

Archivo

F. De Luján

IF

087



Desulfurización

Quedó

DEPURACION DE HUMOS ALCALINOS EN  
MAQUINAS DE SINTERIZAR

PNAMPM

Enero, 1985

empresa nacional adaro de  
investigaciones mineras, s.a.  
enadimsa

50200

TITULO	<u>DEPURACION DE HUMOS ALCALINOS EN</u> <u>MAQUINAS DE SINTERIZAR</u>
CLIENTE	PNAMPM
FECHA	Enero, 1985

Referencia: P-144

Departamento: Mineralurgia

I N D I C E

=====

	<u>Pág.</u>
1.- <u>INTRODUCCION</u> .....	1
2.- <u>OBJETIVOS DE LOS ENSAYOS</u> .....	2
3.- <u>TRABAJOS EXPERIMENTALES</u> .....	3
3.1.- CONSIDERACIONES GENERALES .....	3
3.2.- PLANIFICACION Y ORDEN CRONOLOGICO DE REALIZACION DE LOS ENSAYOS .....	4
3.3.- VARIABLES ESTUDIADAS Y PARAMETROS CON TROLADOS EN CADA ENSAYO .....	4
4.- <u>RESULTADOS Y CONCLUSIONES</u> .....	7

## 1.- INTRODUCCION

Dentro del presente informe se describen brevemente los resultados mas destacados de los ensayos y estudios realizados por ENSIDESA encaminados a la depuración de humos alcalinos producidos en la desalcalinización de minerales de hierro en máquinas de sinterizar. Estos estudios se han realizado dentro del marco del PNAMPM, según el programa elaborado en abril de 1983.

Los estudios de depuración de humos se encuadran dentro del proceso de desalcalinización desarrollado por ENSIDESA y que, básicamente, consiste en adicionar cloruro cálcico o magnesio a la mezcla de minerales de hierro durante el proceso de sinterización, consiguiéndose eliminar hasta un 70% de los alcalis contenidos. De esta forma se consigue mejorar la calidad del sinter, reduciendo, además, los nefastos efectos de los alcalis en la operación del horno alto.

## 2.- OBJETIVOS DE LOS ENSAYOS

- Comprobar la eficacia de la depuración de humos alcalinos mediante el empleo de un nuevo filtro de grava desarrollado por Lurgi-Technik.
- Estudio de la recuperación de los metales de plomo y cinc contenidos en los cloruros alcalinos y su eliminación.

### 3.- TRABAJOS EXPERIMENTALES

#### 3.1.- CONSIDERACIONES GENERALES

Para obtener la depuración de los humos producidos en el proceso de desalcalinización en hornos de sinterizar, existen, en principio, varias alternativas. Señalemos, por ejemplo, la precipitación electrostática en seco, el "Venturi scrubber" en húmedo, la precipitación electrostática en húmedo y la precipitación en filtros de grava electrostáticos. Este último sistema ha sido seleccionado como el más adecuado para el caso que nos ocupa. Se conocen dos tipos de filtros de grava electrostáticos, el de medio filtrante móvil y el fijo. El primero se utiliza actualmente en las instalaciones de ISCOR, en Africa del Sur, mientras que el segundo ha sido desarrollado por Lurgi-Technik y es el empleado en los estudios realizados en esta ocasión.

Este filtro se instaló dentro del esquema general de depuración de humos de la planta que incluye un ciclón previo al filtro para eliminar partículas de polvo de granulometría gruesa y un electrofiltro Elex situado en el conducto principal de la máquina e independiente del filtro de grava electrostático.

Detalles de la construcción y funcionamiento de este filtro se encuentran en los informes que se adjuntan (ANEXOS).

### 3.2.- PLANIFICACION Y ORDEN CRONOLOGICO DE REALIZACION DE LOS ENSAYOS

Los ensayos se realizaron de acuerdo con el plan previsto en el apartado 4 de la Memoria presentada al Comité de Supervisión del PNAMPM en abril de 1983, si bien y dado que los estudios de depuración de humos no dieron resultados satisfactorios y, en consecuencia, no se pudieron recoger las emisiones de polvos, no se ha realizado la segunda parte del programa previsto, consistente en la recuperación de los metales valiosos existentes en los cloruros obtenidos en los polvos de depuración.

La cronología de la realización de los ensayos, una vez finalizado el montaje y la instalación del filtro y equipos auxiliares, fue:

- 1º. Pruebas previas (diciembre 1983)
- 2º. Primera fase de ensayos (ensayos 1-21) (junio 1984)
- 3º. Segunda fase de ensayos (ensayos 22-43) (julio 1984)

### 3.3.- VARIABLES ESTUDIADAS Y PARAMETROS CONTROLADOS EN CADA ENSAYO

#### 3.3.1.- Pruebas previas

Esta fase puede considerarse como de puesta a punto, por consiguiente, sólo se ha estudiado la influencia de la cantidad de  $Cl_2Ca$  añadida ( $Cl_2Ca$  0 kg/t y 4 kg/t de mezcla), controlándose la caída de presión en el filtro.

### 3.3.2.- Primera fase de los ensayos

La variable estudiada ha sido la cantidad de  $Cl_2Ca$  (0/1/1,5/2/2,5 kg/t de mezcla), controlándose los siguientes parámetros:

- Caída de presión en el filtro de grava.
- Temperatura después del ciclón, en  $^{\circ}C$ .
- Temperatura a la descarga del gas limpio, en  $^{\circ}C$
- Volumen de gas, en  $m^3/h$  y en  $m^2/h/m^2$ .
- kV/mA de las jaulas electrostáticas interior y exterior.
- $mg/Nm^3$  de polvo en el gas limpio.
- $g/Nm^3$  de agua en el gas limpio.
- Punto de rocío, en  $^{\circ}C$ .

Los análisis químicos efectuados fueron contenidos en alcalis ( $Na_2O$  y  $K_2O$  %) en el sinter antes y después del tratamiento, análisis químico del mineral púrpura, análisis químico de los polvos recogidos en el ciclón, filtro de grava electrostático y electrofiltro Elex.

### 3.3.3.- Segunda fase de los ensayos

Las variables estudiadas han sido:

- Cantidad de  $Cl_2Ca$  (2/2,5/3/4 kg/t de mezcla).
- Supresión de los campos electrostáticos interior y/o exterior.
- Supresión de la grava contenida en el filtro.



Los parámetros controlados y análisis químicos efectuados son idénticos a los realizados en la primera fase.

Los detalles del procedimiento operativo, variables estudiadas, parámetros controlados y demás incidencias de los ensayos, se recogen en los informes que se presentan en los Anexos.

#### 4.- RESULTADOS Y CONCLUSIONES

- Los ensayos demuestran que puede disminuirse el contenido en  $K_2O$  en el sinter de 0,2 a 0,1%, es decir, del orden de 0,1%, siempre que se empleen cantidades de  $Cl_2Ca$  entre 2,5 a 4 kg/t de mezcla, por lo que el proceso de desalcalinización puede considerarse satisfactorio.
- Durante las pruebas previas el funcionamiento del filtro fue correcto cuando se utilizó gas sin adición de  $Cl_2Ca$  al sinterizado. Al añadir  $Cl_2Ca$  (4 kg/t), el funcionamiento fue malo, observándose una gran caída de presión y atasco en el filtro de grava.
- Durante la primera fase de ensayos se realizaron las siguientes observaciones:
  - . Aumento de la caída de presión en el filtro, como consecuencia de atascos y mal funcionamiento.
  - . Cortocircuito en la jaula electrostática ocluida en la grava, lo que significa un mal funcionamiento.
  - . Circulación de la grava con dificultad durante los periodos de limpieza.
  - . Todo lo anterior se traduce en un mal grado de limpieza del polvo.

- Durante la segunda fase de ensayos, se realizaron las siguientes observaciones:
  - . Con el fin de conseguir un grado aceptable (15 - 25 mg/Nm<sup>3</sup> de polvo en el gas limpio) de limpieza de polvo, es indispensable el correcto funcionamiento del campo electrostático interior. En estas condiciones, la caída de presión en el filtro es importante al final de cada ensayo, reestableciéndose la caída de presión baja después de la limpieza de la grava.
  - . El filtro electrostático exterior puede suprimirse sin grave deterioro de la limpieza del gas.
  - . Cuando se suprime la tensión de los campos electrostáticos interior y exterior y el filtro funciona sólo con gravilla, el gas de salida es muy sucio, por lo que el funcionamiento no es correcto.
  - . Cuando se suprime la gravilla y se deja funcionar al filtro como "filtro electrostático", la depuración del gas es mala.
  - . En las mejores condiciones de funcionamiento, es decir, con filtro de grava y jaulas electrostáticas interior, existe el problema de la pérdida de carga.
- Como conclusión final, se apunta por ENSIDESA que es necesario realizar más ensayos y que con los resultados obtenidos hasta la fecha no se puede tomar la decisión de adquirir una planta.

ANEXO I

PRUEBAS PREVIAS  
Informe Emitido el 22-12-83

## ENSAYOS DE ELIMINACION DE ALCALIS CON CL2 CA

### Limpieza de los gases

Después de numerosas vicisitudes: Retraso en el transporte de los últimos elementos, calentadores, desde Frankfurt, paralización en Irún, huelga de celo en los funcionarios de aduanas del Musel .. etc se consiguió situar la totalidad de la planta piloto en su emplazamiento. Aún surgieron retrasos producidos por el equipo eléctrico, el arranque del motor del aspirador principal quemó su contactor, el armario correspondiente al segundo campo electrostático no se pudo poner en funcionamiento por errores de cableado ... etc.

Finalmente el día 14 al mediodía y hasta la noche la planta piloto funcionó pasando gas sucio de la máquina sin adición de Cl<sub>2</sub> Ca. El funcionamiento fue correcto y durante este tiempo la limpieza del gas perfecta.

El día 15 se adicionó Cl<sub>2</sub> Ca a las 10 de la mañana, observándose -- las siguientes caídas de presión en el filtro y ciclón.

Hora con Cl <sub>2</sub> Ca	C. de presión filtro grava		C. presión ciclón
	mm. c.a.		mm. c.a.
10,25	150		
11,30	210		20
11,40	270		10
11,43	310		8
11,46	335		5
11,48	355		3

Se presenta un brusco incremento de la caída de presión en el filtro de grava. En el ciclón se reduce muy rápidamente la caída de -- presión, ambas circunstancias ponen de manifiesto que el filtro de grava se ha atascado y no pasa gas.

Por supuesto, se suspende la prueba y se pasa a estudiar el problema.

Hacemos la observación de que mientras pasó el gas con los polvos de la desalcalinización su limpieza fue perfecta.

Durante estas pruebas estuvieron presentes por Adaro el Sr. Riaño, por Asesoría Técnica de ENSIDESA Srs. Robredo y Marfany, por Investigación Sr. Sirgado, por Producción Srs. Ornia, Gandullo, Medrano y personal de mantenimiento y los cinco ingenieros de Lurgi.

Hasta este punto podemos decir que se completó la primera parte de las pruebas.

Día 16.

Para hacer un examen técnico del ensayo y estudiar futuras acciones tiene lugar una reunión con los siguientes señores:

Por Lurgi

Sr. Wuerl  
" Smichtd

Por ENSIDESA

Robredo  
Ornia  
Sirgado  
Marfany  
Gandullo  
Medrano

Exponen los Srs. de Lurgi que la limpieza de gas sin Cl<sub>2</sub> Ca efectuada el miércoles día 14 fue correcta. También el gas expulsado a la atmósfera el día 15 con adición de Cl<sub>2</sub> Ca es limpio, sin embargo la grava no se limpia y acumula polvo que incrementa fuertemente la caída de presión en el filtro como antes hemos señalado.

Los Srs. de Lurgi creen que se cometió un error por no haber limpiado la grava antes de añadir el Cl<sub>2</sub> Ca, ya que estaba sucia por el paso de gas del día anterior sin Cl<sub>2</sub> Ca.

Cuando se quiso renovar la gravilla para su limpieza resultó imposible pues con la soplante existente no se pudo empujar.

Recordemos ahora el principio en que se basa este filtro. Aunque ha sido modificado, los esquemas son válidos.

En la fig. 1 el gas sucio atraviesa como marcan las flechas la gravilla comprendida entre dos rejillas, deja el polvo y abandona el filtro limpio por una válvula. En la fig. 2 y en la fase de limpieza del filtro, gas limpio procedente de otros módulos y en la planta piloto aire caliente, entra por otra válvula según las flechas azules y expulsa el polvo retenido en la operación anterior a una tolva. Simultáneamente, por el punto P una corriente de aire empuja la gravilla que asciende como indica el diagrama para caer nuevamente en la cesta constituida por las rejillas. En el cambio de dirección la gravilla también se limpia.

Pues bien, cuando intentamos este empuje de la gravilla hacia arriba con su soplante, resultó imposible. El fallo fue de tipo mecánico y no es atribuible al polvo desprendido con Cl<sub>2</sub> Ca ya que no se consiguió empujar absolutamente nada de grava y si se observan los esquemas del filtro, al cono inferior, y a la columna que debiera iniciar la ascensión al empuje del aire, no llegó el polvo procedente de la adición del Cl<sub>2</sub> Ca.

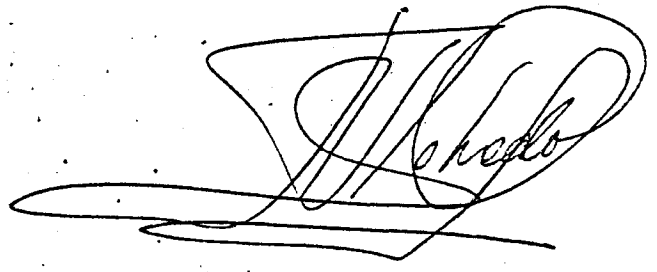
Al descargar la grava a los sacos para su almacenamiento se encontró suelta sin pegotes que pudieran originar los cloruros alcalinos deliquescentes, ni siquiera estaba húmeda. El polvo retenido se desprendió simplemente al aire atmosférico al caer a los sacos.

Lurgi con los datos recogidos va a estudiar y reconsiderar la situación. La primer idea que surge es la de coadyuvar al movimiento de la grava con una aspiración que sume su depresión unos ~600 mm c.a. a la impulsión de la soplante actual. Esta aspiración precisará un pequeño ciclón para recuperar polvo y grava que arrastre.

Se le indica a Lurgi que la máquina de sinterizar entrará ahora en un período de reparación general y que se les avisará cuando se pueden reanudar las pruebas. En principio, la máquina estará parada Enero y Febrero.

Lurgi ha dejado en nuestros garajes la furgoneta con todo el equipo que transportó.

Conclusión.- Nuestra opinión es que nunca una nueva tecnología tiene éxito en la primera prueba. Es preciso proseguir corrigiendo defectos introduciendo mejoras. Incluso le indicamos a Lurgi la posibilidad de movimiento mecánico de la grava y su lavado con agua. Van a estudiar esta sugerencia.



Fdo: Raimundo Robredo Galguera.-

Avilés, 20 Diciembre-1983



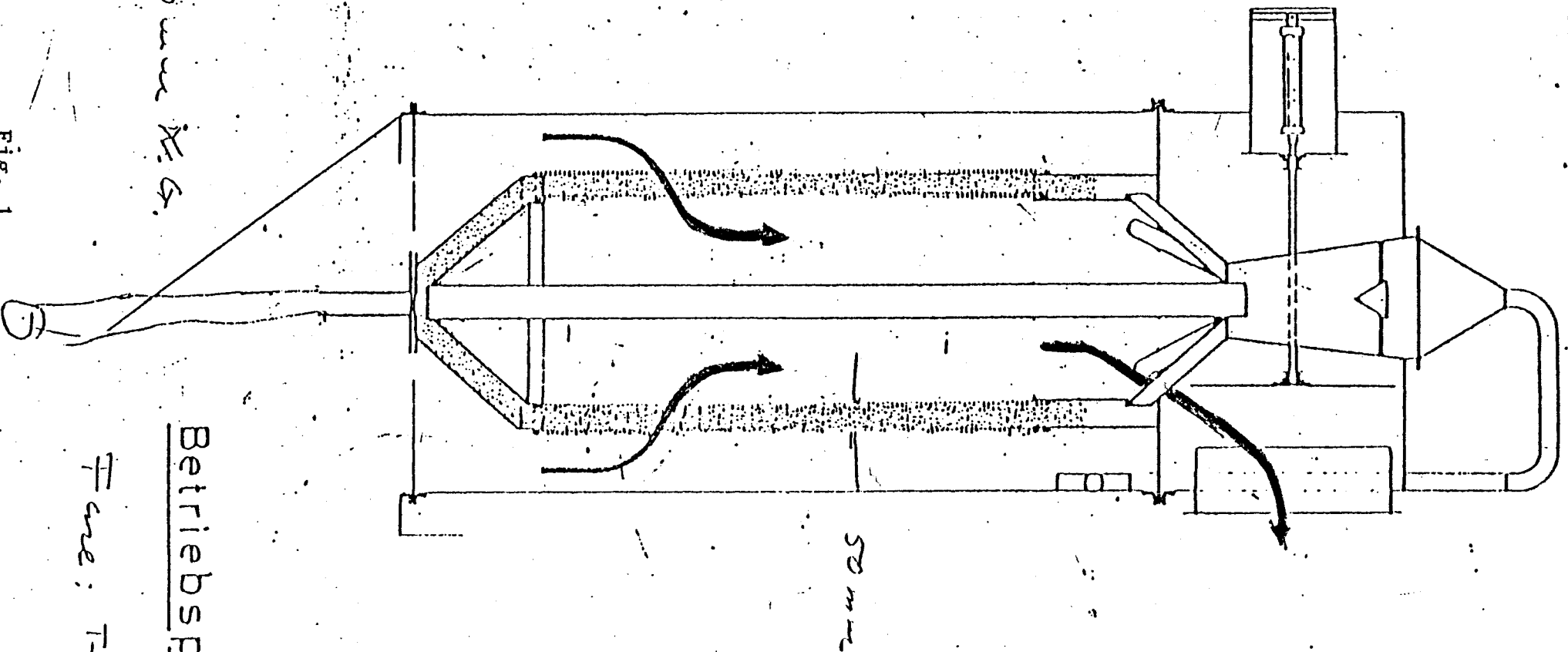


Fig. 1

$\Delta p \leq \frac{150}{200} \text{ mm H}_2\text{O}$

Betriebsphase

Fiene: Trabsgo

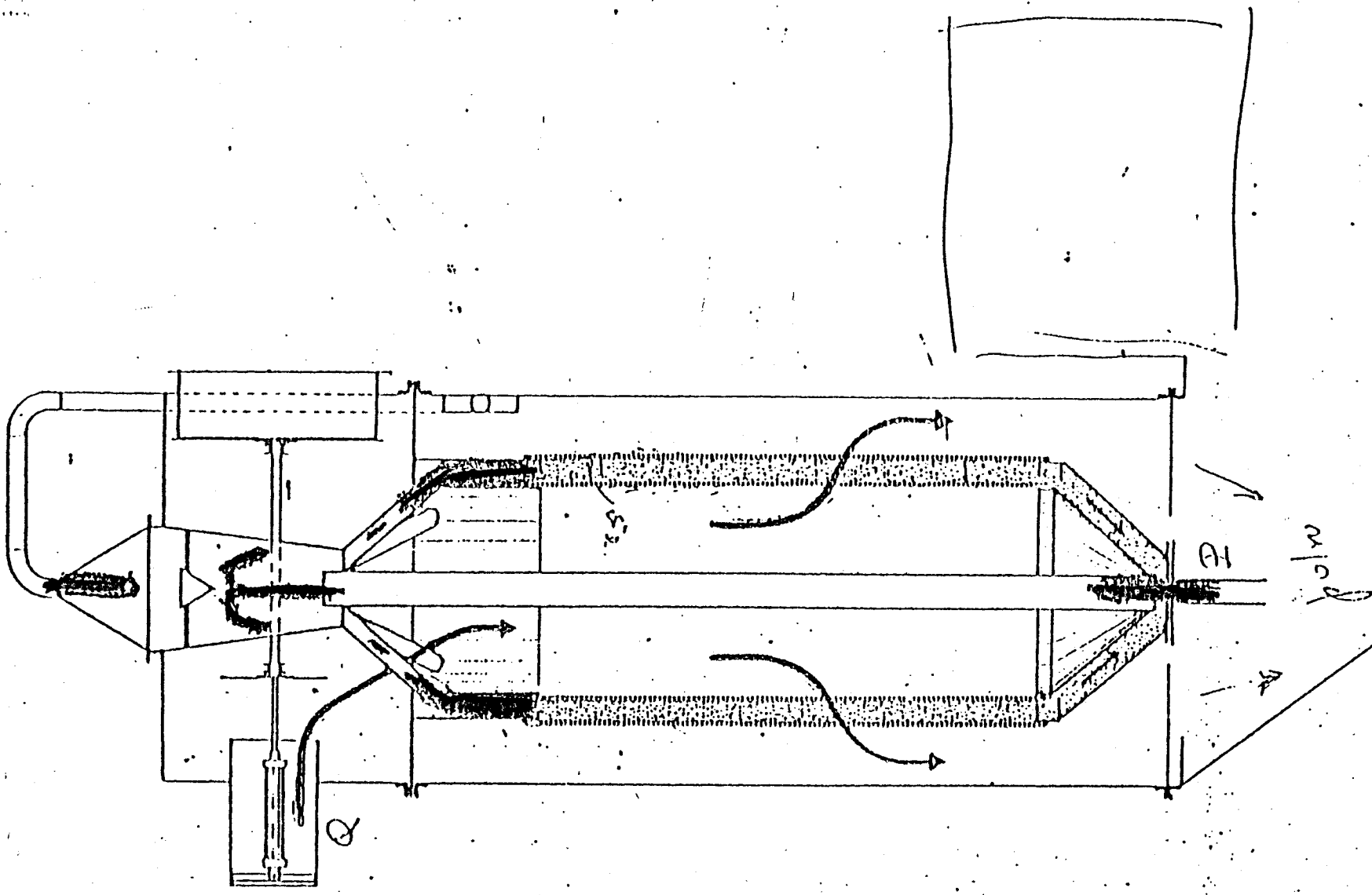
Nº 60017

22.5.79

Filter Type: GTA



Ingenieur Umwelt  
und Chemotechnik GmbH



Reinigungsphase

Folie: unpolierte Glas (P)  
 Linie: unpolierte Glas (Q)

