
KAJIAN MODIFIKASI UNIT REFORMING PABRIK AMONIAK PUSRI III DAN KAJIAN PEMANFAATAN GAS PRODUSER SEBAGAI BAHAN BAKAR PENGGANTI GAS ALAM DI PT PUPUK SRIWIDJAJA

Junaedi⁽¹⁾, Herri Susanto⁽²⁾, Benny Haryoso⁽³⁾

**(1,2) Program Studi Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Bandung
Jl. Ganesa 10, Labtek X, Bandung 40132
(3) PT Pupuk Sriwidjaja, Jl. Mayor Zen, Palembang 30118**

E-mail: junaedi@students.itb.ac.id, herri@che.itb.ac.id, bennyharyo@pusri.co.id

Abstrak

Sehubungan dengan kecenderungan kenaikan harga dan ketidakpastian pasokan gas alam, PT Pupuk Sriwidjaja telah menyusun rencana penghematan konsumsi gas alam dengan modifikasi proses maupun pemanfaatan batubara sebagai bahan bakar alternatif. Penelitian dilakukan terhadap empat konfigurasi existing unit yang terdiri dari primary and secondary reformers, KRES yang berupa unit baru pengganti existing unit, ATR yang berupa unit baru pengganti existing unit, KRES-revamp yang menggabung KRES dengan existing unit. Secara termodinamika, teknologi produksi gas sintesis KRES-revamp, KRES, ATR terbukti lebih efisien dan dapat mengurangi konsumsi gas alam untuk pabrik amoniak berturut-turut: 9%, 15%, dan 20% dari kebutuhan gas alam untuk reformer konvensional sebesar 37,15 MMBtu/MT NH₃. Walaupun efisiensi energi lebih baik, teknologi-teknologi tersebut juga memerlukan modifikasi steam system dan mengakibatkan penambahan auxiliary boiler dengan kapasitas berturut-turut: 105, 137, dan 97 ton/jam. Selanjutnya kajian diperlu untuk KRES-revamp. Penerapan KRES-revamp dengan kapasitas produksi amoniak tetap 1200 MTPD (kasus yang pertama) dapat menurunkan biaya produksi hingga 8,39%/tahun. Hanya dengan memperhatikan investasi untuk tambahan KRES dan tambahan auxilliary boiler, Payback Period diperkirakan 10 bulan. Substitusi gas alam dengan gas produser untuk saat ini kurang menarik karena menurut kajian lain harga gas hasil gasifikasi diperkirakan mencapai 5 USD/MMBtu (pada kondisi tertentu). Terlebih lagi pemanfaatan gas produser sebagai bahan bakar pengganti gas alam memerlukan beberapa modifikasi pada sistem pembakaran. Di samping itu, konsumsi total energi gabungan gas alam dan gas produser lebih tinggi daripada yang hanya gas alam (37,26 vs. 34,86 MMBtu/MT NH₃)

Kata kunci: Reforming unit, Gas produser, Efisiensi Energi

Abstract

This study dealt with an energy conservation program at the reforming unit in PT Pupuk Sriwidjaja, to anticipate the increase of price and possible shortage of natural gas in the near future. A potential reduction of natural gas consumption was evaluated based on thermodynamic modeling and simulation. Three process modifications were studied and their performance had been compared to the existing unit: KRES (KBR Reforming Exchanger System); totally replace the existing primary reformer, ATR (AutoThermal Reformer); totally replace the existing primary reformer, KRES-revamp: appending KRES on the existing unit. Compared to that of the existing reformer of 37.15 MMBtu/metric ton of NH₃, the natural gas consumption in the proposed modified process are lower by 9%, 15%, and 20% in KRES-revamp, KRES, and ATR, respectively. Unfortunately, the proposed modified process produces less steam as by-product due to the decrease of waste sensible heat. Therefore, to restore the steam supply, the proposed modified process requires an additional auxiliary boiler with a capacity of 105 tons/hour for KRES-revamp, 137 tons/hour for KRES, and 97 tons/hour for ATR. KRES-revamp has been considered as the most attractive modification. This modification may give an annual natural gas saving of about 8.39%. In addition based on investment aspect, KRES-revamp is very attractive due to payback period of about 10 months. The use of producer gas (produced from the gasification of coal) as a substitute of natural gas for fuel was found to be thermodynamically feasible. But a separate study shows that the producer gas price is about 5 USD/MMBtu. Thus, the use of producer gas was not attractive yet economically. Moreover, the producer gas consumption combined with natural gas is higher than natural gas only (37,26 vs. 34,86 MMBtu/metric ton of NH₃) with some modifications in combustion system.

Keywords: reforming unit, producer gas and energy efficiency

1. Pendahuluan

PT Pupuk Sriwidjaja merupakan salah satu industri kimia penghasil pupuk urea. Urea dihasilkan dengan mereaksikan amoniak (NH_3) dan karbon dioksida (CO_2) yang keduanya merupakan produk utama dan produk samping pabrik amoniak yang biasanya didirikan secara terintegrasi dengan pabrik urea.

Proses pembuatan amoniak dilakukan dengan mereaksikan hidrogen dan nitrogen dalam reaktor unggul berkatalis yang disebut *ammonia converter*. Hidrogen yang dikenal sebagai salah satu komponen gas sintesis dihasilkan melalui reaksi katalitik gas alam dengan *steam (steam reforming)* dan oksidasi parsial dalam *reformer* di unit *reforming*. Bahan baku utama pembuatan amoniak adalah gas alam, air (*steam*), dan udara. Gas alam diperoleh dari Pertamina melalui kontrak jual beli jangka panjang, air diperoleh dari sungai Musi, dan udara diambil secara bebas dari alam.

