



Flue Gas Desulfurizer berbasis Natrium Bicarbonate untuk aplikasi PLTU Pulverized Coal

Muhammad Arif Susetyo

PT Perusahaan Listrik Negara (Persero)
Unit Induk Pembangunan Jawa Bagian Tengah I
Jl. Karawitan No 32, Bandung, Jawa Barat
e-mail :arif_susetyo@yahoo.com

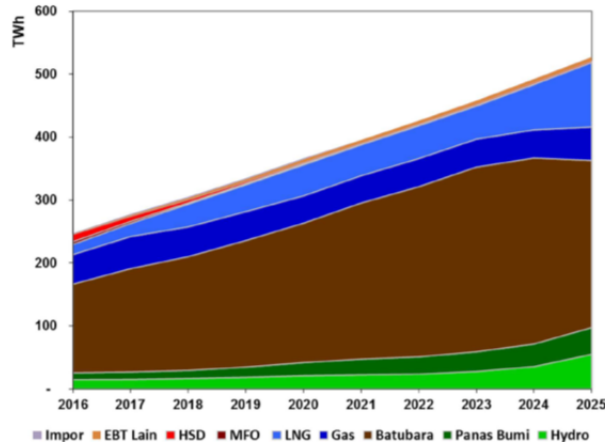
Abstrak

Produksi Listrik pada Pembangkit Listrik Tenaga Uap (PLTU) berbahan bakar batubara menghasilkan emisi gas Sulfur Dioksida (SO_2) yang terlarut di gas buang. Batasan konsentrasi SO_2 di gas buang dinyatakan pada Peraturan Menteri Lingkungan Hidup no 21 tahun 2008, membatasi konsentrasi SO_2 di gas buang sebesar 750 mg/Nm^3 pada kadar O_2 basis kering 7%. Untuk memenuhi kebutuhan regulasi tersebut, maka kadar Sulfur As Received dari Batubara yang dikonsumsi maksimal sebesar 0,3 – 0,5%, tergantung nilai kalori. Untuk penggunaan batubara dengan sulfur diatas nilai tersebut, dapat digunakan sistem desulfurisasi Wet Limestone Forced Oxidation (LSFO), atau Sea Water (SW FGD). Namun sistem tersebut membutuhkan modal besar, kompleks, dan hampir tidak mungkin untuk diaplikasikan kepada Pembangkit yang belum memiliki FGD. Maka, LSFO FGD & SW FGD lebih sesuai untuk aplikasi pada tahap awal (konstruksi), dan tidak sesuai untuk pemasangan pada unit eksiting (retrofit). Salah satu sistem FGD yang lebih sesuai untuk aplikasi retrofit tersebut adalah FGD jenis kering dengan system Duct Sorbent Injection (DSI) dengan adsorbent Natrium Bicarbonate ($NaHCO_3$) untuk aplikasi PLTU. Paper ini meneliti mengenai perilaku penangkapan SO_2 oleh $NaHCO_3$ pada berbagai parameter, seperti ukuran partikel, temperature, dan laju alir gas. Data eksperimen menggunakan reaktor fixed bed, dengan rentang temperatur $150 - 525^\circ C$ menunjukkan bahwa $NaHCO_3$ sebagai adsorbent yang menjanjikan untuk DSI FGD.

Kata kunci: Desulfurisasi Gas Buang, Flue Gas Desulfurization, Sulfur Dioxide, Emisi, Pembangkit Listrik, Batubara, PLTU.

1. Pendahuluan

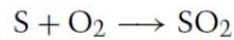
Pembangkit Listrik Tenaga Uap (PLTU) berbahan bakar batubara adalah sumber utama penyediaan listrik di Indonesia. Batubara digunakan karena harganya yang murah per satuan energi, dibandingkan bahan bakar lainnya. Besaran Fraksi energi listrik batubara dan jenis lainnya dapat dilihat di *Energy Mix Forecast* pada gambar 1.



Gambar 1 Indonesia Energy Mix Forecast [7]



Pembangkitan Listrik menggunakan Batubara dan MFO akan menghasilkan senyawa gas Sulfur Dioksida (SO₂) yang merupakan fungsi dari kandungan Sulfur (S) di bahan bakar dengan reaksi kimia sebagai berikut:



Konsentrasi SO₂ yang tinggi di lingkungan dapat menyebabkan fenomena hujan asam dan mempengaruhi lingkungan sekitar pembangkit listrik. Kementerian lingkungan Hidup (KLH) mengatur konsentrasi Emisi dari pembangkit listrik dengan Keputusan Menteri (kepmen) No 21 tahun 2008 sebagai berikut:

Tabel 1 Regulasi Emisi Pembangkit Listrik di Indonesia [3]

Parameter (24 Hour Average)	Coal Powerplant	
	Before 2008	After 2008
SO ₂ (mg/Nm ³)	750	750
NO ₂ (mg/Nm ³)	850	750
Partikulat (mg/Nm ³)	150	100
CO (mg/Nm ³)	-	-
Opasitas	20 %	20%
Koreksi terhadap kadar O ₂ (Selain Opasitas)	7%	

Untuk emisi SO₂, batasan konsentrasi tersebut akan tercapai pada kondisi:

- PLTU : Ketika mengkonsumsi batubara dengan kadar sulfur 0,3-0,6% tergantung nilai kalori. Hubungan nilai kalori, kadar sulfur dan konsentrasi emisi SO₂ pada PLTU Batubara: Attachment 1.

