

KAJIAN TERMODINAMIKA *UPDRAFT GASIFIER* dengan *SIDE STREAM* untuk MENGOLAH BATUBARA SUMATERA SELATAN menjadi GAS SINTESIS

Arullah, Y¹

PT Pupuk Sriwidjaja, Jl. Mayor Zen, Palembang, tel.: (0711)-712222 ext : 7222

Nurhadi

Puslitbang tekMIRA, Jl. Jend. Sudirman no 623, Bandung

Susanto, H.

Departemen Teknik Kimia, FTI, ITB, Jl. Ganesha No. 10, Bandung

Abstrak

Industri pupuk Indonesia sangat mengandalkan gas alam baik sebagai bahan baku maupun sumber energi. Pasokan dan harga gas alam menjadi masalah saat ini, sehingga perlu dicari substitusinya. Alternatif yang cocok adalah batubara melalui rute gasifikasi yang menghasilkan gas sintesis (syngas). Salah satu teknik gasifikasi yang sudah dikenal adalah reaktor gasifikasi *updraft fixed bed gasifier* yang menghasilkan gas dengan kalor menengah, tetapi memiliki kandungan tar tinggi yang berasal dari gas hasil *pyrolysis* dan terbawa dalam syngas. Model yang diajukan bertujuan untuk mengurangi pembentukan tar dengan mengambil sebagian gas hasil reduksi sebelum masuk zona *pirolisis* menggunakan batubara sub bituminus dari Sumatera Selatan. Reaktor gasifikasi dimodelkan dalam 4 reaktor yaitu *dryer*, *pyrolyzer*, *reductor* dan *oxydator*. Tar diasumsikan sebagai *phenol*, *toluene*, *benzene*, *xylene* dan *ethylbenzene*. Yield *pyrolysis* menggunakan persamaan empirik, sedangkan reaktor yang lain menggunakan kesetimbangan termodinamika. Hasil simulasi menunjukkan fraksi gas produk *reductor* ke zona *pyrolyzer* agar pemanasan cukup sampai zone *dryer* lebih besar dari 40% dan sisanya sebagai *side stream product* dengan rasio mol $H_2/CO = 1,5-2,5$ dengan syngas efektif (H_2+CO) = 78-83%. Produksi tar pada *top stream product* hanya sebesar 0,00018 – 0,0043 kg/kg batubara jauh lebih rendah dibandingkan pada konfigurasi konvensional yaitu 0,0094 kg/kg batubara.

Kata kunci : gas sintesis, *side stream*, simulasi termodinamika, *updraft fixed bed gasifier*

1. PENDAHULUAN

Industri pupuk di Indonesia sangat mengandalkan gas alam baik sebagai bahan baku maupun sumber energi. Pasokan dan harga gas alam menjadi masalah saat ini, sehingga sebuah pabrik dilikuidasi dan lainnya mengalami penurunan kapasitas produksi. Sumatera Selatan selain mempunyai sumber daya gas alam, juga mempunyai sumber daya batubara, yang diprediksi sekitar 47 Milyar ton (Sukhyar, 2009). Ini merupakan asset yang dapat digunakan sebagai alternatif bahan baku industri berbasis pupuk di Indonesia. Berdasarkan kajian yang dilakukan teknologi gasifikasi akan kompetitif ketika harga gas alam 4 USD /MMBtu di atas harga batubara (Roshad, dan Syarif, 2008). Dengan demikian rencana PT PUSRI untuk revitalisasi pabrik serta memanfaatkan batubara sebagai *substitusi-partial* gas alam sangat baik mengingat harga gas alam domestik yang semakin meningkat.

Pemilihan teknologi gasifikasi batubara harus disesuaikan dengan sifat kimia dan fisik batubara yang akan digunakan. Dari berbagai teknologi yang ada, salah satu teknologi yang banyak digunakan dan dikenal yaitu *fixed bed updraft gasifier*. Kelebihan pemakaiannya: sederhana dalam pembuatan dan pengoperasiannya, dapat mengolah batubara dengan kadar air relatif tinggi dan peringkat rendah. Namun gas hasil *updraft gasifier* mempunyai kandungan tar yang relatif tinggi, sekitar 2,8%berat karena terbawanya gas hasil *pyrolysis* (Paquette et.al, 1973). Sebuah pemikiran untuk menghindari tar dari gas hasil dengan cara menarik gas hasil gasifikasi dari atas zona reduksi, sebelum masuk zona *pyrolysis*. Aliran gas ini merupakan *side stream* dan diharapkan menjadi gas sintesis yang tidak bercampur dengan gas hasil *pyrolysis* (Nowacki, 1981). Untuk gas hasil *pyrolysis* ditarik keluar melalui

¹ Penulis dimana surat-menyurat dialamatkan. E-mail: yusmanarullah@pusri.co.id

bagian atas *gasifier*. Gas sintesis tidak semuanya dapat ditarik keluar melalui *side stream*, tetapi sebagian ditarik melewati zona *pyrolysis*, sehingga terjadi perpindahan panas di zone *pyrolysis* dan pengeringan.

