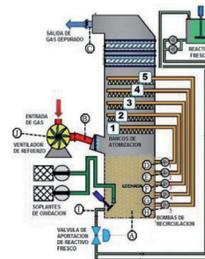


# Nueva herramienta para la operación económica en una planta de desulfuración húmeda de los gases de combustión



NEW TOOL TO REDUCE OPERATING COSTS IN A WET FLUE GAS DESULFURIZATION PLANT

DOI: <http://dx.doi.org/10.6036/6986> | Recibido: 16/10/2013 • Aceptado: 10/02/2014

Jose Luis Aranda-Hidalgo<sup>1</sup>, M<sup>a</sup> Ángeles Martín-Santos<sup>2</sup> y Antonio Martín-Martín<sup>2</sup>

<sup>1</sup> Central Térmica Puente Nuevo. E. ON Generación, S. L. CT. Nacional 432, KM. 232. 14014 Espiel (Córdoba, Spain). Tlfno: +34 957 368100. jose.luis.aranda@eon.com

<sup>2</sup> UNIVERSIDAD DE CÓRDOBA. Dpto Química Inorgánica e Ingeniería Química. Ctra. Madrid, km 396 - 14071 Córdoba. Tfn: +34 957 212273. iq2masam@uco.es.

## ABSTRACT

- Large coal combustion plants must ensure that their emissions comply with the emission limit values set by the prevailing legislation. In this paper, we study flue gas desulphurisation at the Puente Nuevo Power Plant (330 MW, Spain). The objective is to optimise energy and reagent consumption. The results were obtained at industrial scale using the following variables: pH, liquid absorbent flow, flue gas flow, residence time in the absorber, and energy consumption associated with the process developing a new tool for use as an operation protocol that allows to economize the process in wet flue gas desulphurization plants of optimum and safety form. The study was carried out taking into account compliance with the current emission limit values established under Spain's National Emission Reduction Plan for Large Combustion Plants and with a view to stricter legislation in the future.
- **Key Words:** desulphurisation, flue gas, power plant, limestone, wet absorption, sulphur dioxide, air pollution, coal, LSFO, FGD.

## RESUMEN

Las grandes instalaciones de combustión de carbón deben operar de forma que sus emisiones estén dentro de los valores límites de emisiones marcados por la legislación imperante. En este sentido, se ha estudiado la desulfuración de los gases de combustión de la Central Térmica de Puente Nuevo (330 MW, España), buscando como objetivo la optimización del consumo energético y de reactivo. Los resultados se han obtenido a escala industrial incluyendo en el estudio las variables pH, caudal de líquido absorbente, caudal de gases de combustión, tiempo de residencia en el absorbedor y consumo energético asociado al proceso, desarrollando una nueva herramienta que se puede utilizar como protocolo de funcionamiento para economizar el proceso de forma óptima y segura en las plantas de desulfuración húmeda de los gases de combustión. Todo ello desde la perspectiva del cumplimiento del valor límite de emisión actual establecido por el Plan Nacional de Reducción de Emisiones de la Grandes Instalaciones de Combustión y de su posible endurecimiento futuro.

**Palabras Clave:** desulfuración, gases de combustión, central térmica, caliza, absorción húmeda, dióxido de azufre, contaminación atmosférica, carbón, LSFO, FGD.

## 1. INTRODUCCIÓN

El uso del carbón como combustible se encuentra actualmente regulado, estableciéndose los límites de emisión de los distintos contaminantes atmosféricos (SO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub> y partículas). Así las instalaciones han modificado sus procesos de forma que se justifica la necesidad de optimización, sobre todo en el consumo energético, y la creación de protocolos de funcionamiento, basados en resultados experimentales.

[ver apartado 1 de pdf "para profundizar"]



Las tecnologías de desulfuración son muy diversas, aunque la desulfuración húmeda con lechada de caliza es la más empleada. La tecnología ha hecho grandes avances en este campo, reuniéndose numerosos estudios a pequeña y gran escala sobre la modelización del proceso, señalando numerosas variables como importantes.

[ver apartado 2 de pdf "para profundizar"]

El objetivo de este trabajo es evaluar la influencia sobre la eliminación de SO<sub>2</sub> de los gases de combustión, de las principales variables de operación de un absorbedor industrial, cuantificando los consumos energéticos y de reactivo asociados. Se pretende con ello, facilitar un modo de operación más económico y seguro con la intención de defender un punto de encuentro entre dos elementos históricamente enfrentados: gastos de consumo energético y reactivos en la explotación versus emisiones / imagen medioambiental de la empresa.

## 2. MATERIALES Y MÉTODOS

La investigación se ha realizado en la Planta de Desulfuración de Gases de la Central Térmica de Puente Nuevo durante su funcionamiento, siempre dentro de los valores máximos de emisiones que le asignó el PNRE-GIC (400 mg/Nm<sup>3</sup>) [2]. La planta desulfuradora está dimensionada para depurar un caudal de gases variables entre 350.000 y 1.200.000 Nm<sup>3</sup>/h,

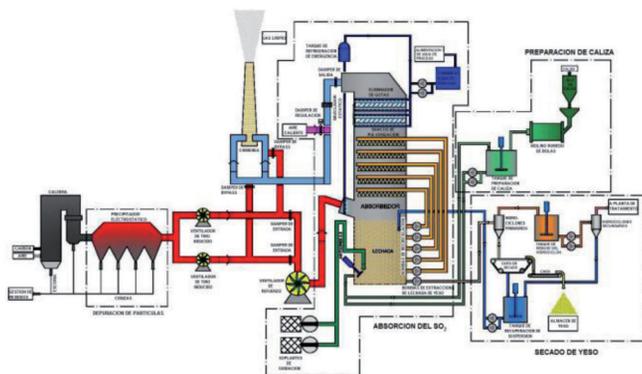


Fig. 1: Esquema del Sistema de Desulfuración de Gases de Combustión de la Central Térmica de Puente Nuevo

con un contenido en SO<sub>2</sub> entre 800 y 6.500 mg/Nm<sup>3</sup>. Utiliza la tecnología no regenerable basada en la absorción húmeda, empleando como reactivo el carbonato cálcico y oxidando los sulfitos a sulfatos mediante aireación forzada, obteniendo como subproducto yeso; este método se conoce a nivel internacional como *Wet Limestone Forced Oxidation Flue Gas Desulphurization* (LSFO FGD). El volumen útil del absorbedor es de 1900 m<sup>3</sup>.

