

PRA-RANCANGAN PRIMARY REFORMER PADA PABRIK HIDROGEN YANG DIKOPEL DENGAN PLTN HTGR

Dedy Priambodo, Erlan Dewita, Sudi Ariyanto
Pusat Pengembangan Energi Nuklir (PPEN) – BATAN
Jalan Kuningan Barat, Mampang Prapatan, Jakarta Selatan 12710
Telp/Fax: (021) 5204243 Email: dedypriambodo@batan.go.id

Masuk: 28 September 2012

Direvisi: 30 Oktober 2012

Diterima: 25 November 2012

ABSTRAK

PRA-RANCANGAN PRIMARY REFORMER PADA PABRIK HIDROGEN YANG DIKOPEL DENGAN PLTN HTGR. Potensi hidrogen sebagai sumber energi baru sangat besar, ini dikarenakan begitu melimpahnya ketersediaan hidrogen di alam. Pada saat ini Steam reforming adalah teknologi yang telah dikembangkan secara massal dan yang paling banyak digunakan dalam produksi hidrogen. Steam reforming adalah mengubah senyawa alkana dengan penambahan uap air menjadi hidrogen dan karbon dioksida dalam kondisi operasi 800^o-900^oC dalam primary reformer. Pemanfaatan gas helium dari HTGR sebagai pemasok panas reaksi steam reforming membutuhkan primary reformer yang berbeda dari konvensional yang menggunakan gas alam. Makalah ini bertujuan untuk menentukan jenis dan rancangan dasar primary reformer yang tepat untuk sistem kogenerasi HTGR dengan pabrik hidrogen. Primary reformer yang tepat untuk system ini adalah Reaktor fixed bed multitube dengan tube NPS 3,5 Sch 40 ST 40S setebal 0,281 in sebanyak 849 buah dan berbahan ASTM HH 30. Tube disusun secara 'triangular pitch' dalam shell Split-Ring Floating Head berbahan Steel Alloy SA 301 Grade B yang dilengkapi baffle sejumlah 8 buah.

Kata kunci: hidrogen, kogenerasi, steam reforming, HTGR, primary reformer, fixed bed multitube

ABSTRACT

PRE ELEMENARY DESIGN OF PRIMARY REFORMER FOR HYDROGEN PLANT COUPLED WITH HTGR TYPE NPP. Hydrogen has a high potent for new energy, because of it availability. Steam reforming is a fully developed commercial technology and is the most economical method for production of hydrogen. Steam reforming uses an external source of hot gas to heat tubes in which a catalytic reaction takes place that converts steam and lighter hydrocarbons such as natural gas (methane) or refinery feedstock into hydrogen and carbon monoxide (syngas) at high temperature on primary reformer (800-900 °C). Utilization of helium from HTGR as heating medium for primary reformer has consequence to type and shape of its reactor. The main goal of this paper is to determine type/shape and pre elementary design of chemical reactor for the cogeneration system of Hydrogen Plant and HTGR The primary reformer for this system is Fixed Bed Multitube reactor with specification tube: NPS 3,5 Sch 40 ST 40S, 0.281 in thickness, number of tube 849 pieces and ASTM HH 30 for tube material. Tube arrangement is 'triangular pitch' on shell Split-Ring Floating Head from Steel Alloy SA 301 Grade B equipped with 8 baffles.

Keywords: hydrogen, cogeneration, steam reforming, HTGR, primary reformer, fixed bed multitube

1. PENDAHULUAN

Pemanfaatan hidrogen adalah salah satu skenario pemerintah dalam penggunaan energi baru dan terbarukan. Potensi hidrogen sebagai sumber energi baru sangat besar, ini dikarenakan begitu melimpahnya ketersediaan hidrogen di alam. Di antara teknologi yang ada, *Steam reforming* adalah teknologi yang telah dikembangkan secara massal dan yang paling banyak digunakan dalam produksi hidrogen^[1]. *Steam reforming* adalah mengubah senyawa alkana (gas alam) dengan penambahan uap air menjadi hidrogen dan karbon dioksida (gas sintetis) pada tekanan dan temperatur yang tinggi (35-40 bar; 800-900 °C). Teknologi ini sudah banyak digunakan dalam bidang industri Petrokimia yang berbasis pada hidrogen antara lain industri Ammonia (NH₃), Dimethyl Ether (CH₃OCH₃) dan Methanol (CH₃OH). Pada saat ini panas reaksi *steam reforming* dipasok dari pembakaran gas alam dan *off gases* pada *primary reformer* yang berupa *tube-tube* horizontal berisi katalis yang disusun dalam *furnace* atau disebut *Fired Heater Reactor*^[2] (**Gambar 2a**).