Fig. 2

Nº 60013

Prototyp 002

ANEXO II

INFORMACION SUMINISTRADA POR ISCOR SOBRE LAS PRUEBAS  
DE DESALCALINIZACION QUE SE REALIZAN EN LA PLANTA DE  
VANDERBIJLPARK (Africa del Sur)

Informe emitido el 13-3-84

DEALKALISING OF SINTER BY MEANS OF CHLORIDE ADDITIONS AS APPLIED AT ISCOR VANDERBIJLPARK AND NEWCASTLE WORKS - BACKGROUND - MOVING GRAVEL BED FILTERS AND OPERATIONAL RESULTS ACHIEVED ON SINTER PLANTS AND BLAST FURNACES

Part A : Producing dealkalisied sinter at Vanderbijlpark

After having established the detrimental effect of high alkali loads of between 4 and 5,5 kg K<sub>2</sub>O/t hot metal on Iscor's blast furnaces in 1978 as well as the feasibility of reducing this load to 2 - 3,5 kg K<sub>2</sub>O by dealkalisising the sinter an extensive ironmaking development program was launched. The objectives for the Vanderbijlpark sinter plants were clearly set as follows :

- (i) Dealkalisation of sinter from a maximum of 0.29% K<sub>2</sub>O to 0,07%
- (ii) Production increase of 20%
- (iii) General improvement of sinter quality in respect of chemical consistency and screen analysis.

From May 1982 onwards CaCl<sub>2</sub> is added to the sinter mix on a routine basis in order to reduce the K<sub>2</sub>O content. An average reduction of 0,10% K<sub>2</sub>O was achieved since then.

The paper describes the chemical/metallurgical process of dealkalisation, the parameters relevant to its efficiency, the practical experience on the plant and the main operational boundaries for its successful application, namely :

- (i) controlling grate bar blockages
- (ii) controlling corrosion in the waste gas system
- (iii) cleaning the waste gas from alkali chloride fumes.

Since December 1982 a team of engineers is busy with commissioning, operating and developing the fume cleaning plant, which is the most critical of above issues. The process decided on is the so called "electro scrubber gravel bed filter", which was developed by Combustion Power Corporation in America primarily for fume cleaning of power stations. The installations in Newcastle and Vanderbijlpark are the first applications of this concept on sinter plants and for the removal of alkali chlorides in waste gases.

The process characteristics, advantages and problems as well as the capital and operational cost implications are discussed based on the experience of about 3 months continuous operation.

1 INTRODUCTION

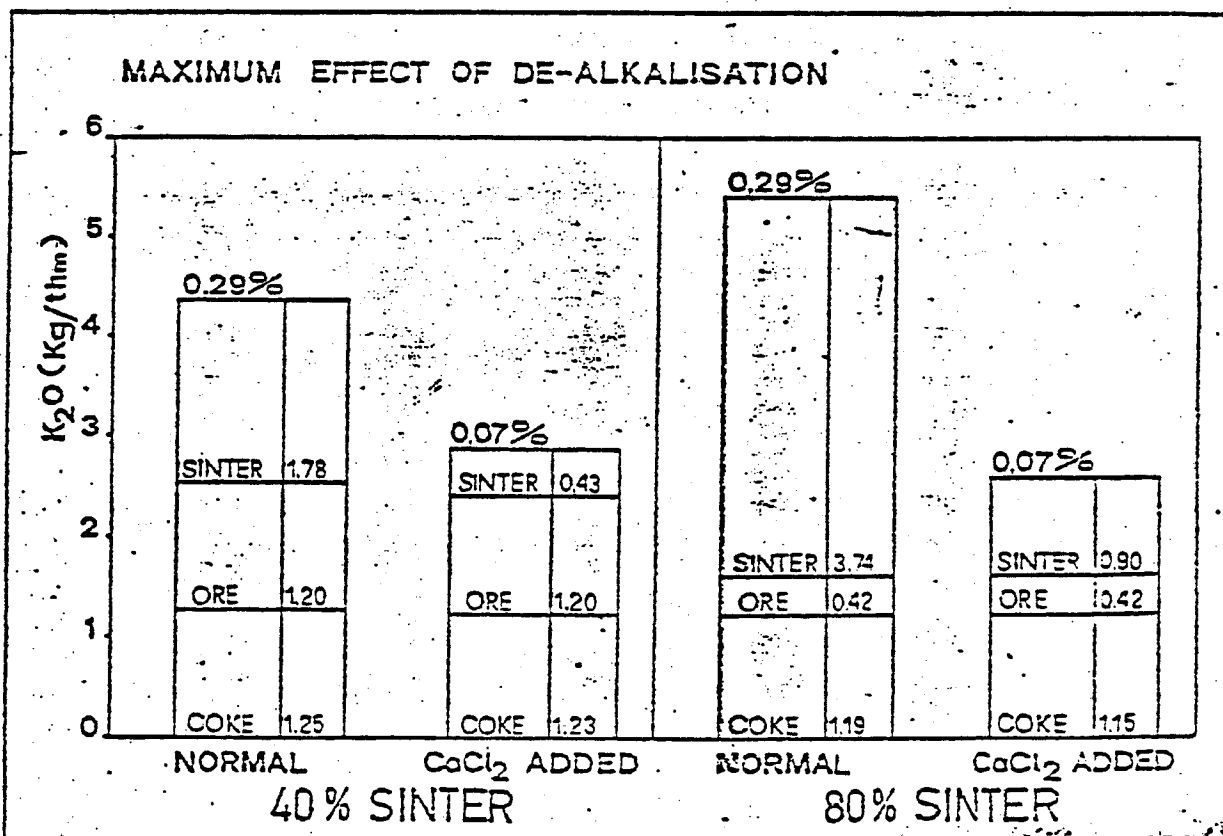
In 1975/76 it was clearly established that Iscor's unstable, low productivity Blast Furnaces with productivity figures of about 50% of the World's best were suffering, not only from weak, high ash, high sulphur coke made from locally available coal, but from a combination of high alkali load plus weak coke. Based on this knowledge Iron Making Research and Development was concentrated on these 2 aspects.

The weak coke problem lead finally to the implementation of the Briquetting Coke process in 1983 (not a subject of this paper).

In 1976 several alternatives of overcoming the alkali problem in the Blast Furnaces were tested and it was decided to follow the route of dealkalization of sinter by calcium chloride (CaCl<sub>2</sub>) addition at the Sinter Plant. In 1978 a combined Sinter Plant - Blast Furnace trial was carried out at Vanderbijlpark in order to quantify the advantage of dealkalized sinter at the Blast Furnace (1).

Figure 1 shows the expected maximum effect of dealkalization at the Sinter Plant on the Blast Furnace alkali load.

Figure 1



Based on the 1978 trial the following guidelines were set up for further development.

- a Reduction from 0,29%  $K_2O$  in sinter to 0,07%  $K_2O$  is possible by adding calcium chloride ( $CaCl_2$ ) to the raw sinter mix.
- b An increase of 10% dealkalized sinter in the Blast Furnace burden replacing 10% of ore of the iron bearing burden results in 1,9% hot metal production increase and 1,7% coke rate decrease.
- c A replacement of 40% normal sinter by 40% dealkalized sinter in the iron bearing burden leads to a 3,4% increase in production and a 1,4% decrease in coke rate.

Above results triggered a Sinter Plant modernization programme at the Vanderbijlpark Works. The objectives were, in addition to the dealkalization of sinter, a 20% sinter production increase as well as a general improvement of sinter quality in respect of chemical consistency and screen analysis.

Since May 1982  $CaCl_2$  has been added to the sinter mix on a routine basis. This was possible after a 100 m high waste gas stack was commissioned and a temporary licence from the Government was obtained. In August 1982 the mechanical modernization part as well as the computerized belt scale system were commissioned. In December 1982 a Waste Gas Cleaning Plant, based on the principle of the Electro Scrubber Gravel Bed Filter was finished in order to commence test work on the waste gas cleaning problem. Sinter screening was successfully brought under control in August 1983. Appendix 1 shows the current Sinter Plant main parameters as well as the production results of the last 3 years.

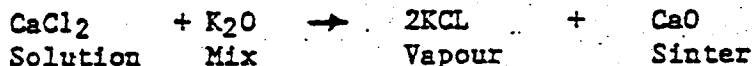
*NOV 83  
no 2 plant  
stable operation*

2

#### THE SINTERING DEALKALIZING PROCESS

A 32% calcium chloride aqueous solution is added proportionally to the main  $K_2O$  carrier, namely fresh ore before the mixing drum. The computer setpoint is expressed as kg chloride addition per ton of fresh ore and an automatic compensation in respect of water addition is provided if chloride dosing is changed.

On the sinter strand the following reaction takes place :



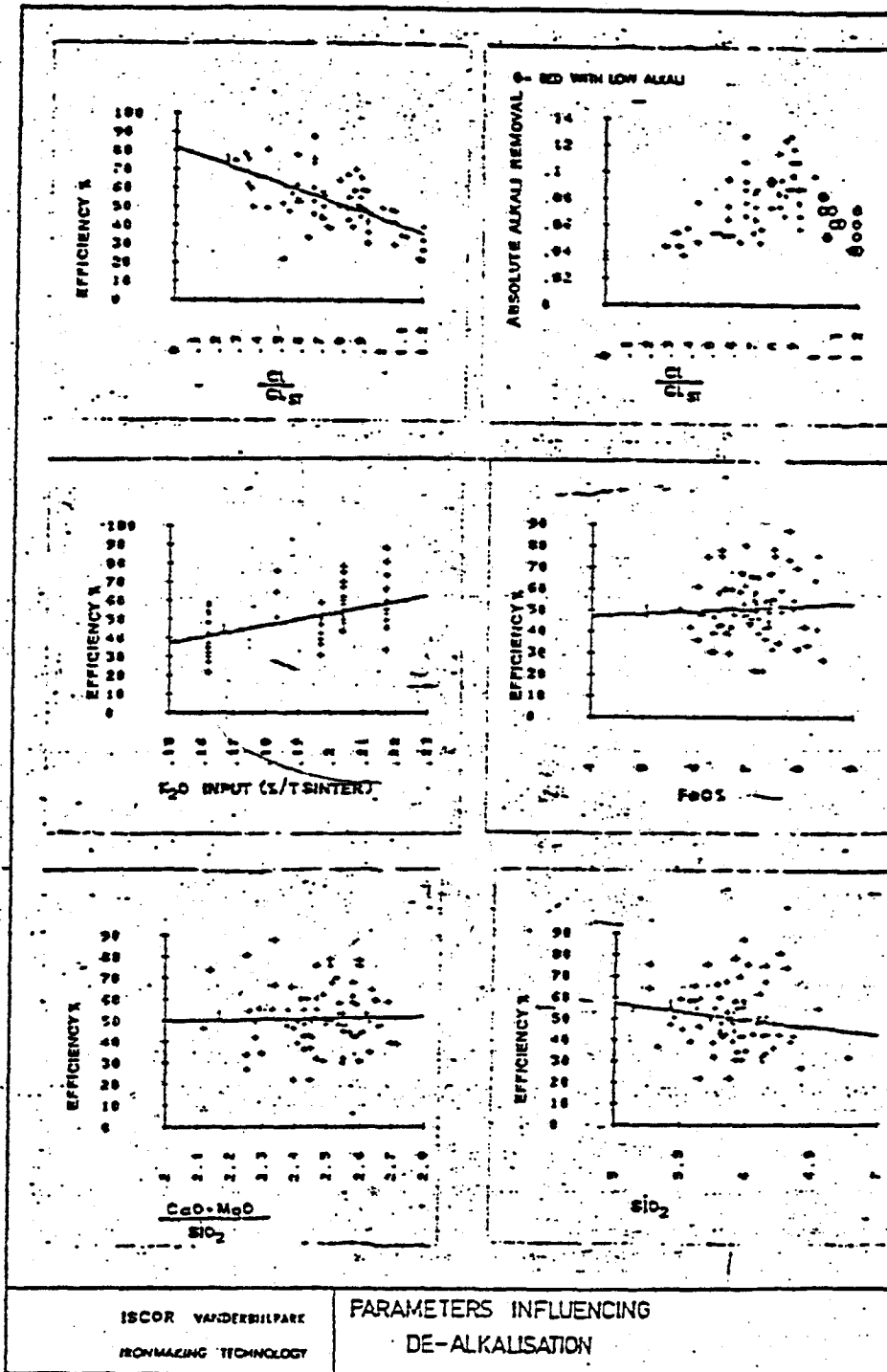
Important parameters influencing the process are therefore :

- a Calcium chloride concentration (addition to mix).

- b Activity of  $K_2O$  in mix - dependent on the concentration of  $K_2O$ ,  $SiO_2$ ,  $CaO$  and  $MgO$ .
- c Temperature of reaction - proportional to the concentration of  $FeO$  in final sinter.

Figure 2 shows a statistical evaluation of above influences on the utilization of chloride to form  $KCl$ .

Figure 2

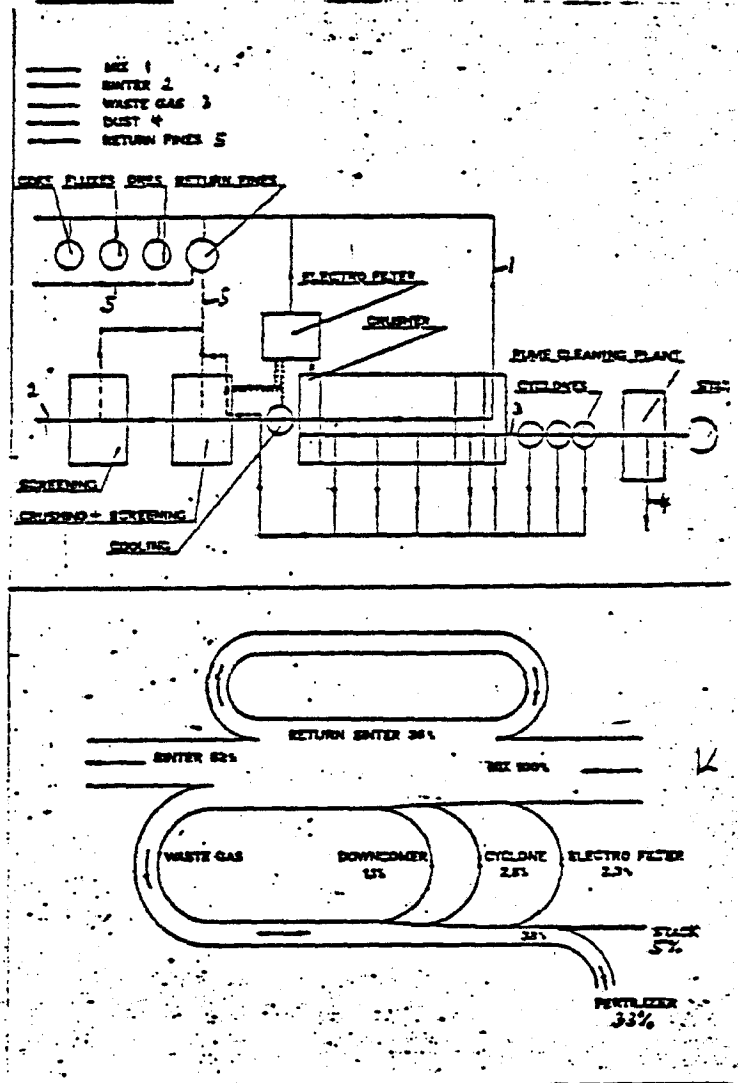


The statistics found are based on an ore mixture of 80% Sishen fine ore plus 20% Thabazimbi fine ore. Other parameters, like a change in sinter bed height, have not yet been evaluated.

The chloride, which is not utilized in the dealkalizing process, is mainly carried over to sinter where chloride concentrations of 150 - 200 ppm have been measured.

Figure 3 shows the potassium mass flow at the Sinter Plant in the complexity of the Sinter Plant recirculation system.

Figure 3



BECDR WAGNER/BAK  
IRONMAKING TECHNOLOGY ACTUAL K-MASSFLOW AND K-BALANCE (JULY 1983)

From the process it is obvious that the potassium chloride is vaporized at sintering temperatures and then condenses in the Waste Gas System in the form of a white fume. This fume creates a major pollution problem if not removed.



### 3 SINTER PLANT EXPERIENCE

#### 3.1 Grate bar blockage problem

After more than 1 1/2 years of sinter dealcalization, reducing the  $K_2O$  in sinter by an average of 0,10%, it can be said that this process does not affect sinter productivity by any measurable amount, if grate bar blockage is controlled to the extent that cleaning need only take place during routine maintenance shut downs (every third week).

