



## Penyusunan Kriteria Pemilihan Proses *Flue Gas Desulfurization* PLTU-Batubara

David Bahrin<sup>1</sup>, Subagjo<sup>2</sup> dan Herri Susanto<sup>1</sup>

<sup>1</sup>Laboratorium Termofluida dan Sistem Utilitas

<sup>2</sup>Laboratorium Teknik Reaksi Kimia dan Katalisis

Program Studi Teknik Kimia, FTI-ITB, Bandung-40132 Indonesia

email: herri@che.itb.ac.id

### Abstract

Approximately 42% (29 GWh/year) of electricity in Indonesia is produced from coal-fired power plants with coal consumption of about 45 million ton/year. Anticipating the increase in coal consumption for fuel in power plants and industries, as well as the decrease in coal quality in terms of heating value and sulfur content, application of flue gas desulfurization (FGD) will be a mandatory in the near future. Characteristics of several FGD technologies are shortly discussed in this paper. Based on this study the criteria for the selection are as follows: capacity and location of the power plant, concentration of SO<sub>2</sub> in flue gas and specific emissions of SO<sub>2</sub> which depends on coal quality, separation efficiency, chemicals requirement and by-product, reliability and commercial status of technology, and of course investment, operating and maintenance costs. These criteria will be used in the Analytic Hierarchy Process to determine a suitable technology for a particular coal power plant.

**Keywords:** coal-fired power plant, analytic hierarchy process, flue gas desulfurization

### 1. Pendahuluan

Batubara telah dijadikan sumber energi pembangkit listrik. Konsumsi batubara dunia mencapai 7,8 milyar ton/tahun (2012) dan konsumsi domestik batubara Indonesia 80 juta ton atau 23% produksi nasional (Anonim, 2012). Pada tahun 2030, konsumsi batubara nasional diperkirakan mencapai 781 juta ton/tahun yang sebagian besar diperuntukkan sebagai bahan bakar PLTU, yakni sekitar 250 juta ton (Anonim, 2012). Penggunaan batubara dengan kadar sulfur diatas 0,44%-berat (dasar kering) dan pembakaran dengan *excess* 5% akan menghasilkan emisi SO<sub>2</sub> diatas baku mutu lingkungan (Cahyadi, 2006). Mengingat kadar sulfur batubara Indonesia bervariasi mulai dari 0,1 s.d 4,0% (Anonim, 2014), pengembangan teknologi FGD perlu mendapat perhatian. Contoh emisi SO<sub>2</sub> PLTU-batubara dan peraturan terkait disajikan pada Tabel 1.

Banyak teknik pengurangan emisi SO<sub>2</sub> telah dikembangkan dan diaplikasikan pada PLTU-batubara. Pemilihannya sangat tergantung pada kondisi lokal PLTU, serta keunggulan dan kelemahan masing-masing teknologi. Faktor subjektif seperti kemudahan untuk mendapatkan teknologi sering juga menjadi faktor penentu pemilihan teknologi. *Vendor* cenderung menampilkan keunggulan teknologinya dan memperlihatkan kelemahan teknologi lain untuk menarik minat pengambil keputusan. Penggunaan metode *Analytic Hierarchy Process* (AHP) diharapkan dapat mengurangi penilaian-penilaian subjektif dalam pemilihan teknologi tersebut. AHP merupakan suatu metode ilmiah pengambilan keputusan dengan banyak kriteria yang disusun dalam suatu hirarki (Saaty, 1990). Struktur AHP terdiri atas tujuan, kriteria, sub-kriteria dan alternatif. Makalah ini berisi uraian singkat berbagai teknologi FGD dengan keunggulan dan kelemahan masing-masing. Contoh penerapan FGD pada PLTU-batubara di Indonesia, dan uraian singkat beberapa kriteria pemilihan teknologi FGD dengan bantuan metode AHP.

### 2. Teknologi Pengurangan Emisi SO<sub>2</sub> dari Gas Cerobong

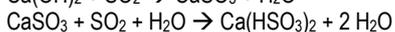
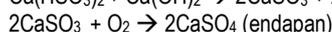
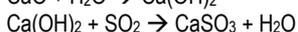
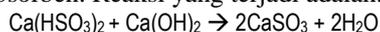
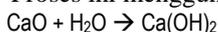
Secara umum, FGD dapat dikelompokkan menjadi tiga, yaitu: proses basah, proses kering, dan penyerap yang dapat diregenerasi. Beberapa teknologi FGD disajikan dalam pasal-pasal berikut ini.

#### 2.1. Desulfurisasi Gas Cerobong Proses Basah (*Wet Process Flue Gas Desulfurization*)

FGD proses basah menggunakan larutan atau bubur Ca(OH)<sub>2</sub> sebagai absorbent. FGD proses basah generasi awal memiliki efisiensi pemisahan berkisar antara 70 s.d 90%. Teknologi ini terus berkembang dan efisiensi pemisahan meningkat menjadi 90 s.d 98%. Beberapa teknologi FGD proses basah disajikan dibawah ini.

##### a. Penyerapan dengan Larutan Kalsium Hidroksida (*Wet Lime Scrubbing/WLS*)

Proses ini menggunakan larutan Ca(OH)<sub>2</sub> sebagai absorbent. Reaksi yang terjadi adalah:



Keunggulan proses ini adalah satu modul proses ini dapat diaplikasikan pada pembangkit listrik dengan kapasitas besar (2000 MW) sedangkan kelemahan proses ini:

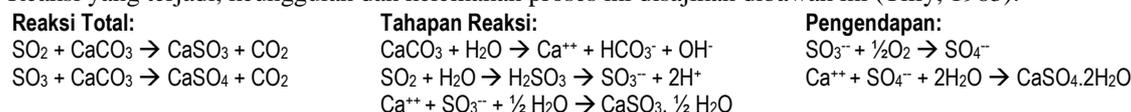
- 1) potensi timbulnya endapan (*scaling*), karat dan abrasi pada peralatan proses sangat besar.
- 2) pemilihan material yang tahan korosi menyebabkan biaya investasi besar.
- 3) sulit mengatur laju alir gas umpan, distribusi *slurry* dan rasio gas-*slurry*.
- 4) menghasilkan limbah padat, cair dan gas dalam jumlah yang cukup signifikan.
- 5) dibutuhkan instalasi pengolahan limbah cair dan area untuk *landfill* limbah padat (*gypsum*).