Oleh karena itu, sulfur pada bahan bakar, dan cara mengatasi emisi SO₂ yang dihasilkan merupakan parameter yang penting dari spesifikasi Bahan Bakar, dan Pembangkit Listrik yang mengkonsumsinya. Paper ini akan fokus kepada metode desulfurisasi dengan NaHCO₃ pada PLTU.

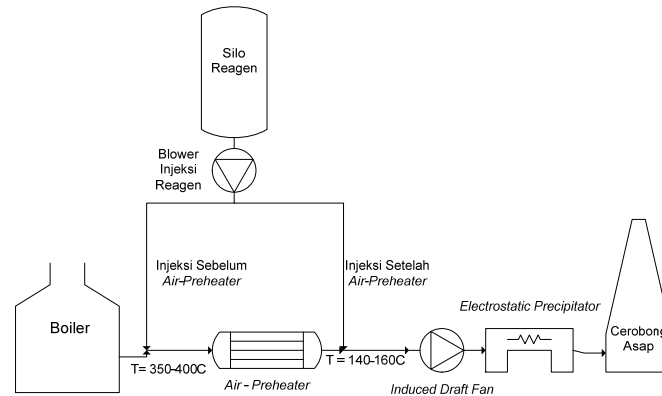
Metode yang efektif dan ekonomis dalam melakukan desulfurisasi gas buang yang jamak digunakan dalam industri pembangkitan listrik berbahan bakar batubara adalah dengan Absorber Type FGD, seperti:

- Wet Limetstone Forced Oxidation FGD
- Seawater FGD

Walau sistem tersebut terjamin dari sisi keandalan maupun biaya operasional, namun lahan dan peralatan yang dibutuhkan sangat besar, sehingga tidak memungkinkan untuk keperluan instalasi pada PLTU yang belum memiliki FGD (retrofit). Karena itu sistem lain dipelajari sistem FGD lain dengan kriteria sebagai berikut:

- Tidak membutuhkan absorber (minimum footprint)
- Tidak membutuhkan sistem persiapan reagen yang rumit
- Nilai Investasi Peralatan Rendah
- Mempunyai keefektivitasan desulfurisasi yang cukup untuk menurunkan konsentrasi SO₂ di gas buang PLTU sampai dibawah 750 mg/Nm³, sesuai dengan regulasi Emisi Indonesia

Maka, dianjurkan penggunaan sistem sebagai berikut:



Gambar 2 Skema FGD jenis Duct Sorbent Injection (DSI) [1]

Sistem yang memenuhi kriteria diatas adalah jenis Duct Sorbent Injection (DSI) yang menginjeksikan adsorbent penyerap SO_2 di saluran gas buang. Gambar 2 menunjukkan lokasi injeksi yang disarankan untuk PLTU. Adsorbent yang diinjeksi kemudian mengalir bersama gas buang, dan menyerap SO_2 di gas buang, sampai tertangkap oleh Electrostatic Precipitator (ESP) bersama abu terbang (fly ash). Kalkulasi terpisah meunjukkan bahwa pada injeksi ada area Economizer Outlet, akan terjadi waktu reaksi 2-3 detik sampai aliran mencapai ESP [1]

Keunggulan penggunaan DSI FGD adalah:

- Minimum *Footprint*
- Minimum *Investment*

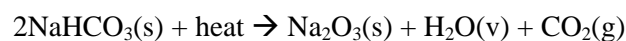
Kekurangan penggunaan DSI FGD adalah:

- Mempunyai keefektivitasan yang lebih rendah dibanding absorber type FGD.
- Biaya Desulfurisasi yang lebih tinggi
- Peningkatan produksi *Fly Ash* akibat Penambahan Natrium Sulfate (Na_2SO_4) pada kandungan *Fly Ash*

Penelitian menunjukkan bahwa jenis adsorbent yang sesia untuk sistem ini adalah Natrium Bicarbonate (NaHCO_3) [1]. Hal yang mempengaruhi kesesuaian jenis adsorbent adalah:

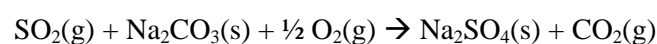
- Laju reaksi kimia dengan SO_2 .
- Kompatibilitas adsorbent terhadap temperatur lokasi injeksi.
- Kestabilan kimiawi adsorbent untuk penyimpanan pada temperatur lingkungan

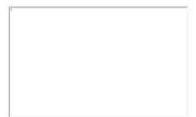
Pada lokasi Injeksi, temperatur gas buang harus diatas diatas 140 °C untuk memungkinkan dekomposisi termal agar NaHCO_3 berubah menjadi Na_2CO_3 dengan reaksi sebagai berikut:



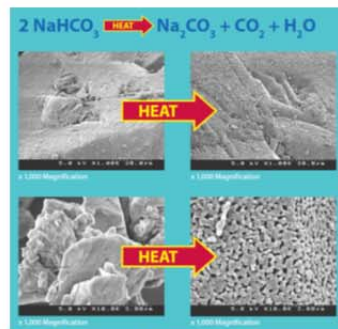
Dekomposisi termal melepaskan Uap H_2O dan gas CO_2 yang meninggalkan Na_2CO_3 dalam bentuk solid, dengan rongga mikroskopis dari H_2O dan CO_2 yang meningkatkan area kontak, meningkatkan laju reaksi SO_2 dan NaHCO_3 seperti digambarkan pada gambar 3. Walau begitu, referensi menunjukkan bahwa dekomposisi termal dibatasi pada temperatur sekitar 400 °C. Diatas temperatur tersebut, terjadi penggumpalan, karena terjadi penggumpalan akibat tercapainya titik leleh dari adsorbent.