The grate bar blockage problem is caused by potassium chloride vapour condensing on the relative cold grate bars, closing up the gaps and thus preventing even air and gas flow through the sinter bed. At Vanderbijlpark this problem was overcome by increasing the grate bar gap from 5 to 12 mm. This action required an increase in the grain size range of the hearth layer from the previous 12 - 20 mm to 15 - 25 mm and the hearth layer thickness from 30 to 50 mm.

Several grate bar cleaning methods were tested, like water and sand blasting, as well as mechanical cleaning by hammering. A hammering device was installed but is not yet fully operational, mainly because the grate bar blockage problem is currently not considered to be very critical under the restrictions imposed by with the Fume Cleaning Plant and with relatively low alkali levels in the fine ore.

#### 3.2 The chloride corrosion problem

When firstly examining the process of forming chlorides in the waste gases, corrosion was considered to be of critical importance. In combination, however, with the restrictions imposed by the Electro Scrubber process of fume cleaning, where inlet temperatures of 120 °C minimum and normal operation temperatures of 130 °C - 150 °C are a prerequisite, the corrosion is limited to the very first wind boxes underneath the ignition hood where temperatures of 60 °C - 80 °C are measured. When these mild steel wind boxes have to be replaced because of corrosion, a gunnite protection is envisaged. Currently the problem is not considered critical.

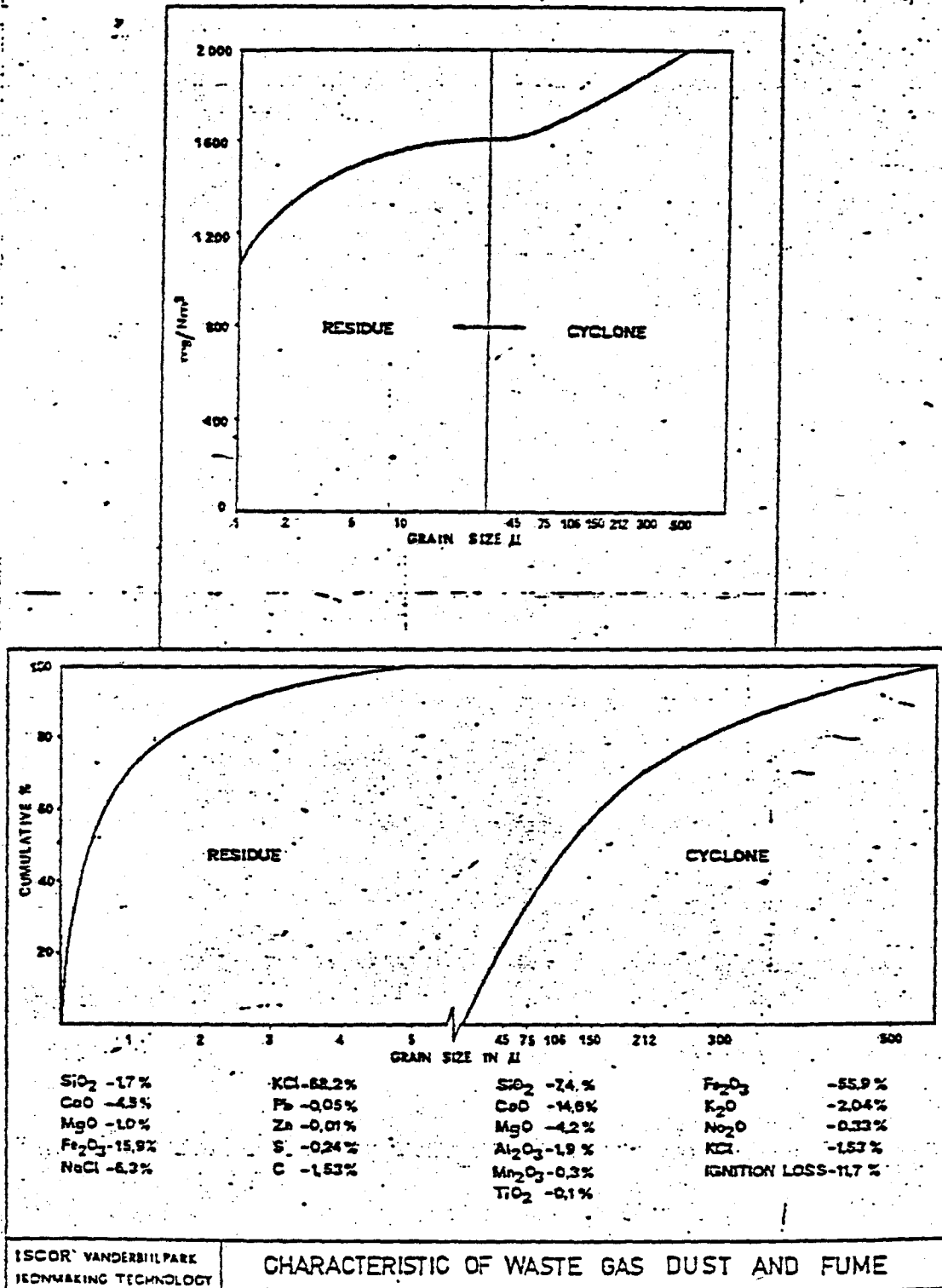
The practice applied with plant start-ups is to start calcium chloride addition to the sinter mix only after the waste gas temperature has reached 120 °C.

The chloride carry-over into the sinter results, however, in another corrosion problem, namely in the Blast Furnace Gas Cleaning Plant. Currently about 3 tons of burnt lime are added to control the pH value of the gas cleaning water at 7,0 - 7,5. pH values of 3 - 4 were measured there before neutralizing with lime.

4 THE FUME CLEANING PROBLEM

Figure 4 shows the characteristics of dust and fume at the inlet to the waste gas cyclones as well as the fraction separated at the cyclones and the residue entering the secondary Gas Cleaning Plant.

Figure 4



ISCOR VANDERBILT PARK CHARACTERISTIC OF WASTE GAS DUST AND FUME  
IRONMAKING TECHNOLOGY

In order to solve the waste gas cleaning problem and to reduce the dust/fume emission to less than 110 mg per Nm<sup>3</sup> (required cleaning efficiency better than 93%), several alternatives were considered as shown in Figure 5.

Figure 5

ALTERNATIVE FUME CLEANING PROCESSES

ALTERNATIVE	$\Delta P$	$\eta$	ADVANTAGES	DISADVANTAGES	REMARKS
1 Dry electrostatic precipitator	< 20 mm H <sub>2</sub> O	86%	Known technology, low operating costs	Unacceptable cleaning efficiency	Discarded
2 Wet Venturi scrubber	1 800 mm H <sub>2</sub> O	95%	Known technology, high cleaning efficiency	Water treatment problems, unacceptable energy costs	Discarded
3 Wet electrostatic precipitator	< 20 mm H <sub>2</sub> O	95%	Known technology	Water treatment problems, corrosion problems	Accepted Alternative 1
4 Static gravel bed filter with out E-field	200 - 300 mm H <sub>2</sub> O	86%	Dry separation	Discontinuous, many small mechanical units, cleaning efficiency problem	Discarded <i>with notes</i>
5 Electroscrubber gravel bed filter	160 mm H <sub>2</sub> O	95%	Continuous self cleaning, sufficient cleaning efficiency	Unknown process no experience with KCl-dust	Accepted Alternative 2

Finally the decision fell in favour of the Electro Scrubber Gravel Bed Filter Process because less operational problems were expected with the dry alternative.

This process was developed by Combustion Power Corporation Delaware, USA and a design and licence agreement was signed in June 1980.

Figures 6 and 7 show the plant layout as well as the operation principle. The Fume Cleaning Plant consists of 4 modules per Sinter Plant with a booster fan between the modules and the newly erected exhaust stack, which serves both Sinter Plants. The modules are basically cylindrical containers into the top of which the dirty gas enters in an axial direction. It then passes radially through a moving gravel bed, contained between two louvered walls, before being collected in the clean gas compartment. Inside the cylindrical gravel bed an electrostatic grid provides a high tension field which improves collection efficiency.

By means of pneumatic conveying the gravel, collected in a seal leg at the bottom of the module, is lifted up to a de-entrainment vessel and returned to the module top. In the de-entrainment vessel the compacted dust is separated from the gravel and conveyed by air to a bag filter. The whole system has 3 more auxiliary circuits, namely the inventory hopper circuit to cater as a gravel buffer, the counter-flow air circuit to finally clean the gravel flowing back to the module and the bleed box primary gravel cleaning circuit.

Figure 6 -

ELECTRO SCRUBBER

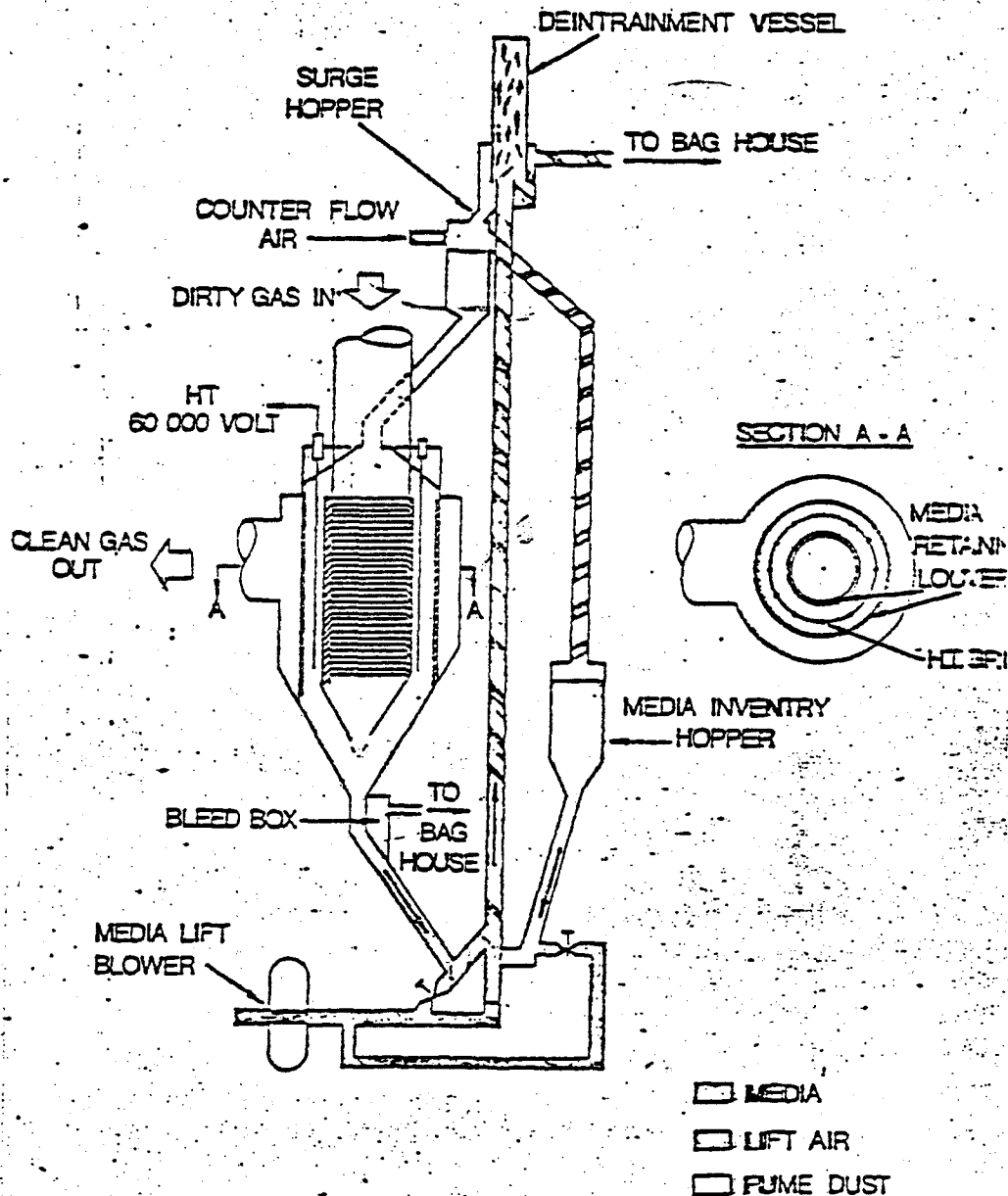


Figure 7

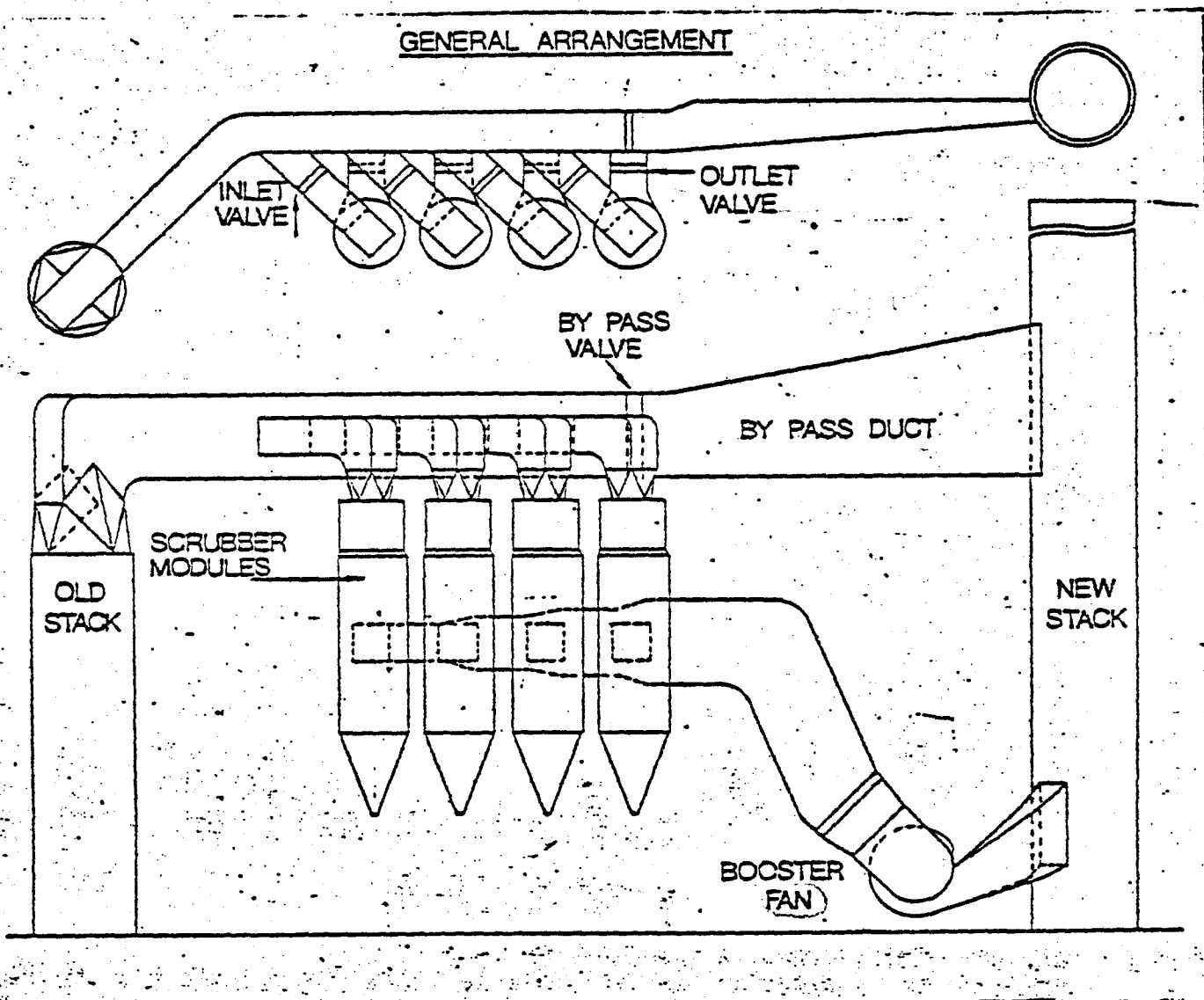


Figure 8 shows the design performance data in comparison to actual achieved performance.

Figure 8

### PERFORMANCE OF ELECTRO SCRUBBERS

	<u>DESIGN PERFORMANCE</u>	<u>ACTUAL PERFORMANCE</u>
TOTAL GASFLOW (8 MODULES)	1470 000 Am <sup>3</sup> /h	1300 000 Am <sup>3</sup> /h
GASFLOW PER MODULE	183 750 Am <sup>3</sup> /h	162 500 Am <sup>3</sup> /h
GAS TEMPERATURE	150°C	145°C
DUST INLET LOADING	1500 mg/Nm <sup>3</sup>	650 mg/Nm <sup>3</sup>
DUST OUTLET LOADING	110mg/Nm <sup>3</sup>	35 mg/Nm <sup>3</sup>
PARTICLE SIZE DISTRIBUTION	0-1 µm = 72.7% 1-2 µm = 12.2% 2-5 µm = 14.1%	0-1 µm = 72.7% 2-5 µm = 12.2% 2-5 µm = 14.1%
PRESSURE DROP ELECTROSCRUBBER	160mm Wg	290mm Wg
FILTERING MEDIA SIZE	3mm x 6mm	5mm x 7mm
ELECTROSTATIC GRID		
-MAX VOLTAGE	100 kv dc	60 kv dc
-MAX CURRENT	125 mA	15 mA
BAGHOUSE GASFLOW (PER 4 MODULES)	2650 Am <sup>3</sup> /h	1312 Am <sup>3</sup> /h
BAG MATERIAL	NOMEX	GORTEX
LIFT AIR VOLUME (PER MODULE)	22.6 kg/min	34.5 kg/min
COUNTER FLOW (PER MODULE)	8.2 kg/min	8.1 kg/min
BLEED BOX (PER MODULE)	2.7 kg/min	8.5 kg/min
CLEARING EFFICIENCY	82.7%	85%
K <sub>D</sub> REDUCTION IN SINTER AVAILABILITY	0.28% - 0.87% 95% EXPECTED	0.22% - 0.14% 95% ACHIEVED WITH STABLE CONDITIONS

Longer term stability could, however, only be achieved after major modifications to the plant, see figure 10.

Figure 9

MAJOR MODIFICATIONS

1. CHANGE OF MEDIA (GRAVEL)

FROM AMERICAN BASALTIC (-5 + 3mm) TO S.A. CRUSHED STONE (-7 + 5mm).

2. BLEED BOX

FROM JET PUMP EXTRACTOR TO SUCTION SYSTEM (INCREASED SUCTION FROM -350mm Wg TO -500mm Wg).

3. COUNTER FLOW

TO AVOID PLUG FORMATION OF MEDIA IN KNEE SECTION OF OVER FLOW PIPE, COUNTER FLOW AIR WAS REDIRECTED TO SURGE HOPPER.