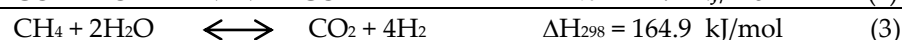
Reaktor Temperatur Tinggi (HTR = *High Temperature Reactor*) adalah salah satu jenis reaktor daya tipe maju dengan efisiensi termal tinggi yang mempunyai sistem keselamatan pasif dan melekat dan sangat andal. Dari beberapa tipe reaktor temperatur tinggi, salah satu yang menarik adalah Reaktor Gas Temperatur Tinggi (*High Temperature Gas Reactor*= HTGR). HTGR ini dikarakterisasi dengan penggunaan grafit sebagai moderator dan reflektor, gas helium sebagai pendingin inert dan mempunyai fase tunggal, bahan bakar partikel berlapis dan teras berdensitas daya rendah. Penggunaan bahan teras yang bersifat tahan panas dikombinasi dengan pendingin helium menyebabkan temperatur pendingin dapat mencapai 950°C, efisiensi termal yang tinggi dan kemampuan yang tinggi dari bahan bakar partikel berlapis dalam menahan produk fisi merupakan beberapa keuntungan Reaktor Temperatur Tinggi. Dengan kemampuan memproduksi fluida helium panas hingga 950°C ini maka reaktor nuklir tipe HTGR ini sangat cocok dikopel dengan instalasi industri kimia yang membutuhkan temperatur proses tinggi diantaranya pabrik hidrogen dengan proses *Steam Reforming*.

Pemanfaatan helium panas dari HTGR sebagai sumber panas reaksi *Steam Reforming* dapat menaikkan konversi gas alam menjadi gas sintetis. Hal ini dikarenakan sebagian gas alam yang seharusnya dibakar dalam *primary reformer* dapat dimanfaatkan sepenuhnya sebagai bahan baku. Namun demikian pemanfaatan panas helium tidak memungkinkan *primary reformer* berbentuk *furnace*, oleh karena itu perlu dirancang sebuah *primary reformer* yang optimum mengambil panas helium untuk reaksi *steam reforming*. Sehingga sistem kople antara PLTN HTGR dengan Pabrik Hidrogen menjadi keniscayaan.

2. TEORI

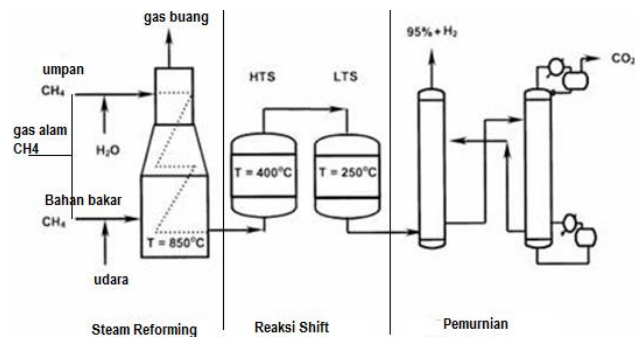
2.1 Pabrik Hidrogen Dengan Proses *Steam Reforming*

Primary Reformer Berfungsi untuk melakukan proses *steam reforming* terhadap gas alam untuk memperoleh gas H₂. Reaksi yang terjadi pada *Primary Reformer* adalah sebagai berikut :



Dari mekanisme reaksi di atas terlihat bahwa gabungan reaksi (1) dan (2) mempunyai perubahan entalpi standar bernilai positif ($\Delta H_{298} = 164.9 \text{ kJ/mol}$) yang berarti reaksi bersifat endotemis yang membutuhkan panas^[3].

