

**PENDEKATAN MATEMATIK UNTUK PENENTUAN PELEPASAN
GAS SO₂ PADA TUNGKU PEMBAKARAN
FLUIDIZED BED SIRKULASI BATUBARA**

**MATHEMATICAL APPROACH TO DETERMINE SO₂ GAS REMOVAL IN
THE CIRCULATING FLUIDIZED BED COAL COMBUSTOR**

Mochamad Furqon

Balai Besar Tekstil
Jalan Jenderal A. Yani No. 390 Bandung 40272
Telepon (022) 7206214, 7206215 Fax 7271288 E-mail : texirdti@bdg.centrin.net.id

Tanggal diterima : 01 Nopember 2012, direvisi : 14 Nopember 2012, disetujui terbit : 16 Desember 2012

ABSTRAK

Pada tulisan ini dilakukan pendekatan matematik untuk menganalisis reaksi antara muatan bahan batubara dan batu kapur dengan udara pada pembakaran batubara di dalam tungku *fluidized bed* sirkulasi. Pendekatan didasarkan pada asumsi-asumsi terhadap aliran udara masuk dan aliran muatan bahan. Sasaran analisis ditujukan pada reaksi antara belerang dan batu kapur. Melalui penentuan laju reaksi per unit volume bahan padat dan gas, akan diperoleh parameter reaksi yaitu parameter perbandingan Ca/S dan parameter distribusi bahan padat. Pada analisis dari sisi bahan padat diperoleh bahwa reaksi bahan padat dan waktu retensi bahan pada tungku mempengaruhi laju reaksi dan pelepasan gas SO₂. Pendekatan yang dihasilkan dibandingkan dengan hasil pengukuran pelepasan gas SO₂ pada pembakaran batubara tidak banyak berbeda, pada rasio mole Ca/S : 1,3 dan 1,4 dan waktu retensi 2 jam hasil perhitungan dan pengukuran pelepasan gas SO₂ relatif sama.

Kata Kunci : Tungku Fluidized bed Sirkulasi, batubara lignit, pelepasan gas belerang dioksida, waktu retensi.

ABSTRACT

This study conducted mathematical approach to analysis the reaction between coal and limestone with air, in the Circulating Fluidized Bed Combustion system, with giving several assumption to the flow of air and solid feed material conditions. The analysis is focused to the reaction of sulfur dioxide with limestone. By determining reaction flow rate per unit volume of solid material and gas, the reaction parameter i.e. ratio of Ca/S and solid distribution parameter will be obtained. From a side of analysis on solid material, it's obtained that the reaction and retention time of material in the combustor gave an influence to the reaction rate and SO₂ gas removal. This study presented that calculation of the SO₂ gas removal using the yield of mathematical approach gave a similar result with the yield from measurement of the SO₂ gas removal for mole ratio Ca/S 1.3 and 1.4, and retention time 2 hours.

Key words : Circulating fluidized bed furnace, lignit coal, sulfur dioxide removal, retention time.

PENDAHULUAN

Dewasa ini pemakaian bahan bakar batubara, baik untuk utilitas proses di industri maupun untuk pembangkit tenaga listrik semakin meningkat. Kondisi ini disebabkan batubara dinilai lebih murah dibandingkan dengan bahan bakar lainnya. Tungku pembakaran batubara yang selama ini banyak dipergunakan oleh industri, khususnya Industri Tekstil adalah jenis *fixed bed* dan tungku *fluidized bubble*. Pembakaran dengan menggunakan tungku tersebut menghasilkan limbah padat berupa abu dasar dan abu terbang yang masih mengandung Karbon cukup tinggi (>15%). Tungku pembakaran yang menghasilkan limbah padat dengan kandungan

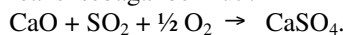
karbon tinggi, mengindikasikan, bahwa efisiensi pembakaran rendah.¹ Emisi gas SO_x yang tinggi (> 600 ppm) dan emisi gas NO_x (>500 ppm). Bahan bakar batubara yang dipergunakan disyaratkan jenis Bituminus dengan nilai kalori tinggi (>5000 kkal/kg).