Tujuan studi ini untuk memprediksi fraksi laju alir gas sintesis (produk *reductor*) melalui zone *pyrolysis* untuk selanjutnya disebut fraksi *updraft gas* terhadap variabel kinerja berupa perbandingan mol H_2/CO dan jumlah fraksi mol ($H_2 + CO$) *syngas*, pembentukan tar, efisiensi termal dan efisiensi carbon.

2. TINJAUAN PUSTAKA

Data teknis untuk gasifikasi *fixed bed updraft* dari beberapa referensi dapat dilihat pada Tabel 1.

Tabel 1. Data teknis *fixed bed updraft gasifier*

Bahan Baku	Lignit (Coal Gas Ind , 2008)	Bituminus (Nowacki,1981)
Media gasifikasi	Steam + udara	Steam + O ₂
S/C (kg/kg wet coal)	-	1,2
O/C (kg/kg wet coal)	-	0,29
LHV puncak, kcal/Nm ³	1600 - 1800	2830
LHV side stream, kcal/Nm ³	1200 - 1400	-
Eff. Carbon, %	-	99,6
Eff. Gasifikasi, %	-	85
Komp. Syngas, %mol		
H ₂	25	38
CO	16	24
CO ₂	14	28
CH ₄	5	10
N ₂	40	0
tar	Tidak ada data	2,36

Dalam usaha menyisahkan tar dari gas hasil, maka proses gasifikasi di reaktor *updraft* harus dimodifikasi. Sebagai langkah awal untuk menyiapkan percobaan yang efektif, simulasi *gasifier updraft* telah dilakukan dengan melengkapinya dengan *side stream* setelah aliran gas melewati zona reduksi. Jumlah tar dan *non-condensable* ditentukan berdasarkan data *proximate analysis* batubara yang bersangkutan. Sedangkan zona reduksi diolah berdasarkan kesetimbangan reaksi *steam-carbon*.

Banyak sekali korelasi yang telah diusulkan untuk memprediksi hasil gas pada sistem gasifikasi [Loison and Chauvin, 1964; Nelson et al., 1986; Tsuji and Watkinson, 1990; Gururajan et al., 1992; Goyal and Rehmat, 1993].

Salah satu diantaranya yang paling lengkap memberikan korelasi empirik untuk senyawa dari hasil *pyrolysis* batubara sub-bituminous sebagai fungsi suhu reaksi dengan batasan suhu 400 °C – 700 °C terlihat pada Tabel 2.

Tabel 2. Yield gas dan tar (kg / kg batubara bebas abu,air) sebagai fungsi suhu *pyrolysis*

T (°C)	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₂ H ₄	C ₃ H ₆	CO	CO ₂	C ₆ H ₅ OH	C ₆ H ₆	C ₇ H ₈	C ₈ H ₁₀
400	0,25	0,12	0,05	0,05	0,50	1,80	-	0,01	-	-
450	0,4	0,30	0,10	0,08	0,80	2,00	-	0,01	-	-
500	0,8	0,45	0,30	0,10	1,00	2,20	-	0,02	0,01	-
550	1,2	0,60	0,50	0,20	1,40	2,40	-	0,04	0,04	-
600	2,0	0,70	1,30	0,40	2,00	3,00	-	0,10	0,10	-
650	2,4	0,90	2,30	1,50	3,80	3,20	0,05	0,25	0,15	0,10
700	2,8	1,10	3,40	2,00	4,20	3,40	0,20	0,35	0,20	0,12