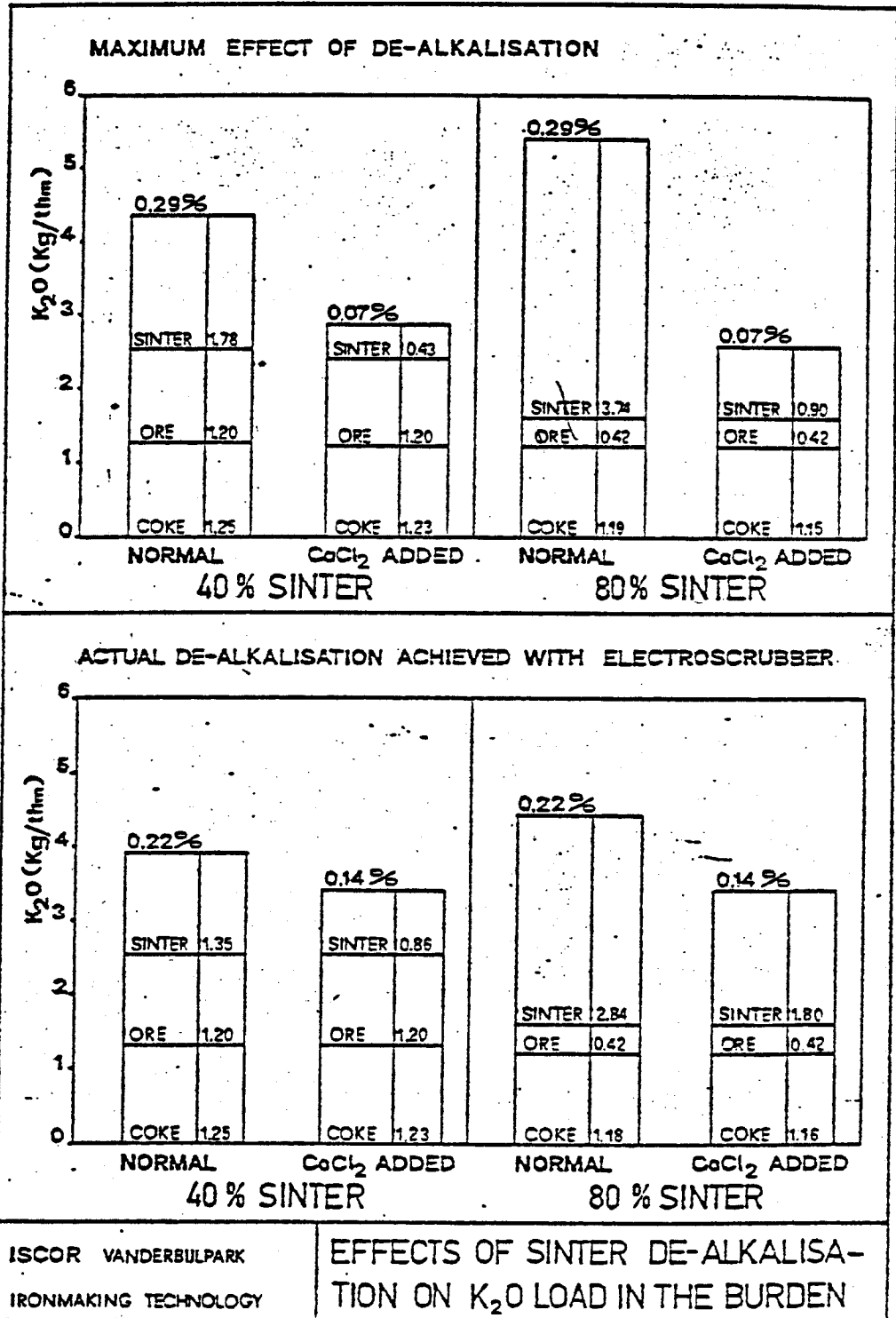
4. CIRCULATION RATE OF S.A. MEDIA

THIS WAS INCREASED FROM 180kg/min TO 455 kg/min BY EMPLOYING EXTRA BLOWERS FOR BLEED BOXES AND COUNTER FLOW SYSTEMS.

From the above it is evident that the plant currently functions at about 40% of its design capacity. Slight improvements are still possible. It seems, however, unlikely that major breakthroughs can be achieved despite 1 year of intensive testing and development.

Figure 10 shows a comparison of the original objective and the results achieved in terms of reducing the alkali load to the Blast Furnace.

Figure 10





SUMMARY AND CONCLUSIONS

After having established the detrimental effect of high alkali loads of between 4 and 5,5 kg K<sub>2</sub>O/t hot metal on Iscor's Blast Furnaces in 1978 as well as the feasibility of reducing this load to 2 - 3,5 kg K<sub>2</sub>O by dealkalinizing the sinter an extensive ironmaking development program was launched. The objectives for the Vanderbijlpark Sinter Plants were clearly set as follows :

- a Dealcalization of sinter from a maximum of 0,29% K<sub>2</sub>O to 0,07%.
- b Production increase of 20%.
- c General improvement of sinter quality in respect of chemical consistency and screen analysis.

From May 1982 onwards CaCl<sub>2</sub> has been added to the sinter mix on a routine basis in order to reduce the K<sub>2</sub>O content. An average reduction of 0,10% K<sub>2</sub>O has been achieved.

The paper describes the chemical/metallurgical process of dealcalization, the parameters relevant to its efficiency, the practical experience on the plant and the main operational boundaries for its successful application, namely :

- a controlling grate bar blockages;
- b controlling corrosion in the waste gas system; and
- c cleaning the waste gas from alkali chloride fumes.

Since December 1982 a team of engineers has been busy with commissioning, operating and developing of the Fume Cleaning Plant, which is the most critical of above issues. The process decided on is the so-called "Electro Scrubber Gravel-Bed Filter", which was developed by Combustion Power Corporation in America primarily for fume cleaning of power stations. The installations in Newcastle and Vanderbijlpark are the first applications of this concept on Sinter Plants and for the removal of alkali chlorides in waste gases.

The process characteristics, advantages and problems are discussed based on the experience of about 4 months continuous operation.

Based on the above results it is concluded that the Electro Scrubber Gravel Bed Filter as designed for the Vanderbijlpark Sinter Plants does not comply with the set expectations and other alternatives will have to be re-evaluated, considering future sintering capacity extensions at the Vanderbijlpark Works.

6

REFERENCES

A short report on calcium chloride trial of Sinter Plants and Blast Furnace C Vanderbijlpark - November 1977 - February 1978 and a discussion of developments resulting from experience gained by

GFC du Plessis

- TG Noska

SB Kloppers

MJ Schoeman

AIME - Conference 1982, Pittsburg ✓

SINTERING FACILITIES AND OPERATION DATAVAN DER BIJLPARK

NB : A single return fines bunker serves both plants.

PLANT NO	1	2
Make	Lurgi D - L	Lurgi.D - L
Date of installation	October 1964	December 1971
Production t/day	2 500	2 750
Specific production (100% availability)		
t/m <sup>2</sup> /24 h	actual 28,7	28,7
	nominal 25,8	25,8
Layout availability	94	94
Availability	87	87
Strand : area m <sup>2</sup>	100	110
width m	2,5	2,5
length under suction m	40	44
speed m/min	1,60	1,65
bedheight (hearth layer incl) mm	500	500
hearth layer mm	50	50
Main fans : type	Radial, variable pitch	Radial, variable pitch
capacity/fan Nm <sup>3</sup> /min	5 400	5 400
No	2	2
suction under bed mm H <sub>2</sub> O	1 650	1 450
Ave. atmosph. pressure mm Hg	640	640
Dust load after gas cleaning mg/Nm <sup>3</sup>	110	110
Sinter ore mix (bedded ores mix plus fluxes = 100%)		
Fine ore blend %	71,7	71,7
Limestone %	10,2	10,2
Dolomite %	15,2	15,2
Scrap %	2,9	2,9
Burned lime %	0	0
Total %	100,0	
Return fines %	45	45
Dry Coke - %	6,4	6,4
- kg/t sinter	75	75

PLANT NO	1	2
Mixer : Primary Diameter x length m Secondary diameter x length m Mixing time (min) retention	3,2 x 8 - 2,5	3,2 x 8 - 2,5
Feeding System : type control  special features	Roll feeder 1 Probe, 3 Points	Roll feeder 1 Probe, 3 Points -
Ignition hood : type  length m and % of strand burners/ignition area No/m <sup>2</sup> retention time min roof height from bed surface m temperature °C heat consumption MJ/tsi suction in hood mm H <sub>2</sub> O suction first windbox mm H <sub>2</sub> O control	Horizontal 4 burners; chambered 2,5 6,25  1,56 1,56 1,6 1 180 180 +3 350 Automatic	Horizontal 4 burners; chambered 2,5 5,68  1,56 1,52 1,6 1 180 180 +3 350 Automatic
Heat retaining chamber : type  length m and % of strand retention time min temperature	Extension ignition hood 2,5 6,25  1,56 900 °C	Extension ignition hood 2,5 5,68  1,56 900 °C
Primary crusher : type  top size mm distance between teeth m distance between grid bars m life time of crushed bars m special features	Curved tooth fixed 200 0,245 220 1 year - 3 weekly welded up	Curved tooth fixed 200 0,245 220 1 year - 3 weekly welded up
Hot screens : type	Removed 1979 Hot feeders	Removed 1979 Hot feeders

PLANT NO	1	2
Sinter cooler : type  area m <sup>2</sup> specific loading t/m <sup>2</sup> /h retention time min sinter height mm No of blowers bottom pressure mm H <sub>2</sub> O cooling air volume Nm <sup>3</sup> /min cooling air per t sinter Nm <sup>3</sup> /t	Annular, bottom blown 110 1,37 50 1 000 1 180 8 640 4 154	Annular, bottom blown 110 1,50 50 1 000 2 180 9 200 4 035
Sinter sizing cold crusher, type standby life of rolls months screens, type and opening : 1 stage 2 stage ) ) ) 3 stage ) hearth layer 4 stage rescreening	Spiked roll - 1 month  Punched plate, 60 x 40 x 120 mm, teardrops Punched plate, 30 x 20 x 80 mm, teardrops Punched plate, 20 x 12,5 x 65 mm, teardrops Wire mesh, 6 x 45 mm, rec= tangular Wire mesh, 6 x 45 mm, rec= tangular	Spiked roll - 1 month  Punched plate, 60 x 40 x 120 mm, teardrops Punched plate, 30 x 20 x 80 mm, teardrops Punched plate, 20 x 12,5 x 65 mm, teardrops Wire mesh, 6 x 45 mm, rec= tangular Wire mesh, 6 x 45 mm, rec= tangular
screening efficiency 4 stage % rescreening % under bin screening % - 5 mm in BF feed % average grain size of BF feed mm	- 80 - 90% - 50 - 60% - 3%  17	- 80 - 90% - 50 - 60% - 3%  17
Computer control functions	1 Control and weigh materials 2 Control water and CaCl <sub>2</sub> addition 3 Surge hopper control 4 Strand speed control 5 Daily log print-out 6 Forecasting chemical analysis	

PLANT NO	1	2
Sinter characteristics :		
Fe%	55	55
FeO%	6,5	6,5
CaO/SiO <sub>2</sub>	1,92	1,92
MgO%	3,7	3,7
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> %	2,0	2,0
Cold strength	66 - 77	66 - 77
LTB	30 - 40	30 - 40
Reduceability	0,9	0,9
Sieve analysis of raw materials %		
ore blend + 8 mm %	1	1
+ 5 - 8 mm %	17	17
- 0,125 mm %	6	6
coke + 5 mm %	2	2
+ 3 - 5 mm %	8	8
- 0,125 mm %	15	15
dolomite + 3 mm %	18	18
- 0,125 mm %	10	10
limestone + 3 mm %	10	10
- 0,125 mm %	20	20

		STANDARD	PREVIOUS YEAR	JAN	FEB	MARCH	APRIL	MAY	JUNE	JULY	AUG	SEPT	OCT	NOV
Production	t/mth			80105	66051	81942	72809	72938	70974	88841	90181	79874	83786	80131
Productivity	t/m <sup>2</sup> 24 h			29,8	26,5	30,0	27,4	27,4	28,4	31,4	32,2	29,3	30,0	29,5
Utilisation	%	87,0		86,8	88,9	88,2	88,5	86,0	83,2	91,3	90,4	90,9	91,9	90,5
Planned Maintenance	%			3,1	2,9	3,8	3,4	2,3	6,0	4,2	3,3	4,4	3,3	3,3
Internal Stoppages	%			4,1	3,2	5,0	6,0	5,9	5,3	1,2	4,3	2,5	3,3	4,7
External Stoppages	%			6,0	4,9	3,0	2,1	5,9	5,5	3,2	1,8	2,2	1,5	1,6
Gas Consumption	MJ/t													
Coke Consumption	kg/t Sinter			78	91	84	96	87	88	87	87	89	91	93
Fine Ore	kg/t Sinter			872	868	884	978	852	859	865	864	863	857	860
Limestone	kg/t Sinter			112	115	107	92	129	123	108	126	111	98	135
Dolomite	kg/t Sinter			145	163	171	123	150	191	154	142	141	154	160
Scrap	kg/t Sinter			3	10	8	16	29	14	12	9	12	11	10
Sand	kg/t Sinter													
Flue Dust	kg/t Sinter													
Others	kg/t Sinter													
Return Sinter	kg/t Sinter													
- 5 mm in Sinter	%	5,0 max												
+ 6 mm in Returns	%	5,0 max												
FeO	%	9,0		8,45	9,14	8,88	9,01	9,28	8,88	8,77	8,57	8,88	9,02	9,13
SiO <sub>2</sub>	%	6,0		6,20	6,36	6,52	6,15	6,01	6,02	5,99	5,98	5,92	6,01	6,08
MgO	%	2,8		3,09	3,38	3,16	2,97	3,04	3,26	3,22	3,13	3,15	3,06	3,18
CaO/SiO <sub>2</sub>	%	1,75		1,76	1,67	1,64	1,64	1,77	1,78	1,80	1,80	1,86	1,81	1,79
LTB (+ 6,3 mm)	%	40												
TI (+ 6,3 mm)	%	70												
K <sub>2</sub> O	%			0,23	0,22	0,24	0,25	0,12	0,15	0,17	0,16	0,14	0,15	0,18

		STANDARD	PREVIOUS YEAR	JAN	FEB	MARCH	APRIL	MAY	JUNE	JULY	AUG	SEPT	OCT	NOV	DEC
Production	t/mth			82145	72926	88469	75823	81452	71267	89551	90962	79547	86734	83309	87530
Productivity	t/m <sup>2</sup> 24 h			29,9	27,8	30,3	26,9	26,6	27,0	29,4	30,9	26,9	27,9	27,5	28,3
Utilisation	%	87,0		80,6	85,3	85,5	85,3	89,7	79,9	89,4	86,4	89,8	93,1	91,8	90,6
Planned Maintenance	%			4,0	2,3	5,9	3,8	3,8	3,9	4,2	4,0	5,0	3,6	3,0	4,1
Internal Stoppages	%			7,8	8,0	7,5	9,9	4,2	5,1	4,5	7,7	3,0	1,7	3,4	3,4
External Stoppages	%			7,6	4,5	1,0	1,0	2,3	11,0	1,9	1,8	2,2	1,6	1,5	1,7
Gas Consumption	MJ/t														
Coke Consumption	kg/t Sinter			78	91	84	96	87	88	87	87	86	94	92	95
Fine Ore	kg/t Sinter			872	868	884	878	852	859	865	864	863	857	860	861
Limestone	kg/t Sinter			112	115	107	92	129	123	108	126	111	98	135	123
Dolomite	kg/t Sinter			145	163	171	123	150	191	154	142	141	154	160	138
Scrap	kg/t Sinter			3	10	8	16	19	14	12	9	12	11	10	10
Sand	kg/t Sinter														
Fine Dust	kg/t Sinter														
Others	kg/t Sinter														
Return Sinter	kg/t Sinter														
- 5 mm in Sinter	%	5,0 max									8,1	7,1	5,5	-	-
+ 6 mm in Returns	%	5,0 max									5,4	4,1	4,7	-	-
FeO	%	9,0		8,17	8,47	8,89	9,19	9,00	8,24	8,73	8,50	8,05	8,73	8,62	8,74
SiO <sub>2</sub>	%	6,0		6,17	6,26	6,50	6,15	6,01	6,03	5,99	5,99	5,95	5,99	6,08	5,97
MgO	%	2,8		3,09	3,37	3,26	3,24	3,12	3,22	3,22	3,10	3,13	3,11	3,15	3,30
CaO/SiO <sub>2</sub>	%	1,75		1,72	1,68	1,63	1,70	1,77	1,77	1,80	1,80	1,85	1,80	1,78	1,82
LTB (+ 6,3 mm)	%	40													
TI (+ 6,3 mm)	%	70													
K <sub>2</sub> O	%			0,24	0,23	0,24	0,26	0,13	0,15	0,16	0,16	0,14	0,15	0,18	0,14



		STANDARD	PREVIOUS YEAR	JAN	FEB	MARCH	APRIL	MAY	JUNE	JULY	AUG	SEPT	OCT	NOV	DEC
Production	t/mth		79148	80934	72136	81755	71584	21133	14087	38633	78445	70461	72173	57450	69302
Productivity	t/m <sup>2</sup> 24 h	27,4	29,3	28,7	28,4	29,5	29,3	30,6	25,1	28,7	30,7	28,3	27,8	22,8	25,0
Utilisation	%	87,0	88,8	90,9	90,8	89,4	81,3	22,3	18,7	43,3	82,3	83,1	97,1	84,13	84,7
Planned Maintenance	%		3,8	3,0	3,3	3,5	3,1	71,0	81,3	48,7	2,6	3,7	1,6	3,22	3,2
Internal Stoppages	%		4,1	3,5	3,2	3,4	5,6	1,4	-	2,54	5,3	1,3	7,0	5,59	4,1
External Stoppages	%		3,4	2,3	2,5	3,6	9,9	5,4	-	10,78	10,1	5,46	7,2	7,1	9,6
Gas Consumption	MJ/t														
Coke Consumption	kg/t Sinter		88,2	87	86	87	85	88	84	86	90	97	98	102	84
Fine Ore	kg/t Sinter		874	865	856	868	862	855	864	854	868	868	865	853	869
Limestone	kg/t Sinter		115	109	141	112	133	145	93	148	101	127	116	94	124
Dolomite	kg/t Sinter		153	145	158	148	144	155	138	176	144	168	174	181	159
Scrap	kg/t Sinter		11	12	7	9	11	14	13	16	10	12	10	15	9
Sand	kg/t Sinter														
Flue Dust	kg/t Sinter														
Others	kg/t Sinter														
Return Sinter	kg/t Sinter														
- 5 mm in Sinter	%	5,0 max		-											
+ 6 mm in Returns	%	5,0 max		-											
FeO	%	9,0	8,89	8,55	8,14	8,31	8,22	8,21	6,79	8,23	8,30	8,50	8,00	8,78	8,61
SiO <sub>2</sub>	%	6,0	6,10	6,05	6,13	6,09	6,00	6,01	6,18	6,01	6,06	5,85	5,60	5,80	6,00
MgO	%	3,2	3,16	3,08	3,04	3,07	3,13	3,18	3,19	3,19	3,12	3,39	3,30	3,56	3,50
CaO/SiO <sub>2</sub>	%	1,8	1,76	1,80	1,78	1,79	1,82	1,81	1,66	1,80	1,79	1,92	2,05	2,00	1,91
LTB (+ 6,3 mm)	%	40		35,9			32,3	-	-	-	-	-	40,1	-	-
TI (+ 6,3 mm)	%	70		67,7			68,5	-	-	-	-	-	69,0	-	-
K <sub>2</sub> O	%			0,11	0,14	0,21	0,14	0,15	0,15	0,16	0,15	0,11	0,12	0,12	0,11