Untuk meningkatkan efisiensi pembakaran yang tinggi dan emisi gas yang buang rendah, telah dirancang dan dibuat prototipe tungku pembakaran batubara tipe *fluidized bed* sirkulasi. Pada tungku tersebut ruang bakar merupakan tempat reaksi bahan bakar padat dengan udara pembakaran. Reaksi kimia tersebut menghasilkan energi panas dan gas buang, diantaranya, CO₂, NO₂ dan SO₂. Gas buang

merupakan limbah yang harus dikendalikan, sehingga pada saat memasuki lingkungan tidak melewati batas baku mutu gas buan yang telah ditentukan. Untuk mereduksi gas SO₂ yang dihasilkan, pada pembakaran batubara ditambahkan batu kapur atau dolomite. Melalui penambahan bahan tersebut terjadi reaksi antara SO₂ dengan kapur yang dapat melepaskan gas SO₂ dan menghasilkan limbah padat yang tidak berbahaya pada lingkungan.

Rancangan tungku, karakteristik batubara, batu kapur, aliran dan volume udara merupakan parameter yang berpengaruh pada gas buang yang dihasilkan. Oleh karena itu unsur-unsur tersebut harus diketahui dan ditentukan dengan tepat, agar pelepasan gas SO₂ sebagai limbah berbahaya bisa minimal. Dewasa ini di industri kondisi tersebut kurang diperhatikan. Berdasarkan hal tersebut, pada tulisan ini diuraikan hubungan berbagai parameter pembakaran pada tungku *fluidized bed* sirkulasi dengan proses pelepasan gas SO₂, melalui pendekatan matematik.

Tungku pembakaran batubara *fluidized bed* sirkulasi memiliki efisiensi pembakaran yang tinggi (>97%) pada pembakaran batubara kalori rendah (lignit). Hal ini disebabkan limbah padat abu diumpangkan kembali ke dalam tungku sebagai bahan bakar sekunder.^{1,2} Gas buang belerang dioksida dari hasil pembakaran batubara akan tertahan dalam bentuk padat karena akan bereaksi dengan batu kapur atau dolomite yang diumpangkan ke dalam tungku pembakaran bersama batubara. CaO yang berupa padatan alkali berpori yang dihasilkan dari kalsinasi batu kapur akan bereaksi dengan gas SO₂, dengan reaksi sebagai berikut :



Karena volum molar (berat molekul) dari CaSO₄ sebagai hasil reaksi adalah hampir 3 kali lebih besar dari volum molar CaO, maka pada pembentukan CaSO₄ terbentuk pori dan reaksi berhenti sebelum CaO dikonsumsi seluruhnya.² Oleh sebab itu, pada tungku *fluidized bed* perbandingan mol Ca/S biasanya dipilih antara 2 hingga 4, sedangkan pada tungku *fluidized bed* sirkulasi perbandingan Ca/S lebih rendah dari 2, karena efisiensi retensi SO₂ yang lebih tinggi.^{2,3}

Pada proses pembakaran dalam tungku *fluidized bed* sirkulasi, bahan bakar batubara primer dan batubara dari umpan balik di masukkan ke dalam tungku melalui hoper diatas plat distributor. Udara tiup dialirkan melalui plat distributor dan akan mendorong serbuk batubara, sehingga batubara serbuk bersama udara mengalir ke atas tungku. Kecepatan serbuk batubara bergerak ke atas akan lebih rendah bila dibandingkan dengan kecepatan udara. Hal ini akan menghasilkan bentuk konsentrasi serbuk batubara di dalam tungku sesuai dengan ukuran serbuk batubara tersebut. Ukuran batubara yang lebih besar terkonsentrasi dibagian bawah tungku, sedangkan yang lebih halus terkonsentrasi dibagian atas tungku, bahkan sebagian terdorong keluar tungku. Partikel batubara yang keluar tungku

ditampung pada siklon, dan diumpangkan kembali ke dalam tungku sebagai bahan bakar resirkulasi atau disebut bahan bakar sekunder. Skema tungku *fluidized bed* sirkulasi disampaikan pada Gambar 1.

Batu kapur diumpangkan dengan cara dicampur dengan batubara, batu kapur ini akan bertindak juga sebagai absorben. Batu kapur bereaksi dengan gas SO₂ membentuk padatan berpori. Seluruh gas SO₂ bereaksi dengan batu kapur dengan kecepatan reaksi rendah. Oleh karena itu reaksi berlangsung dengan waktu retensi yang cukup lama. Berdasarkan proses tersebut, pada tungku *fluidized bed* sirkulasi berlangsung reaksi pembakaran dan reaksi antara belerang dioksida (SO₂) dengan batu kapur secara berkelanjutan.