**Tabel 1.** Contoh Emisi SO<sub>2</sub> PLTU-Batubara

No	Perhitungan Simulasi, Pengukuran dan Regulasi	Konsentrasi SO <sub>2</sub> (mg/Nm <sup>3</sup> )		
		Excess Air 10%	Excess Air 20%	
1.	Emisi SO <sub>2</sub> dari neraca massa pembakaran batubara	Sulfur (fraksi massa, dasar kering)		
	- Lahat	0,15%	427	
	- Tanjung Enim	0,17%	447	
	- Musi Banyuasin	0,41%	1.028	
	- Muara Enim	1,22%	2.664	
	- Musi Rawas	1,37%	6.293	
2.	Pengukuran Emisi SO <sub>2</sub> di PLTU Suralaya, 2005-2007 (Ruhayat dkk, 2008)		Terendah	Tertinggi
	- Unit 1		295	734
	- Unit 2		323	701
	- Unit 3		233	747
	- Unit 4		127	720
	- Unit 5		202	699
	- Unit 6		263	572
	- Unit 7		271	554
3.	Baku Mutu Emisi SO <sub>2</sub> PLTU-batubara			
	Kep. Menteri Negara Lingkungan Hidup No.13 tahun 1995		750	
	Uni Eropa, 2010, PLTU 300 MW <sub>th</sub> , bahan bakar cair dan padat (Mathieu dkk, 2013)		150	

**b. Penyerapan dengan Batu Kapur (Limestone Scrubbing/LSC)**

Proses ini menggunakan bubuk batu kapur (CaCO<sub>3</sub>) sebagai adsorben dengan konsistensi CaCO<sub>3</sub> sekitar 15-25%. Reaksi yang terjadi, keunggulan dan kelemahan proses ini disajikan dibawah ini (Tilly, 1983):



Beberapa keunggulan proses ini:

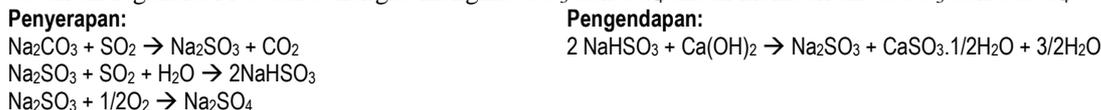
- 1) proses sangat dasar, sederhana dan mudah mengoperasikan dengan efisiensi pemisahan mencapai 95%.
- 2) batukapur mudah diperoleh dengan preparasi sederhana, cukup dhaluskan (>200 mesh) dan dicampur air.
- 3) abu terbang batubara tidak menurunkan efisiensi proses.

Kelemahan proses ini diantaranya adalah:

- 1) potensi terjadi vibrasi kipas angin, erosi pompa dan pipa serta sulit menscale-up *scrubber* (kap. 200 MW<sub>th</sub>).
- 2) kebutuhan area yang luas untuk penyimpanan sementara limbah padat (20 Ha s.d 400 Ha).

**c. Penyerapan dengan Dua Unsur Alkali (Dual Alkali Scrubbing/DAS)**

Proses ini melibatkan 2 (dua) unsur alkali yaitu Na dan Ca. Sodium berfungsi untuk menyerap SO<sub>2</sub>, sedangkan Ca untuk regenerasi Na dan sekaligus mengikat SO<sub>3</sub> dan SO<sub>4</sub> untuk membentuk CaSO<sub>3</sub> dan CaSO<sub>4</sub>.



Kelemahan proses ini hampir sama dengan proses sebelumnya yakni terkait dengan mekanikal dan kimia yaitu:

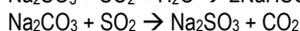
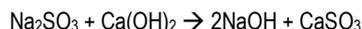
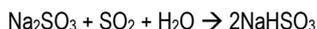
- 1) pemilihan material yang tahan korosi menyebabkan biaya investasi besar.
- 2) ada potensi *excessive sulfate build up dan* terlarutnya pengotor lain yang bersumber dari batubara atau CaO.
- 3) sulit memisahkan limbah padat dengan cairan dan mengatur jumlah air yang dibutuhkan.

Proses ini masih lebih baik dibanding terhadap WSL dan LSC karena dapat meminimasi terjadinya endapan (*scaling*) pada peralatan proses (Tilly, 1983).

**d. Penyerapan dengan Sodium Karbonat (Carbonate Scrubbing/CS)**

Proses ini menggunakan sodium karbonat atau soda abu sebagai penyerap gas SO<sub>2</sub>. Proses ini mirip dengan proses penyerapan menggunakan 2 (dua) unsur alkali. Reaksi yang terjadi adalah:





Kelemahan utama proses ini adalah kesulitan untuk meregenerasi kembali senyawa  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  saat setelah digunakan sehingga membutuhkan *make-up*  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  yang besar (Tilly, 1983).

**e. Proses Oksidasi Paksa Batu Kapur (*Limestone Forced Oxidation/LSFO*)**

Proses LSFO atau *Advanced Flue Gas Desulfurization* (AFGD) mirip dengan proses CS, bedanya proses ini dilengkapi dengan proses oksidasi melalui injeksi udara pada tangki *limestone slurry* yang terletak di dasar kolom absorpsi untuk mencegah pembentukan endapan  $\text{CaSO}_4$  pada peralatan. Proses ini dapat memisahkan 95%  $\text{SO}_2$ , karena konsentrasi  $\text{CaCO}_3$  yang disirkulasikan ke dalam kolom absorpsi lebih banyak. Proses LSFO diperbaiki dengan menggunakan reaktor gelembung jet (JBR) untuk menciptakan permukaan kontak gas-cairan lebih besar. Pada JBR, pH dibuat lebih rendah untuk meningkatkan laju reaksi dan mencegah pembentukan endapan sulfat dan karbonat, untuk netralisasi dan oksidasi bisulfid serta untuk pembentukan kristal *gypsum* dengan utilisasi batu kapur mencapai 100% (Srivastava dan Jozewicz, 2001). JBR didesain untuk mengurangi konsumsi listrik pompa *spraying*. *Pressure drop* aliran gas lewat JBR lebih rendah dibandingkan proses LSFO.

**f. Proses Oksidasi Terhambat Batu Kapur (*Limestone Inhibited Oxidation/LSIO*)**

Berbeda dengan proses LSFO, pada proses LSIO memerlukan penambahan natrium tiosulfat ke dalam bubur batu kapur. Penambahan senyawa ini ditujukan untuk mencegah oksidasi  $\text{CaSO}_3$  menjadi  $\text{CaSO}_4$  (*gypsum* yang berpotensi mengendap). Karena pertimbangan ekonomi, sulfur sering ditambahkan pada umpan bubur batu kapur dan menjadi tiosulfat mencapai 75%. Keunggulan proses ini adalah kebutuhan listrik lebih rendah daripada proses LSFO, dan absorpsi  $\text{SO}_2$  meningkat karena peningkatan kelarutan batu kapur. Kelemahan proses ini adalah produk padatan dari bubur keluaran absorber dan memerlukan area yang luas untuk *landfill* produk samping.