		STANDARD	PREVIOUS YEAR	JAN	FEB	MARCH	APRIL	MAY	JUNE	JULY	AUG	SEPT	OCT	NOV	DEC
Production	t/mth		82476	89537	71716	83717	71369	83230	79989	28532	38501	67997	73259	78211	79280
Productivity	t/m <sup>2</sup> 24 h		28,3	28,5	27,1	28,5	28,6	28,3	28,4	28,4	24,5	23,5	24,8	29,1	28,7
Utilisation	%	87,0	87,3	92,1	85,8	86,2	75,6	86,3	85,48	29,4	46,1	87,6	87,6	81,35	84,6
Planned Maintenance	%		4,0	3,3	4,2	4,9	4,2	1,7	3,5	65,55	40,50	2,08	3,5	5,35	3,2
Internal Stoppages	%		5,5	3,5	8,4	6,0	3,7	5,4	8,0	2,67	4,80	1,32	5,3	7,92	7,5
External Stoppages	%		3,2	1,0	1,2	2,9	16,5	6,6	2,9	7,03	8,70	3,0	4,7	4,9	3,3
Gas Consumption	MJ/t														
Coke Consumption	kg/t Sinter		88,8	89	88	87	88	89	90	89	90	100	99	90	95
Fine Ore	kg/t Sinter		874	865	856	868	862	855	864	854	868	868	865	853	869
Limestone	kg/t Sinter		115	109	141	112	133	145	93	148	101	127	116	94	124
Dolomite	kg/t Sinter		153	145	158	148	144	155	138	176	144	168	174	181	155
Scrap	kg/t Sinter		11	12	7	9	11	14	13	16	10	12	10	15	9
Sand	kg/t Sinter														
Flue Dust	kg/t Sinter														
Others	kg/t Sinter														
Return Sinter	kg/t Sinter														
- 5 mm in Sinter	%	5,0 max	6,9	-	-										
+ 6 mm in Returns	%	5,0 max	4,7	-	-										
FeO	%	9,0	8,61	8,63	8,61	8,32	8,49	8,46	8,51	8,38	8,55	8,75	8,8	7,50	7,51
SiO	%	6,0	6,10	6,05	6,14	6,10	6,00	5,98	6,28	6,03	6,04	5,80	5,80	5,60	5,90
MgO	%	3,2	3,19	3,15	3,14	3,12	3,18	3,14	3,19	3,23	3,09	3,33	3,40	3,40	3,36
CaO/SiO	%	1,8	1,76	1,82	1,77	1,81	1,81	1,83	1,73	1,81	1,81	1,86	1,96	2,05	1,92
LTB (+ 6,3 mm)	%	40		35,1			34,5	-	-	-		-	46,3	-	-
TI (+ 6,3 mm)	%	70		69,8			68,0	-	-	-		-	70,8	-	-
K <sub>2</sub> O	%			0,11	0,14	0,21	0,14	0,12	0,11	0,13	0,11	0,10	0,11	0,12	0,12

		STANDARD	PREVIOUS YEAR	JAN	FEB	MARCH	APRIL	MAY	JUNE	JULY	AUG	SEPT	OCT	NOV	DEC
Production	t/mth			74884	70632	86788	77635	74674	67559	76689	70530	69001	80006	84856	87280
Productivity	t/m <sup>2</sup> 24 h			26,18	26,58	30,23	27,50	24,11	25,64	26,3	26,6	26,3	26,7	29,3	29,2
Utilisation	%	92,1	77,35	96,58	86,2	84,2	85,4	90,87	79,83	85,4	77,7	79,7	88,0	87,8	87,8
Planned Maintenance	%	2,3	11,83	4,55	3,42	3,72	4,46	3,53	4,69	3,50	1,51	5,94	1,43	4,84	4,54
Internal Stoppages	%	4,0	5,38	3,42	4,29	7,66	4,72	3,25	9,47	5,63	5,78	4,30	3,57	5,90	5,39
External Stoppages	%	1,6	5,23	7,9	6,53	5,10	5,96	4,06	5,25	5,59	15,01	10,57	6,93	2,02	2,30
Gas Consumption	MJ/t														
Coke Consumption	kg/t Sinter		91,2	85	90	82	71	78	83	84	75	72	70	68	70
Fine Ore	kg/t Sinter		862,2	860	870	861	865	875	841	814	785	816	804	787	811
Limestone	kg/t Sinter		118,6	150	115	99	119	105	91	102	97	96	99	83	90
Dolomite	kg/t Sinter		157,2	175	158	139	167	160	137	140	151	153	156	152	145
Scrap	kg/t Sinter		13,33	10	8	9	8	15	3	5	-	-	-	-	-
Sand	kg/t Sinter														
Flue Dust	kg/t Sinter														
Elektro Slak	kg/t Sinter								19	38	57	59	38	47	33
Return Sinter	kg/t Sinter														
- 5 mm in Sinter	%	5,0 max													
+ 6 mm in Returns	%	5,0 max													
FeO	%	7,5	8,38	7,44	7,00	6,19	7,70	7,20	7,60	7,30	6,85	6,70	6,70	6,20	6,30
SiO <sub>2</sub>	%	6,0	5,98	6,00	5,80	5,75	5,90	6,20	5,90	5,80	5,97	6,00	6,10	6,00	5,90
MgO	%	3,5	3,23	3,40	3,60	3,27	3,10	3,20	3,30	3,20	3,56	3,49	3,60	3,70	3,60
CaO/SiO <sub>2</sub>	%	1,92	1,85	1,92	1,98	1,84	1,79	1,71	1,83	1,81	1,93	1,92	1,90	1,53	1,97
LTB (+ 6,3 mm)	%	40	38,63	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TI (+ 6,3 mm)	%	70	69,6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
K <sub>2</sub> O	%			0,13	0,13	0,13	0,12	0,10	0,10	0,13	0,13	0,13	0,12	0,12	0,11

ANEXO III

PRIMERA FASE DE LOS ENSAYOS

Informe emitido el 13-6-84

ACTA DE LA REUNION CON LURGI EL DIA 8-6-1984

En Veriña tiene lugar una reunión con los Srs. de Lurgi para examinar la marcha de los ensayos de eliminación de álcalis con adición de Cl<sub>2</sub> Ca y limpieza de polvo en gas con la Planta Piloto de Lurgi.

ASISTENTES:

<u>LURGI</u>	Srs. Reyes	<u>ENSIDESA</u>	Srs. Robredo
	Schmidt		Egea
	Wuerl		Marfany
			Llavona
			Medrano
			Gandullo

. . . . .

Adjuntamos un informe de incidencias así como las lecturas hechas en el filtro y en el ciclón de las caídas de presión que se producen al pasar el gas sucio.

Hasta este momento se ha pasado gas sin Cl<sub>2</sub>Ca, con 1 kg Cl<sub>2</sub> Ca por t/mezcla y con 1,5 kg Cl<sub>2</sub> Ca/t mezcla.

Se observa que a medida que aumenta la adición de Cl<sub>2</sub> Ca se incrementa la caída de presión en el filtro.

Como es necesario disminuir el caudal tratado para tener aproximadamente unos 35 minutos de funcionamiento en gas cada test, la caída de presión en el ciclón va disminuyendo y consecuentemente su eficiencia. En una planta industrial los ciclones trabajan siempre - - contra módulos con baja caída de presión por tanto su funcionamiento es de características constantes.

La máxima caída de presión permitida en el filtro de grava es de 250~270 mm c.a. fundamentalmente por que las válvulas y equipo - de la Planta Piloto no tiene la robustez de unidades industriales y también para evitar un alto consumo energético.

Esta Planta Piloto tiene dos jaulas electrostáticas. Desde el - - primer momento la jaula que está incluida en la grava se encuentra en cortocircuito desconociéndose la razón. Es necesario repararlo y se empleará en el desmontaje y montaje una semana.

Esta semana será la que comienza el 18 de Junio. El próximo día -- 13 es festivo en Gijón.

Por tanto el programa se modifica del modo siguiente:

Días 11 y 12 con 2 kg de Cl<sub>2</sub> Ca  
 14 y 15 con 2,5 kg de Cl<sub>2</sub> Ca  
 25 y 26 con 3 kg de Cl<sub>2</sub> Ca  
 27 con 3,5 kg de Cl<sub>2</sub> Ca  
 28 y 29 con 4 kg de Cl<sub>2</sub> Ca

En general se consideran satisfactorios los resultados aunque - - preocupa el rápido incremento de la caída de presión en el filtro que sin duda se acentuará al aumentar el Cl<sub>2</sub> Ca.

Los análisis del sinter antes y después de añadir Cl<sub>2</sub> Ca así como los finos de retorno y mezcla de minerales son los siguientes:

Fecha	Muestras	Fe	SiO <sub>2</sub>	CaO	MgO	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	P	S	Na <sub>2</sub> O	K <sub>2</sub> O
5-6-84	Sinter Sin Cl <sub>2</sub> Ca	57,80	6,86	9,38	1,92	2,04	0,042	0,028	0,07	0,0
"	" Con "	56,81	6,60	9,67	1,75	1,87	0,041	0,027	0,05	0,0
6-6-84	" Con "	57,37	6,33	9,63	1,82	1,81	0,041	0,025	0,01	0,0
"	" Finos de Retorno	57,22	6,42	9,80	1,74	2,30	0,037	0,080	0,03	0,0
"	" Mezcla de miner.	55,24	5,55	5,64	1,52	1,68	0,066	0,062	0,03	0,0

En este momento disponemos sólo de los resultados anteriores. La -  
tendencia a la eliminación de álcalis se presenta fuerte en las - -  
adiciones actuales de Cl<sub>2</sub> Ca, esperamos más datos para confirmarla.

Avilés, 12.6.84

PRUEBAS EN PLANTA PILOTO DE FILTRADO DEL GAS DE ESCAPE DEL  
S-1V, EN MARCHA CON ADICION DE CL<sub>2</sub> CA A LA MEZCLA

1) Marcha de la P.P. sin adición de Cl<sub>2</sub>Ca

El Viernes 1 y el Sábado 2.6.84, se trabajó pasando gas por la instalación, sin Cl<sub>2</sub> Ca, comprobándose el filtrado y el funcionamiento eléctrico y mecánico de la Planta Piloto, -- así como la limpieza del filtro.

Esta fase se prolongó el lunes, 4.6.84 por problemas surgidos en el Filtro de Grava.

Sin Cl<sub>2</sub>Ca, el funcionamiento de la planta, tanto en filtrado como en limpieza, fue correcto.

2) Prueba con 1 kg de Cl<sub>2</sub>Ca/t mezcla a sinterizar.

Después de solucionar un problema mecánico en una válvula, - el Martes 5.6.84, pudo trabajarse 1 h. aprox. con Cl<sub>2</sub>Ca, - - realizándose correctamente el filtrado del gas, y a continua-- ción la limpieza de la grava. Por la tarde hubo de pararse - - la P.F. por una descorrección en los aparatos de control.

Durante la tarde del 5.6.84 la temperatura del gas de escape - del S-1V, baja desde 150-170°C, a 100-120 debido a haberse -- aumentado la altura de capa de 300 á 350 mm, por problemas - - de producción.

Se toma muestra del polvo del ciclón.

El Miércoles, 6.6.84, se funcionó por la mañana aproximadamen-- te 1  $\frac{1}{2}$  h. satisfactoriamente, tanto en filtrado como en limpie-- za, realizándose 1 ciclo completo.



A continuación, sobre las 12 h. hubo de pararse por avería -- del sinter (S-1V), por falta de corriente en el ventilador principal. La temperatura de humos se mantuvo baja, del orden -- 100-120°C.

Por la tarde del 6.6.84, se trabajó 1 h aprox. con gas, parando a continuación por avería en el suministro de alta tensión a la instalación filtro. Esta tarde se mantiene todo el tiempo la temperatura del gas entre 150 y 170°C, luego de haberse tomado medidas correctoras en la máquina.

Durante el Miércoles 6.6.84, se comienza a tomar muestras de polvos del ciclón y del filtro y a recogerse todo el polvo -- de depuración en P.P. producido.

Se siguen tomando muestras de sinter.

El Jueves, 7.6.84, se trabajó con 1,5 kg/t mezcla

### 3) Prueba con 1,5 kg Cl<sub>2</sub>Ca/t mezcla.

El 7.6.84, se aumentó la solución de Cl<sub>2</sub>Ca a la cantidad señalada.

La P.P. trabajó algún tiempo sin separación electrostática, por avería en la alimentación de alta tensión a la P.P.

Se realizaron del orden de 6 ciclos completos, trabajando la planta de 9 á 18 h aprox.

El filtrado con esta cantidad de cloruros es más dificultoso, y aumenta más rápidamente la caída de presión que con 1 kg/t.

También el movimiento de la grava debe reforzarse con el ventilador a nivel del suelo.

Por ello, por la tarde se reduce la cantidad de gas a tratar a unos 10.000 Nm<sup>3</sup>/h, que supone un 15 % de reducción respecto a la cifra anterior.

Comenzaron, por la tarde a trabajar 2 operarios contratados.

Continúa sin retirar el contenedor lleno de polvo del electro-filtro, con lo que no se puede recoger el polvo del electro-filtro del S-1 que se va produciendo.

Según los registros de la P.P. la temperatura del gas, en la tarde del 7.6.84 es de unos 100°C, cuando anteriormente venía siendo de 120-130°.

Sin embargo, en los registradores del S-1, se tienen dos - - lecturas, una (registro) de 150°C, y la otra en el indicador de 120°C.

El Sr. Schmidt me pide nuevamente si es posible aumentar la temperatura del gas.

Se han revisado las parrillas de la máquina, y se ha visto -- que presentan una pequeña deposición de cloruros en forma de zonas blancas en las partes superior e inferior de las mismas.

12.6.84

Desalcalinización con Cl<sub>2</sub>Ca

Mediciones

4-6-1984.- Cantidad de gas 11.800 m<sup>3</sup>/h 180 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h (el filtro tiene 6 m<sup>2</sup>)  
(Δp-mm.c.a.)

<u>Hora</u>	<u>Δp en el filtro</u>	<u>Δp en el ciclón</u>	<u>temp°C</u>	
15,55	82	26	124	} No hay medida de polvo en el gas depurado
16,03	87	24	126	
16,10	82	23	132	
16,20	107	23	135	
16,35	137	23	135	
16,50	150	23	134	
17,15	68	23	126	} Sinter normal sin alta tensión
17,27	80	22	130	
17,40	105	23	134	
17,46	113	23	134	
5-6-1984				
12,28	57	23		} Con alta tensión 24 kv - 1 m A con 1 kg Cl <sub>2</sub> Ca/t mezcla
12,38	64	21		
12,44	80	22	132	
12,50	85	22	130	
12,55	105	23		
13,00	118	23	130	
13,06	137	23		
13,14	155	23	140	
13,20	168	23	133	Polvo en el gas depurado
17,26	80	23	88	} Sin alta tensión
17,41	115	"	102	
17,50	161	23	106	} Con 1 kg Cl <sub>2</sub> Ca/t mezcla
17,57	185	"	106	
18,03	200	"	106	} Polvo en el gas depurado
18,10	235	"	102	
18,15	250	"	102	

No hay medida de polvo en el gas depurado

Sinter normal sin alta tensión

Polvo en el gas depurado 64 mg/Nm<sup>3</sup>

Con alta tensión 24 kv - 1 m A con 1 kg Cl<sub>2</sub>Ca/t mezcla

Polvo en el gas depurado

Dos mediciones 64 mg/Nm<sup>3</sup> 50 mg/Nm<sup>3</sup>

Sin alta tensión

Con 1 kg Cl<sub>2</sub>Ca/t mezcla

Polvo en el gas depurado 95 mg/Nm<sup>3</sup> 76 mg/Nm<sup>3</sup>

6-6-1984

Hora	$\Delta p$ en el filtro	$\Delta p$ en el ciclón	temp <sup>o</sup> C
11,35	65	23	100
11,40	75	23	100
11,45	90	23	100

11,57 Para la máquina de sinter por avería

15,15	65	31	90
15,20	85	31	100
15,25	100	31	110

A partir de este momento se funciona sin alta tensión por avería en Planta Piloto

15,30	115	31	110
15,35	145	31	120
15,40	158	30	124
15,45	175	31	128
15,50	200	31	128
15,55	210	31	124
16,00	133	30	120
16,02	250	30	120

Se funciona con  $2200 \text{m}^3/\text{m}^2$   
Con 1 kg  $\text{Cl}_2\text{Ca}$   
Se comienza con alta --  
tensión

A las 15,25 se quita la  
alta tensión por un cor-  
tocircuito en el filtro  
Lurgi  
Polvo en el gas depura-  
do  $100 \text{mg}/\text{Nm}^3$

7-6-1984

Se continúa sin alta tensión por persistir la ave-  
ría hasta las 8,55 en que se repone, 24 Kv.

8,55	95	23	100
9,00	125	23	100
9,05	150	23	105
9,10	175	23	105
9,15	210	23	105
9,20	240	23	105
9,24	270	23	105

A partir de este momento  
se añade  $1,5 \text{kg Cl}_2\text{Ca}/$   
t mezcla  
El gas tratado es de --  
 $1800 \text{m}^3/\text{m}^2 \text{h.}$   
El polvo del gas depura-  
do  $84 \text{mg}/\text{Nm}^3$

7-7-1984

Hora	$\Delta p$ en el filtro	$\Delta p$ en el ciclón	temp <sup>o</sup> C	
11,00	65	23	90	Con alta tensión 25 Kv y 0,8 m A Con 1,5 kg Cl <sub>2</sub> Ca/tmez. Caudal 1800 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> h Polvo en el gas depu- rado 100 mg/Nm <sup>3</sup>
11,05	95	23	90	
11,10	115	23	90	
11,15	150	23	95	
11,20	185	23	95	
11,25	210	23	100	
11,30	230	23	100	
A partir de este momento se funciona sin alta tensión				
11,54	75	23	90	Con 1,5 kg Cl <sub>2</sub> Ca/t me. Caudal 1800 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> h Polvo en el gas depu- rado 113 mg/Nm <sup>2</sup>
11,59	95	23	100	
12,04	120	23	105	
12,10	160	23	100	
12,15	175	23	100	
12,20	200	23	98	
12,24	215	23	100	
16,04	75	15	90	Con 1,5 kg Cl <sub>2</sub> Ca/t me. Caudal 9526 m <sup>3</sup> /h 1587 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> h Con alta tensión 25 K. Polvo en el gas depu- rado 96 mg/Nm <sup>3</sup>
16,09	95	15	90	
16,15	115	15	96	
16,21	135	15	100	
16,25	115	15	100	
16,30	195	15	100	
16,37	215	15	100	
17,06	50	15	100	Se trabaja con 1,5 kg Cl <sub>2</sub> Ca/t mezcla. Con el mismo caudal - que en el ensayo an- terior. Polvo en gas depurado 121 mg/Nm <sup>3</sup>
17,12	63	15	95	
17,17	85	15	95	
17,23	105	15	95	
17,28	125	15	95	
17,33	145	15	95	
17,35	150	15	100	

Nota.- Obsérvese que se funciona en cada ensayo con una caída de presión constante (en mm.c.a) en el ciclón. A cada valor del  $\Delta p$  en el ciclón corresponde un caudal.

ANEXO IV

PRIMERA FASE DE LOS ENSAYOS  
Informe emitido el 20-6-84

ACTA DE LA REUNION CELEBRADA EN VERIÑA EL DIA 15-6-84 SOBRE LOS EN-  
SAYOS DE CAPTACION DE POLVO EN PLANTA PILOTO PRODUCIDOS EN LA DESAL-  
CALINIZACION.-

ASISTENTES:

Por LURGI Srs: Smichdt  
Nickl

Por ENSIDESA Srs: Robredo  
Egea  
Ornia  
Llavona  
Marfany  
Bellón  
Medrano

. . . . .

Con objeto de hacer un repaso a la situación de los ensayos de captación de polvos procedentes de la eliminación de álcalis que se están efectuando en la Planta Piloto de Lurgi establecida en la máquina de sinter nº 6.

En un cuadro que adjuntamos se resumen los ensayos que se han hecho hasta la fecha.