Sumber: Nelson, and Tyler, 1986

Gasifikasi batubara reaktor *fixed bed* merupakan proses kompleks, dimana kinerjanya akan dievaluasi dengan beberapa parameter diantaranya berupa perbandingan mol H_2/CO dan jumlah fraksi mol *syngas* (H_2+CO), pembentukan tar, efisiensi termal dan efisiensi carbon. Jumlah fraksi mol *syngas* ($H_2 + CO$) = 80 – 83% (Li, 2004) dengan rasio mol H_2/CO = 1,7 – 2,0 (Turna, 2007). Pembentukan tar merupakan senyawa organik yang terbentuk dari hasil *pyrolysis* dengan berat molekul lebih besar sama dengan benzene (Van der Hoeven, 2007). Efisiensi termal menunjukkan jumlah energi yang dihasilkan dari produk gas keluar *gasifier* terhadap kandungan energi dalam umpam batubara. Sedangkan efisiensi carbon menunjukkan jumlah karbon dalam umpam batubara yang dapat dikonversi menjadi produk gas. Parameter yang digunakan rasio *steam-carbon* berkisar 1,0-1,4 kg/kg batubara kering (Nowacki,1981) dan rasio *oxygen-carbon* berkisar 0,25 kg/kg batubara kering (Nowacki, 1981)

3. METODOLOGI

3.1. Penentuan Variabel Bebas, Parameter dan Variabel Kinerja

Variabel bebas dalam pemodelan ini adalah fraksi *updraft gas* yaitu dari 40 – 95%. Parameter yang digunakan adalah perbandingan *steam* terhadap batubara kering dan perbandingan *oksigen* terhadap batubara kering. Variabel kinerja adalah perbandingan mol H₂/CO, jumlah fraksi mol *syngas* (H₂ + CO), pembentukan tar, efisiensi termal dan carbon.

Pemodelan ini dilakukan dengan sampel batubara Tanjung Enim dengan analisis terlihat pada Tabel 3.

Variabel tetap adalah laju alirnya ke *gasifier* = 100 kg/jam, suhu *steam* 400 °C, suhu oksigen 400 °C, tekanan proses 1 bar, suhu zone reduksi pada 800 °C dan zone oksidasi pada suhu 1100 °C.

Berdasarkan penelitian sebelumnya dilakukan pendekatan masalah tentang korelasi antara *yield* tar dan gas sebagai fungsi suhu *pyrolysis* sebagai berikut :

$$Y_{CO} = 4 \times 10^{-12} \cdot T^{4,416} \dots\dots\dots(1)$$

$$Y_{CH_4} = 9 \times 10^{-13} \cdot T^{4,418} \dots\dots\dots(2)$$

$$Y_{CO_2} = 0,007 \cdot T^{0,899} \dots\dots\dots(3)$$

$$Y_{C_2H_6} = 4 \times 10^{-8} \cdot T^{2,586} \dots\dots\dots(4)$$

$$Y_{C_2H_4} = 3 \times 10^{-21} \cdot T^{7,414} \dots\dots\dots(5)$$

$$Y_{C_3H_6} = 3 \times 10^{-18} \cdot T^{6,204} \dots\dots\dots(6)$$

$$Y_{C_4H_8} = 7 \times 10^{-18} \cdot T^{6,082} \dots\dots\dots(7)$$

$$Y_{C_6H_6O} = 2 \times 10^{-25} \cdot T^{8,379} \dots\dots\dots(8)$$

$$Y_{C_7H_8} = 6 \times 10^{-22} \cdot T^{7,272} \dots\dots\dots(9)$$

$$Y_{C_6H_6} = 3 \times 10^{-22} \cdot T^{7,381} \dots\dots\dots(10)$$

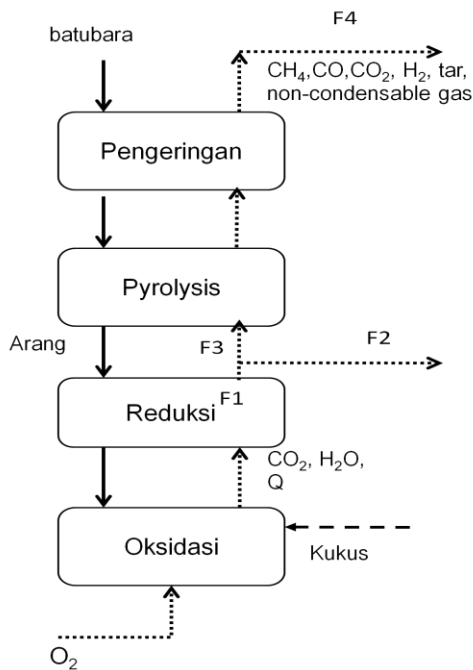
$$Y_{C_8H_{10}} = 2 \times 10^{-22} \cdot T^{7,32} \dots\dots\dots(11)$$

$$Y_{C_8H_{10}} = 1 \times 10^{-28} \cdot T^{9,392} \dots\dots\dots(12)$$

Dimana T dalam Celcius dan Y_i adalah *yield* gas terhadap umpan batubara, kg senyawa / kg batubara umpan (bebas kering dan abu). Dengan kenaikan suhu, maka pembentukan tar dan *non condensable* gas akan menaik hingga mencapai suhu tertentu, setelah itu akan menurun dikarenakan perengkahan tar secara termal. Dalam pemodelan, tar diasumsikan sebagai phenol, toluene, benzene, xylene dan ethylbenzene. Gas-gas *non-condensable* diasumsikan berupa etana, etilena, propilena dan butene.