**g. Penyerapan dengan Larutan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  diperkaya Mg (*Lime and Magnesium-Enhanced Lime/MEL*)**

Pada proses MEL, penambahan magnesium dalam umpan lumpur batu kapur berfungsi untuk meningkatkan reaktivitas absorben sehingga ukuran kolom absorpsi dapat lebih kecil, energi yang diperlukan menjadi lebih rendah dan *gypsum* berwarna lebih cerah dibanding proses LSFO (Srivastava dan Jozewicz, 2001). Magnesium yang ditambahkan dapat diregenerasi kembali mengikuti prosedur proses regenerasi absorben pada proses (c). Namun demikian, adanya penambahan magnesium dalam absorben membuat proses MEL jauh lebih mahal dibandingkan dengan penyerapan dengan lumpur batu kapur (*limestone slurry*) biasa.

**h. Penyerapan dengan Air Laut (*Sea Water Desulfurization/SWD*)**

Air laut sebagai absorben harus memenuhi persyaratan antara lain alkalinitasnya. Secara kimia, proses ini mirip dengan LSFO. Keunggulan utama proses ini tidak lain adalah ketersediaan air laut yang berlimpah, tidak memerlukan bahan kimia adsorben dan tidak terjadi pengendapan hasil samping (Srivastava dan Jozewicz, 2001). Kelemahan proses ini adalah sifat korosi air laut dan memerlukan lahan aerasi yang luas.

## 2.2. Desulfurisasi Gas Cerobong Proses Kering (*Dry Process Flue Gas Desulfurization*)

Desulfurisasi gas cerobong proses kering (*dry process flue gas desulfurization*) merupakan teknik pengurangan emisi  $\text{SO}_2$  saat pembakaran (*in-flame*) maupun setelah pembakaran (*after combustion*) menggunakan penyerap kering. Sebenarnya penyerap yang digunakan tidak benar-benar kering, kelembabannya tetap dijaga agar proses penyerapan berlangsung baik. Beberapa teknik pemisahan  $\text{SO}_2$  proses kering disajikan dibawah ini.

**a. Proses Sembur Kapur Kering (*Lime Spray Drying/LSD*)**

Proses LSD cocok untuk batubara dengan sulfur rendah hingga menengah. Kapur yang sedikit basah diinjeksikan kedalam ruang bakar boiler menggunakan *rotary atomizer* kontak bereaksi dengan  $\text{SO}_2$  membentuk  $\text{CaSO}_3$  atau  $\text{CaSO}_4$  yang lebih kering. Kelembaban dan laju umpan disesuaikan dengan panas gas cerobong agar tidak cepat mengering sehingga efisiensi dapat di jaga tinggi. Penambahan senyawa aditif (*deliquescent additives*) dalam jumlah tertentu dilakukan untuk memperlambat pengeringan umpan. Kelemahan proses ini adalah sulitnya menentukan jumlah aditif dalam umpan yang sesuai dengan dinamika proses pembakaran dan penambahan aditif meningkatkan biaya operasional (Srivastava dan Jozewicz, 2001).

**b. Proses Injeksi Adsorben ke dalam Furnace (*Furnace Sorbent Injection/FSI*)**

Pada proses FSI, kalsium hidrat atau batukapur kering diinjeksikan secara langsung kedalam *furnace* yang bertemperatur 950-1000°C. Adsorben akan terdekomposisi dan berubah menjadi padatan berpori dengan luas permukaan yang besar. Produk  $\text{CaSO}_4$  dan reaktan yang tidak bereaksi bersama gas cerobong mengalir keluar *furnace* dan dipisahkan oleh alat penangkap partikel. Kelemahan proses ini adalah efisiensi proses yang rendah (50%), sulitnya mengatur temperatur adsorben yang diinjeksikan dan waktu tinggal adsorben dalam *furnace*.

**c. Proses LIFAC**

Proses LIFAC adalah proses FSI yang dilengkapi dengan reaktor aktivasi di bagian atas keluaran *furnace* untuk meningkatkan efisiensi pemisahan  $\text{SO}_2$  (mencapai 80%) dan mengurangi potensi kerusakan alat *Electrostatic Precipitator* (EP). Aliran gas cerobong bersama adsorben masuk kedalam reaktor aktivasi kontak dengan air untuk melembabkan dan menurunkan temperatur gas cerobong dan adsorben. Sebagian adsorben yang belum





bereaksi dalam furnace bereaksi kembali dengan  $\text{SO}_2$ . Kelemahan proses ini adalah, sulitnya mengatur temperatur adsorben yang diinjeksikan, lokasi injeksi, waktu tinggal adsorben dalam furnace, temperatur dan waktu tinggal gas cerobong masuk reaktor aktivasi serta ukuran butiran air (*droplet*).

**d. Proses Injeksi Kapur pada Area Ekonomiser Furnace (Economizer Sorbent Injection/ESI)**

Proses ESI berlangsung di daerah sekitar ekonomiser furnace yang memiliki temperatur berkisar antara 500 s.d 570°C dengan efisiensi pemisahan mencapai 80%. Sebagian kapur ( $\pm 10\%$ ) terdekomposisi menjadi  $\text{CaO}$  kemudian bereaksi dengan  $\text{SO}_2$  membentuk  $\text{CaSO}_3$  dan  $\text{CaSO}_4$ . Air diinjeksikan di sepanjang daerah antara *air preheater* dan ESP untuk meningkatkan efisiensi proses pemisahan melalui hidrasi  $\text{CaO}$  yang belum bereaksi (Srivastava dan Jozewicz, 2001). Kelemahan proses ini adalah sulitnya mengatur jumlah air yang diinjeksikan.

**e. Proses Injeksi Kapur pada Saluran antara Furnace dan ESP (Duct Sorbent Injection/DSI)**

Pada proses DSI, penyerapan  $\text{SO}_2$  gas cerobong menggunakan adsorben kapur atau sodium bikarbonat terjadi dalam suatu saluran antara *boiler air preheater* dan peralatan penangkap partikel. Penambahan air kedalam saluran dapat meningkatkan kemampuan adsorpsi adsorben. Kelemahan proses ini adalah, efisiensi proses yang rendah (50-60% untuk adsorben menggunakan kapur dan 80% jika adsorben menggunakan sodium bikarbonat).