Las variables experimentales objeto de estudio han sido el caudal de lechada de caliza, el tiempo de contacto entre el líquido y el gas, el pH del tanque del absorbedor (cárter) y el caudal de gases (cuantificado a través de la potencia eléctrica de la Central Térmica), evaluando la repercusión que cada una de ellas individualmente o que en su conjunto ejercen sobre el consumo de potencia de la planta desulfuradora.

### 2.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESULFURACIÓN DE GASES DE COMBUSTIÓN DE LA CENTRAL TÉRMICA DE PUENTE NUEVO

El sistema de desulfuración (Figura 1) se encuentra integrado en la Central Térmica con las correspondientes modificaciones del proceso y medidas para conducir los gases tratados a la chimenea sin que alcancen el punto de rocío.

[ver apartado 3 de pdf "para profundizar"]

El control de la desulfuración a escala real se lleva a cabo a través de las variables de operación, repercutiendo en la eficacia de la unidad. En la Figura 2 se recogen las variables relevantes en este estudio.

[ver apartado 4 de pdf "para profundizar"]

Los límites de operación están restringidos por el valor límite máximo de emisión de SO<sub>2</sub> (400 mg/Nm<sup>3</sup> de SO<sub>2</sub> al 6% de O<sub>2</sub>) [2] y el pH límite mínimo para evitar corrosión en el equipo (pH=4).

[ver apartado 5 de pdf "para profundizar"]

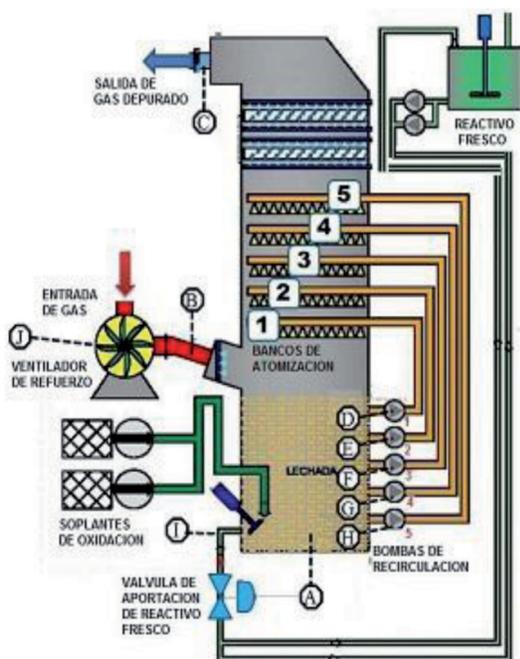


Fig. 2: Puntos de medida en el absorbedor de la Central Térmica de Puente Nuevo

PUNTOS DE MEDIDA		
Punto	Descripción	Unidad
A	pH del carter del absorbedor	pH
B	Concentración de SO <sub>2</sub> de los gases de combustión a la entrada del absorbedor	mg/Nm <sup>3</sup> normalización 6% de O <sub>2</sub>
C	Emisiones de SO <sub>2</sub> , concentración de SO <sub>2</sub> a la salida del absorbedor.	mg/Nm <sup>3</sup> , normalización 6% de O <sub>2</sub>
D	Consumo eléctrico de la bomba de recirculación 1	kWh
E	Consumo eléctrico de la bomba de recirculación 2	kWh
F	Consumo eléctrico de la bomba de recirculación 3	kWh
G	Consumo eléctrico de la bomba de recirculación 4	kWh
H	Consumo eléctrico de la bomba de recirculación 5	kWh
I	Caudal másico de aportación de lechada fresca de caliza	Kg/h
J	Consumo eléctrico del ventilador de refuerzo	kWh

2.2. MATERIALES

	%Hum	%Cen s/s	%Mv s/s	PCS s/h kcal/kg	PCI s/s kcal/kg	%S s/s	%C s/s	%H s/s	%N s/s	%O s/s
Antracita	8,46	46,41	18,41	3660	3490	0,74	41,95	2,58	0,83	7,48
Hulla	8,58	38,97	23,37	4217	4017	0,73	47,45	3,11	1,00	8,73

Tabla 1: Características del carbón consumido en la Central Térmica de Puente Nuevo en 2012

Combustible

[ver apartado 6 de pdf "para profundizar"]

Donde PCS y PCI son el poder calorífico superior e inferior y % Hum, % Cen y % Mv los porcentajes de humedad, cenizas y materia volátil.

Reactivo

[ver apartado 7 de pdf "para profundizar"]

	% en peso sobre seco
Sólidos totales en suspensión	30 ± 5
CaCO <sub>3</sub>	96 ± 2
MgCO <sub>3</sub>	≤ 1
Inertes	≤ 6
Tamaño de grano (<44 µm)	90 ± 2

Tabla 2: Características de la lechada de caliza utilizada como reactivo

Bancos de atomización y bombas de recirculación

[Ver apartado 8 de pdf "para profundizar"]

Bomba	Potencia nominal motor especificaciones del fabricante (kW)	Potencia real del motor en los experimentos (kW)	Altura de descarga sobre la entrada de gas (m)
Nº1	600	541	5.8
Nº2	650	570	7.5
Nº3	700	602	9.3
Nº4	750	677	11.0
Nº5	800	632	12.8

Tabla 3: Características de las bombas centrífugas de recirculación

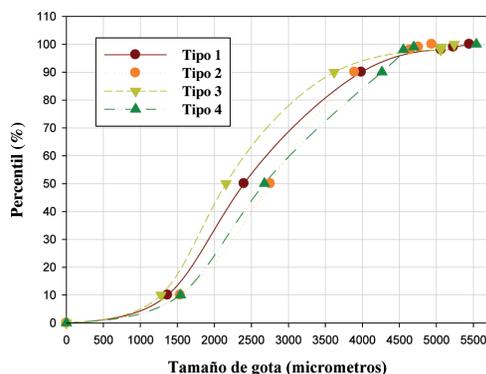


Fig. 3: Distribución acumulada del tamaño de gota de los rociadores de lechada de caliza

[ver apartado 9 de pdf "para profundizar"]

2.3. DISEÑO DE EXPERIMENTOS

Para evaluar el funcionamiento de la planta se han diseñado diversos conjuntos de experimentos (tabla 4), de forma que en primer lugar se evalúan la influencia de L, tiempo de contacto y pH independientemente en los experimentos 1 a 5. A continuación, en el conjunto de experimentos 6, se ha estudiado la influencia de la relación L/G, lo cual ha incluido una modificación de la potencia eléctrica generada en la planta para alterar el caudal de gases de combustión (G). Finalmente se ha procedido al estudio conjunto de la influencia de todas las variables seleccionadas sobre la eficacia de la planta y sobre la potencia eléctrica consumida en el absorbedor, lo cual es de gran interés ya que su optimización se orienta a seleccionar el adecuado modo de operación del proceso (conjunto de experimentos 7).