2.2. Pemodelan Modifikasi Konfigurasi Updraft gasifikasi

Pada type *updraft gasifier*, umpan batubara dimasukkan dari bagian atas *gasifier*. Sedangkan agen gasifikasi, yaitu *steam* dan O₂ dimasukkan dari bawah *gasifier*, sehingga reaksi secara *counter current*. (Gambar 1)



Gambar 1. Model Modifikasi *Updraft gasifier*

Bila pada model *updraft* konvensional, semua gas hasil gasifikasi akan keluar melalui puncak *gasifier*, maka pada pemodelan kali ini, gas hasil reduksi sebagian akan keluar sebagai *product side stream* yang mempunyai komposisi *synthesis gas* lebih stabil. Sedangkan sebagian lainnya akan digunakan untuk pemanasan di sisi *pyrolysis* dan keluar bersama gas hasil *pyrolysis* di puncak *gasifier*.

Komposisi gas sintesis keluar reduksi dihitung dengan metode perubahan energy bebas Gibbs minimum (Schuster, et al., 2001). *Yield pyrolysis* menggunakan persamaan empiris sebagai fungsi suhu (Nelson, and Tyler, 1986). Gas hasil pirolisis berupa CH₄, CO, CO₂, H₂, H₂O dan *non-condensable gas* akan keluar melalui puncak *gasifier*. Sedangkan *char* akan menuju ke proses selanjutnya, yaitu di tahap reduksi. Setelah model dirancang, maka dilanjutkan dengan simulasi proses menggunakan simulator Aspen Plus 2006.

Keterangan Gambar 1:

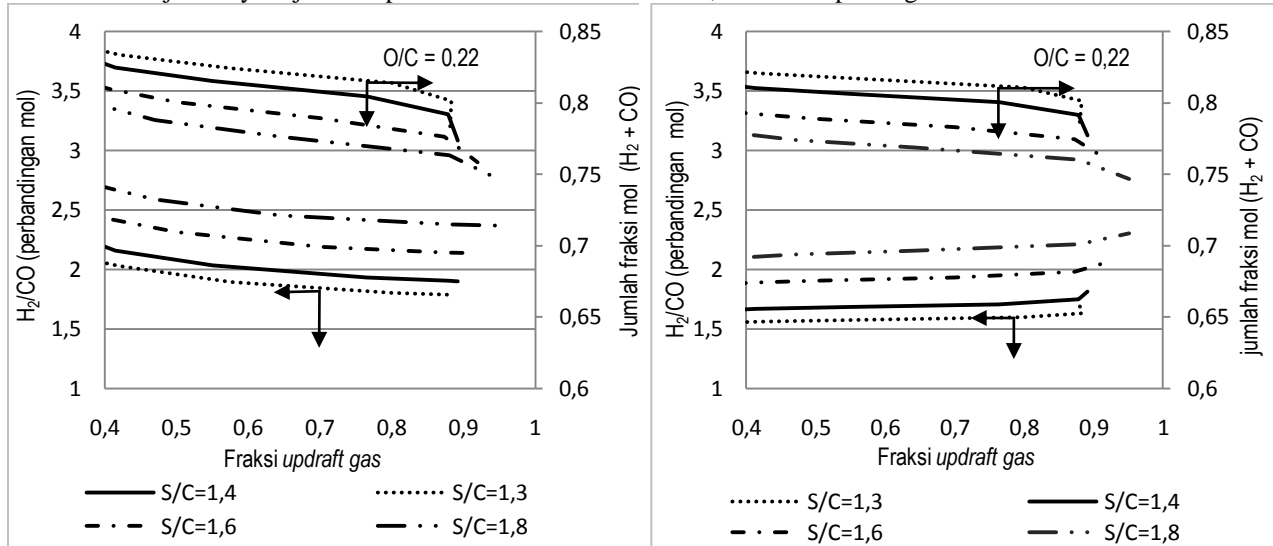
- F₁ : Total laju gas sintesis dari reduksi
- F₂ : Laju gas sintesis sebagai *side product*
- F₃ : Laju gas sintesis yang lolos / melewati fase *pyrolysis*
- F₄ : Laju gas sintesis yang keluar dari bagian atas *gasifier*

4. HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1. Hubungan fraksi gas sintesa ke *pyrolysis* terhadap komposisi sintesis gas

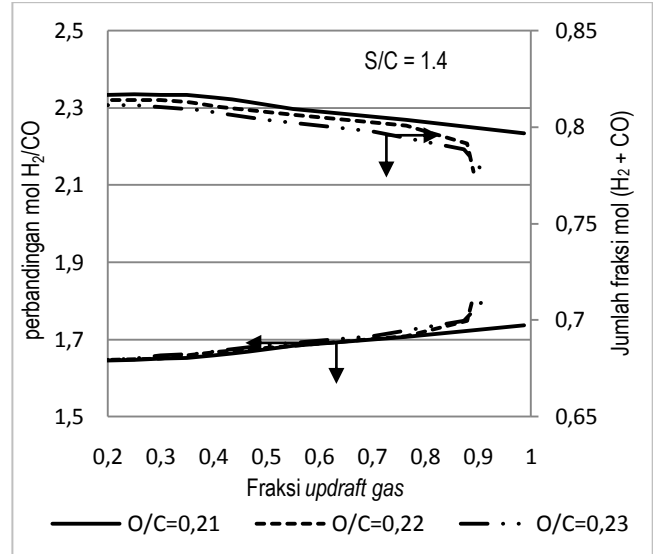
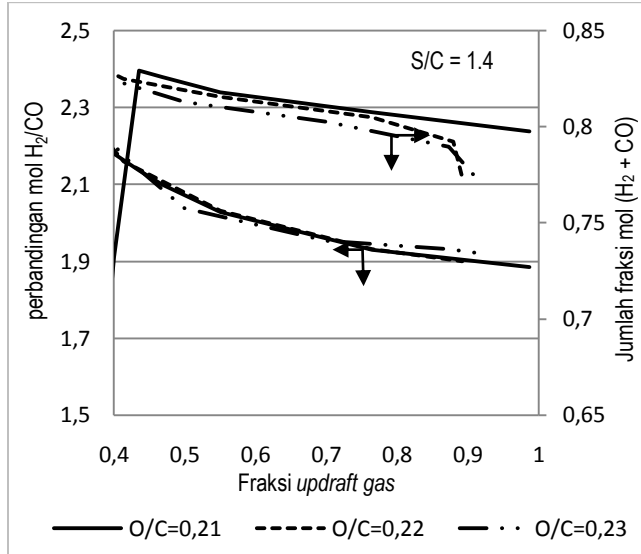
Pada penambahan fraksi *updraft gas* melewati zone *pyrolysis*, maka komposisi gas sintesis di puncak *gasifier* berupa H_2 dan CO_2 akan bertambah. Sedangkan untuk gas CO dan H_2O akan menurun. Pada gambar 2a, penambahan rasio *steam-carbon* pada fraksi *updraft gas* yang tetap, maka akan memperbesar rasio H_2/CO , namun memperkecil jumlah fraksi mol *syngas* ($H_2 + CO$). Hal ini dikarenakan adanya *water gas shift reaction (WGSR)* yang bergeser untuk memproduksi H_2 dan CO_2 . Pada fraksi *updraft gas* ke *pyrolysis* lebih besar dari 0,85 menunjukkan penurunan jumlah gas efektif di bawah 80%. Ini disebabkan pada fraksi *updraft gas* yang besar, maka diiringi kenaikan suhu zone *pyrolysis* dan pembentukan CO_2 yang lebih besar, sehingga menurunkan jumlah fraksi mol *syngas* (H_2+CO).

Untuk gas yang keluar sebagai *side product* mempunyai komposisi gas sintesis yang hampir sama di semua rasio laju gas ke *pyrolysis*. Perubahan laju alir ke *pyrolysis* tidak mengubah banyak konsentrasinya, namun hanya berubah dari laju alirnya saja. Pada penurunan rasio *steam-carbon*, maka komposisi gas CO akan menaik. Hal ini



a. Di puncak *gasifier* b. Di *side stream gasifier*
Gambar 2. Efek fraksi *updraft gas* terhadap komposisi gas puncak dan *side stream* (pada $O/C=0,22$)

menyebabkan produksi *syngas* (H_2+CO) akan bertambah, namun rasio H_2/CO menurun. Dengan penurunan jumlah mol H_2O , maka jumlah mol CO akan menjadi berlebih pada *WGSR*, sehingga pembentukan CO_2 pun juga semakin menurun. Sedangkan dengan kenaikan rasio *oxygen-carbon*, maka komposisi CO dan H_2 akan menurun. Ini terjadi karena adanya oksidasi berlebih, sehingga banyak membentuk CO_2 dan H_2O . Dengan penurunan fraksi *updraft gas*, maka jumlah fraksi mol *syngas* (H_2+CO) yang didapat semakin besar. Namun penurunan ini dibatasi hingga 0,4 fraksi laju alir, agar memastikan cukup panas untuk proses *pyrolysis* dan pengeringan, dimana suhu *syngas* keluar puncak *gasifier* di atas $110\text{ }^\circ\text{C}$.