Untuk memahami lebih jauh tentang proses reaksi SO₂ dengan batu kapur, pengaruh parameter proses, bahan batubara dan ukuran tungku, pada tulisan ini dibahas variabel tersebut melalui pendekatan matematik, sehingga dapat memperkirakan jumlah pelepasan gas SO₂ pada proses pembakaran batubara. Selanjutnya hasil dari pemodelan dibandingkan dengan hasil pengukuran pada tungku pembakaran batubara *Fluidized Bed* Sirkulasi yang dibuat di Balai Besar Tekstil sesuai skema pada Gambar 1.

METODE

Pendekatan matematik tentang mekanisme pelepasan gas SO₂ pada pembakaran batubara pada tungku *fluidized bed* sirkulasi, dilakukan dengan membandingkan persamaan-persamaan berdasarkan teori dengan proses pembakaran pada prototipe tungku *fluidized bed* sirkulasi yang dibuat di Balai Besar Tekstil (BBT) dengan bahan dan parameter proses berikut.

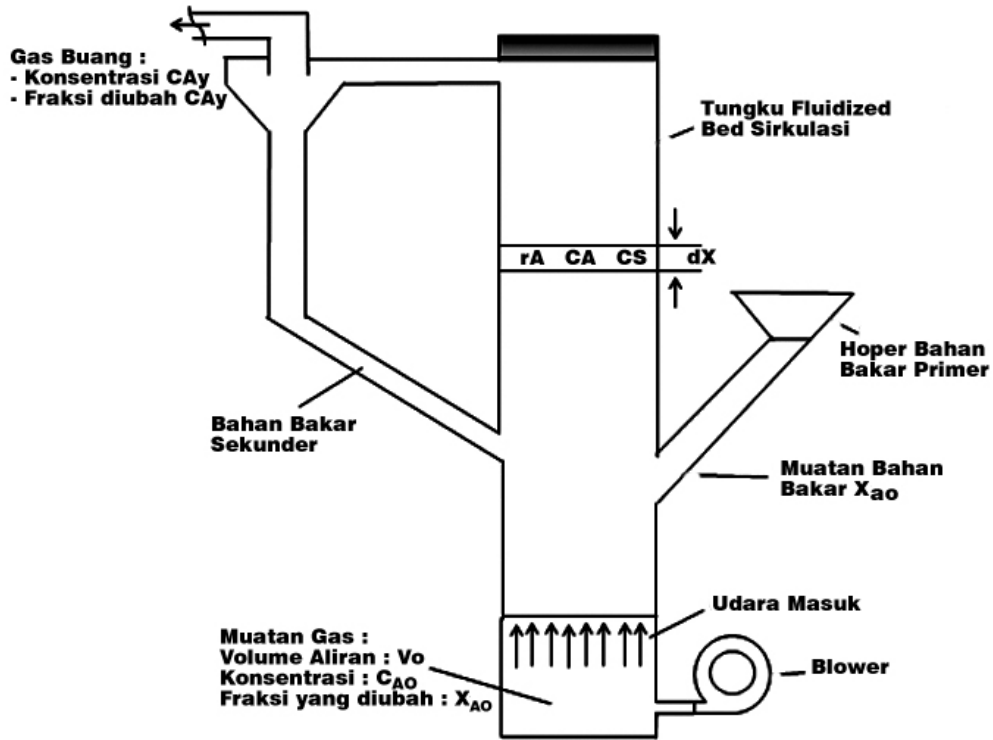
Bahan

Bahan batubara yang digunakan pada penelitian ini memiliki spesifikasi sebagai berikut :

Jenis	: Lignit, kadar volatile dan abu tinggi
Karbon Fixed (C Fix)	: 20 - 26 %
Volatile Material (VM)	: 24 - 26 %
Abu	: 5 - 15 %
Belerang	: 0,5 - 2%
Nilai Kalori	: 3000 - 4500 kcal/kg