En todos los casos, para evaluar el efecto sobre la desulfuración de los gases de combustión se ha utilizado la eficacia definida como (eq 2):

$$\eta = \frac{SO_{2 \text{ entrada}} - SO_{2 \text{ salida}}}{SO_{2 \text{ entrada}}} \quad (eq 2)$$

Donde η es la eficacia y SO<sub>2entrada</sub> y SO<sub>2salida</sub> son las concentraciones de dióxido de azufre en los gases de combustión y salida del desulfurador (mg SO<sub>2</sub>/Nm<sup>3</sup>).

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1. INFLUENCIA DEL CAUDAL DE LÍQUIDO

En un absorbedor de SO<sub>2</sub>, dentro de las variables más fácilmente manipulables se encuentra el caudal de líquido L [13]. Para evaluar la influencia del caudal de lechada de cal sobre la eliminación de SO<sub>2</sub>, en el sistema estudiado, se ha modificado el número de bombas puestas en funcionamiento simultáneamente, manteniendo tanto el pH del tanque del absorbedor como el caudal de gases a tratar. En este sentido un aumento de dos (1-2) a cuatro bombas (1-2-3-4), conduce a una inmediata reducción de la concentración de SO<sub>2</sub>, como se recoge en la figura 4A, donde se muestra la evolución de las variables de estudio. Y, como cabía esperar, una reducción en el caudal de líquido, concretamente el correspondiente al funcionamiento de una bomba (1-2-3 a 1-2), incrementa la concentración de este contaminante (figura 4B). Según Villanueva [20], la eficacia de estos sistemas es muy dependiente de la concentración de entrada de SO<sub>2</sub> y del pH del tanque

DENOMINACIÓN	OBJETIVO	pH	Número Bombas (L)	Combinación de bombas (Tiempo de contacto)	Caudal de gases de combustión (G)
Experimentos 1 y 2	Influencia del caudal de líquido recirculado sobre las emisiones de SO <sub>2</sub> y el consumo de potencia eléctrica del sistema.	n.d.	Variable	Variable	Constante
Experimento 3	Influencia del tiempo de contacto sobre las emisiones de SO <sub>2</sub> y el consumo de potencia eléctrica del sistema.	n.d.	Constante	Variable	Constante
Experimentos 4 y 5	Influencia del pH sobre la eficacia de desulfuración	Variable	Constante	Constante	Constante
Conjunto de experimentos 6	Influencia de la relación L/G sobre las emisiones de SO <sub>2</sub>	Constante	Constante	Constante	Variable
Conjunto de experimentos 7	Influencia del pH, relación L/G y tiempo de contacto sobre las emisiones de SO <sub>2</sub> y consumo de potencia eléctrica del sistema	Variable	Variable	Variable	Constante

Tabla 4: Diseño de experimentos.

n.d.: no determinado

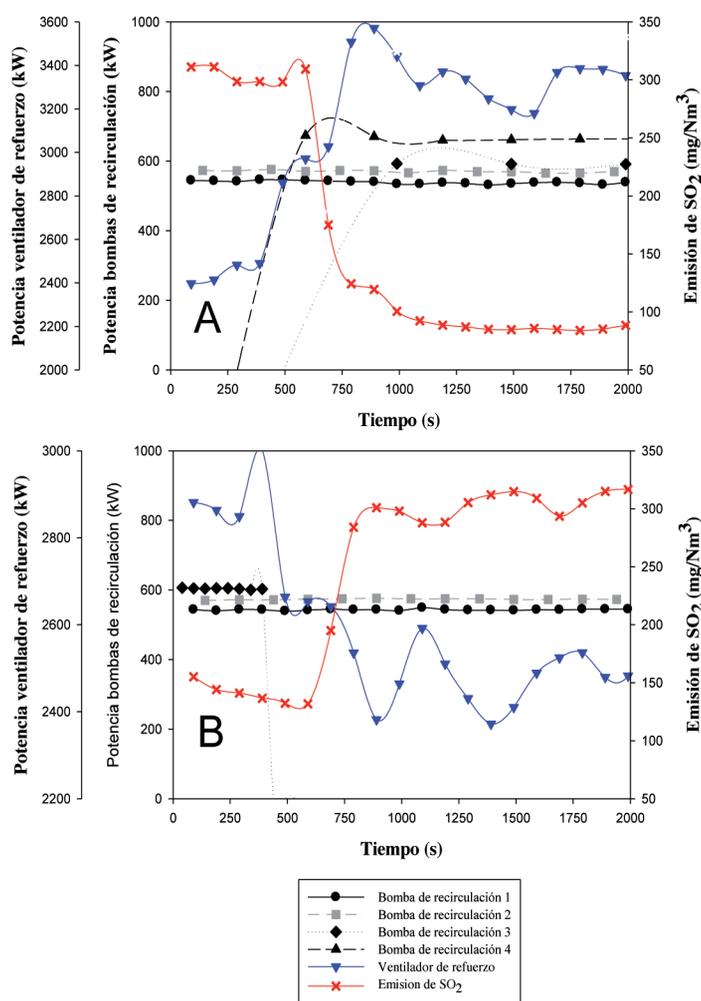


Fig. 4A: Influencia de la elevación del caudal de líquido sobre la concentración de emisión de SO<sub>2</sub> y el consumo eléctrico.

Fig. 4B: Influencia de la disminución del caudal de líquido sobre la concentración de emisión de SO<sub>2</sub> y el consumo eléctrico.

del absorbedor, siendo la verdadera limitación la disolución del SO<sub>2</sub>. Para ello, cuanto mayor caudal de lechada de caliza, mayor será la disolución del dióxido de azufre. Es importante utilizar una caliza muy reactiva para acelerar la dinámica del sistema, ya que cuando se trabaja a pH bajo, la baja relación Ca/S disminuye la capacidad de absorción de SO<sub>2</sub>.