Sehubungan dengan kecenderungan kenaikan harga dan ketidakpastian pasokan gas alam, PT Pupuk Sriwidjaja telah menyusun rencana penghematan konsumsi gas alam dengan modifikasi proses maupun pemanfaatan batubara sebagai bahan bakar alternatif. Penelitian ini berkaitan dengan upaya-upaya modifikasi proses di Unit *Reforming* (yang merupakan konsumen terbesar dari total kebutuhan gas alam) dengan teknologi baru yang dinyatakan hemat energi: *KBR Reforming Exchanger System (KRES)* dan *AutoThermal Reformer (ATR)*.

Kajian dilakukan terhadap empat konfigurasi proses produksi gas sintesis yang meliputi: *existing unit* yang terdiri dari *primary and secondary reformers*, KRES yang berupa unit baru pengganti *existing unit*, ATR yang berupa unit baru pengganti *existing unit*, dan *KRES-revamp* yang menggabung *KRES* dengan *existing unit*. Teknologi-teknologi pemproduksi gas sintesis tersebut merupakan teknologi yang secara desain hemat energi dan tidak menyebabkan penurunan tekanan yang besar sehingga sangat cocok untuk modifikasi unit *reformer* yang merupakan *bottleneck* peningkatan efisiensi energi dan peningkatan kapasitas produksi.

Penelitian ini bertujuan untuk mengkaji kelayakan teknis dan ekonomi beberapa konfigurasi proses produksi gas sintesis. Pemodelan dan simulasi yang digunakan untuk mencapai tujuan tersebut antara lain dengan cara: membandingkan efisiensi energi di antara keempat konfigurasi proses dan membandingkan efisiensi energi antara bahan bakar gas alam dan gas produser.

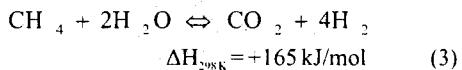
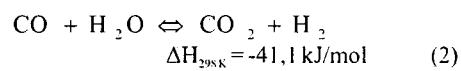
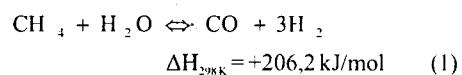
Pada kajian ini, variabel proses yang dijaga tetap adalah: laju produksi H_2 , perbandingan mol

H_2/CO , dan temperatur keluaran Waste Heat Boiler (WHB). Kajian kelayakan ekonomi dilakukan untuk *KRES revamp* terhadap *existing unit*. Studi kasus dilakukan pada unit *reforming* pabrik amoniak PUSRI-III.

Penelitian ini diharapkan mampu memberi alternatif penyelesaian permasalahan energi di PT Pupuk Sriwidjaja dengan mengidentifikasi teknologi pemproduksi gas sintesis yang secara teknis dan ekonomi layak digunakan untuk modifikasi unit *reformer* di pabrik amoniak.

2. Fundamental

Unit *reforming* adalah sistem pemroses di pabrik amoniak yang menghasilkan gas sintesis hidrogen dan nitrogen untuk reaksi sintesa amonia. Hidrogen dihasilkan melalui reaksi *steam reforming* antara gas alam dan H_2O (*steam*) dilanjutkan dengan reaksi *water-gas shift* antara karbon monoksida dan *steam* di unit *reformer*. Jika gas alam yang dimaksud dalam hal ini direpresentasikan dengan CH_4 , maka reaksi-reaksi utama reformasi gas alam dengan *steam* dapat dituliskan seperti dalam persamaan-persamaan berikut [Hyman, 1968; Hinderink dkk, 1996; Froment dan Bischoff, 1990].



Pada temperatur tinggi dan tekanan rendah, konversi CH_4 menurut persamaan (1) dan (2) secara termodinamika akan meningkat. Reaksi kesetimbangan (2) yang dikenal dengan istilah *water-gas shift reaction* (reaksi pergeseran gas CO menjadi CO_2 menggunakan uap air) bersifat eksotermik dan tidak bergantung dengan tekanan operasi.

Komposisi kesetimbangan dalam reaksi reformasi gas alam secara termodinamika dapat diperkirakan dari perubahan energi bebas Gibbs seperti yang ditunjukkan dalam persamaan (4). Untuk gas ideal, koefisien fugasitas, ϕ_i , dapat dianggap sama dengan satu, sehingga persamaan (4) dapat dituliskan ulang menjadi persamaan (5). Komposisi kesetimbangan dicapai pada perubahan energi bebas Gibbs minimum.

$$n_i G_i = \sum n_i (G_i^0 + RT \ln a_i) = \sum n_i (G_i^0 + RT \ln (\gamma_i \phi_i P)) \Rightarrow \\ \text{minimum} \quad (4)$$

$$n_i G = n_i RT \left[\ln P + \sum y_i \left(\frac{G_i^0}{RT} + \ln y_i \right) \right] \Rightarrow \text{minimum} \quad (5)$$

dengan a_i : aktivitas komponen i
 G_i^0 : energi bebas Gibbs pembentukan komponen I
 n_i : mol total
 y_i : mol komponen i
 y_i : fraksi mol komponen I
 ϕ_i : koefisien fugasitas komponen i

Tetapan kesetimbangan reaksi dapat dituliskan sebagaimana dalam persamaan (6) berikut:

$$K = P^{\Delta v} \prod (y_i)^v \quad (6)$$

dengan K : tetapan kesetimbangan reaksi
 P : tekanan total proses
 Δv : beda koefisien produk dan reaktan

Dalam proses reformasi gas alam skala komersial, identifikasi kinerja proses di industri sering digunakan istilah kedekatan kesetimbangan (*approach to equilibrium*) dan *approach to equilibrium temperature* yang didefinisikan dalam persamaan (7) dan (8).

