1 atm menjadi 30 atm dan harus dikondisikan isothermal (temperatur konstan) agar volume gas menyusut sehingga volume *pressure swing adsorption* (AD) tidak terlalu besar selain itu agar tidak terjadi kenaikan suhu saat dinaikan tekananya. Pertimbangan kami menurunkan tekanan awal 6 atm ke 1 atm dikarnakan untuk menghemat kebutuhan *downternm A* selain itu yang paling utama yaitu untuk memperkecil volume gas campuran didalam *pressure swing absorption* karena berdasarkan trial terhadap tekanan 1 atm akan menghasilkan volume gas campuran yang 6 kali lebih kecil daripada tekanan 6 atm apabila nantinya sama-sama dinaikan tekananya menjadi 30 atm.

Kemudian Gas campuran sebanyak 82.802,1872 kg/jam diumpankan kedalam AD 01 untuk terjadinya proses penyerapan gas CO₂ dan sebagian kecil CO serta N₂ ., lalu yang tidak terserap didalam *BPL Carbon* akan terpisah dari CO₂ sebagai hasil atas dari AD 01 berupa gas campuran CO dan N₂ sebanyak 29.26,9545 kg/jam dengan komponen (78,8008% CO dan 21,1992% N₂) yang kemudian disimpan kedalam tangki penyimpanan (T 03) untuk dijual ke perusahaan lain , Kemudian apabila kondisi *BPL Carbon* telah berada pada kondisi jenuh maka turunkan tekanan yang ada didalam AD01 agar CO₂ lepas dengan sendirinya dari *BPL Carbon* lalu gas CO₂ Tersebut ditampung kedalam tangki penyimpan (T 04) untuk dijual, sehingga *BPL Carbon* dapat digunakan kembali sebagai adsorbent . sedangkan untuk proses selanjutnya maka gas campuran akan dilairkan ke dalam AD agar proses penyerapan gas CO₂ tidak terhenti.

3.2 Spesifikasi Alat

3.2.1 Water Gas Membrane Reactor (WGSMR)

Tugas : Mereaksikan gas CO sebanyak 53.226,0955 kg/jam dengan steam (H₂O) sebanyak 97.517,81071 kg/jam untuk menghasilkan gas hidrogen dan karbon dioksida yang kemudian terpisahkan melalui membran .

Jenis alat : single bed reactor

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi : Adiabatik

Suhu : 450 °C

Tekanan : 6 atm

Reaksi : Eksotermis

Spesifikasi

Diameter : 1,3 m

Panjang : 4,1334 m

Shell

Diameter Shell : 1,3 m

Panjang Shell : 3,5097 m

Tebal shell : 3/8 inch

Head

Tebal Head : 7/16 inch

Tinggi Head : 0,3119 m

Bahan : stainless steel SA-167 grade 10

Harga : \$ 287727,09

3.2.2 Refrigerator

Tugas : Menurunkan temperatur syngas dari suhu 30 °C menjadi -
40 °C

Jenis : *Shell and tube heat exchanger*

Dipakai : *1-2 shell and tube exchanger ¾ in OD Tube on 1-in 16
BWG*

Jumlah : 1 unit

Beban Panas : 4593392,30 btu/jam

Spesifikasi Heater : OD = ¾ in

Jenis *tube* = 16 BWG

Pitch (PT) = 1 in *square pitch*

Panjang *tube* = 16 ft

	Ud	= 75 Btu/jam.ft ² .F
	Luas permukaan luar (a'')	= 0,2618 ft ² /ft
	Jumlah tube	= 82 buah
	ID shell	= 13 + 1/4 in
<i>Tube</i>	: Fluida panas	= <i>gasses</i>
	<i>Flow area tube</i> (at)	= 0,0845 ft ²
	Kecepatan massa (Gt)	= 1587212,495 lbm/jam.ft ²
	Bilangan <i>Reynold</i> (Re)	= 3253321
	jH	= 268,15
	hio	= 4067,6754 Btu/jam. Ft ² .F
<i>Shell</i>	: <i>Fluida</i> dingin	= Metana (CH ₄)
	<i>Flow area shell</i> (as)	= 0,0762 ft ²
	Kecepatan massa (Gs)	= 373,9977 lbm/jam.ft ²
	Bilangan <i>Reynold</i> (Re)	= 187
	jH	= 21,4907
	ho	= 136,4234 Btu/jam. Ft ² .F
	Uc	= 131,9964 btu/hr.ft ² .0f
	Faktor pengotor (Rd)	= 0,0058 btu/hr.ft ² . ⁰ f