Pada kondisi ideal, hasil dekomposisi termal berupa Na_2CO_3 lalu bereaksi dengan SO_2 sebagai berikut:





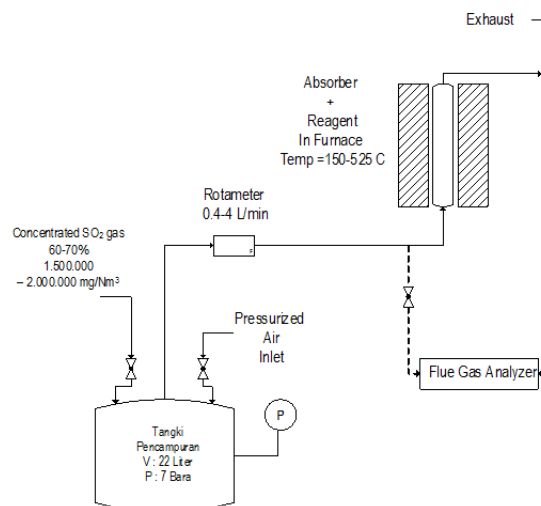
Produk sampingan desulfurisasi adalah Sodium Sulfite (Na_2SO_4) dalam bentuk bubuk padat. Pada reaksi stoikiometrik, 1 gram NaHCO_3 dapat menyerap 380 mg SO_2 , yang merupakan kapasitas maksimum adsorpsi.



Gambar 3 Dekomposisi Termal dari NaHCO_3 [4]

2. Metodologi: Instalasi eksperimen desulfurisasi skala laboratorium

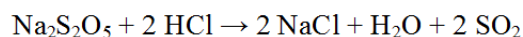
Untuk mengerti karakteristik dari kimia adsorbent yang digunakan pada FGD DSI, dilakukan eksperimen skala laboratorium. Tujuan dari eksperimen adalah untuk mensimulasikan modus reaksi adsorbent dengan SO_2 pada temperatur yang dinaikkan. Instalasi eksperimen dijelaskan pada gambar 4 sebagai berikut:



Gambar 4 Instalasi laboratorium untuk eksperimen desulfurisasi [1]

Prinsip operasi dari instalasi adalah sebagai berikut:

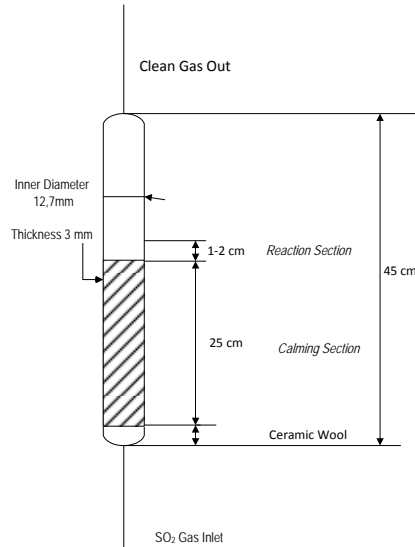
Gas SO_2 konsentrasi tinggi (60-70% volum) diproduksi pada wadah tertutup (Suntikan 100 ml) dengan mereaksikan bubuk Sodium Metabisulfite ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$) with dengan cairan Asam Klorida (HCL), pada wadah 100 mL tertutup dengan reaksi kimia sebagai berikut:



Lalu, SO_2 konsentrasi tinggi diinjeksikan per volume 100 ml ke tangki yang dengan volume 22 Liter. Tanki tersebut dinaikkan tekanannya dengan nginjeksikan udara bertekanan, sampai tekanan tangki mencapai 6 bar gauge untuk melarutkan kadar SO_2 pada tangki. Setiap injeksi 100 mL akan menghasilkan konsentrasi SO_2 sebesar 1200-1400 mg/Nm^3 pada gas yang keluar dari tangki. Maka, konsentrasi keluaran tangki dapat diatur dengan mudah.

Gas SO_2 yang telah dilarutkan, lalu dialirkan dari tangka menuju pipa stainless steel diameter $\frac{1}{4}$ inci, dengan flowmeter dengan rentang pembacaan 0,4 – 4 L/min. Adsorber diisi dengan reagen seberat 0,25-1 gram dengan ukuran partikel 28-400 mesh, dan diletakkan didalam tungku elektrik denjgan temperatur yang diatur hingga setinggi 525 $^{\circ}\text{C}$..