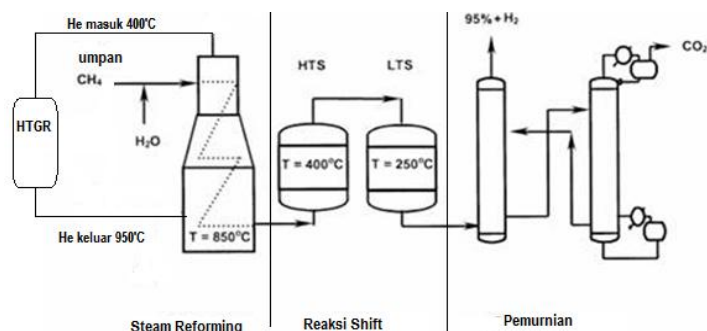
Pabrik Hidrogen menggunakan proses *Steam Reforming* terdiri dari 3 (tiga) tahap proses utama yaitu *Steam reforming*, reaksi *Shift*, dan pemurnian (Gambar 1). *Steam reforming* berfungsi untuk mereaksikan uap air (H_2O) dengan gas alam (CH_4) menjadi gas sintetis (CO , CO_2 , H_2 , H_2O). Panas reaksi dipasok dengan pembakaran gas alam pada *Primary Reformer* berbentuk *furnace*. Reaksi *shift* berfungsi untuk menaikkan konversi produk H_2 dan CO_2 dengan mereaksikan CO dengan sisa uap air pada gas sintetis dalam 2 (dua) jenis reaktor Reaktor *Shift* Temperatur Tinggi (HTS) dan Reaktor *Shift* Temperatur Rendah (LTS). Tahap terakhir adalah pemurnian yang berfungsi memisahkan produk utama H_2 dan CO_2 .



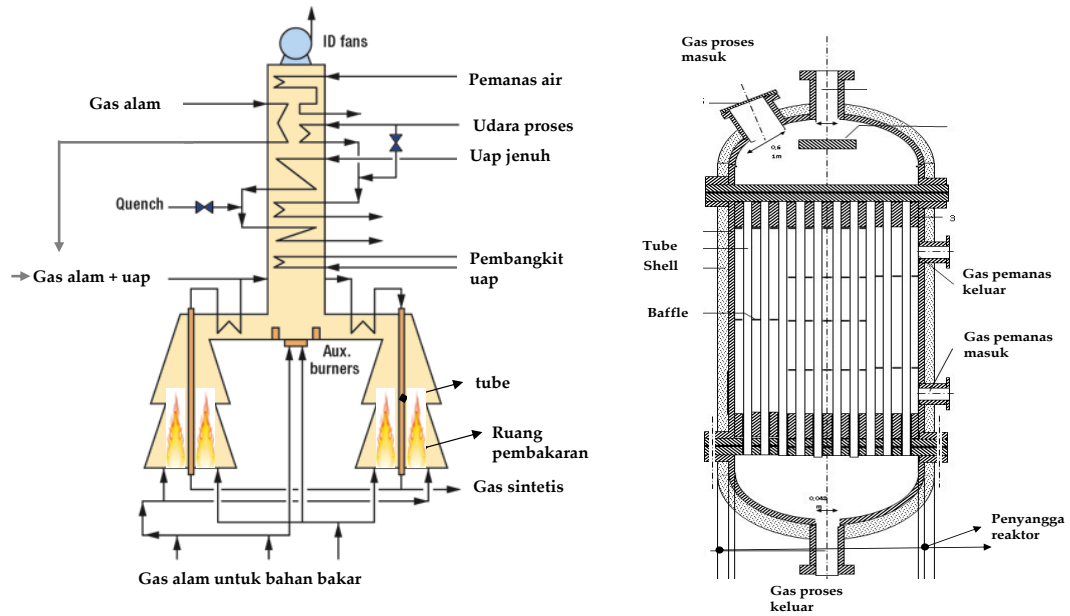
Gambar 1a. diagram alir pabrik hidrogen dengan proses *steam reforming*

2.3 Penentuan Tipe Reaktor Kimia Untuk *Primary Reformer* pada Pabrik Hidrogen yang dikopel dengan PLTN HTGR

Pada pabrik hidrogen yang dikopel dengan PLTN HTGR tahapan proses masih sama dengan pada proses yang ada sekarang ini. Yang membedakan adalah pada tahap *Steam reforming* (Gambar 1b.). Reaksi *steam reforming* merupakan reaksi endotermis. Reaksi ini sangat tergantung pada pasokan panas yang akan meningkatkan konversi dan laju reaksi. Dilihat dari tipe media pemanas yang berupa gas helium panas, tekanan operasi yang tinggi dan tipe aliran *plug flow* dalam *tube* berisi katalis, maka reaktor kimia yang sesuai adalah tipe reaktor tubular/pipa dengan bentuk *Shell* dan *Tube* yang biasa disebut Reaktor *Fixed Bed Multitube*^[5] (Gambar 2b).