Asociado al número de bombas puestas en funcionamiento existe un consumo de energía eléctrica, al que se le suma la energía consumida por el ventilador de refuerzo. Como es obvio, a mayor número de bombas activas, mayor consumo de energía. Debido a que el caudal de líquido puesto en contracorriente con el gas genera una pérdida de carga, el ventilador de refuerzo consume más energía cuanto mayor caudal de líquido se haga circular por el absorbedor.

De conformidad con los datos facilitados por el fabricante o determinados experimentalmente (M&M), en la tabla 5 se recogen cuantitativamente las variaciones en el caudal de líquido, concentración de SO<sub>2</sub> y consumos de potencia en ambos experimentos, así como los porcentajes de variación, que aunque son muy ilustrativos no siempre son tan clarificantes, ofreciendo una primera visión cuantitativa del funcionamiento del absorbedor. Un aumento del 100% del caudal de lechada de caliza reduce las emisiones en un 72 %, mientras que una disminución del 33 % del caudal conduce a un aumento del 110 % en la concentración de SO<sub>2</sub> en los gases de chimenea. A la luz de los resultados, cuando se pretende aumentar la eficacia de la absorción de SO<sub>2</sub> se requiere una mayor variación del caudal de lechada para producir una misma variación en la concentración de SO<sub>2</sub>, o lo que es lo mismo, la eficacia marginal decrece con el aumento del caudal. Por ello, y dado que las bombas puestas en funcionamiento son más numerosas, se consume mayor potencia eléctrica.

### 3.2. INFLUENCIA DEL TIEMPO DE CONTACTO

En un absorbedor, incluso manteniendo constante el caudal de lechada de caliza, el pH del tanque y el caudal de gases

a tratar, se producen cambios en el rendimiento del mismo si el tiempo de contacto entre el gas y el líquido varía. Esta modificación se puede llevar a cabo con distintas combinaciones de bombas, ya que rocían la lechada a distinta altura. Así, la modificación de las bombas 1-3-4 por 1-2-3 reduce el consumo eléctrico (3%) pero incrementa las emisiones de SO<sub>2</sub> (19%) (Fig. 5).

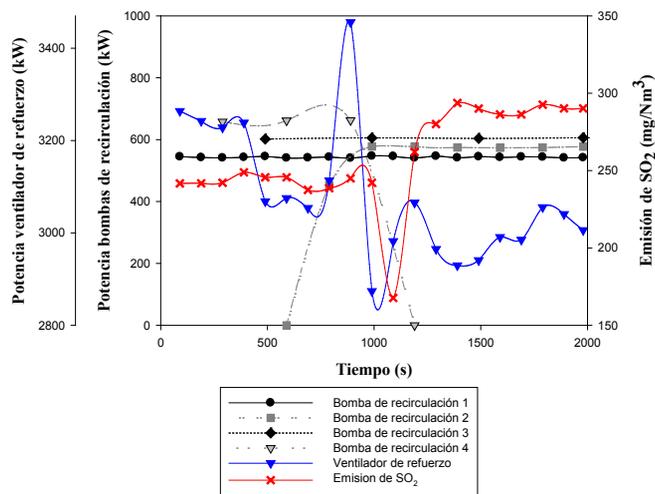


Fig. 5: Influencia de la elevación del tiempo de contacto líquido-gas sobre la concentración de emisión de SO<sub>2</sub> y el consumo eléctrico

Si se evalúa la modificación de la combinación de bombas, en este caso, una disminución promedio de 1,2 metros en la pulverización del líquido conlleva el incremento de 47 mg SO<sub>2</sub>/Nm<sup>3</sup> en la concentración de gases que abandona el absorbedor. Las gotas de niveles inferiores recorren menos longitud, disminuyendo la absorción química del SO<sub>2</sub> [16].

### 3.3. EFECTO DEL pH

El pH del líquido contenido en el cárter es la variable principal de control de las emisiones de SO<sub>2</sub> [6]. La alcalinidad favorece la retención de SO<sub>2</sub>, mejorando el rendimiento de desulfuración.

El funcionamiento de mayor o menor número de bombas es independiente de que se fije el pH constante en el tanque del absorbedor. Como se ha detallado en el diseño del absorbedor, para modificar el pH el modo de operación incluye añadir al circuito de recirculación de reactivo, lechada de caliza fresca. Debido a que la regulación de la planta no tiene un control lo suficientemente preciso sobre la adición de caliza, y dado que normalmente opera al pH de 5,5 (pH recomendado por el fabricante), para la realización de este experimento la apertura de la válvula de adición se ha realizado manualmente.

Los datos que se presentan en la Tabla 6 corresponden con la generación a la máxima potencia, por lo cual el caudal de gases es el máximo, y se encuentran en funcionamiento las bombas de recirculación 1, 3 y 4.

	EXPERIMENTO 1			EXPERIMENTO 2			EXPERIMENTO 3		
	Inicio	Final	Δ (%)	Inicio	Final	Δ (%)	Inicio	Final	Δ (%)
Caudal de líquido recirculado según fabricante "L" (m <sup>3</sup> /h)	14.000	28.000	+ 100	21.000	14.000	- 33	21000	21000	0
Emisiones de SO <sub>2</sub> (mg/Nm <sup>3</sup> , normalizado al 6% de O <sub>2</sub> )	303	84	- 72	145	304	+ 110	242	289	+ 19
Rendimiento del absorbedor (%)	84	96	+ 12	92	84	- 9	91	85	- 7
Sumatorio de consumo de potencias (kW)	3.570	5.718	+ 60	4.614	3.593	- 22	4954	4787	- 3
$\frac{\Delta L}{\Delta [SO_2]}$ (m <sup>6</sup> / h·mg SO <sub>2</sub> )		- 63,9			- 44,3			0	
$\frac{\Delta Potencia}{\Delta [SO_2]}$ (kW·Nm <sup>3</sup> gas / mg SO <sub>2</sub> )		- 9,81			- 6,46			- 3,55	