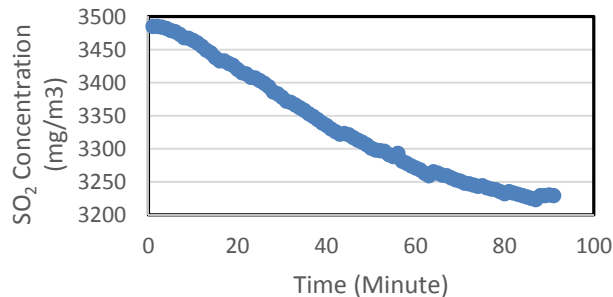
Posisi reagen dalam adsorber tidak terdistribusi, dan hanya tertumpuk setinggi beberapa millimeter. Maka, waktu reaksi antara gas yang mengalir dengan laju alir 1,209 L/min dengan adsorbent, hanya sekitar 0,062 detik/cm dari tebal unggun adsorber. Pada kenyataannya, tinggi unggun tidak mencapai 1 cm. Nilai ini juga jauh lebih rendah dibanding perkiraan waktu reaksi ketika diaplikasikan pada PLTU. Yang ingin ditekankan dari eksperimen adalah, apabila yang mempunyai waktu tinggal rendah saja memberikan keefektivitasan desulfurisasi yang baik, maka aplikasi PLTU akan memberikan nilai yang lebih baik.



Gambar 5. Dimensi Adsorber eksperimen desulfurisasi [1]

Setelah dialirkan melalui adsorber, maka konsentrasi SO₂ sebelum dan sesudah adsorber diukur. Pengukuran dilakukan dengan Flue Gas Analyzer jenis Bacharach Portable Combustion Analyzer (PCA) 3, yang mempunyai rentang pengukuran SO₂ mencapai 15.000 mg/Nm³ dengan rentang akurasi 5%. Juga diketahui bahwa pada pengaliran ke adsorber kosong, hanya terjadi penurunan konsentrasi SO₂ sebesar 50 - 100 mg/Nm³ dari nilai awal, yang menunjukkan bahwa mayoritas reaksi terjadi dengan adsorbent.

Lalu, seiring dengan berjalannya waktu, terjadi penurunan konsentrasi keluaran tangki sebesar 100-200 mg/Nm³ per Jam. Hal ini menjadi faktor kalkulasi, karena mayoritas pengambilan data dilakukan dalam waktu 1-2jam, atau sampai gas di tangki habis.



Gambar 6 Contoh profil pengurangan konsentrasi SO₂ keluaran tangki

Kalkulasi keefektivitasan reaksi dilakukan dengan persamaan berikut:

$$\eta_{Desulfurisasi} = \frac{M_{SO_2 \text{ masuk tanki}} - M_{SO_2 \text{ keluar tanki}}}{M_{SO_2 \text{ masuk tanki}}} \quad (1)$$

$$M_{SO_2} = C_{SO_2 \text{ masuk tanki}} \times \dot{m}_{SO_2} \quad (2)$$

$$\eta_{\text{NaHCO}_3} = \frac{M_{\text{SO}_2 \text{ masuk tanki}} - M_{\text{SO}_2 \text{ keluar tanki}}}{380 \text{ mg SO}_2 / \text{g NaHCO}_3 \times M_{\text{NaHCO}_3}} \quad (3)$$

3. Hasil dan Pembahasan: Keefektifitasan eksperimen desulfurisasi skala laboratorium

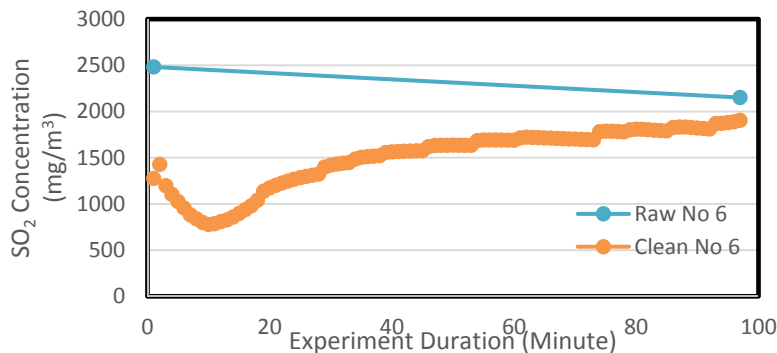
Adsorbent berupa NaHCO_3 diletakkan didalam reaktor skala laboratorium, dan konsentrasi SO_2 di gas keluaran tangki diukur. Lalu, gas tersebut dialirkan secara kontinu dengan laju tertentu melalui adsorber yang telah dipanaskan minimal 15 menit di temperatur 200-400 °C. Hal ini menandakan bahwa reagen didalam adsorbent adalah Na_2CO_3 .

Gas yang telah didesulfurisasi oleh reaktor kemudian diukur konsentrasinya oleh Flue Gas Analyzer. Eksperimen dilakukan dalam waktu 1-2 jam, tergantung laju alir yang ditentukan untuk tangki yang dapat mengalirkan 132 liter larutan SO_2 ini. mayoritas data yang digunakan pada eksperimen menggunakan laju alir 1,209 L/min.

Setelah gas di tangki hampir habis, maka eksperimen dihentikan, dan konsentrasi gas keluaran tangka diukur kembali. guna mengetahui penurunan konsentrasi pada tangka. Gambar 7 menunjukkan konsentrasi gas SO_2 bersih dibandingkan dengan konsentrasi keluaran tangki selama 1 jam.