Obsérvese que los ensayos se han ordenado de un modo algo diferente del que expusimos en el acta de la reunión anterior. Algunos se han subdividido, por lo que aumenta el número de ensayos, se menciona sólo el principio y final del ensayo así como la caída de presión producida en el filtro de grava al principio y final del ensayo.

En la semana del 11 al 15 sólo se hicieron los ensayos nºs 15 al 21. El viernes día 15 no se trabajó en la planta.

El funcionamiento de la planta fue realmente malo. La grava circuló con gran dificultad. Se movía a golpes y no se sabe si obedecía a - obstrucciones producidas por electrodos rotos o a aglomeraciones.

En consecuencia el grado de limpieza del gas fue malo obedeciendo a un aumento del polvo en el gas por incremento del  $Cl_2Ca$  y a un mal funcionamiento del filtro como ya hemos indicado más arriba.

La presunción de electrodos rotos en la jaula electrostática situada en el interior de la grava se inicia en el ensayo nº 10 cuando se - encuentran al descargar parte de grava con trozos de electrodo.

En esta semana que examinamos las dificultades fueron numerosas y f preciso extraer la grava en varias ocasiones y reponerla en cantidades de un 30 %.

Se confirma y concreta la reparación a partir del día 18. El Sr. Merdrano facilitará medios y personal necesario. Incluso se facilitará un intérprete. Por parte de Lurgi el Sr. Nickl dirigirá la operación. Por ENSIDESA el coordinador de toda la operación será el Sr. Quevedo a quien se dirigirá el Sr. Nickl para tratar cualquier asunto o problemas que se le presente.

El grado de desalcalinización obtenido lo indicamos a continuación. Aún disponemos de escasos datos.

Fecha	Sinter sin $Cl_2Ca$		Cantidad $Cl_2Ca$ sobre t mezcla	Sinter desalcal.		Grado
	Na2O	K2O		Na2O	k2O	
5-6-84	0,07	0,21	1 kg	0,05	0,19	14 %
6-6-84	0,04	0,19	1 kg	0,01	0,16	26 %
7-6-84	0,06	0,17	1 kg	0,05	0,16	9 %
11-6-84	0,04	0,180	2 kg	0,02	0,13	32 %



Es evidente que el disponer de pocos datos conduce a resultados poco precisos. No obstante, se confirma la desalcalinización con  $\text{Cl}_2\text{Ca}$  y debemos seguir considerando como más fiables las curvas que se obtuvieron en los ensayos anteriores y se recogieron en diversas comunicaciones.

Según los datos obtenidos entonces hasta una adición de 4 á 6 kg de  $\text{Cl}_2\text{Ca}$  por t de mezcla la desalcalinización se comporta de modo proporcional a la adición. Es decir para 1 kg de  $\text{Cl}_2\text{Ca}$  se desalcaliniza un 10 % para 1,5 kg de  $\text{Cl}_2\text{Ca}$  un 15 % y para 2 kg de  $\text{Cl}_2\text{Ca}$  un 20 %.

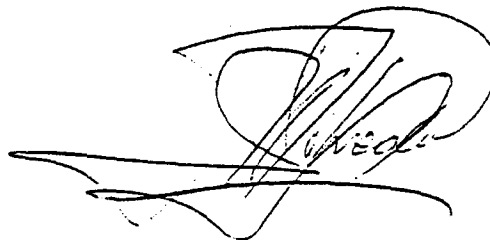
Los datos que hasta ahora tenemos del polvo recogido son pocos; podemos adelantar que en el ciclón de la Planta Piloto con 1 kg de  $\text{Cl}_2\text{Ca}$  los álcalis llegan a 0,08 de  $\text{Na}_2\text{O}$  y 0,84 y 1,9 de  $\text{K}_2\text{O}$  encontrándose valores de Pb de hasta 0,155 %.

En el filtro con 1 kg de  $\text{Cl}_2\text{Ca}$  se llega en el polvo a 0,09 de  $\text{Na}_2\text{O}$  y 2,77 de  $\text{K}_2\text{O}$  con valores de Pb de hasta 0,245 %.

No tenemos aún resultados de los polvos de días posteriores al 6-6-1984.

En resumen, se confirma la desalcalinización y eliminación de Pb. La planta piloto ha funcionado mal y como se observa los contenidos de polvo emitidos a la atmósfera son muy elevados. En esta semana procedemos a su revisión y reparación.

Si esta reparación es satisfactoria y se cumplimenta en la semana, el programa establecido en el acta de la semana pasada permanece.



RAIMUNDO ROBREDO GALGUERA

19.6.84

Nº	Fecha 1984	Hora	Adición Cl2Ca kg/Cl2Ca t/mezcla	Caída pres. filtro grava (principio y final del ensayo) mba	tª después del ciclón °C	Tª a la descarga gas limpio °C	Volumen en condicion. actuales m³/h	Específic. por m² m³/h m²	Jaula electro- estática interior		Jaula electro- estática exterior		Gas limpio mg/Nm³	Agua en gas limpio g/Nm³	Punto de rocío °C
									kv	mA	kv	mA			
1	4.6	17,15/17,46	-	6,8/11,3	126/134	108	11.865	1.978	-	-	-	-	64	44,6	33,9
2	5.6	12,27/13,00	1,0	5,7/11,8	130/132	93	11.865	1.978	-	-	24	0,8	64	29,0	26,8
3	"	13,00/13,22	"	11,8/16,8	130/140	117	11.865	1.978	-	-	25	0,9	50	29,0	26,8
4	"	17,26/17,55	"	8,0/18,0	88/106	97	11.865	1.978	-	-	-	-	95	42,7	33,2
5	"	17,55/18,15	"	18,0/25,0	102/106	102	11.865	1.978	-	-	-	-	76	42,7	33,2
6	6.6	9,43/10,21	1,0	6,3/16,8	94/110	94	11.865	1.978	-	-	26	0,8	62	42,6	33,2
7	"	10,35/11,09	"	7,0/20,0	105/110	96	11.865	1.978	-	-	26	0,8	62	42,6	33,2
8	"	11,35/11,50	"	6,3/20,0	100/100	88	11.865	1.978	-	-	26	0,9	69	-	-
9	"	15,15/16,05	"	7,6/25,0	92/127	91	13.391	2.232	-	-	-	-	100	-	-
10	7.6	9,52/10,24	1,5	9,2/27,0	100/106	102	11.865	1.978	-	-	24	0,8	84	48,6	35,4
11	"	10,58/11,30	"	6,5/23,0	88/102	90	11.865	1.978	-	-	25,5	0,9	100	48,6	35,4
12	"	11,53/12,25	"	7,2/22,5	92/106	96	11.865	1.978	-	-	-	-	113	44,4	33,9
13	"	16,03/16,40	"	7,5/24,0	94/104	93	9.526	1.588	-	-	26,0	0,9	96	45,5	34,3
14	"	17,05/17,36	"	4,7/15,0	95/104	93	9.526	1.588	-	-	26,5	1,0	121	45,5	34,3
15	11.6	11,28/11,53	2,0	7,4/26,0	114/125	108	11.865	1.978	-	-	26,0	0,9	215	58,1	38,5
16	"	12,31/12,50	"	6,5/26,0	114/117	97	9.526	1.588	-	-	27,0	0,9	198	58,1	38,5
17	14.6	9,29/9,59	2,5	5,7/29,0	97/132	100	9.526	1.588	-	-	27,0	1,0	202	60,1	39,1
18	"	10,20/10,49	"	7,7/29,0	124/136	109	9.526	1.588	-	-	28,0	1,0	169	60,1	39,1
19	"	11,42/12,07	"	8,0/27,5	127/135	122	9.526	1.588	-	-	-	-	209	60,1	39,1
20	"	14,34/15,02	"	5,0/29,5	128/140	130	7.150	1.192	-	-	27,5	0,9	208	52,4	36,7
21	"	15,49/16,14	"	7,0/28,0	118/126	123	7.150	1.192	-	-	29,0	1,0	140	52,4	36,7

ANEXO V

PRIMERA Y SEGUNDA FASE DE ENSAYOS

Informe emitido el 18-7-84

REUNION FINAL PARA EXAMINAR LOS ENSAYOS DE ELIMINACION DE ALCALIS  
JUNIO-JULIO-1984. DEPURACION HUMOS EN PLANTA PILOTO.--

ASISTENTES:

Por Lurgi

Sr. Muñoz-Cobo Vacas  
" Smichdt  
" Nickel

Por ENSIDESA

Sr. Robredo Galguera  
" Fernández-Pello  
" Ornia  
" Marfany

. . . . .

El Sr. Smichdt expone los resultados obtenidos dividiéndolos en -  
dos fases que refiere a la numeración de los ensayos como figuran  
en el cuadro adjunto.

La primera fase va del ensayo nº 1 al 21

La segunda " " " " nº 22 al 43

El funcionamiento hasta el ensayo nº 21 que cronológicamente ocupa  
las semanas del 4 al 8 de Junio y del 11 al 15 de Junio ya ha sido  
comentado.

Se caracteriza esta fase por no trabajar la jaula electrostática -  
incluida en la gravilla. En la primer semana cuándo la adición de  
Cl<sub>2</sub> Ca es baja no se presentan problemas y la depuración sin alta  
tensión interior funciona bien.

En la segunda semana se presentan dificultades que obligan a parar las pruebas y desmontar el filtro, lo que se comienza el día 18 y paraliza la instalación dos semanas. La reanudación de ensayos supone el comienzo de la segunda fase.

En esta segunda fase se adiciona el  $\text{Cl}_2 \text{Ca}$  de 2 a 4 kg/t mezcla.

Se pone de manifiesto que tiene una importancia decisiva en la eliminación del polvo el campo electrostático interior.

En los ensayos 22, 23 y 24 funcionando el campo electrostático interior se obtiene un polvo en la chimenea de 24, 18 y 17 mg/Nm<sup>3</sup>. Aunque la caída de presión al final del ensayo llega a 35,5 , 27 y 31 mba, sin embargo después de la limpieza de la grava se restablece una caída de presión baja.

En el ensayo 25 se suprime la tensión en el campo electrostático exterior, el polvo en la chimenea continúa siendo bajo, aunque la caída de presión es alta.

En el ensayo 26 se suprime la tensión en el campo interior, sube fuertemente el polvo en el gas limpio y continua siendo elevada la caída de presión en el filtro.

En conclusión, el campo exterior aporta una mejoría insignificante en relación con el campo electrostático interior.

Esta diferencia tan notable entre el efecto del campo exterior y el interior es uno de los puntos que será objeto de investigación y estudio por parte de Lurgi en sus laboratorios de Frankfurt.

Aunque continua elevándose la cantidad de  $\text{Cl}_2 \text{Ca}$  añadido los resultados siguen siendo satisfactorios.

En el ensayo 39 se suprime la tensión en ambos campos, funciona como filtro de gravilla y el gas sale muy sucio.

En los ensayos 40, 41, 42 y 43 se vacía la gravilla y funciona sólo como depurador electrostático en los ejercicios 40 y 41. Finalmente en los 42 y 43 no hay gravilla ni tensión el gas pasa como por un conducto. En realidad este sería el contenido en polvo después de la salida del ciclón en el gas bruto.

Manifiestan los Srs. de Lurgi que los resultados de la separación les hacen sentirse optimistas siendo el principal problema la pérdida de carga.

El optimismo expresado se fundamenta en que después de la limpieza de la grava se restituyen las condiciones de caída de presión originales no produciéndose un agotamiento progresivo de la grava.

Para ENSIDESA esto es cierto en parte ya que serían precisos muchos más ensayos sin interrupción. En este ciclo que comentamos se ha extraído la grava en varias ocasiones.

Consideran los Srs. de Lurgi que los problemas son de tipo mecánico y se irán solucionando paulatinamente.

Opinan también que el trabajo de una planta industrial se vería favorecido por una temperatura de gases más uniforme y elevada que la que hemos tenido en las pruebas.

Las acciones que se emprenderán a continuación serán:

- 1º Estudiar en Frankfurt los datos recopilados y la experiencia adquirida para introducir las mejoras mecánicas y estructurales que precise el diseño actual de filtro de grava electrostático.
- 2º Hacer una simulación que permita aventurar el consumo energético de una planta industrial como consecuencia de la pérdida de carga. El campo eléctrico interno mejora la eficiencia pero aumenta la pérdida de carga.

- 3º Comunicar en cuanto sea posible los resultados de los estudios hechos en Alemania sobre estas experiencias así como conclusiones y propuestas de mejora.
- 4º Convocar una reunión para planificar ensayos futuros con una nueva planta con más módulos (4 en total, 2 en limpieza de gas, 1 en limpieza de grava, 1 en reserva) e incorporando las mejoras en el diseño que se deduzcan del punto 1º.

Avilés, 18-7-84

Nº	Fecha 1984	Hora	Adicción Cl <sub>2</sub> Ca : kg/Cl <sub>2</sub> Ca t/mezcla	Caída pres. filtro grava (principio y final del ensayo) mbar	tº después del ciclón °C	Tº a la descarga gas limpio °C	Volúmen en condicion. actuales m <sup>3</sup> /h	Específic. por m <sup>2</sup> m <sup>3</sup> /h m <sup>2</sup>	Jaula electro- estática interior		Jaula electro- estática exterior		Gas limpio mg/Nm <sup>3</sup>	Agua en gas limpio g/Nm <sup>3</sup>	Punto de rocío °C
									kv	mA	kv	mA			
1	4.6	17,15/17,46	-	6,8/11,3	126/134	108	11.865	1.978	--	-	-	-	64	44,6	33,9
2	5.6	12,27/13,00	1,0	5,7/11,8	130/132	93	11.865	1.978	-	-	24	0,8	64	29,0	26,8
3	"	13,00/13,22	"	11,8/16,8	130/140	117	11.865	1.978	-	-	25	0,9	50	29,0	26,8
4	"	17,26/17,55	"	8,0/18,0	88/106	97	11.865	1.978	-	-	-	-	95	42,7	33,2
5	"	17,55/18,15	"	18,0/25,0	102/106	102	11.865	1.978	-	-	-	-	76	42,7	33,2
6	6.6	9,43/10,21	1,0	6,3/16,8	94/110	94	11.865	1.978	-	-	26	0,8	62	42,6	33,2
7	"	10,35/11,09	"	7,0/20,0	105/110	96	11.865	1.978	-	-	26	0,8	62	42,6	33,2
8	"	11,35/11,50	"	6,3/20,0	100/100	88	11.865	1.978	-	-	26	0,9	69	-	-
9	"	15,15/16,05	"	7,6/25,0	92/127	91	13,391	2.232	-	-	-	-	100	-	-
10	7.6	9,52/10,24	1,5	9,2/27,0	100/106	102	11.865	1.978	-	-	24	0,8	84	48,6	35,4
11	"	10,58/11,30	"	6,5/23,0	88/102	90	11.865	1.978	-	-	25,5	0,9	100	48,6	35,4
12	"	11,53/12,25	"	7,2/22,5	92/106	96	11.865	1.978	-	-	-	-	113	44,4	33,9
13	"	16,03/16,40	"	7,5/24,0	94/104	93	9.526	1.588	-	-	26,0	0,9	96	45,5	34,3
14	"	17,05/17,36	"	4,7/15,0	95/104	93	9.526	1.588	-	-	26,5	1,0	121	45,5	34,3
15	11.6	11,28/11,53	2,0	7,4/26,0	114/125	108	11.865	1.978	-	-	26,0	0,9	215	58,1	38,5
16	"	12,31/12,56	"	6,5/26,0	114/117	97	9.526	1.588	-	-	27,0	0,9	198	58,1	38,5
17	14.6	9,29/9,59	2,5	5,7/29,0	97/132	100	9.526	1.588	-	-	27,0	1,0	202	60,1	39,1
18	"	10,20/10,45	"	7,7/29,0	124/136	109	9.526	1.588	-	-	28,0	1,0	169	60,1	39,1
19	"	11,42/12,07	"	8,0/27,5	127/135	122	9.526	1.588	-	-	-	-	209	60,1	39,1
20	"	14,34/15,02	"	5,0/29,5	128/140	130	7.150	1.192	-	-	27,5	0,9	208	52,4	36,7
21	"	15,49/16,14	"	7,0/28,0	118/126	123	7.150	1.192	-	-	29,0	1,0	140	52,4	36,7



Nº	Fecha 1984	Hora	Adición Cl2Ca kg/Cl2Ca l/mezcla	Caída pres. filtro grava (principio y final del ensayo) mbar	Tª después del ciclón °C	Tª a la descarga gas limpio °C	Volumen en condiciones actuales m3/h	Especific. por m2 m3/h m2	Jaula electro- estática interior		Jaula electro- estática exterior		Gas limpio mg/Nm3	Agua en gas limpio g/Nm3	Punto de rocío °C
									kv	mA	kv	mA			
22	3.7	12,31/12,52	2,0	11,5/35,5	118/120	117	<7.150	<1.192	22	1,2	30	1,1	24	49,9	35,9
23	"	16,12/16,33	"	8,3/27,0	112/120	104	<7.150	<1.192	21	1,2	31	1,8	18	49,9	35,9
24	4.7	9,48/10,10	2,0	6,3/31,0	100/112	108	7.150	1.192	21,5	1,5	30	1,0	17	54,0	37,2
25	"	10,36/10,56	"	11,5/33,0	115/120	118	7.150	1.192	22,5	1,3	-	-	16	54,0	37,2
26	"	11,32/11,57	"	10,3/31,0	122/126	123	7.150	1.192	-	-	31	1,1	138	54,0	37,2
27	"	12,22/12,42	"	13,0/36,0	112/116	121	<7.150	<1.192	22,5	1,0	31	1,0	16	64,4	40,3
28	"	15,16/15,38	"	16,2/32,5	119/130	111	<7.150	<1.192	-	-	-	-	127	64,4	40,3
29	5.7	10,38/10,58	2,5	6,3/32,0	114/131	104	7.800	1.300	21,5	1,4	30,5	1,0	15	52,8	36,8
30	"	11,32/11,52	"	16,5/33,0	110/112	124	6.600	1.100	22,5	1,4	31	1,0	12	52,8	36,8
31	9.7	12,59/13,24	2,0	6,0/24,0	122/132	114	7.300	1.217	22,5	1,3	30	1,1	49	45,8	34,4
32	"	15,42/16,03	"	6,3/29,5	118/130	101	7.100	1.183	22,5	1,2	30,5	1,1	16	45,8	34,4
33	10.7	9,32/9,54	3,0	5,0/25,5	117/122	130	6.800	1.133	22	1,1	30,5	1,0	15	50,8	36,2
34	"	10,41/11,03	"	7,8/26,0	120/122	131	6.800	1.133	23	1,1	30,0	1,0	13	50,8	36,2
35	"	11,36/11,57	"	6,5/28,0	114/120	126	6.600	1.100	23	1,2	30,5	1,0	17	50,8	36,2
36	"	14,16/14,36	"	7,5/30,0	124/130	139	6.350	1.058	23	1,2	-	-	23	50,8	36,2
37	11.7	11,24/11,46	4,0	5,4/25,0	123/126	120	6.600	1.100	24,0	1,8	31	1,0	66	61,6	39,5
38	"	12,48/13,09	"	7,2/30,0	120/123	127	6.000	1.000	23,0	2,1	29,5	1,0	47	61,6	39,5
39	"	16,24/16,41	"	6,8/25,5	106/114	118	6.700	1.117	-	-	-	-	265	61,6	39,5
40	12.7	10,30/10,53	4,0	0,3/0,3	114/127	104	7.100	1.183	16,	0,6	30,5	1,0	609	47,8	35,1
41	"	10,53/11,05	"	0,3/0,4	128/132	109	7.100	1.183	16	0,6	30,5	1,1	644	47,8	35,1
42	"	11,07/11,20	"	0,5/1,4	127/132	132	7.100	1.183	-	-	-	-	753	47,8	35,1
43	"	11,20/11,35	"	1,4/3,4	120/127	113	7.100	1.183	-	-	-	-	723	47,8	35,1

ANEXO VI

INFORME FINAL, emitido el 10-9-84

INFORME FINAL DE LOS ENSAYOS EFECTUADOS EN LA CAPTACION DE POLVOS  
PRODUCIDOS EN LA DESALCALINIZACION MEDIANTE EL EMPLEO DE UNA PLAN-  
TA PILOTO DE FILTRO GRANULAR-ELECTROSTATICO.-

ANTECEDENTES

ENSIDESA ha desarrollado un proceso de desalcalinización que, básicamente, consiste en adición de cloruro cálcico o magnésico a la mezcla de minerales de hierro, durante el proceso de sinterizado, consiguiéndose eliminar hasta un 70 % de los álcalis contenidos.

