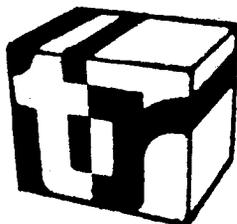


IF

TECNICAS REUNIDAS, S.A.

" ESTUDIO DE DESALCALINIZACION DE MINERALES
DE HIERRO EN MAQUINAS DE SINTERIZACION "



50166

MINISTERIO DE INDUSTRIA Y ENERGIA
DIRECCION GENERAL DE MINAS

" ESTUDIO DE DESALCALINIZACION DE MINERALES
DE HIERRO EN MAQUINAS DE SINTERIZACION "

TECNICAS REUNIDAS, S.A.
Madrid, Noviembre de 1.984

50166

"ESTUDIO DE DESALCALINIZACION DE MINERALES DE HIERRO EN MAQUINAS DE
SINTERIZACION"

I N D I C E

- A.- ANTECEDENTES HISTORICOS. INFLUENCIA DE LOS ALCALINOS EN EL HORNO ALTO.
1. ANTECEDENTES HISTORICOS
 2. INFLUENCIA DE LOS ALCALINOS EN EL HORNO ALTO
- B.- ESPECIFICACIONES ACTUALES Y TENDENCIAS FUTURAS SOBRE CONTENIDOS DE ALCALINOS EN MINERALES DE HIERRO Y EN EL LECHO DE FUSION DEL HORNO ALTO.
1. ESPECIFICACIONES EN DIFERENTES PAISES
 2. INFLUENCIA DEL CONTENIDO DE ALCALINOS DE LOS MINERALES
 3. ESPECIFICACIONES DE ENSIDESA
 - 3.1 Sinterización
 - 3.2 Horno Alto
 4. ESPECIFICACIONES DE AHV
 - 4.1 Sinterización
 - 4.2 Horno Alto
 5. COMPARACION ENSIDESA - AHV
 - 5.1 Sinterización
 - 5.2 Horno Alto
- C.- TECNICAS POSIBLES DE ELIMINACION DE ALCALINOS
1. INTRODUCCION
 2. DISMINUCION DE LA ENTRADA DE ALCALIS EN HORNO ALTO
 - 2.1 Selección de los Minerales de la Carga
 - 2.2 Procedimientos Químicos de Desalcalinización
 - 2.3 Procedimientos Físicos de Desalcalinización

3. ELIMINACION DE ALCALIS EN EL HORNO ALTO
 - 3.1 Desalcalinización a Través de la Escoria
 - 3.2 Desalcalinización con los Gases de Tragante
4. CONCLUSIONES

D.- CARACTERISITICAS QUIMICAS DE LOS MINERALES ESPAÑOLES Y DE IMPORTACION, UTILIZADOS EN ESPAÑA EN SINTERIZACION.

1. CARACTERISTICAS QUIMICAS
2. CONCLUSIONES SOBRE CARACTERISTICAS

E.- DESCRIPCION DE LA INSTALACION DE DESALCALINIZACION EN MAQUINA DE SINTERIZACION DE LA PLANTA VANDERBIJLPARK(SUDAFRICA) DE ISCOR.

1. INTRODUCCION
2. PROCESO DE DESALCALINIZACION EN SINTERIZACION
3. PROBLEMAS ENCONTRADOS
 - 3.1 Bloqueo de Barras de Parrila
 - 3.2 Corrosión por Cloruros
4. SISTEMAS DE LIMPIEZA
5. PLANES FUTUROS DE VANDERBIJLPARK
6. PREGUNTAS PLANTEADAS DURANTE LA VISITA
7. CONCLUSIONES A LA VISITA DE VANDERBIJLPARK

F.- ENSAYOS DE LABORATORIO, EN PLANTA EXPERIMENTAL Y PRUEBAS INDUSTRIALES REALIZADAS POR ENSIDESA EN MAQUINAS DE SINTERIZACION DE AVILES Y VERIÑA.

1. TERMODINAMICA DE LA DESACALINIZACION
2. MATERIAS PRIMAS UTILIZADAS
3. ENSAYOS DE LABORATORIO
4. ENSAYOS EN PLANTA PILOTO
 - 4.1 Condiciones Operativas
 - 4.2 Influencia del Porcentaje de Ca_2
 - 4.3 Influencia de la Depresión
 - 4.4 Influencia de la Basicidad

- 4.5 Influencia del Contenido en Alcalis de la Mezcla Sinterizable
- 5. ENSAYOS INDUSTRIALES
 - 5.1 Condiciones Operatorias
 - 5.2 Resultados Obtenidos en las Máquinas 1 y 2 de Avilés
 - 5.3 Resultados Obtenidos en la Máquina 1 de Veriña
 - 5.4 Emisión de Cloruros Alcalinos
- 6. COMPORTAMIENTO DE LOS MINERALES ESPAÑOLES FRENTE A LA DESALCALINIZACION
 - 6.1 Introducción
 - 6.2. Mineral de Andaluz
 - 6.3 Mineral de Andévalo
 - 6.4 Mineral Púrpura
- 7. CONCLUSIONES
- G.- OTRAS REFERENCIAS EN EL MUNDO SOBRE DESALCALINIZACION EN MAQUINAS DE SINTERIZACION.
 - 1. PLANTA NEWCASTLE DE ISCOR
 - 2. ENSAYOS EN SOLMER
 - 2.1 Introducción
 - 2.2 Consumos actuales de materias primas y contenidos en alcalinos.
 - 2.3 Ensayos de desalcalinizacion en máquinas de sinterización
 - 2.4 Resultados de los ensayos
 - 2.4.1 Primera campaña de ensayos
 - 2.4.2 Segunda campaña de ensayos
 - 2.5 Conclusiones

H.- SEGUIMIENTO DEL PLAN DE ENSAYOS PREVISTOS EN ENSIDESA Y PROGRAMACION DE NUEVAS PRUEBAS.

1. DESCRIPCION DEL SISTEMA DE LIMPIEZA DE GASES ENSAYADO POR ENSIDESA EN VERIÑA
2. ENSAYOS REALIZADOS EN JUNIO Y JULIO 1984
 - 2.1 Incidencias de los Ensayos Realizados en Junio
 - 2.2 Diferencias entre los Resultados dados por ENSIDESA y LURGI
 - 2.3 Análisis de los Resultados Obtenidos
 - 2.4 Estimación del Rendimiento de Filtrado
 - 2.5 Conclusiones y Programación de nuevas Pruebas

I.- CONCLUSIONES SOBRE DESALCALINIZACION DE MINERALES DURANTE LA SINTERIZACION, NATURALEZA DE LOS GASES PRODUCIDOS Y POSIBILIDADES DE DEPURACION.

1. DESALCALINIZACION EN MAQUINA DE SINTERIZACION
2. BLOQUEO DE BARRAS Y CORROSION
3. DIFICULTAD DE FILTRAR EL POLVO PRODUCIDO

J.- RESUMEN Y CONCLUSIONES.

1. ANTECEDENTES HISTORICOS. INFLUENCIA DE LOS ALCALINOS EN EL HORNO ALTO.
2. ESPECIFICACIONES ACTUALES Y TENDENCIAS FUTURAS SOBRE CONTENIDOS DE ALCALINOS EN MINERALES DE HIERRO Y EN EL LECHO DE FUSION DEL HORNO ALTO
3. TECNICAS POSIBLES DE ELIMINACION DE ALCALINOS
4. CARACTERISTICAS QUIMICAS DE LOS MINERALES ESPAÑOLES Y DE IMPORTACION, UTILIZADOS EN ESPAÑA EN SINTERIZACION

J.- RESUMEN Y CONCLUSIONES. (continuación)

5. DESCRIPCION DE LA INSTALACION DE DESALCALINIZACION EN MAQUINA DE SINTERIZACION DE LA PLANTA VANDERBIJLPARK (SUDAFRICA) DE ISCOR.
6. ENSAYOS DE LABORATORIO. EN PLANTA EXPERIMENTAL Y PRUEBAS INDUSTRIALES REALIZADAS POR ENSIDESA EN LAS MAQUINAS DE SINTERIZACION DE AVILES Y VERIÑA.
7. OTRAS REFERENCIAS EN EL MUNDO SOBRE DESALCALINIZACION EN MAQUINAS DE SINTERIZACION.
8. SEGUIMIENTO DE LOS ENSAYOS PREVISTOS POR ENSIDESA Y PROGRAMACION DE NUEVAS PRUEBAS.
9. CONCLUSIONES GENERALES.

ANEXO.-CUESTIONARIOS ENVIADOS POR SIDERURGICOS Y MINEROS.

A.- ANTECEDENTES HISTORICOS. INFLUENCIA DE LOS ALCALINOS EN EL
HORNO ALTO

1. ANTECEDENTES HISTORICOS.

La influencia de los alcalinos, o al menos su presencia en el horno alto, era ya conocida en el siglo pasado, como lo prueban los trabajos del célebre químico alemán Bunsen, quien en 1845 realizó experimentos sobre la formación de cianuros alcalinos en horno alto.

Bell en su artículo de 1882 daba contenidos en álcalis en un gas de tragante, medidos como Na y K, de 29,11 g/m³ y CN de 15,06 g/m³. En dicho artículo Bell describía la circulación de álcalis en horno alto indicando que los gases ascendían más o menos cargados con vapores alcalinos, los cuales en parte se condensan sobre los sólidos en el interior del horno. La materia condensada era transportada hacia zonas inferiores acumulándose en los niveles bajos del horno.

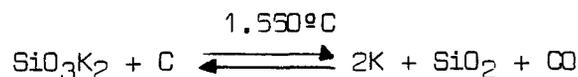
En 1905 un informe de T. Ludwig mostraba el efecto de los álcalis sobre el revestimiento refractario. Sin embargo en las publicaciones de la época no aparecían métodos sobre como resolver este problema.

2. INFLUENCIA DE LOS ALCALINOS EN EL HORNO ALTO.

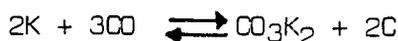
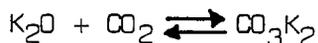
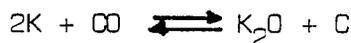
El sodio y potasio están presentes en el mineral de hierro y en las cenizas del carbón en forma de silicatos complejos, por lo que se introducen en el horno alto a través de la carga de mineral, sinter, pelets y coque.

Dentro del horno tiene lugar un fenómeno de acumulación de alcalinos a través de un proceso cíclico de oxidación-reducción, cuyo mecanismo de reciclado para el caso del potasio puede ser el siguiente:

A temperaturas altas, existentes en las zonas bajas del horno, el silicato se reduce según el equilibrio siguiente:



El potasio metal tan pronto como se reduce se vaporiza y asciende por la cuba junto con los gases, hasta llegar a zonas de baja temperatura y más alto potencial de oxidación, donde se forma bien óxido ó más generalmente carbonato, según las reacciones:

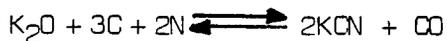
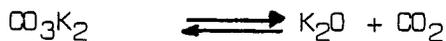


Este carbonato puede depositarse sobre los refractarios de la cuba y reaccionar con sus componentes silico-aluminosos, formando eutécticos de baja temperatura de fusión y alta viscosidad que son origen de la formación de pegotes en la cuba y parte baja de los etalajes.

En otros casos la reacción del potasio con los componentes silicoaluminosos del refractario conduce a la formación de caliofilita ($2K_2O \cdot Al_2O_3 \cdot 2SiO_2$), leucita ($K_2O - Al_2O_3 - 4SiO_2$) y aluminato potásico, que da lugar a un aumento de volumen en el refractario asociado con depósitos de carbono en polvo, produciéndose la destrucción de dicho refractario.

Simultáneamente a los fenómenos descritos, las finas partículas de K_2O o carbonato formados, se pueden adherir a trozos de sinter, mineral, pelets o coque de la carga, reduciéndose de nuevo a potasio metal al llegar a zonas de mayor temperatura y mayor potencial reductor. De esta manera el potasio metal vaporizado se incorpora a la corriente gaseosa ascendente, cerrándose el ciclo de oxidación-reducción, que puede dar lugar a un aumento del contenido en alcalinos dentro del horno alto muy superior al que aporta la carga.

El carbonato alcalino depositado sobre trozos de coque, además de poder seguir el proceso cíclico de oxidación-reducción, puede descender, acompañando al coque hasta zonas de alta temperatura, en donde puede reaccionar con el nitrógeno del viento soplado y con el carbono del coque, según las reacciones:



La reacción de formación del cianuro potásico puede tener lugar a mucha menor temperatura que la requerida para la reducción del K_2O a K va - por. Por otra parte el KCN es líquido en el intervalo de temperaturas comprendido entre 620 y $1.625^{\circ} C$. Consecuentemente, cuando se forman importantes cantidades de KCN, hay una pérdida de permeabilidad en la cuba por acumulación de cianuro líquido entre partículas de la carga, lo cual produce una mala distribución de gas que se traduce en una irregular e ineficiente marcha del horno alto.

Los cianuros pueden también acumularse en las juntas entre cajas de refrigeración y la pared refractaria dificultando su extracción. También pueden salir por la Piquera de colada, produciendo corrosión y destruc - ción del refractario de esta zona y contaminando la planchada. Por últi - mo el cianuro puede salir con los gases de tragante dando lugar a envene - namientos en el agua de refrigeración y lavado de los gases.

Las reacciones químicas para el Na_2O son muy similares a las descri - tas para el K_2O . Sin embargo el sodio posee un punto de ebullición más alto que el del potasio. La reducción del Na_2O tiene lugar a mayor tem - peratura que la del K_2O , por lo que el sodio no se recicla en el horno al - to tan profusamente como el potasio, debido a que se elimina con mayor fa - cilidad por la escoria.

En resumen, cuando los alcalinos alcanzan dentro del horno alto nive - les de acumulación suficientemente altos, se pueden producir todos o algu - nos de los problemas que se citan a continuación:

- a) Ataque del revestimiento refractario y consiguiente destrucción pro - gresiva del mismo, por la combinación de acciones físicas y químicas, en zonas de alta temperatura que van desde la cuba media hasta el cri - sol.
- b) Formación de adherencias en la cuba y en la parte alta de etalajes.
- c) Degradación de la carga, principalmente de pelets y coque, que afec - tan a la permeabilidad del horno, originando elevación de la presión de soplado de viento, colgadura y caídas de carga.

- d) Contribución a la formación de escorias primarias viscosas que atrapan finos de la carga y contribuyen a la disminución de permeabilidad de la columna de carga del horno.
- e) Como consecuencia de las acciones combinadas mencionadas en los apartados a), b), c), d) y f), la marcha del horno se hace irregular, dando lugar a un enfriamiento del crisol, disminución de la calidad del arrabio, fuertes oscilaciones en su composición y aumento del consumo específico de coque, necesario para contrarrestar en parte estos efectos perjudiciales.
- f) Contaminación de las aguas de refrigeración y lavado de gases del horno alto, que puede llegar a representar un grave riesgo de contaminación si aquellas se vertieran en ríos o en el mar.
- g) Contaminación ambiental en la plataforma de trabajo del horno alto, especialmente en los momentos de sangrías de arrabio y escoria, cuando existe una acumulación excesiva de cianuros en las paredes del crisol, que tratan de salir por aquellas piqueras.

B.- ESPECIFICACIONES ACTUALES Y TENDENCIAS FUTURAS SOBRE
CONTENIDOS DE ALCALINOS EN MINERALES DE HIERRO Y EN
EL LECHO DE FUSION DEL HORNO ALTO

1. ESPECIFICACIONES EN DIFERENTES PAISES.

En la década de 1970 con el rápido desarrollo de grandes hornos altos de elevada productividad, se tomó conciencia de la necesidad de imponer severas restricciones a todas las características de materias primas que pueden afectar desfavorablemente la marcha del horno alto.

El año 1973 en cuyo mes de Junio se celebra en Hamilton, Ontario, el Simposio sobre "Alcalis en Horno Alto" organizado por la Universidad McMaster, marca un poco para casi todo el mundo, la fecha de origen de estudios precisos sobre los efectos de los alcalinos en la marcha del horno alto, comenzando a aplicarse especificaciones estrictas respecto a las entradas de alcalinos en el horno. En la tabla 1 se recogen un cierto número de ejemplos de dichas especificaciones, expresadas en kg de $K_2O + Na_2O$ por t de arrabio, observándose que los límites oscilan entre 2,5 y 5 kg/t. Como se verá en el capítulo siguiente, la principal vía de eliminación de alcalinos es la escoria, influyendo en dicha eliminación el peso de escoria por t de arrabio. Para tener en cuenta este efecto, las entradas límites de alcalinos por encima de las cuales se deterioran las condiciones de marcha del horno alto, se han calculado en la tabla 2 por tonelada de escoria producida, oscilando estos límites entre 14,5 y 20 kg/t.

La tabla 3 presenta las cargas típicas de alcalinos y las condiciones normales de marcha de los hornos altos de un cierto número de fábricas de la British Steel Corporation en 1978. En la mayoría de estas fábricas las entradas de alcalinos eran superiores a las que ocasionaban problemas de marcha en otras partes del mundo y muy próximas o incluso superiores a los niveles críticos recogidos en la tabla 2.

En general el coque británico contenía en esa época del orden de un 0,3 % de álcalis, de suerte que con los consumos de coque típicos de la B.S.C., éste contribuía con cerca de un 30 % al aporte de alcalinos al horno alto, excepto en la fábrica D donde el porcentaje de álcalis en el coque representaba un 50 % del aporte total, debido al bajo contenido en alcalinos del lecho de fusión.

2. INFLUENCIA DEL CONTENIDO DE ALCALINOS DE LOS MINERALES.

Un ejemplo de la influencia del contenido de alcalinos en los minerales se puso de manifiesto en los ensayos realizados por STELCO a principios de 1971, encaminados a determinar el efecto sobre el horno alto de cargas bajas en álcalis.

La tabla 4 recoge el contenido en alcalinos de la carga férrica utilizada en STELCO a finales de 1970, viéndose que los pelets P4 contenían entre tres y cuatro veces más álcalis que los otros pelets y casi un 30 % más que el sinter.

Dichos pelets P4 constituían del orden de un 30 % de la carga férrica de los hornos altos, por lo que se decidió eliminarlos durante un mes en uno de los hornos con objeto de determinar su efecto. Inmediatamente se apreció un aumento de la producción y un descenso en el consumo de coque. La tabla 5 muestra los resultados obtenidos con ambos tipos de cargas.

Posteriormente se cargaron de nuevo pelets P4 en una proporción del 10 % de la carga férrica sin problemas. Al incrementarse su proporción al 20 %, comenzó a descolgarse la carga al cabo de 13 horas. Después de lidiar durante tres días con esta situación se eliminaron los pelets P4 de la carga, normalizándose el horno en 11 horas. Posteriormente disminuyendo el contenido de álcalis del sinter de 0,19 % a 0,13 %, eliminando el polvo de tragante de la mezcla sinterizable, pudieron cargarse pelets P4 en una proporción del 25 % de la carga.

3. ESPECIFICACIONES DE ENSIDESA.

3.1 Sinterización.

En la tabla 6 se han recogido los consumos y contenidos de alcalinos (expresados en % K_2O + % Na_2O en base seca) de los minerales sinterizables utilizados por ENSIDESA en 1983, según el cuestionario que se recoge en el Anexo 1.

Se observa que sobre un consumo total de minerales de 4.469.746 t, la participación del mineral nacional supuso un 64%, correspondiendo el 36% restante a mineral de importación.

En dicha tabla se ha calculado el contenido medio ponderado de alcalinos de los minerales nacionales y de importación, que es del 0,386 % en los nacionales, frente al 0,051% en los de importación. Esto hace que los minerales nacionales cuya participación en peso fue del 64% citado, aportaran más del 90% de los alcalinos a la mezcla sinterizable de minerales.

Por procedencias el desglose de minerales fue el siguiente:

a) Minerales nacionales:

-	Andaluza	:	44 %
-	S. Menera	:	15 %
-	Metalquímica	:	5 %
			<hr/>
	Subtotal nacional:		64 %

b) Minerales importados:

-	CVRD	:	8%
-	Hamersley	:	6 %
-	Nimba	:	21 %
-	L. Jeannine	:	1 %
			<hr/>
	Subtotal importado:		36 %

Considerando también las recuperaciones (finos de retornos de máquina de sinterización y de cribado de sinter antes de su carga al horno alto), cuyo consumo fue de 1.212.140 t, el consumo total se elevó a 5.681.886 t, es decir, 1,063 kg/t de sinter, con el siguiente desglose:

-	Mineral nacional	:	50 %
-	Mineral importación:		28 %
-	Recuperaciones	:	22 %
			<hr/>
	Total		100 %

La especificación de ENSIDESA sobre alcalinos es de 0,200 (% K_2O + % Na_2O) en el sinter, siendo el contenido real en 1983 de 0,244 %.

3.2 Horno Alto

En la tabla 7 figuran los consumos y contenidos de alcalinos de los diferentes materiales integrantes del lecho de fusión de ENSIDESA en 1983.

La carga férrica estuvo integrada de la siguiente manera:

- Sinter	:	71 %	en peso
- Pelets	:	27 %	en peso
- Calibrados, Chatarra y Polvo de Tra gante	:	<u>2 %</u>	en peso
Total		100 %	

La media ponderada de alcalinos en la carga férrica se ha calculado en 0,186 % (K_2O + Na_2O) representando el aporte de alcalinos del sinter del orden de un 93 % sobre el total de dicha carga férrica.

El contenido de alcalinos en el lecho de fusión fué de 4,43 kg/t de arrabio, frente a una especificación de 4,0 kg/t, es decir, un 10, 75 % superior a lo especificado. Supuesta una humedad del coque del 3%, la distribución de alcalinos al lecho fue la siguiente:

<u>Material</u>	<u>Alcalinos kg/t arrabio</u>	<u>Alcalinos % de la carga</u>
Carga férrica	3,06	69,1
Coque	1,29	29,1
Fundentes	0,08	1,8
Total	<u>4,43</u>	<u>100,0</u>

Concretamente el aporte del sinter se estima en 2,84 kg/t de arrabio equivalente a un 64 % de los alcalinos del lecho de fusión, cifras que ponen de manifiesto la importancia para ENSIDESA de reducir el contenido de alcalinos en el sinter consumido en horno alto.

No ha sido posible determinar completamente la desalcalinización que tiene lugar en los hornos altos de ENSIDESA, ya que en la escoria sólo se analiza el contenido de K_2O . Los datos suministrados son los siguientes:

a) Escoria

Contenido en K_2O : 1,07 %

Indice de Basicidad :

$$\frac{CaO + MgO}{SiO_2 + Al_2O_3} = 0,98$$

b) Polvo de Tragante

Contenido en alcalinos: 0,436 % en estado seco.

4. ESPECIFICACIONES DE AHV.

4.1 Sinterización.

En base al cuestionario adjunto, se la elaborado la tabla 8 que recoge los consumos, contenidos y especificaciones de alcalinos (expresados en % K_2O + % Na_2O en base seca) de los minerales sinterizables utilizados por Altos Hornos de Vizcaya en 1983.

Sobre un consumo total de mezcla mineral de 2.322.000 t, la participación del mineral nacional, que en este caso procede casi en su totalidad de minas controladas por AHV a través de AGRUMINSA, representó un 83 %, correspondiendo a AGRUMINSA un 77%, a METALQUIMICA el 4 % y a MINAS DEL MEDITERRANEO el 2%.

El contenido medio ponderado de alcalinos en el mineral propio de AHV es de 0,185 %, frente a 0,019 % en el de importación. Las especificaciones son respectivamente de 0,170 % para el mineral propio y 0,020 % para el de importación. El aporte de alcalinos a la mezcla mineral fue del 86% en el mineral nacional y sólo un 1% en el mineral de importación.

Por procedencias, el desglose de minerales fue el siguiente:

a)	Minerales nacionales:	
	- AGRUMINSA	77%
	- M. DEL MEDITERRANEO	2%
	- METALQUIMICA	4%
		<hr/>
	Subtotal nacional	83%
b)	Minerales importados:	
	- Orinoco	: 15 %
	- Mr. Wright	: 2 %
		<hr/>
	Subtotal importado	17 %

Considerando también recuperaciones (lodos de LD, cascarillas, escarpa y retorno de finos de sinter), el consumo total se elevó a 2.538.000 t, equivalente a 1.267 kg/t de sinter, con el siguiente desglose:

-	Mineral nacional	: 75 %
-	Mineral importado	: 16 %
-	Recuperaciones	: 9 %
		<hr/>
	Total	100 %

La especificación de AHV de alcalinos en el sinter es de 0,190 % ($K_2O + Na_2O$), siendo el contenido real en 1983 prácticamente igual a dicho valor (0,191 %).

4.2 Horno Alto.

En la tabla 9 se han recogido los consumos y contenidos de alcalinos de los diferentes materiales integrantes del lecho de fusión de AHV en 1983.

La carga férrica estuvo integrada de la siguiente manera:

- Sinter	:	83 % en peso
- Calibrados	:	16 % en peso
- Chatarra y Polvo de Tragante:		<u>1 % en peso</u>
Total		100 %

La media ponderada de alcalinos en la carga férrica se ha calculado en 0,177 % ($K_2O + Na_2O$), inferior en un casi 2% al límite especificado en 0,180 % de $K_2O + Na_2O$. El aporte de alcalinos en el sinter representó del orden del 90 % del total de alcalinos presentes en la carga férrica.

El contenido de alcalinos en el lecho de fusión se ha calculado en 4,37 kg/t de arrabio, frente a una especificación calculada en 4,25 kg/t. La distribución de alcalinos en el lecho de fusión se ha estimado en la siguiente:

<u>Material</u>	<u>Alcalinos kg/t arrabio</u>	<u>Alcalinos % de la carga</u>
Carga férrica	3,11	71,2
Coque	1,24	28,4
Fundentes	<u>0,02</u>	<u>0,4</u>
Total	4,37	100,0

Con una producción de escoria de 340 kg/t arrabio y una producción de polvo de tragante estimado en 10 Kg/t arrabio, el desglose de la desalcalinización en el horno alto se estima que fue el siguiente:

	<u>% Alcalinos</u>	<u>Kg alcalinos/t de arrabio</u>	<u>% desalcalinización en el Horno Alto</u>
Escoria	1,210	4,11	97,2
Polvo tragante	1,200	<u>0,12</u>	<u>2,8</u>
Total		4,23	100,0

5. COMPARACION ENSIDESA - AHV5.1 Sinterización.

Sin considerar en la mezcla sinterizable al coque y a los fundentes, es decir, que sólo se tienen en cuenta los minerales nacionales, de importación y la recirculación, en la tabla 10 se recogen los consumos y contenidos de alcalinos de las mezclas sinterizables de ENSIDESA y AHV.

Se observa la mayor participación de mineral nacional en la mezcla de AHV, que es en peso de un 75 % frente a un 50 % en la mezcla de ENSIDESA. El mayor consumo por t de sinter en AHV se debe a las mayores pérdidas por calcinación de su mineral propio.

Asimismo se aprecia el menor contenido de alcalinos de la mezcla de AHV, que es de 0,161% frente a un 0,199 % en la mezcla de ENSIDESA.

En dicha tabla se recoge también el porcentaje de participación de alcalinos de los minerales nacionales de importación y de las recirculaciones en las mezclas sinterizables de ENSIDESA y AHV. En ambos casos los minerales nacionales contribuyen con porcentajes de alcalinos superiores a sus porcentajes en peso, si bien en el caso de AHV no es tan acusada esta diferencia debido al menor contenido de alcalinos de sus minerales propios.

5.2 Horno Alto.

En la tabla 11 se han recogido los consumos y contenidos de alcalinos de los lechos de fusión de ENSIDESA y AHV.

La distribución de carga férrea es muy diferente como se pone de manifiesto a continuación:

	<u>ENSIDESA</u>	<u>AHV</u>
Sinter, % en peso	70,8	83,1
Pelets, % en peso	26,6	—
Calibrados, % en peso	1,6	16,1
Chatarra y Polvo de tragante, % en peso	1,0	0,8
Total	<u>100,0</u>	<u>100,0</u>

El mayor consumo de sinter en AHV se traduce en un mayor peso de carga férrica por t de arrabio debido a la menor ley en Fe de dicho sin ter.

También es mayor el consumo de coque en AHV, si bien al tener menor contenido en alcalinos se traduce en una menor contribución de alca linos expresados en kg/t arrabio.

En conjunto es ligeramente menor el contenido de alcalinos del le cho de fusión de AHV, pero en ambos casos la cifra total es muy próxima a los 4,4 kg/t arrabio.

Destaca el hecho de que en ambos casos la participación del sin ter respecto al aporte total de alcalinos al lecho de fusión es del orden del 64 %, lo cual pone de manifiesto el interés que para ambas sociedades re presentaría el contar con un método eficaz de desalcalinización en las má quinas de sinterización.

T A B L A 1

ESPECIFICACIONES DE ALCALINOS FORMULADAS POR DIFERENTES SOCIEDADES

SOCIEDAD	PAIS	Entrada máxima de alcalinos en horno alto, kg $K_2O + Na_2O$ /t arrabio
NIPPON STEEL	Japón	2,5
DOFASCO (Hamilton)	Canadá	3,0
STELCO (Hilton)	Canadá	3,0
KAWASAKI STEEL	Japón	3,1
ATH, Schwelgern	R. F. Alemania	4,0
J and L, Aliquippa	Estados Unidos	5,0
GRANGES STEEL, Oxelörsund	Suecia	5,0
SOLMER, Fos sur Mer	Francia	2,5

Fuente: J. Davies et al. "Alkalis in the Blast Furnace". Ironmaking and Steelmaking, 1978, 5, nº 4, p. 151 - 161 y elaboración propia.

C. Thirion et al. Marche tont coke aux hauts fourneaux de Solmer. Revue de Métallurgie - CIT. Novembre 1981, p.857 - 868.

T A B L A 2

ENTRADA CRITICA DE ALCALINOS AL HORNO ALTO ESTABLECIDA POR LA PRACTICA DE DIFERENTES FABRICAS

SOCIEDAD	FABRICA	Entrada Crítica de Alcalinos	
		Por t de arrabio,kg/t	Por t de escoria,kg/t
DOFASCO	Hamilton, Canadá	2,8	14,5
STELCO	Hilton, Canadá	3,0	16,2
J AND L	Aliquippa, Estados Unidos	5,0	17,0
ALAND WOOD	Montgomery, Estados Unidos	5,5	20,0
GRANGES STELL	Oxelösund, Suecia	5,0	16,7
SOLMER	Fos sur Mer, Francia	2,5	7,5

Fuente: J. Davies et al. "Alkalis in the Blast Furnace" Ironmaking and Steelmaking, 1978, 5, nº 4, p. 151 - 161.

T A B L A 3

ENTRADAS TÍPICAS DE ALCALINOS EN LOS HORNOS ALTOS DE DIFERENTES FABRICAS DE BRITISH STEEL CORPORATION EN 1978

Fábrica	CONDICIONES NORMALES DE MARCHA			Peso de escoria kg/t arrabio.	ENTRADA DE ALCALINOS		Porcentaje de Alcalinos eli- minados con la escoria sobre la entrada %
	Proporción de sinter %	Temperatura del viento, ° C	Consumo de coque kg/t arrabio		Por t de arra- bio kg/t	Por t de esco- ria, kg/t	
A	53,4	1.000	570	295	3,51	11,9	74,1
B	48,3	1.000	575	314	5,81	18,5	63,1
C	69,2	900	593	357	7,5	21,0	72,6
D	43,1	800 - 1.150	590 - 560	331	7,8	23,6	43,2
E	37,6	915	554	300	3,9	13,0	73,0
F	100	950	593	271	4,2	15,5	70,0
				389	K ₂ O : 7,0	K ₂ O = 18,0	—

Fuente: J. Davies et al. "Alkalis in the Blast Furnace" Ironmaking and Steelmaking, 1978, 5, nº 4, p. 151-161.