Selisih konsentrasi yang terbawa merupakan efektivitas desulfurisasi reaktor, yang merupakan fungsi dari temperatur, jumlah adsorbent, dan konsentrasi SO_2 .

Adsorbent mass: 0,5 g
 Particle size : Below 149 micron
 Initial raw gas concentration : 2482 mg/Nm3
 Reactor temperature : 170 C



Gambar 7 Contoh hasil pengambilan data reaktor NaHCO_3

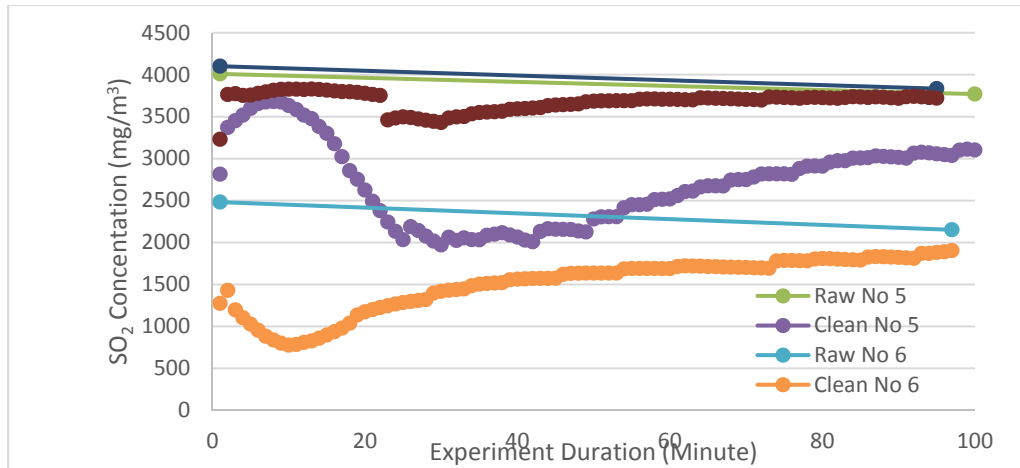
Dengan diketahuinya konsentrasi dan laju alir, maka Y Axis pada grafik menunjukkan laju mg SO_2 /min, dengan total massa SO_2 yang dikeluarkan diketahui, dan total Laju Massa SO_2 diketahui. Laju adsorpsi dikalkulasi dari total SO_2 di raw gas, dikurangi total SO_2 di clean gas.

Untuk gambar 7, hasil kalkulasi ditunjukkan pada tabel 2.

Tabel 2 Kalkulasi parameter desulfurisasi NaHCO_3

Parameter	Figure
Adsorbent Mass	0.5 g
Particle Mesh Size	100
Total SO_2 Raw Gas	268.86 mg
Total SO_2 Clean Gas	175.82 mg
Total SO_2 Adsorbed	93.02 mg
Fraction SO_2 Adsorbed	34.61%
Adsorbent Capacity (mg SO_2 /g adsorbent)	380
Actual Adsorbtion capacity (mg SO_2 /g adsorbent)	186.08
Fraction Adsorbent Capacity	48.85%

Efek massa reagen: Pada data set 3 eksperimen SO_2 dengan konsentrasi 2500mg dan 4000 mg/Nm^3 dialirkan kedalam reactor dengan temperatur 170 °C dengan massa reagen 0,25 g (No. 7), 0,5 g (No. 6), dan 1 g (No. 5).



Gambar 8 Perbandingan data konsentrasi SO_2 pada berbagai parameter

Data eksperimen menunjukkan besaran adsorpsi SO_2 , namun menghasilkan konversi NaHCO_3 yang relatif seragam, seperti dijelaskan pada tabel 3.

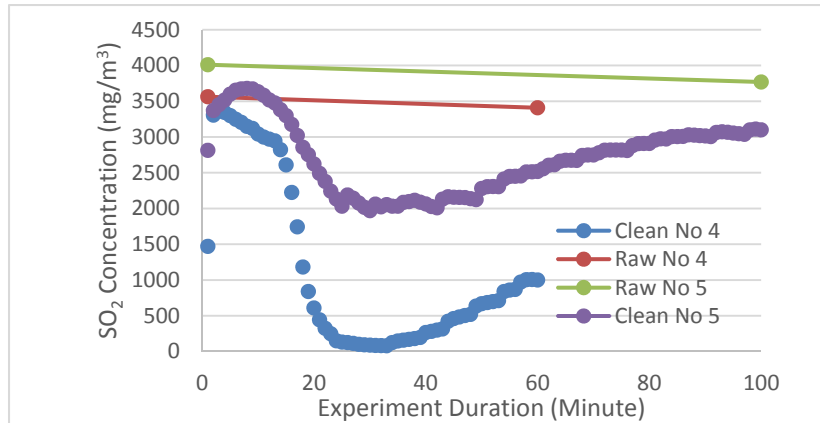
Tabel 3 Keefektivitasan desulfurisasi sebagai fingsi massa.