Gambar 1b. Diagram alir pabrik hidrogen dengan proses *Steam Reforming* yang dikopel dengan PLTN HTGR



Gambar 2. a. *Primary Reformer* yang ada saat ini, tipe *Fired Heater Reactor* menggunakan pembakaran gas alam sebagai sumber panas; b. *Primary Reformer* yang akan dirancang, tipe *Fixed Bed Multitube* menggunakan helium panas dari PLTN HTGR sebagai sumber panas.

2.3 Data dan Desain Mekanik *Primary*

Pra-rancangan ini berbasis pada produksi hidrogen sebesar 150.000 ton/tahun (dengan laju umpan gas alam 67,5 kg/dtk), data sekunder sifat fisis, kimia termokimia dan kondisi operasi dari *Chemical Properties Handbook*, PT. Pupuk Kaltim dan Topsoe.com.

Tabel 3. Data katalis *primary reformer*

Catalyst Supplier		Topsoe
Catalyst Type		R-67-R/R-67
Basis Material		NiO
Bentuk		Ring/Ring
Ukuran(Dp)	Mm	16 ^{OD} x 8 ^{ID} x 16 ^H
Diameter	mm	9,6
Bulk Density	kg/m ³	1.030/1.060
Operation Temperature	°C	500-900
Catalyst Life	Year	3-5
Jumlah Katalis	%	30 /70

Berdasarkan kondisi operasi *primary reformer* PT. Pupuk Kaltim gas alam dari seksi penyiapan bahan baku adalah tekanan 36,5 bar.g dan temperatur adalah 390 °C yang kemudian dicampur dengan uap proses dengan spesifikasi uap tekanan menengah (*MPS, medium pressure steam*) tekanan 38 bar.g temperatur 370°C. Campuran gas alam dan uap dipanaskan hingga mempunyai kondisi tekanan 35 bar.g dan temperatur 530°C. Temperatur sintesis gas keluar 796-835 °C dengan komposisi gas seperti pada **Table 4**. Kandungan hidrokarbon (methan) setelah keluar *Primary Reformer* ini 12,64 % mol (basis kering):

Dipilih bahan *steel alloy* yang merupakan campuran besi , 1%Cr dan 1/2Mo yaitu *steel alloy* tipe SA 301 grade B untuk menjamin kekuatan *shell* [6], didapat:

$$\begin{aligned} f &= 15.000 \text{ psig} \\ E &= 0,85 \text{ (double welded butt joint)} \\ C &= 0,125 \text{ in} = 0,00318 \text{ m} \end{aligned}$$

$$P_{\text{Helium}} = 30 \text{ bar} = 29 \text{ barg}$$

$$P_{\text{design}} = 1,1 P_{\text{op}} = 31,9 \text{ bar} G = 462,671 \text{ Psig}$$

$$\text{Sehingga didapat } t_s = 3,189$$

Dari Appendix C [6] *Brownell and Young (1979)*, dipilih tebal standart = 3,25 in = 0,0826 m

Diameter Luar Shell

Diameter luar *shell* dihitung dengan persamaan :

$$OD_s = ID_s + 2 t_s$$

Dengan, OD_s = diameter luar *shell*, ID_s = diameter dalam *shell*, t_s = tebal *shell*

Sehingga diameter luar *shell* adalah 4,360 m

Baffle

Dipilih jarak baffle = 0,466 ID_s = 0,466.4,195 = 1,956 m

$$\text{Jumlah baffle} = \frac{\text{panjang pipa}}{\text{jarak baffle}} = 8 \text{ buah}$$

Volume shell

$$V_{\text{shell}} = \frac{\pi}{4} ID_s^2 \cdot \text{tinggishell} = 248,435 \text{ m}^3$$