T A B L A 4

=====

CONTENIDO DE ALCALINOS EN LA CARGA FERRICA DE STELCO

Materia prima férrica	Contenido en alcalinos, %		
	K ₂ O	Na ₂ O	Total
Pelets P ₁	0,034	0,026	0,060
Pelets P ₂	0,029	0,030	0,059
Pelets P ₃	0,041	0,028	0,069
Pelets P ₄	0,144	0,101	0,245
Sinter	0,133	0,057	0,190

Fuente: D.W.R. George and J. A. Peart. "The influence of Alkalis on Blast Furnace Performance". Proceeding of Symposium on "Alkalis in Blast Furnaces - State of the Art" organized by Department of Metallurgy and Materials Science, Mc Master University. Hamilton, Ontario, June 28th, 1973.

T A B L A 5

COMPARACION DE RESULTADOS EN LOS HORNOS ALTOS DE STELCO CON Y SIN PELETS P₄

Entrada de álcalis, kg/t arrabio	Con 30% de pelets P ₄ (1)	Sin pelets P ₄ (2)	Diferencia (2) - (1)
		3,65	2,75
Producción, t arrabio/día	1.288	1.625 (1.663)*	+ 337 (+ 375)
Consumo de coque, kg/t arrabio	740	668 (646)	- 72 (- 94)
Consumo de coque (base seca), kg/t arrabio	659	598 (578)	- 61 (- 81)
Volumen de viento, Nm ³ /h			
medio	104.900	118.900	
mínimo	87.700	118.900	
máximo	118.900	118.900	
Presión de viento, kg/cm ²	1,6	1,4 (1,3)	- 0,2 (- 0,3)

* (Datos de la última semana de ensayos)

Fuente: Referencia citada en tabla 4.

T A B L A 6

CONSUMOS CONTENIDOS REALES Y ESPECIFICACIONES DE ALCALINOS DE ENSIDESA
PARA MINERAL SINTERIZABLE (Datos de 1983)

Concepto	Consumos/Producciones t/año	Contenidos en alcalinos, %K ₂ O + %Na ₂ O	
		Estado seco	Especificación
<u>Minerales nacionales</u>			
- Andaluza	1.971.268	0,387	
- S. Menera	658.194	0,362	
- Metalquímica	<u>228.804</u>	<u>0,440</u>	
Subtotal nacional	2.858.266	0,386 (1)	
<u>Minerales importación</u>			
- CVRD	357.519	0,059	
- Hamersley	265.112	0,079	
- Nimba	944.847	0,040	
- L. Jeannine	<u>44.002</u>	<u>0,032</u>	
Subtotal importación	1.611.480	0,051 (1)	
Total mezcla mineral sinterizable	4.469.746	0,199	
Recuperaciones	1.212.140	0,244	
Producción de sinter	5.346.580	0,244	0,200

(1) Media ponderada, considerando la humedad de cada mineral.

Fuente: Cuestionario de ENSIDESA, recogido en el Anexo I de este Estudio.

T A B L A 7

CONSUMOS, CONTENIDOS REALES Y ESPECIFICACIONES DE ALCALINOS DE ENSIDESA PARA EL LECHO DE FUSION DE HORNO ALTO

(Datos de 1983)

CONCEPTO	CONSUMO		CONTENIDOS EN ALCALINOS, % K ₂ O + % Na ₂ O	
	kg/t arrabio (1)	t/año	Estado seco	Especificación
Sinter	1.164,3	4.179.390	0,244	0,200
Pelets	437,7	1.571.175	0,040	
Calibrados	26,3	94.407	0,055	
Chatarra Fe	9,-	32.307	0,120	
Polvo de tragante	<u>8,-</u>	<u>28,717</u>	<u>0,436</u>	
Total carga férrica	1.645,3	5.905.996	0,186 (2)	
Coque	494,4	1.774.706	0,260	(3)
Fundentes	45,-	161.533		
Total lecho de fusión	2.184,7	7.842.235	4,43 kg/t arrabio	4,0 kg/t arrabio

(1) Producción de arrabio: 3.589.616 t

(2) Media ponderada

(3) Caliza : 0,055 % K₂O + % Na₂O en estado seco
 Dunita : 0,160 % K₂O + % Na₂O en estado seco
 Cuarzo : 0,052 % K₂O + % Na₂O en estado seco

Fuente: Cuestionario de ENSIDESA, recogido en el Anexo I de este Estudio.

T A B L A 8
=====

CONSUMOS, CONTENIDOS REALES Y ESPECIFICACIONES DE ALCALINOS DE ALTOS
HORNOS DE VIZCAYA PARA MINERAL SINTERIZABLE (Datos de 1983)

CONCEPTO	Consumo/Pro - ducciones t/a	Contenidos en Alcalinos, % K ₂ O + Na ₂ O	
		Estado seco	Especificación
<u>Minerales nacionales</u>			
- Carbonato concentrado	1.396.000	0,123	0,130
- Metalquímica	102.000	0,476	0,300
- Orconera	32.000	0,353	0,610
- Santander	112.000	0,151	0,150
- Gandalia (M.del Medite.)	63.000	0,334	0,300
- Dícido	101.000	0,513 (1)	0,300
- Cehegin	107.000	0,334	0,213
Subtotal nacional	1.913.000	0,185 (2)	0,170 (2)
<u>Minerales importación</u>			
- Orinoco	356.000	0,019	0,020
- Mr. Wright	53.000	0,016	0,020
Subtotal importación	409.000	0,019 (2)	0,020
Total mezcla mineral sinterizable	2.322.000	0,159 (2)	
Recuperaciones (3)	216.000	0,225	
Producción de sinter	2.003.856	0,191	0,190

(1) Mezcla con lodos de LD.

(2) Media ponderada, considerando la humedad de cada mineral

(3) Lodos LD : 7.000 t/a
 Cascarilla : 38.000 t/a, 0,016 % (Na₂O + K₂O)
 Escarpa : 23.000 t/a, 0,650 % "
 Retornos Horno Alto: 148.000 t/a, 0,191 % "

Total recuperación 216.000 t/a

Fuente: Cuestionario de AHV, recogido en el Anexo 2 de este Estudio.

T A B L A 9

CONSUMOS, CONTENIDOS REALES Y ESPECIFICACIONES DE ALCALINOS DE ALTOS HORNOS DE VIZCAYA PARA EL LECHO DE FUSION DE HORNO ALTO (Datos de 1983)

CONCEPTO	Consumo		Contenidos en alcalinos, % K ₂ O + % Na ₂ O	
	Kg/t arrabio (1)	t/año	Estado seco	Especificación
Sinter	1.459	1.821.305	0,191	0,190
Mineral calibrado Orconera	49	59.920	0,238	0,380
Mineral calibrado Gandalia- Borobia	93	116.094	0,177	0,200
Mineral calibrado Orinoco	141	176.014	0,017	0,020
Chatarra	6	7.490	0,330	
Polvo de tragante	<u>8</u>	<u>9.987</u>	<u>1,200</u>	
Total carga férrica	1.756	2.190.810	0,177 (2)	0,180 (2)
Coque	520	649.128	0,239	0,240
Cuarzo	15	18.725	0,120	
Total lecho de fusión	2.291	2.858.663	4,37 kg/t arrabio	4,25 kg/t arrabio

(1) Producción de arrabio: 1.248.324 t

Fuente: Cuestionario de AHV, recogido en el Anexo 2 de este Estudio.

T A B L A 10
=====

=====

CONSUMOS DE MINERALES Y CONTENIDOS DE ALCALINOS DE LAS MEZCLAS SINTERIZABLES DE ENSIDESA Y AHV

=====

Procedencia	Consumos minerales				Alcalinos			
	ENSIDESA		AHV		ENSIDESA		AHV	
	kg/t sinter	%	kg/t sinter	%	%(K ₂ O + Na ₂ O) en estado seco	% en la mezcla	%(K ₂ O + Na ₂ O) en estado seco	% en la mezcla
Mineral nacional	535	50	949	75	0,386	75	0,185	86
Mineral importado	301	28	203	16	0,051	5	0,019	1
Recirculación	227	22	115	9	0,244	20	0,225	13
Total mezcla sinterizable	<u>1.062</u>	<u>100</u>	<u>1.276</u>	<u>100</u>	<u>0,199</u>	<u>100</u>	<u>0,161</u>	<u>100</u>

Fuente: Elaboración propia.

T A B L A 11

=====
 CONSUMOS Y CONTENIDOS DE ALCALINOS DE LOS LECHOS DE FUSION DE ENSIDESA Y AHV
 =====

Lecho de Fusión	Consumos				Alcalinos			
	ENSIDESA		AHV		ENSIDESA		AHV	
	kg/t arrabio	%						
Sinter	1.164,3	53,3	1.459	63,7	2,84	64,1	2,79	63,8
Pelets	437,7	20,0	—	—	0,18	4,1	—	—
Calibrados	26,3	1,2	283	12,4	0,005	0,1	0,20	4,6
Chatarra	9,-	0,4	6	0,3	0,005	0,1	0,02	0,5
Polvo de tragante	<u>8,-</u>	<u>0,4</u>	<u>8</u>	<u>0,3</u>	<u>0,03</u>	<u>0,7</u>	<u>0,10</u>	<u>2,3</u>
Total carga férrica	1.645,3	75,3	1.756	76,7	3,06	69,1	3,11	71,2
Coque	494,4	22,6	520	22,7	1,29	29,1	1,24	28,4
Fundentes	45	2,1	15	0,6	0,08	1,8	0,02	0,4
Total lecho de fusión	2.184,7	100,0	2.291	100,0	4,43	100,0	4,37	100,0

Fuente: Elaboración propia.

C.- TECNICAS POSIBLES DE ELIMINACION DE ALCALINOS.

1. INTRODUCCION.

Para disminuir el efecto nocivo de los alcalinos en el horno alto se pueden seguir dos caminos: a) Disminuir la entrada de álcalis en el horno alto mediante selección de los minerales de la carga o bien por técnicas de desalcalinización de minerales por procedimientos físicos o químicos, estos últimos basados en adición de cloruros en los procesos de peletización y sinterización. b) Aumentar la eliminación de álcalis en el propio horno alto a través de la escoria o a través de los gases de escape.

2. DISMINUCION DE LA ENTRADA DE ALCALIS EN HORNO ALTO.

2.1 Selección de los Minerales de la Carga.

Esta vía engloba dos vertientes. La primera consiste en diluir el efecto de los alcalinos compensando cargas altas en álcalis con otras con bajos niveles de estos compuestos. Ello exige un planteamiento cuidadoso del plan de abastecimiento de materias primas. Un ejemplo de esta vía es la mezcla sinterizable de ENSIDESA con minerales nacionales altos en álcalis, que se compensa en parte con la adición de minerales de importación de bajos contenidos en alcalinos.

La segunda vertiente consiste en rebajar el consumo de menas portadoras de alcalinos, lo cual redundaría de manera perjudicial en la política de consumo de minerales españoles ya que tradicionalmente tienen altos contenidos en alcalinos.

2.2 Procedimientos Químicos de Desalcalinización.

Básicamente consisten en la adición de cloruro cálcico a pelets siderúrgicos y a la mezcla sinterizable. En el primer caso esta técnica se viene aplicando con éxito en el proceso Kowa Seiko para conseguir eliminaciones importantes de alcalinos, junto con elementos no férreos tales como zinc, plomo y cobre. Tal como se describe en la patente U.S. 3.615.342 de Bethlehem Steel, el proceso consiste en sumergir los pelets en una solución acuosa de Cl_2Ca para eliminar la sosa. Posteriormente los pelets se calientan a $1.100 - 1.350$ C. Los álcalis se cloruran, vaporizan y se eliminan como $\text{ClK} - \text{ClNa}$ gaseosos.

La adición de cloruro cálcico disuelto en agua, incorporado a la mezcla sinterizable en fase de nodulización, será objeto de un estudio detallado al describir las instalaciones de la planta de Vanderbijlpark de ISCOR en Sudáfrica y los ensayos a diferentes escalas realizados ya por ENSIDESA y programados en las nuevas pruebas.

2.3 Procedimientos Físicos de Desalcalinización.

En función de la granulometría de liberación de alcalinos y de la susceptibilidad magnética de los minerales, se aplican técnicas de clasificación por cribado o hidrociclonado, flotación y separación magnética por alta o baja intensidad.

En la planta de peletización de Pickands Mather and Co. en Minnesota se parte de taconitas muy altas en sílice con un contenido medio en hierro del 24,37%. Para obtener pelets con 66,3% en hierro y 4,9% en sílice se sigue el siguiente esquema de concentración:

- 1.- Trituración.
- 2.- Molienda autógena primaria.
- 3.- Concentración magnética primaria.
- 4.- Clasificación con ciclones.
- 5.- Concentración magnética secundaria.
- 6.- Molienda secundaria.
- 7.- Clasificación secundaria con ciclones.
- 8.- Hidroseparación.
- 9.- Concentración magnética final.
- 10.- Flotación catiónica de la sílice.

La mineralogía muestra que la magnetita está finamente diseminada y asociada con cuarzo y silicatos complejos tales como actinolita, biotita, hornablenda y ortoclasa, con contenidos variables de $\text{Na}_2\text{O} + \text{K}_2\text{O}$.

Se estableció una correlación entre el contenido total de álcalis frente al porcentaje de sílice en los pelets, que permitió basar la reducción de alcalinos operando la flotación con contenidos adicionales de colector para reducir el contenido de sílice del concentrado. Para limitar el contenido en álcalis al 0,17% fue necesario reducir la sílice al 2,9%.

Respecto a desalcalinización de minerales por separación magnética, el CENIM ha realizado ensayos con hematites y magnetitas nacionales. En el primer caso se aplicó la separación magnética por alta intensidad en húmedo a un mineral hematítico del 49% en Fe con tamaño menor de 200 micras procedente de una etapa de hidrociclonado; obteniéndose desalcalinización en torno al 90% y leyes en hierro próximas al 60%.

A partir de minerales magnéticos del 25,9% en hierro y altos contenidos en alcalinos (2,02% en Na y 0,10% en K) se prepararon diferentes granulometrías para su procesamiento en pruebas de separación magnética a baja intensidad en vía húmeda. De los resultados obtenidos se observó que bastaba una molienda a -297 micras para conseguir concentrados con un grado de eliminación de sodio superior al 95%. Para obtener los mismos resultados referidos al potasio era necesario moler a -104 micras.

3. ELIMINACION DE ALCALIS EN EL HORNO ALTO.

Los álcalis que entran en el horno alto salen de la siguiente forma:

- En la escoria.
- En el gas de tragante y polvo arrastrado por el mismo.
- En estado líquido o de vapor, a través de las piqueras de arrabio y escoria.

De todas estas salidas posibles de álcalis, la más importante es la que tiene lugar a través de la escoria, que representa del orden del 65 al 85%. Le sigue en importancia, pero con un porcentaje sensiblemente menor, las salidas a través del gas de tragante.

3.1 Desalcalinización a Través de la Escoria.

Debido a la relativamente baja temperatura a la cual se reduce el K_2O y la baja temperatura de vaporización del potasio metal, es muy difícil separar el K_2O del horno alto como parte de la escoria.

Mientras que la reducción del K_2O comienza cuando la temperatura excede de $815^\circ C$, los cálculos termodinámicos indican que la reducción del silicato potásico no comienza hasta que la temperatura excede de $1.550^\circ C$, según la reacción ya citada en el Capítulo A:



Por lo tanto si se fuerza a los alcalinos a combinarse con la sílice para formar silicato, es posible separarlos del horno como parte de la escoria, evitándose los problemas asociados con la recirculación del K_2O .

Sin embargo, cuando la concentración de CaO ó MgO en la escoria es alta, la reducción del silicato con el carbono puede escribirse en la siguiente forma:



Los cálculos termodinámicos indican que esta reducción puede tener lugar a una temperatura inferior en $100^\circ C$ a la precedente, esto es a $1.450^\circ C$. Consecuentemente se requiere trabajar con escorias de bajo índice de basicidad para aumentar la cantidad de álcalis eliminados con la escoria.

Una de las mejores vías para asegurar que el K_2O reacciones con la sílice consiste en adicionar dunita u olivino a la carga del horno alto.

El inconveniente de trabajar con escorias de bajo índice de basicidad (inferior a 1.1) estriba en que disminuye la capacidad de desulfuración. Así en los hornos altos de la planta de Hamilton de Steelco al bajar la basicidad de la escoria de 1,17 a 1,10, se incrementó el contenido de álcalis en la escoria de 0,69 a un 0,79% de $K_2O + Na_2O$, a la vez que aumentaba el contenido medio de azufre en el arrabio de 0,025 a 0,029. Asimismo aumentó el número de coladas con un exceso de azufre respecto al especificado en 0,030% pasando del 16,9% al 30,7% de las coladas.

En los hornos altos de DOFASCO (Dominium Foundries and Steel Co., Hamilton, Canadá), se ha comprobado que la eliminación de álcalis en la escoria es función además del índice de basicidad de la escoria, del contenido de álcalis en la alimentación y de la temperatura del arrabio.

En DOFASCO se encontró la siguiente correlación múltiple con un coeficiente de 0,81:

$$(\% K_2O \text{ de la carga separado por la escoria}) = 980,13 - 278,87 (\text{I.B. de la escoria}) - 12,20 (K_2O \text{ en la carga en lb/t}_{\text{neto}} \text{ de arrabio}) - 0,20 (\text{temperatura del arrabio en } ^\circ F).$$

La separación de alcalinos por la escoria se incrementa también por adiciones de cloruro cálcico. En Bethlehem Steel las adiciones de Cl_2Ca se realizan después de cada colada. ENSIDESA en sus hornos altos de Avilés realiza las adiciones de 2.000 kg de Cl_2Ca semanalmente por una sola vez en forma granulada, apreciándose que al cabo de 3 ó 4 coladas después de llegar al crisol esta carga, se acusa una elevación del contenido de K_2O en la escoria durante 2 a 3 coladas, pasando de 0,6 - 0,7% a 1,2 - 1,3%. No es del todo conocido el mecanismo de eliminación a través de la escoria de los cloruros de sodio y potasio formados.

3.2 Desalcalinización con los Gases de Tragante.

La eliminación de álcalis con los gases de tragante se favorece con altas temperaturas en dichos gases, lo que dificulta la condensación del potasio metal en las zonas altas del horno. Se ha comprobado que en hornos altos fabricando ferromanganeso, operando con temperaturas de gas de tragante de 270 a 425°C y alta basicidad en la escoria, el contenido de álcalis en la escoria era prácticamente cero, eliminándose la mayoría de ellos con los gases de tragante.

Otra forma de favorecer la salida de alcalinos con los gases de tragante es disminuir el potencial oxidante de dichos gases en la zona alta del horno, con lo cual se evita la oxidación de los vapores de álcalis metálicos y cianuros por el CO_2 . Esto se puede conseguir con adiciones periódicas de cargas blancas, si bien el procedimiento es muy costoso. Los japoneses periódicamente bajan el lecho de fusión en 6 a 8 m, como procedimiento de purga.

4. CONCLUSIONES.

Como se verá posteriormente en los capítulos relativos a desalcalinización durante la sinterización en ISCOR y ENSIDESA, esta es la técnica más prometedora.

Sin embargo en España también se va a practicar la desalcalinización en minerales de hierro, concretamente en la nueva planta de separación magnética de alta intensidad en húmedo próxima a ponerse en marcha en Andalucía de Minas.

La desalcalinización en horno alto también es práctica habitual en las plantas integrales españolas. Así en ENSIDESA se trabaja actualmente con un índice de basicidad de la escoria dado por:

$$\frac{\% \text{ CaO} + \% \text{ MgO}}{\% \text{ SiO}_2 + \% \text{ Al}_2\text{O}_3}$$

de sólo 0,98, con un contenido en K_2O en dicha escoria de 1,07%. El polvo de tragante tiene un contenido de alcalinos en estado seco de 0,436%.

El problema de la desalcalinización de minerales de hierro por técnicas de separación magnética radica en que previamente hay que moler el mineral. Así en los ensayos del CENIM con minerales magnéticos, era preciso moler a - 104 micras para obtener eliminaciones de potasio superiores al 99%. Por su parte Andalucía de Minas tiene que moler a menos de 1 mm, por lo que no puede tratar la totalidad de su producción de mineral sinterizable. En la nueva planta de separación magnética de alta intensidad en húmedo se prevé tratar 800.000 t/a de la fracción menor de 1 mm.

Sin embargo en España también se va a practicar la desalcalinización en minerales de hierro, concretamente en la nueva planta de separación magnética de alta intensidad en húmedo próxima a ponerse en marcha en Andalucía de Minas.

La desalcalinización en horno alto también es práctica habitual en las plantas integrales españolas. Así en ENSIDESA se trabaja actualmente con un índice de basicidad de la escoria dado por:

$$\frac{\% \text{CaO} + \% \text{mgO}}{\% \text{SiO}_2 + \% \text{Al}_2\text{O}_3}$$

de sólo 0,98, con un contenido en K_2O en dicha escoria de 1,07%. El polvo de tragante tiene un contenido de alcalinos en estado seco de 0,436%.

El problema de la desalcalinización de minerales de hierro por técnicas de separación magnética radica en que previamente hay que moler el mineral. Así en los ensayos del CENIM con minerales magnéticos, era preciso moler a - 104 micras para obtener eliminaciones de potasio superiores al 99%. Por su parte Andaluza de Minas tiene que moler a menos de 1 mm, por lo que no puede tratar la totalidad de su producción de mineral sinterizable. En la nueva planta de separación magnética de alta intensidad en húmedo se prevé tratar 800.000 t/a de la fracción menor de 1 mm.

D.- CARACTERISTICAS QUIMICAS DE LOS MINERALES ESPAÑÓLES
Y DE IMPORTACION, UTILIZADOS EN ESPAÑA EN SINTERIZACION.

1. CARACTERISTICAS QUIMICAS.

En la tabla 1 se han recogido los análisis químicos medios de los diferentes minerales españoles y de importación utilizados por ENSIDESA y AHV. La composición se expresa sobre muestra en estado natural, excepto el hierro y alcalinos (suma de K_2O y Na_2O) que se dan en estado natural y en seco, figurando asimismo el contenido de humedad.

Comparando los contenidos de alcalinos de los minerales nacionales utilizados por ENSIDESA que figuran en la tabla 1, con los recogidos en el Anexo 1 dados por la propia ENSIDESA, se observa que en general son de un 7 a un 8 % inferiores a los dados en la tabla 1 que proceden de los propios mineros. Cuando ocurren estas diferencias en la práctica se acude a análisis contradictorios. En los minerales consumidos por AHV coinciden los análisis que da AHV con los facilitados por AGRUMINSA.

Los minerales nacionales en comparación con los de importación, se caracterizan por tener una menor ley en hierro y mayor contenido en alcalinos, pudiendo afirmarse que salvo el mineral de Cehegin, el resto de los minerales españoles tienen un contenido en Fe natural inferior al 50%, estando la media del contenido de alcalinos en estado seco entre 300 - 350 milésimas. Por su parte los minerales de importación tienen un contenido en Fe natural igual o mayor del 60 %, con unos alcalinos en estado seco inferiores a 60 milésimas.

Otra característica de los minerales españoles es su elevado contenido en humedad, entre un 10 y un 20 %, mientras que en los minerales de importación no se supera el 5 - 7 %.

En la totalidad de los minerales finos para sinterización, nacionales e importados, predomina la ganga de naturaleza ácida, siendo particularmente altos los contenidos en sílice los minerales de Dícido, Orconera, S. Menera y Metalquímica y Minas del Mediterráneo.

Los contenidos en fósforo y azufre de los minerales españoles son similares a los de importación, excepto el azufre de Metalquímica que es muy elevado debido a que procede de piritas tostadas.

2. CONCLUSIONES SOBRE CARACTERISTICAS

A partir de las cifras de consumo de minerales nacionales y de importación para sinterización deducidas de los anexos 1 y 2 y de las tablas 1 y 2 se ha elaborado la tabla donde se recogen como características químicas los contenidos en Fe natural, humedad y alcalinos en estado seco.

Se observa que sobre un consumo total de casi 6,8 millones de toneladas, los minerales españoles tienen una ley en Fe sensiblemente más baja que los minerales de importación (media de 43,70 % frente a 60,41 % de Fe en estado natural). Sin embargo dentro de los minerales nacionales, los consumidos por ENSIDESA tienen una mayor ley que los de AHV (46,32 % frente al 39,94 % como datos medios).

La humedad de los minerales nacionales consumidos por AHV es análoga a la de los minerales de importación con una cifra próxima al 5,5 %. Son los minerales españoles consumidos por ENSIDESA los que están particularmente altos en agua, con una cifra media del 14,11 %.

Respecto a alcalinos, la media de los minerales españoles es de 0,296 % en seco, frente a sólo 0,046 % en los de importación. Sin embargo dentro de los minerales españoles, también en este caso los consumidos por ENSIDESA tienen mayor contenido que los de AHV (0,361 % frente a 0,205 %).

T A B L A 1

ANÁLISIS QUÍMICO DE LOS MINERALES FINOS UTILIZADOS EN SINTERIZACIÓN POR ENSIDESA (ENS.) Y ALTOS HORNOS DE VIZCAYA (AHV)

	Siderúrgica	Fe nat.	K ₂ O + Na ₂ O nat.	H ₂ O	Fe	SiO ₂	Al ₂ O ₃	CaO	MgO	S	P	Na ₂ O	K ₂ O	Na ₂ O + K ₂ O	Cu	Pb	Zn
<u>I. MINERALES NACIONALES</u>																	
Andaluza	ENS	48,52	0,315	11,69	54,91	4,48	1,20	3,52	0,43	0,010	0,019	0,029	0,331	0,360			
S. Menera	ENS	39,04	0,287	20,29	48,96	10,11	2,94	0,45	1,01	0,011	0,049	0,024	0,336	0,360			
Metalquímica *	ENS	48,27	0,336	17,12	58,24	9,10	1,84	0,52	0,19	0,546	0,015	0,201	0,204	0,405		0,409	0,183
**	AHV		0,476														
Carbonato	AHV	38,13	0,123	3,50	39,51	3,74	0,40			0,253	0,013			0,128			
Santander	AHV	43,07	0,148	12,28	49,10	6,64	2,14			0,028	0,038			0,169			
Cehegin	AHV	57,80	0,408	5,13	60,93	6,51	1,97			0,059	0,074			0,430			
Dicido	AHV	32,65	0,501	9,67	36,15	16,51	1,60			0,030	0,035			0,555			
Gandalia **	AHV	49,52	0,330	3,47	51,29	23,72	0,82			0,005	0,038	0,009	0,310	0,319			
Orconera ***	AHV	44,57	0,351	11,17	50,17	11,63	1,46			0,030	0,031			0,395			
<u>II. MINERALES IMPORTADOS</u>																	
CURD	ENS	60,92		5,83	64,69	4,71	1,23	0,25	0,08	0,010	0,035	0,031	0,025	0,056			
Hamersley	ENS	59,35		4,64	62,24	4,31	2,75	0,24	0,08	0,017	0,056	0,029	0,027	0,056			
Nimba	ENS	60,03		7,15	64,65	3,91	1,16	0,26	0,08	0,011	0,052	0,023	0,019	0,052			
Lac Janine *	ENS	64,09				4,74	0,35	0,26	0,07	0,010	0,011			0,029			
Orinoco (Cerro Bo livar finos)	AHV	60,95	0,018	5,50	64,0	2,20	1,30	0,10	0,02	0,03	P ₂ O ₅ : 0,24 P ₂ O ₅ : 0,020	0,010	0,010	0,019			
Mc. Wright	AHV	62,32	0,015	6,70	66,5	5,0	0,20					0,09	0,02	0,016			

* Análisis ENSIDESA

** Análisis AHV

*** Al₂O₃ + TiO₂

Fuentes : Cuestionarios mineros recogidos en el Anexo.

T A B L A 2

ANALISIS DE LOS MINERALES FINOS UTILIZADOS EN SINTERIZACION

MINERAL	SIDERURGICA	CONSUMO EN 1983 t.	% Fe NATURAL	% H ₂ O	% ALCALIS EN SECO
<u>I Nacional</u>					
Andaluza	ENSIDESA	1.971.268	48,52	11,69	0,356
S.Menera	"	658.194	39,04	20,29	0,360
Metalquim.	"	228.804	48,27	17,12	0,405
Subtotal ENSIDESA		2.858.266	46,32	14,11	0,361
Carbonato	AHV	1.396.000	38,13	3,50	0,128
Santander	"	112.000	43,07	12,28	0,169
Cehegin	"	107.000	57,80	5,13	0,430
Dicido	"	101.000	32,65	9,67	0,555
Gandalia	"	63.000			0,430
Orconera	"	32.000	44,57	11,17	0,395
Metalquim.	"	102.000	48,27	17,12	0,574
Subtotal AHV		1.913.000	39,94	5,35	0,205
TOTAL NACIONAL		4.771.266	43,70	10,67	0,296
<u>II Importac.</u>					
CVRD	ENSIDESA	357.519	60,92	5,38	0,056
Hamersley	"	265.112	59,35	4,64	0,056
Nimba	"	944.847	60,03	7,15	0,052
Lac Janine	"	44.002	64,09		0,029
Subtotal ENSIDESA		1.611.480	60,23	6,42	0,053
Orinoco	AHV	356.000	60,95	5,50	0,019
Mr. Wright	"	53.000	62,32	6,70	0,016
Subtotal AHV		409.000	61,13	5,66	0,019
TOTAL IMPORTACION		2.020.480	60,41	6,26	0,046
TOTAL		6.791.746	48,67	9,37	0,219

E.- DESCRIPCION DE LA INSTALACION DE DESALCALINIZACION EN MAQUINA
DE SINTERIZACION DE LA PLANTA VANDERVIJLPARK (SUDAFRICA) DE ISCOR

1. INTRODUCCION.

En 1975 establecieron en ISCOR de modo claro que la mezcla inestable con baja productividad en sus hornos altos se debía a la acción combinada de un coque de mala calidad alto en cenizas y azufre y a un elevado contenido de álcalis en la carga.

La calidad del coque fue mejorada por un briqueteado parcial del carbón según el proceso desarrollado por SUMITOMO y DIDIER.

Para vencer el problema ocasionado por los alcalinos en el horno alto se analizaron diferentes alternativas, decidiéndose en 1976 seguir la vía de desalcalinizar el sinter mediante adiciones de cloruro cálcico a la mezcla sinterizable. En 1978 se llevaron a cabo ensayos combinados en sinterización y horno alto en la planta de Vanderbijlpark, con objeto de cuantificar la ventaja de la desalcalinización del sinter sobre horno alto.

La tabla 1 recoge el efecto máximo previsto sobre el contenido de álcalis en el horno alto, por la desalcalinización del sinter. Se llegó a la conclusión de que se podía reducir el contenido de K_2O del sinter de 0,29 % a 0,07% con lo que cargando un 40% de sinter el aporte de K_2O al horno alto podía reducirse de 4,23 a 2,86 kg/t arrabio. Estas previsiones permitirían en el futuro incrementar la producción de sinter con objeto de elevar su porcentaje en la carga de los hornos altos hasta el 80%, en cuyo caso la reducción en el aporte de K_2O al horno sería de 5,35 kg/t arrabio con sinter sin desalcalinizar a 2,47 kg/t añadiendo Cl_2Ca a la mezcla sinterizable.

Basados en las pruebas de 1978 se establecieron las siguientes conclusiones:

- a) Adicionando cloruro cálcico a la mezcla sinterizable sería posible reducir el contenido en K_2O del sinter de un 0,29 % a un 0,07%.
- b) Cada 10% de sinter desalcalinizado cargado en el horno alto sustituyendo a un 10% de mineral calibrado, incrementaría la producción de arrabio en un 1,9% y reduciría el consumo de coque en un 1,7%.
- c) La sustitución del 40% de sinter normal por un 40% de sinter desalcalinizado, incrementaría en un 3,4 % la producción del horno alto, reduciendo su consumo de coque en un 1,4%.

Estas previsiones llevaron a un programa de modernización de las dos máquinas de sinterización de la planta de Vanderbijlpark, cuyo objetivo además de la desalcalinización del sinter, era obtener un 20% de incremento en su producción, mejorando simultáneamente su calidad. Desde Mayo de 1982 se adiciona Cl_2Ca a la mezcla sinterizable de manera rutinaria, comenzando en Agosto del mismo año las reformas mecánicas de las máquinas que se completaron en Agosto de 1983.