Proses DSI selanjutnya dikembangkan menjadi proses ADVACATE dengan efisiensi pemisahan  $\text{SO}_2$  mencapai 90% dengan penambahan  $\text{CaO}$  segar (mengandung silika) kedalam aliran recycle bereaksi dengan kapur hidrat membentuk lumpur kalsium silikat yang sangat reaktif dan non kristalin. Campuran ini kemudian di tambahkan ke adsorben segar membentuk 70% padatan dan kemudian diinjeksikan ke saluran.

**f. Proses Sembur Kering Adsorben (Duct Spray Drying/DSD)**

Proses DSD adalah proses sembur lumpur batu kapur kering langsung kedalam saluran gas cerobong di bagian atas ESP eksisting menggunakan *rotary atomizer* atau *dual fluid atomizer*. Proses pemisahan  $\text{SO}_2$  mencapai optimal jika waktu tinggal partikel batu kapur didalam saluran minimal satu detik atau dua detik. Air yang mengandung reagen (untuk menjaga kelembaban kapur) di semprotkan kedalam saluran agar efisiensi pemisahan  $\text{SO}_2$  dapat meningkat sekaligus mendinginkan partikel dalam aliran sebelum masuk ke ESP.

**g. Proses Adsorpsi dalam Circulating Fluidized Bed/CFB**

Kontak adsorben  $\text{Ca(OH)}_2$  dengan gas cerobong dalam CFB berlangsung lebih lama dan lebih sering untuk meningkatkan transfer massa dan panas sehingga kapasitas adsorpsi adsorben meningkat. Kelemahan proses ini adalah terbentuk partikel halus akibat abrasi partikel adsorben yang membuat kerja ESP menjadi lebih berat.

**h. Proses Injeksi Adsorben setelah Unit ESP (Hypas Sorbent Injection/HIS)**

Dalam proses HIS, abu terbang batubara terlebih dahulu dipisah dari gas cerobong di ESP, selanjutnya gas cerobong didinginkan dan dilembabkan dengan menginjeksikan air. Campuran kapur kering dan padatan hasil recycle diinjeksikan kedalam gas cerobong yang telah dingin dan lembab. Pada proses ini ada padatan hasil pemisahan dari *bag house filter* disirkulir balik kembali sehingga meningkatkan efisiensi proses pemisahan.

**2.3. Desulfurisasi Gas Cerobong dengan Adsorben-Regeneratif (Regenerable Sorbent Desulfurization)**

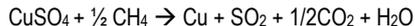
Baik FGD proses basah maupun kering, penyerap yang digunakan tidak dapat digunakan kembali dan sulit untuk diregenerasi. Desulfurisasi gas cerobong dengan penyerap yang dapat diregenerasi memiliki keuntungan seperti mengurangi pemakaian penyerap, produk hasil regenerasi dapat digunakan untuk memproduksi senyawa kimia. Beberapa proses FGD yang menggunakan penyerap yang dapat diregenerasi disajikan dibawah ini.

**a. Penyerapan  $\text{SO}_2$  dengan Logam Oksida Tunggal atau Campuran Logam Oksida**

Beberapa logam oksida seperti  $\text{CuO}$ ,  $\text{Cu}_2\text{O}$ ,  $\text{MgO}$ ,  $\text{ZnO}$ ,  $\text{FeO}$ ,  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ,  $\text{MnO}$ ,  $\text{Mn}_2\text{O}_3$ ,  $\text{CeO}_2$  dan campuran oksida seperti  $\text{CuO}/\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ ,  $\text{CuO}/\text{SiO}_2$ ,  $\text{CuO}/\text{TiO}_2$ ,  $\text{MgO}/\text{SiO}_2$ ,  $\text{MgO}/\text{ZSM}$ ,  $\text{ZnO}/\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  dapat digunakan sebagai penyerap  $\text{SO}_2$ . Penggunaan senyawa oksida logam atau campuran oksida memiliki beberapa keunggulan diantaranya (Gavaskar dan Abbasian, 2006): 1) tidak ada limbah padat atau cairan yang dihasilkan; 2) tidak memerlukan pemanasan gas cerobong setelah proses adsorpsi; 3) kebutuhan air yang relatif sedikit; 4) adsorben dapat diregenerasi; dan 5) regenerasi adsorben menghasilkan sulfur elemental atau  $\text{SO}_3$ . Reaksi adsorpsi  $\text{SO}_2$  dengan  $\text{CuO}$  dan regenerasi  $\text{CuSO}_4$  disajikan dibawah ini:

Penyerapan:  $\text{SO}_2 + \text{CuO} + 1/2\text{O}_2 \rightarrow \text{CuSO}_4$

Regenerasi dengan gas pereduksi seperti  $\text{H}_2$  dan  $\text{CH}_4$ :



Regenerasi dengan dekomposisi panas:  $\text{CuSO}_4 \rightarrow \text{CuO} + \text{SO}_3$

Kelemahan FGD dengan campuran oksida atau oksida logam seperti  $\text{CuO}/\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  adalah tingginya *attrition losses* adsorben persiklus adsorpsi-regenerasi (Gavaskar dan Abbasian, 2006).

**b. Penyerapan dengan  $\text{MgO}$**

Proses ini dikembangkan oleh Mitsubishi. kebutuhan adsorben 150-200  $\text{g}/\text{m}^3$  gas cerobong dengan temperatur gas umpan 100-180°C. Padatan  $\text{MgO}$  yang tidak bereaksi dan produk  $\text{MgSO}_4$  dipisah dari aliran gas dengan *cyclone* dan EP, selanjutnya dibuat *slurry* melalui penambahan air dengan konsentrasi padatan sekitar 70%. *Slurry* yang terbentuk diumpankan ke kolom reduksi selanjutnya diinjeksikan udara dan amonia menghasilkan magnesium oksida dan amonium sulfat. Kedua senyawa tersebut dipisahkan dalam *filter*. Magnesium oksida





yang diperoleh di sirkulasikan kembali ke kolom adsorpsi sedangkan amonium sulfat diumpungkan ke *kristalizer* untuk dikristalisasi selanjutnya dipanaskan untuk memperoleh kembali amonia. Reaksi yang terjadi yaitu:

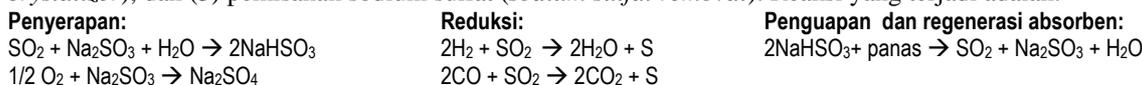


**c. Penyerapan SO<sub>2</sub> dengan Kokas Aktif (*Regenerative Activated Coke Dry-Type technology/ReACT*)**

Proses ini mirip dengan desulfurisasi karbon aktif yang dikembangkan oleh Bergbau Forschung dan Uhde. SO<sub>2</sub> dalam gas cerobong PLTU ditangkap menggunakan *coke* batubara. Proses ini telah diaplikasikan di PLTU Isogo Yokohama Jepang yang memiliki kapasitas 2 x 600 MW. Proses ini cukup ramah lingkungan karena adsorben dapat diregenerasi dan pemakaian air yang sedikit. Kelemahan proses ini adalah efisiensi proses pemisahan yang masih rendah sehingga membutuhkan *recycle* umpan secara terus menerus.

**d. Penyerapan SO<sub>2</sub> dengan Proses Wellman-Lord (Weis, 1976)**

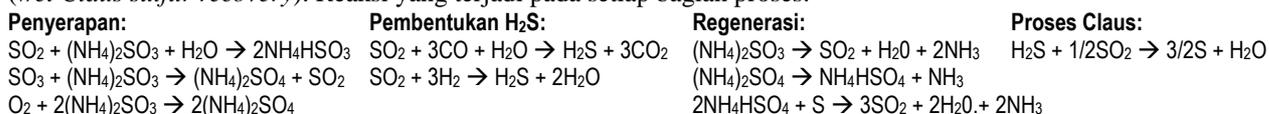
Proses Wellman-Lord menggunakan larutan sodium sulfite (Na<sub>2</sub>SO<sub>3</sub>) sebagai penyerap. Proses ini telah diaplikasikan secara komersial pada industri peleburan logam, industri migas dan PLTU. Proses Wellman-Lord terdiri atas 3 (tiga) proses utama yaitu: (1) penyerapan (*scrubber*), (2) penguapan dan kristalisasi (*evaporative crystalizer*), dan (3) pemisahan sodium sulfat (*sodium sulfat removal*). Reaksi yang terjadi adalah:



Keunggulan proses ini adalah produksi limbah padat dan konsumsi reagen alkali yang sedikit serta menghasilkan produk samping yang bermanfaat. Kelemahan proses ini adalah proses kompleks, biaya perawatan tinggi, membutuhkan area yang luas dan membutuhkan *purging* aliran *recycle* untuk mencegah kelebihan sodium sulfat.

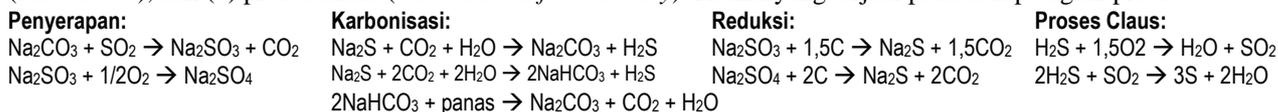
**e. Penyerapan SO<sub>2</sub> dengan Proses Katalitik/IFP Ammonia Scrubbing Process (Weis, 1976)**

Proses ini dikembangkan sejak tahun 1970an di Prancis dengan pembangunan *demonstration plant* pemisahan SO<sub>2</sub> pembangkit listrik berbahan bakar minyak (kap.30 MW). Proses IFP terdiri atas 5 (lima) bagian utama yaitu: (1) penyerapan (*scrubber*), (2) dekomposisi dan penguapan (*evaporator-decomposer*), (3) pengurangan sulfur (*sulfur dioxide reduction*), (4) pembentukan gas pereduksi (*reducing gas generation*), dan (5) proses Claus (*wet Claus sulfur recovery*). Reaksi yang terjadi pada setiap bagian proses:



**f. Penyerapan SO<sub>2</sub> dengan Larutan Karbonat (*Aqueous Carbonate Process*) (Weis, 1976)**

Proses ini terdiri atas 4 (empat) bagian yaitu: (1) penyerapan (*scrubber*), (2) reduksi (*reduktor*), (3) karbonisasi (*carbonator*), dan (4) proses Claus (*wet Claus sulfur recovery*). Reaksi yang terjadi pada setiap bagian proses:



**3. Aplikasi Teknologi Pengurangan Emisi SO<sub>2</sub> di Dunia dan di Indonesia**

Aplikasi teknologi FGD pada PLTU di dunia tahun 1998 mencapai 226.819 MW sekitar 93,2% PLTU (dalam MW) menggunakan batu kapur sebagai absorben (proses basah) dan sekitar 64,8% menggunakan teknologi LSD (proses kering). Amerika Serikat (USA) mendominasi (100.000 MW) terdiri dari proses basah (82,9%), proses kering (14,2%) dan penyerap yang dapat diregenerasi (2,9%). Sekitar 68,9% PLTU di USA (dalam MW) menggunakan batu kapur sebagai absorben (proses basah) dan sekitar 80,4% menggunakan teknologi LSD (proses kering). Aplikasi jenis teknologi pengurangan emisi SO<sub>2</sub> pada PLTU di dunia dan di USA disajikan pada Tabel 2.

**Tabel 2.** Aplikasi Teknologi FGD pada PLTU pada 1998 (Srivastava dan Jozewicz, 2001)

No	Nama Proses	Penggunaan, MW		No	Nama Proses	Penggunaan, MW	
		di USA	di Dunia			di USA	di Dunia
1	Wet lime Scrubbing	14.237	4338	9	FSI	286	2108
2	Dua Unsur Alkali	1648	0	10	LIFAC	60	978
3	Proses Batu Kapur lainnya <sup>a</sup>	36.247	3112	11	ESI	MK	MK
4	LSFO	20.190	103.827	12	DSI	2400	1125
5	JBR	123	2012	13	DSD	MK	MK
6	MEL	8464	50	14	CFB	80	517
7	Air Laut	75	1050	15	HSI	MK	MK
8	LSD	11.315	6904				

Keterangan: <sup>a</sup>termasuk LSIO dan oksidasi alami batu kapur basah, MK = Mendekati Komersial

Pemakaian FGD Indonesia belum banyak dan masih perlu digalakkan. Empat dari 39 PLTU di Indonesia yang telah mengoperasikan FGD pada tahun 2014. Sementara itu sekitar 68 PLTU sedang direncanakan/dibangun saat ini.