Parameter proses

Perbandingan maks. Ca/S	: 0,8 - 1,4
Suhu pembakaran	: 700 - 900 °C
Ukuran rata-rata batubara	: 0,90 mm
Kecepatan fluiditas	: 3 - 4 m/detik
Kecepatan terminal udara	: 4,50 - 6,50 m/detik
Kecepatan operasi	: 11,50 - 12,80 m/detik
Sistem pengisian bahan bakar utama	: Screw feeder
Sistem pengisian bahan bakar sekunder	: Screw feeder



Gambar 1. Skema tungku pembakaran batubara *Fluidized Bed* Sirkulasi

Pemodelan Matematik Pelepasan Gas SO₂

Dalam pendekatan matematik pada pembakaran batubara dengan menggunakan tungku *fluidized bed* sirkulasi dan pelepasan gas SO₂, terutama untuk mengkondisikan parameter proses yang berfluktuasi, maka dilakukan asumsi-asumsi sebagai berikut :^{4,11}

- Reaksi orde pertama
- Udara di dalam tungku mengalir kontinyu dengan profil plug flow.
- Batubara dan batu kapur dalam tungku tercampuran dengan baik sebagai bahan muatan seragam.
- Konsentrasi bahan padat di dalam tungku merupakan fungsi eksponensial terhadap tinggi tungku
- Reaksi gas SO₂ pada berbagai titik di dalam tungku sebanding dengan konsentrasi lokal SO₂, konsentrasi serbuk padat, dan aktifitas relative serbuk padat dibanding serbuk padat baru.
- SO₂ yang masuk ke dalam tungku dari dasar tungku pada konsentrasi sebanding dengan SO₂ yang keluar dari proses pembakaran.
- Suhu di dalam tungku seragam.

Berdasarkan asumsi-asumsi tersebut, maka reaksi di dalam tungku dapat ditentukan dengan persamaan sebagai berikut:^{4,11}

$$\frac{Ad_x}{C_{AO}V_0} = \frac{dx_A}{-r_A} \dots \dots \dots (1)$$

Laju reaksi gas per unit volume adalah sebagai berikut :

$$r_A = \frac{k_{1a}C_S C_A}{M_B} \dots \dots \dots (2)$$

Berdasarkan laju reaksi pada Persamaan 2, maka Persamaan 1 dapat ditentukan menjadi :

$$\frac{Ad_x}{C_{AO}V_0} = \frac{M_B dX_A}{k_{1a}C_S C_{AO}(1-X_A)} \dots \dots \dots (3)$$

Karena diasumsikan bahwa konsentrasi bahan padat sepanjang tinggi tungku terurai, konsentrasi lokal di dalam tungku adalah :

$$C_S = C_{SO} \cdot e^{-ksx} \dots \dots \dots (4)$$

maka persamaan differensial menjadi :

$$\frac{Ad_x}{V_0} = \frac{M_B dX_A}{k_{1a}C_{SO}e^{-ksx}(1-X_A)} \dots \dots \dots (5)$$

dengan batas bawah sebagai berikut : pada x = 0, CA = C_{ao}, X_A = X_{Ao}, maka integral dari Persamaan 5 adalah :

$$\int_0^L \frac{Ak_{1a}C_{SO}e^{-exp ksx}}{V_0} dx = \int_{X_{Ao}}^{X_{Af}} \frac{dX_A}{(1-X_A)} \dots \dots \dots (6)$$

dan menghasilkan integrasi sebagai berikut :

$$\frac{1-X_{Af}}{1-X_{Ao}} = \frac{C_{Af}}{C_{AO}} = \exp - \frac{k_{1a}C_{SO}V(1-e^{ksL})}{M_B k_S L V_0} \dots \dots \dots (7)$$

apabila : \bar{X}_B adalah fraksi reaktan B rata-rata (kapur) yang berubah dalam padatan yang meninggalkan tungku, memberikan Af yaitu laju alir reaktan gas pada sistem tungku, dan Bf yaitu laju alir reaktan

padat pada system, sehingga stoisiometri untuk reaksi keseluruhan di dalam tungku, akan menghasilkan :

$$A_f [X_{Af} - X_{AO}] = \frac{B_f}{b} (\bar{X}_B - X_{BO}) \dots\dots\dots (8)$$