Sin olvidar que ENSIDESA fue pionera en estos temas, en Vanderbijlpark se está aplicando ya de manera industrial la eliminación de álcalis en el proceso de sinterización, razón por la que su visita se juzgó de gran interés para los siderúrgicos y mineros españoles. Dicha visita que fue promovida por la Dirección General de Minas, tuvo lugar del 28 de Abril al 6 de Mayo de 1984, con la participación de las siguientes personas:

DIRECCION GENERAL DE MINAS	-	D. José Luis Quílez.
ENSIDESA	-	D. Raimundo Robredo.
A. H. DE VIZCAYA	-	D. Gabriel Zabala.
AGRUMINSA	-	D. Francisco Sánchez Gómez.
METALQUIMICA	-	D. José Luis Vidal.
CIA. ANDALUZA DE MINAS	-	D. Paulino Calatayud.
C. M. DE SIERRA MENERA	-	D. Francisco Martínez Bordiú.
PRESUR	-	D. Pedro Gómez Jaén.
TECNICAS REUNIDAS	-	D. Miguel Angel Artazcoz.

Seguidamente se analizan diferentes aspectos de la instalación a partir de la documentación expuesta y preguntas realizadas durante la visita.

2. EL PROCESO DE DESALCALINIZACION EN SINTERIZACION.

Las características de las dos máquinas de sinterización en operación en Vanderbijlpark son las que se recogen en la tabla 2.

Se adiciona una solución acuosa con un 32% de cloruro cálcico proporcional al contenido de K_2O en el mineral sinterizable, antes del tambor mezclador en el conducto de entrega de minerales. La adición se expresa en kg de cloruro por t de mineral, compensándose automáticamente con respecto al agua cuando se modifica la dosificación de cloruro en la solución acuosa.

Los parámetros que influyen en el proceso son los siguientes:

- a) Concentración de cloruro cálcico.
- b) Actividad del K_2O en el mineral, función de la concentración de K_2O , SiO_2 , CaO y MgO .
- c) Temperatura de reacción, proporcional a la concentración de FeO en el sinter.

El rendimiento de cloruro, definido por la relación:

$$\frac{Cl_2Ca \text{ utilizado}}{Cl_2Ca \text{ total añadido}}$$

oscila entre el 75 y el 80 %.

El cloruro que no es utilizado en el proceso de desalcalinización se evacua fundamentalmente con el sinter, donde se han medido concentraciones de 150 a 200 ppm.

En Julio de 1983 se efectuó un balance de potasio estableciéndose que con adiciones de Cl_2Ca entre 1 y 1,9 kg por t de mineral, permanece en el sinter un 62%: El 38 % eliminado se reparte un 5 % en chimenea y el 33 % como polvo de depuración. Han comprobado que el cloruro de potasio formado se vaporiza a las temperaturas de sinterización, condensándose en los conductos de aspiración de gases en forma de humo blanco. Este humo produce un serio problema de contaminación si no se depura.

3. PROBLEMAS ENCONTRADOS.

3.1 Bloqueo de barras de parrilla.

Después de año y medio de desalcalinizar el sinter, reduciendo el contenido de K_2O a valores del orden de 0,1 %, se puede decir que la de salcalinización no afecta a la productividad, siempre que se controle el bloqueo de barras de parrilla de manera que su limpieza sólo tenga lugar durante las paradas rutinarias de mantenimiento (cada tres semanas).

El bloqueo de barras de parrilla es un problema causado por la con densación de vapores de cloruro potásico en barras de parrilla relativamente frías, que ciegan las aberturas entre barras, impidiendo el paso del aire y gases a través del lecho de sinter. En Vanderbijlpark este problema se resolvió aumentando la separación entre barras de 5 a 12 mm. Simultáneamente hubo que modificar la granulometría de la sobreparrilla de 12 - 20 mm a 15 - 25 mm y la altura de dichas sobreparrillas que pasó de 30 a 50 mm.

Se ensayaron diferentes sistemas para la limpieza de barras de parrilla, tales como chorreado con agua y arena, así como limpieza mecánica por martilleo. Se instaló un dispositivo de martilleo, pero actualmente no opera ya que el problema de bloqueo ha dejado de presentarse debido a que se ha disminuido la adición de Cl_2Ca como consecuencias de las restricciones impuestas por la planta de limpieza de gases y por los relativamente bajos niveles de álcalis en los minerales sinterizables.

La tabla 3 recoge los datos medios anuales de operación de ambas máquinas para los años 1981, 1982 y 1983. Se observa que en 1982 la producción mensual disminuyó considerablemente respecto a 1981, como consecuencia del aumento de las paradas por mantenimiento y averías. En 1983 las paradas por mantenimiento han vuelto a situarse en un porcentaje similar al de 1981, habiendo seguido aumentando las paradas por averías.

El contenido de K_2O del sinter en 1983 era del 0,12 % que representa un porcentaje de desalcalinización respecto al contenido del sinter en 1981 de sólo un 33,3 %, debido a las restricciones impuestas a la planta de limpieza de gases, citada anteriormente.

3.2 Corrosión por Cloruros.

Cuando se examinó inicialmente el proceso de formación de cloruros en los gases residuales, se consideró a la corrosión como un aspecto crítico. Sin embargo, por la restricción impuesta por el proceso de depuración de gases que requiere una temperatura mínima de 120° C y temperaturas de operación normal entre 130 y 150° C, la corrosión sólo se presenta en las cajas de aspiración situadas debajo de la campana de encendido, donde se han medido temperaturas de 60 a 80° C. Cuando se reemplazaron a causa de la corrosión estas cajas de aspiración de acero suave, las nuevas se han gunitado. Actualmente el problema no se considera crítico.

Para el arranque de la planta la práctica que se aplica es comenzar a añadir el Cl_2Ca a la mezcla sinterizable después de que la temperatura de los humos es superior a 120° C con lo cual se evitan los problemas de corrosión en aspiradores, tuberías, etc.

4. SISTEMAS DE LIMPIEZA.

La adición de Cl_2Ca a la mezcla sinterizable comenzó en Mayo de 1982, emitiéndose los humos a la atmósfera sin depurar, para lo cual obtuvieron un permiso temporal del Gobierno. El polvo de ClK emitido tiene una granulometría muy fina ya que el 100% es inferior a 5 micras.

Para resolver el problema de la depuración de este polvo se analizaron las cinco alternativas recogidas en la tabla 4, recayendo finalmente la decisión en favor del electroscrubber con lecho de grava, debido a que se preveían menos problemas operacionales con esta alternativa por vía seca. Este procedimiento de limpieza de gases fue desarrollado por Combustion Power Corporation, Delaware, Estados Unidos.

Las figuras 1 y 2 muestran la disposición de la planta de limpieza y su principio de operación. La instalación de depuración de gases consiste en 4 módulos por máquina de sinterización con un ventilador extractor situado entre los módulos y la nueva chimenea, que da servicio a ambas máquinas de sinterización. Cada módulo consiste en esencia en un depósito cilíndrico en el que los gases sucios penetran por su parte superior en sentido axial. Pasan radialmente a través de un lecho de grava en movimiento, contenida en una corona cilíndrica de paredes de rejilla y sale limpio. En el interior de la corona de grava se encuentra un electrodo cilíndrico de rejilla que produce un campo electrostático de alta tensión que mejora el rendimiento de depuración.

La grava recogida en un pantalón sellado en la parte inferior del módulo, se eleva por transporte neumático a una vasija de separación des de donde retorna a la parte superior del módulo. En la vasija de separación el polvo compactado se separa de la grava y se envía con aire a un filtro de mangas. El sistema se completa con 3 circuitos auxiliares adicionales, denominados respectivamente circuito de adición de grava que consta de una tolva para la dosificación de grava, circuito de aire en contracorriente para limpieza final de la grava que retorna al módulo y el circuito de limpieza primaria de grava en la caja de purga.

La tabla 5 recoge los principales parámetros de diseño de la instalación y los datos reales obtenidos después de introducir las siguientes modificaciones:

- 1) Cambio de la granulometría de la grava, que pasó de 3 - 5 mm a 5 - 7 mm.
- 2) En la caja de purga se cambió el extractor de turbina por un sistema de succión, incrementándose la succión de 350 mm cda a 500 mm.
- 3) Para evitar acumulación de grava en los codos del circuito de retorno, el aire del circuito en contracorriente se dirigió a la tolva de agitación.
- 4) Se incrementó la cantidad de grava reciclada que pasó de 180 kg/min. a 455 kg/min, aumentando la potencia de soplado.

A partir de los resultados que figuran en la tabla 5, es evidente que la planta no ha logrado los objetivos previstos, estimándose que se ha alcanzado sólo un 40% de su capacidad de diseño, siendo posible según sus operadores muy pequeñas modificaciones.

En la tabla 6 se recogen los resultados reales obtenidos sobre el contenido de alcalinos en el horno alto, estando actualmente con una entrada de K_2O de unos 3,3 kg/t arrabio. Aunque no se controla el Na_2O , su valor es el 10 % del K_2O .

5. PLANES FUTUROS DE VANDERBIJLPARK

Al no haberse logrado plenamente los objetivos previstos, los técnicos de Vanderbijlpark persisten en la idea de continuar las investigaciones. Consideran que el desempolvado es técnicamente posible, pero caro. Ellos se han quedado a la mitad de camino habiendo realizado ya una inversión considerable.

Existen discrepancias entre los propios técnicos respecto a las soluciones posibles, barajándose tres posibilidades:

- Precipitadores electrostáticos húmedos.
- Precipitadores electrostáticos secos.
- Incremento del número de módulos de la instalación actual.

Con esta última posibilidad se lograría aumentar la cantidad de polvo a tratar y con ello podría incrementarse la cantidad de Cl_2Ca añadido con el consiguiente aumento en la desalcalinización del sinter producido.

Paralelamente a la resolución completa de desempolvado de las máquinas de sinter durante el proceso de desalcalinización, en Vanderbijlpark están considerando la posibilidad de incrementar la capacidad de fabricación del sinter, con objeto de llegar a un consumo de sinter en el lecho de fusión del horno alto equivalente al 80% pudiendo así disminuir el consumo específico del coque.

6. PREGUNTAS PLANTEADAS DURANTE LA VISITA.1) Bloqueo de barras de parrilla.-

- ¿Han pensado en calentar la parrilla? Se puede hacer pero se tienen muchas desventajas.
- ¿Pensaron en precalentar la mezcla sinterizable? La temperatura actual es de 20 - 25° C y creen que el precalentamiento no tiene interés.
- ¿Cambiaron el diseño de las barras? Si, actualmente son cónicas con una anchura superior de 33 mm y la inferior de 25 mm. Se piensa que la conicidad debería ser más acusada para restar apoyo a la de posición de K_2O .
- ¿Cómo influyen las restricciones impuestas en la planta de limpieza en el bloqueo de barras? Al haber reducido la adición de Cl_2Ca a 1 kg por t de mineral, se reduce la desalcalinización y con ello la producción de polvo de ClK , evitándose el problema de bloqueo. Al adicionar 1,9 kg Cl_2Ca por t de mineral comienzan los problemas de limpieza en la planta de depuración bajando su rendimiento al 50%.

2) Corrosión.- Sólo se presenta la corrosión en las primeras cajas donde la temperatura es baja. Continúan gunitando las cajas para minimizar el problema. Para evitar corrosión en el ventilador comienzan a añadir el Cl_2Ca cuando la temperatura de humos es superior a 120° C.

3) Planta de depuración. Módulos de limpieza.-

- Trabajan con los 4 módulos de limpieza para cada máquina de sinterización de modo continuo sin ninguna unidad en reserva.
- No es posible intercambiar los módulos de una a otra máquina de sinter.
- La separación entre las rejillas que contienen la grava es de 750mm.

- El consumo de energía en el filtro de grava se incrementa en 12 kwh/t sinter cuando se adiciona Cl_2Ca .
 - La caída de presión en el filtro de grava es actualmente de 280 mm cda.
 - El rendimiento de la depuración en el filtro disminuye del 88 % al 72 % cuando deja de utilizarse el campo electrostático. La concentración de polvo en los gases es en este último caso de 170 mg/Nm^3 , cifra que disminuye a 80 mg/Nm^3 cuando se usa dicho campo electrostático. En otro momento se indicó que la concentración de polvo pasaba de 200 mg/Nm^3 antes de haber puesto esta instalación a menos de 110 mg/Nm^3 , después de colocar el depurador.
 - Cuando arranca la planta se hace calentando sin tensión. Alcanzados los 120° C se aplica una tensión al campo electrostático de 60 KV.
 - Al aumentar la tensión del campo electrostático se incrementa la pérdida de presión en el filtro. Por esta razón no han podido llegar a los 100 KV de diseño y están en 60 KV. Piensan ensayar 40 KV para poder incrementar la adición de Cl_2Ca .
 - El consumo de grava es de 3 t por cada 2.700 t de sinter en cada máquina de sinterización, equivalente a cerca de 1 kg/t sinter.
 - La altura de columna a la que tienen que impulsar la grava para devolverla a la cámara de filtro es de 35 m. La presión positiva para impulsar la grava es de 55 K Pa ($0,56 \text{ kg/cm}^2$). No hay succión auxiliar para ayudar al movimiento de la grava. No se precalienta el aire de impulsión de la grava, se intentó pero no se conseguía ninguna mejora.
 - Al bajar la temperatura por debajo del punto de rocío se han presentado problemas de aglomeración de polvo y grava. Cuando esto ocurre se separan los aglomerados con barras que se introducen en los agujeros. Para evitar esta aglomeración intentaron precalentar el aire de impulsión en la caja de purga, pero no se consiguió nada.
- 4) Filtro de mangas (depuración del polvo recogido en el filtro de grava).
- La temperatura de los gases se mantiene por debajo de 100° C . Han cambiado el material original de las mangas que eran de Nomex, pasando a Cortex al que no le afecta la humedad y limpia con facilidad. El fondo de las mangas se limpia una vez cada tres semanas.

- Inicialmente las válvulas rotativas de descarga de polvo del filtro se desgastaban y las han sustituido por válvulas de doble cono.
- El polvo recogido con una densidad de 300 kg/m^3 se emplea como fertilizante. Se recoge en bolsas de plástico o en contenedores y se añaden a escoria de acería molida y alta en cal. La comercialización como fertilizantes la realiza una empresa subsidiaria. Intentaron granularlo, pero el tratamiento era muy caro (costo de 250.000 Rands/año, es decir, unos 50 millones de pesetas/año).
- La producción de polvo es del orden de $1 \text{ m}^3/\text{h}$.

5) Banda de sinterización.-

Se adiciona 1 Kg de ión Cl por t de mineral, equivalente a 1,56 Kg Cl_2/Ca /t mineral, con un consumo de 850 Kg de mineral por t de sinter. Pueden llegar sin restricciones hasta 2 Kg Cl_2/t mineral, en cuyo caso la concentración de polvo en el gas sucio es de 750 mg/Nm^3 .

- La adición de Cl_2/Ca es a la entrada del tambor mezclador de 7 m de generatriz, en el conducto de alimentación de la mezcla de minerales, cuya longitud es de 3 m.
- En sinterización utilizan un coque de 16% de cenizas, 0,7 % de volátiles y 0,9 - 1 % de azufre.
- Los quemadores del horno de ignición los han cambiado siendo de tipo horizontal. El resultado ha sido muy bueno bajando de un consumo de coque de 95 kg/t de sinter a 70 kg. En la prolongación del horno de ignición sólo introducen aire caliente procedente del refrigerador de sinter.
- Han suprimido el cribado en caliente sin que se hayan presentado problemas de polvo ni variación en la productividad.

6) Inversiones y costos de operación.-

La inversión total para las dos plantas de depuración de gases de ambas máquinas de sinterización, cuya superficie de aspiración conjunta de 210 m^2 equivale a la máquina de ENSIDESA nº 5, fue de 7,5 a 8 millones de Rands, es decir entre 900 y 960 millones de pesetas.

Como costos de operación por t de sinter facilitaron los siguientes:

Mano de obra	-	0,06 Rand/t
Energía Eléctrica	-	0,35 Rand/t
Cl ₂ Ca	-	0,29 Rand/t
Grava	-	0,02 Rand/t
Mantenimiento	-	<u>0,05 Rand/t</u>
Total	-	0,77 Rand/t

A 120 Ptas/Rand, el costo de operación supone 92,40 Ptas/t sinter.

Para poder extrapolar al caso español se pidieron precios unitarios en Sudáfrica, facilitándose los siguientes:

Energía Eléctrica	-	0,03 Rands/kwh = 3,60 Ptas/kwh
Mano de Obra	-	3,20 Rands/hora = 384,00 Ptas/h
Transporte	-	0,024 Rands/t = 3,00 Ptas/t.km

En el caso español se tendrían los siguientes costos, incrementando respecto a Sudáfrica los conceptos de mano de obra, energía y mantenimiento:

Mano de Obra	-	18,00 Ptas/t (coeficiente 2.5)
Energía Eléctrica	-	84,00 Ptas/t (coeficiente 2)
Cl ₂ Ca	-	35,00 Ptas/t (coeficiente 1)
Grava	-	2,40 Ptas/t (coeficiente 1)
Mantenimiento	-	<u>12,00 Ptas/t (coeficiente 2)</u>
Total	-	151,40 Ptas/t sinter

La inversión de 8 millones de Rand, es decir 960 millones de pesetas, como ya se indicó es para las dos plantas de limpieza de gases de ambas máquinas de sinterización, cuya producción anual conjunta de sinter es del orden de 1,5 millones de toneladas.

Suponiendo un incremento en la inversión del 20% y una amortización en 8 años (sin considerar intereses), se tendrá una amortización de:

$$\frac{960.000.000 \text{ Ptas} \times 1,20}{1.500.000 \text{ t sinter/año} \times 8 \text{ años}} = 96 \text{ Ptas/t sinter}$$

El costo total de la depuración de gases sería:

Amortización	-	96,00 Ptas/t sinter
Operación	-	151,40 Ptas/t sinter
Total	-	247,40 Ptas/t sinter

Es decir que extrapolando al caso español las cifras deducidas de la planta Vanderbijlpark, se obtiene un costo total de amortización y funcionamiento del orden de las 250 Ptas/t sinter.

7. CONCLUSIONES DE LA VISITA A VANDERBIJLPARK.

Las conclusiones establecidas por el grupo español de asistentes a la visita a la planta de desalcalinización de ISCOR en Vanderbijlpark fueron las siguientes:

- a) El proceso técnico es adecuado para conseguir una notable reducción del contenido de álcalis del mineral sinterizado a cargar en el horno alto, si bien subsisten una serie de problemas a resolver, fundamentalmente en los sistemas de depuración de los humos.
- b) La solución al problema de los álcalis es vital para la minería española, hasta el punto de que de no solucionarse a corto plazo, puede dar lugar al cierre de varias de las principales minas.

- c) Para la siderurgia integral la reducción del contenido de alcalinos de los minerales supone una notable mejora en la marcha de los hornos altos y un descenso en el consumo de coque.
- d) Es preciso potenciar y desarrollar la investigación sobre desalcalinización en máquina de sinterización que se está llevando a cabo en ENSIDESA, para lo que será necesario un apoyo importante de la Administración.
- e) En la Dirección General de Minas uno de los temas que se considera prioritario es el de la minería del hierro, por lo que se puede contar con su apoyo total para las pruebas de ENSIDESA y para el desarrollo futuro de los programas de actuación en base a los resultados de dichas pruebas.

T A B L A 1

EFFECTOS MAXIMOS PREVISTOS SOBRE EL CONTENIDO DE ALCALIS EN EL HORNO ALTO POR DESALCALINIZACION DEL SINTER

	40% Sinter		80% Sinter	
	Sinter normal	Sinter con Cl ₂ Ca	Sinter normal	Sinter con Cl ₂ Ca
% álcalis K ₂ O en el sinter	0,29	0,07	0,29	0,07
Contenido total de álcalis en el lecho de fusión, kg/t arrabio				
- Sinter	1,78	0,43	3,74	0,90
- Mineral calibrado	1,20	1,20	0,42	0,42
- Coque	1,25	1,23	1,19	1,15
Total en el lecho, kg/t	4,23	2,86	5,35	2,47

Fuente: Producing dealkalized sinter at Vanderbijlpark. IISI Conference, 1984 - 03 - 06.

T A B L A 2

CARACTERISTICAS DE LAS MAQUINAS DE SINTERIZACION DE ISCOR VANDERBIJLPARK.

PLANTA Nº	1	2
Fabricante	LURGI D-L	LURGI D-L
Fecha de instalación	Octubre 1964	Diciembre 1971
Producción, t/3fa	2.500	2750
Productividad, t/m ² /24 h		
- nominal	25,8	25,8
- real	28,7	28,7
Disponibilidad, %	87	87
Banca: Superficie, m ²	100	110
Ancho, m	2,5	2,5
Longitud bajo aspiración, m	40	44
Velocidad, m/min.	1,60	1,65
Altura de lecho (incluida sobreparrilla), mm	500	500
Altura de sobreparrilla, mm	50	50
Ventiladores principales		
Tipo	Radial, inclinación variable	Radial inclinación variable
Capacidad unitaria, Nm ³ /min.	5.400	5.400
Número	2	2
Depresión, mm cda	1.650	1.450
Presión atmosférica media, mm cda	640	640
Concentración polvo de gas limpio, mg/Nm ³	110	110
Mezcla sinterizable (mezcla mineral + fundentes = 100%)		
Mineral sinterizable, %	71,7	71,7
Caliza, %	10,2	10,2
Dolomia, %	15,2	15,2
Chatarra, %	2,9	2,9
Cal Calcinada, %	0	0
Total, %	100,0	100,0
Finos de retorno, %	45	45
Coque seco - %	6,4	6,4
- kg/t sinter	75	75
Mezclador:		
Diámetro, m	3,2	3,2
Longitud, m	8	8
Tiempo de retención, min.	2,5	2,5
Sistema de alimentación:		
Tipo	Rodillos alimentadores	Rodillos alimentadores
Toma de muestras	1 prueba 3 puntos	1 prueba 3 puntos
Campana de ignición:		
Tipo	4 Quemadores horizontales	4 Quemadores horizontales
Longitud, m	2,5	2,5
% de la banda que cubre	6,25	5,86
Tiempo de retención, min.	1,56	1,52
Altura de la bóveda sobre la superf. del lecho, m	1,6	1,6
Temperatura, ° C	1.180	1.180
Consumo energético, GJ/tsu	180	180
Depresión en la campana, mm cda	+ 3	+ 3
Depresión en las 1as. cajas de aspiración, mm cda	350	350
Cámara de retención de calor:		
Tipo	Prolongación de la campana de ignición	Prolongación de la campana de ignición
Longitud, m	2,5	2,5
Tiempo de retención, min.	1,56	1,56
Temperatura, ° C	900	900
Rompedor:		
Tipo	Muelas curvas fijas	Muelas curvas fijas
Tamaño máximo, mm	200	200
Distancia entre muelas, m	0,245	0,245
Distancia entre barras de parrilla, mm	220	220
Duración de barras de cribado	1 año	1 año
Cribado en caliente: Tipo	Sustituido en 1979 alimentadores en caliente	Sustituido en 1979 alimentadores en caliente

T A B L A 2
=====

PLANTA Nº	1	2
Enfriador:		
Tipo	Anular, soplado por el fondo	Anular, soplado por el fondo
Superficie, m ²	110	110
Carga específica, t/m ² /h	1,37	1,30
Tiempo de retención min	50	50
Altura del sinter, mm	1.000	1.000
Nº de soplantes	1	2
Presión en el fondo, mm cda	180	180
Volumen de aire de refrigeración, Nm ³ /min	8.840	9.200
Aire enfriamiento, Nm ³ /t sinter	4,154	4,035
Criba de sinter:		
1ª etapa	Placa perforada, 60 x 40 x 120 mm	
2ª etapa	Placa perforada 30 x 20 x 80 mm	
3ª etapa	Placa perforada 20 x 12,5 x 65 mm	
4ª etapa	Criba de alambre rectangular 6 x 45 mm	
Recribado	Criba de alambre rectangular 6 x 45 mm	
Rendimiento de cribado 4ª etapa%, recribado %	80 - 90	80 - 90
Bajo la tolva de cribados, %	50 - 60	30 - 60
% menores 5 mm en carga a horno alto	3	3
Tamaño medio de carga al horno alto mm	17	17
Funciones del control por ordenador	1 Peso de materias primas 2 Agua y adición de Cl ₂ Ca 3 Vibradores de tolvas 4 Velocidad de la banda 5 Impresión diaria de datos 6 Predicción de análisis químicos	
Características del sinter		
Fe %	55	55
FeO %	6,5	6,5
CaO/SiO ₂ %	1,92	1,92
MgO %	3,7	3,7
Al ₂ O ₃ %	2,0	2,0
Resistencia en frío	66 - 77	66 - 77
DBT	30 - 40	30 - 40
Reductibilidad	0,9	0,9
Análisis granulométrico de materias primas:		
Mineral sinterizable		
+ 8 mm %	1	1
+ 5 - 8 mm %	17	17
- 0,125 mm %	6	6
Coque		
+ 5 mm %	2	2
+ 3 - 5 mm %	8	8
- 0,125 mm %	15	15
Dolomia		
+ 3 mm %	18	18
- 0,125 mm %	10	10
Calica		
+ 3 mm %	10	10
- 0,125 mm %	20	20

Fuente: La citada en Tabla 1.

T A B L A 3

DATOS DE OPERACION DE LAS MAQUINAS DE SINTERIZACION DE ISCOR VANDERBIJLPARK (1)

CONCEPTO	MAQUINA Nº 1			MAQUINA Nº 2		
	1981	1982	1983	1981	1982	1983
Producción, t/mes	78.875	60.666	73.534	82.476	70.445	76.711
Productividad, t/m ² , 24 h	29,3	27,9	29,4	28,3	27,4	27,1
Utilización,%	88,8	72,3	84,4	87,3	77,4	85,8
Paradas por:						
Mantenimiento	3,6	19,0	3,7	3,3	11,8	3,8
Averías %	7,6	8,7	11,9	9,4	10,8	10,4
Consumo coque, kg/t sinter	88	90	80	89	91	77
Mineral sinterizable, kg/t sinter	875	862	849	865	862	833
Caliza, kg/t sinter	114	120	114	115	120	104
Dolomia, kg/t sinter	154	157	161	153	157	153
FeO, %	8,91	8,22	7,37	8,61	8,46	6,93
CaO/SiO ₂	1,76	1,84	1,88	1,76	1,85	1,84
K ₂ O %	0,18	0,14	0,12	0,18	0,13	0,12
Desalcalinización, % sobre contenido en 1981		- 22,2	- 33,3		- 27,8	- 33,3

Fuente: La citada en Tabla 1

(1) Valores medios de 12 meses para cada año.

T A B L A 4

ALTERNATIVAS DE DEPURACION DE HUMOS CONTEMPLADAS POR ISCOR

ALTERNATIVA	PERDIDA DE CARGA	RENDIMIENTO	VENTAJAS	INCONVENIENTES	OBSERVACIONES
1 Precipitador Electrostático seco	< 20 mm H ₂ O	46 %	Tecnología conocida, bajos costos de operación.	Rendimiento de limpieza inaceptable.	Descartada
2 Venturi Húmedo	1.400 mm H ₂ O	95 %	Tecnología conocida, alto rendimiento de limpieza	Problemas de tratamiento de agua, costos de energía inacept.	Descartada
3 Precipitador Electrostático húmedo	< 20 mm H ₂ O	95 %	Tecnología conocida	Problemas de tratamiento de agua, problemas de corrosión	Aceptado Alternativa 1
4 Filtro de grava estático	200 - 300 mm H ₂ O	84 %	Separación en seco	Discontinuo, muchas unidades mecánicas pequeñas, rendimiento de limpieza bajo	Descartada
5 Electroscrubber con lecho de grava	160 mm H ₂ O	95 %	Autolimpieza continua, rendimiento de limpieza aceptable	Proceso desconocido sin experiencia con polvo de KCL	Aceptado Alternativa 2

Fuente: La citada en Tabla 1

T A B L A 5

CARACTERISTICAS DE LOS ELECTROSCRUBBERS

	DATOS DE DISEÑO	DATOS REALES
Caudal total de gas en los 8 módulos, m ³ /h	1.470.000	1.300.000
Caudal de gas por módulo, m ³ /h	183.750	162.500
Temperatura de los gases, ° C	150	145
Concentración de polvo a la entrada, mg/Nm ³	1.500	650
Concentración de polvo a la salida, mg/Nm ³	110	95
Rendimiento de filtración, %	92,67	85,38
Granulometría del polvo, %		
0 - 1 micras	72,7	72,7
1 - 2 "	13,2	13,2
2 - 5 "	14,1	14,1
Caida de presión, mm cda	160	200
Granulometría de la grava, mm	3 x 6	5 x 7
Campo electrostático:		
- Tensión máxima, KV CC	100	60
- Intensidad máxima, mA	125	15
Aire de elevación por módulo, kg/min	23,6	34,5
Aire de contracorriente por módulo, kg/min	8,2	9,1
Aire de purga por módulo, kg/min	2,7	8,5
Reducción de K ₂ O en el sinter, %	0,29 - 0,07	0,22 - 0,14
Disponibilidad, %	95	95

Fuente: La citada en Tabla 1

T A B L A 6

=====

EFFECTOS REALES OBTENIDOS SOBRE EL CONTENIDO DE ALCALIS EN EL HORNO ALTO POR DESALCALINIZACION DEL SINTER

=====

	40 % Sinter		80% Sinter	
	Sinter Normal	Sinter con Cl_2Ca	Sinter normal	Sinter con Cl_2Ca
% alcalis (K_2O) en el sinter	0,22	0,14	0,22	0,14
Contenido total de alcalis en el lecho de fusión, kg/t arrabio				
- Sinter	1,35	0,86	2,84	1,80
- Mineral calibrado	1,20	1,20	0,42	0,42
- Coque	1,25	1,23	1,18	1,16
Total en el lecho, kg/t arrabio	<u>3,80</u>	<u>3,29</u>	<u>4,44</u>	<u>3,38</u>