Tabla 5: Comparación entre los resultados de los experimentos 1,2 y 3

	EXPERIMENTO 4			EXPERIMENTO 5		
	Inicio	Final	Δ (%)	Inicio	Final	Δ (%)
Caudal másico de reactivo fresco al absorbedor (kg/h)	14.851	12.855	- 13	17.054	38.944	+ 128
pH del cárter del absorbedor (pH)	5,23	4,25	- 18	5,51	5,73	+ 3
Emisión de SO <sub>2</sub> (mg/Nm <sup>3</sup> normalizado al 6% de O <sub>2</sub> )	168	395	+ 135	124	107	- 13
$\frac{\Delta pH}{\Delta [SO_2]}$ (Unidades pH·Nm <sup>3</sup> gas / mg SO <sub>2</sub> )		- 0,004			- 0,002	
$\frac{\Delta Q_{lechada}}{\Delta [SO_2]}$ (kg·Nm <sup>3</sup> gas / h·mg SO <sub>2</sub> )		- 9			- 1288	

Tabla 6: Influencia del pH sobre la absorción de SO<sub>2</sub>

Analizando los resultados se observa que al disminuir el pH la variación en la concentración de SO<sub>2</sub> es el doble que el del proceso inverso. Este resultado es el esperado ya que, en la lechada recirculada, se agota en mayor medida la caliza en suspensión al reaccionar con el SO<sub>2</sub> cuando se reduce el aporte de reactivo fresco, modificando el valor de pH. Por ello, para elevar la eficacia del absorbedor aumentando el pH, el aporte de caliza por unidad de concentración de SO<sub>2</sub> es muy superior al del proceso inverso. En la bibliografía se recoge que la subida del pH no es lineal con la caliza fresca adicionada al sistema, inclusive menciona como el pH requiere de un largo tiempo para alcanzar un estado estacionario al elevar el aporte de reactivo [16].

Realmente existe un razonable compromiso entre el grado de desulfuración y la caliza residual presente en el yeso que abandona el tanque del absorbedor. Esta caliza eleva el coste del proceso ya que proviene de la adición de lechada fresca que eleva el pH [10].

### 3.4. EFECTO DE LA RELACIÓN L/G

En la central térmica objeto de estudio, el funcionamiento habitual del absorbedor incluye operar con tres bombas de recirculación, independientemente del caudal de gases a tratar. Obviamente, los resultados obtenidos en el rendimiento de desulfuración no son los mismos. Al operar la central a menos carga, al menos se modifican el caudal de gases, la relación líquido/gas, el tiempo de contacto y la potencia consumida por el ventilador de refuerzo, siempre que se mantenga en pH prefijado para el cárter del absorbedor. Debido a la demanda de Red Eléctrica Española (REE), en algunas ocasiones se opera a una potencia intermedia, por lo que, al quemar menos carbón, se genera menor caudal de gases de combustión. En la figura 6 se recogen los valores del caudal de gases (G, Nm<sup>3</sup>/h) para potencias eléctricas que oscilan entre 160 y 340 MW. Para este rango de operación, G se encuentra en el rango de 60.000 a 1.100.000 Nm<sup>3</sup>/h. Dado que la producción de gases es directamente proporcional a la potencia eléctrica generada se puede establecer como factor de proporcionalidad 2600 Nm<sup>3</sup>/h cada MW producido.

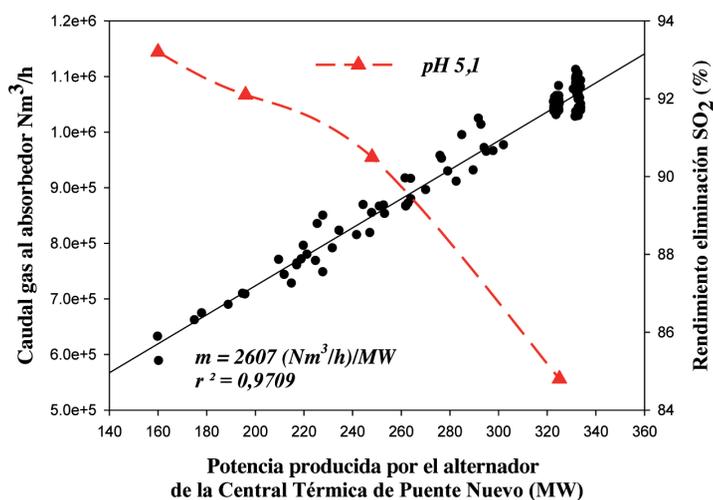


Fig. 6: Evolución del caudal de gases de combustión y rendimiento de la planta desulfuradora con la potencia eléctrica generada por la C. T. Puente Nuevo para un pH y caudal de lechada de caliza constante

Si no se modifica en la operación la relación aire/combustible, el caudal de gas es proporcional a la potencia, pero la concentración de SO<sub>2</sub> en los gases no varía. Por lo tanto, sin variar el pH ni la combinación de bombas de recirculación, la diferencia de rendimientos del absorbedor radica en la modificación de la relación L/G cuyos valores se recogen en la Tabla 7.

	CONJUNTO DE EXPERIMENTOS 6			
Potencia eléctrica (MW)	325	248	196	160
Rendimiento del absorbedor (%)	85	91	92	93
Potencia eléctrica consumida por el ventilador de refuerzo (kW)	2.907	1.748	1.355	911
Potencia eléctrica total consumida en el absorbedor (kW)	5.464	3.456	3.063	2.619
Relación L/G (L/Nm <sup>3</sup> )	20	26	30	34

Tabla 7: Influencia de la relación L/G

Como se puede observar, en el intervalo estudiado se produce una reducción del 52 % en el consumo de energía del absorbedor, debido a la reducción de trabajo ejercido en el ventilador de refuerzo, al mover un caudal de gases inferior. La relación L/G en este rango de trabajo oscila entre 20 y 34 consiguiendo un rendimiento en la desulfuración en el rango de 85 a 93 % aproximadamente (Figura 6). Diversos autores realizan estudios con relaciones L/G comprendidas entre 9 y 22 en sus estudios predictivos, coincidiendo todos ellos en el aumento de eficacia al aumentar la relación L/G [16, 17].

La modificación de la relación L/G no solo es posible actuando sobre el caudal de gases, sino que en la central de Puente Nuevo también se puede actuar sobre el caudal de lechada recirculada o ambos caudales simultáneamente. Los resultados que a continuación se muestran se han obtenido con la central operando a máxima potencia y a distintos valores de pH alterando el número y combinación de bombas puestas en funcionamiento (modificación de L, L/h y L/G, L/Nm<sup>3</sup>). Las distintas combinaciones de bombas de recirculación se encuentran recogidas en la Tabla 8.