$$V_i = \frac{\left[\prod p_j^{v_j} \right]}{K_i} \quad (7)$$

dengan i : reaksi ke-i, $i=1$ (reaksi 1), 2 (reaksi 2), dan 3 (reaksi 3)
 j : komponen j, $j=\text{CH}_4, \text{CO}, \text{CO}_2, \text{H}_2\text{O}$ dan H_2
 v_j : koefisien reaksi komponen j
 K_i : tetapan kesetimbangan reaksi i (dihitung pada temperatur terukur)
 p : tekanan parsial terukur

$$T_{(\text{approach})} = T(Q_R) - T_{(\text{exit catalyst})} \quad (8)$$

dengan $T(Q_R)$: temperatur gas proses yang secara termodinamika memberi kesetimbangan pada komposisi terukur

$T_{(\text{exit catalyst})}$: temperatur aktual gas proses

Di dalam reaktor *primary reformer*, temperatur aktual gas dan temperatur yang secara termodinamika memberi kesetimbangan pada komposisi terukur sering tidak sama. Perbedaan ini menunjukkan bahwa reaksi belum mencapai kesetimbangan dan sering digunakan sebagai acuan dalam mengevaluasi kondisi operasi suatu *reformer* industri. Semakin ke hilir reaktor, harga beda temperatur berubah semakin kecil karena

reaksi makin mendekati kesetimbangan. Pada ujung reaktor, beda temperatur ini mencapai harga sekitar 10-20 °C.

Reformasi gas alam dengan *steam* merupakan salah satu proses untuk memproduksi gas sintesis. Lebih dari 80% produksi amoniak di dunia didasarkan pada reaksi reformasi hidrokarbon dengan *steam*. Tujuh puluh persen reformasi hidrokarbon dengan *steam* tersebut memilih penggunaan umpan gas alam karena mempunyai efisiensi termal yang relatif tinggi, yaitu mencapai 72% [Anderson dan Boudart, 1984].

Di pabrik amoniak, unit *reformer* merupakan unit pemakaian gas alam terbesar. Jumlah gas alam yang dibutuhkan sebagai gas proses maupun gas bahan bakar dalam *reformer* mencapai 95% dari konsumsi total dalam pabrik amoniak. Pada proses pembakaran gas alam dalam tungku *reformer* ini, hanya 50% dari kandungan panasnya yang termanfaatkan untuk mencapai kebutuhan panas reaksi reformasi gas alam yang bersifat endotermik, sedangkan sisanya akan keluar dari tungku bersama gas cerobong. Dari panas yang terserap, 60% diantaranya digunakan untuk melangsungkan reaksi reformasi dan 40% untuk menaikkan temperatur gas proses. Sedangkan aliran gas cerobong ini biasanya dimanfaatkan untuk memanaskan gas alam umpan *primary reformer*, air umpan ketel dan udara *secondary reformer*. Akhirnya, temperatur gas cerobong di bagian hilir adalah 200 °C [Anderson dan Boudart, 1984].

Perkembangan teknologi *reforming* menunjukkan adanya kecenderungan dalam mengkaji aspek-aspek perancangan unit produksi gas sintesis yang mempunyai efisiensi tinggi, sistem utilitas yang tetap terjaga dan ramah lingkungan. Pengembangan teknologi *reformer* ini didasarkan atas beberapa kekurangan teknologi konvensional seperti konsumsi energi yang tinggi, efisiensi termal yang rendah, emisi NOx dan CO₂ yang tinggi.

3. Metodologi

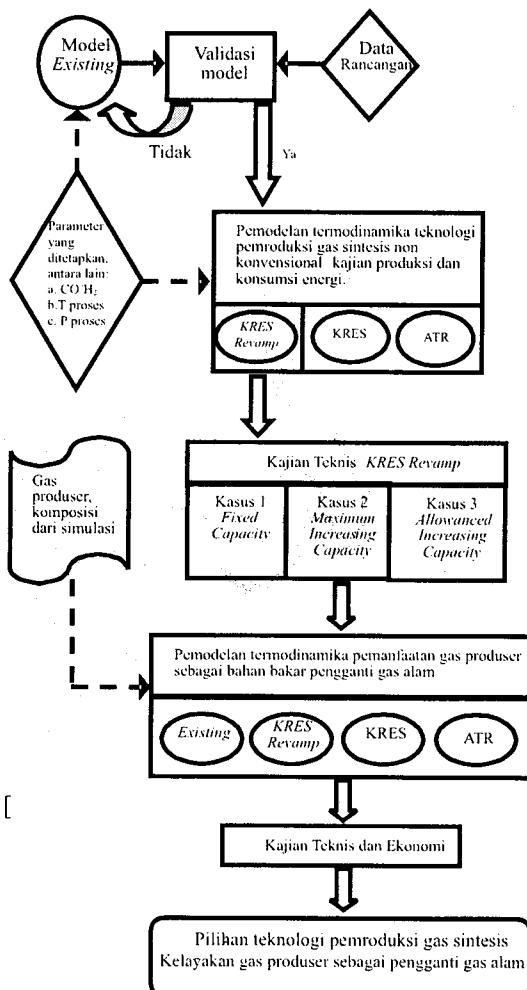
Kajian modifikasi terhadap unit *reforming* ini dimaksudkan untuk mengetahui keunggulan teknologi pemroses yang dikaji. Tiga kriteria yang dijadikan acuan antara lain adalah: kebutuhan energi per laju alir gas sintesis yang dihasilkan untuk teknologi yang dikaji, kelayakan teknis dan ekonomi masing-masing teknologi pemroses unit *reformer*, dan tingkat kemampuan masing-masing teknologi pemroses dan jaminan kesinambungan pelayanan teknologi.