Fuente: La citada en Tabla 1

FIGURA 1 - DISPOSICION GENERAL DE LA PLANTA DE LIMPIEZA DE GASES DE VANDERBIJLPARK

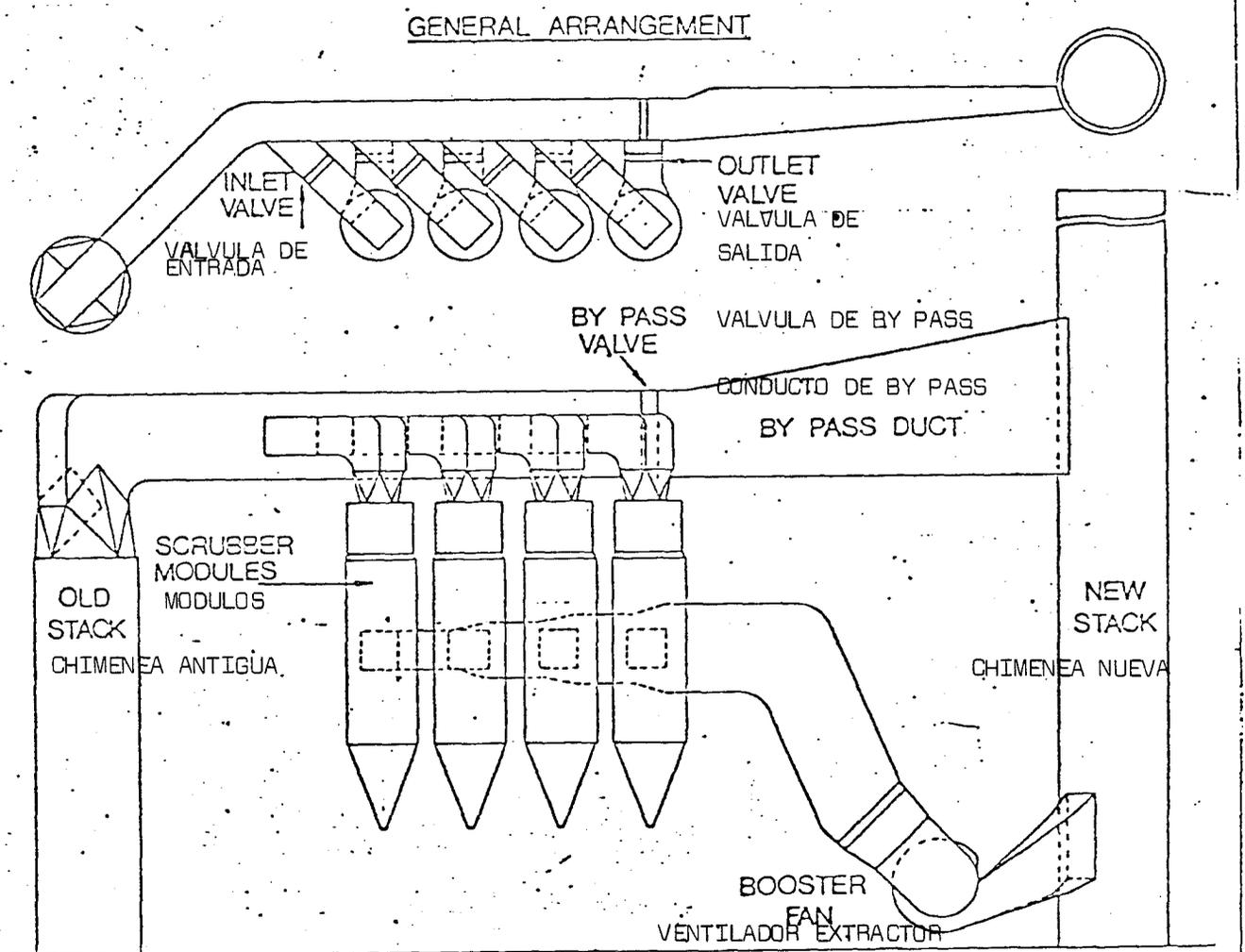
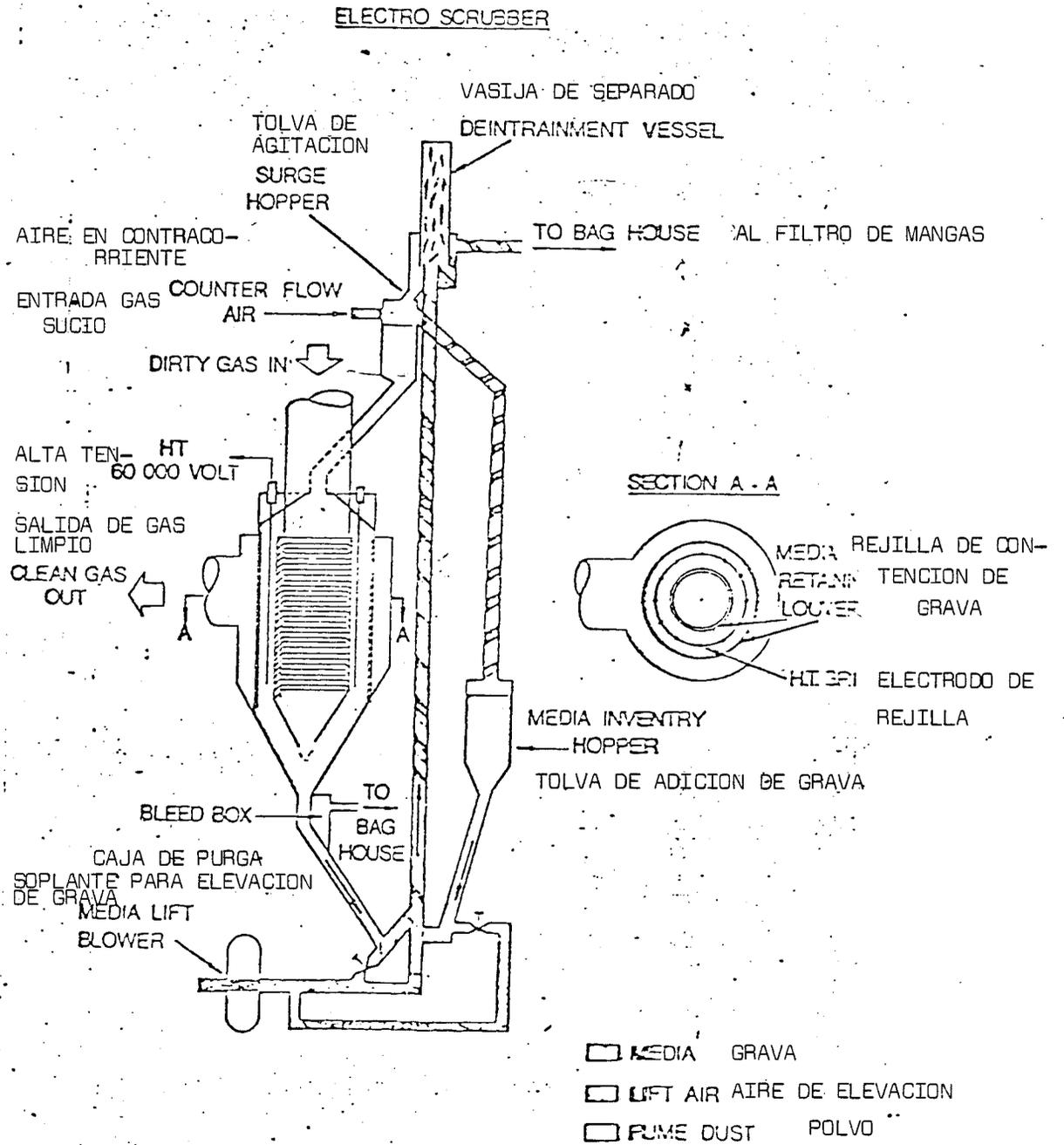


FIGURA 2 - PRINCIPIO DE OPERACION DEL ELECTROSCRUBBER

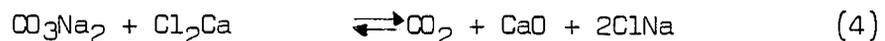
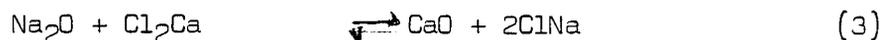
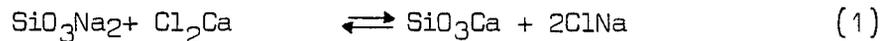


F.- ENSAYOS DE LABORATORIO, EN PLANTA EXPERIMENTAL Y PRUEBAS
INDUSTRIALES REALIZADAS POR ENSIDESA EN LAS MAQUINAS DE
SINTERIZACION DE AVILES Y VERIÑA

1. TERMODINAMICA DE LA DESALCALINIZACION. (*)

Se basa en la posibilidad de que el cloruro cálcico añadido a la mezcla sinterizable reaccione en la banda de sinterización con los silicatos, óxidos y carbonatos alcalinos de los minerales y cenizas de coque, produciéndose los correspondientes cloruros de Na y K que serían eliminados por arrastre de sus vapores con la corriente de gases aspirados a través de la banda.

Las reacciones posibles son las siguientes:



En el caso del potasio se obtendrían reacciones análogas a estas.

Dado que en los minerales la mayoría de los álcalis se presentan en forma de silicatos, las reacciones (1) y (2) son las más importantes, que por otra parte son exotérmicas, por lo que se obtendrá un cierto ahorro de coque.

El SiO_3K_2 tiene un punto de fusión de 976°C y el SiO_3Na_2 de 1.088°C , por lo que a las temperaturas normales que se dan en el frente de llama durante el proceso de sinterización los silicatos alcalinos se encuentran en fase líquida.

La eliminación de los cloruros formados que se produce por vaporización, se verá muy favorecida en el proceso de sinterización por la depre-sión de la aspiración y la gran renovación de aire que arrastrará dichos cloruros.

(*) La información de base para preparar este Capítulo se ha tomado:

- a) R. Rcbreiro, M. Sirgado y E. Ferrón. Reducción del contenido de álca lis en los minerales. Rev. Metal. CENIM. Vol. 13 (1977), Nº 5, p. 261-269.
- b) R. Robredo, M. Sirgado, E. Ferrón y W. Gerlach. Reducción de elementos alcalinos en los minerales por medio de adiciones de cloruro cálcico durante la sinterización. Presentado al 3er. Congreso Internacional del Hierro y el Acero. Chicago, 16 - 20 Abril, 1978.

2. MATERIAS PRIMAS UTILIZADAS.

En los diferentes ensayos de laboratorio, en planta experimental y en máquinas industriales, realizados en 1976, se utilizaron mezclas y minerales individuales, así como caliza y coque con la composición que se recoge en la tabla 1.

El cloruro cálcico para las adiciones fue el empleado en horno al to, con el siguiente análisis:

Cl_2Ca	—	69,65%
H_2O	—	29,00%
Na_2C	—	0,77%
K_2O	—	0,50%

3. ENSAYOS DE LABORATORIO.

Primeramente se llevaron a cabo ensayos en laboratorio consistentes en calentar en crisol abierto 100 g de diferentes minerales españoles altos en álcalis, con y sin adiciones de cloruro. Se estudiaron también los efectos de la adición de coque, caliza y dolomia. Las temperaturas de calcinación fueron de 1.200 y 1.300° C. En la tabla 2 se muestran los resultados obtenidos, los cuales ponen de manifiesto la mayor aptitud a la desalcalinización del mineral de Andaluza, seguida de Andévalo, Metalquímica y Menara por este orden. Asimismo también se observa la tendencia de que las adiciones de caliza, dolomia y coque favorecen la desalcalinización.

4. ENSAYOS EN PLANTA PILOTO.

4.1 Condiciones Operativas.

El estudio práctico de desalcalinización en sinterización por adiciones de cloruro cálcico se realizó en la planta piloto con paila de 40 x 40 cm que el CENIM tiene destacada en ENSIDESA.

Las condiciones operativas fueron las siguientes:

Altura neta de carga: 30 cm. Altura de sobreparrilla: 3 cm.
 Depresión constante: 900 mm cda. Mezclado: 2 minutos en seco y
 5 minutos con adición de agua. Nodulizado: 2 minutos. Encendido:
 12.500 kcal/min. m² durante 75 segundos. Caidas en Caliente:
 una desde 1 m y otra desde 2 m, separandose para retorno lo menor de
 8 mm. Caidas en frio: dos desde 2m, retornando lo menor de 6,3 mm.
 Agua: la necesaria para conseguir la humedad óptima. Caliza: la
 necesaria para obtener una basicidad parcial de 1,45. Coque: el ne
 cesario para alcanzar el equilibrio. Retorno: 40% sobre mineral más
 retorno.

4.2 Influencia del porcentaje de Cl₂Ca.

Las mezclas minerales ensayadas fueron dos, una constituida por un
 65% de mezcla industrial A y un 35% de mineral A, y la otra formada por
 un 80% de mezcla industrial A y el 20% de mineral B. También se estu -
 dió la desalcalinización de la mezcla industrial A sólo.

El Cl₂Ca en porcentajes referidos a mineral del 0,28; 0,55; 0,78;
 1,00 y 1,25 para el primer caso y sólo el 0,78 en los otros dos, se incor
 poró disuelto en el agua de nodulización, ya que adicionado en polvo duran
 te el mezclado no dió resultado.

En la tabla 3 se recogen los resultados obtenidos en los diferentes
 ensayos, representando cada valor la media de dos ensayos equilibrados.
 Asimismo se indican los resultados de los ensayos de referencia sin adicio
 nes de cloruro cálcico.

Las correlaciones encontradas entre el % de desalcalinización sobre
 el sinter sin adición de cloruro y el porcentaje de Cl₂Ca añadido sobre
 mezcla lineal son curvas potenciales y obedecen a las ecuaciones siguientes:

65% mezcla industrial y 35% de mineral A:

% desalcalinización

$$\text{Sobre sinter sin Cl}_2\text{Ca} = 71,445 (\% \text{Cl}_2\text{Ca sobre mineral})^{0,602} \quad (R^2 = 0,847)$$

Considerando la totalidad de ensayos con los tres tipos de mezclas:

% desalcalinización

$$\text{Sobre sinter sin Cl}_2\text{Ca} = 73,576 (\% \text{ Cl}_2\text{Ca sobre mineral})^{0,612}$$

$$(R^2 = 0,830)$$

Es decir que son muy semejantes y demuestran que al aumentar la adición de cloruro se incrementa el porcentaje de desalcalinización. El porcentaje óptimo de Cl_2Ca se considera en el entorno del 0,7 % referido al mineral.

De la tabla 3 se deduce también que al aumentar la proporción de Cl_2Ca , se obtiene una disminución del tiempo de sinterización, un aumento de la productividad y un descenso del consumo de coque.

Respecto a la calidad del sinterizado medida por la resistencia mecánica en frío (Tumbler + 6,3 mm), degradación a baja temperatura y reducibilidad, no existen variaciones significativas respecto a los ensayos de referencia sin adiciones de cloruro.

4.3 Influencia de la Depresión.

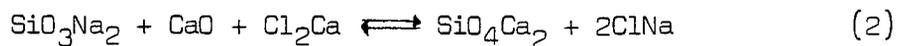
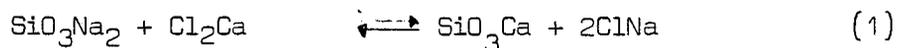
Las máquinas de sinterización de ENSIDESA trabajan con depresiones variables entre 700 y 1.500 mm de columna de agua. Con objeto de ver si la depresión tenía alguna influencia sobre el grado de desalcalinización, se ensayó la mezcla constituida por un 65% de mezcla B, un 25% de mineral A y un 10% de mineral B, con un 0,8 % de adición de Cl_2Ca referido al mineral. Las depresiones analizadas fueron de 500, 700, 900 y 1.100 mm cda, no pudiendo ensayarse depresiones más altas por un defecto en el aspirador.

La tabla 4 recoge los resultados obtenidos, representando cada cifra la media de dos ensayos equilibrados. El grado de desalcalinización se ha calculado con respecto al ensayo de referencia sin adición de Cl_2Ca , que figura en la primera línea de la tabla.

Se puede decir que la depresión prácticamente no influye en el grado de desalcalinización. Sin embargo, como ya se sabía, al aumentar la depresión disminuye el tiempo de sinterización, aumenta la productividad, el consumo de coque se incrementa muy ligeramente y la resistencia mecánica disminuye apreciablemente.

4.4 Influencia de la Basicidad.

De las dos reacciones de desalcalinización de silicatos con Cl_2Ca :



La reacción (2) tiene una energía libre más negativa que la (1), por lo que la basicidad que expresa la mayor o menor presencia de CaO en la mezcla sinterizable ha de influir en la separación de alcalinos.

Con la misma mezcla utilizada en los ensayos de diferentes depresiones y también con una adición de Cl_2Ca del 0,8%, se probaron mezclas sinterizables con índices de basicidad dados por $\% \text{CaO} / \% \text{SiO}_2$ de 0,95; 1,25; 1,50 y 1,75, con los resultados dados en la tabla 4.

Se observa que un incremento de la basicidad favorece la desalcalinización, habiéndose encontrado la siguiente correlación que sigue una curva potencial:

% desalcalinización sobre

$$\text{Sinter sin adición de } \text{Cl}_2\text{Ca} = 56,568 (\text{Indice de Basicidad})^{0,419}$$

$$(R^2 = 0,818)$$

Con basicidades superiores a 1,5, se estabilizan las desalcalinizaciones en torno al 70 - 75%. En efecto, eliminando de la correlación anterior los datos obtenidos con índice de basicidad de 1,75, se obtiene ahora una correlación lineal con muy alto coeficiente de correlación ($R^2 = 0,992$), que sigue la ecuación:

% desalcalinización sobre

$$\text{Sinter sin adición de } \text{Cl}_2\text{Ca} = 24,335 + 31,242 (\text{Indice de Basicidad})$$

4.5 Influencias del Contenido en Alcalis de la Mezcla Sinterizable.

La influencia del contenido en álcalis de la mezcla sinterizable se estudió preparando mezclas con el mineral C y la mezcla C en distintos porcentajes, manteniendo constante la adición de Cl_2Ca en un 0,8 % referido a mineral y la basicidad en un índice CaO/SiO_2 de 1,45.

La tabla 5 muestra los resultados obtenidos, indicándose los contenidos de álcalis en el sinter en dos columnas separadas, con y sin adición de cloruro. Los porcentajes de desalcalinización se han obtenido refiriendo esta última columna a la primera.

Siendo:

x = % de álcalis en el sinter sin adición de cloruro

y = % de desalcalinización en el sinter con 0,8% Cl_2Ca .

Se obtiene una correlación lineal, con coeficiente de correlación $R^2 = 0,858$, dada por la ecuación.

$$y = 94,43 - 116,02 x$$

que indica que cuando el contenido de álcalis en el sinter aumenta, disminuye el porcentaje de desalcalinización. Sin embargo si se refieren los datos a la desalcalinización absoluta (diferencia en el contenido de álcalis del sinter obtenido con y sin adiciones de cloruro), los resultados obtenidos son contrarios a los anteriores. Siendo ahora:

$x = \%$ de álcalis en el sinter sin adición de cloruro.

$y =$ Desalcalinización absoluta.

La correlación obtenida sigue una curva potencial con coeficiente de correlación $R^2 = 0,913$, dada por la ecuación:

$$y = 0,392 x^{0,614}$$

es decir, que al aumentar el contenido de álcalis, manteniéndose constante el porcentaje de adición de Cl_2Ca , se incrementa la desalcalinización absoluta.

5. ENSAYOS INDUSTRIALES.

5.1 Condiciones Operatorias.

El cloruro cálcico se adicionó en solución acuosa, para lo cual se preparó a nivel del suelo en tanques auxiliares desde donde se bombeaba la solución al punto de adición. La concentración de esta solución se controló mediante densímetro, calculándose en cada caso de acuerdo con el porcentaje de Cl_2Ca a añadir. La humedad óptima de la mezcla se completó cuando era necesario con agua limpia.

5.2 Resultados Obtenidos en las Máquinas 1 y 2 de Avilés.

Estas dos máquinas se pusieron en marcha en 1957 y se pararon definitivamente en Julio de 1980. Se trata de dos instalaciones gemelas con una superficie útil de aspiración cada una de 67 m^2 . La mezcla a sinterizar pasa por un tambor mezclador y se incorpora a la máquina por medio de un "tubo oscilante".

La solución de cloruro se añadió en el propio tambor mezclador-nodulizador en porcentajes de 0,2; 0,3 y 0,4 de Cl_2Ca referidos a mineral. Se ensayaron las mezclas A, B y C cuyo análisis se recoge en la tabla 1.

Los resultados se recogen en la tabla 6, habiéndose confirmado las tendencias establecidas en los ensayos en planta piloto:

- a) Al aumentar el porcentaje de adición de Cl_2Ca , se incrementa el porcentaje de desalcalinización. Siendo:

$y = \% \text{ desalcalinización sobre sinter sin adición de } \text{Cl}_2\text{Ca}.$

$x = \% \text{ Cl}_2\text{Ca sobre mineral}.$

Considerando los valores medios obtenidos con las tres mezclas, se obtienen una correlación que sigue la curva potencial siguiente:

$$y = 70,84 x^{0,546} \quad (R^2 = 0,487)$$

- b) Al aumentar el contenido en álcalis de la mezcla sinterizable, se incrementa la desalcalinización absoluta.

Esta correlación no ha podido analizarse en detalle por haberse ensayado tres mezclas diferentes, con porcentajes de adición de Cl_2Ca también distintos.

- c) Salida del sinterizado. Se mantiene la tendencia de la mejora de productividad del sinter obtenido con adiciones de Cl_2Ca , si bien ahora no existe una correlación clara con el porcentaje de adición de cloruro, por influir el tipo de mezclas ensayadas.

5.3 Resultados Obtenidos con la Máquina 1 de Veriña.

Esta máquina se puso en marcha en 1971, teniendo una superficie útil de aspiración de 71,4 m². La mezcla a sinterizar pasa por un tambor mezclador primario y un tambor nodulizador secundario, siendo incorporada a la máquina por un alimentador vibratorio.

La solución de cloruro se añadió a la entrada del tambor nodulizador en forma de ducha en la cinta de alimentación. Se ensayó únicamente un 0,4 % de cloruro cálcico con la mezcla mineral D, con los resultados que se recogen en la tabla 7, muy similares en cuanto a porcentaje de desalcalinización a los obtenidos en las máquinas 1 y 2 de Avilés con la mezcla C.

5.4 Emisión de cloruros alcalinos.

Los cloruros alcalinos formados durante la sinterización, junto con el cloruro cálcico que no reaccionó, se evacúan con los humos. En efecto, cuando se añade el cloruro cálcico se observa un aumento en el caudal de gases de aspiración y un incremento en la concentración de álcalis en los polvos recogidos en los sistemas de depuración con respecto a la marcha normal sin adiciones de cloruro. En las máquinas 1 y 2 de Avilés se determinó un caudal de 143.000 Nm³/h cuando se adicionaba Cl₂Ca.

Con adiciones de cloruro, el gas depurado contenía 1,02 g de polvo por Nm³ de gas. Correspondiente a 217,26 kg/h. En la tabla 8 se recoge el análisis de una muestra de polvo tomada en la chimenea de las máquinas 1 y 2 de Avilés.

La simple observación de los humos de la chimenea permite saber si se está produciendo la desalcalinización, ya que la tonalidad parda de los humos en la operación normal, cambia a blanquecina al añadir el cloruro cálcico, aumentando el volumen de humos como ya se ha citado.

Se midió la concentración de alcalinos volatilizados en mg/Nm³ en los gases extraídos por cada caja de aspiración individual, encontrándose que se alcanzaban las concentraciones más altas entre las cajas números 4 y 16. Esta distribución permite la posibilidad de realizar una captación selectiva, tal que los gases captados entre las cajas 4 y 16 se filtrarían en un sistema de depuración preparado para recoger álcalis, mientras que los procedentes de las restantes cajas pasarían al sistema normal.

6. COMPORTAMIENTO DE LOS MINERALES ESPAÑOLES FRENTE A LA DESALCALINIZACIÓN.

6.1 Introducción.

Con independencia de los ensayos con crisol, realizados con diferentes minerales españoles, tostados uno a uno, que como ya se indicó en el Apartado 3 anterior pusieron de manifiesto una mejor aptitud a la desalcalinización del mineral de Andaluza, seguido del de Andévalo, Metalquímica y Menera por este orden, los tres primeros se ensayaron en paila solos ó junto con mezclas industriales, cuyos resultados permiten extraer determinadas conclusiones respecto a su comportamiento frente a la desalcalinización por adición de cloruro cálcico durante su sinterización. No ha sido posible analizar el comportamiento de Menera por no haber ensayos de este mineral en paila.

6.2 Mineral de Andaluzá

Este mineral indentificado como "Mineral A" en los diferentes ensayos realizados por ENSIDESA, se ensayó junto con una mezcla industrial, denominada "Mezcla A" cuyo análisis se recoge en la tabla 1.

Los resultados de desalcalinización en paila de la mezcla: 65% mezcla A + 35 % Andaluzá, se han tomado de la tabla 3, reuniéndose en la tabla 9 los contenidos en alcalinos y porcentajes de desalcalinización respecto al sinter sin adición de cloruro, en función del porcentaje de Cl_2Ca añadido. A efectos comparativos se recogen también los resultados de desalcalinización obtenidos en la mezcla A sólo.

Se observa que siempre son considerablemente mayores los porcentajes de eliminación de potasio que los de sodio, aumentando el porcentaje total de desalcalinización a medida que lo hace el porcentaje de adición de cloruro. A partir de un 0,78 % Cl_2Ca , la desalcalinización prácticamente se estabiliza en torno al 70 %.

Para un 0,78 % de Cl_2Ca , prácticamente se obtiene el mismo porcentaje de desalcalinización con la mezcla A sólo que con adición de Andaluzá (71,4 frente al 70%).

6.3 Mineral de Andévalo.

También fue ensayado en paila junto con la mezcla industrial A, procediendo los resultados recogidos en la tabla 10 como en el caso anterior de la tabla 3, en la que Andévalo se identifica como mineral B.

El 20 % de Andévalo da lugar a un sinter sin adición de cloruro que tiene menor contenido en álcalis que en el caso de 100% mezcla A, hecho que se considera debido al menor consumo de coque (71,7 kg/t frente a 80,1 kg/t sinter para 100 mezcla A).

Con un porcentaje de cloruro del 0,78 %, se obtiene menor desalcalinización con 20 % de Andévalo (63,6 % frente a 71,4 % con 100 % mezcla A).

Como en el punto anterior, es apreciablemente menor el porcentaje de eliminación de sodio que el de potasio.

6.4 Mineral Púrpura.

El mineral Púrpura de Metalquímica del Nervión identificado como mineral C por ENSIDESA se ensayó en paila sólo y en diferentes proporciones con la mezcla industrial A. Los resultados obtenidos se han recogido de la tabla 5, presentándose en la tabla 11.

Se observa que a medida que se incrementa la participación del mineral Púrpura, operando siempre con 0,8 % de Cl_2Ca sobre mezcla mineral, va disminuyendo el porcentaje de desalcalinización, debido sobre todo a la escasa eliminación de sodio de este mineral.

En comparación con la mezcla industrial C al 100 % una adición de hasta 33 % de mineral Púrpura se comporta en desalcalinización muy similarmente a aquella.

7. CONCLUSIONES

En base a los resultados obtenidos en laboratorio, planta piloto y en máquinas industriales, se deducen las siguientes conclusiones generales:

- Con adiciones de Cl_2Ca se han alcanzado desalcalinizaciones efectivas que incluso has superado el 70%.
- Es más importante la eliminación de potasio que la de sodio.
- De los cuatro minerales españoles ensayados, el que presenta mayor aptitud a la desalcalinización es el de Andaluza, seguido de Andévalo, Púrpura y Menera, por este orden.
- En los ensayos con Andévalo se ha comprobado que se elimina menos so dio que potasio, lo que explica la peor desalcalinización de Andévalo y Púrpura frente a Andaluza, ya que los primeros tienen mucho más Na_2O que el mineral de Andaluza.

- La desalcalinización contribuye a eliminar parte del Pb, Cu y Zn de los minerales, factor éste de gran importancia en el caso del mineral púrpura.
- Simultáneamente a la desalcalinización se consigue un incremento en la productividad de la banda y un descenso en el consumo de coque.
- Las características físicas y químicas del sinter no se ven afectadas por las adiciones de cloruro cálcico. La degradación a baja temperatura aumenta en determinados casos.
- La depresión no influye en la desalcalinización.
- Los cloruros de sodio y potasio formados en el proceso de desalcalinización se eliminan completamente con los humos.
- La presencia en los humos de estos cloruros de sodio y potasio obligan a pensar en la conveniencia de prever una instalación de depuración complementaria.

T A B L A 2

RESULTADO DE LOS ENSAYOS DE LABORATORIO

Mineral	Cl ₂ Ca sobre mineral %	Mineral %	Coque sobre Mineral %	Caliza y Dolomia sobre Mineral %	Muestra Calcinada				Temperatura de Calcificación %
					Na ₂ O (%)	K ₂ O (%)	Na ₂ O + K ₂ O (%)	% Eliminación álcalis	
A (ANDALUZA)	0	100	0,0	0,0	0,048	0,480	0,528	—	1.300
	1,0	100	0,0	0,0	0,027	0,036	0,063	88,1	
	1,0	100	6,0	0,0	0,021	0,060	0,081	84,7	
	1,0	100	6,0	11,0	0,027	0,090	0,123	76,7	
B (ANDEVALO)	0	100	0,0	0,0	0,199	0,075	0,274	—	1.200
	1,0	100	0,0	0,0	0,123	0,060	0,205	25,2	
	0,6	100	0,0	0,0	0,138	0,067	0,205	25,2	
	0,6	100	6,0	0,0	0,112	0,045	0,157	42,7	
	0,6	100	6,0	11,0	0,074	0,015	0,089	67,5	
C (PURPURA)	0	100	0,0	0,0	0,103	0,113	0,216	—	1.200
	1,0	100	0,0	0,0	0,090	0,083	0,173	19,9	
	0,6	100	0,0	0,0	0,098	0,097	0,195	9,7	
	0,6	100	6,0	0,0	0,034	0,069	0,153	29,2	
	0,6	100	6,0	11,0	0,065	0,055	0,120	44,4	
D (MENERA)	0	100	0,0	0,0	0,019	0,414	0,433	—	1.200
	1,0	100	0,0	0,0	0,024	0,380	0,404	6,7	
	0,6	100	0,0	0,0	0,019	0,414	0,433	0,0	
	0,6	100	6,0	0,0	0,014	0,336	0,350	19,2	
	0,6	100	6,0	11,0	0,019	0,235	0,254	41,3	

E-14

T A B L A 3

RESULTADOS DE LOS ENSAYOS EN PLANTA PILOTO

Mezcla Mineral	Cl ₂ Ca sobre mineral (%)	Na ₂ O (%)	K ₂ O (%)	Na ₂ O + K ₂ O (%)	Eliminación de álcalis sobre sínter normal (%)	Tiempo (min.)	Productividad (t/m ² . 24 h)	Coque (%)	Consumo de coque Kg/t.s.u.	FeO (%)	Tumbler +6,3mm (%)	D.B.T. +6,3mm (%)	($\frac{dR}{dt}$) ₄₀
65% mezcla A + 35% mineral A	0	0,043	0,194	0,237	—	14,2	31,6	4,6	89,8	13,13	58,9	64,3	0,81
	0,28	0,043	0,126	0,169	28,7	13,6	33,2	4,3	77,4	10,18	59,9	42,3	0,78
	0,55	0,031	0,066	0,097	59,1	13,4	34,1	4,3	76,9	11,02	60,7	46,3	0,84
	0,78	0,025	0,046	0,071	70,0	13,4	34,0	4,3	76,7	12,00	61,5	71,7	0,88
	1,00	0,025	0,040	0,065	72,6	13,0	35,2	4,3	75,9	11,50	59,3	69,3	—
1,35	0,024	0,042	0,066	72,2	13,2	35,6	4,3	77,5	—	58,4	45,3	0,77	
80% mez.A + 20% min.B	0	0,047	0,118	0,165	—	17,0	27,3	4,0	71,7	10,10	63,9	61,2	0,73
	0,78	0,030	0,030	0,060	63,6	16,3	29,7	3,8	66,6	9,62	62,8	61,2	0,75
100% mez.A	0	0,047	0,135	0,182	—	15,2	31,7	4,5	80,1	12,05	59,8	66,4	0,93
	0,78	0,023	0,029	0,052	71,4	15,2	31,9	4,0	70,3	12,10	61,1	69,7	0,65

E-15

T A B L A 4

INFLUENCIA DE LA BASICIDAD Y LA DEPRESION SOBRE LA DESALCALINIZACION EN PLANTA PILOTO

Cl ₂ Ca (%) sobre mi- neral	Depre - sion mm cda	$\frac{CaO}{SiO_2}$	Na ₂ O (%)	K ₂ O (%)	Na ₂ O + K ₂ O (%)	Elimina - cion so - bre sin - ter nor - mal (%)	Tiempo (min)	Producti - vidad (t/m ² .24h)	Coque (%)	Consumo de coque kg/t.s.u	FeO(%)	Tumbler +6,3mm (%)	D.B.T. + 6,3 mm (%)
0	900	1,5	0,062	0,201	0,263	—	13,7	34,0	4,4	75,7	10,00	58,4	34,4
0,8	500	1,5	0,037	0,045	0,082	68,8	16,6	28,2	4,1	72,2	9,99	62,4	65,1
	700		0,032	0,049	0,081	69,2	13,9	34,0	4,3	74,0	9,12	59,8	67,3
	900		0,032	0,045	0,077	70,7	13,0	36,0	4,3	74,2	9,92	59,3	58,7
	1.100		0,039	0,046	0,085	67,7	12,4	37,3	4,3	74,3	9,38	58,6	60,3
0,8	900	0,95	0,048	0,074	0,122	53,6	13,0	35,8	4,3	77,6	13,40	61,9	71,9
		1,25	0,037	0,057	0,094	64,3	13,8	34,4	4,3	75,4	11,44	62,3	69,6
		1,50	0,032	0,045	0,077	70,7	13,0	36,0	4,3	74,2	9,92	59,3	58,7
		1,75	0,033	0,052	0,085	67,7	13,9	34,0	4,3	74,3	9,72	60,5	66,6

E-16

T A B L A 5

INFLUENCIA DEL CONTENIDO DE ALCALINOS DE LA MEZCLA SINTERIZABLE.