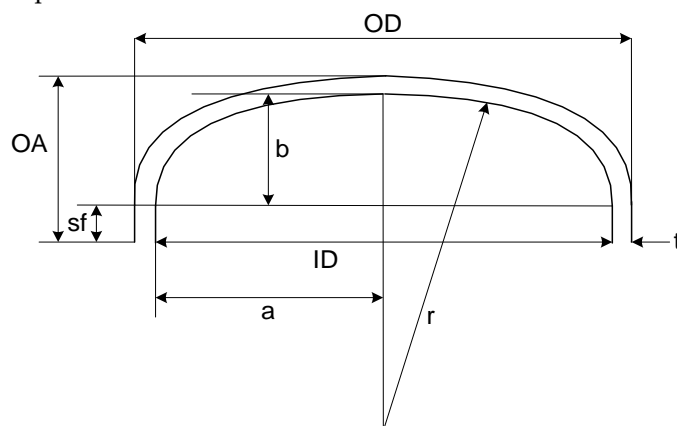
Luas shell

$$\text{Luas Shell dalam} = \pi \cdot ID_s \cdot \text{tinggishell} = 236,869 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Shell luar} = \pi \cdot OD_s \cdot \text{tinggishell} = 246,190 \text{ m}^2$$

B.3. Spesifikasi Head

Untuk tekanan tinggi dipilih head tipe *elliptical dished head*. Gambar 3 menunjukkan spesifikasi head tipe tersebut [6].



Gambar 4. Hubungan dimensional untuk *elliptical dished head*

Dengan, t = tebal head, m ; sf = straight flange, m; r = jari-jari dish, m; OD = diameter luar head, m; OA = tinggi head, m; ID = diameter dalam head, m; b = tinggi head, m; a = jari-jari head, m

Tebal Head

Tebal head dihitung dengan persamaan^[6]

$$th = \frac{P.IDs}{2fE - 0,2P} + C \quad \text{Dengan, } th = \text{tebal head, m}$$

P = internal pressure, psi

f = tegangan maximum yang diijinkan, psi

IDs = diameter dalam shell, m

C = corrosion allowance, m

E = efisiensi sambungan

Dipilih bahan *steel alloy* yang merupakan campuran besi, 1%Cr dan 1/2Mo yaitu *steel alloy tipe SA 301 grade B* untuk menjamin kekuatan head. Sehingga didapat:

f = 15.000 psig, E = 0,85 (*double welded butt joint*), C = 0,125 in = 0,00318 m

P operasi = 36 bar = 35 barG

Pdesign = 1,1 Pop = 38,5 barG = 558,396 Psig

Sehingga tebal head adalah 0,095 m

Dari Appendix C^[5] *Brownell and Young (1979)*, dipilih tebal standart = 3,875 in = 0,0984 m

Tinggi Head

Tinggi head = b + sf + th

$$a = 0,5.IDs = 0,5 \cdot 4,195 = 2,098 \text{ m}$$

Nilai a/b untuk *elliptical dished head* adalah 2, sehingga :

$$b = 0,5.a = 0,5 \cdot 0,5IDs = 0,5 \cdot 2,098 = 1,049 \text{ m}$$

Untuk tebal head 3,875 in, nilai sf standar adalah 6 in = 0,152^[6].

$$\text{Tinggi head} = 1,049 + 0,152 + 0,0984 = 1,300 \text{ m}$$

Volume Head

Volum head dihitung dengan persamaan^[6]

$$\text{Volume head} = \frac{\pi}{24} IDs^3 = 9,661 \text{ m}^3$$

Luas Head

Luas head dihitung dengan persamaan^[6].

$$\text{Luas head dalam} = \pi(2a).sf + \frac{\pi}{4}(2a)^2 = 15,824 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas head luar} = \pi(2a + 2th).sf + \frac{\pi}{4}(2a + 2th)^2 = 17,245 \text{ m}^2$$

Volum Primary reformer

$$\text{Volum Primary reformer} = \text{volume shell} + 2.\text{volum head} = 267,756 \text{ m}^3$$

Luas reaktor

$$\text{Luas dalam} = \text{luas shell dalam} + 2.\text{luas head dalam} = 268,517 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas luar} = \text{luas shell luar} + 2.\text{Luas head luar} = 280,681 \text{ m}^2$$

B.4. Saluran Pipa Masuk dan keluar Primary reformer

Kecepatan untuk perancangan gas dan uap umumnya gunakan harga 15-30 m/dtk^[9]. Di bidang petrokimia untuk mengalirkan gas memakai kecepatan 6000 ft/menit atau 30,48 m/dtk^[9]. Pada aliran gas alam dan helium dari reaktor HTGR sebagai *heating medium* digunakan kecepatan 30 m/dtk^[9].