a. Di puncak gasifier

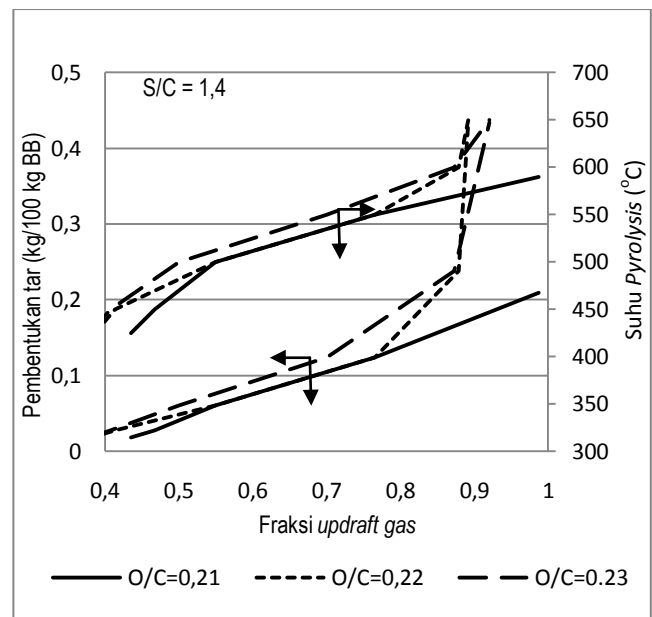
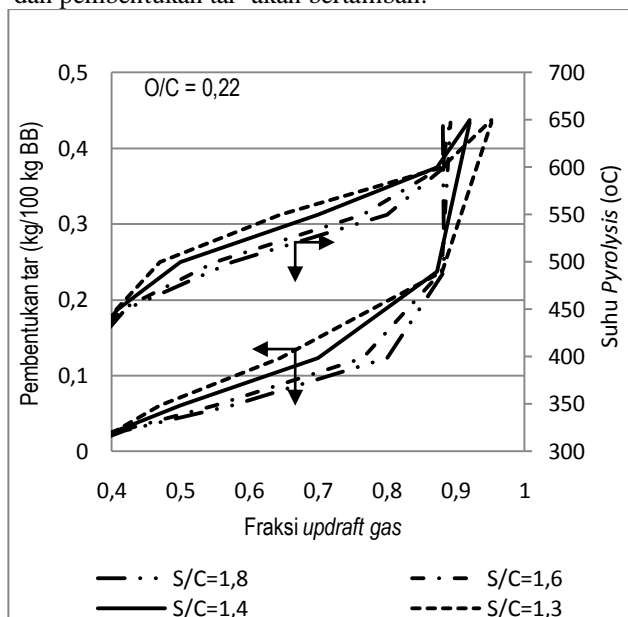
b. Di side stream

Gambar 3 : Efek fraksi *updraft gas* terhadap komposisi gas puncak dan *side stream* (pada $S/C=1,4$)

4.2. Hubungan fraksi gas sintesa ke zone *pyrolysis* terhadap pembentukan tar hasil *pyrolysis*

Pada gambar 4 menunjukkan pengaruh fraksi *updraft gas* terhadap pembentukan tar hasil *pyrolysis*. Pada gambar 4a, bila suhu *pyrolysis* dijaga 400 – 600 °C, fraksi *updraft gas* dijaga tetap dengan penambahan rasio *steam-carbon* maka temperature zone *pyrolysis* akan menurun. Hal ini akan menurunkan pembentukan tar. Ini dipicu oleh *WGS*R terjadi lebih banyak, sehingga menyerap panas endotermis lebih banyak pula. Efeknya panas yang dialirkan ke zone *pyrolysis* menjadi lebih sedikit agar suhu *pyrolysis* tetap stabil. Namun pada suhu *pyrolysis* di atas 600 °C, fraksi *updraft gas* akan berkurang dengan kenaikan rasio *steam-carbon* untuk mendapatkan pembentukan tar yang sama. Ini terjadi karena proses *devolatilization* telah menghasilkan cukup banyak CO_2 yang membawa panas. Untuk menjaga suhu *pyrolysis* stabil, maka dibutuhkan pengurangan fraksi *updraft gas*.