### 3.1 Desulfurisasi dengan Larutan $\text{Ca}(\text{OH})_2$

PLTU Tanjung Jati B (TJB) (2x 660 MW) menggunakan teknologi FGD proses basah dengan larutan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  (hasil pencampuran batu kapur dan air laut) sebagai absorben (Anonim, 2011). Unit FGD TJB terdiri atas sistem pembongkaran dan penanganan batu kapur, sistem pembuatan larutan batu kapur, sistem penyerap (*absorber*), sistem pengering utama gypsum dan pembuangan klorida, sistem pengering lanjutan gypsum dan sistem suplai air. Reaksi yang terjadi pada proses FGD TJB:

- absorpsi:  $\text{SO}_2 + \text{CaCO}_3 + 1/2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{CaSO}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$
- pengendapan:  $\text{CaSO}_3 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O} + \text{O}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$

Selain TJB, PLTU Suralaya 1 (2x 400 MW) menggunakan FGD proses basah dengan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  sebagai absorben.

### 3.2 Desulfurisasi dengan Air Laut (SWD)

SWD PLTU Paiton-II (2x 610 MW) dan Paiton-7/8 (2x 615 MW) terdiri dari:

- menara absorpsi (*absorber*)
- sistem injeksi udara ke dalam *absorber*.
- pompa air laut
- kolam netralisasi.

Air laut yang memiliki persyaratan alkalinitas (kadar ion bikarbonat 152,6-196 mg/L) dan pH (8,1 s.d 8,3) dialirkan ke *absorber* dengan empat pompa masing-masing 28.500 m<sup>3</sup>/jam. Efisiensi pemisahan  $\text{SO}_2$  mencapai 96% (lihat Tabel 3).

Tabel 3. Contoh Kinerja Unit SWD di Paiton-II

No	parameter	aliran gas cerobong	
		masuk <i>absorber</i>	keluar <i>absorber</i>
1.	Laju alir, Nm <sup>3</sup> /jam	2.133.993	2.132.201
2.	Total mass flow, kg/jam	2.770.736	2.771.334
3.	Temperatur, °C	97,2	38,6
4.	Kandungan $\text{SO}_2$ , mg/Nm <sup>3</sup>	1.973,4	91,9
5.	Laju $\text{SO}_2$ , kg/jam	3.704,9	173,2

## 4. Penyusunan Kriteria Pemilihan Teknologi FGD PLTU-Batubara

Dalam pemilihan teknologi FGD dengan metode AHP terlebih dahulu disusun parameter yang dapat dipertimbangkan sebagai kriteria dalam pemilihan teknologi. Parameter tersebut disajikan dibawah ini.

- Efisiensi pemisahan  $\text{SO}_2$**  FGD proses basah, termasuk SWD, paling besar (lebih dari 95%) dibandingkan dengan FGD proses kering dan FGD dengan penyerap yang dapat diregenerasi (50% s.d 94%). Teknologi FGD apapun harus dapat diaplikasikan untuk PLTU-batubara dengan kadar sulfur tinggi.
- Teknologi PLTU, kapasitas dan lokasinya** perlu diperhatikan pula dalam pemilihan teknologi FGD. Semua teknologi, kapasitas dan lokasi PLTU-batubara dapat mengaplikasikan FGD proses basah kecuali SWD dan FGD dengan adsorben-regeneratif. PLTU yang berlokasi jauh dari pantai (pedalaman) atau berlokasi di pantai namun dekat muara sungai tidak dapat mengaplikasikan SWD karena air lautnya tidak memenuhi persyaratan alkalinitas (kadar ion bikarbonat lebih kecil dari 150 mg/L) maupun pH (lebih kecil dari 7,8). Sedangkan FGD proses kering digunakan terbatas pada beberapa teknologi dan kapasitas PLTU-batubara. Namun, untuk lokasi PLTU-batubara, FGD proses kering paling fleksibel.
- Ketersediaan lahan** untuk instalasi sebuah FGD sering menjadi kendala dalam pemilihan teknologi FGD. Lahan tersebut diperlukan misalnya untuk penanganan bahan kimia pendukung atau hasil samping. FGD proses kering dan FGD dengan adsorben-regeneratif tidak membutuhkan lahan tidak terlalu luas.
- Bahan kimia pendukung** harus mudah diperoleh, murah dan mudah ditangani. FGD proses basah termasuk dan FGD proses kering membutuhkan bahan kimia pendukung seperti batu kapur, kalsium dan magnesium hidroksida yang cukup banyak karena penggunaannya hanya sekali pakai. Selain itu, FGD proses basah memerlukan air dalam jumlah besar dibandingkan dengan FGD proses kering. FGD dengan adsorben-regeneratif membutuhkan sedikit adsorben sebagai *make-up*.
- Hasil samping penyisihan  $\text{SO}_2$**  FGD proses basah dan FGD proses kering menghasilkan produk samping seperti *gypsum* dan senyawa sulfit/sulfat. Meskipun *gypsum* banyak kegunaannya, namun pemasaran *gypsum* memerlukan perhatian tersendiri. Sedangkan FGD dengan adsorben-regeneratif produk samping dengan nilai ekonomis tinggi seperti sulfur elemental dan  $\text{SO}_3/\text{H}_2\text{SO}_4$ .
- Status komersial teknologi FGD atau banyaknya pengguna** sangat perlu untuk diperhatikan, terutama aplikasinya di Indonesia. Kriteria ini bukan hanya untuk mengkaji kehandalan teknologi, tetapi juga untuk saling tukar menukar pengalaman operasi dan perawatan.
- Kemudahan operasi** teknologi FGD proses basah biasanya lebih baik daripada yang proses kering dan yang dengan adsorben-regeneratif.
- Biaya investasi, operasional dan pemeliharaan** merupakan kriteria penentu dalam pemilihan teknologi FGD. Investasi teknologi FGD proses basah lebih rendah dibanding terhadap FGD proses kering dan FGD dengan adsorben-regeneratif (lihat Tabel 4). Dalam perhitungan biaya operasi FGD dengan adsorben-regeneratif, nilai ekonomik produk samping harus ikut diperhitungkan.

Perbandingan nilai berbagai kriteria atau parameter pemilihan teknologi FGD disajikan pada Tabel 4.