Gas masuk, T = 530 C, 36 barG

Gas keluar, T = 760 C,

32 barG

$$G = 67,460 \text{ kg/dtk} \quad | \quad \rho_{\text{gas}} = 9,214 \text{ kg/m}^3$$

$$G = 67,460 \text{ kg/dtk} \quad | \quad \rho_{\text{gas}} = 5,796 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{array}{l} Q = 7,322 \text{ m}^3/\text{dtk} \\ A = 0,244 \text{ m}^2 \end{array} \left| \begin{array}{l} v = 30 \text{ m/dtk} \\ D = 0,558 \text{ m} \end{array} \right. \quad \begin{array}{l} Q = 11,636 \text{ m}^3/\text{dtk} \\ A = 0,388 \text{ m}^2 \end{array} \left| \begin{array}{l} v = 30 \text{ m/dtk} \\ D = 0,703 \text{ M} \end{array} \right.$$

dipilih, bahan: SA-213 Grade T11
NPS = 24 Sch 60, OD = 30 in
tebal = 0,968 in

dipilih, bahan: SA-335 Grade P22
NPS = 30 Sch 30, OD = 24 in
tebal = 0,625 in

Total Helium yang digunakan adalah 93 kg/dtk. Saluran Helium terbagi menjadi 2 pipa agar ukuran pipa tidak terlalu besar dan pemasukan helium menjadi lebih merata.

Helium masuk, T =875 C, P=30 bar

$$\begin{array}{l} G = 47 \text{ kg/dtk} \\ Q = 37 \text{ m}^3/\text{dtk} \\ A = 1,231 \text{ m}^2 \end{array} \left| \begin{array}{l} q \text{ gas} = 1,2587 \text{ kg/m}^3 \\ v = 30 \text{ m/dtk} \\ D = 1,252 \text{ M} \end{array} \right.$$

dipilih, bahan: SA-335 Grade P22
NPS = 42 XS, OD = 42 in
tebal = 0,5 in

Helium Keluar, T sekitar 580 C

$$\begin{array}{l} G = 47 \text{ kg/dtk} \\ Q = 27 \text{ m}^3/\text{dtk} \\ A = 0,915 \text{ m}^2 \end{array} \left| \begin{array}{l} q \text{ gas} = 1,6940 \text{ kg/m}^3 \\ v = 30 \text{ m/dtk} \\ D = 1,080 \text{ M} \end{array} \right.$$

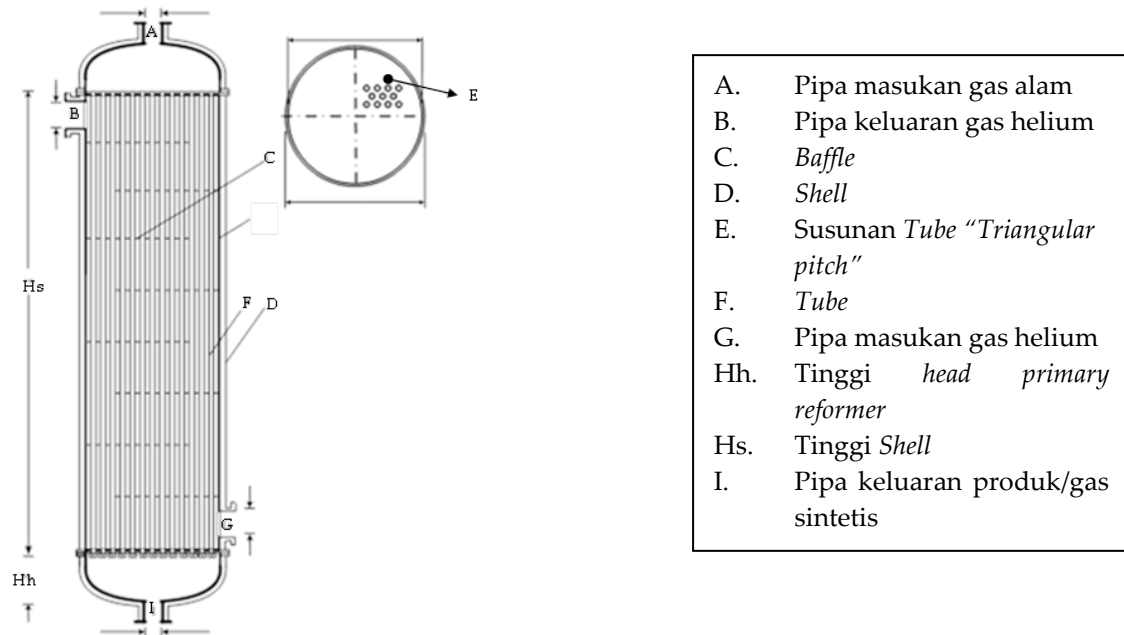
dipilih, bahan: SA-213 Grade T11
NPS = 42 XS, OD = 42 in
tebal = 0,5 in