Reaktivitas relatif bahan padat terhadap bahan padat baru merupakan fungsi dari reaktan B yang bereaksi dalam padatan yaitu X_B . Berdasarkan asumsi bahwa muatan bahan padat bercampur dengan seragam, maka rata-rata reaktivitas padatan yang masuk tungku, menjadi fungsi dari keluaran fraksi B yang bereaksi., oleh karena itu :

$$a = f(\bar{X}_B) \dots\dots\dots (9)$$

Persamaan 7 - 9 merupakan persamaan yang unik terhadap fasa reaktan gas yang bereaksi (X_{Af}), yang juga memberikan fraksi rata bahan padat yang bereaksi \bar{X}_B . Solusi dari ketiga persamaan tersebut tergantung dari mekanisme reaksi antara gas dan bahan padat. Mekanisma tersebut menentukan hubungan persamaan (9) pada mana solusi tertentu dapat diperoleh.

Uraian dan persamaan tersebut merupakan pendekatan yang didasarkan pada asumsi yang telah ditentukan, selanjutnya perlu pengujian atau pembuktian dari reaksi antara belerang yang terkandung pada batubara dan batu kapur yang dicampurkan pada pembakaran di dalam tungku *fluidized bed* sirkulasi, dengan memperhatikan kondisi sebagai berikut :

- Pencampuran batubara baru dan reaktan B, pada reaksi, menghasilkan sisa reaktan B yang tidak bereaksi.
- Laju reaksi sebanding dengan jumlah reaktan B yang tersedia, untuk reaksi di dalam campuran padat dibagi oleh total reaktan B yang tersedia pada campuran padat baru. Berdasarkan kondisi tersebut, maka laju reaksi pada partikel tunggal adalah sebagai berikut :

$$r_B = \frac{4k_v \pi r^3 \rho_B}{3M_B} \cdot \frac{(X_{Bmax} - X_B)}{X_{Bmax}} \cdot CA \dots\dots\dots (10)$$

Mengacu pada persamaan (2) tentang laju reaksi per unit tungku, maka dapat dihubungkan laju reaksi per partikel dengan laju reaksi per unit volume tungku :

$$r_A = \frac{r_B n_B}{b} \dots\dots\dots (11)$$

Konsentrasi partikel pada satu daerah adalah :

$$n_B = \frac{C_S}{4,3 \pi r^3 \rho_B} \dots\dots\dots (12)$$

Apabila disubstitusikan persamaan 2, 9 dan 11 ke persamaan 10, diperoleh persamaan :

$$k_1 = \frac{k_v}{b} \dots\dots\dots (13)$$

dan

$$b = \frac{g \text{ mole } B}{g \text{ mole } A} \dots\dots\dots (14)$$

Karena campuran padat di dalam tungku diasumsikan seragam, maka laju reaksi per unit volume didasarkan kepada reaktivitas relatif partikel padat yang keluar dari tungku, sehingga diperoleh :

$$a = 1 - \frac{b X_{Af}}{A_f X_{Bmax}} \dots\dots\dots (15)$$

Persamaan yang dikemukakan diatas, dapat menghasilkan perhitungan-perhitungan praktis untuk menentukan parameter reaksi, rasio mole antara Ca/S dan parameter distribusi bahan bakar padat di tungku., yaitu sebagai berikut :

Parameter proses reaksi :

$$R = \frac{k_v V C_{SO}}{b M_B V_o k_S L} \dots\dots\dots (16)$$

untuk :

- R : parameter reaksi untuk reaksi orde satu
- k_v : koefisien kecepatan reaksi pada partikel, ($m^3/g \text{ mol A.s}$)
- V : volume ruang bakar, (m^3)
- C_{so} : konsentrasi batubara pada dasar tungku, (g/m^3)
- b : koefisien stoikiometri reaksi, (g mole B/g mole A)
- M_B : berat molekul reaktan padat CaO, (gB/g mol B))
- V_o : laju aliran volumetrik udara, (m^3/det)
- k_S : koefisien distribusi bahan padat dalam tungku, (m^{-1})
- L : tinggi tungku, (m)

Perbandingan molar batu kapur dan belerang :

$$S = X_{Bmax} \frac{Ca}{S} \dots\dots\dots (17)$$

untuk :

- S : parameter rasio kapur dan belerang
- X_{Bmax} : fraksi bahan padat maksimum yang bereaksi