Pada kajian konfigurasi sistem pemroses *reformer* konvensional, *KRES revamp*, *KRES* dan

ATR, kondisi gas sintesis yang ditetapkan untuk memenuhi spesifikasi adalah laju produksi H₂ ditetapkan = 3741 kmol/jam, perbandingan mol H₂/CO = 4,30 mol/mol, dan temperatur keluaran WHB ditetapkan = 365 °C.

Kajian pemanfaatan gas produser sebagai bahan bakar pengganti gas alam dilakukan untuk mengetahui kelayakan gas produser (gas hasil gasifikasi batubara) sebagai bahan bakar di unit *reformer* pabrik amoniak. Kajian dilakukan pada masing-masing teknologi pemproduksi gas sintesis.

Kajian ekonomi dilakukan untuk mengevaluasi kelayakan ekonomi sistem pemroses *KRES-revamp* dan pemanfaatan gas produser sebagai bahan bakar pengganti gas alam dengan parameter ekonomi perbandingan biaya produksi dan *payback period*. Pemilihan *KRES-revamp* sebagai teknologi yang dikaji aspek ekonominya didasarkan pada kemungkinan terbesar dipilihnya teknologi tersebut untuk modifikasi unit *reformer* saat ini.



Gambar 2. Algoritma pelaksanaan penelitian

Penelitian dilakukan dengan langkah-langkah seperti terstruktur dalam algoritma pada Gambar 2.

4. Hasil dan Pembahasan

Kajian modifikasi unit *reforming* pabrik amoniak dan kajian pemanfaatan gas produser sebagai bahan bakar pengganti gas alam diawali dengan validasi model *existing unit (reformer konvensional)* terhadap data rancangan. Hasil validasi model terhadap data rancangan ditunjukkan pada Tabel 1 dan 2.

Tabel 1. Perbandingan hasil simulasi dengan data rancangan untuk *primary reformer*

Laju Alir, % mol (Dasar Kering)	Primary Reformer		
	Rancangan	Simulasi	Beda (%)
CH ₄	11,59	10,62	8,37
C ₂ H ₆	-	-	-
C ₃ H ₈	-	-	-
C ₄ H ₁₀	-	-	-
O ₂	-	-	-
CO	9,74	9,89	1,54
CO ₂	10,60	10,67	0,66
H ₂	67,66	68,44	1,15
N ₂	0,39	0,38	2,56
Ar	tracess	tracess	0,00
Total Laju Alir, kmol/jam	4484	4594	2,46
Laju Alir H ₂ O, kmol/jam	3191	3144	1,46
Total Laju Alir, kmol/jam	1675	7738	0,83
Temperatur, °C	800	800	-
Tekanan, bar	32,28	32,72	1,36

Tabel 2. Perbandingan hasil simulasi dengan data rancangan untuk *primary reformer*

Laju Alir, % mol (Dasar Kering)	Secondary Reformer		
	Rancangan	Simulasi	Beda (%)
CH ₄	0,35	0,29	17,14
C ₂ H ₆	-	-	-
C ₃ H ₈	-	-	-
C ₄ H ₁₀	-	-	-
O ₂	-	-	-
CO	13,08	12,89	1,45
CO ₂	7,77	7,94	2,19
H ₂	55,35	55,52	0,30
N ₂	23,17	23,08	0,39
Ar	0,27	0,27	0,00
Total Laju Alir, kmol/jam	6758	6783	0,37
Laju Alir H ₂ O, kmol/jam	3663	3645	0,47
Total Laju Alir, kmol/jam	10421	10429	0,08
Temperatur, °C	979	979	-
Tekanan, bar	31,74	32,18	1,39

Validasi dilakukan berdasarkan neraca hidrogen. Berdasarkan konsentrasi hidrogen dalam aliran gas sintesis yang dihasilkan, model yang dibuat dapat mewakili rancangan yang ada. Selanjutnya asumsi-asumsi yang digunakan dalam simulasi validasi model akan digunakan pada simulasi *reformer* non konvensional.

Tabel 3. Perbandingan steam system

Deskripsi	Rancangan	Simulasi	Beda (%)
Kebutuhan Panas, MW	138,42	138,42	0,00
Konsumsi Bahan Bakar, kmol/jam	973	973	0,00
Ketersediaan Panas, MW			
- WHB	63,70	63,70	0,00
- BFW Coil	13,00	11,94	8,15
- HP Steam Coil	21,51	22,75	5,45
- LP Steam Coil	17,06	17,17	0,64
- Auxiliary Boiler	23,15	23,50	1,49
Produksi steam, kg/jam	172812	172812	0,00
Konsumsi steam, kg/jam			
- Steam Proses	76581	76521	0,08
- ID Fan	5337	5000	6,31
- Kompresor udara	46800	41586	11,14
- Kompresor Gas Alam Proses	2468	2322	5,91
- Pompa BFW	8800	7550	14,20

Simulasi *reformer* non konvensional adalah simulasi terhadap *KRES-revamp*, *KRES*, dan *ATR*. Perbandingan parameter proses utama sebagai hasil simulasi antara *reformer* konvensional dan *reformer* non-konvensional ditunjukkan pada Tabel 4.