4. PEMBAHASAN

Pada perancangan ini dipilih reaktor kimia tipe *Fixed Bed Multitube* dikarenakan reaktor ini sangat sesuai untuk reaksi gas-gas dengan katalis padat. Aliran gas alam dan uap air dimasukkan kedalam sisi *tube* yang berisi katalis NiO padat dikarenakan proses ini memerlukan tekanan reaksi yang lebih besar (38,5 bar) dibanding dengan tekanan gas pemanas helium (35 bar). Untuk mendapatkan perpindahan panas yang baik antara campuran gas alam dan uap air dengan helium maka aliran di *tube* dan *shell* dibuat turbulen dengan dengan cara membagi aliran campuran gas alam dan uap air ke dalam 779 buah *tube* sehingga mendapatkan kecepatan aliran massa yang tinggi, dan susunan *tube* berupa *Triangular pitch* yang akan membuat aliran gas helium dalam *shell* bersifat turbulensi. *Tube* tipe ASTM HH 30 dengan spek NPS 3,5 Sch 40 ST 40S untuk mengakomodasi temperatur dan tekanan tinggi. Sementara itu untuk memudahkan penggantian *tube* dan katalis secara berkala maka dipilih *shell* dengan *bundle* tipe *split-ring floating head*. Untuk menjamin kekuatan *shell* dipilih bahan *steel alloy* yang merupakan campuran besi, 1%Cr dan 1/2Mo yaitu *steel alloy* tipe SA 301 grade B. Untuk tekanan tinggi dipilih head tipe *elliptical dished head*. Saluran Helium dibagi menjadi 2 pipa agar ukuran pipa tidak terlalu besar yang dapat merusak *bundle tube* dan pemasukan helium menjadi lebih merata.

Tabel 5. Spesifikasi Primary reformer

Tipe Reaktor	<i>Fixed Bed Multitube</i> dengan medium pemanas gas Helium sebanyak 93 kg/dtk dari PLTN HTGR		
Tugas	Mereaksikan gas alam sebanyak 57.437,52 kg/jam dengan uap sebanyak 185.474,68 ton/jam menjadi hidrogen sebanyak 12.743,83 kg/jam		
Desain Mekanik			
<i>Tube</i>			
			NPS 3,5 Sch 40 ST 40S
ID	m		0,0873
OD	m		0,1016
Jumlah <i>tube</i>	buah		779
Susunan			<i>Triangular pitch</i>
<i>Pitch</i>			1,25 x OD
Bahan			ASTM HH 30
<i>Shell</i>			
Tipe <i>Bundle</i>			<i>Split-Ring Floating Head</i>
ID <i>shell</i>	m		4,195
Tebal <i>shell</i>	m		0,0826
Tinggi katalis	m		17,6
Tinggi <i>shell</i>	m		17,891
Bahan			<i>Steel Alloy SA 301 Grade B</i>
<i>Baffle</i>			
<i>Baffle spacing</i>	m		1,956
Jumlah <i>Baffle</i>			8
<i>Head</i>			
Tipe <i>head</i>			<i>Elliptical Dished Head</i>
Tebal <i>head</i>	m		0,0984
Bahan			<i>Steel Alloy SA 301 Grade B</i>
Saluran Pipa masuk dan keluar Reaktor			
Pipa Gas alam <i>in</i>			NPS 24 Sch 60, bahan: SA-213 Grade T11
Pipa Gas alam <i>out</i>			NPS 30 Sch 30, bahan : SA-335 Grade P22
Pipa Helium <i>in</i>			NPS 42 XS, bahan : SA-335 Grade P22
Pipa Helium <i>out</i>			NPS 42 XS, bahan : SA-213 Grade T11