**Tabel 4.** Perbandingan Nilai Kriteria Pemilihan Teknologi FGD  
 (PLTU-Batubara 500MW, Batubara dengan Kadar Sulfur 1,3% Berat Kering; DePriest dan Gaikwad, 2003)

No	Parameter	FGD Proses Basah			FGD Proses Kering		Regenerable adsorben
		Konvensional	LSFO	MEL	(LSD)	CFB	
1.	Laju alir gas cerobong masuk FGD, m <sup>3</sup> /mnt	48.144	48.144	48.144	53.808	53.808	25.885 <sup>d</sup>
2.	Temp. gas cerobong masuk FGD, °C	138	138	138	138	138	400 <sup>b</sup>
3.	Laju alir gas cerobong keluar FGD, m <sup>3</sup> /mnt	42.480	42.480	42.480	45.312	45.312	25.873 <sup>d</sup>
4.	Temp. gas cerobong keluar FGD, °C	54	54	54	71	71	-
5.	Pemisahan SO <sub>2</sub> , %	95	98	98	94, (50 <sup>a</sup> )	95	90 <sup>b</sup>
6.	Produk samping, ton/ton SO <sub>2</sub>	Gypsum (2,6)	Gypsum (0,5 <sup>a</sup> )	Gypsum -	Limbah kering (7,8 <sup>a</sup> )	Limbah kering	Sulfur & SO <sub>3</sub>
7.	Adsorben	Ca(OH) <sub>2</sub>	CaCO <sub>3</sub>	Ca(OH) <sub>2</sub>	Ca(OH) <sub>2</sub>	Ca(OH) <sub>2</sub>	CuO/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> <sup>c</sup>
8.	Harga adsorben, US\$/ton	15	15	50	60	60	3.147 <sup>d</sup>
9.	Kemurnian reagen, %	95	95	94	93	93	99,9
10.	Rasio reagen, mol Ca/mol SO <sub>2</sub> masuk atau rasio penyerap	1,56 <sup>a,*</sup>	1,03	1,02	1,4	1,35	0,3 <sup>c</sup>
		-	(0,01 <sup>a,*</sup> )	-	(4,68 <sup>a,*</sup> )	-	-
11.	Konsumsi listrik, % produksi listrik PLTU	(1,0 <sup>a,**</sup> )	1,3	1,0	0,65	0,80	0,31 <sup>c</sup>
			(2,2 <sup>a,**</sup> )		(0,5 <sup>a,**</sup> )		
12.	Kebutuhan tenaga kerja, org-tahun/GW <sub>heat</sub>	10,8 <sup>a</sup>	25,2 <sup>a</sup>	-	10,8 <sup>a</sup>	-	-
13.	Biaya investasi, US \$/kW listrik	-	107	96	122	134	187 <sup>b</sup>
14.	Biaya operasional & pemeliharaan, Juta US\$/tahun	-	7,75	8,02	10,40	10,06	36,0 <sup>b</sup>
15.	Biaya total, Cents/kW-jam	-	0,44	0,43	0,55	0,54	-

Keterangan:

<sup>a</sup>Cofala dan Syri, 1998;

<sup>b</sup>Dehghani dan Bridjanian, 2010; harga tahun 2009 dan kap. PLTU 600-650 MW

<sup>c</sup>Benko dan Mizsey, 2007

<sup>d</sup>perhitungan penulis

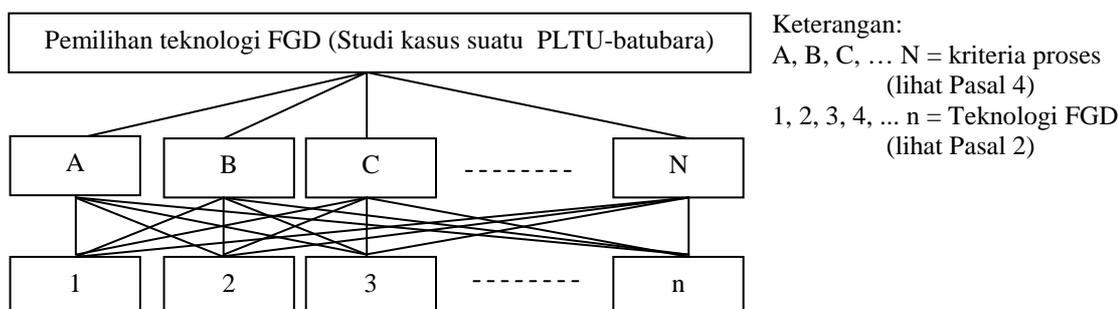
\*ton/ton SO<sub>2</sub>,

\*\*GWh/jumlah bahan bakar masuk,

### 5. AHP dalam Pemilihan Teknologi FGD

AHP merupakan suatu metode ilmiah untuk mengambil keputusan berdasarkan multi kriteria dimana faktor-faktor yang terlibat disusun dalam suatu hirarki. Struktur hirarki terdiri atas tujuan, kriteria, sub kriteria dan alternatif. Dengan AHP, pemilihan teknologi dapat lebih objektif karena mempertimbangkan semua kriteria atau aspek penting dalam pemilihan. Parameter teknologi dipilih dan ditetapkan sebagai kriteria dan atau sub kriteria dalam pemilihan, selanjutnya dilakukan penyusunan struktur hirarki, pembobotan setiap kriteria, sub-kriteria dan alternatif teknologi yang akan dipilih yang terhubung satu dengan lain dalam suatu matriks perbandingan berpasangan. Penentuan besaran bobot kriteria didasarkan tingkat kepentingannya terhadap elemen puncak hirarki. Penilaian besaran bobot kriteria melalui kuisioner yang dibagikan kepada industri PLTU atau pihak-pihak terkait (peneliti dan akademisi) sebagai responden (jumlah, karakteristik dan kelompok responden telah ditentukan sebelumnya). Konsistensi penilaian (*Concistency Ratio/CR*) dari masing-masing responden menggunakan nilai eigen (*eigen value*) sangat penting dalam metode AHP agar keabsahan penilaian dapat dipertanggung jawabkan. Menurut Saaty (2008), suatu matriks perbandingan disebut konsisten apabila nilai CR lebih kecil atau sama dengan 10%.

Struktur hirarki pemilihan teknologi FGD dengan metode AHP untuk suatu PLTU-batubara disajikan pada Gambar 1. Penyusunan struktur hirarki bertujuan untuk memberikan gambaran menyeluruh hubungan yang kompleks yang melekat antar hirarki; dan membantu pembuat keputusan untuk menilai permasalahan di setiap tingkat hirarki dengan membandingkan elemen yang memiliki kesamaan secara akurat (Saaty, 1990).