Tabel 4. Perbandingan parameter proses reformer konvensional dan non konvensional

Parameter Proses	Konv.	KRES Revamp	KRES	ATR
Duty, MW				
- Primary Reformer	78	42	-	-
- KRES	-	43	37	-
- WHB	64	28	29	62,57
Temperatur, °C				
- Keluaran 1st Reformer	800	751	-	-
- Keluaran 2nd Reformer	979	649	-	-
- Keluaran ATR	-	-	1000	1050
- Keluaran Tube KRES	-	997	997	-
- Inlet WHB	979	649	649	1050
Konsentrasi Metana, % mol				
- Keluaran 1st Reformer	10,62	15,97	-	-
- Keluaran ATR	-	-	0,13	0,25
- Keluaran Tube KRES	-	0,94	0,93	-
- Inlet WHB	0,29	0,30	0,34	0,25

Catatan: kapasitas produksi 1200 MTPD NH₃

Dari Tabel 4 di atas dapat dilihat bahwa untuk *KRES-revamp* terjadi penurunan *duty* di *primary reformer* dari 78 MW ke 42 MW karena sebagian *duty* dibebankan ke *KRES* yang memanfaatkan panas keluaran *secondary reformer*. Pada *reformer* non-konvensional temperatur gas sintesis ke *waste heat boiler (WHB)* mengalami penurunan sehingga akan mempengaruhi penyediaan panas untuk pembangkit *steam*.

Steam merupakan energi utama di pabrik amoniak. Seperti dijelaskan di atas, modifikasi unit *reformer* konvensional dengan teknologi *KRES-revamp*, *KRES*, dan *ATR* akan mempengaruhi kondisi *steam system*. Kajian

steam system dilakukan untuk mengetahui kondisi *steam system* di unit *reformer* sebagai akibat pemakaian teknologi-teknologi *reformer* non-konvensional. Kajian terhadap *steam system* ini dibagi menjadi dua kasus. Kasus 1: *steam system* di unit *reformer* jika tidak dilakukan modifikasi pada unit penyedia panas pembangkit *steam*. Kasus 2: *steam system* di unit *reformer* setelah dilakukan modifikasi unit penyedia panas pembangkit *steam*

Dalam pemodelan ini, modifikasi unit penyedia panas pembangkit *steam* di unit *reformer* juga dimaksudkan sebagai koreksi terhadap perhitungan konsumsi gas alam pada *reformer* non konvensional. Perbandingan *steam system* antara *reformer* konvensional dan *reformer* non konvensional untuk Kasus 1 ditunjukkan pada Tabel 5.

Tabel 5. Perbandingan steam system Kasus 1

Deskripsi	Konv.	KRES Revamp	KRES	ATR
Kebutuhan Panas, MW	138,42	138,42	138,42	138,42
Konsumsi Bahan Bakar, kmol/jam	973	582	109,29	88,89
Ketersediaan Panas, MW				
- WHB	63,70	28,54	28,93	62,57
- BFW Coil	11,94	7,26	-	-
- HP Steam Coil	22,75	4,97	-	-
- LP Steam Coil	17,17	9,89	-	-
- Auxiliary Boiler	23,50	23,50	-	-
Total	139,06	74,16	28,93	62,57
Surplus	0,00	-64,90	-110,15	-76,51
Produksi steam, kg/jam	172812	91725	35784	76174
Konsumsi steam, kg/jam				
- Steam Proses	76521	76521	76521	76521
- ID Fan	5000	4391	-	-
- Kompresor udara	41586	41586	41586	36919
- Kompresor Gas Alam Proses	2322	2322	2322	2322
- Pompa BFW	7550	7550	7550	7550
Total	132979	132370	127979	123312
Surplus	39833	-40645	-92195	-47138

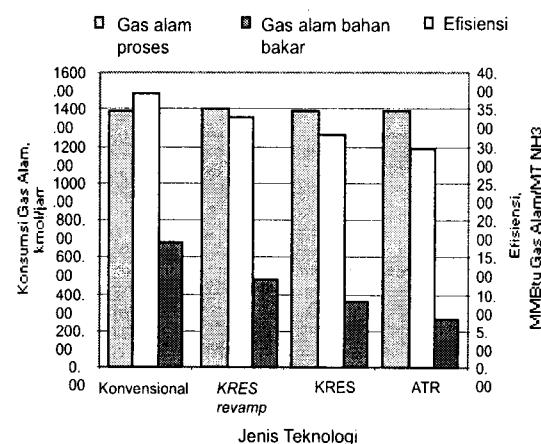
Dari Tabel 5 di atas dapat dilihat bahwa terjadi defisit sumber panas pembangkit *steam* untuk *KRES-revamp*, *KRES* dan *ATR* berturut-turut 65, 110, dan 76 MW. Defisit penyedia panas pembangkit *steam* ini akan menyebabkan *steam system* mengalami defisit masing-masing untuk *KRES-revamp*, *KRES* dan *ATR* sebesar 41, 92 dan 47 ton/jam.

Berkurangnya jumlah *steam* yang dihasilkan oleh unit *reformer* pada teknologi pemproduksi gas sintesis konvensional akan mempengaruhi kondisi *steam system* di pabrik amoniak, sehingga perlu dilakukan modifikasi untuk mengatasi defisit *steam* tersebut. Modifikasi *steam system* pada *reformer* non konvensional dilakukan dengan menaikkan kapasitas *auxiliary boiler* dengan cara modifikasi *auxiliary boiler* atau membuat *auxiliary boiler* baru dengan kapasitas yang lebih besar. Kondisi *steam system* setelah dilakukan modifikasi *auxiliary boiler* (Kasus 2) dapat dilihat pada Tabel 6.