Los ensayos se han realizado a escala de laboratorio, planta piloto y planta industrial. Los resultados obtenidos marcan una notable coincidencia entre la eliminación industrial y la prevista en laboratorio o planta piloto.

La incorporación del proceso de desalcalinización contribuye a la mejora de la calidad del sinter, en un principio, y finalmente a la reducción de los nefastos efectos de los álcalis en la operación del horno alto.

Los álcalis presentes en los minerales se combinan con el ión cloro del cloruro cálcico o magnésico y se desprenden como cloruros alcalinos volátiles.

La implantación de este proceso tropieza con el problema de la captación de los cloruros alcalinos en los humos. El carácter higroscópico de los cloruros impide el empleo de filtros electrostáticos por su colmatación.

OBJETIVO DEL ENSAYO

- Comprobar la eficacia de la depuración de los humos alcalinos mediante el empleo de un nuevo filtro de grava desarrollado por Lurgi-Technik.

- Estudio de la recuperación de los metales plomo y cinc contenidos en los cloruros alcalinos y sus eliminación.

### TECNOLOGIA DISPONIBLE PARA LA DEPURACION DE HUMOS ALCALINOS

El problema fundamental en la limpieza del polvo generado en la desalcalinización reside en la extramada finura del mismo.

En efecto, según un estudio realizado en ISCOR (Suráfrica) la totalidad del polvo alcalino está por debajo de  $5 \mu$  y el 72,7 % es inferior a  $1 \mu$  m.

En los ensayos hechos en ENSIDESA la fracción soluble que está integrada por los cloruros de álcalis y metales es del orden del 75 % del polvo total emitido por la chimenea. Es esta fracción la que, en principio, tiene la granulometría que ha sido determinada en ISCOR como hemos citado y la que, por tanto, constituye un serio problema.

Este problema se presenta en la captación de algunas cenizas extremadamente finas de centrales térmicas o de hollines de combustión de hidrocarburos.

Dependiendo de la naturaleza del polvo se pueden emplear filtros electrostáticos húmedos combinados con torres de lavado o venturitis ó bien, filtros de grava.

Los primeros son caros en principio y además requieren un tratamiento posterior de las aguas recogidas.

Los filtros de grava electrostáticos constituyen una nueva tecnología en proceso de desarrollo y pueden constituir una solución para la recuperación en seco de estos polvos.

Estos filtros de grava pueden ser de medio filtrante móvil o fijo. En el primer caso se sitúa la instalación montada en ISCOR y que ha sido objeto de la visita de este grupo de trabajo.

Lurgi-Technik ha desarrollado, a escala planta piloto, un nuevo filtro de grava para la separación de cloruros alcalinos en los humos de salida del sinter. El medio filtrante es estático.

La planta piloto consta, en esencia, de un cilindro en el que las paredes, de malla, contienen gravilla de granulometría muy cerrada y uniforme, grano de 2 mm comprendidos entre 2 y 2,2 mm. La anchura de estas paredes es de 100 mm.

Al diseño primitivo de la planta piloto se han añadido dos jaulas electrostáticas. Una exterior al filtro y otra embebida en la gravilla y que coadyuvan a llevar las partículas de polvo a la rejilla metálica exterior. En las fig. 1 y 2 se han incorporado en esquema los electrodos correspondientes.

En la fig. 1 se muestra la entrada de gas bruto que es conducido por un canal adyacente al filtro. El gas atraviesa la malla, como indican las flechas y abandonan el filtro por la parte superior. La mayor parte del polvo contenido en el gas queda retenido en la malla exterior.

En la fase de limpieza, fig. 2, un gas limpio expulsa el polvo retenido en la malla. Simultáneamente otra corriente de aire impulsada a través de un tubo interior, remueve la gravilla, la empuja hacia la parte superior donde se separa como aire sucio. La gravilla es devuelta por un distribuidor, en este caso, ocho tubos, al filtro.

El aire restante, conteniendo aún algo de polvo, se incorpora al conducto general de gas sucio.

Dependiendo del volúmen total de gas sucio y del tamaño de estas - - unidades filtrantes por cada 4 ó 5 unidades en trabajo, se encuentra una en limpieza.

La planta piloto que ENSIDESA quiere ensayar tiene una capacidad de tratamiento de 30.000 m<sup>3</sup>/ hora de gas bruto. Lurgi está proyectando módulos con una superficie filtrante 6 veces mayor y por tanto de ca pacidad 6 veces superior.

La caída de presión podría ser del orden de 200 mm c.a.

La emisión de polvos a la atmósfera con un equipo de esta naturaliza, sería inferior a 50 gr/Nm<sup>3</sup>.

#### ENSAYOS EN PLANTA PILOTO.- Resultados

##### Pruebas en Diciembre de 1983

Después de una acumulación de retrasos y problemas: modificaciones - de diseño. retrasos de transporte, licencias, huelgas de celo en - - aduanas ... etc. se concluyó el montaje y construcción de la Planta - Piloto de limpieza de gas en la máquina nº 6 de Veriña.

El día 14-12-1983 se pasa gas de la máquina sin adición de Cl<sub>2</sub> Ca con un funcionamiento correcto.

El día 15-12-1983 se adicionó Cl<sub>2</sub> Ca en una cantidad de 4 kg/t mezcla. La planta se atascó en un período breve.

Concretamente comenzó a trabajar a las 10 h 25 m con un caída de - - presión en el filtro de 150 mm c.a. y se concluyó a las 11 h 48 m con una caída de presión de 855 mm. c.a. Se pone de manifiesto un atasca- miento en el filtro de grava.

Se intenta limpiar la gravilla y esta no circula. Las pruebas se dan por terminadas ya que es preciso modificar el diseño y además la má- quina de sinterizar para definitivamente unos días más tarde para su reparación programada anual.

En la primera semana de Mayo el grupo de trabajo realizó una visita a ISCOR. De este viaje se ha hecho un informe aparte.

En los ensayos de diciembre de 1983 que hemos comentado la adición de Cl<sub>2</sub> Ca fue de 4 kg/t de mezcla que en nuestros ensayos previos se situaba en un punto intermedio. En nuestra visita a ISCOR hemos visto que esta cantidad era muy elevada, por lo que decidimos que en los próximos ensayos la adición de Cl<sub>2</sub> Ca se haría de modo paulatino comenzando por 1 kg de Cl<sub>2</sub> Ca por t de mezcla.

#### SERIE DE ENSAYOS JUNIO-JULIO 1984

El viernes día 1-Junio el sábado 2.6.84 y el día 4.6.84, lunes se trabajó pasando gas sucio por la P.P. sin adición de Cl<sub>2</sub> Ca a la mezcla a sinterizar.

Se solucionaron algunos problemas e incidencias presentados y el funcionamiento en general fue correcto.

Esta serie de ensayos la vamos a dividir en dos fases. Todos los ensayos efectuados se recogen en el cuadro 1 y estan numerados.

La primera fase va del ensayos nº 1 al 21

La segunda fase va del ensayos nº 22 al 43

Primera fase.- Comienzan los ensayos el día 4.6.84.

Se trabaja sin Cl<sub>2</sub> Ca (ensayos nº 1). Los ensayos del 2 al 9 se hacen con 1 kg Cl<sub>2</sub> Ca /t mezcla. Del ensayo 10 al 14 se añaden 1,5 kg Cl<sub>2</sub> Ca.

A medida que aumenta la adición de Cl<sub>2</sub> Ca se incrementa la caída de presión en el filtro. En el cuadro se reflaja no sólo en la columna de caída de presión, sino también en el caudal de humos tratados por hora.

Como es necesario disminuir el caudal tratado para tener aproximadamente unos 35 minutos de funcionamiento en gas cada test, la caída de presión en el ciclón va disminuyendo y consecuentemente su eficiencia. En una planta industrial los ciclones trabajan siempre contra módulos con baja caída de presión por tanto su funcionamiento es de características constantes.

La máxima caída de presión permitida en el filtro de grava es de 250-270 mm c.a. fundamentalmente por que las válvulas y equipo de la Planta Piloto no tiene la robustez de unidades industriales y también para evitar un alto consumo energético.

Esta Planta Piloto tiene dos jaulas electrostáticas. Desde el primer momento la jaula que está incluida en la grava se encuentra en cortocircuito desconociéndose la razón. Es necesario repararlo y se empleará en el desmontaje y montaje una semana. Se prevé en principio que esta semana sea del 18 de Junio al 23 de Junio.

El programa se modifica para continuar con el progresivo aumento de Cl<sub>2</sub> Ca y aprovechar al máximo el tiempo disponible.

Durante estos ensayos la limpieza del gas es correcta.

Al comenzar en la segunda semana del 11 al 15-6-84 con los ensayos 15 en adelante se incrementa el Cl<sub>2</sub> Ca a 2 kg en los ensayos 15 y 16 y 2,5 kg en los 17 a 21 se observan numerosas anomalías y se multiplican las dificultades. No sólo no trabajaba la jaula electrostática interior como ya habíamos detectado, además los entorpecimientos fueron muy frecuentes imposibilitando el trabajo de la Planta en ocasiones.

Fue preciso extraer la grava para examinarla y reponerla hasta en un 30 %. El día 15 ya no se trabajó por imposibilidad.

El funcionamiento de la planta fue realmente malo. La grava circuló con gran dificultad. Se movía a golpes y no se sabe si obedecía a obstrucciones producidas por electrodos rotos o a aglomeraciones.



En consecuencia el grado de limpieza del gas fue malo obdeciendo a un aumento del polvo en el gas por incremento del Cl<sub>2</sub> Ca y a un mal funcionamiento del filtro como ya hemos indicado más arriba.

La presunción de electrodos rotos en la jaula electrostática situada en el interior de la grava se inicia en el ensayo nº 10 cuando se encuentran al descargar parte de grava con trozos de electrodo.

Semanas del 18 al 22 y del 25 al 29

Se procedió al desmontaje y limpieza de la planta.

Se encontró la causa de que no funcionara la jaula electrostática interior. Un recorte de tubería procedente de la construcción o montaje establecía un cortocircuito.

Las dificultades de movimiento de la grava se debían a obstrucciones producidas en el distribuidor de la gravilla. Parece un plástico procedente de alguna bolsa quizá de las que contienen la misma grava. - A una temperatura baja ha ido adoptando una textura pastosa formando un cuerpo con piedrecillas y llegando a obturar parcial o totalmente 5 de los 8 conductos que distribuyen la grava a la cesta del filtro después de su limpieza.

El transformador de la jaula interior presentaba alguna deficiencia en un elemento de teflón que fue sustituido. El montaje y reparación total con el calorifugado incluido terminó el día 27 y el día 29 se concluyeron las reparaciones y comprobaciones eléctricas.

2ª fase.- Ensayos 22 al 43

El lunes día 2-7-84 se procede a cargar la gravilla y se pasa el gas de la máquina sin Cl<sub>2</sub> Ca.

Se establece un programa en el que se comienza con 2 kg de Cl<sub>2</sub> Ca por t de mezcla aumentándose paulatinamente hasta llegar a 4 kg.

Los resultados se recogen en el cuadro numerados del 22 al 43.

Se pone de manifiesto que tiene una importancia decisiva en la eliminación del polvo el campo electrostático interior.

En los ensayos 22, 23 y 24 funcionando el campo electrostático interior se obtiene un polvo en la chimenea de 24, 18 y 17 mg/Nm<sup>3</sup>. Aunque la caída de presión al final del ensayo llega a 35,5, 27 y 31 mbar, sin embargo después de la limpieza de la grava se restablece una caída de presión baja.

En el ensayo 25 se suprime la tensión en el campo electrostático exterior, el polvo en la chimenea continua siendo bajo, aunque la caída de presión es alta.

En el ensayo 26 se suprime la tensión en el campo interior, sube fuertemente el polvo en el gas limpio y continua siendo elevada la caída de presión en el filtro.

En conclusión, el campo exterior aporta una mejoría insignificante en relación con el campo electrostático interior.

Aunque continua elevándose la cantidad de Cl<sub>2</sub> Ca añadido los resultados siguen siendo satisfactorios.

En el ensayo 39 se suprime la tensión en ambos campos, funciona como filtro de gravilla y el gas sale muy sucio.

En los ensayos 40, 41, 43 y 43 se vacía la gravilla y funciona sólo como depurador electrostático en los ejercicios 40 y 41. Finalmente en los 42 y 43 no hay gravilla ni tensión el gas pasa como por un conducto. En realidad este sería el contenido en polvo después de la salida del ciclón en el gas bruto.

Manifiestan los Srs. de Lurgi que los resultados de la separación les hacen sentirse optimistas siendo el principal problema la pérdida de carga.

El optimismo expresado se fundamenta en que después de la limpieza de la grava se restituyen las condiciones de caída de presión originales no produciéndose un agotamiento progresivo de la grava.

Para ENSIDESA esto es cierto en parte ya que serían precisos muchos más ensayos sin interrupción. En este ciclo que comentamos se ha extraído la grava en varias ocasiones.

Consideran los Srs. de Lurgi que los problemas son de tipo mecánico y se irán solucionando paulatinamente.

Opinan también que el trabajo de una planta industrial se vería favorecido por una temperatura de gases más uniforme y elevada que la que hemos tenido en las pruebas.

En el cuadro nº 2 se recogen los resultados de la desalcalinización que coinciden con los puntos de la curva deducida previamente. Como es natural se presentan dispersiones que en ocasiones son producto de error en el análisis.

El cuadro III da los resultados del polvo recogido en el ciclón previo de la planta piloto.

El cuadro IV recopila los análisis del polvo depositado en el filtro granular de la planta piloto. Se observa la gran deposición de álcalis.

Finalmente para no reciclar álcalis en la máquina retiramos el polvo que se depositó en el electrofiltro Elex del conducto principal de la máquina y que no pasó por la planta piloto. En el cuadro nº V se recogen los resultados.

Hemos hecho un cálculo del polvo a la entrada de la planta piloto y aunque opinamos que está sujeto a error.

da para una adición de 2 kg	-	1,32 gms/ m <sup>3</sup>
" " " " 3 kg	-	1,76 " "
" " " " 4 kg	-	2,13 " "

En los ensayos 42 y 43 se pasó el gas por el filtro sin gravilla y sin tensión. Por tanto, la cantidad de polvo es, con muy poco error, la que tiene el gas a la salida del ciclón. Fue para una adición de 4 kg de Cl<sub>2</sub> Ca de 750 mg/m<sup>3</sup> de gas.

Finalmente exponemos la opinión de ENSIDESA

Los resultados obtenidos no permiten de ningún modo tomar la decisión de adquirir una planta.

Por tanto, para esta serie de ensayos y para esta planta entramos en la clausula correspondiente del contrato ENSIDESA-Lurgi en la que se prevé que los gastos son asumidos a partes iguales por ENSIDESA y por Lurgi.

Avilés, 7-9-84

Cuadro I

Nº	Fecha 1984	Hora	Adición Cl2Ca : kg/Cl2Ca t/mezcla	Caída pres. filtro grava (principio y final del ensayo) mba	tº después del ciclón ºC	Tº a la descarga gas limpio ºC	Volumen en condicion. actuales m³/h	Específic. por m² $\frac{m³/h}{m²}$	Jaula electro- estática		Jaula electro- estática		Gas limpio mg/Nm³	Agua en gas limpio g/Nm³	Punto de rocío ºC
									interior kv	mA	exterior kv	mA			
1	4.6	17,15/17,46	-	6,8/11,3	126/134	108	11.865	1.978	--	-	-	-	64	44,6	33,9
2	5.6	12,27/13,00	1,0	5,7/11,8	130/132	93	11.865	1.978	-	-	24	0,8	64	29,0	26,8
3	"	13,00/13,22	"	11,8/16,8	130/140	117	11.865	1.978	-	-	25	0,9	50	29,0	26,8
4	"	17,26/17,55	"	8,0/18,0	88/106	97	11.865	1.978	-	-	-	-	95	42,7	33,2
5	"	17,55/18,15	"	18,0/25,0	102/106	102	11.865	1.978	-	-	-	-	76	42,7	33,2
6	6.6	9,43/10,21	1,0	6,3/16,8	94/110	94	11.865	1.978	-	-	26	0,8	62	42,6	33,2
7	"	10,35/11,09	"	7,0/20,0	105/110	96	11.865	1.978	-	-	26	0,8	62	42,6	33,2
8	"	11,35/11,50	"	6,3/20,0	100/100	88	11.865	1.978	-	-	26	0,9	69	-	-
9	"	15,15/16,05	"	7,6/25,0	92/127	91	13.391	2.232	-	-	-	-	100	-	-
10	7.6	9,52/10,24	1,5	9,2/27,0	100/106	102	11.865	1.978	-	-	24	0,8	84	48,6	35,4
11	"	10,58/11,30	"	6,5/23,0	88/102	90	11.865	1.978	-	-	25,5	0,9	100	48,6	35,4
12	"	11,53/12,25	"	7,2/22,5	92/106	96	11.865	1.978	-	-	-	-	113	44,4	33,9
13	"	16,03/16,40	"	7,5/24,0	94/104	93	9.526	1.588	-	-	26,0	0,9	96	45,5	34,3
14	"	17,05/17,36	"	4,7/15,0	95/104	93	9.526	1.588	-	-	26,5	1,0	121	45,5	34,3
15	11.6	11,28/11,53	2,0	7,4/26,0	114/125	108	11.865	1.978	-	-	26,0	0,9	215	58,1	33,5
16	"	12,31/12,50	"	6,5/26,0	114/117	97	9.526	1.588	-	-	27,0	0,9	198	58,1	38,5
17	14.6	9,29/9,59	2,5	5,7/29,0	97/132	100	9.526	1.588	-	-	27,0	1,0	202	60,1	39,1
18	"	10,20/10,49	"	7,7/29,0	124/136	109	9.526	1.588	-	-	28,0	1,0	169	60,1	39,1
19	"	11,42/12,07	"	8,0/27,5	127/135	122	9.526	1.588	-	-	-	-	209	60,1	39,1
20	"	14,34/15,07	"	5,0/29,5	128/140	130	7.150	1.192	-	-	27,5	0,9	208	52,4	26,7
21	"	15,49/16,19	"	7,0/28,0	118/126	123	7.150	1.192	-	-	29,0	1,0	140	52,4	36,7