**Gambar 1.** Struktur hirarki pemilihan teknologi FGD Syarip (2013) telah melakukan studi pemilihan teknologi gasifikasi untuk memproses batubara *lignite* Tanjung Enim sebagai bahan baku pabrik pupuk menggunakan metode



AHP. Hasil studinya menunjukkan bahwa teknologi gasifikasi jenis *entrained flow* merupakan teknik yang paling cocok untuk digunakan pada pabrik pupuk dengan bahan baku batubara *lignite* Tanjung Enim dengan karakteristik batubara dan unjuk kerja *gasifier* sebagai kriteria penting dalam pemilihan. Sub kriteria *fixed carbon* dan titik leleh abu (*ash fusion temperature*) pada karakteristik batubara dan sub kriteria jumlah *effective syngas* pada kriteria unjuk kerja *gasifier* menjadi perhatian utama dalam pemilihan teknik gasifikasi batubara.

## 6. Penutup

Perhatian terhadap penerapan teknologi FGD di Indonesia masih baru dimulai, padahal pengembangan teknologi FGD telah banyak dilakukan di luar negeri. Uraian singkat beberapa teknologi FGD di atas diharapkan dapat membuka pemikiran dalam menghadapi penawaran *vendor* teknologi FGD. Pada kesempatan ini, kriteria pemilihan teknologi FGD masih perlu dievaluasi lanjut, misalnya kemungkinan adanya satu teknologi yang jelas tidak dapat diterapkan pada suatu PLTU-batubara hanya atas dasar satu kriteria. Bobot satu kriteria terhadap kriteria lainnya perlu ditetapkan.

## 7. Ucapan Terimakasih

Kajian ini merupakan bagian dari penelitian program doktor di Teknik Kimia FTI-ITB. Beasiswa Studi Doktor dan penelitian pengembangan adsorben-regeneratif dibiayai oleh PT. Pupuk Sriwidjaja, Palembang.

## 8. Daftar Pustaka

- Anonim, 2011, *Flue Gas Desulfurization (FGD)*, www.tjbservices.com, 5 Januari 2015.
- Anonim, 2012, Outlook Energi Indonesia 2012. BPPT-Kemeristek RI. Jakarta.
- Anonim, 2014, *Harga Batubara Acuan (HBA) dan Harga Batubara Patokan (HBP) Bulan November 2014*, www.minerba.esdm.go.id, 6 Januari 2015.
- Benko, T dan Mizsey, P., 2007, *Comparison of Flue Gas Desulfurization Processes Based on Life Cycle Assesment*, www.pp.bme.hu, 22 November 2013.
- Cahyadi, 2006, Strategi Menurunkan Emisi SO<sub>2</sub> pada PLTU Batubara yang tidak Memiliki Desulfurisasi, *Jurnal Ilmiah Teknologi Energi*, **1** (2).
- Cofala, J dan Syri, S., 1998, *Sulfur Emissions, Abatement Technologies and Related Costs for Europe in the RAINS Model Database*, www.iiasa.ac.at, 5 Januari 2015.
- DePriest, W dan Gaikwad, R.P., 2003, *Economics of Lime and Limestone for Control of Sulfur Dioxide*, www.mygraymont.com, 4 Januari 2015.
- Dehghani, A., dan Bridjanian, H., 2010, Flue Gas Desulfurization Methods to Conserve the Environment, *Petroleum and Coal*, **52** (4), 220-226.
- Gavaskar, V.S., dan Abbasian, J., 2006, Dry Regenerable Metal oxide Sorbent for SO<sub>2</sub> Removal from Flue Gases. 1. Development and Evaluation of Copper Oxide Sorbents, *Ind. Eng. Chem. Res.*, **45**, 5859-5869.
- Mathieu, Y., Tzanis, L., Soulard, M., Patarin, J., Vierling, M., dan Moliere, M., 2013, Adsorption of SO<sub>x</sub> by Oxide Material: A Review, *Fuel Processing Technology*, **114**, 81-100.
- Ruhyat, Y., Bey, A., Santosa, I., dan Nelwan, L.O., 2008, *Penyebaran Pencemar Udara di Kawasan Industri Cilegon*, www.journal.ipb.ac.id, 8 November 2013.
- Srivastava, R.K dan Jozewicz, W., 2001, Flue Gas Desulfurization: The State of The Art, *Journal of The Air & Waste Management Association*, **51**, 1676-1688.
- Tilly, J., 1983, Flue Gas Desulfurization: Cost and Functional Analysis of Large Scale Proven Plants, *Master Thesis*, Massachusetts Institute of Technology, Cambridge, USA.
- Saaty, T.L., 1990, How to Make a Decision: The Analytic Hierarchy Process, *European Journal of Operational Research*, **48**, 9-26.
- Saaty, T.L., 2008, Decision Making with The Analytic Hierarchy Process, *Int. J. Services Sciences*, **1** (1).
- Weis, L.H., 1976, *Evaluating Sulfur Producing FGD Process*, www.web.anl.gov, 4 Januari 2015.
- Syarip, A.W., 2013, Pemilihan Teknologi Gasifikasi untuk Memproses Batubara *lignite* Tanjung Enim sebagai Bahan Baku Pabrik Pupuk, *Tesis Magister Teknik Kimia*, Institut Teknologi Bandung, Bandung, Indonesia.





## Lembar Tanya Jawab

**Moderator : Rudy Agustriyanto (Universitas Surabaya)**

**Notulen : Wibiana W. N. (Teknik Kimia UPN "Veteran" Yogyakarta)**

1. Penanya : Indra Berliana (Teknik Kimia UPN "Veteran" Yogyakarta)  
Pertanyaan : Apa tanda-tandan yang bisa terlihat jika FGD berhasil?  
Jawaban : Bisa dilihat dari lingkungan sekitar, adanya infrastruktur yang sudah usang maka kandungan sulfur tinggi, sehingga FGD belum berhasil
2. Penanya : Sri Hastutiningrum (AKPRIND, Yogyakarta)  
Pertanyaan :
  - Apakah tidak ada yang lebih baru dari standar baku mutu UU Th.1995?
  - Apa maksud dari pemilihan FGD tergantung dari kondisi PLTU?Jawaban :
  - Standar baku mutu belum ada yang direvisi.
  - Contoh PLTU Suralaya, di kondisi sekitar tidak ada yang memanfaatkan gypsum, sehingga akan menumpuk. Kondisi air laut juga harus memenuhi persyaratan.