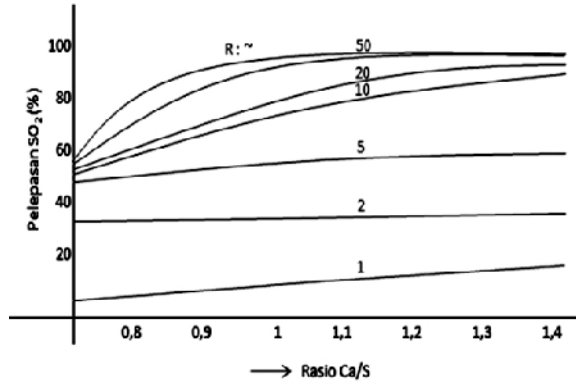
Parameter distribusi bahan bakar padat tungku :

$$K = k_S L \dots\dots\dots (18)$$

Parameter tersebut dapat menentukan besarnya pelepasan gas SO_2 terhadap rasio mole Ca/S dan parameter distribusi bahan bakar padat pada tungku, seperti pada Gambar 2. Parameter rasio mole Ca/S langsung berpengaruh terhadap jumlah kapur pada batu kapur untuk reaksi dan berbanding terbalik dengan kandungan belerang pada batubara. Kemudian parameter laju reaksi langsung berpengaruh sebanding dengan volume tungku,

konsentrasi bahan bakar padat tungku dan koefisien laju reaksi, berbanding terbalik terhadap volume laju aliran

Pelepasan gas SO₂ semakin menurun dengan peningkatan parameter distribusi bahan bakar padat untuk nilai tertentu rasio mole Ca/S dan parameter reaksi. Hal ini seharusnya mereduksi jumlah bahan bakar padat di dalam tungku untuk meningkatkan parameter reaksi. Pada Gambar 2 dikemukakan hubungan pelepasan gas SO₂ dan rasio mole Ca/S.



Gambar 2. Hubungan Pelepasan Gas SO₂ dan rasio Ca/S

Pendekatan dari sisi Bahan bakar padat. Pendekatan tersebut diatas lebih didasarkan pada laju reaksi per unit volume pada fasa gas, oleh karena itu untuk mendapatkan persamaan mekanisme spesifik dan reaksi spesifik antara fasa gas dan padat maka harus dilakukan analisis dari sisi bahan bakar padat. Analisis ini dapat memberikan informasi tambahan berupa karakteristik reaksi bahan padat terhadap waktu retensi di dalam tungku. Masing-masing partikel padat bereaksi pada laju reaksi tertentu dan waktu keberadaannya di dalam tungku. Seluruh laju reaksi partikel padat merupakan integrasi dari reaksi seluruh reaksi partikel padat. Oleh karena itu dapat digambarkan sebagai berikut :

$$\bar{X}_B = \int_0^L X_B(t) E(t) dt \dots\dots\dots (19)$$

Faktor E(t) pada Persamaan 19 merupakan factor waktu retensi partikel padat di dalam tungku. Karena X_B tetap oleh gas yang keluar tungku X_f dan kondisi muatan antara reaktan di dalam gas dan reaktan pada bahan padat. Laju reaksi satu partikel padat, berdasarkan mekanisme reaksi pada Persamaan 10, maka pengaturan laju reaksi pada perubahan reaksi B adalah :

$$\frac{dX_B}{dt} = kv \frac{(X_{Bmax} - X_B)}{X_{Bmax}} \cdot CA \dots\dots\dots (20)$$

maka dihasilkan :

$$X_B = X_{Bmax} - (X_{Bmax} - X_{B0}) e^{-\frac{kv CA t}{X_{Bmax}}} \dots\dots (21)$$

Nilai C_A pada Persamaan 21 adalah konsentrasi dari gas untuk reaksi bahan padat., konsentrasi gas di dalam tungku bervariasi, oleh karena itu nilai konsentrasi harus diambil rata-rata. Konsentrasi reaksi gas di dalam bahan padat rata-rata ditentukan oleh integrasi konsentrasi bahan padat dan konsentrasi gas keluar tungku, sehingga diperoleh persamaan :

$$C_{A \text{ rata-rata}} = \frac{\int_0^L C_A C_S dx}{\int_0^L C_S dx} \dots\dots\dots (22)$$

Dengan mensubstitusikan distribusi konsentrasi bahan padat di dalam tungku (Persamaan 4), maka diperoleh :

$$C_{A \text{ rata-rata}} = \frac{\int_0^L C_A C_{SO} e^{-k_s X dx}}{\int_0^L C_{SO} e^{-k_s X dx}} \dots\dots\dots (23)$$

dan

$$C_{A \text{ rata-rata}} = \frac{k_s L}{(1 - e^{-k_s L})} \int_0^{L_0} C_A e^{-k_s Ly} dy \dots\dots (24)$$

Dimana C_A, merupakan fungsi dari tinggi tungku = X/L.