Nº	Fecha 1984	Hora	Adición Cl <sub>2</sub> Ca kg/Cl <sub>2</sub> Ca t/mezcla	Caída pres. filtro grava (principio y final del ensayo) mbar	Tº después del ciclón °C	Tº a la descarga gas limpio °C	Volumen en condiciones actuales m <sup>3</sup> /h	Específico. por m <sup>2</sup> $\frac{m^3/h}{m^2}$	Jaula electro- estática interior		Jaula electro- estática exterior		Gas limpio mg/Nm <sup>3</sup>	Agua en gas limpio g/Nm <sup>3</sup>	Punto de rocío °C
									kv	mA	kv	mA			
22	3.7	12,31/12,52	2,0	11,5/35,5	118/120	117	< 7.150	< 1.192	22	1,2	30	1,1	24	49,9	35,9
23	"	16,12/16,33	"	8,3/27,0	112/120	104	< 7.150	< 1.192	21	1,2	31	1,8	18	49,9	35,9
24	4.7	9,48/10,10	2,0	6,3/31,0	100/112	108	7.150	1.192	21,5	1,5	30	1,0	17	54,0	37,2
25	"	10,36/10,56	"	11,5/33,0	115/120	118	7.150	1.192	22,5	1,3	-	-	16	54,0	37,2
26	"	11,32/11,57	"	10,3/31,0	122/126	123	7.150	1.192	-	-	31	1,1	138	54,0	37,2
27	"	12,22/12,42	"	13,0/36,0	112/116	121	< 7.150	< 1.192	22,5	1,0	31	1,0	16	64,4	40,2
28	"	15,16/15,28	"	16,2/32,5	119/130	111	< 7.150	< 1.192	-	-	-	-	127	64,4	40,2
29	5.7	10,38/10,51	2,5	6,3/32,0	114/131	104	7.800	1.300	21,5	1,4	30,5	1,0	15	52,8	36,8
30	"	11,32/11,52	"	16,5/33,0	110/112	124	6.600	1.100	22,5	1,4	31	1,0	12	52,8	36,8
31	9.7	12,59/13,24	2,0	6,0/24,0	122/132	114	7.300	1.217	22,5	1,3	30	1,1	49	45,8	34,4
32	"	15,42/16,03	"	6,3/29,5	118/130	101	7.100	1.183	22,5	1,2	30,5	1,1	16	45,8	34,4
33	10.7	9,32/9,54	3,0	5,0/25,5	117/122	130	6.800	1.133	22	1,1	30,5	1,0	15	50,8	36,2
34	"	10,41/11,03	"	7,8/26,0	120/122	131	6.800	1.133	23	1,1	30,0	1,0	13	50,8	36,2
35	"	11,36/11,57	"	6,5/28,0	114/120	126	6.600	1.100	23	1,2	30,5	1,0	17	50,8	36,2
36	"	14,16/14,36	"	7,5/30,0	124/130	139	6.350	1.058	23	1,2	-	-	23	50,8	36,2
37	11.7	11,24/11,46	4,0	5,4/25,0	123/126	120	6.600	1.100	24,0	1,8	31	1,0	66	61,6	39,5
38	"	12,48/13,09	"	7,2/30,0	120/123	127	6.000	1.000	23,0	2,1	29,5	1,0	47	61,6	39,5
39	"	16,24/16,41	"	6,8/25,5	106/114	118	6.700	1.117	-	-	-	-	265	61,6	39,5
40	12.7	10,30/10,53	4,0	0,3/0,3	114/127	104	7.100	1.183	16,	0,6	30,5	1,0	609	47,8	35,1
41	"	10,53/11,05	"	0,3/0,4	128/132	109	7.100	1.183	16	0,6	30,5	1,1	644	47,8	35,1
42	"	11,07/11,30	"	0,5/1,4	127/132	132	7.100	1.183	-	-	-	-	753	47,8	35,1
43	"	11,20/11,35	"	1,4/3,4	120/127	113	7.100	1.183	-	-	-	-	723	47,8	35,1

Fecha	Sinter sin Cl2 Ca		Cantidad de Cl2 Ca sobre t de mezcla	Sinter desaleal.		Grado
	Na2O	K2O		Na2O	K2O	
5-6-84	0,070	0,210	1 kg	0,050	0,190	14 %
6-6-84	0,040	0,190	1 "	0,010	0,160	26 %
7-6-84	0,060	0,170	1,5 "	0,050	0,160	9 %
11-6-84	0,040	0,180	2 "	0,020	0,130	32 %
12-6-84	0,050	0,180	2 "	0,030	0,170	13 %
14-6-84	0,060	0,180	2,5 "	0,030	0,140	29 %
3-7-84	0,060	0,190	2 "	0,040	0,180	12 %
4-7-84	0,040	0,200	2 "	0,040	0,120	33 %
5-7-84	0,040	0,200	2,5 "	0,030	0,150	25 %
9-7-84	0,020	0,200	2 "	0,030	0,120	32 %
10-7-84	0,060	0,200	3 "	0,040	0,060	61 %
11-7-84	0,040	0,180	4 "	0,040	0,090	41 %
12-7-84	0,020	0,200	4 "	0,040	0,100	36 %

Los días 11 y 12 se carga Metalquímica en un 9,7 % sobre la pila

Las muestras de Púrpura dan

	H2O	Fet	SiO2	CaO	MgO	Al2O3	P	S	Pb	Zn	Cu	Cl	Na2O	K2O
11-7-84	15,72	57,67	8,5	0,76	0,11	2,51	0,018	0,834	0,403	0,170	0,064	0,13	0,23	0,16
12-7-84	16,05	57,67	8,86	1,14	0,16	2,35	0,018	0,800	0,400	0,162	0,060	0,12	0,26	0,15

Sinter con Púrpura antes y después de añadir Cl2 Ca

		Pb	Zn	Cu
11-7-84	Sin Cl2 Ca	0,017	0,011	0,004
	Con Cl2 Ca	0,015	0,007	0,003
12-7-84	Sin Cl2 Ca	0,015	0,010	0,004
	Con Cl2 Ca	0,014	0,008	0,003

Podemos deducir que la influencia en la eliminación de Pb y Cu es despreciable y puede ser debida a error de análisis. En la eliminación de Zn se observa un orden de un 20 %.

Hemos analizado también los polvos recogidos en el ciclón y en el filtro de grava de la Planta Piloto así como el polvo del precipitador principal.

CICLON															
Fecha	kg Cl <sub>2</sub> Ca	Peso kg	Fe	SiO <sub>2</sub>	CaO	H <sub>2</sub> O	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	P	S	Pb	Zn	Cu	Cl	Na <sup>+</sup> O	K <sub>2</sub> O
5-6-84	1,0		42,93	5,68	8,89	2,71	1,44	0,030	0,616	0,088	0,002	0,015	0,6	0,06	0,60
6-6-84	1,0	7,8	43,72	6,14	9,75	3,00	1,63	0,024	0,756	0,061	0,003	0,012	0,8	0,08	0,84
6-6-84	1,0	0,2	43,60	9,00	1,19	0,19	1,50	0,032	0,676	0,041	0,003	0,008	0,8	0,06	0,66
7-6-84	1,5	14,25	46,41	5,94	8,79	2,66	1,50	0,038	0,686	0,047	0,003	0,009	1,4	0,08	0,88
11-6-84	2,0	23,05	47,19	6,08	9,22	2,16	2,60	0,032	0,630	0,039	0,007	0,008	1,2	0,04	0,54
14-6-84	2,5	10,60	45,08	6,28	8,84	2,40	2,20	0,018	0,978	0,058	0,005	0,010	2,0	0,11	1,21
3-7-84	2,0	0,745	44,96	6,18	9,08	2,27	1,62	0,030	0,670	0,090	0,004	0,013	1,1	0,04	0,74
3-7-84	2,0	8,814	44,99	6,08	9,32	2,43	1,95	0,036	0,862	0,080	0,004	0,011	0,7	0,10	1,00
4-7-84	2,0	12,487	45,78	5,67	8,51	2,06	1,52	0,040	0,622	0,078	0,003	0,012	0,6	0,10	1,10
4-7-84	2,0	3,348	45,44	5,86	8,60	2,16	1,61	0,042	0,758	0,083	0,002	0,013	0,7	0,06	0,98
5-7-84	2,5	3,857	47,12	5,68	8,79	2,07	1,72	0,042	0,618	0,075	0,002	0,009	0,5	0,07	1,08
9-7-84	2,0	4,970	46,22	5,94	8,46	1,90	1,80	0,036	0,630	0,072	0,001	0,010	0,6	0,06	0,80
10-7-84	3,0	14,968	46,34	6,22	8,79	2,12	1,53	0,038	0,510	0,071	0,003	0,011	0,5	0,06	0,78
11-7-84	4,0	10,000	49,70	5,97	7,69	1,73	1,59	0,040	0,630	0,067	0,001	0,010	0,4	0,05	0,86
11-7-84	4,0	2,800	49,14	6,45	7,65	1,53	1,62	0,042	0,550	0,066	0,001	0,009	0,6	0,09	0,91
12-7-84	4,0	8,408	45,22	6,11	9,32	1,70	1,60	0,044	0,890	0,070	0,002	0,007	0,5	0,12	1,51

Cuadro III



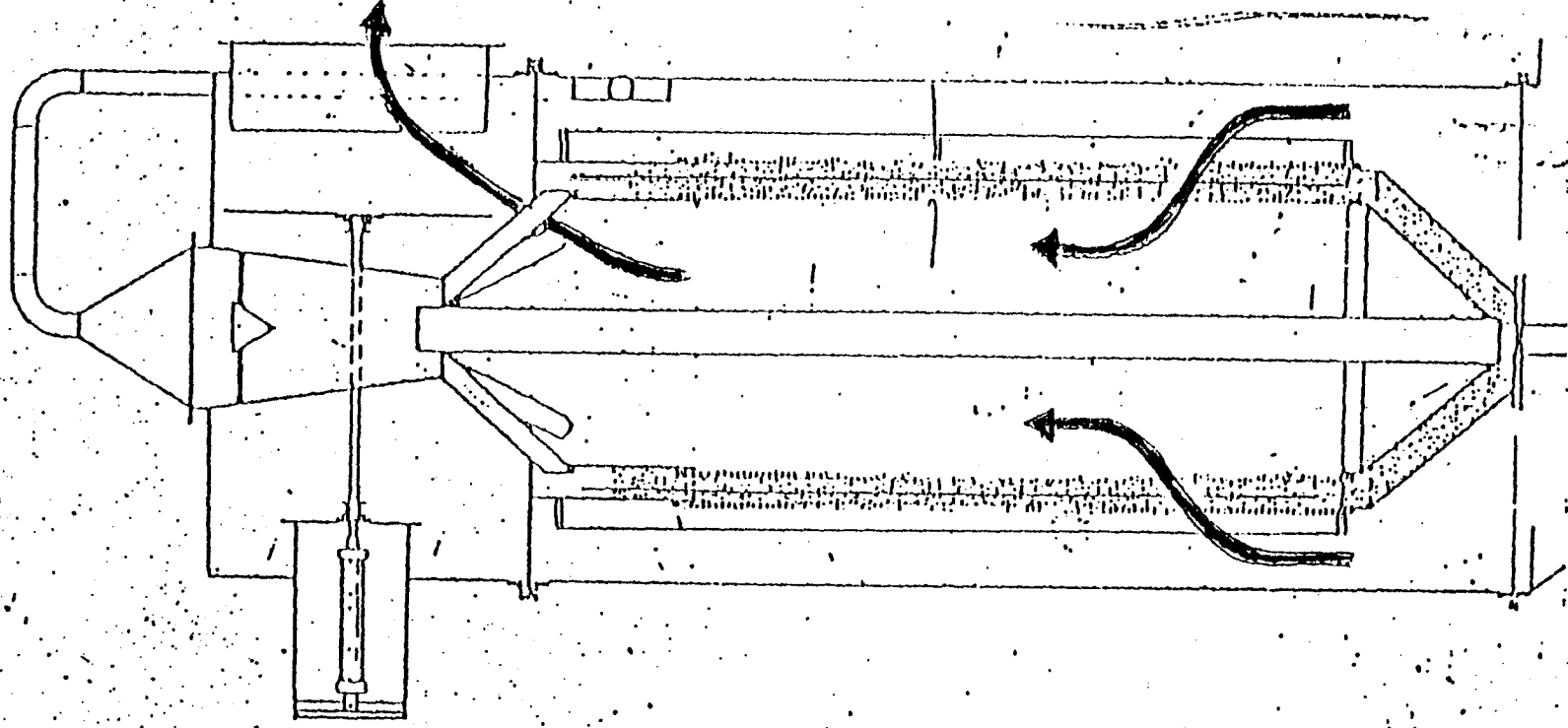
FILTRO															
Fecha	kg Cl2 Ca	kg	Pet	SiO2	CaO	MgO	Al2O3	P	S	Pb	Zn	Cu	Cl	Na2O	K2O
6-6-84	1,0	10,35	8,18	78,03	8,60	2,57	1,03	0,010	0,548	0,155	0,004	0,012	1,5	0,08	1,90
6-6-84	1,0	0,290	10,65	72,08	1,33	0,21	1,30	0,010	0,904	0,245	0,002	0,010	2,0	0,09	2,77
7-6-84	1,5	0,350	20,40	42,98	2,87	0,72	1,37	0,026	1,762	0,200	0,004	0,018	8,0	0,20	8,90
11-6-84	2,0	0,250	19,17	47,08	2,87	0,52	1,70	0,026	3,400	0,173	0,006	0,015	7,0	0,14	8,05
12-6-84	2,0	1,465	15,36	40,98	2,63	0,60	1,80	0,022	5,108	0,075	0,004	0,011	5,9	0,31	14,80
14-6-84	2,5	0,900	20,18	27,61	3,73	0,83	1,60	0,026	3,992	0,145	0,003	0,011	5,5	0,42	16,80
3-7-84	2,0	1,792	6,17	74,53	1,43	0,26	1,58	0,012	1,614	0,140	0,002	0,009	4,2	0,18	6,10
4-7-84	2,0	1,749	14,02	27,55	2,63	0,60	2,10	0,024	6,570	0,150	0,004	0,010	4,4	0,54	24,80
4-7-84	2,0	0,100	19,18	16,54	3,11	0,74	2,35	0,021	7,126	0,148	0,004	0,012	4,7	0,55	24,84
5-7-84	2,5	0,670	7,07	65,74	1,43	0,24	2,66	0,030	3,350	0,132	0,003	0,008	4,4	0,29	12,50
9-7-84	2,0	0,360	21,99	13,74	3,82	0,98	2,03	0,026	5,040	0,126	0,002	0,010	5,0	0,27	29,80
10-7-84	3,0	1,600	15,59	9,44	2,87	0,72	1,62	0,024	7,060	0,131	0,002	0,011	5,2	0,72	36,40
11-7-84	4,0	0,865	8,53	51,97	1,62	0,32	1,60	0,018	5,020	0,123	0,003	0,009	4,7	0,64	15,80

Cuadro IV

ELECTROFILTRO ELEX

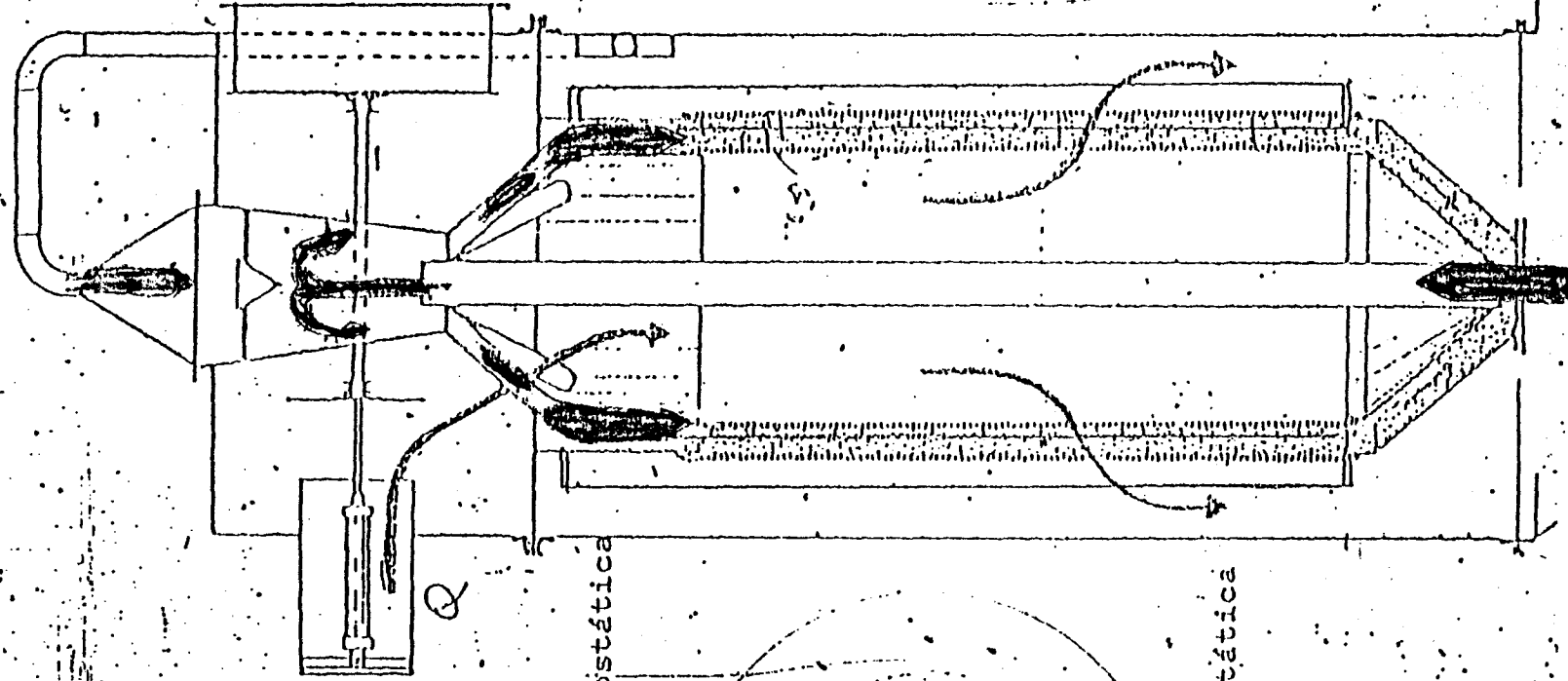
8-6-84	1,5	8,750	41,48	6,22	9,22	2,72	1,64	0,036	0,866	0,082	0,002	0,009	2,4	0,15	2,24
14-6-84	2,5		37,33	5,36	9,08	2,88	1,56	0,036	3,138	0,060	0,007	0,014		0,20	6,60
11-7-84	4,0	24,765	41,85	5,88	8,13	2,12	1,48	0,044	2,078	0,071	0,002	0,010	3,3	0,16	4,20
12-7-84	4,0	21,368	41,63	5,76	8,36	2,20	1,55	0,042	2,120	0,066	0,002	0,009	3,0	0,20	3,60

Cuadro V



Fase de trabajo.- El gas sucio entra atravesando la gravilla como indican las flechas y sale al conducto de gas limpio. Las jaulas electrostática interior y exterior coadyuvan a empujar el polvo hacia la rejilla que contiene a la grava.

Fig. no 1



Jaula electrostática exterior

Carcasa

Jilla rejilla

jaula electrostática interior

Fase de limpieza de la grava. Cuando el módulo ha alcanzado la caída de presión establecida (200 á 250 mm.c.a.) por acumulación de polvo retenido se hace la inversión y una parte de gas limpio y caliente penetra en el filtro en sentido inverso al circuito que había seguido el gas limpio. Se expulsa el polvo retenido en el filtro que cae a la tolva. El gas continúa al conducto de gas sucio. Simultáneamente una corriente de aire empuja la gravilla que asciende por el tubo interior (flechas verdes) cambia de dirección retornando al filtro y el polvo que aún tenía continúa con el aire al conducto de gas sucio.