Tabel 6. Perbandingan *steam system* Kasus 2

Deskripsi	Konv.	KRES Revamp	KRES	ATR
Kebutuhan Panas, MW	138,42	138,42	138,42	138,42
Konsumsi Bahan Bakar, kmol/jam	973	845,86	655,06	560,31
Ketersediaan Panas, MW				
- WHB	63,70	28,54	28,93	62,57
- BFW Coil	11,94	16,07	-	-
- HP Steam Coil	22,75	2,26	-	-
- LP Steam Coil	17,17	11,36	-	-
- Auxiliary Boiler	23,50	79,90	110,77	76,51
Total	139,06	137,32	139,70	138,08
Surplus	0,00	-1,76	0,63	-0,34
Produksi steam, kg/jam	172812	172812	172812	172812
Konsumsi steam, kg/jam				
- Steam Proses	76521	76521	76521	76521
- ID Fan	5000	4391	-	-
- Kompressor udara	41586	41586	41586	36919
- Kompressor Gas Alam Proses	2322	2322	2322	2322
- Pompa BFW	7550	7550	7550	7550
Total	132979	132370	127979	123312
Surplus	39833	40442	44833	49500

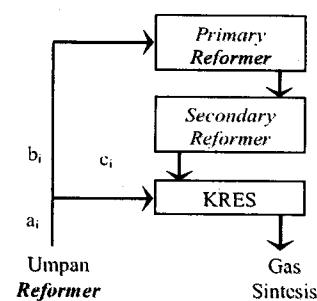
Dari Tabel 6 di atas dapat dilihat bahwa modifikasi unit *reformer* dengan teknologi *KRES revamp*, *KRES* dan *ATR* akan menurunkan konsumsi gas alam bahan bakar dari 973 kmol/jam menjadi masing-masing 846, 655, 560 kmol/jam. Hal ini akan meningkatkan efisiensi energi produksi amoniak secara keseluruhan. Perbandingan efisiensi energi (MMBTU Gas Alam/MT NH₃) ditunjukkan pada Gambar 3.



Gambar 3. Perbandingan konsumsi gas alam dan efisiensi energi antar *reformer* konvensional dan non konvensional

Dari Gambar 3 dapat dilihat bahwa teknologi *reformer* ATR memiliki efisiensi energi yang paling baik sehingga layak untuk dijadikan alternatif teknologi *reformer* di masa depan untuk pabrik baru. Untuk pabrik *existing*, teknologi *KRES-revamp* menjadi pilihan karena cakupan modifikasi yang dilakukan tidak begitu besar. Kajian khusus terhadap *KRES-revamp* dilakukan untuk mengetahui model yang optimum yang mungkin diaplikasikan untuk modifikasi *reformer* konvensional.

Kajian khusus terhadap teknologi *KRES-revamp* dibagi menjadi 3 kasus. Kasus pertama pada saat kapasitas produksi amoniak dijaga tetap 1200 MTPD, laju alir ke *primary reformer* 65% dari laju alir total. Pada kondisi ini nilai $b_i = 0,65a_i$ dan $c_i = 0,35a_i$. Kasus kedua dijalankan pada saat kapasitas produksi amoniak 135%, laju alir ke *primary reformer* 100% kapasitas 1200 MTPD. Pada kondisi ini nilai $b_i = a_i$; $c_i = c_1$. Kasus ketiga dilangsungkan pada saat kapasitas produksi amoniak 115%, laju alir ke *primary reformer* 100% kapasitas 1200 MTPD. Pada kondisi ini nilai $b_i = a_i$; $c_i = 0,15a_i$. Diagram proses yang menggambarkan notasi a_1 , b_1 dan c_1 ditunjukkan pada Gambar 4.



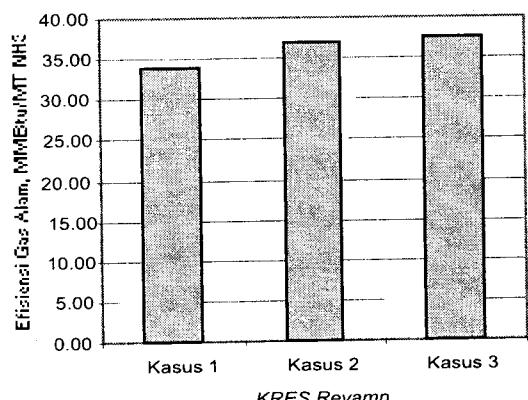
Gambar 4. Diagram proses Kasus 1

Perbandingan parameter proses hasil simulasi ketiga kasus tersebut di atas ditunjukkan pada Tabel 7.

Tabel 7. Perbandingan parameter proses KRES revamp Kasus 1,2 dan 3

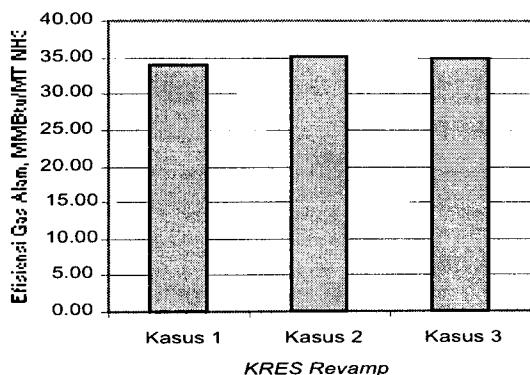
Parameter Proses	Konv.	Kasus 1	Kasus 2	Kasus 3
Duty, MW				
- Primary Reformer	78	42	72	74
- KRES	-	43	44	19
- WHB	64	28	40	53
Temperatur, °C				
- Keluaran 1st Reformer	800	751	775	784
- Keluaran 2nd Reformer	979	649	669	827
- Keluaran ATR	-	-	-	-
- Keluaran Tube KRES	-	997	997	997
- Inlet WHB	979	649	669	827
Konsentrasi Metana, % mol				
- Keluaran 1st Reformer	10,62	15,97	13,05	12,16
- Keluaran ATR	-	-	-	-
- Keluaran Tube KRES	-	0,94	0,94	0,94
- Inlet WHB	0,29	0,30	0,39	0,33

Adanya perbedaan parameter proses untuk ketiga kasus di atas menyebabkan perbedaan efisiensi energi seperti ditunjukkan pada Gambar 5.