Para la recopilación de estos resultados es necesario mencionar que, debido a las limitaciones establecidas en las emisiones de SO<sub>2</sub>, los experimentos con 2 bombas de recirculación y los datos resultantes de baja aportación de lechada de caliza fresca son menos numerosos, simplemente por lo arriesgado de la operación a escala real. A bajo pH, se rebasa rápidamente el VLE y dada la inercia de la planta es prácticamente imposible recuperar este valor límite rápidamente con tan bajo caudal de caliza recirculada. Adicionalmente, existe la limitación en la operación con 4 o más bombas ya que el ventilador de refuerzo no tiene capacidad suficiente de aspiración.

De manera general se puede observar (Fig.7) que al aumentar el pH aumenta la eficacia en la desulfuración de los gases de combustión. La presencia de mayor concentración de

CONJUNTO DE EXPERIMENTOS 7	A	B	C	D	E
Bomba de recirculación 1 / 1 <sup>er</sup> banco de atomización	+	+	+	+	+
Bomba de recirculación 2 / 2 <sup>o</sup> banco de atomización	+	+	-	-	+
Bomba de recirculación 3 / 3 <sup>er</sup> banco de atomización	-	+	+	+	+
Bomba de recirculación 4 / 4 <sup>o</sup> banco de atomización	-	-	+	-	+
Bomba de recirculación 5 / 5 <sup>o</sup> banco de atomización	-	-	-	+	-

Nota: + En operación; - fuera de operación

Tabla 8: Combinaciones de las diferentes bombas de recirculación / niveles de atomización

<sup>1</sup> <sup>2</sup> Bombas de recirculación / bancos de atomización en funcionamiento	1,2	1,2,3	1,3,4	1,3,5	1,2,3,4
Relación L/G (L/Nm <sup>3</sup> )	13	20	20	20	26
Potencia total de bombas de recirculación (kW)	1.116	1.708	1.826	1.776	2.358
Potencia del ventilador de refuerzo (kW)	2.454	2.907	3.186	3.058	3.360
Potencia total consumida en el absorbedor (kW)	3570	4615	5012	4834	5718

Tabla 9: Conjunto de experimentos 7. Evolución del caudal L y tiempo de contacto a distintos valores de pH.

<sup>1</sup> La potencia máxima del alternador es 330 MW. Todos los ensayos fueron realizados en esta situación.

<sup>2</sup> Sólo se consideran las potencias de las bombas de recirculación y el ventilador de refuerzo. Las potencias del resto de los equipos auxiliares no son tenidas en cuenta por no ser objeto de este estudio.

caliza aumenta la concentración de Ca<sup>2+</sup> libre lo que favorece la formación de CaSO<sub>3</sub>, el cual será posteriormente retirado como CaSO<sub>4</sub>. En la eliminación del SO<sub>2</sub> en este tipo de sistemas, un valor de referencia para la relación molar Ca/S es 0,977 a 1,008 para un rango del pH entre 4,6 y 5,0 [11].

De conformidad con la tendencia en la evolución de la eficacia con el pH, para la operación con dos rociadores, la eficacia a pH 4 es de 71 %, lo que puede rebasar fácilmente el VLE

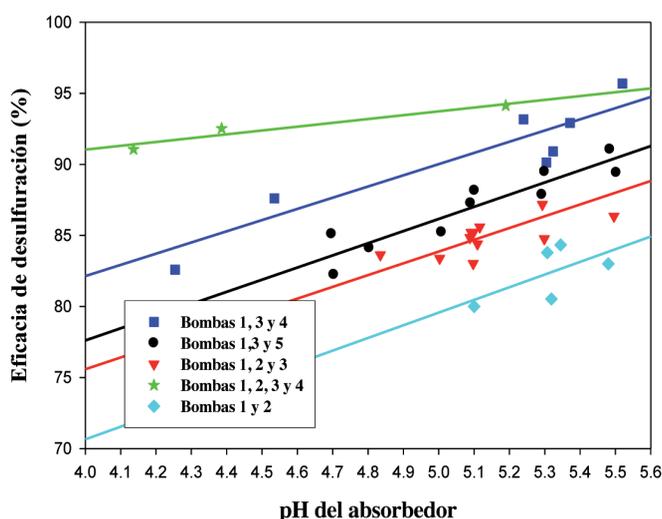


Fig. 7: Conjunto de experimentos 7. Influencia sobre la eficacia de desulfuración del caudal L y tiempo de contacto a distintos valores de pH

para la combustión de carbones españoles con porcentajes de azufre similares a los de la Tabla 1. Por el contrario, en el extremo opuesto se encuentran los resultados con cuatro bombas donde, para las mismas condiciones la eficacia es superior al 90%.

El coste de operación puede reducirse incrementando el pH y reduciendo la relación L/G [11] lo cual se puede alcanzar reduciendo el número de bombas e incrementando la aportación de lechada de caliza fresca al tanque del absorbedor. Trabajar a pH superior a 5,5 supone un coste de reactivo fresco innecesario ya que la planta actualmente tiene margen de actuación modificando cualquier otra de

las variables. Véase en la figura 7 como la eficacia oscila de 84 y 96 %, operando con dos y cuatro bombas. Además, para elevar la eficacia del absorbedor es necesario aportar mucha más lechada de caliza fresca que para bajarlo como ya se puso de manifiesto en el apartado 3.3.

Los experimentos con el mismo número de bombas, pero distinta combinación, tienen evoluciones prácticamente paralelas para la eficacia de la eliminación de SO<sub>2</sub>, debido a que la única modificación es el tiempo de contacto líquido-gas, de forma que a mayor altura promedio de la atomización de la lechada mayor eficacia. Por ello, para obtener una misma eficacia con idéntico caudal de líquido se puede operar o a menor pH, con mayor tiempo de contacto, o a menor altura y mayor aportación de lechada de caliza fresca que eleve el pH. Nuevamente hay que resaltar que la eficacia en las combinaciones de bombas 1-3-4 y 1-3-5 están invertidas debido a que existe la modificación de otra variable: el tamaño de gota. La menor superficie específica de la combinación 1-3-5 hace que la desulfuración sea menos eficaz en este caso, de conformidad con lo establecido en la bibliografía [8, 21].

Finalmente, para un pH constante, al aumentar el número de bombas (ascenso vertical en la grafica), aumenta el caudal de líquido y por lo tanto la relación L/G generando un aumento de la eficacia de la desulfuración. El inconveniente radica, como anteriormente se ha mencionado, en el aumento de consumo de potencia en la unidad de desulfuración.