Exp no	Raw SO_2 (mg/Nm^3)	Experiment Duration (minute)	NaHCO_3 Conversion	SO_2 Conversion	Reagent Mass (gram)
5	4010	99	24.67%	30.28%	1
6	2482	96	48.85%	34.61%	0.5
7	4100	94.5	31.67%	6.66 %	0.25

Kurva karakteristik NaHCO_3 : gmbar 8 menunjukkan penurunan di kurva clean gas, yang terlihat di gambar 9, dengan 170 °C, dan 0,5 g NaHCO_3 . Fenomena ini juga terlihat di gambar 9, dan kemungkinan terjadi di tuntasnya dekomposisi termal. dari NaHCO_3 menjadi Na_2CO_3 . Adsorbent NaHCO_3 dipanaskan dengan temperatur tertentu, sekitar 15-20 menit sebelum dialirkan gas SO_2 . Hasil eksperimen dijelaskan pada tabel 4.

Tabel 4. Hasil eksperimen desulfurisasi dengan parameter serupa.

Exp no	Raw SO_2 (mg/Nm^3)	Experiment Duration (minute)	NaHCO_3 Conversion	SO_2 Conversion
4	3663	59	30.47%	68.07%
5	4010	99	24.67%	30.28%



Gambar 9 Variabilitas data konsentrasi SO₂ untuk parameter yang serupa

Efek Temperatur: Referensi menyatakan bahwa pada temperatur diatas 400 °C, NaHCO₃ menjadi lunak dan rentan terkoagulasi, dan mengurangi keefektivitasan [4]. Data juga menunjukkan bahwa temperatur desulfurisasi terbaik adalah 425 °C, dan terjadinya penurunan efektivitas ragen pada temperatur diatas 425 °C.

Tabel 5 Efek temperatur reaktor terhadap keefektivitasan desulfurisasi.

Exp no	Raw SO ₂ (mg/Nm ³)	Experiment Duration (minute)	NaHCO ₃ Conversion	SO ₂ Conversion	Temperature
19	1750	92	37.53%	38.69%	325
20	1780	94	43.45%	42.35%	375
21	1877	86	52.18%	52.43%	425
22	1780	97	35.04%	33.30%	475
23	1800	83	23.47%	25.40%	525

Contoh Studi Kasus: Kalkulasi Neraca Massa DSI FGD untuk aplikasi PLTU 50 MW

Guna mengetahui konsekuensi logistik dan biaya operasi dari sistem DSI FGD pada PLTU, maka dilakukan kalkulasi dengan parameter sebagai berikut:

Diketahui : Sebuah Pembangkit Listrik Tenaga Uap batubara berkapasitas 50 MW Nett mempunyai efisiensi thermal Nett HHV sebesar 27,95%, dan membakar batubara dengan spesifikasi sebagai berikut:

Tabel 6 General Parameter batubara yang digunakan

Parameter	Unit	Tipikal	Batas Bawah	Batas Atas
GCV As Received	kCal/kg	4500	4200	4900
Total Moisture	% weight	30	21	34
Sulfur As Received	% weight	0.3	0	0.6
Ash Content As Received	% Weight	5	1	9

Tabel 7 Komposisi Ultimate Analysis batubara

Component	Dry Ash Free Basis (% weight)	As Received Basis (% Weight)
C	74.44	48.16
H	4.62	2.98
O	19.16	12.39
N	1.32	0.854
S	0.46	0.3
Ash	-	5
H ₂ O	-	30
Total	100	99.68

Pada PLTU tersebut, diaplikasikan sistem sistem Duct Sorbent Injection Flue Gas Desulfurizer (DSI FGD) berbasis Sodium Bicarbonate (NaHCO_3) guna mengurangi konsentrasi SO_2 pada gas buang menjadi 650 mg/Nm^3 pada $7\% \text{ O}_2$ basis kering.

- Ditanya :**
- Laju Massa NaHCO_3 (kg/jam) pada beban 50 MW Nett.
 - Biaya Desulfurisasi gas buang (Rp/kWh) pada beban 50 MW Nett dengan harga NaHCO_3 Rp 2500/kg.
 - Perkiraan komposisi fly ash setelah ditambahkan produk sampingan desulfurisasi.

Jawab : Berdasarkan hasil kalkulasi sesuai laporan “Korelasi antara Nilai Kalori batubara, Kadar Sulfur, dan Konsentrasi SO_2 pada PLTU”, diketahui neraca massa gas buang adalah sebagai berikut:

Tabel 8 Komposisi bahan bakar dan gas buang basis 100 kg batubara

REACTANT = 100 kg Fuel Basis				
Species		Ultimate Analysis	M	N
Fuel = As Received		Mass (kg)	molar mass (kg/kmol)	mol (kmol)
C	Carbon	58.50	12	4.88
H	Hydrogen	4.70	1	4.70
O	Oxygen	12.51	16	0.78
S	Sulfur	0.57	32	0.018
N	Nitrogen	1.00	14	0.071
	Ash Content	4.48		
H ₂ O	Moisture	18.24	18	1.01
Total Fuel		100.0		11.46
Stoichiometric Air		779.6	28.84	5.68
Excess Air		378.9	28.84	2.75
Total Reactant		1258.5		17.14
PRODUCT				
Species		Ultimate Analysis	M	N
(Exhaust Gas)		Mass (kg)	Molar mass (kg/kmol)	mol (kmol)
CO ₂	Carbon Dioxide	214.5	44	4.88
H ₂ O	Moisture	60.5	18	3.36
SO ₂	Sulfur dioxide	1.1	64	0.018
N ₂	Nitrogen	889.6	28	31.771
O ₂	Oksigen	88.3	32	2.76
	Ash Content	4.48		
Total flue gas + Excess Air		1258.5		42.79