Gambar 5. Perbandingan efisiensi energi KRES revamp Kasus 1,2, dan 3

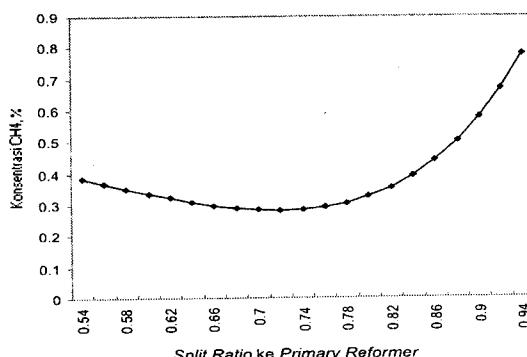
Dari Gambar 5 di atas dapat dilihat bahwa pembagian aliran umpan ke *reformer* dengan memaksimalkan laju alir ke *primary reformer* kurang memberikan penghematan energi. Hal ini terlihat dengan turunnya efisiensi energi pada setiap kenaikan kapasitas produksi. Untuk mendapatkan penghematan energi yang optimal, ketiga kasus di atas dioptimasi dengan pengaturan *split ratio* ke *primary reformer*. Perbandingan efisiensi hasil optimisasi untuk ketiga kasus di atas ditunjukkan pada Gambar 6.



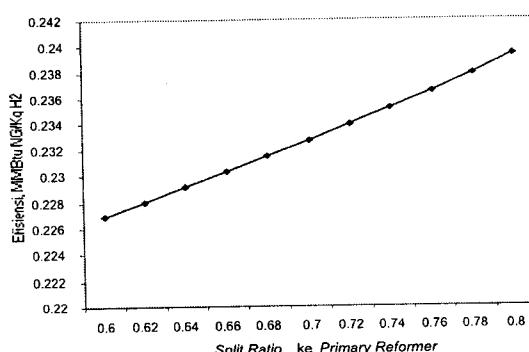
Gambar 6. Perbandingan efisiensi energi KRES revamp Kasus 1, 2, dan 3 hasil optimisasi

Efisiensi energi *KRES revamp* Kasus 1, 2, dan 3 seperti ditunjukkan pada Gambar 6 di atas diperoleh dengan *split ratio* ke *primary reformer* untuk Kasus 1, 2 dan 3 masing-masing 65% (untuk kapasitas 1200 MTPD), 64,5% (untuk kapasitas 135% dari 1200 MTPD) dan 72,5% (untuk kapasitas 115% dari 1200 MTPD).

Selain evaluasi energi, pada kajian khusus terhadap terhadap *KRES revamp* juga dilakukan kajian untuk mengetahui pengaruh *split ratio* terhadap konsentrasi metana dan efisiensi energi. Hasil simulasi ditunjukkan pada Gambar 7 dan 8.



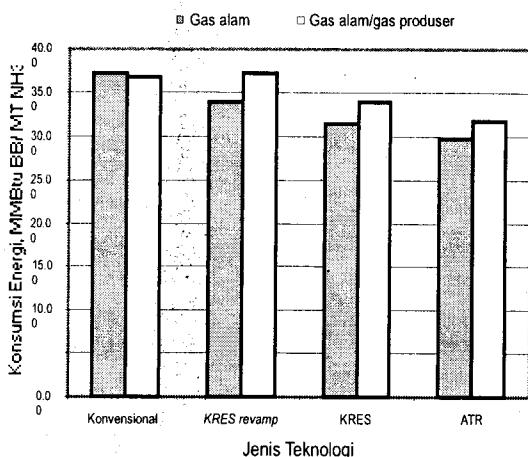
Gambar 7. Pengaruh *split ratio* terhadap konsentrasi metana



Gambar 8. Pengaruh *split ratio* terhadap efisiensi energi di unit *reformer*

Dari Gambar 7 dapat dijelaskan bahwa ada kondisi *split ratio* optimum untuk memperoleh konsentrasi metana rendah. Sementara Gambar 8 memperlihatkan bahwa semakin besar laju alir gas umpan ke *primary reformer* semakin tinggi kebutuhan gas alam, sehingga semakin rendah efisiensi energi yang dihasilkan.

Selain kajian terhadap teknologi pemproduksi gas sintesis non konvensional, penelitian ini juga mengkaji pemanfaatan gas produser sebagai bahan bakar pengganti gas alam. Perbandingan efisiensi energi antara bahan bakar gas alam dan gas produser ditunjukkan pada Gambar 9. Dari gambar tersebut dapat dijelaskan bahwa pemakaian gas produser sebagai bahan bakar pengganti gas alam untuk *reformer* konvensional berdampak positif terhadap konsumsi energi secara keseluruhan, namun pada *reformer* non konvensional pemanfaatan gas produser sebagai bahan bakar pengganti gas alam akan menaikkan konsumsi energi. Secara keseluruhan dapat dijelaskan bahwa secara termodinamika gas produser dapat digunakan sebagai bahan bakar pengganti gas alam baik pada *reformer* konvensional maupun *reformer* non konvensional.



Gambar 9. Perbandingan konsumsi energi antara bahan bakar gas alam dengan gas produser

Untuk mengetahui kelayakan *KRES revamp* sebagai teknologi yang dipilih dan untuk mengetahui kelayakan pemanfaatan gas produser sebagai bahan bakar pengganti gas alam dilakukan evaluasi ekonomi dengan parameter perbandingan biaya produksi dan *payback period* *KRES revamp*. Perbandingan biaya produksi antara *reformer* konvensional dan *KRES revamp* dengan bahan bakar gas alam dan gas produser ditunjukkan pada Tabel 8.