Gambar 5. Primary reformer dengan helium dari PLTN HTGR sebagai pemanas.

5. KESIMPULAN

Pabrik hidrogen yang dikopel dengan HTGR dapat meningkatkan konversi gas alam menjadi gas hidrogen dikarenakan seluruh gas alam yang ada dijadikan sebagai bahan baku. Sistem ini menggunakan tahapan proses yang sama dengan proses pada pabrik hidrogen yang memanfaatkan pembakaran gas alam sebagai sumber panas reaksi. Namun demikian modifikasi diperlukan pada tahap *steam reforming* khususnya pada reaktor kimia *Primary Reformer*. Pada sistem ini reaktor kimia *Primary Reformer* bertipe *Fixed Bed Multitube* dipilih untuk menggantikan Reaktor kimia tipe *Fired Heater Reactor* pada pabrik hidrogen dengan pembakaran gas alam. Dengan laju produksi H_2 sebesar 150.000 ton/tahun dan medium pemanas helium 93 kg/dt didapatkan reaktor kimia *Primary Reformer* tipe *Fixed Bed Multitube* yang mempunyai susunan tube *Triangular pitch* dengan ID 0,0873 m dan OD 0,1016 m sebanyak 779 buah didalam sebuah shell bertipe *Split-Ring Floating Head* berbahan *Steel Alloy SA 301 Grade B*, ID 4,195 m dan tebal 0,0826m setinggi 17,891m yang disekat-sekat dengan baffle sebanyak 8 buah berjarak masing-masing 1,956m. Kedua ujung shell ditutup dengan menggunakan head tipe *Elliptical Dished Head* berbahan *Steel Alloy SA 301 Grade B* setebal 0,0984m.

DAFTAR PUSTAKA

- [1]. KEMENRISTEK RI, "Buku Putih Penelitian, Pengembangan dan Penerapan Ilmu Pengetahuan dan Teknologi Bidang Sumber Energi Baru dan Terbarukan Untuk Mendukung Keamanan Ketersediaan Energi Tahun 2025", Kementerian Riset dan Teknologi RI, Jakarta, 2006.
- [2]. ROSTRUP-NIELSEN JR, SEHESTED J, AND NOERSKOV J K, "Hydrogen And Syngas by Steam Reforming", ACADEMIC PRESS, The Netherlands, 2002.
- [3]. SMITH J M, "Chemical Engineering Kinetics, Third Edition", McGraw Hill, 1981
- [4]. STRELZOFF, SAMUEL, "Technology and Manufacture of Ammonia", John Wiley &

- Sons Inc., New York, 1981.
- [5]. HILL, C.G., "An Introduction to Chemical Engineering Kinetics & Reactor Design", John Wiley & Sons, New York, 1977.
 - [6]. BROWNELL L E, YOUNG E H, "Process Equipment Design: Vessel Design", John Wiley and Sons, 1959.
 - [7]. KERN D. Q, "Process Heat Transfer", McGraw Hill, Inc., New York, (1950)
 - [8]. RICHARDSON, HARKER JH AND BACKHURST, "Coulson & Richardson's Chemical Engineering. Chemical Engineering Design". BH, Oxford, 2002.
 - [9]. LUDWIG,, E.E., "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", Gulf Publishing Company, Houston 1999.
 - [10]. ALIMAH S, PRIAMBODO D., "Aspek Termodinamika Produksi Hidrogen dengan Proses Steam Reforming Gas Alam", Majalah Ilmiah Pengkajian Industri, Vol 4, No. 1 Deputi Teknologi Industri Rancang Bangun & Rekayasa BPPT, Jakarta 2010.