(Indice de basicidad: 1,45; % Cl₂Ca: 0,8, sobre mezcla mineral)

Mezcla Sinterizable		Alcalis en el Sinter, %						% Desalcali nización	Desalcali nización Absoluta
		Sin Adición de Cl ₂ Ca			Con Adición de Cl ₂ Ca				
% Mezcla C	% Mineral C	Na ₂ O	K ₂ O	Na ₂ O + K ₂ O	Na ₂ O	K ₂ O	Na ₂ O + K ₂ O		
100	0	0,051	0,126	0,177	0,020	0,024	0,044	75,1	0,133
67	33	0,050	0,162	0,212	0,021	0,040	0,061	71,2	0,151
34	66	0,047	0,203	0,250	0,027	0,046	0,073	70,8	0,177
0	100	0,045	0,247	0,292	0,041	0,074	0,115	60,6	0,177

E-17

T A B L A 6
=====

RESULTADOS DE DESALCALINIZACION OBTENIDOS EN LAS MAQUINAS 1 y 2 DE AVILES

Mezcla	Cl ₂ Ca añadido (s.min)(%)	Día de la Prueba	Alcalis en el Sinterizado				Características del Sinter				
			Na ₂ O (%)	K ₂ O (%)	Na ₂ O + K ₂ O (%)	Eliminación de Al ₂ O ₃ calis (%)	Productividad (t/m ² .24h)	Fe (%)	Tumbler + 6,3 mm (%)	D.B.T. + 6,3 mm (%)	($\frac{dR}{dt}$) ₄₀ (% por min.)
A	0	0	0,069	0,129	0,198	—	23,06	8,22	58,6	29,7	0,84
	0,20	1 ^º	0,060	0,083	0,143	27,78	24,30	8,27	64,2	25,5	0,91
		2 ^º	0,052	0,089	0,141	28,79	24,25	8,58	61,9	38,8	0,91
		3 ^º	0,050	0,078	0,128	35,35	25,00	8,62	57,8	—	0,80
B	0	0	0,059	0,140	0,199	—	23,45	6,84	62,3	32,1	0,91
	0,30	1 ^º	0,046	0,086	0,132	33,67	23,47	7,52	62,4	34,9	0,80
		2 ^º	0,053	0,085	0,138	30,65	24,27	8,07	60,9	34,2	1,50
		3 ^º	0,046	0,078	0,124	37,69	23,90	6,53	60,2	27,0	1,16
		4 ^º	0,050	0,086	0,136	31,66	24,10	6,63	64,7	33,3	1,05
C	0	0	0,069	0,152	0,221	—	21,92	8,50	57,7	33,6	0,88
	0,40	1 ^º	0,049	0,069	0,118	46,15	22,80	8,90	60,0	32,3	0,99
		2 ^º	0,046	0,067	0,113	48,87	23,75	8,05	58,8	24,8	1,02
		3 ^º	0,050	0,080	0,130	41,18	23,80	8,22	59,4	35,4	0,93

F-18

T A B L A 7

RESULTADOS DE DESALCALINIZACION OBTENIDOS EN LA MAQUINA 1 DE VERIÑA

Mezcla	Cl ₂ Ca añadido (s. min) (%)	Horas del Ensayo	ALCALIS EN EL SINTER				CARACTERISTICAS DEL SINTER		
			Na ₂ O (%)	K ₂ O (%)	Na ₂ O + K ₂ O (%)	Eliminación de álcalis (%)	Fe (%)	Tumbler +6,3 mm (%)	D.B.T. +6,3 mm (%)
D	0	0	0,080	0,170	0,250	—	9,91	65,0	40,9
	0,40	1ª	0,080	0,060	0,140	44,0	9,52	63,7	57,2
		5ª	0,080	0,060	0,140	44,0	9,52	62,8	51,6

T A B L A 8

ANALISIS DEL POLVO DE CHIMENEA DURANTE ENSAYOS DE DESALCALINIZACION EN LAS MAQUINAS 1 Y 2 DE AVILES.

Sustancia	%	Fracción
Carbono	2,19	Insoluble : 25,26 %
Oxido de Titanio	0,023	
Silice	2,06	
Oxido Ferroso	18,02	
Alúmina	2,63	
Oxido de Manganeso	0,30	
Oxido Fosforoso	0,016	
Oxido Arsenioso	0,023	
Cloruros, Cl ⁻	35,45	Soluble : 75,42 %
Sulfato, SO ₄ ⁼	1,23	
Potasio	25,18	
Sodio	4,60	
Calcio	1,96	
Magnesio	0,20	
Plomo	5,70	
Cobre	0,30	
Zinc	0,80	

T A B L A 9

RESULTADOS DE DESALCALINIZACION EN PAILA CON MINERAL DE ANDALUZA

Mezcla Mineral	% Cl_2Ca sobre Mezcla Mineral	Contenido en Alcalinos			Desalcalinización en %		
		% Na_2O	% K_2O	% ($Na_2O + K_2O$)	Na_2O	K_2O	$Na_2O + K_2O$
100% Mezcla A	0	0,047	0,135	0,182	—	—	—
	0,78	0,023	0,029	0,052	46,5	78,5	71,4
69% Mezcla A + 39% Mineral An daluza	0	0,043	0,194	0,237	—	—	—
	0,28	0,043	0,126	0,169	—	35,1	28,7
	0,55	0,031	0,066	0,097	27,9	66,0	59,1
	0,78	0,025	0,046	0,071	41,9	76,3	70,0
	1,00	0,025	0,040	0,065	41,9	79,4	72,6
	1,35	0,024	0,042	0,066	44,2	78,4	72,2

F-21

T A B L A 10

RESULTADOS DE DESALCALINIZACION EN PAILA CON MINERAL DE ANDEVALO

Mezcla Mineral	% Cl ₂ Ca sobre Mezcla Mineral	Contenido en Alcalinos			Desalcalinización en %		
		% Na ₂ O	% K ₂ O	%(Na ₂ O + K ₂ O)	Na ₂ O	K ₂ O	Na ₂ O + K ₂ O
100% Mezcla A	0	0,047	0,135	0,182	—	—	—
	0,78	0,023	0,029	0,052	46,5	78,5	71,4
80% Mezcla A + 20% Mineral Andévalo	0	0,047	0,118	0,165	—	—	—
	0,78	0,030	0,030	0,060	36,2	73,9	63,6

F-22

T A B L A 11

RESULTADOS DE DESALCALINIZACION EN PAILA CON MINERAL PURPURA

Mezcla Mineral	% Cl ₂ Ca sobre Mezcla Mineral	Contenido en Alcalinos			Desalcalinización en %		
		% Na ₂ O	% K ₂ O	% (Na ₂ O + K ₂ O)	Na ₂ O	K ₂ O	Na ₂ O + K ₂ O
100 % Mezcla C	0	0,051	0,126	0,177	—	—	—
	0,8	0,020	0,024	0,044	60,8	81,0	75,1
67% Mezcla C + 33% Mineral Púrpura	0	0,050	0,162	0,212	—	—	—
	0,8	0,021	0,040	0,061	58,0	75,3	71,2
34% Mezcla C + 66% Mineral Púrpura	0	0,047	0,203	0,250	—	—	—
	0,8	0,027	0,046	0,073	42,6	77,3	70,8
100% Mineral Púrpura	0	0,045	0,247	0,292	—	—	—
	0,8	0,041	0,074	0,115	8,9	70,0	60,6

E-23

G.- OTRAS REFERENCIAS EN EL MUNDO SOBRE DESALCALINIZACION EN
MAQUINAS DE SINTERIZACION

1. PLANTA NEWCASTLE DE ISCOR.

Además de la planta de Vanderbijlpark de ISCOR, ya comentada en el Capítulo D, el procedimiento de desalcalinización se aplica también en las bandas de sinterización de Newcastle, utilizándose el mismo tipo de electroscrubber para la depuración de los cloruros de sodio y potasio producidos.

En la tabla 1 se indican las diferencias en las especificaciones de gases de ambas plantas, observándose que el caudal de Newcastle es ligeramente mayor.

Ambos electroscrubbers son iguales y consisten en ocho (8) módulos, cada uno de 6", con electrodos de 100 KV y 125 mA, 4 módulos por máquina.

La planta de Vanderbijlpark contaba anteriormente con ciclones y la de Newcastle con precipitador electrostático. Ambos equipos se han mantenido, instalándose los nuevos electroscrubber a continuación de los depuradores antiguos, con nuevos aspiradores.

Por haberse tratado ya en detalle los diferentes problemas planteados en la planta de Vanderbijlpark, no se insiste de nuevo en la descripción del sistema de depuración de gases.

Sin embargo, por su interés se recogen aquí las conclusiones a que llegó ISCOR después de haberse realizado en 1979 y en ambas plantas una serie de ensayos de limpieza de gases de desalcalinización con una planta piloto Lurgi consistente en dos módulos de filtro de gravas tipo CS, horizontales, cada uno con una sección de 11,4 m². La limpieza de estos filtros se efectúa soplando aire en sentido ascendente, mientras se rastrilla mecánicamente. Dichas conclusiones fueron las siguientes:

1.- Los filtros de grava fueron capaces de captar los humos con un diámetro medio de partículas de 0,45 micras, con rendimiento de hasta el 81 %, utilizando un lecho de grava de 200 mm de profundidad, con un tamaño de grava de 1,7 - 2,0 mm.

2.- La caída de presión del filtro se incrementaba rápidamente debido a la deposición de un polvo blanco en el lecho de grava. Este depósito fue separado completamente en ciclos rápidos de limpieza, que sucesivamente fueron más frecuentes, para mantener la caída de presión del filtro en límites aceptables.

3.- El polvo recogido, separado con un ciclón tenía una densidad de carga de 0,11 g/Nm³ y era soluble en agua en un 95 %. Consistía principalmente en cloruro de potasio, según se pone de manifiesto en la Tabla 2.

4.- Utilizando grava de 2,2 mm de diámetro con un lecho de 120 mm de profundidad, las caídas de presión y los cortos ciclos de filtración, hicieron inaceptable el sistema.

5.- El volumen de polvo recogido durante los ensayos de sinterización con desalcalinización fué unas 35 veces mayor que durante la sinterización normal.

Los resultados de estos ensayos llevaron a ISOCOR a desechar el filtro de grava Lurgi tipo CS, entrando posteriormente en contacto con Combustion Power Company, investigando sobre el filtro granular, que difiere del de Lurgi en que utiliza limpieza continua mediante lecho de grava en movimiento por impulsión de aire.

Existe en operación un sistema antiguo de Combustion Power Company en una banda de sinterización de Great Lakes Steel, Detroit, Michigan, pero sin el electrodo tipo reja en el lecho de grava de que constan los depuradores de ISCOR.

2. ENSAYOS EN SOLMER.

2.1 Introducción.

La factoría de Fos Sur Mer de Solmer cuenta con dos hornos altos de 10 m de diámetro de crisol y una sola máquina de sinterización de 400 m² de superficie de aspiración.

Los datos que se recogen a continuación fueron tomados por los Sres. Artazcoz y Koerting durante la visita a SOLMER el 30 de noviembre de 1.984, quienes se entrevistaron con los Sres. Michel Van Crayelynghe. (Jefe de Preparación de Cargas del Departamento de Horno Alto) y Claude Huguet (Director de Sinterización y Materias Primas).

2.2 Consumos actuales de materias primas y contenidos en alcalinos.

El límite de alcalinos en horno alto es de 2.4 Kg/t de arrabio. Actualmente han conseguido bajar a menos de 2 Kg/t arrabio, con el siguiente desglose:

Materia prima férrica:	1,045 Kg/t arrabio
Coque :	0,883 Kg/t
Total	<u>1,928 Kg/t</u>

La materia prima férrica está integrada sólo por sinter y calibrados, es decir, que no consumen nada de pellets para abaratar el lecho de fusión, con una marcha media de 85 % de sinter y 15 % de calibrados. El consumo actual es de:

Sinter:	1.420 Kg/t arrabio
Calibrados:	200 Kg/t arrabio

La clave de los contenidos tan bajos de alcalinos en la carga del horno alto la constituye la mezcla de minerales para sinterización, de la que a partir de julio de este año han suprimido los minerales españoles. Consumen fundamentalmente mineral de Itabira, transportado en barcos de hasta 200.000 t de capacidad, con un parque de almacenamiento máximo de un millón de toneladas. Intentan trabajar con el parque mínimo a fin de ahorrar en inmovilizado, para la cual programan exactamente las fechas de recepción y descarga de estos grandes barcos mineraleros.

El sinter actual tiene unos contenidos de alcalinos de 0.015 % en Na_2O y 0.055 % en K_2O . El coque contiene un máximo de 0.325 en K_2O en estado seco, con un valor medio de 0.210 %.

2.3 Ensayos de desalcalinización en máquina de sinterización.

Hasta la fecha han realizado tres campañas de ensayos en la máquina de sinterización, cuyo resumen se recoge en la Tabla 3.

Los ensayos fueron realizados en colaboración con el IRSID, estando los últimos pendientes de análisis con objeto de hacer su evaluación. En breve presentarán una intervención en Toronto.

El cloruro cálcico utilizado se adiciona en todos los casos en forma de disolución acuosa con 40 g Cl_2Ca/l , recibiendo en fase líquida y caliente (a unos 60 °C) de una planta química próxima. Añaden el cloruro junto a los lodos de acería por el canal de alimentación de lodos al primer mezclador.

Tienen una limitación en la bomba de membrana utilizada para la alimentación de cloruro cálcico, que no permite adicionar menos de 0.8 Kg Cl_2Ca/t Sinter. Modificarán este sistema para permitir adiciones en futuros ensayos de 0.2 y 0.4 Kg Cl_2Ca/t .

Durante los ensayos los gases se depuraron en los electrofiltros clásicos Lurgi de que consta la máquina de sinterización, siendo el mayor problema la gran cantidad de polvo producido. En la última serie de ensayos con 0.8 Kg Cl_2Ca/t sinter, midieron una concentración de polvo en chimenea de 500 mg/ Nm^3 , siendo el límite de emisión de 150 mg/ Nm^3 . En los ensayos con 1.3 Kg Cl_2Ca/t tuvieron grandes problemas con dicho electrofiltro, que se colmató al cabo de dos días, estropeándose la totalidad de los tiristores. Asimismo se presentaron problemas de colmatación en las barras de parilla.

2.4 Resultado de los ensayos.

Se dispone sólo de los resultados correspondientes a las dos primeras campañas de ensayos, ya que como se ha indicado anteriormente los últimos están pendientes de los análisis.

2.4.1 Primera campaña de ensayos.

La primera campaña, realizada durante 4 días en abril de 1.981, se hizo recirculando el polvo de electrofiltro, recogiendo en la Tabla 4 los resultados obtenidos con una adición de 2 Kg Cl_2Ca/t de sinter, en comparación con los ensayos de referencia sin adición de cloruro.

Los ensayos se llevaron a cabo con una altura de lecho constante, observándose que se obtienen unos resultados metalúrgicos con y sin Cl_2Ca muy semejantes. No hay efecto de mejora de la permeabilidad de la mezcla en curso de sinterización al adicionar el cloruro. Los parámetros de sinterización se modifican muy poco al adicionar el Cl_2Ca , no habiendo tampoco diferencias en los criterios usuales de calidad, tales como ensayo Micum y Fe^{++} . Asimismo contrariamente a lo observado en los ensayos de ENSIDESA, en estos primeros ensayos de SOLMER no hubo ningún efecto particular sobre el ensayo ADI.

Se obtuvo un porcentaje de desalcalinización, medido sobre el K_2O del 26 %. Los alcalinos fueron parcialmente retenidos por los electrofiltros, siendo recirculados a la mezcla junto con los finos de retorno, evacuándose el resto por la chimenea. Se estima que la cantidad de alcalinos evacuados a la chimenea se corresponden practicamente con la disminución del contenido en alcalinos del sinter, ya que el contenido medio en alcalinos de la carga circulante no ha variado de manera significativa con la adición de cloruro cálcico.

Sin embargo, el contenido en K_2O del sinter sufrió fluctuaciones muy importantes, puestas de manifiesto en la figura 1. Estas fluctuaciones se considera que obedecen a los caudales tan variables del polvo reciclado de los electrofiltros, que modifican los contenidos de K_2O en los finos de retorno. Según la figura 1, la marcha de referencia fué aparentemente mucho más estable.

2.4.2 Segunda campaña de ensayos.

Los primeros resultados antes comentados, pusieron de manifiesto un porcentaje de desalcalinización del 26 % (K_2O), con fuertes fluctuaciones en los valores puntuales, debidos a los problemas derivados de la recirculación del polvo de electrofiltros. Teniendo en cuenta estas circunstancias, en los ensayos efectuados durante tres días en febrero de 1.982 se suprimió la recirculación de dicho polvo.

Los resultados obtenidos con una adición de 1.3 Kg Cl_2Ca /t sinter se comparan en la Tabla 5 con los de la marcha de referencia sin cloruro.

En comparación con los ensayos anteriores se disminuyó ligeramente el consumo de coque, con objeto de mantener el Fe^{++} por debajo del 5 %, debido a la marcha de los hornos altos. Al analizar las cifras de la Tabla 5 se observa:

- Una ligera disminución de la productividad en la marcha con Cl_2Ca la cual podría haber sido ligeramente más alta teniendo en cuenta la depresión media.
- Menor consumo de combustible sólido en favor de la marcha con Cl_2Ca , resultado de una acción voluntaria ligada al mantenimiento del contenido de ferroso.
- La adición de cloruro produce un aumento de calidad (efecto algo más pronunciado que en los ensayos de 1.981) y sobre todo una mejora neta y sensible del RDI (ganancia de 6 puntos), que no fué observada en los primeros ensayos.

- La adición de cloruro conduce ahora a una disminución media del 39 % en el contenido de K_2O . A diferencia de lo ocurrido en los ensayos anteriores, en presencia de Cl_2Ca el contenido de alcalinos del sinter fluctúa poco, como se pone de manifiesto en la figura 2.

2.5 Conclusiones.

Los ensayos efectuados hasta la fecha en SOLMER han estado encaminados a conocer el comportamiento de la desalcalinización del sinter por adición de cloruro cálcico a la mezcla sinterizable.

Se han realizado ensayos con y sin recirculación de polvos de electrofiltro, obteniéndose una marcha más estable, mayores porcentajes de desalcalinización y mejor calidad del sinter, al suprimir la recirculación del polvo de electrofiltro.

Lo que más llama la atención y pone de manifiesto la gran importancia que se le da en SOLMER a las marchas en horno alto con muy bajos contenidos en alcalinos, es el hecho de que a pesar de tener un sinter con un contenido medio en alcalinos de 0.070 %, continúan haciendo ensayos de desalcalinización en la máquina de sinterización por adición de cloruro cálcico.

Los próximos ensayos estarán encaminados a encontrar la adición de Cl_2Ca ideal en función de la curva de desalcalinización. Están convencidos que el principal problema se presenta en la filtración del polvo de cloruros producidos, pero no han decidido aún como resolverlo.

T A B L A 1

DIFERENCIAS EN LOS ELECTROSCRUBBER DE LAS PLANTAS DE VANDERBIJLPARK
Y NEWCASTLE DE ISCOR.

	VANDERBIJLPARK	NEWCASTLE
Caudal de gases, m ³ /h	1.470.000	1.500.000
Temperatura de gases, °C	150	190
Humedad de gases, % en peso	1,6	2,6 - 3,9
Equipo de limpieza previo	ciclones	Precipitador electrostático
Granulometría del polvo		
	< 1 μ 72,7 %	< 1 μ 86 %
	1-2 μ 13,2 %	1-2 μ 8 %
	2-5 μ 14,1 %	2-7 μ 5 %
	> 5 μ 0	> 7 μ 1 %
Concentración de polvo a la entrada del electroscrubber, mg/Nm ³	1.500	1.200
Rendimiento de filtración teórico para una concentración de polvo en los gases de salida de 110 mg/Nm ³ , %	92,7	90,8

T A B L A 2

ANALISIS QUIMICO DEL POLVO RECOGIDO EN CHIMENEA DURANTE ENSAYOS DE
DESALCALINIZACION

%	NEWCASTLE Febrero 1979	VANDERBIJLPARK Septiembre 1979
Potasio	42,5	37,1
Sodio	1,99	4,9
Cloruros	46,5	44,6
Calcio	0,26	0,91
Plomo	0,16	0,26
Sulfatos	nd	1,21
Cinc	nd	0,02
Alúmina	nd	0,25
Magnesio	nd	0,24
Hematites	nd	5,8
Sílice	nd	0,62
Insolubles en agua, %	1,6	6,5

Fuente: F. Von Reiche et al. Application of the electroscrubber filter to Iscor's alkali controlled iron ore sintering plants. EPA Symposium on Iron and Steel Pollution Abatement Technology for 1983. Chicago, IL, October 19, 1983.

TABLA 3

RESUME DE LOS ENSAYOS DE DESALCALINIZACION REALIZADOS EN SOLMER

Características	Campaña	1ª	2ª	3ª
Duración, días		4	3	10
Fecha del ensayo		1-5 Abril 1.981	10-13 Feb. 1.982	10-20 Nov. 1.984
Cl ₂ Ca añadido, Kg/t sinter		2	1.3	0.8
% K ₂ O en sinter sin desalcalinizar		0.0526	0.056	0.080 (*)
% K ₂ O en el sinter desalcalinizado		0.0388	0.034	0.048 (*)
% Desalcalinización		26	39	40 (*)

(*) Resultados provisionales

TABLA 4
=====

RESULTADOS DE LA PRIMERA CAMPAÑA DE DESALCALINIZACION EN SOLMER
(CON RECICLADO DE POLVO DE ELECTROFILTRO)

	Unidad	Referencia	Adición Cl ₂ Ca 2Kg/t sinter
Periodo		30.3.81=13h 31.3.81=13h	1.4.81=13h 5.4.81=13h
Duración del ensayo	h	24	96
Utilización de la máquina	%	100	100
Altura total de lecho	cm	51.0	51.0
Depresión	mm cda	1.845	1.892
Humedad de la mezcla	%	5.9	5.8
Densidad de la carga	Kg/l	2.00	2.05
Temperatura de humos de cocción	°C	175	169
Temperatura de humos de refrigeración	°C	221	231
Velocidad de la máquina	m/min	2.81	2.80
Permeabilidad (36 cm, 1.475 mm cda)	m/min	4.05	3.98
Tasa de finos de retorno	Kg/t	350	345
Parámetros de encendido			
- Punto de encendido	m	72.40	72.10
- Alcance del frente de llama	m	56.11	57.60
- Temperatura máxima	°C	455	445
- Pendiente de subida de temperatura	°C/m	31.86	34.65
Producción	t/día t/m ² /día	12.510 31.3	12.736 31.8
Consumo de combustible seco	Kg/t	49.9	49.6
Consumo de gas de encendido	Nm ³ /t	4.00	3.79
Calidad			
Granulometria 25 mm	%	17.8	19.5
10/25 mm	%	42.4	42.0
10 mm	%	39.8	38.5
5 mm	%	5.3	5.6
Ensayo Micum 10 mm	%	62.9	63.3
5 mm	%	12.0	11.7
RCI (provisional)	%	55.3	55.1
Fe ++	%	4.84	4.69
Ca O	%	9.07	9.15
Si O ₂	%	6.31	6.30
Mg O	%	1.75	1.24
Al ₂ O ₃	%	2.02	2.03
Na ₂ O	%		
K ₂ O (Análisis por fluorescencia rayos X)	%	<u>0.0526</u>	<u>0.0388</u>
Zn	%	0.0035	0.0035
Indice de basicidad = Ca O / Si O ₂	%	1.44	1.44

TABLA 5

RESULTADOS DE LA SEGUNDA CAMPAÑA DE DESALCALINIZACION EN SOLMER
(SIN RECICLADO DE POLVO DE ELECTROFILTRO)

	Unidad	Referencia	Adición Cl ₂ Ca 1.3Kg/tsinter
Periodo		6.2.82=13 8.2.82=13	10.2.82=17h 13.2.82=13h
Duración del ensayo	h	44	68
Utilización de la máquina	%	99.9	98.8
Altura total de lecho	cm	48	48
Depresión	mm cda	1.924	1.903
Humedad de la mezcla	%	6.0	6.0
Densidad de la carga	Kg/l	2.08	2.4
Temperatura de humos de cocción	°C	172	172
Temperatura de humos de refrigeración	°C	272	247
Velocidad de la máquina	m/min	2.92	2.89
Permeabilidad (36 cm, 1.475 mm cda)	m/min	3.73	3.71
Velocidad de sinterización	cm/min	1.65	1.66
Tasa de finos de retorno	Kg/t	275	296
Parámetros de encendido			
- Punto de encendido	m	77.4	76.3
- Temperatura máxima	°C	448	437
- Pendiente de subida de temperatura	°C/m	27.8	26.7
Producción	t/día t/m ² /día	13.414 33.5	13.222 33.1
Consumo de combustible seco	Kg/t	46.3	45.1
Consumo de gas de encendido	Km ³ /t	3.86	4.05
Calidad			
Granulometria 25 mm	%	18.4	21.1
10/25 mm	%	49.8	46.9
10 mm	%	31.9	32.0
5 mm	%	3.6	3.7
dimensión media del sinter	mm	15.5	15.8
Ensayo Micum 10 mm	%	64.9	66.9
5 mm	%	9.5	9.0
RDI (provisional)	%	44.5	38.1
Fe ++	%	4.74	4.76
Ca O	%	10.35	10.40
Si O ₂	%	6.43	6.52
Mg O	%	1.10	1.02
Al ₂ O ₃	%	1.63	1.65
K ₂ O	%	0.056	0.036
Indice de basicidad = Ca O / Si O ₂		1.60	1.60

FIGURE 1. ADDITION DE CHLORURE DE CALCIUM DANS LE MÉLANGE

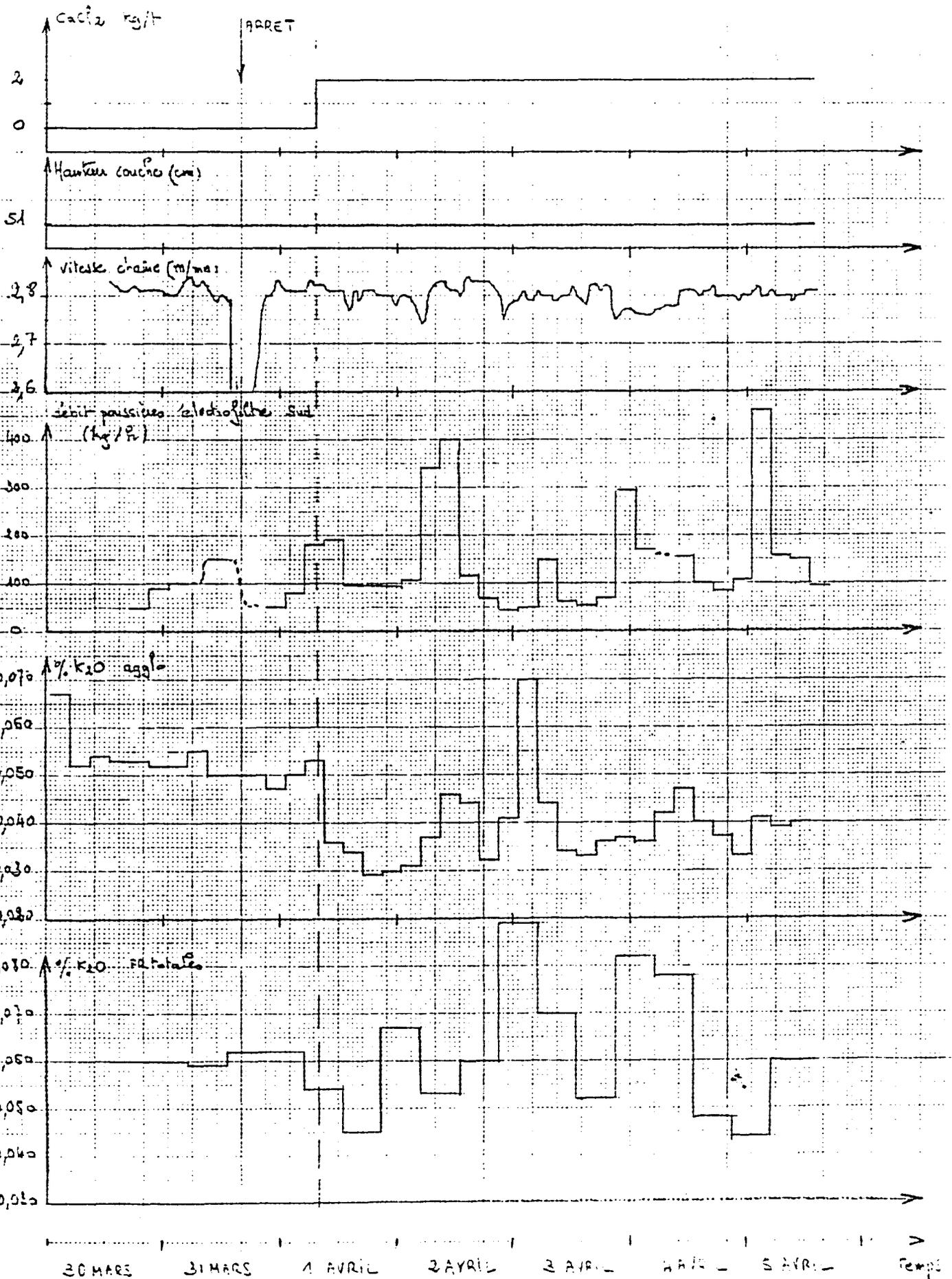
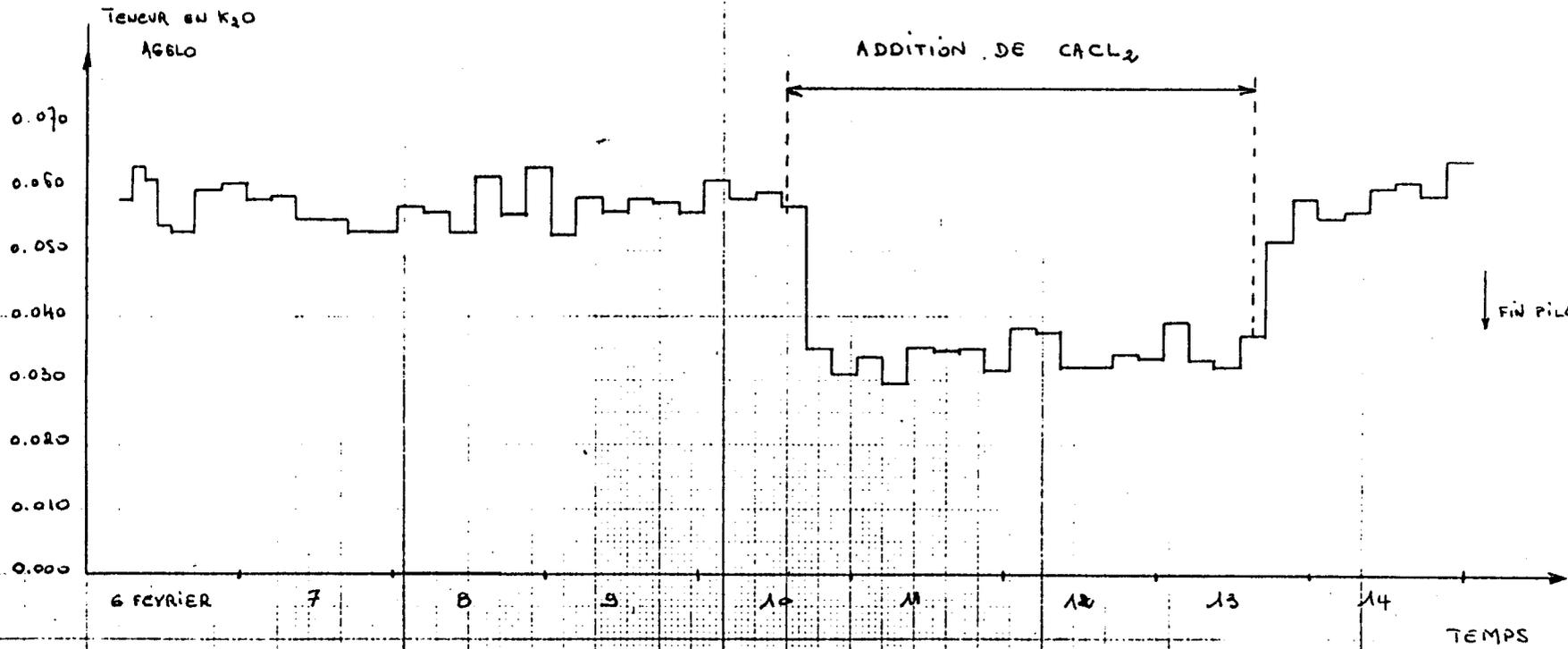


FIGURE 2 : INFLUENCE D'UNE ADDITION DE CHLORURE DE CALCIUM SUR LA TENEUR EN K_2O DE L'AGGLOMERE'.