Dari neraca massa tersebut dan asumsi yang ditetapkan, maka diketahui diketahui besaran konsentrasi SO_2 terukur pada gas buang secara teoretik dan perkiraan aktual sebagai berikut:

Tabel 9 Kalkulasi dan perkiraan konsentrasi SO_2 pada beban berapapun sesuai regulasi KLH no 21 tahun 2008 ($7\% \text{ O}_2$ Dry Basis) [2]

Konsentrasi SO_2 (As Received)	Kalkulasi (mg/Nm^3)	Perkiraan Pembacaan Aktual (mg/Nm^3)
0.1 %	260	189
0.2 %	519	379
0.3 %	777	567

0.4 %	1036	756
0.5 %	1294	945
0.6 %	1552	1133

Adapun, perkiraan pembacaan aktual (pembacaan sensor) lebih rendah sebesar 26,94% dari kalkulasi, sesuai dengan nilai rata rata penurunan konsentrasi pada laporan “Korelasi antara Nilai Kalori batubara, Kadar Sulfur, dan Konsentrasi SO₂ pada PLTU”.

Tabel 10 Persentase selisih Kadar SO₂ kalkulasi dan aktual pada beban berapapun berdasarkan laporan “Korelasi antara Nilai Kalori batubara, Kadar Sulfur, dan Konsentrasi SO₂ pada PLTU”[2]

ata	Selisih Pembacaan aktual dan kalkulasi
1	- 23.88%
2	- 29.13%
3	- 27.83%
Rata rata	- 26.94%

Maka, dilakukan kalkulasi penurunan konsentrasi SO₂ pada gas buang yang dibutuhkan agar menjadi 650 mg/Nm³ berdasarkan kalkulasi teoretik dan perkiraan pembacaan aktual sebagai berikut:

Tabel 11 Fraksi penurunan konsentrasi SO₂ pada beban berapapun dari tabel 4 yang dibutuhkan agar menjadi 650 mg/Nm³.

Kadar Sulfur (As Received)	Fraksi Penurunan Kalkulasi	Fraksi Penurunan Perkiraan Aktual
0.3 %	16.34 %	0 %
0.4 %	37.25 %	14.02 %
0.5 %	49.76 %	31.21 %
0.6 %	58.11 %	42.63 %

Pada kalkulasi teoretik, desulfurisasi gas buang perlu dilakukan pada kadar Sulfur 0.3%. Namun pada perkiraan pembacaan aktual, desulfurisasi baru perlu dilakukan pada konsentrasi sulfur sekitar 0.4%.

$$\dot{m}_{Fuel} = \frac{E_{Nett} \times \frac{861 \text{ kCal/kWh}}{\eta_{Nett}}}{GCV_{Fuel}} = \frac{50.000 \text{ kWh} \times \frac{861 \text{ kCal/kWh}}{27.95\%}}{4400 \text{ kCal/kg}} = 35.005 \text{ kg/jam} \quad (4)$$

Maka, besaran produksi SO₂ pada gas buang dapat dikalkulasi dengan persamaan:

$$\dot{m}_{SO_2} = \dot{m}_{Fuel} \times \% S \times \frac{64 \text{ g } SO_2 / \text{mol } SO_2}{32 \text{ g } S / \text{mol } S} \quad (5)$$

Besaran SO₂ yang perlu di kurangi dari gas buang dapat dikalkulasi dengan persamaan:

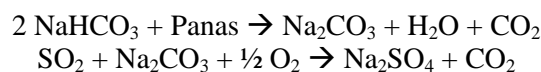
$$\dot{m}_{SO_2 \text{ removal}} = \%_{SO_2 \text{ removal}} \times \dot{m}_{SO_2} \quad (6)$$

Maka, Besaran produksi SO₂ pada gas buang dan SO₂ yang perlu dikurangi adalah:

Tabel 12 Perbandingan Laju massa SO₂ yang harus diambil dari gas buang pada beban 50 MW nett dari kalkulasi teori & perkiraan aktual

Kadar Sulfur (As Received)	$\dot{m}_{SO_2} \left(\frac{kg}{jam} \right)$	$\dot{m}_{SO_2 \text{ removal teori}} \left(\frac{kg}{jam} \right)$	$\dot{m}_{SO_2 \text{ removal actual}} \left(\frac{kg}{jam} \right)$
0.3 %	210.03	34.31	0
0.4 %	280.04	104.3	39.26
0.5 %	350.04	174.17	54.35
0.6 %	420	244.06	179.04

Reaksi kimia desulfurisasi antara SO₂ dan NaHCO₃ adalah sebagai berikut:



Dari reaksi kimia diketahui bahwa 2 mol NaHCO_3 dengan massa molar 84 g/mol akan bereaksi stoikiometrik dengan 1 mol SO_2 dengan massa molar 64 g/mol. Maka, kapasitas desulfurisasi NaHCO_3 adalah sebagai berikut:

$$\text{Rasio Desulfurisasi} = \frac{64 \frac{\text{g}}{\text{mol}}}{2 \times 84 \frac{\text{g}}{\text{mol}}} = 0.38 \frac{\text{g SO}_2}{\text{g NaHCO}_3} \quad (7)$$

Konsumsi NaHCO_3 dapat dikalkulasi dengan persamaan:

$$\dot{m}_{\text{NaHCO}_3} = \frac{\dot{m}_{\text{SO}_2 \text{ removal}}}{0.38 \frac{\text{g SO}_2}{\text{g NaHCO}_3} \times \eta_{\text{NaHCO}_3}} \quad (8)$$

Keterangan:

Besaran η_{NaHCO_3} diasumsi konservatif sebesar 70%. Nilai ini bergantung pada konsentrasi NO_x di gas buang, dan lokasi injeksi NaHCO_3 pada flue gas duct. [1]

Biaya desulfurisasi (Rp/kWh) pada harga NaHCO_3 Rp 2500/kg dapat dikalkulasi dengan persamaan:

$$\text{Biaya Desulfurisasi} = \frac{\dot{m}_{\text{NaHCO}_3} \times \text{Rp}_{\frac{2500}{\text{kg NaHCO}_3}}}{E_{\text{Nett}}} \quad (9)$$

Maka, laju konsumsi NaHCO_3 dan biaya desulfurisasi adalah:

Tabel 13 Laju Konsumsi NaHCO_3 dan biaya desulfurisasi pada beban 50 MW Nett kalkulasi Teori dan perkiraan aktual

Kadar Sulfur (As Received)	$\dot{m}_{\text{NaHCO}_3} \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right)$		Biaya Desulfurisasi (Rp/kWh)	
	Teori	Perkiraan Aktual	Teori	Perkiraan Aktual
0.3 %	128.98	0	6,45	0
0.4 %	392.1	147	19.6	7.35
0.5 %	654	204.28	32.7	10.21
0.6 %	917.51	673	45.87	33.65

4. Kesimpulan dan Saran

- Eksperimen laboratorium dengan simulasi parameter PLTU menunjukkan bahwa NaHCO_3 merupakan adsorbent yang efektif dalam desulfurisasi gas buang PLTU.
- Optimasi dibutuhkan pada sistem DSI FGD, karena biaya NaHCO_3 yang tinggi, dan kebutuhan yang signifikan.
- Lokasi injeksi Pada Saluran Gas Buang PLTU yang terbaik menurut data penelitian adalah area flue gas duct diantara economizer dan air-preheater dengan temperatur tipikal 300-400 °C. Hal ini memungkinkan dekomposisi termal terbaik, dan waktu reaksi yang terlama sebelum mencapai Electrostatic Precipitator.
- Efek penambahan byproduct desulfurisasi, dan hubungannya dengan kompatibilitas electrostatic precipitator perlu dikaji.
- Efek penambahan byproduct desulfurisasi, dan hubungannya dengan kompatibilitas fly ash untuk keperluan pabrik semen perlu dikaji.

Keterangan Notasi

$\eta_{\text{Desulfurisasi}}$ Efisiensi Desulfurisasi (%)
 η_{NaHCO_3} Efektivitas utilisasi NaHCO_3 (%)

M_{NaHCO_3}	Massa $NaHCO_3$	(g)
M_{SO_2}	Massa SO_2	(mg)
C_{SO_2}	Konsentrasi SO_2	$\left(\frac{mg}{Nm^3}\right)$
\dot{m}_{SO_2}	Laju massa SO_2 pada gas buang	$\left(\frac{kg}{jam}\right)$
$\dot{m}_{SO_2\ removal}$	laju massa SO_2 yang diambil dari gas buang	$\left(\frac{kg}{h}\right)$
$\%_{SO_2\ removal}$	% massa SO_2 yang perlu diambil dari gas buang	(%)
\dot{m}_{NaHCO_3}	Laju massa injeksi $NaHCO_3$ di saluran gas buang	$\left(\frac{kg}{h}\right)$
E_{Nett}	Energi Listrik Netto Keluaran PLTU	(kWh)
GCV_{Fuel}	Gross Calorific Value Bahan Bakar	$\left(\frac{kCal}{kg}\right)$
\dot{m}_{Fuel}	Laju massa Bahan Bakar	$\left(\frac{kg}{h}\right)$
$\% S$	Persen Berat Sulfur "As Received Basis" pada Bahan Bakar	(% AR)

Daftar Pustaka

- [1] Susetyo M. A., 2016. *Penelitian Desulfurisasi Gas Skala Laboratorium sebagai basis aplikasi Flue Gas Desulfurizer sisem kering pada Pembangkit Listrik*. Bandung
- [2] Susetyo M. A , 2016. *Korelasi Antara nilai kalori batubara, kadar sulfur, dan konesntrasi SO_2 pada PLTU*, Bandung.
- [3] Menteri Lingkungan Hidup. 2008. *Keputusan Menteri Negara Lingkungan Hidup No 21 Tahun 2008*. Jakarta
- [4] TATA. 2017. *TATA Chemical $NaHCO_3$ Manufacturer's Brochure*