Pada gambar 4b dengan rasio *steam-carbon* = 1,4 dan rasio *oxygen-carbon* lebih kecil dari 0,22, didapatkan bila seluruh *syngas* naik ke zone *pyrolysis*, panas yang dibawa tidak mampu untuk memanaskan proses *pyrolysis* dan pengeringan. Untuk rasio *oxygen-carbon* lebih besar dari 0,22 didapatkan pembentukan tar lebih banyak dengan semakin besar *updraft gas* ke zone *pyrolysis*. Ini menunjukkan dengan bertambahnya O_2 akan terbentuk panas oksidasi lebih banyak, sehingga bila semakin banyak *updraft gas* menuju *pyrolysis*, maka suhu *pyrolysis* akan naik dan pembentukan tar akan bertambah.



a. Pembentukan tar pada variasi rasio S/C

b. Pembentukan tar pada variasi rasio O/C

Gambar 4 : Efek fraksi *updraft gas* terhadap pembentukan tar

4.3. Hubungan fraksi gas sintesa ke zone *pyrolysis* terhadap efisiensi termal dan efisiensi carbon

Tabel 4 memperlihatkan pada kenaikan rasio *steam-carbon* dengan fraksi *updraft gas* yang sama, efisiensi termal dan carbon di puncak *gasifier* menurun. Penambahan *steam* akan menggeser *WGSR* membentuk H_2 dan CO_2 lebih banyak, namun gas CO akan menurun. Penurunan pembentukan CO lebih besar daripada kenaikan pembentukan CO_2 . Hal ini memberikan nilai panas yang dihasilkan di puncak *gasifier* dan efisiensi carbon menurun.

Tabel 4. Hubungan fraksi *syngas* ke zone *pyrolysis* terhadap efisiensi termal dan carbon di puncak *gasifier* dengan parameter rasio *steam-carbon* dan rasio *oxygen-carbon*

Fraksi <i>stripping gas</i>	S/C (pada O/C = 0,22)								O/C (pada S/C = 1,4)			
	1,3		1,4		1,6		1,8		0,21		0,23	
	E_{th} (%)	E_C (%)	E_{th} (%)	E_C (%)	E_{th} (%)	E_C (%)	E_{th} (%)	E_C (%)	E_{th} (%)	E_C (%)	E_{th} (%)	E_C (%)
0,4	52,30	41,35	52,07	41,21	51,71	41,17	51,57	41,12	52,29	41,15	49,74	39,54
0,5	62,98	51,60	62,95	51,45	62,52	51,38	62,10	51,25	62,45	51,10	65,50	54,62
0,7	81,74	70,53	81,42	70,28	81,01	70,22	80,52	70,07	81,86	70,30	82,43	71,81
0,8	89,35	79,21	89,01	78,93	88,68	78,86	88,42	78,76	91,11	79,56	83,38	74,05
0,85	92,71	83,56	92,39	83,07	92,13	82,99	92,05	82,93	95,62	84,10	82,07	73,53

Penambahan rasio *oxygen-carbon* pada fraksi *syngas* antara 0,7 – 0,85 akan meningkatkan produksi CO_2 dan H_2O . Senyawa ini tidak mempunyai nilai panas, sehingga semakin banyak pembentukannya, maka efisiensi termal di puncak *gasifier* akan menurun. Selain itu, pembentukan H_2O yang semakin banyak akan mengurangi jumlah mol dari *syngas*. Ini berakibat menurunnya pembentukan atom C elementer pada *syngas* puncak *gasifier*, sehingga efisiensi carbon akan menurun dengan bertambahnya *updraft gas* ke zone *pyrolysis*.

5. KESIMPULAN

Gasifikasi *updraft fixed bed* dapat menghasilkan gas dengan kalor menengah, namun memiliki kandungan tar tinggi yang berasal dari gas hasil *pyrolysis* yang terbawa dalam *syngas*. Salah satu cara untuk menghindari tar dengan menarik sebagian gas hasil gasifikasi dari atas zona reduksi sebelum masuk ke *pyrolysis*. Fraksi *syngas* minimum ke zone *pyrolysis* adalah 0,4 agar didapatkan suhu keluar puncak *gasifier* = 110 °C. Tar dimodelkan dengan phenol, toluene, benzene,, xylene dan ethyl benzene.