Tugas	: Menurunkan temperatur dari suhu -40°C menjadi -184°C Sehingga gas oksigen dan metana mencair
Jenis	: <i>Shell and tube heat exchanger</i>
Dipakai	: <i>1-2 shell and tube exchanger 1 + 1/4 in OD Tube on 1 + 9/16 in 16 BWG</i>
Jumlah	: 1 unit
Beban Panas	: 14115799 btu/jam
Spesifikasi Heater	: OD = 3/4 in Jenis <i>tube</i> = 16 BWG <i>Pitch</i> (PT) = 1 + 9/16 in <i>square pitch</i> Panjang <i>tube</i> = 24 ft Ud = 75 Btu/jam.ft ² .F Luas permukaan luar (a'') = 0,2618 ft ² /ft Jumlah tube = 193 buah ID shell = 29 in
<i>Tube</i>	: Fluida panas = <i>gasses</i> <i>Flow area tube</i> (a_t) = 0,7961 ft ² Kecepatan massa (Gt) = 168589,9282 lbm/jam.ft ²

	Bilangan <i>Reynold</i> (Re)	= 638715
	jH	= 505
	hio	= 922,2199 Btu/jam. Ft ² .F
<i>Shell</i>	: <i>Fluida</i> dingin	= Nitrogen (N ₂)
	<i>Flow area shell</i> (as)	= 0,7592 ft ²
	Kecepatan massa (Gs)	= 36312,7090 lbm/jam.ft ²
	Bilangan <i>Reynold</i> (Re)	= 4028
	jH	= 35
	ho	= 332,7373 Btu/jam. Ft ² .F
	Uc	= 244,5159 btu/hr.ft ² .0f
	Faktor pengotor (Rd)	= 0,0092 btu/hr.ft ² . ⁰ f
Harga		: \$ 42656,41

3.2.3 Separator Drum-01

Tugas	: memisahkan CH ₄ cair sebanyak 3118,5930 kg/jam dan O ₂ 3732,5480 kg/jam cair dari syngas sebanyak 4084,1290 kg/jam .
Jenis	: Vertical separator drum with torispherical dish head
Jumlah	: 1 buah

Kondisi operasi :

Suhu : -184 °C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi

Diameter : 2,1336 m

Tinggi : 7,2900 m

Shell

Tebal shell : 0,1875 inch

Tinggi shell : 6,5009 m

Head

Tinggi head : 0,3945 m

Tebal head : 0,1875 inch

Bahan : carbon steel SA 283

Harga : \$ 294049,42

3.2.4 Separator Drum-02

Tugas : memisahkan air sebanyak 97.517,8107 kg/jam dan gas sebanyak 82.802,1872 kg/jam

Jenis : horizontal separator drum with torispherical dish head

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi :

Suhu : 148 °C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi

Diameter : 2,7432 m

Tinggi : 9,0344 m

Shell

Tebal shell : 5/8 inch

Tinggi shell : 8,4923 m

Head

Tinggi head : 0,5420 m

Tebal head : 7/16 inch

Bahan : carbon steel SA 283

Harga : \$ 410614,65

3.2.5 Pressure swing absorption (AD) CO₂

Tugas : Menyerap gas CO₂ sebanyak 79.458,9569 kg/jam dari campuran gas

Jenis : Packed Tower

Bahan : Carbon Steel SA 129 Grade A

Jumlah : 2 unit

Fase : Gas

Kondisi Operasi :

Suhu : 30 °C

Tekanan : 30 atm

Spesifikasi

Diameter : 3,5663 m

Tinggi : 10,456 m

Shell

Tebal : 2 (1/8) inch

Tinggi : 8,9157 inch

Head

Tebal : 2 (7/16) inch

Tinggi : 1,5406 m

Harga : \$ 131049,6568

3.2.6 Tangki CH₄ dan O₂ (T 01)

Tugas : menyimpan gas karbon dioksida sebanyak 3.787,8788 kg/jam selama 7 hari.