Tabel 8. Perbandingan biaya produksi

No	Description	Natural Gas		Producer Gas	
		Conv. Ref. IDR (Million)	KRES Revamp IDR (Million)	Conv. Ref. IDR (Million)	KRES Revamp IDR (Million)
		<i>Variable Cost</i>			
1	Main Material, yearly	571.630	522.559	608.955	619.849
2	Utilities, yearly	364	364	364	364
	<i>Fixed Cost</i>				
3	Labor	384	384	384	384
4	Plant Overhead	11.027	11.027	11.027	11.027
5	Admin. & Office Overhead	187	187	187	187
6	Insurance	169	169	169	169
7	Salaries	585	585	585	585
8	Marketing Expense	84	84	84	84
9	Research & Development	150	150	150	150
	<i>Total</i>	584.580	535.509	621.905	632.799

Perhitungan *pay back period* (PBP) untuk *KRES revamp* didasarkan atas nilai investasi dan pendapatan yang diperoleh. Investasi yaitu biaya penambahan *KRES* dan modifikasi *auxiliary boiler* beserta instalasi dan pekerjaan pendukung, dimana untuk unit *KRES* sebesar 2,572,935 USD dan untuk *auxiliary boiler* adalah 1,933,893 USD. Sedangkan pendapatan yaitu nilai penghematan gas alam sebagai dampak pemasangan *KRES*. Sebelum pemasangan *KRES* biaya konsumsi gas alam adalah 59,440,000 USD per-tahun, sementara biaya konsumsi gas alam setelah pemasangan *KRES* adalah 54,278,667 USD per-tahun, sehingga nilai PBP sebesar 9 bulan 21 hari.

Dari evaluasi kelayakan ekonomi tersebut di atas dapat dijelaskan bahwa *KRES revamp* untuk unit *reformer* dapat menurunkan biaya produksi sampai 8,39% pertahun. Dengan *payback period* yang cukup menjanjikan, *KRES revamp* menjadi sangat menarik.

5. Kesimpulan

Dari kajian yang telah dilakukan dapat disimpulkan hal-hal sebagai berikut: Teknologi unit Produksi Gas Sintesis non konvensional *KRES revamp*, *KRES*, *ATR* terbukti lebih efisien dan mampu mengurangi konsumsi gas alam untuk pabrik amoniak berturut-turut 9%, 15% dan 20%. Berdasarkan kesinambungan penggunaan teknologi, modifikasi unit *reformer* dengan *KRES revamp* dengan kapasitas tetap (1200 MTPD) merupakan pilihan terbaik yang dapat diaplikasikan. Kasus 2 dan 3 dapat diaplikasikan dengan optimasi *split ratio* untuk laju alir ke *primary reformer*.

Evaluasi ekonomi yang dilakukan menunjukkan bahwa penerapan *KRES revamp for fixed capacity* sangat menarik karena dapat menurunkan biaya produksi di unit *reformer* hingga 8,39% pertahun. Pemanfaatan gas produser

sebagai bahan bakar gas alam secara teknis dapat dilakukan dengan beberapa modifikasi pada sistem pembakaran.

Ucapan Terima Kasih

Penulis mengucapkan terima kasih kepada PT Pupuk Sriwidjaja yang telah memberikan kesempatan kepada penulis untuk menempuh pendidikan Magister Teknik Kimia di Institut Teknologi Bandung.

Daftar Pustaka

- [1.] Anderson, J.R. dan Boudart, M. (1984), *Catalyst, Science and Technology*, Vol. 5, Springer-Verlag, Berlin Heidelberg, New York.
- [2.] Budhi, Y.W. (1997), *Studi Penerapan Pre-Reformer dalam Proses Produksi Gas Sintesis di Pabrik Amoniak Pusri IB*, Tesis S2, Jurusan Teknik Kimia ITB.
- [3.] Czupponi T.A., S.A. Knez, R.B. Strait (1996), Review of Commercial Experience of KAAP and KRES, *The AIChE Ammonia Safety Symposium*, Boston, Massachusetts.
- [4.] Eriyadi. (1995), *Pemodelan dan Simulasi Steam Reformer Kilang Minyak Pertamina UP II Dumai*, Tesis S-2, Jurusan Teknik Kimia ITB.
- [5.] Hyman, M.H. (1992), Simulate Methane Reformer Reactions, *Engineering Science*, 119-127.
- [6.] LeBlanc, J. R. at al (1996), *The Kellogg Reforming Exchanger System*, The MW Kellogg Technology Co, Houston.
- [7.] M.V. Twigg, editor (1989), *Catalyst Handbook*, Second Edition, Wolfe Publishing Ltd.
- [8.] Seider, W.D., J.D. Seader, Daniel R. Lewin (2004), *Product and Process Design Principles*, John Wiley and Sons, Inc.
- [9.] Singh, S., A. Malhotra (2005), KBR's KRES and Purifier for Increasing Capacity and Reducing Production Cost in Ammonia Plant, *KBR Indonesian Ammonia Seminar*, Jakarta.
- [10.] Strait R, (2006), KRES Technology: Viable Ammonia Plant Revamp, *National Seminar on Sustainability and Development of Indonesian Fertilizer Industri*, Palembang.
- [11.] Susanto, H. (2006), Gas Produser untuk Bahan Bakar Alternatif di PT Pusri, *National Seminar on Sustainability and Development of Indonesian Fertilizer Industri*, Palembang.
- [12.] Tim Pelaksana LPPM-ITB dan PT Pusri (2006), *Studi Pemanfaatan Batubara Kualitas Rendah melalui Gasifikasi sebagai Sumber Bahan Baku dan Energi Alternatif di PT Pusri*, Laporan Akhir Kerjasama PT Pupuk Sriwidjaja dengan LPPM-ITB.