Berdasarkan asumsi bahwa campuran bahan padat di dalam tungku seragam, maka waktu penahan distribusi bahan padat adalah E(t) =

$$E(t) = \frac{e^{-t/\tau}}{\tau} \dots\dots\dots (25)$$

Melalui substitusi Persamaan 21 dan 25 ke dalam Persamaan 19 dan menggunakan persamaan (23) maka nilai C_A rata-rata dapat ditentukan. Sedangkan nilai C_A yang merupakan fungsi dari K/L dapat ditentukan., berdasarkan Persamaan 7, yaitu :

$$C_A = C_{A0} e^{-Ra(1 - e^{k_s Ly})} \dots\dots\dots (26)$$

Substitusikan Persamaan 20 dan 21 kedalam Persamaan 19 diperoleh :

$$\bar{X}_B = \frac{X_{Bmax}}{\tau} \int_0^L (1 - e^{-At}) e^{-t/\tau} dt \dots\dots\dots (27)$$

untuk :

$$A = \frac{kv C_{A \text{ rata-rata}}}{X_{Bmax}} \dots\dots\dots (28)$$

Maka :

$$\bar{X}_B = \frac{X_{Bmax}}{\tau} \left(\tau - \frac{1}{A + \frac{1}{\tau}} \right) \dots\dots\dots (29)$$

Maka waktu retensi dapat dihitung dengan persamaan :

$$\tau = \frac{1}{A} \left(\frac{1}{1 - \frac{\bar{X}_B}{X_{Bmax}}} - 1 \right) \dots\dots\dots (30)$$

untuk :

- τ : Waktu retensi bahan padat di dalam tungku (detik)
 A : Luas permukaan tungku (M^2)
 X_B : Fraksi bahan padat yang bereaksi
 $X_{B \max}$: Fraksi bahan bakar padat maksimum yang dapat bereaksi

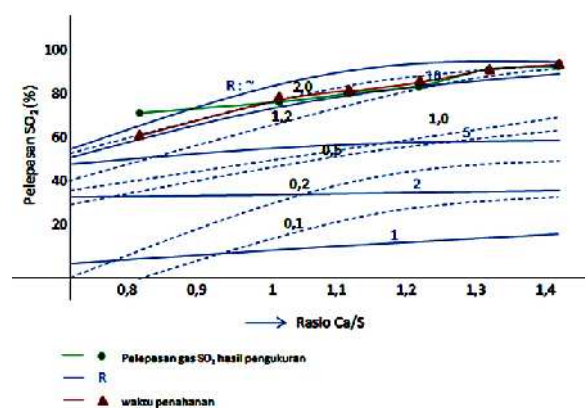
HASIL DAN PEMBAHASAN

Hasil uji coba pengujian pelepasan gas SO_2 Perbandingan antara pemodelan dan hasil uji coba pengujian pelepasan gas SO_2

Hasil uji coba waktu retensi pengukuran pelepasan gas SO_2 pada tungku pembakaran batubara tipe Fluidized bed Sirkulasi dengan rasio mole Ca/S antara 0,8 – 1,4 dari waktu retensi 2 jam dapat dilihat pada tabel 1 dan gambar 3.