Hasil pemodelan menunjukkan dengan kenaikan fraksi *updraft gas*, maka pada puncak *gasifier* didapatkan jumlah fraksi mol (H_2+CO) dan perbandingan mol H_2/CO menurun pada rasio *steam-carbon* dan rasio *oxygen-carbon* yang sama. Pada kenaikan rasio *steam-carbon* didapatkan kenaikan produk *syngas* ditinjau dari perbandingan mol H_2/CO , namun penurunan jumlah *syngas* (H_2+CO). Untuk gas yang keluar sebagai *side product*

mempunyai komposisi gas sintesis yang hampir sama di semua rasio laju gas ke *pyrolysis*. Perubahan laju alir ke *pyrolysis* tidak mengubah banyak konsentrasinya, namun hanya berubah dari laju alirnya saja.

Pembentukan tar merupakan fungsi suhu. Semakin besar suhu zone *pyrolysis*, maka semakin besar pula pembentukan tar. Bila *oxygen* ditambahkan semakin banyak, maka akan terjadi oksidasi berlebih di zone pembakaran yang akan membawa panas yang banyak ke zone *pyrolysis* bila fraksi *updraft gas* diperbesar, sehingga terbentuk tar lebih banyak. Pada penambahan rasio *steam-carbon*, maka suhu zone *pyrolysis* akan menurun dan pembentukan tar akan berkurang

Pada fraksi *updraft gas* yang sama, maka dengan kenaikan rasio *steam-carbon* didapatkan efisiensi termal dan efisiensi carbon di puncak *gasifier* menurun. Sedangkan pada penambahan rasio *oxygen-carbon* pada puncak *gasifier* didapatkan efisiensi termal dan efisiensi carbon membesar sampai pada titik tertentu. Kemudian akan menurun seiring dengan bertambahnya fraksi *syngas* ke zone *pyrolysis* dikarenakan keberadaan H_2O yang banyak.

6. DAFTAR PUSTAKA

- Andrianny, R.D., (2007), "Studi Pemanfaatan Batubara di Pabrik Pupuk", *Master Thesis*, Bandung Institute of Technology, Bandung, Indonesia.
- Coal Gas Indonesia (2008), "*Double Zone Coal Gas Generator*", Brosur.
- Li, Z., (2004) "*Coal-Based Ammonia Plants, New Technology and Trend in Ammonia Production in China*", IFA Technical Conference, China. www.fertilizer.org/ifacontent/download/.../2004_tech_beijing_li_zhijian.pdf Diakses tanggal 4 Juni 2010.
- Nelson, P.F., and Tyler R.J., (1986) "*Formation of Light Gases and Aromatic Species During the Rapid Pyrolysis of Coal*", 21st Symposium (International) on Combustion Institute, hal 427-435. <http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0082078488802704>. Diakses tanggal 2 Juni 2010.
- Nowacki, P., (1981), "*Coal Gasification Process*", Noyes Data Corporation, hal 57 – 80.
- Paquette, A.J., and Beychock M.R., (1973), "*Clean Energy via Coal Gasification*", 18th Annual New Mexico Water Conference, New Mexico University, www.anl.gov/PCS/.../19_5_ATLANTIC%20CITY_09-74_0085.pdf. Diakses tanggal 23 Juni 2010.
- Roshad, F. dan Syarif, A.W., (2008), "*Prospek Penggunaan Batubara Sumatera Selatan sebagai Bahan Baku Industri Pupuk Urea*", Seminar Nasional Rekayasa Kimia dan Proses (SRKP), Jurusan Teknik Kimia, Fak. Teknik, Undip, hal F-086-1 – F-086-6.
- Schuster, G., Loffler, G., Weigl, K., and Hofbauer, H., (2001). *Biomass steam gasification – an extensive parametric modeling study*, Bioresources Tech., Vol. 77, pp. 71-79.
- Song, B.H., Jang Y.W., Kim S.D., Kang S.K., (2001) "*Gas Yields from Coal Devolatilization in a Bench Scale Fluidized Bed Reactor*", Korean Journal Chemical Engineering, hal 770 – 774.
- Sukhyar, R., (2009), "*Sumberdaya dan Cadangan Batubara Indonesia*", Seminar dan Workshop Indonesia Coal Conference, Jakarta.
- Turna O., (2007), "*Sasol-Lurgi Fixed Bed Dry Bottom for Fuels and Chemicals*", Sasol-Lurgi Technology Company Ltd, 2nd International Freiberg Conference on IGCC, Germany. www.tu-freiberg.de/~wwwiec/conference/conf07/pdf/4.1.pdf. Diakses tanggal 5 Mei 2010.
- Van der Hoeven TA., (2007), "*Partial Product Gas Combustion for Tar Reduction*", Eindhoven, Eindhoven University Press.