PILE 22B (ABSENCE RECYCLAGE POUSSIÈRES ELECTROFILTRÉES DANS LA MARCHÉ AVEC $CaCl_2$)



H.- SEGUIMIENTO DEL PLAN DE ENSAYOS PREVISTOS POR ENSIDESA Y
PROGRAMACION DE NUEVAS PRUEBAS

1. DESCRIPCION DEL SISTEMA DE LIMPIEZA DE GASES ENSAYADO POR ENSIDESA EN VERIÑA.

Existen dos diseños básicos de las unidades industriales de filtros de grava de Lurgi:

Sistema A

Consta de una batería de ciclones previos que tratan la totalidad del gas sucio antes de su entrada en los filtros de grava, los cuales están situados en paralelo.

Sistema B

Cada filtro de grava tiene un ciclón, montándose coaxialmente uno encima del otro como muestra la figura 1. Este sistema se utiliza en aquellas instalaciones que han de tratar un gran caudal de gases en cuyo caso los ciclones previos tienen limitaciones por razones de diseño y transporte del polvo recogido, ya que al aumentar su tamaño disminuye su rendimiento.

Una planta para 1.100.000 m³/h constaría de 16 módulos, cada uno con un diámetro de 3 m y altura de 12 m.

La planta piloto ensayada en la máquina de sinterización nº 1 de Veriña consta de un ciclón y un módulo de filtro de grava de 2,7 m de diámetro instalados en serie. Está prevista para tratar un caudal máximo de 20.000 m³/h, medido en condiciones reales.

Descripción del filtro de granulado.

La figura 2 recoge el esquema de funcionamiento de dos filtros de granulado, uno en operación de filtrado de gas y el otro en limpieza.

El gas que previamente ha pasado por los ciclones, contiene polvo menor de 30 micras, se conduce por el conducto de gas sucio (1) hasta el plenum del filtro (2). Desde el plenum el gas atraviesa de fuera hacia dentro el lecho de grava contenida en la doble rejilla, quedando retenido el polvo en el lecho de grava (3). El gas filtrado pasa por la compuerta de disco (4) hacia el conducto de gas limpio (5).

La limpieza de la grava para separar el polvo retenido, en las unidades industriales se puede programar separadamente para cada unidad individual actuando sobre un temporizador ajustable.

La unidad que va a ser limpiada se aísla del conducto de gas limpio y consecuentemente también de la corriente de gas sucio, operando la compuerta de disco (4). Simultáneamente penetra gas limpio en el interior del lecho de grava atravesándolo de dentro hacia afuera, mediante la segunda apertura de la compuerta de disco (4). Para intensificar la limpieza, la grava se pone en suspensión soplando aire a través del tubo central (6). El polvo separado de la grava cae por gravedad a la tolva (7), y se transporta mediante el tornillo sin-fin (8) y la compuerta de doble cierre neumático (9) hasta el extremo de descarga del filtro.

Durante el ciclo de limpieza del filtro, parte del polvo se separa de la grava en la parte superior del tubo central (6) por efecto de la reducida velocidad del gas. La grava limpia retorna por gravedad al espacio situado entre las dos rejillas (3).

El aire de limpieza y el aire de impulsión del sistema de elevación de grava, se incorporan al circuito de gas sucio para ser filtrados en otras unidades.

La planta piloto de Veriña sólo consta como ya se ha indicado de un sólo módulo de limpieza, por lo que su funcionamiento es intermitente. En fase de filtrado se introduce gas sucio por el ciclón y el filtro, hasta que el aumento de pérdida de carga en dicho filtro alcanza un valor en torno a los 200-250 mm de columna de agua, que denota que la grava se ha cargado de polvo.

Dicha grava con granulometría entre 2 y 2,2 mm se encuentra situada en un cilindro de paredes de malla cuya anchura entre paredes es de 100 mm. En este momento se interrumpe el paso de gas sucio mediante una válvula manual de mariposa. Se inyecta aire, como aire de limpieza y aire de impulsión para la elevación de la grava. Para evitar problemas de apelmazamiento de la grava dicho aire se calienta previamente mediante resistencias eléctricas.

Como novedad de la planta piloto respecto al diseño normal de Lurgi, se han introducido dos jaulas electrostáticas, una en el interior de las rejillas que contienen la grava y la otra exterior. En las figuras 3 y 4 se muestran en esquema dichos electrodos.

En la figura 3 se indica la fase de filtrado del gas sucio. El gas atraviesa la malla como indican las flechas y abandona el filtro por su parte superior, quedando el polvo retenido en el lecho de grava.

En la fase de limpieza, figura 4, un gas limpio expulsa el polvo retenido entre la grava. Simultáneamente otra corriente de aire impulsada a través de un tubo interior, remueve la grava y la impulsa hacia la parte superior donde se separa del aire sucio. La grava es devuelta al filtro por un distribuidor, que en la planta piloto de Veriña es de ocho tubos.

2. ENSAYOS REALIZADOS EN JUNIO Y JULIO DE 1984

2.1 Incidencias de los Ensayos Realizados en Junio.

Los ensayos comenzaron el día 4 de Junio, con una prueba de Cl_2Ca para puesta a punto del equipo.

En dicho mes hubo una serie de problemas e incidencias que llevan a pensar que el funcionamiento de la planta no fue correcto. En la tabla 1 se resumen los días de ensayos realizados en Junio, con indicación de los problemas surgidos y los resultados obtenidos respecto a desalcalinización del sinter.

Los problemas se resumen en dos: En primer lugar el campo electrostático interior como luego se vió estaba en cortocircuito, por lo que no funcionó en todo este mes. En segundo lugar, a partir del día 11 comenzaron a encontrarse problemas de apelmazamiento en la grava, que impedían su buena fluidez durante la etapa de limpieza.

Todo ello obligó a parar la planta para su revisión y reparación, operación que tuvo lugar en las dos últimas semanas de Junio. Se encontró que parte de la grava estaba aglomerada con un plástico, tal vez procedente de alguna bolsa, que había obturado 5 de los 8 conductos de distribución de grava a la cesta del filtro, después de su limpieza.

Respecto a la causa que impedía el funcionamiento de la jaula electrostática interior, se vio que un trozo de tubería establecía un cortocircuito.

2.2 Diferencias entre los Resultados dados por ENSIDESA y LURGI.

Existen algunas diferencias en los resultados dados por ENSIDESA en su informe de fecha 7-9-84, que se recogen en la tabla 2, con los correspondientes dados por LURGI en su informe de fecha 1-10-84, recogidos en la tabla 3.

Las diferencias se refieren en primer lugar a los caudales de gases medidos en condiciones reales en los ensayos números 13, 14, 16, 17, 18, 19, 20, 21, 22, 23, 24, 25, 26, 27, 28, 33 y 34. Los caudales que recoge ENSIDESA son sistemáticamente más bajos que los de LURGI, siendo en el caso máximo la diferencia de 850 m³/h.

En los cuadros de ENSIDESA figuran sólo los caudales de gases medidos en condiciones reales de presión, temperatura y humedad. LURGI por su parte en los cuadros incluidos en la tabla 3 recoge dichos caudales medidos en condiciones reales y en condiciones normales:

V_{ptf} en columna 11 (p: presión; t: temperatura; f: humedad)

V_n en columna 12 (Volumen en condiciones normales, gases secos)

Por último LURGI expresa el consumo de cloruro cálcico para desalcalinización en kg Cl₂Ca/t sinter, mientras que ENSIDESA lo hace en kg Cl₂Ca/t mezcla mineral, que es lo correcto.

2.3 Análisis de los Resultados Obtenidos.

Con objeto de poner de manifiesto la influencia que tiene sobre el filtro de grava el campo electrostático situado en el interior de la grava, se han agrupado separadamente los resultados obtenidos en los meses de junio y julio.

En junio por los problemas apuntados en el apartado 2.1 anterior, se operó sin campo electrostático interior, con los resultados que se recogen en la tabla 4, agrupados para los diferentes consumo de Cl_2Ca ensayados.

Se observa que para un mismo tiempo de duración de ensayos, que oscila entre 25 y 30 minutos, la pérdida de carga del filtro aumenta al incrementarse el consumo de cloruro. Al pasar de 1 a 2,5 kg $\text{Cl}_2\text{Ca}/\text{t}$ mezcla, prácticamente se duplica dicha pérdida de carga del filtro, aumentando paralelamente la concentración de polvo en el gas limpio. Esto indica que al aumentar el consumo de cloruro como se produce mas polvo, el filtro se ciega más.

Los 8 ensayos realizados con 1 kg $\text{Cl}_2\text{Ca}/\text{t}$ mezcla, de los que 3 se hicieron sin conectar tampoco la jaula electrostática exterior al lecho de grava, permiten ver la influencia de dicha jaula. En efecto, la concentración de polvo en los gases filtrados pasó de $61,40\text{mg}/\text{Nm}^3$ operando la jaula exterior a $91\text{mg}/\text{Nm}^3$ al desconectarse la misma, con una variación del 48 %. En el resto de las adiciones de Cl_2Ca ensayadas no ha sido posible analizar la influencia de esta jaula debido al reducido número de ensayos hechos sin ella.

Pasando a los ensayos efectuados en julio, resultados que se recogen en la tabla 5, se pone de manifiesto la gran importancia de la jaula electrostática interior en la filtración de los gases.

En efecto, en julio bajó ligeramente el tiempo medio de duración de los ensayos, quedando en torno a los 20 - 22 minutos. La caída de presión del filtro fue como media de 22 mbar, sin que contrariamente a lo ocurrido en junio, se incremente ahora la caída de presión al aumentar el consumo de cloruro. La concentración de polvo en el gas limpio baja drásticamente en los ensayos de julio, como consecuencia de funcionar con el campo electrostático situado en el interior de la grava.

Hasta 3 kg Cl_2Ca /t mezcla, la concentración de polvo en el gas limpio se mantiene entre 17 - 18 mg/Nm^3 , salvo el ensayo anómalo número 31 hecho con 2 kg Cl_2Ca , en que subió a 49 mg/Nm^3 . Al pasar a 4 kg Cl_2Ca /t mezcla, la concentración de polvo subió una media de 57 mg/Nm^3 .

Los ensayos números 26, 28 y 39 efectuados en julio sin estar conectada la jaula electrostática interior, corroboran la importancia de dicha jaula respecto a las condiciones de funcionamiento del filtro de grava, ya que en estos tres casos la concentración de polvo en el gas limpio subió fuertemente, pasando en los ensayos con 2 kg Cl_2Ca de una media de 18,2 a 132,5 mg/Nm^3 y en los ensayos con 4 kg Cl_2Ca de 57 a 265 mg/Nm^3 .

La influencia de la jaula exterior al lecho de grava es ahora mucho menos acusada o incluso nula, ya que en el ensayo número 25 hecho con 2 kg Cl_2Ca sin jaula exterior se obtiene una concentración de polvo en el gas limpio igual o incluso menor que en los otros ensayos con 2 kg Cl_2Ca . Por el contrario en el ensayo 36 con 3 kg Cl_2Ca , la concentración de polvo fue de 23 mg/Nm^3 frente a una media de 15 mg/Nm^3 en los otros 3 ensayos también con 3 kg y ambas jaulas en operación, sin embargo el incremento de la concentración de polvo del ensayo 36 puede deberse también a haberse operado con menor caudal (3.977 Nm^3/h frente a 4.354 Nm^3/h media de los otros tres ensayos con 3 kg Cl_2Ca /t mezcla).

También los ensayos realizados con 4 kg Cl_2Ca /t mineral sin grava en el filtro, han puesto de manifiesto una cierta influencia de las jaulas electrostáticas, ya que la concentración media de polvo en el gas limpio pasa de 646 mg/Nm^3 estando conectadas dichas jaulas a una media de 738 mg/Nm^3 al desconectarlas, con un incremento del 14%.

Como conclusión puede decirse que es el efecto combinado de la grava y el campo electrostático en su interior, lo que contribuye más favorablemente a una eficaz limpieza de los gases producidos en el proceso de desalcanización en máquina de sinterización.

2.4 Estimación del Rendimiento de Filtrado.

En todo equipo de depuración de gases tiene gran importancia el rendimiento de filtrado, que expresa el tanto por ciento de polvo retenido en el equipo, con respecto a la emisión bruta, es decir, sin filtrar.

Los rendimientos típicos de diferentes equipos son los siguientes:

Ciclones	65 - 75 %
Multiciclones	75 - 85 %
Scrubbers	85 - 95 %
Electrofiltros	96 - 99 %
Filtros de mangas	98 - 99 %

Para estimar el rendimiento conjunto de filtración del ciclón y filtro de grava de que consta la planta piloto, se parte de la siguiente fórmula:

$$EB \left(1 - \frac{\eta_c}{100} \right) \left(1 - \frac{\eta_F}{100} \right) = EF = EB \left(1 - \frac{\eta_{cF}}{100} \right) \quad (1)$$

Siendo:

- EB = Concentración de polvo en los gases brutos (sin filtrar) en mg/Nm³
- η_c = Rendimiento de filtración del ciclón en %
- η_F = Rendimiento de filtración del filtro de grava en %
- η_{cF} = Rendimiento de filtración del conjunto ciclón-filtro en %.
- EF = Concentración de polvo en los gases limpios en mg/Nm³

En principio sólo se conoce la concentración del gas limpio, recogida en las tablas 2 a 5 para cada ensayo.

Para determinar la concentración de polvo en los gases brutos se parte de los cálculos hechos por ENSIDESA recogidos en la página 9 de su informe del 7-9-84 que son los siguientes:

2 kg Cl₂Ca/t mezcla ——— 1.320 mg/Nm³

3 kg Cl₂Ca/t mezcla ——— 1.760 mg/Nm³

4 kg Cl₂Ca/t mezcla ——— 2.130 mg/Nm³

Con objeto de estimar la concentración de polvo en el gas bruto para las concentraciones de cloruro no calculadas por ENSIDESA, es decir: 1,0; 1,5; 2,0 y 2,5 kg Cl₂Ca se ha determinado la correlación para los 3 valores dados por ENSIDESA, llegándose a la ecuación lineal siguientes:

$$EB \text{ (mg/Nm}^3\text{)} = 522 + 405 \text{ (kg Cl}_2\text{Ca)}$$

con un coeficiente de correlación $R^2 = 0,998$.

A partir de esta ecuación lineal se obtienen las siguientes emisiones brutas para las 5 adiciones de cloruro ensayadas:

Adición de 1 kg Cl₂Ca ——— 927 mg/Nm³

Adición de 1,5 kg Cl₂Ca ——— 1.130 mg/Nm³

Adición de 2 kg Cl₂Ca ——— 1.332 mg/Nm³

Adición de 2,5 kg Cl₂Ca ——— 1.535 mg/Nm³

Adición de 3 kg Cl₂Ca ——— 1.737 mg/Nm³

Adición de 4 kg Cl₂Ca ——— 2.142 mg/Nm³

Siendo muy similares los valores obtenidos para 2, 3 y 4 kg Cl₂Ca/t mezcla a los calculados por ENSIDESA.

En primer lugar se ha calculado el rendimiento del ciclón, lo cual se ha hecho a partir de las concentraciones de polvo obtenidas en los ensayos 42 y 43 (ver tabla 5) en los que el filtro operó sin gravas ni jaulas electrostáticas, por lo que la emisión obtenida en el gas limpio estaba sólo influida por el ciclón. Con una media de 738 mg/Nm³ en el gas limpio y 2.142 mg/Nm³ en el gas bruto, el rendimiento del ciclón (η_c) vendrá dado por:

$$2.142 \left(1 - \frac{\eta_c}{100}\right) = 738$$

$$\eta_c = 100 \frac{2.142 - 738}{2.142} = 65,5 \%$$

Teniendo en cuenta la extremada finura del polvo producido en la desalcalinización, el 65% de rendimiento del ciclón obtenido por cálculo se juzga adecuado.

Para calcular el rendimiento del filtro de grava (η_F) se introduce la simplificación consistente en aplicar a todos los ensayos realizados un rendimiento del 65 % para el ciclón, lo cual en principio parece razonable ya que la granulometría del polvo (factor fundamental que influye en el rendimiento del ciclón), será prácticamente la misma con independencia de la cantidad de cloruro adicionado en la máquina de sinterización.

En estas circunstancias el rendimiento del filtro de grava será según la ecuación (1):

$$EB \times 0,35 \left(1 - \frac{\eta_F}{100}\right) = EF$$

$$\eta_F = 100 \frac{EB \times 0,35 - EF}{EB \times 0,35}$$

Siendo EB y EF las concentraciones de polvo en el gas bruto y gas limpio respectivamente, expresadas ambas en mg/Nm³.

El rendimiento del conjunto ciclón + filtro de grava, también según la ecuación (1) vendrá dado por la fórmula:

$$\left(1 - \frac{\eta_c}{100}\right) \left(1 - \frac{\eta_F}{100}\right) = 1 - \frac{\eta_{cF}}{100}$$

de donde:

$$\eta_{cF} = \eta_c + \eta_F - \frac{\eta_c \eta_F}{100}$$

En la tabla 6 se recogen ambos rendimientos para los ensayos realizados en junio, observándose como al ir aumentando la adición de cloruro, disminuye el rendimiento de filtración. El filtro de grava tuvo un rendimiento bajo, entre el 79 y el 65 %, siendo el del conjunto ciclón + filtro variable entre un 93 y un 88 %, es decir que se comportó respecto a rendimiento como un multiciclón.

En los ensayos efectuados en julio, cuyos resultados se recogen en la tabla 7, los rendimientos del filtro de grava debido a la influencia del campo electrostático interior alcanzan valores entre el 92 y 97 %, no siendo ahora tan acusada la influencia de la cantidad de cloruro añadido. En conjunto la unidad formada por el ciclón y el filtro de grava se comporta respecto a rendimiento como un electrofiltro o un filtro de mangas, ya que se obtienen valores entre un 97 y un 99 %

Se pone de nuevo aquí de manifiesto la influencia del campo electrostático interior, ya que en los ensayos en que se operó sin él (números 26, 28 y 39) el rendimiento del filtro bajó a valores del orden del 65 - 70 %, quedando el rendimiento conjunto ciclón + filtro en un 88 - 90%..

En resumen la unidad ensayada, desde el punto de vista de la filtración se ha comportado muy bien, con rendimientos de filtración similares a los de un electrofiltro o un filtro de mangas, siendo decisiva para ello la influencia del campo electrostático interior a la grava. Funcionando éste, el campo exterior podría incluso suprimirse con el consiguiente ahorro de inversión y gastos de operación.

2.5 Conclusiones y Programación de nuevas Pruebas.

La planta piloto de filtrado de gases ensayada en Veriña se ha demostrado que es eficaz para la depuración del polvo producido en el proceso de desalcalinización del sinter, considerándose de gran importancia la influencia del campo electrostático interior al lecho de grava. Su funcionamiento respecto a rendimiento de filtración es similar a un electrofiltro o un filtro de mangas.

Estando conectada dicha jaula interior, se han obtenido concentraciones de polvo en el gas limpio de 25 - 30 mg/Nm³ con adiciones de Cl₂Ca de hasta 3 kg/t mezcla mineral. Al incrementar la adición de Cl₂Ca a 4 kg/t mezcla, la concentración de polvo subió a 87 mg/Nm³ como valor medio. Los rendimientos de filtración se estima que son del orden del 98 %.

Como la Legislación Española recogida en el Decreto 833/1975, de 6 de febrero, que desarrolla la Ley 38/1972 de Protección del Ambiente Atmosférico (B.O.E. nº 92 de 22 de abril de 1975), fija para instalaciones de sinterización un nivel de emisión de 150 mg/Nm^3 , los valores obtenidos en la planta piloto quedan muy por debajo de dicho nivel. Operando en el campo electrostático interior al lecho de grava con menores tensión e intensidad (lo que se traduciría en menor consumo de energía eléctrica de la planta), podrá conseguirse que la concentración de polvo para el gas limpio se aproxime al valor citado de 150 mg/Nm^3 .

El gran condicionante de la planta piloto ensayada en Veriña ha residido en que disponía de un sólo módulo de filtrado. Ello ha implicado que las etapas de filtración y limpieza de la grava hayan tenido que efectuarse manualmente, realizándose muy cuidadosamente sobre todo la segunda para asegurar la completa limpieza de la grava, llegándose incluso a extraer la grava en varias ocasiones.

Por estos motivos se considera que los resultados obtenidos de esta campaña de ensayos no son concluyentes para tomar una decisión sobre en montaje de instalaciones industriales. Se estima oportuno ampliar los ensayos a una segunda fase a desarrollar en 1.985 en una nueva planta piloto más completa, para la cual la Dirección General de Minas ha iniciado conversaciones con LURGI a fin de definir el alcance de esta nueva planta piloto, inversión necesaria, programa de realización, etc.

ENSAYOS REALIZADOS Y RESULTADOS OBTENIDOS EN EL MES DE JUNIO

L	M	Mi	J	V	S	D
4	5	6	7	9	9	10
11	12	13	14	15	16	17
18	19	20	21	22	23	24
25	26	27	28	29	30	

○ días de ensayo, el 4-6-84 sin Cl₂Ca

⬡ festivo ó no laborable

Problemas:

Día 11-6-84 : Comienzan a observarse problemas de apelmazamiento de la grava en la jaula inferior.

Día 14-6-84 : Persisten los problemas de apelmazamiento de la grava, no fluyendo bien en el ciclo de limpieza.

Semana del 18 al 24 : Se desmonta la planta para su revisión y reparación.

Semana del 25 al 30 : La planta continua parada.
En todo el mes el campo electrostático interior no funcionó por estar en cortocircuito.

Resultados de Desalcalinización

Día	Kg Cl ₂ Ca t mine- ral	Sinter sin Cloruro			Sinter Desalcalinizado			% Desal- caliniza ción
		%K ₂ O	%Na ₂ O	%K ₂ O + %Na ₂ O	%K ₂ O	%Na ₂ O	%K ₂ O + %Na ₂ O	
				(1)			(2)	(3)
5-6-84	1,0	0,210	0,070	0,280	0,190	0,050	0,240	14,3
6-6-84	1,0	0,190	0,040	0,230	0,160	0,010	0,170	26,1
7-6-84	1,5	0,170	0,060	0,230	0,160	0,050	0,210	8,7
11-6-84	2,0	0,180	0,040	0,220	0,130	0,020	0,150	31,8
14-6-84	2,5	0,180	0,060	0,240	0,140	0,030	0,170	29,2

$$(3) = \frac{(2) - (1)}{(1)} \cdot 100$$

T A B L A 2 "RESULTADOS DADOS POR ENSIDESA"

N°	Fecha 1984	Hora	Adicción Cl ₂ Ca : kg/Cl ₂ Ca t/mezcla	Caída pres. filtro grava (principio y final del ensayo) mba	tª después del ciclón °C	Tª a la descarga gas limpio °C	Volúmen en condicion. actuales m ³ /h	Específic. por m ² m ³ /h m ²	Jaula electroestática interior		Jaula electroestática exterior		Gas limpio mg/Nm ³	Agua en gas limpio g/Nm ³	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 ⁵⁸	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 9700	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 9700	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 9700	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 9700	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 9700	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 9700	1.588	-	-	-	-	209	60,1	39,1
20	"	14,34/15,02	"	5,0/29,5	128/140	130	7.150 8000	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 8000	1.192	-	-	29,0	1,0	140	52,4	36,7

Nº	Fecha 1984	Hora	Adición C12Ca kg/C12Ca E/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 7700	< 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 7700	< 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 8000	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 7700	1.192	22,5	1,3	-	-	16	54,0	37,2
26	"	11,32/11,52	"	10,3/31,0	122/126	123	7.150 8000	1.192	-	-	31	1,1	138	54,0	37,2
27	"	12,22/12,42	"	13,0/36,0	112/116	121	< 7.150 7350	< 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 7800	< 1.192	-	-	-	-	127	64,4	40,3
29	5.7	10,38/10,51	2,5	6,3/32,0	114/131	104	7.800 7850	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 6900	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 6900	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

TABLA 3

RESULTADOS DADOS POR LURGI

Nº Nr.	Fecha Dat.	Hora Uhrzeit	Adición CaCl ₂ Zugabe	Caida Presión T _g		T _g		Agua en gas	Temp. de rocío	Caida Pre- sión	Voly men Ac	Volumen Normal V _n	Volumen Especi- fico V _{ptf}	Campo Inter- rior	Campo Exte- rior	Polv. en el gas Limpi _o	
				Principio/ berfa	Final Kies Anf./ Ende	t _{Roh} n.Zyk.	t _{Rein}										f _n
1984			kg CaCl ₂ t Sinter	mbar	°C	°C	g/m ³	°C	mbar	m ³ /h	m ³ /h	m ³ /h m ²	kV	mA	kV	mA	mg/m ³
1	04.6.	17.15/ 17.46		6,8/ 11,3	126/ 134	100/ 115	44,6	33,9	2,3	11865	7930	1978					64
2	05.6.	12.27/ 13.00	1,0	5,7/ 11,8	130/ 132	80/ 104	29,0	26,8	2,3	11865	8409	1978			24	0,8	64
3	"	13.00/ 13.22	"	11,8/ 16,8	130/ 140	112/ 122	29,0	26,8	2,3	11865	7870	1978			25	0,9	50
4	"	17.26/ 17.55	"	8,0/ 18,0	88/ 106	95/ 98	42,7	33,2	2,3	11865	8296	1978					95
5	"	17.55/ 18.15	"	18,0 25,0	102/ 106	100/ 103	42,7	33,2	2,3	11865	8185	1978					76
6	06.6.	9.43/ 10.21	1,0	6,3/ 16,8	94/ 110	90/ 100	42,6	33,2	2,3	11865	8324	1978			26	0,8	58
7	"	10.35/ 11.09	"	7,0/ 20,0	105/ 110	90/ 100	42,6	33,2	2,3	11865	8324	1978			26	0,8	62
8	"	11.35/ 11.50	"	6,3/ 20,0	100/ 100	80/ 95	-	-	2,3	11865	8486	1978			26	0,9	69
9	"	15.15/ 16.05	"	7,6/ 25,0	92/ 127	80/ 100	-	-	3,1	13391	9524	2232					100
10	07.6.	9.52/ 10.24	1,5	9,2/ 27,0	100/ 106	100/ 104	48,6	35,4	2,3	11865	8161	1978			24	0,8	84
11	"	10.58/ 11.30	"	6,5/ 23,0	88/ 102	86/ 93	48,6	35,4	2,3	11865	8431	1978			25,5	0,9	100
12	"	11.53/ 12.25	"	7,2/ 22,5	92/ 106	88/ 100	44,4	33,9	2,3	11865	8235	1978					113
13	"	16.03/ 16.40	"	7,5/ 24,0	94/ 104	91/ 95	45,5	34,3	1,5	9700	6843	1617			26	0,9	96
14	07.6.	17.05/ 17.36	1,5	4,7/ 15,0	95/ 104	90/ 94	45,5	34,3	1,5	9700	6861	1617			26,5	1,0	121
15	11.6.	11.28/ 11.53	2,0	7,4/ 26,0	114/ 125	106/ 111	58,1	38,5	2,3	11865	8098	1978			26	0,9	215 ^x
16	"	12.31/ 12.56	"	6,5/ 26,0	114/ 117	92/ 100	58,1	38,5	1,5	9700	6854	1617			27	0,9	198 ^x
17	14.6.	9.29/ 9.59	2,5	5,7/ 29,0	97/ 132	93/ 108	60,1	39,1	1,5	9700	6729	1617			27,0	1,0	202
18	"	10.20/ 10.45	"	7,7/ 29,0	124/ 136	106/ 114	60,1	39,1	1,5	9700	6571	1617			28,0	1,0	169
19	"	11.42/ 12.07	"	8,0/ 27,5	127/ 135	112/ 130	60,1	39,1	1,5	9700	6387	1617					209
20	"	14.34/ 15.02	"	5,0/ 29,5	128/ 140	116/ 136	52,4	36,7	1,0	8000	5202	1333			27,5	0,9	208
21	"	15.49/ 16.14	"	7,0/ 28,0	118/ 126	120/ 130	52,4	36,7	1,0	8000	5215	1333			29,0	1,0	140

Lecho de grava, supuesto no del todo impecable.
^x) Kiesschicht vermutlich nicht ganz einwandfrei

LURGI
 Lurgi GmbH
 ENSIDESA, Chlorierende Sinterung
 Granulatfilter mit Hochspannung
 Zusammenstellung der Messergebnisse
 Anlage 3
 Notiz v.27.7.84
 Scd/Kch
 IDESA, Chlorierende Sinterung
 nulatfilter mit Hochspannung
 ammenstellung der Messergebnisse
 Anlage 4
 Notiz v.27.7.84
 Scd/Kch

TABLA 3 - RESULTADOS DAOS POR LURGI

Nº	Fecha	Hora	Adición	Caida Filtro Principio/	Presión Grava ría	Tº gas tube- ría	Tº gas Lim- Limpio	Agua en gas Limpio	Temp. de Rocío	Caida Presión Ciclón	Volumen Actual	Volumen Normal	Volumen Eficiente	Campo Inter-		Campo Exterior		Polvo en gas limpio
														Inte- rior	äußere Hochsp.	äußere Hochsp.	mg/m³	
Nr. Dat.	Uhrzeit	CaCl ₂ Zugabe	Final	Δ p Kies Anf./ Ende	Final	trás el ciclo ción	t _{Rein}	f _n	t _g	Δ p Zykl.	v _{ptf}	v _n	v _{ptf}	innere Hochsp.	äußere Hochsp.	C _{Rein}		
1984		kg CaCl ₂ t Sinter	mbar	°C	°C	°C	g/m³	°C	mbar	m³/h	m³/h	m³/h m²	kV	mA	kV	mA	mg/m³	
22	03.7.	12.31/ 12.52	(2,0)	11,5/ 35,5	118/ 120	116/ 118	49,9	35,9	0,94	7700	5143	1283	22	1,2	30	1,1	24	
23	"	16.12/ 16.33	2,0	8,3/ 27,0	112/ 120	96/ 110	49,9	35,9	0,94	7700	5334	1283	21	1,2	31	1,8	18	
24	04.7.	9.48/ 10.10	2,0	6,3/ 31,0	100/ 112	103/ 118	54,0	37,2	1,0	8000	5411	1333	21,5	1,5	30	1,0	17	
25	"	10.36/ 10.56	"	11,5/ 33,0	115/ 120	113/ 126	54,0	37,2	0,94	7700	5088	1283	22,5	1,3			16	
26	04.7.	11.32/ 11.57	2,0	10,3/ 31,0	122/ 126	120/ 130	54,0	37,2	1,0	8000	5220	1333			31	1,1	138	
27	"	12.22/ 12.42	"	13/ 36,0	112/ 116	116/ 125	64,4	40,3	0,86	7350	4845	1225	22,5	1,0	31	1,0	16	
28	"	15.16/ 15.38	"	16,2/ 32,5	119/ 130	106/ 117	64,4	40,3	0,95	7800	5262	1300					127	
29	05.7.	10.38/ 10.58	2,5	6,3/ 32,0	114/ 131	94/ 110	52,8	36,8	0,96	7850	5426	1308	21,5	1,4	30,5	1,0	15	
30	"	11.32/ 11.52	"	16,5/ 33	110/ 112	116/ 132	52,8	36,8	0,7	6600	4309	1100	22,5	1,4	31	1,0	12	
31	09.7.	12.59/ 13.24	2,0	6,0/ 24,0	122/ 132	100/ 120	45,8	34,4	0,85	7300	4897	1217	22,5	1,3	30	1,1	49 ^Δ	
32	"	15.41/ 16.03	"	6,3/ 29,5	118/ 130	78/ 120	45,8	34,4	0,80	7100	4903	1183	22,5	1,2	30,5	1,1	16	
33	10.7.	9.32/ 9.54	3,0	5,0/ 25,5	117/ 122	(130)	50,8	36,2	0,76	6900	4407	1150	22	1,1	30,5	1,0	(15)	
34	"	10.41/ 11.03	"	7,8/ 26,0	120/ 122	125/ 136	50,8	36,2	0,76	6900	4397	1150	23	1,1	30,0	1,0	13	
35	"	11.36/ 11.57	"	6,5/ 28,0	114/ 120	120/ 132	50,8	36,2	0,70	6600	4258	1100	23	1,2	30,5	1,0	17	
36	"	14.16/ 14.36	"	7,5/ 30,0	124/ 130	130/ 146	50,8	36,2	0,66	6350	3977	1058	23	1,2			23	
37	11.7.	11.24/ 11.46	4,0	5,4/ 25,0	123/ 126	118/ 124	61,6	39,5	0,70	6600	4309	1100	24,0	1,8	31	1,0	66	
38	"	12.48/ 13.09	"	7,2/ 30	120/ 123	120/ 136	61,6	39,5	0,60	6000	3848	1000	23,0	2,1	29,5	1,0	47	
39	"	16.24/ 16.41	"	6,8/ 25,5	106/ 114	111/ 124	61,6	39,5	0,725	6700	4407	1117					265	

Alta tensión desconectada dos veces durante corto rato para pruebas.