Tabel 1. Hasil Pengujian Pelepasan Mole Gas SO_2 (waktu retensi 2 jam)

Rasio mole Ca/S	Pelepasan % SO_2		Index Emisi SO_x , mole SO_2/g batubara
	Perhitungan	Pengukuran	
0,8	66,4	77,2	$3,52 \times 10^{-4}$
1,0	81,1	80,2	$2,02 \times 10^{-4}$
1,1	85,6	83,6	$2,55 \times 10^{-4}$
1,2	89,4	87,4	$1,72 \times 10^{-4}$
1,3	93,0	93,4	$0,95 \times 10^{-4}$
1,4	98,4	98,2	$0,29 \times 10^{-4}$



Gambar 3. Perbandingan hasil pengukuran dan hasil perhitungan

Aplikasi persamaan analisis dari sisi bahan padat dan hasil pengukuran pelepasan gas dari prototipe tungku pembakaran batubara *fluidized bed* sirkulasi yang dibuat di Balai Besar Tekstil dapat dilihat pada gambar 3. Berdasarkan perhitungan

pelepasan gas SO_2 merupakan fungsi dari rasio Ca/S dan variasi waktu penahan. Berdasarkan tabel 1 dan gambar 3 semakin tinggi rasio Ca/S dan waktu retensi lebih lama maka pelepasan gas semakin meningkat. Perbandingan antara hasil perhitungan dengan hasil pengukuran pada waktu retensi 2 jam ada perbedaan kecil. Pada rasio Ca/S : 0,8 hasil pengukuran menunjukkan pelepasan gas lebih besar dibandingkan perhitungan, sedangkan pada rasio Ca/S : 1,0, 1,1 dan 1,3 hasil perhitungan pelepasan gas SO_2 lebih tinggi dibandingkan dengan perhitungan. Pada rasio Ca/S : 1,3 dan 1,4 hasil perhitungan waktu retensi dan hasil pengukuran relatif sama. Berdasarkan perbandingan antara pendekatan matematik perhitungan dan hasil pengukuran pelepasan gas SO_2 , maka perhitungan yang didasarkan pada rasio mole Ca/S dan waktu retensi proses pembakaran batubara pada tungku fluidized bed sirkulasi dapat dijadikan acuan prakiraan pelepasan gas SO_2 terutama pada rasio mole Ca/S : 1,4 dan waktu retensi 2 jam.

KESIMPULAN

1. Pendekatan matematik pada pembakaran batubara dengan menggunakan tungku *fluidized bed* sirkulasi yang didasarkan pada reaksi antara batubara yang mengandung belerang dengan batu kapur dapat dijadikan acuan prakiraan pelepasan gas SO_2 .
2. Parameter proses yang sangat berpengaruh pada pelepasan gas SO_2 adalah rasio mole Ca/S dan waktu retensi pembakaran.
3. Parameter proses yang dianjurkan dilakukan pada tungku pembakaran batubara *fluidized bed* sirkulasi adalah rasio Ca/S : 1,4 dan waktu retensi 2 jam.

PUSTAKA

1. Goksel O. and Gulsen D., (1991), Combustion of High Ash and Sulfur Containing Lignite in Circulating Fluidized bed Combustor, *Proceeding the International Conference*, Vilamona.
2. Dogu, T. and Togag, M., (1989), Effect of Air to Fuel on the Reaction of SO_2 and Nox emission in a Fluidized bed Combustor, *Technologi of Fluidized bed et disperces Application*.
3. Plass, L Bierbach H., and Gummel P, (1986) Experience with Combustion in Circulating Fluidized bed, Lurgi G mb H Gervinusstralle.
4. Steward FR, (1991), Model of Circulating Fluidized bed with Chemical Reaction Energy Conversion Engineering Group.
5. Leithner, R and Wang J,(1997), One dimensional Fluidized bed Furnace Model, Institut for Wamme and Brennst off Technik.

6. Saraiva, PC, Azevedo and Corvalho, (1997), Mathematical Simulation of Circulating Fluidized bed Combustor, Institute Suplayer Technico, Lisbon.
 7. David A, Bell and Brian F Towler, (2011), Cool Gasification its applications, *Elseiver*.
 8. Solib P, (1989), Investigation of Sulfur Capture During Circulating Fluidized bed Combustion of Fastern Canadian Cool New Brunsurck Research and Produch Concel.
 9. Bruce G Miller, Coal Energy System, Academic Press, 2002.
 10. Peter Mullinger and Barrie Jenkins, Industrial and Process Furnace, El-sevier, 2008
 11. Sun D., Bae H.D., Jang K.I., Park H.K., Park K.S., (2012), Kinetic Study of Sulfur Dioxide Elimination by Limestone through the Lab Scale Circulating Fluidized Bed Combustor, Supplement: *2012 World Congress on Engineering and Technology*.
-