Basándose en los resultados obtenidos en el conjunto de experimentos realizados, se puede seleccionar el modo de operación más adecuado para no rebasar las limitaciones de

concentración límite de SO<sub>2</sub> y pH limitante para la evitar la corrosión. El problema fundamental, a escala real y en la planta estudiada, es la imposibilidad de medición del caudal real de líquido dosificado por las bombas y niveles de rociado. El caudal de líquido recirculado, además es un valor poco operativo de medir en este caso, debido a que los caudalímetros en tuberías de gran tamaño y con líquidos corrosivos con multitud de partículas en suspensión son caros y requieren mucho mantenimiento.

A efectos de controlar un proceso por parte de un operador, observar el consumo eléctrico de los motores de las bombas de recirculación es suficiente y mucho más económico que controlar L. Además y dado que se dispone de medidores de potencia consumida en todos los equipos, se propone modificar la gráfica anterior sustituyendo la denominación de cada línea (actualmente en función del número de bombas) por la relación entre los consumos de potencia asociados a la impulsión del líquido y aspiración del gas y la potencia eléctrica generada en la planta correspondiente con un caudal proporcional de gases (Figura 6). En consecuencia con lo anterior, se propone en este trabajo expresar L/G (L/Nm<sup>3</sup>) como el cociente P<sub>L</sub>/P<sub>G</sub> (kW/MW) obtenido de conformidad con la Ecuación 3.

Donde P<sub>Bi</sub> es la potencia eléctrica consumida por cada una de las bombas de recirculación, P<sub>VR</sub> la del ventilador de refuerzo y P<sub>G</sub> la potencia generada por la planta.

$$\frac{P_L}{P_G} = \frac{\sum_1^5 P_{Bi} + P_{VR}}{P_G}$$

Una de las ventajas radica en que el ventilador de refuerzo no se suele tener en cuenta en los estudios de desulfuración de gases, los cuales siempre utilizan la variable L referida únicamente al caudal de las bombas de recirculación; sin embargo, más de la mitad de la energía consumida en variar L, la asume el ventilador de refuerzo para vencer la variación de la presión

de la columna del líquido recirculado (Tabla 9). También en el caso de tener un mismo número de bombas, la variable L no discrimina entre las que descargan en otros niveles de bancos.

Para cada planta es necesario determinar las líneas de variación de eficacia de desulfuración en función del pH para cada una de las combinaciones de bombas y potencia eléctrica generada en la planta. De esa forma se dispone de una herramienta simple para determinar el modo de operación más económico en función del consumo de potencia y potencia eléctrica producida en cada momento en la planta. En la figura 8 se muestran los distintos valores de P<sub>L</sub>/P<sub>G</sub> en los casos estudiados, que coinciden con la operación a pleno rendimiento de la Central Térmica de Puente Nuevo.

De conformidad con la Ecuación 2, para un valor límite de concentración de emisión de SO<sub>2</sub> de 400 mg/Nm<sup>3</sup> y cuantificada a través de los sensores de SO<sub>2</sub>, se puede determinar la eficacia mínima para cumplir con la normativa vigente. Por ejemplo, para una concentración de 2000 mg/Nm<sup>3</sup>, concentración habitual en la C.T. de Puente Nuevo e incluida dentro del rango descrito por otros autores [11], el rendimiento mínimo, por debajo del cual se sobrepasa el límite legal de emisiones (VLE), será del 80%. Este valor corresponde con la línea horizontal de la Figura 8 y se desplazará hacia arriba si la concentración de entrada de SO<sub>2</sub> es mayor o hacia abajo si es menor.

Por otro lado, sea cual sea la concentración de SO<sub>2</sub> en los gases de combustión, el pH mínimo (VLpH) es pH=4 por debajo del cual los materiales metálicos de la planta de desulfuración pueden sufrir corrosión.

En la figura 8, al desplazarse desde el punto 1 al 10 por la línea punteada se produce un aumento de costes tanto de reactivos en cada una de las líneas correspondientes a un conjunto de bombas determinado, como en consumo de potencia al saltar de una línea a otra. A este gráfico de operación se le podría denominar “Escalera de Costes del Desulfurador” y puede ser una herramienta de gran interés para los operadores de la planta.

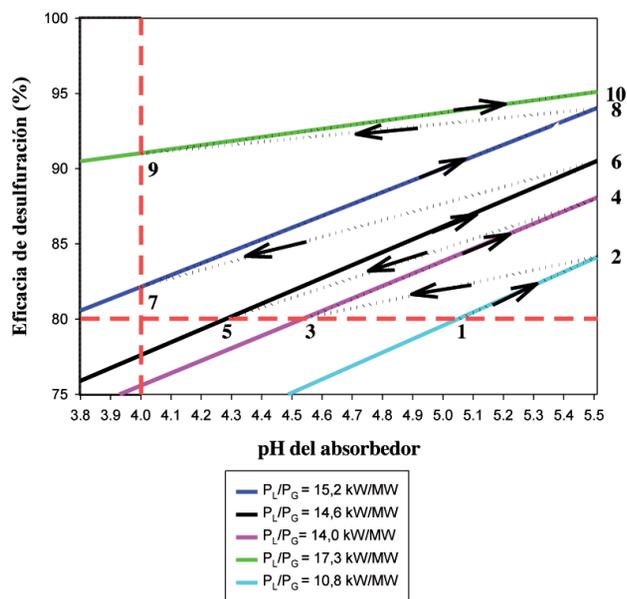


Fig. 8: “Escalera de costes de operación en la desulfuración de los gases de combustión de la Central Térmica de Puente Nuevo”

#### 4. CONCLUSIONES

El incremento del pH en el cárter del absorbedor en el rango estudiado (4,1-5,5) lleva apareado una mejora de la eficacia del sistema cualquiera que sea el caudal de lechada recirculada y el tiempo de residencia.

El caudal de líquido absorbente tiene un marcado efecto sobre la concentración de las emisiones de SO<sub>2</sub>, siendo más acusada la variación al elevar el caudal de este que al disminuirlo.

Manteniendo el caudal, la variación del tiempo de contacto tiene una respuesta inversa a la modificación sobre las emisiones de SO<sub>2</sub>.

En términos de consumo energético total, la situación de menor consumo energético viene asociada a la variación del tiempo de residencia.