Jenis : Tangki berbentuk silinder

Bahan : Carbon Steel

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi

Suhu : -184°C

Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal (τ) : 7 hari

Volume : 4.448,3970 m³

Diameter : 24,73 m

Tinggi : 9,27 m

Tebal : 1/4 inch

Harga : \$ 309765,59

3.2.7 Tangki hidrogen (T-02)

Tugas : menyimpan gas Hidrogen sebanyak 3.787,8788 kg/jam selama 7 hari.

Jenis : Tangki berbentuk bola

Bahan : Carbon Steel

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi

Suhu : 450,46 °C

Tekanan : 450 atm

Waktu tinggal (τ) : 7 hari

Volume : 42.474,8259 m³

Diameter : 23,0046 m

Tinggi : 23,0046 m

Tebal : 22,3890 in

Harga : \$ 1338131,39

3.2.8 Tangki CO₂ (T-04)

Tugas : menyimpan gas karbon dioksida sebanyak 79.458,9569 kg/jam selama 7 hari.

Jenis : Tangki berbentuk bola

Bahan : Carbon Steel

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi

Suhu : 30 °C

Tekanan : 400 atm

Waktu tinggal (τ) : 7 hari

Volume : 19094,688 m³

Diameter : 17,6228 m

Tinggi : 17,6228 m

Tebal : 14,7078 in

Harga : \$ 828261,23

3.2.9 Tangki CO dan N₂ (T-03)

Tugas : menyimpan campuran gas karbon monoksida dan nitrogen sebanyak 2.926,9549 kg/jam selama 7 hari.

Jenis : Tangki berbentuk bola

Bahan : Carbon Steel

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi

Suhu : 30 °C

Tekanan : 30 atm

Waktu tinggal (τ) : 7 hari

Volume : 19.094,688 m³

Diameter : 17,6228 m

Tinggi : 17,6228 m

Tebal : 14,7078 in

Harga : \$ 828261,23

3.2.10 Blower 01

Fungsi : mengalirkan syngas sebanyak 60.935,2701 kg/jam ke refrigrant

Jenis : Blower Centrifugal

Jumlah : 2 buah (1 sebagai cadangan)

Bahan : Carbon steel SA-283 grade C

Suhu Operasi : 28°C

Tekanan Operasi : 1 atm

Kapasitas : 34019,5337 ft³/menit

Daya Blower : 221,9503 HP

Harga Satuan : \$ 4283,27

3.2.11 Blower 02

Fungsi : mengalirkan gas CO , N₂ ,H₂ sebanyak 60.935,2701 kg/jam ke
Separator drum 01

Jenis : Blower Centrifugal

Jumlah : 2 buah (1 sebagai cadangan)

Bahan : Carbon steel SA-283 grade C

Suhu Operasi : 28°C

Tekanan Operasi : 1 atm

Kapasitas : 34.019,5337 ft³/menit

Daya Blower : 221,9503 HP

Harga Satuan : \$ 4283,27

3.2.12 Kompresor (C-01)

Fungsi : Untuk menaikkan tekanan gas dari 1 atm menjadi 6

Jenis : *Centrifugal multi stage*

Jumlah : 2 buah (1 sebagai cadangan)

Jumlah *stage* : 1 *stage*

Tekanan masuk : 1 atm

Tekanan keluar : 6 atm

Suhu masuk : 84 K

Suhu keluar : 261 °C

Power : 38,9917 Hp

Harga : \$2346,51

3.2.13 Kompresor (C-02)

Fungsi : Untuk menaikkan tekanan gas dari 6 atm menjadi 450

Jenis : *Centrifugal multi stage*

Jumlah *stage* : 3 *stage*

Tekanan masuk : 6 atm

Tekanan keluar : 450 atm

Power : 314,6790 Hp

Harga : \$ 9474,36

3.2.14 Kompresor (C-03)

Fungsi : Untuk menaikkan tekanan gas dari 1 atm menjadi 30

Jenis : *Centrifugal multi stage*

Jumlah : 2 buah (1 sebagai cadangan)