Δ) Hochspannung zweimal kurzzeitig zu Demonstrationszwecken ausgeschaltet.

40	12.7.	10.30/ 10.53	4,0	0,3/ 0,3	114/ 127	104/ 105	47,8	35,1	0,8	7100	4873	1183	16	0,6	30,5	1,0	609
41	"	10.53/ 11.05	"	0,3/ 0,4	128/ 132	108/ 110	47,8	35,1	0,8	7100	4822	1183	16	0,6	30,5	1,1	644
42	"	11.07/ 11.20	"	0,5/ 1,4	127/ 132	112	47,8	35,1	0,8	7100	4785	1183					753
43	"	11.20/ 11.35	"	1,4/ 3,4	120/ 127	113	47,8	35,1	0,8	7100	4772	1183					723

Ensayos Nº 40 al 43: sin grava

Versuche Nr. 40 bis 43: ohne Kies

LURGI GmbH

ENSIDESA, Chlorierende Sinterung Granulatfilter mit Hochspannung Zusammenstellung der Messergebnisse

ENSIDESA, Chlorierende Sinterung Granulatfilter mit Hochspannung Zusammenstellung der Messergebnisse

Notiz Sch/K Anlag

ENSIDESA, Chlorierende Sinterung Granulatfilter mit Hochspannung Zusammenstellung der Messergebnisse

T A B L A 4

RESULTADO DE LOS ENSAYOS REALIZADOS EN LA PLANTA PILOTO DE ENSIDESA EN EL MES DE JUNIO DE 1984

Nº	Día	kg Cl ₂ Ca t mineral	Tiempo (min.)	Δ p filtro m bar	Tª Gas lim pio ° C	Volumen Nm ³ /h	Jaula int. KV	Jaula int. mA	Jaula ext. KV	Jaula ext. mA	Gas limpio mg/Nm ³
1	4.6	—	31	4.5	108	7.930	—	—	—	—	64 *
2	5.6	1.0	33	6.1	93	8.409	—	—	24	0.8	64
3	"	"	22	5.0	117	7.870	—	—	25	0.9	50
4	"	"	29	10.0	97	8.296	—	—	—	—	95 *
5	"	"	20	7.0	102	8.185	—	—	—	—	76 *
6	6.6	"	38	10.5	94	8.324	—	—	26	0.8	62
7	"	"	34	13.0	96	8.324	—	—	26	0.8	62
8	"	"	15	13.7	88	8.486	—	—	26	0.9	69
9	"	"	<u>50</u>	<u>17.4</u>	91	<u>9.524</u>	—	—	—	—	<u>100</u>
			30.2	10.34		8.372					61,40
10	7.6	1.5	32	17.8	102	8.161	—	—	24	0.8	84
11	"	"	32	16.5	90	8.431	—	—	25.5	0.9	100
12	"	"	32	15.3	96	8.235	—	—	—	—	113 *
13	"	"	37	16.5	93	6.843	—	—	26.0	0.9	96
14	"	"	<u>31</u>	<u>10.3</u>	93	<u>6.861</u>	—	—	25.5	1.0	<u>121</u>
			32.8	15.28		7.706					102.8
15	11.6	2.0	25	18.6	108	8.098	—	—	26.0	0.9	215
16	"	"	<u>25</u>	<u>19.5</u>	97	<u>6.854</u>	—	—	27.0	0.9	<u>198</u>
			25	19.05		7.476					206.5
17	14.6	2.5	30	23.3	100	6.729	—	—	27.0	1.0	202
18	"	"	25	21.3	109	6.571	—	—	28.0	1.0	169
19	"	"	25	19.5	122	6.387	—	—	—	—	209 *
20	"	"	28	24.5	130	5.202	—	—	27.5	0.9	208
21	"	"	<u>25</u>	<u>21.0</u>	123	<u>5.215</u>	—	—	29.0	1.0	<u>140</u>
			26.6	21.92		6.021					285,6

* Cifras no consideradas en el cálculo de los valores medios.

T.A.B.L.A. 5

RESULTADO DE LOS ENSAYOS REALIZADOS EN LA PLANTA PILOTO DE ENSIDESA EN EL MES DE JULIO DE 1984

Nº	Día	$\frac{\text{KgCl}_2\text{Ca}}{\text{t mineral}}$	Tiempo (min)	Δp filtro m bar	T^a gas lim pio °C	Volumen Nm ³ /h	Jaula int. KV	mA	Jaula Ext. KV	mA	Gas limpio mg/Nm ³
22	3.7	2.0	21	24.0	117	5.143	22	1.2	30	1.1	24
23	"	"	21	18.7	104	5.324	21	1.2	31	1.8	18
24	4.7	"	22	24.7	108	5.411	21.5	1.5	30	1.0	17
25	"	"	20	21.5	118	5.088	22.5	1.3	—	—	16
26	"	"	25	20.7 *	123	5.220	—	—	31	1.1	138 *
27	"	"	20	23.0	121	4.850	22.5	1.0	31	1.0	16
28	"	"	22	16.3 *	111	5.262	—	—	—	—	127 *
			21.6			5.165					18.20
29	5.7	2.5	20	25.7	104	5.426	21.5	1.4	30.5	1.0	15
30	"	"	20	16.5	124	4.309	22.5	1.4	31	1.0	12
			20			4.868					13.70
31	9.7	2.0	25	18.0	114	4.897	22.5	1.3	30	1.1	49
32	"	"	21	23.2	101	4.309	22.5	1.2	30.5	1.1	16
			23			4.900					32.50
33	10.7	3.0	22	20.5	130	4.407	22	1.1	30.5	1.1	15
34	"	"	22	18.2	131	4.397	23	1.1	30.0	1.1	13
35	"	"	21	21.5	126	4.258	23	1.2	30.5	1.0	17
36	"	"	20	22.5	139	3.977	23	1.2	—	—	23
			21.25			4.260					16.90
37	11.7	4.0	22	19.6	120	4.309	24	1.8	31	1.0	66
38	"	"	21	22.8	127	3.848	23	2.1	29.5	1.0	47
39	"	"	17	18.7 *	118	4.407	—	—	—	—	265 *
			20			4.079					57.00
<u>Ensayos sin grava en el filtro</u>											
40	12.7	4.0	23	—	104	4.873	16	0.6	30.5	1.0	609
41	"	"	12	0.1	109	4.822	16	0.6	30.5	1.1	644
42	"	"	13	0.9	132	4.785	—	—	—	—	753
43	"	"	15	2.0	113	4.772	—	—	—	—	723

* Cifras no consideradas en el cálculo de valores medios.

T A B L A 6

ESTIMACION DEL RENDIMIENTO DE FILTRACION, ENSAYOS EFECTUADOS EN JUNIO

Ensayo N°	Día	kg Cl ₂ Ca t mezcla	Jaulas Electroestáticas		Volumen de ga ses m ³ N/h	Concent. de polvo en gas limpio, mg/m ³ N	Rendimiento conjunto ci- clón + filtro %	Rendimiento filtro grava %
			Interior	Exterior				
1	4.6	—	no	no	7.930	64	—	—
2	5.6	1.0	no	si	8.409	64	93.1	80.3
3	"	"	no	si	7.870	50	94.6	84.6
4	"	"	no	no	8.296	95	89.8	70.7
5	"	"	no	no	8.185	76	91.8	76.6
6	6.6	"	no	si	8.324	62	93.3	80.9
7	"	"	no	si	8.324	62	93.3	80.9
8	"	"	no	si	8.486	69	92.6	78.7
9	"	"	no	no	9.524 *	100 *	89.2	69.2 *
					8.228	67.9	92.7	79.1
10	7.6	1.5	no	si	8.161	84	92.6	78.8
11	"	"	no	si	8.431	100	91.2	74.7
12	"	"	no	no	8.235	113	90.0	71.4
13	"	"	no	si	6.843	96	91.5	75.7
14	"	"	no	si	6.861	121	89.3	69.4
					7.706	102.4	90.9	74.1
15	11.6	2.0	no	si	8.098	215	83.9	53.9
16	"	"	no	si	6.854	198	85.1	57.5
					7.476	207.2	84.4	55.6
17	14.6	2.5	no	si	6.729	202	86.8	62.4
18	"	"	no	si	6.571	169	89.0	68.5
19	"	"	no	no	6.387	209	86.4	61.1
20	"	"	no	si	5.202	208	86.4	61.3
21	"	"	no	si	5.215	140	90.9	73.9
					6.021	186.6	87.8	65.3

* No considerado en el cálculo del valor medio

T A B L A 7

ESTIMACION DEL RENDIMIENTO DE FILTRACION, ENSAYOS EFECTUADOS EN JUNIO

Ensayo Nº	Dia	kg Cl ₂ Ca t mezcla	Jaulas Electrostaticas		Volumen de ga ses m ³ N/h	Concent. de polvo en gas limpio, mg/m ³ N	Rendimiento conjunto ci- clón + filtro %	Rendimiento filtro grava %
			Interior	Exterior				
22	3.7	2.0	si	si	5.143	24	98.2	94.9
23	"	"	si	si	5.334	18	98.6	96.1
24	4.7	"	si	si	5.411	17	98.7	96.4
25	"	"	si	no	5.088	16	98.8	96.6
26	"	"	no	si	5.220	138 *	89.6	70.4
27	"	"	si	si	4.850	16	98.8	96.6
28	"	"	no	no	<u>5.262</u>	<u>127 *</u>	<u>90.5</u>	<u>72.8</u>
					5.165	18.2	98.6	96.1
29	5.7	2.5	si	si	5.426	15	99.0	97.2
30	"	"	si	si	<u>4.309</u>	<u>12</u>	<u>99.2</u>	<u>97.8</u>
					4.868	13.7	99.1	97.4
31	9.7	2.0	si	si	4.897	49	96.3	89.5
32	"	"	si	si	<u>4.903</u>	<u>16</u>	<u>98.8</u>	<u>96.6</u>
					4.900	32.5	97.6	93.0
33	10.7	3.0	si	si	4.407	15	99.1	97.5
34	"	"	si	si	4.397	13	99.3	97.9
35	"	"	si	si	4.258	17	99.0	97.2
36	"	"	si	no	<u>3.977</u>	<u>23</u>	<u>98.7</u>	<u>96.2</u>
					4.260	16.9	99.0	97.2
37	11.7	4.0	si	si	4.309	66	96.9	91.2
38	"	"	si	si	3.848	47	97.8	93.7
39	"	"	no	no	<u>4.407</u>	<u>265</u>	<u>87.6</u>	<u>64.7</u>
					4.079	57.0	97.3	92.4
Ensayos sin grava en el filtro								
40	12.7	4.0	si	si	4.873	609	71.6	18.8
41	"	"	si	si	4.822	644	69.9	14.1
42	"	"	no	no	4.785	753	64.8	—
43	"	"	no	no	4.772	723	66.2	—

* No considerado en el cálculo del valor medio

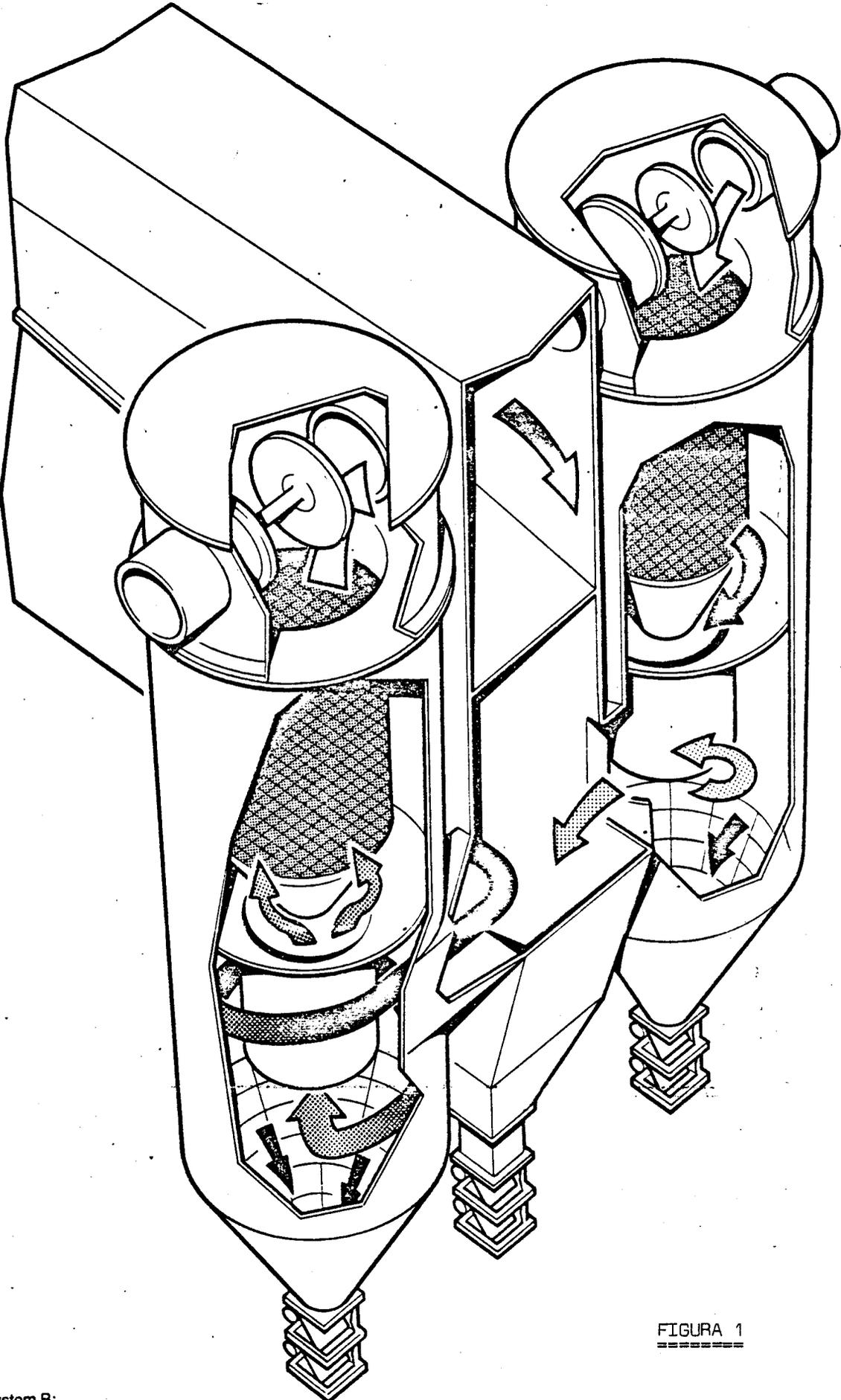
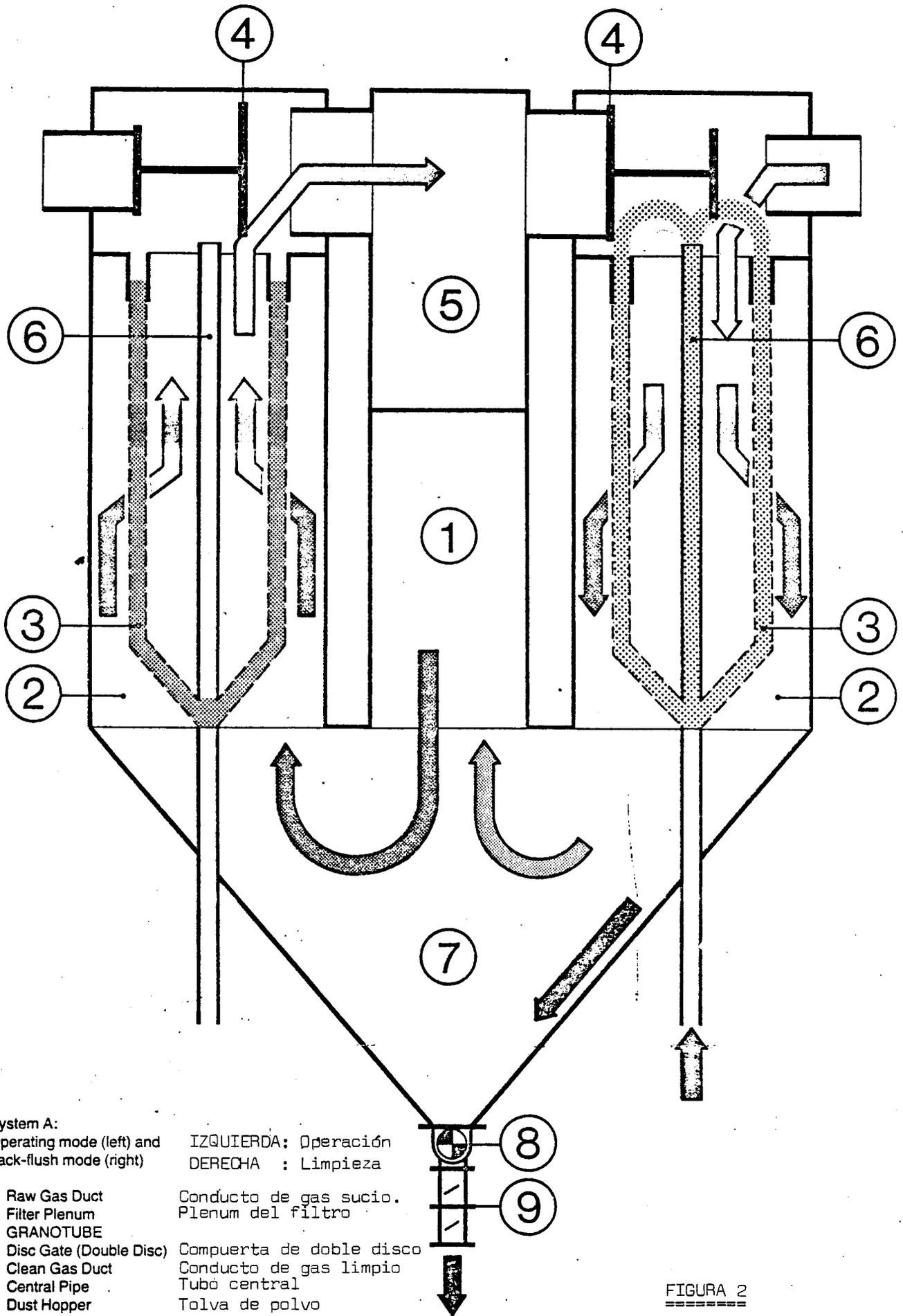


FIGURA 1

System B:
Operating mode (left) and
back-flush mode (right)

IZQUIERDA: Operación
DERECHA : Limpieza

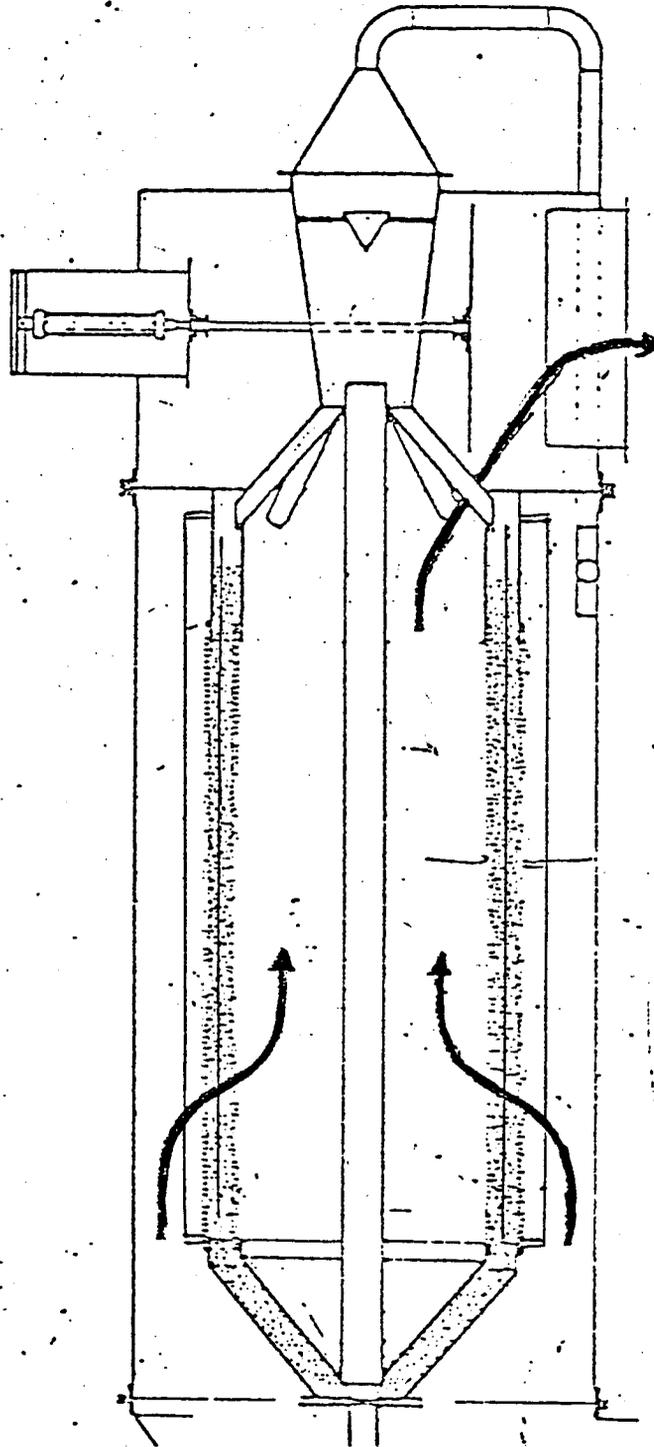


System A:
 Operating mode (left) and
 back-flush mode (right)

IZQUIERDA: Operación
 DERECHA : Limpieza

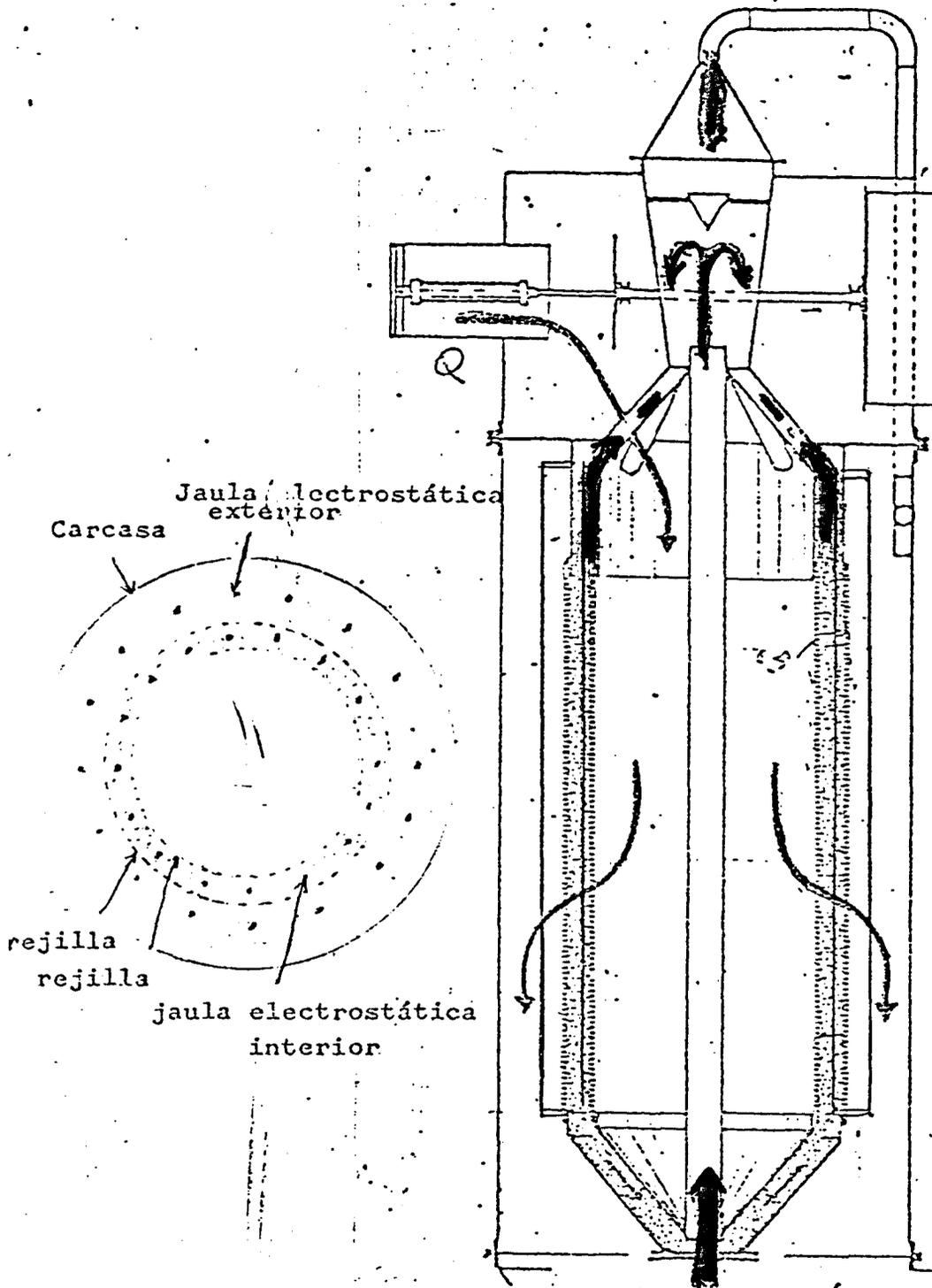
- | | |
|---------------------------|-----------------------------|
| 1 Raw Gas Duct | Conducto de gas sucio. |
| 2 Filter Plenum | Plenum del filtro |
| 3 GRANOTUBE | |
| 4 Disc Gate (Double Disc) | Compuerta de doble disco |
| 5 Clean Gas Duct | Conducto de gas limpio |
| 6 Central Pipe | Tubo central |
| 7 Dust Hopper | Tolva de polvo |
| 8 Dust Screw-Conveyor | Sin-fin de polvo |
| 9 Double Tipping Gate | Compuerta doble de descarga |

FIGURA 2



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.

FIGURA 3



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.

FIGURA 4

I.- CONCLUSIONES SOBRE DESALCALINIZACION DE MINERALES
DURANTE LA SINTERIZACION, NATURALEZA DE LOS GASES
PRODUCIDOS Y POSIBILIDADES DE DEPURACION.

1. DESALCALINIZACION EN MAQUINA DE SINTERIZACION.

Los ensayos de laboratorio, en planta experimental (paila) y a escala industrial en las máquinas 1 y 2 de Avilés y 1 de Veriña, realizados por ENSIDESA y descritos en el Capítulo E de este estudio, pusieron de manifiesto la viabilidad del proceso de desalcalinización de minerales de hierro durante la sinterización, por adición de Cl_2Ca en la propia máquina de sinterización.

ENSIDESA obtuvo a partir de los ensayos en paila una curva de desalcalinización en función del porcentaje de cloruro añadido, curva de tipo asintótico para porcentajes de desalcalinización entre el 70 y el 80%.

Asimismo se observó una buena coincidencia entre los valores obtenidos en paila y los resultados industriales, por lo que se puede afirmar que desde el punto de vista de la eliminación de alcalinos, el proceso de adición de cloruro es perfectamente factible. Sin embargo son dos los problemas fundamentales que se derivan del empleo de cloruro cálcico en máquina de sinterización:

- a) Bloqueo de barras y corrosión.
- b) Extremada finura del polvo de cloruros sódico y potásico producidos, que impide su depuración por medios clásicos.

2. BLOQUEO DE BARRAS Y CORROSION.

Este problema fue ampliamente debatido en la visita realizada a ISCOR. El ClK y ClNa formados se condensan y depositan en parte en las barras de parrilla.

Para minimizar el problema de ISCOR se modificó el diseño de la parrilla, aumentando la separación de barras de 5 a 12 mm, el tamaño de grano del sinter de sobreparrilla que pasó de 12 - 20 mm a 15 - 25 mm y la altura de sobre parrilla que pasó de 30 a 50 mm.

La unidad experimental ensayada por ENSIDESA con un caudal nominal de 20.000 m³/h medido en condiciones reales, se ha probado durante dos meses en la máquina de sinterización nº 1 de Veriña.

En la tabla 1 se comparan los resultados de las plantas de depuración de gases de ISCOR y ENSIDESA, observándose que la planta de ENSIDESA ha dado resultados mucho más favorables.

En efecto, para una adición de cloruro cálcico en ENSIDESA de 4 kg/t mineral, se obtiene una concentración de polvo en los gases limpios de sólo 57 mg/Nm³, mientras que en ISCOR (planta de Vanderbijlpark) con una adición de cloruro menor, 1,56 kg/t mineral, la concentración de polvo en los gases limpios es de 95 mg/Nm³.

La mayor adición de cloruro efectuada por ENSIDESA se traduce en un mayor contenido de polvo en los gases de entrada al filtro, 2.130 mg/Nm³, frente a 650 mg/Nm³ en ISCOR.

La planta ensayada en ENSIDESA ha operado con un rendimiento de filtración para el conjunto ciclón + filtro de grava del 97,3 %, cifra que disminuye al 92,4 % si sólo se considera el rendimiento del filtro de grava, mientras que el rendimiento en Vanderbijlpark es de sólo 85,4 %. Ello teniendo en cuenta una adición de cloruro en ENSIDESA de 4 kg/t mineral, frente a 1,56 kg/t en ISCOR.

La temperatura de gases es menor en ENSIDESA, 125° C frente a 145° C en ISCOR.

La caída de presión en ambas plantas es del mismo orden, en torno a 20 - 21 mbar.

Hay diferencias notables en las tensiones e intensidades aplicadas a los campos electrostáticos interiores a la grava, siendo notablemente mayores los valores aplicados en ISCOR.

En resumen, puede decirse que respecto a rendimiento de filtración, parámetro característico de toda instalación de depuración de gases, la planta ensayada por ENSIDESA se ha comportado apreciablemente mejor que la instalada en ISCOR.

Las barras son cónicas con una anchura de 33 mm en la cara superior y 22 mm en la inferior. En opinión de ENSIDESA la conicidad debería ser aún más acusada para evitar la deposición del polvo.