La eficacia obtenida en función del pH y del cociente P<sub>L</sub>/P<sub>G</sub> es una interesante herramienta para la operación rutinaria de un absorbedor a escala real ya que permite seleccionar los consumos energéticos asociados a la desulfuración de los gases de combustión. Para generar dicha herramienta, a la que se ha denominado “Escalera de Costes del Desulfurador”, en

cada planta es necesario determinar las líneas de variación de eficacia de desulfuración en función del pH para cada una de las combinaciones de bombas y potencia eléctrica generada en la planta. En la planta objeto de estudio, para trabajar de un modo eficaz y seguro, siempre que se cumpla el límite actual de 400 mg/Nm<sup>3</sup>, es conveniente operar con el menor número de bombas posibles y pH bajo para economizar energía y reactivo. Concretamente a pH superior a 5,0 con dos bombas y 4,5 en el caso de operar con tres.

## AGRADECIMENTOS

Los autores agradecen la colaboración de E. ON Generación, S. L., especialmente a la Central Térmica de Puente Nuevo, Córdoba, España, donde se ha desarrollado el estudio.

## BIBLIOGRAFÍA

- [1] España. Real Decreto 134/2010, de 12 de febrero. Boletín Oficial del Estado, 27 de febrero de 2010, num. 51, p. 19123.
- [2] España. Orden Pre/77/2008, de 17 de enero. Boletín Oficial del Estado, 28 de enero de 2008, num. 24, p. 5061.
- [3] Europa. Directiva 2001/80/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 23 de octubre de 2001. Diario Oficial de las Comunidades Europeas, 27 de noviembre de 2001, L309/1.
- [4] Miller B. "Emissions Control Strategies for Power Plants". Clean Coal Engineering Technology. 2011. P 375-481. (DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/B978-185617-710-8.00009-1>)
- [5] Srivastava R, Jozewicz W. "Flue Gas Desulfurization: The State of the Art". J. Air & Waste Manage. Assoc. December 2001. Vol.51 p.1676-1688
- [6] Srivastava R, Jozewicz W, Singer C. "SO<sub>2</sub> Scrubbing Technologies: A Review". Environmental Progress & Sustainable Energy. December 2001. Vol. 20-4 p 219-228. (DOI: <http://dx.doi.org/10.1002/ep.670200410>).
- [7] Takeshita, M, Soud, H. "FGD performance and experience on coalfired plants". IEA Coal Research. IEACR/58. London 1993.
- [8] Neveux T, Le Moullec Y. "Wet Industrial Flue Gas Desulfurization Unit: Model Development and Validation on Industrial Data". Industrial & Engineering Chemistry Research. 2011. Vol 50 p 7579-759. (DOI: <http://dx.doi.org/10.1021/ie102239q>).
- [9] Gage C L. "Limestone Dissolution in Modelling of Slurry Scrubbing for Flue Gas Desulfurization". Ph.D. Dissertation, Univerisity of Texas, Austin, Austin, TX, 1989.
- [10] Kiil S, Michelsen M, Dam-Johansen K. "Experimental Investigation and Modeling of a Wet Flue Gas Desulfurization Pilot Plant". Industrial & Engineering Chemistry Research. 1998. Vol 37 p 2792-2806. (DOI: <http://dx.doi.org/10.1021/ie9709446>)
- [11] Gutierrez F, Vidal F, Ollero P et al. "Pilot-Plant Technical Assessment of Wet Flue Gas Desulfurization Using Limestone". Industrial & Engineering Chemistry Research. 2006. Vol 45 p 1466-1477. (DOI: <http://dx.doi.org/10.1021/ie051316o>).
- [12] Olausson S, Wallin M, Bjerle, I. "A Model for the Absorption of Sulphur Dioxide into a Limestone Slurry". Chem. Eng. J. 1993, Vol 51, 99. (DOI: 10.1016/0300-9467(93)80016-H).
- [13] Gerbec M, Stergarsek A, Kocjancic R. "Simulation Model of Wet Flue Gas Desulphurization Plant". Comput. Chem. Eng. 1995, 19, Suppl., S283. (DOI: [http://dx.doi.org/10.1016/0098-1354\(95\)00086-H](http://dx.doi.org/10.1016/0098-1354(95)00086-H)).
- [14] Brogren C, Karlsson H T. "Modelling the Absorption of SO<sub>2</sub> in a Spray Scrubber using the Penetration Theory". Chem. Eng. Sci. 1997b, 52, 3085. (DOI: [http://dx.doi.org/10.1016/S0009-2509\(97\)00126-7](http://dx.doi.org/10.1016/S0009-2509(97)00126-7)).
- [15] Nygaard H G, Kiil S, Johnsson J E et al. "Full-scale measurements of SO<sub>2</sub> gas phase concentrations and slurry compositions in a wet flue gas desulphurisation spray absorber". Fuel. 2004. Vol83, p 1151-1164. (DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2003.12.007>).
- [16] Zhong Y, Gao X, Huo W et al. "A model for performance optimization of wet flue gas desulfurization systems of power plants". Fuel Processing Technology. 2008. Vol 89, p 1025-1032. (DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuproc.2008.04.004>).
- [17] Zhao J, Jin B, Zhong Z. "The Degree of Desulphurization of a Limestone/Gypsum Wet FGD Spray Tower using Response Surface Methodology" Chem. Eng. Technol. 2007. Vol 30-4, p 517-522. (DOI: <http://dx.doi.org/10.1002/ceat.200600347>).
- [18] Kohl A, Nielsen R. "Gas Purification". 5th ed. Houston: Gulf Pub, 1997. 669p.
- [19] Villanueva A, Ollero P, Gutierrez F J et al. "Model Predictive Control of a Wet Limestone Flue Gas Desulfurization Pilot Plant". Industrial & Engineering Chemistry Research. 2009. Vol 48 p 5399-5405. (DOI: <http://dx.doi.org/10.1021/ie801530x>).
- [20] Villanueva A, Ollero P, Gutierrez F J et al. "Dynamic Analysis and Identification of a Wet Limestone Flue Gas Desulfurization Pilot Plant". Industrial & Engineering Chemistry Research. 2008. Vol 47 p 8263-8272. (DOI: <http://dx.doi.org/10.1021/ie071582x>).
- [21] Dou B, Pan W, Jin Q et al. "Prediction of SO<sub>2</sub> removal efficiency for wet Flue Gas Desulfurization". Energy Conversion and Management. 2009. Vol. 50 p 2547-2553. (DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2009.06.012>).