Jumlah *stage* : 3 *stage*

Tekanan masuk : 1 atm

Tekanan keluar : 30 atm

Power : 399,0201 Hp

Harga : \$ 57837,02

3.2.15 Kompresor (C-04)

Fungsi	: Untuk menaikkan tekanan gas dari 30 atm menjadi 400
Jenis	: <i>Centrifugal multi stage</i>
Jumlah <i>stage</i>	: <i>3 stage</i>
Tekanan masuk	: 30 atm
Tekanan keluar	: 400 atm
Power	: 170,4456 Hp
Harga	:\$ 10618,39

3.2.16 Heater 1 (HE-01)

Tugas	: Menaikkan temperatur gas sebelum diumpankan ke dalam reaktor water gas shift membrane reactor (WGSMR)
Jenis	: <i>Shell and tube heat exchanger</i>
Dipakai	: <i>6-12 shell and tube exchanger $\frac{3}{4}$ in OD Tube on 1-in 16 BWG</i>
Jumlah	: 1 unit
Beban Panas	: 11048299 btu/jam
Spesifikasi Heater	: OD = $\frac{3}{4}$ in
	Jenis <i>tube</i> = 16 BWG
	<i>Pitch</i> (PT) = 1 in <i>squarepitch</i>
	Panjang <i>tube</i> = 16 ft

	Ud	= 40 Btu/jam.ft ² .F
	Luas permukaan luar (a'')	= 0,2618 ft ² /ft
	Jumlah tube	= 302 buah
	ID shell	= 23,25 in
<i>Tube</i>	: Fluida dingin	= <i>gasses</i>
	<i>Flow area tube</i> (at)	= 0,1038 ft ²
	Kecepatan massa (Gt)	= 1148560,651 lbm/jam.ft ²
	Bilangan <i>Reynold</i> (Re)	= 1145428
	jH	= 800
	hio	= 228,5944 Btu/jam. Ft ² .F
<i>Shell</i>	: <i>Fluida</i> panas	= <i>Steam</i>
	<i>Flow area shell</i> (as)	= 0,2346 ft ²
	Kecepatan massa (Gs)	= 138421,7874 lbm/jam.ft ²
	Bilangan <i>Reynold</i> (Re)	= 260807
	jH	= 350
	ho	= 187,9545 Btu/jam. Ft ² .F
	Uc	= 103,1460 btu/hr.ft ² .0f
	Faktor pengotor (Rd)	= 0,0153 btu/hr.ft ² . ⁰ f
Harga		= \$ 35511,40

3.2.17 Heater 2 (HE-02)

Tugas	: Menaikkan temperatur gas sebelum diumpankan ke dalam Adsorber
Jenis	: <i>Shell and tube heat exchanger</i>

Dipakai	: 8-16 shell and tube exchanger $\frac{3}{4}$ in OD Tube on 1-in 16 BWG
Jumlah	: 1 unit
Beban Panas	: 414949 btu/jam
Spesifikasi Heater	: OD = $\frac{3}{4}$ in
	Jenis tube = 16 BWG
	Pitch (PT) = 1 in squarepitch
	Panjang tube = 16 ft
	Ud = 40 Btu/jam.ft ² .F
	Luas permukaan luar (a'') = 0,2618 ft ² /ft
	Jumlah tube = 60 buah
	ID shell = 12 in
Tube	: Fluida dingin = gasses
	Flow area tube (at) = 0,0155ft ²
	Kecepatan massa (Gt) = 11801041,32lbm/jam.ft ²
	Bilangan Reynold (Re) = 23204214
	jH = 850
	hio = 157,8954 Btu/jam. Ft ² .F
Shell	: Fluida panas = Steam
	Flow area shell (as) = 0,0625 ft ²
	Kecepatan massa (Gs) = 15840,7945 lbm/jam.ft ²
	Bilangan Reynold (Re) = 51762
	jH = 250
	ho = 70,46324261 Btu/jam. Ft ² .F
	Uc = 48,7208 btu/hr.ft ² .of
	Faktor pengotor (Rd) = 0,0045 btu/hr.ft ² . ^{of}
Harga	= \$ 13455,55

3.2.18 Cooler 1 (CI-01)

Tugas	: Menurunkan temperatur gas sebelum diumpankan ke dalam Separator drum - 02
Jenis	: <i>Shell and tube heat exchanger</i>
Dipakai	: <i>6-12 shell and tube exchanger 1 in OD Tube on 1+ 1/4 -in 16 BWG</i>
Jumlah	: 1 unit
Beban Panas	: 61601920 btu/jam
Spesifikasi Heater	: OD = 1 in Jenis <i>tube</i> = 16 BWG <i>Pitch</i> (PT) = 1+1/4 in <i>square pitch</i> Panjang <i>tube</i> = 16 ft Ud = 250 Btu/jam.ft ² .F Luas permukaan luar (a'') = 0,2618 ft ² /ft Jumlah tube = 60 buah ID shell = 21+(1/4) in
<i>Tube</i>	: Fluida dingin = <i>Dowmterm A</i> <i>Flow area tube</i> (at) = 0,0523 ft ² Kecepatan massa (Gt) = 256385,084 lbm/jam.ft ² Bilangan <i>Reynold</i> (Re) = 156 jH = 2 hio = 7362,649991 Btu/jam. Ft ² .F
<i>Shell</i>	: <i>Fluida</i> panas = gasses <i>Flow area shell</i> (as) = 0,1568 ft ²

	Kecepatan massa (Gs)	= 2588694,0840 lbm/jam.ft ²
	Bilangan <i>Reynold</i> (Re)	= 3525152
	ho	= 1614,520596 Btu/jam. Ft ² .F
	Uc	= 1324,1533 btu/hr.ft ² .0f
	Faktor pengotor (Rd)	= 0,0034 btu/hr.ft ² . ⁰ f
Harga		=\$ 24776,03

3.2.19 Kondensor (CD)

Tugas	: Mencairkan gas steam dari gas campuran	
Jenis	: <i>Shell and tube heat exchanger</i>	
Dipakai	: <i>1-2 shell and tube exchanger 1 in OD Tube on 1+ 1/4 -in 16 BWG</i>	
Jumlah	: 1 unit	
Beban Panas	: 35051657 btu/jam	
Spesifikasi Cooler	: OD	= 1 in
	Jenis <i>tube</i>	= 16 BWG
	<i>Pitch</i> (PT)	= 1+1/4 in <i>square pitch</i>
	Panjang <i>tube</i>	= 16 ft
	Ud	= 200 Btu/jam.ft ² .F
	Luas permukaan luar (a'')	= 0,2618 ft ² /ft
	Jumlah tube	= 406 buah
	ID shell	= 31 in
<i>Tube</i>	: Fluida dingin	= <i>Downterm A</i>

	<i>Flow area tube (at)</i>	= 0,8374 ft ²
	Kecepatan massa (Gt)	= 9102,765851 lbm/jam.ft ²
	Bilangan <i>Reynold</i> (Re)	= 6
	jH	= 2,5
	hio	= 9287,882803 Btu/jam. Ft ² .F
<i>Shell</i>	: <i>Fluida</i> panas	= gasses
	<i>Flow area shell</i> (as)	= 0,3337 ft ²
	Kecepatan massa (Gs)	= 1216396,6413 lbm/jam.ft ²
	Bilangan <i>Reynold</i> (Re)	= 2081693
	ho	= 1535,310914 Btu/jam. Ft ² .F
	Uc	= 1317,5213 btu/hr.ft ² .0f
	Faktor pengotor (Rd)	= 0,0044 btu/hr.ft ² . ⁰ f
Harga		= \$ 44507,95

3.2.20 Expansion Valve 01 (EV-01)

Tugas : Menurunkan tekanan syngas dari Separator drum – 02 menuju HE-02

Jenis : *Globe Valve*

Spesifikasi : ID = 3,068 in
 OD = 3,5 in
 a't = 7,38 in²
 v = 3,078948 m³/s

Bahan : *Stainlees Steel*

Power : 49,0521 Hp

Harga : \$ 2695,81

3.3. Perencanaan Produksi

3.3.1. Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan Hidrogen di Indonesia, tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan energi dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Diperkirakan kebutuhan Hidrogen akan terus meningkat di tahun-tahun mendatang. Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan dengan kapasitas produksi sebesar 30.000 ton/tahun yang diperoleh dari syngas .

3.3.2. Analisis Kebutuhan Peralatan Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses dan umur atau jam kerja peralatan dan perawatannya. Dengan adanya analisis kebutuhan peralatan proses maka akan dapat diketahui anggaran yang diperlukan untuk peralatan proses, baik pembelian maupun perawatannya.