Respecto a la corrosión, tema también tratado en la visita a ISCOR, el problema queda limitado a las primeras cajas de aspiración en las que se captan gases a baja temperatura. La solución empleada consistió en gunitar dichas cajas, no comenzando la adición de cloruro hasta superar la temperatura de rocío, es decir, hasta no rebasar los 120 ° C. Actualmente el problema de corrosión en ISCOR no se considera crítico.

3. DIFICULTAD DE FILTRAR EL POLVO PRODUCIDO.

El principal problema de filtrar el polvo de ClK y ClNa producidos en la desalcalinización con Cl₂Ca, reside en la extremada finura de este polvo, cuya granulometría según ISCOR es del 100 % menor de 5 micras, con un 72,7 % de menores de 1 micra.

En ISCOR se contemplaron diferentes alternativas para el filtrado de este polvo, basadas en precipitadores electrostáticos secos y húmedos, scrubbers de lavado de alta energía, filtros de mangas e incluso filtros de grava estáticos del tipo de los usados en las máquinas de sinterización de Weirton, West Virginia y Duisburg, Alemania Federal.

Todas estas alternativas fueron desechadas por diferentes razones, realizándose ensayos en planta piloto utilizando un filtro de grava en movimiento, dotado con un campo electrostático en el interior de la grava. Este sistema se ha aplicado hasta la fecha para el tratamiento de un volumen total de unos 14.000.000 m³ reales/h de gases procedentes de procesos industriales, incluyendo otra máquina de sinterización. Las dos instalaciones de depuración con este sistema, con volúmenes de gases de 1.500.000 m³/h en Newcastle y 1.470.000 m³/h en Vanderbijlpark, se pusieron en marcha a principios de 1983.

Por su parte ENSIDESA optó por realizar ensayos con un prototipo desarrollado por LURGI, consistente en una unidad integrada por un ciclón y un filtro de grava (estático durante el proceso de filtrado de gases, pero con fluidificación de la grava durante la limpieza de la misma) en serie. En el interior del filtro existen dos campos electrostáticos con rejillas interiores y exteriores al lecho de grava.

T A B L A 1

RESULTADOS OBTENIDOS EN LAS PLANTAS DE DEPURACION DE GASES DE DESALCALINIZACION DE ISCOR Y ENSIDESA

	I S C O R (Vanderbijlpark)	E N S I D E S A (Planta Piloto de Veriña)
Tipo de planta de depuración	Grava en movimiento con campo electrostático interior a la grava	Grava fija con campo electrostático interior y exterior a la grava
Adición de cloruro	1 kg Cl ⁻ /t mineral = 1.56 kg Cl ₂ Ca/t	Máximo = 4 kg Cl ₂ Ca/t mineral
Temperatura de gases	145° C	125° C
Granulometría del polvo	0 - 1 micra : 72,7 % 1 - 2 micras: 13,2 % 2 - 5 micras: 14,1 %	No determinada
Concentración de polvo en lo gases		
- Entrada al filtro	650 mg/Nm ³	2.130 mg/Nm ³
- Salida del filtro	95 mg/Nm ³	57 mg/Nm ³
Rendimiento de filtración	85,4 %	97,3% (1) - 92,4 % (2)
Caida de presión del filtro	20,0 mbar	21,2 mbar
Campo electrostático interior a la grava		
kV	60	23 - 24
mA	15	1,8 - 2,1

(1) Ciclón + filtro de grava

(2) Sólo filtro de grava

J.- RESUMEN Y CONCLUSIONES

1. ANTECEDENTES HISTORICOS. INFLUENCIA DE LOS ALCALINOS EN EL HORNO ALTO.

El problema de los alcalinos en el horno alto era ya conocido en el siglo pasado, como lo prueban los trabajos de Bunsen y Bell sobre la formación de cianuros. En esta época no se conocían aún métodos sobre como resolver este problema.

Los alcalinos en el horno alto se acumulan por un proceso ciclico de oxidación-reducción. Cuando los alcalinos alcanzan dentro del horno alto niveles de acumulación suficientemente altos, se pueden producir simultánea o separadamente, los problemas siguientes:

- Ataque y progresiva destrucción del revestimiento refractario de la cuba y crisol.
- Formación de adherencias en la cuba y parte alta de etalajes.
- Acumulación de cianuros en las juntas entre cajas de refrigeración.
- Degradación de pelets y coque que originan una elevación de la presión de soplado de viento, colgadura y caída de cargas.
- Aumento del consumo específico de coque.
- Disminución de la permeabilidad del horno.
- Marcha irregular del horno, con fuertes oscilaciones en la composición del arrabio.
- Contaminación de las aguas de lavado de gases del horno.
- Contaminación ambiental por cianuros en la plataforma de trabajo del horno.

2. ESPECIFICACIONES ACTUALES Y TENDENCIAS FUTURAS SOBRE CONTENIDOS DE ALCALINOS EN MINERALES DE HIERRO Y EN EL LECHO DE FUSION DEL HORNO ALTO.

Actualmente las entradas de alcalinos al horno alto expresadas en kg de $K_2O + Na_2O$ por t de arrabio para diferentes siderúrgicas oscilan entre 2,5 y 5 kg/t, con una tendencia a ir disminuyendo estos valores, incluso a 1,7 kg/t.

En el caso español, ENSIDESA tiene actualmente una especificación de alcalinos en el sinter de 0,200 (% $K_2O + Na_2O$), y de 4 kg ($Na_2O + K_2O$)/T arrabio en horno alto. Los datos reales de 1983 reflejan un contenido de alcalinos en el sinter de 0,244 % y una entradas en horno alto de 4,43 kg/t.

Por su parte AHV tiene una especificación de alcalinos en el sinter de 0,190 %, con un contenido real en 1983 de 0,191 %. En horno alto la especificación es de 4,25 kg/t, con una media calculada para 1983 de 4,37 kg/t.

3. TECNICAS POSIBLES DE ELIMINACION DE ALCALINOS.

Pueden seguirse dos caminos diferentes:

- a) Disminuir la entrada de alcalinos al horno alto por:
- Selección de los minerales de la carga.
 - Desalcalinización de minerales por procesos físicos (cribado, flotación y separación magnética).
 - Desalcalinización de minerales por procesos químicos (tratamiento de pelets y mezclas sinterizables con cloruro cálcico)

- b) Eliminación de alcalinos en el propio horno alto.
- A través de la escoria por adición de sílice, lo cual disminuye las posibilidades de desulfuración de dicha escoria.
 - A través de los gases de tragante, con altas temperaturas en dichos gases.

La técnica más prometedora habida cuenta del alto contenido de álcalis en los minerales españoles, consiste en la desalcalinización durante la sinterización, por adición de Cl_2Ca en la máquina de sinterización.

4. CARACTERISTICAS QUIMICAS DE LOS MINERALES ESPAÑOLES Y DE IMPORTACION, UTILIZADOS EN ESPAÑA EN SINTERIZACION.

Los minerales españoles tienen una ley en Fe sensiblemente más baja que los minerales de importación. Sobre datos globales de consumo en ENSIDESA y AHV de 1983, se obtiene una ley media de 43,7 % Fe en estado natural para los minerales españoles, frente a 60,41 % en los de importación.

Los minerales nacionales consumidos por ENSIDESA tienen mayor ley en Fe que los de AHV (46,32 % frente a 39,94 % como datos medios de 1983).

La humedad de los minerales nacionales consumidos por AHV es análoga a la de los minerales de importación con una cifra próxima al 5,5 %. Son los minerales españoles consumidos por ENSIDESA los que están particularmente altos en agua, con una cifra media del 14,11 %.

Respecto a alcalinos, la media de los minerales españoles es de 0,296 % en seco, frente a sólo 0,046 % en los de importación. Sin embargo dentro de los minerales españoles, también en este caso los consumidos por ENSIDESA tienen mayor contenido que los de AHV (0,361 % frente a 0,209%).

5. DESCRIPCION DE LA INSTALACION DE DESALCALINIZACION EN MAQUINA DE SINTERIZACION DE LA PLANTA VANDERBIJLPARK (SUDAFRICA) DE ISCOR.

A partir de 1975 se determinó en ISCOR que la baja productividad de sus hornos altos se debía a la mala calidad del coque y a un elevado contenido de alcalinos en su carga.

La calidad del coque se mejoró con un briqueteado parcial del carbón.

Para disminuir el contenido de alcalinos en el horno alto se analizaron diferentes alternativas, decidiéndose en 1976 por la vía de la desalcalinización en máquina de sinterización por adición de cloruro cálcico.

En 1978 se hicieron ensayos en planta piloto y desde mayo de 1982 se utiliza de manera industrial este procedimiento de desalcalinización en las dos máquinas de sinterización de la planta de Vanderbijlpark.

La planta fue visitada por representantes de la Dirección General de Minas, siderúrgicos y mineros del 26 de abril al 6 de mayo de 1984.

El cloruro se adiciona en solución acuosa antes del tambor mezclador, en el conducto de entrega de minerales. Actualmente el consumo de cloruros está limitado a 1,5 kg/t de mineral por dificultades en la planta de filtrado de gases.

Para el filtrado de gases se analizaron diferentes alternativas, decidiéndose por un sistema de grava en movimiento en cuyo interior se encuentra un electrodo cilíndrico de rejilla que produce un campo electrostático de alta tensión que mejora el rendimiento de depuración.

La puesta en marcha de esta planta de tratamiento de gases dió muchos problemas, introduciéndose modificaciones en el caudal de polvo a tratar, granulometría de la grava, tensión e intensidad aplicada al campo electrostático, etc.

El rendimiento de filtración de la planta está hoy día en un 89%, pensándose incluso en cambiar el sistema de limpieza de gases.

Otros problemas detectados durante la visita fueron:

- a) Bloqueo de barras de parrilla, por condensación de vapores de cloruro potásico, resuelto por modificación de la separación entre barras, granulometría y altura de la sobreparrilla.
- b) Corrosión en las primeras cajas de aspiración, resuelto por gunitado de dichas cajas y comienzo de la adición de cloruro con temperatura de gases superior a 120° C.

La inversión total para las dos plantas de depuración de gases de ambas máquinas de sinterización, con superficie de aspiración conjunta equivalente a la máquina nº 5 de ENSIDESA, fue de 7,5 - 8 millones de Rands, es decir, entre 900 y 960 millones de Ptas.

Extrapolando los costos de operación facilitados en ISCOR a los precios españoles, se obtienen 151,40 Ptas/t sinter, con el siguiente desglose:

Mano de obra	18 Ptas/t
Energía Eléctrica	84 "
Cl ₂ Ca	35 "
Grava	2,40 Ptas/t
Mantenimiento	<u>12 Ptas/t</u>
Total	151,40 Ptas/t

La conclusión del grupo español sobre la planta de ISCOR fue que el proceso técnico es adecuado para conseguir una notable reducción del contenido de álcalis del sinter a cargar en el horno alto, si bien subsisten una serie de problemas a resolver, fundamentalmente en los sistemas de depuración de los humos.

6.- ENSAYOS DE LABORATORIO. EN PLANTA EXPERIMENTAL Y PRUEBAS INDUSTRIALES REALIZADAS POR ENSIDESA EN LAS MAQUINAS DE SINTERIZACION DE AVILES Y VERIÑA.

Las conclusiones deducidas en este capítulo, basadas en los resultados obtenidos por ENSIDESA en laboratorio (crisol), planta piloto (paila) y en máquinas industriales, son las siguientes:

- Con adiciones de Cl_2Ca se han alcanzado desalcalinizaciones efectivas que incluso han² superado el 70%.
- Es más importante la eliminación de potasio que la de sodio.
- De los cuatro minerales españoles ensayados, el que presenta mayor aptitud a la desalcalinización es el de Andaluza, seguido de Andévalo Púrpura y Menera, por este orden.
- La desalcalinización contribuye a eliminar parte del Pb, Cu y Zn de los minerales, factor este de gran importancia en el caso del mineral Púrpura.
- Simultáneamente a la desalcalinización se consigue un incremento con la productividad de la banda y un descenso en el consumo de coque.
- Las características físicas y químicas del sinter no se ven afectadas por las adiciones de cloruro cálcico. La degradación a baja temperatura aumenta en determinados casos.
- La depresión no influye en la desalcalinización.
- Los cloruros de sodio y potasio formados en el proceso de desalcalinización se eliminan completamente con los humos.
- La presencia en los humos de estos cloruros de sodio y potasio obligan a pensar en la conveniencia de prever una instalación de depuración complementaria.

7. OTRAS REFERENCIAS EN EL MUNDO SOBRE DESALCALINIZACION EN MAQUINAS DE SINTERIZACION.

Se incluye aquí la planta de Newcastle de ISCOR que dispone de un sistema de filtración de polvo igual al de la planta de Vanderbijlpark, si bien opera con un caudal ligeramente mayor (1.500.000 m³/h frente a 1.470.000 m³/h) y una temperatura de gases también mayor (190 °C frente a 150 °C).

La concentración de polvo a la entrada en el filtro de grava de Newcastle es menor que en Vanderbijlpark (1200 mg/Nm³ frente 1.500 mg/Nm³, siendo estos los datos de diseño, ya que Vanderbijlpark están actualmente en 650 mg/Nm³ como concentración de gas bruto). El equipo de limpieza previo en Newcastle es mediante precipitador electrostático, siendo en Vanderbijlpark por ciclones. Esta es tal vez la justificación de la diferencia en la temperatura de los gases tratados en los filtros de grava de ambas instalaciones.

Por Otra parte se incluyen los ensayos de desalcalinización realizados por SOLMER en su factoría de Fos Sur Mer. Hasta la fecha han realizado tres campañas de ensayos, cuyo resumen es el siguiente:

- 1ª Campaña, 1 al 5 de abril de 1.981, 2 Kg Cl₂Ca/t sinter, 26 % de desalcalinización.
- 2ª Campaña, 10 al 13 de febrero de 1.982, 1.3 Kg Cl₂Ca/t sinter, 39 % de desalcalinización.
- 3ª Campaña, 10 al 20 de noviembre de 1.984, 0.8 kg Cl₂Ca/t sinter, 40% de desalcalinización.

De la tercera campaña no se disponía aún de los análisis químicos en la fecha de visita realizada a SOLMER el 30.11.84.

En la primera campaña se recircularon los polvos de electrofiltro, lo cual produjo fluctuaciones muy importantes en el contenido de K₂O del sinter, debido a variaciones en el caudal de polvo recirculado.

En la segunda campaña se eliminó el reciclado de polvo de electrofiltros, obteniéndose unos contenidos de K₂O en el sinter bastante uniformes. En este caso se observó que la adición de Cl₂Ca producía un sinter de mejor calidad, con una ganancia de 6 puntos en el RDI.

SOLMER está actualmente consumiendo en hornos altos un 85 % de sinter y el 15 % restante de mineral calibrado, con unas entradas de alcalinos inferiores a 2 Kg/t arrabio. El sinter tiene un máximo de 0.070 % de K₂O + Na₂O. El coque de 0.325 %.

En un futuro próximo preven hacer ensayos con 0,2 y 0,4 Kg Cl_2Ca/t sinter. Para SOLMER el principal problema de la desalcalinización con cloruro en máquina de sinterización es el polvo producido, sin embargo, no han decidido aún el tipo de filtración a utilizar. En los tres ensayos hechos hasta la fecha tuvieron problemas de colmatación en los electrofiltros actuales, averiándose la totalidad de los tiristores en el último ensayo.

8. SEGUIMIENTO DE LOS ENSAYOS PREVISTOS POR ENSIDESA Y PROGRAMACION DE NUEVAS PRUEBAS.

La planta piloto de filtrado de gases de diseño Lurgi ensayada por ENSIDESA en la máquina nº 1 de Veriña, capaz de tratar un caudal máximo de 20.000 m³/h medidas en condiciones reales, dispone de un ciclón conectado en serie con un filtro de grava.

En el filtro de grava Lurgi introdujo como novedad dos campos electrostáticos constituidos por electrodos de rejilla, dispuestos interior y exteriormente al lecho de grava.

Se hicieron un total de 43 ensayos en los meses de junio y julio de 1.984. En julio hubo una serie de problemas que obligaron a desmontar la planta para su revisión y reparación, operación que duró dos semanas. Se comprobó que el campo electrostático interior a la grava estaba en cortocircuito.

En julio con la planta ya reparada, se hicieron ensayos con gases de desalcalinización con 1; 1,5; 2; 2,5; 3 y 4 kg Cl_2Ca/t mineral, comprobándose la gran influencia del campo electrostático interior a la grava.

Por cálculo se ha determinado el rendimiento de filtración de la instalación, obteniéndose un 69% para el ciclón y cifras variables entre el 96,1% para una adición de 2 kg Cl_2Ca/t mineral y 92.4% para 4 kg/t. El rendimiento de filtración del conjunto ciclón y filtro de grava obtenido por cálculo oscila entre el 99 y el 97.3%.

En conjunto como elemento filtrante se considera que la planta ha operado correctamente, comportándose respecto a rendimiento de filtración como un filtro de mangas o un filtro electrofiltro.

Como inconveniente importante de la planta piloto ensayada, hay que destacar el hecho de operar sólo con un módulo, que obligaba a parar el flujo de gases sucios en los momentos de limpieza de la grava, operación que se hacía manualmente. por lo que estos resultados se considera que no han sido concluyentes.

A fin de obtener una mayor información de cara a tomar una decisión sobre el posible empleo en España de la desalcalinización a nivel industrial que utilizara una planta de filtrado de gases del tipo de la ensayada, se ha juzgado necesario proseguir los ensayos en ENSIDESA, durante 1.985 en una nueva planta piloto más completa que la anterior.

9. CONCLUSIONES GENERALES.

La desalcalinización en máquina de sinterización por adición de cloruro cálcico, se ve como una vía prometedora, tanto para poder consumir mayores cantidades de minerales de hierro nacionales, tradicionalmente altos en alcalinos, como para conseguir notables ventajas técnicas y económicas en horno alto.

En el momento actual sólo se dispone de las cifras económicas recogidas en ISCOR, considerándose oportuno esperar a obtener datos de inversiones y costos de operación de Lurgi, con objeto de ver la repercusión económica de la desalcalinización con el equipo de filtración similar al ensayado en ENSIDESA.

ANEXO. - CUESTUONARIOS ENVIADOS POR SIDERURGICOS Y MINEROS.



EMPRESA NACIONAL SIDERURGICA, S.A.

ENSIDESA Apartado de Correos 93, AVILES (OVIEDO)

TECNICAS REUNIDAS, S.A.

Att. D. Juan Koerting
Arapiles, 13

MADRID - 15

su referencia

su escrito

n/ referencia

n/ escrito

AVILES

6-6-84

ASUNTO:

Querido amigo:

Te adjunto cumplimentado el cuestionario
que me enviaste hace unos días.

Un saludo,

RAIMUNDO ROBREDO GALGUERA

Inscrita en el Registro Mercantil de la Provincia de Oviedo al tomo 195, libro 108 de la sección 3.ª, folio 1, hoja 1.210

Cuentas bancarias en todos los bancos de la plaza

Telegramas
ENSIDESA

TELEX
38215 ENSAA E

Teléfonos: 56 61 40
56 62 40 - 57 10 00 - 57 11 00

Horas de Oficina
8 a 18,34
excepto sábados

Estación RENFE
Trasona-Apartadero n.º 789

OFICINAS CENTRALES DE MADRID
Velázquez 134-Apartado 6162 MADRID (6)

1.- SINTERIZACION

1.1. Producciones y consumos:

- Producción Sinter	5.346.580 t
- Consumo Minerales	5.681.886 t
- Nacional	2.858.266 t
- Andaluza	1.971.268 t
- Púrpura	228.804 t
- S. Menera	658.194 t
- Importación	1.611.480 t
- CVRD	357.519 t
- Hamersley	265.112 t
- Nimba	944.847 t
- L. Jeannine	44.002 t
- Recuperaciones	1.212.140 t

1.2. Contenido en álcalis (% K₂O+%Na₂O). Especificaciones y contenidos reales.

	<u>Alcalis (est. seco)</u>	<u>Especificación</u>
- Andaluza	0,387	
- Púrpura	0,440	
- S. Menera	0,362	
- L.Jeannine	0,032	
- CVRD	0,059	
- Hamersley	0,079	
- Nimba	0,040	
- Mezcla sinterizable.	0,199	
- Sinter	0,244	0,200 %

2.- HORNO ALTO

2.1. Producciones y consumos:

- Producción arrabio	3.589.616 t		
- Carga férrica	1.637,3 Kg/t.a.		
- Sinter	1.164,3	"	"
- Pellets	437,7	"	"
- Calibrados	26,3	"	" 94 407 t
- Chatarra Fe	9,-	"	"
- Coque	494,4	"	"
- Fundentes	45,-	"	"
- Polvo tragante	8	"	"

2.2. Contenido en álcalis (% K₂O + % Na₂O). Especificaciones y contenidos reales.

	<u>Alcalis (est. seco)</u>	<u>Especificación</u>
- Sinter	0,244	0,200 %
- Gruesos	0,055	
- Pellets	0,040	
- Chatarra	0,120	
- Coque	0,260	
- Caliza	0,055	
- Dunita	0,160	
- Cuarzo	0,552	
- Total en el lecho ..	4.43 kg/t.a.	4.0 kg/t.a.

7
639

2.3. Desalcalinización en el horno alto.

- % K_2O en la escoria = 1,07 (no se analiza Na_2O)

- Índice basicidad escoria :

$$\cdot \text{CaO/SiO}_2 = 1.03$$

$$\cdot \frac{\text{CaO} + \text{MgO}}{\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3} = 0,98$$

- % álcalis en el polvo de tragante = 0,436 % (est. seco)



Altos Hornos de Vizcaya, S. A.

25 JUN 1984

ALTOS HORNOS DE VIZCAYA, S. A. - APARTADO 116 - BILBAO

FABRICAS:

BARACALDO-SESTAO-Vizcaya
Carmen, 2 - BARACALDO
Teléfonos 425 00 00 - 425 02 00
Teleg. ALTOS HORNOS
Télex 33777

ECHEVARRI-Vizcaya
Apto. 1371 - BILBAO
Teléfono 449 31 00
Teleg. ALTOS HORNOS
Télex 32389

SAGUNTO-Valencia
Apartado 1 - SAGUNTO
Teléfono 47 27 00
Teleg. ALTOS HORNOS
Télex 62778

DELEGACIONES COMERCIALES

BILBAO-11
Pl. Sagrado Corazón, 6
Teléfono 441 29 52
Télex 32058

BARCELONA-6
Tuset, 20 - 24
Teléfono 2177164
Télex 53123

MADRID-1
Villanueva, 16
Teléfono 225 42 52
Télex 22468

SEVILLA
República Argentina, 19
Teléfono 27 41 00
Télex 72117

VIGO
Uruguay, 2
Teléfono 2150 85
Télex 83052

VALENCIA-4
Paseo de la Ciudadela, 13
Teléfono 22 47 31
Télex 82505

ZARAGOZA
Isaac Peral, 7
Teléfono 23 52 18
Télex 58073

VALLADOLID
Plaza Tenorio, 18
Teléfono 23 90 14
Télex 26344

MALAGA
Avda. del Generalísimo, 41
Teléfono 2135 22
Télex 77147

TECNICAS REUNIDAS, S. A.
Arapiles, 13 - Planta 14
Madrid - 15

- A la atención de D. Juan Koerting -

su referencia

su escrito del

n/referencia

BARACALDO
11-6-84

asunto: CUESTIONARIO

Muy Sr. mio:

Le envío el cuestionario sobre alcalinos y aprovecho la
ocasión para saludarle muy atentamente,

Gabriel Zabalo

1. - SINTERIZACION

1.1. - Producciones y consumos

SINTER	2.003.856 t/año
Consumo MINERALES	2.538.000 t/año
Nacional {	Carbonato concentrado 1.396.000
	Púrpura 102.000
	Orconera 32.000
	Santander 112.000
	Gandalia 63.000
	Dicido 101.000
	Cehegin 107.000
Importación {	Orinoco 356.000
	Mr Wright 53.000
	Lodos LD 7.000
Cribados, {	Cascarilla 38.000
Reciclados {	Escarpa 23.000
	Retornos de Horno Alto 148.000

T O T A L ... 2.538.000
=====

1.2. - Contenido en alcalinos (% K₂O + % Na₂O)

Minerales	% K ₂ O	% Na ₂ O	Total	Especificación
Carbonato Concentrado	0,095	0,028	0,123	0,130
Púrpura	0,237	0,239	0,476	0,300
Orconera	0,323	0,030	0,353	0,610
Santander	0,135	0,016	0,151	0,150
Gandalia-Borobia	0,324	0,010	0,334	0,300
Dicido (mezcla con los lodos LD)	0,363	0,150	0,513	0,300
Cehegin	0,324	0,010	0,334	0,213
Orinoco	0,012	0,006	0,018	0,020
Mt. Wright	0,010	0,005	0,015	0,020
CASCARILLA	0,008	0,008	0,016	0,020
ESCARPA	0,070	0,580	0,650	
MEZCLA SINTERIZABLE (Mineral + polvo cok + fundente)	0,102	0,065	0,167	
SINTER	0,115	0,076	0,191	

886.052.001

Imp. Garcinuño - Bilbao 15.000 ej. - Lito 18 kgs.

2. - HORNO ALTO

2.1. - Producciones y consumos

ARRABIO		1.248.324	t/año
Consumos			
Sinter		1.459	kg/t. arr
Minerales calibrados		293	"
Orconera	49		
Gandalia	93		
Orinoco	141		
		<hr/>	
		293	
Chatarra		6	"
Cuarzo		15	"
Cok		520	"
Escoria		340	"
Polvo tragante		8	"

2.2. - Contenido en alcalinos (% K₂O + % Na₂O)

	% K ₂ O	% Na ₂ O	Total	Especificación
Sinter	0,115	0,076	0,191	0,190
Mineral calibrado				
Orconera	0,210	0,018	0,238	0,380
Gandalia - Borobia	0,170	0,007	0,177	0,200
Orinoco	0,010	0,007	0,017	0,020
Chatarra	0,165	0,165	0,330	
Cok	0,179	0,060	0,239	0,240
Cuarzo	0,100	0,020	0,120	

Total en el lecho de fusión	-	K ₂ O	-	2.70
		Na ₂ O	-	1.55
				<hr/>
		Total ...		4.25 kgs/t. arr
				<hr/> =====

886.052.001

Imp. Garcinuño - Bilbao 15.000 ej. - Lito 10 kgs.



2.3. - Desalcalinización en el horno alto

- % alcalino en la escoria $\left\{ \begin{array}{l} 0,74 \% \text{ k}_2\text{O} \\ 0,47 \% \text{ Na}_2\text{O} \end{array} \right\} 1,21 (\% \text{ k}_2\text{O} \pm \text{Na}_2\text{O})$

- Índice en basicidad escoria.

$$\frac{\% \text{ Cao} \pm \% \text{ Mgo}}{\% \text{ SiO}_2 \pm \% \text{ Al}_2\text{O}_3} = 0,96$$

- % alcalinos en el polvo de tragante

$\left\{ \begin{array}{l} 0,90 \% \text{ k}_2\text{O} \\ 0,30 \% \text{ Na}_2\text{O} \end{array} \right.$

886.052.001



Altos Hornos de Vizcaya, S. A.

AGRUPACION MINERA

ALAMEDA DE URQUIJO, 10 - BILBAO - 8 - TELEFONOS 416 18 00 - 415 90 77

DIRECCION POSTAL: APARTADO 42 - BILBAO

25 JUN. 1984

VIZCAYA

Gaillarta y Bodovalle - Telex 31924 AGRM - E

Teléfs. { 660 20 50 - 660 20 75
660 31 03 - 660 31 09

SANTANDER

Astillero - Apartado n.º 9

Teléfono 54 00 51

Miño - Castro Urdiales

Teléfono 86 01 00

TECNICAS REUNIDAS, S.A.

Arapiles, 14

M A D R I D (15)

A la atención de D. Juan KOERTING

CENTROS MINEROS

su referencia

su escrito del

servase indicar en su contestación
n/sección n/referencia

Bilbao,

FS/BA

15 de Junio 1.984

Muy Sres. nuestros:

En contestación a su atenta del pasado día 23 de Mayo, tengo el gusto de adjuntarles, debidamente cumplimentado, el cuestionario que nos enviaron.

Aprovechamos esta ocasión para saludarles aténtamente,

Agrupación Minera, S.A.
DIRECCION GENERAL

Fdo.: Francisco Sánchez Gómez

CUESTIONARIO SOBRE MINERAL SINTERIZABLE

1.- VENTAS NACIONALESCARBONATO

(Año 1983 y previsión para 1984).	83	84
- ENSIDESA (t/año)	-	-
- AHV (t/año)	1.546	1.200

2.- GRANULOMETRIA

% de las siguientes fracciones granulométricas:

+ 6 mm.	14
0,2 - 0,7 mm	7
- 0,125 mm	7

¿Existen especificaciones de ENSIDESA y AHV sobre porcentajes máximos de dichas u otras fracciones granulométricas?. En caso afirmativo indicar dichos porcentajes máximos.

3.- COMPOSICION QUIMICA

Composición media y especificaciones de ENSIDESA Y AHV en:

Fe total	39,51	+ 37,70
H ₂ O	3,50	- 4,5
SiO ₂	3,74	+ 4,-
Al ₂ O ₃ + TiO ₂	0,40	- 1,-
P	0,013	- 0,015
S	0,253	- 0,300
As	-	-
K ₂ O + Na ₂ O (nat.)	0,123	- 0,130
Cu	0,004	- 0,010
Zn	0,004	0,005
Ni	-	-
Cr	-	-
Pb	0,004	- 0,005

4.- PRECIOS

- a) Precio en pesetas unidad de Fe por tonelada FOB puerto de embarque, incluyendo estibado y pagada tarifa G₃ por cuenta del minero.
- b) Costo del transporte marítimo.
- c) Penalidades aplicadas por ENSIDESA y AHV.
 - Fe
 - Humedad
 - Alcalinos
 - Otros

Por tratarse de explotaciones propias de Altos Hornos, no disponemos de precios de venta.

CUESTIONARIO SOBRE MINERAL SINTERIZABLE

1.-	<u>VENTAS NACIONALES</u>	<u>FINOS ORCONERA</u>	
	(Año 1983 y previsión para 1984).	<u>1.983</u>	<u>1.984</u>
-	ENSIDESA (t/año)	-	-
-	AHV (t/año)	27.089	30.000

2.- GRANULOMETRIA

% de las siguientes fracciones granulométricas:

+ 6 mm.

0,2 - 0,7 mm

- 0,125 mm

¿Existen especificaciones de ENSIDESA y AHV sobre porcentajes máximos de dichas u otras fracciones granulométricas?. En caso afirmativo indicar dichos porcentajes máximos.

3.- COMPOSICION QUIMICA

Composición media y especificaciones de ENSIDESA Y AHV en:

Fe total	50.170	+ 48
H ₂ O	11.170	- 13
SiO ₂	11.630	+ 10
Al ₂ O ₃ + TiO ₂	1.455	- 2
P	0,031	- 0,05
S	0,030	- 0,05
As	-	-
K ₂ O + Na ₂ O (nat.)	0,351	- 0,530
Cu	0,006	- 0,01
Zn	0,008	- 0,01
Ni	-	-
Cr	-	-
Pb	0,005	- 0,02

4.- PRECIOS

- a) Precio en pesetas unidad de Fe por tonelada FOB puerto de embarque, incluyendo estibado y pagada tarifa G₃ por cuenta del minero.
- b) Costo del transporte marítimo.
- c) Penalidades aplicadas por ENSIDESA y AHV.
 - Fe
 - Humedad
 - Alcalinos
 - Otros

Por tratarse de explotaciones propias de Altos Hornos, no disponemos de precios de venta.

CUESTIONARIO SOBRE MINERAL SINTERIZABLE

1.- VENTAS NACIONALESFINOS SANTANDER

(Año 1983 y previsión para 1984).	83	84
- ENSIDESA (t/año)	-	-
- AHV (t/año)	107.217	135.000

2.- GRANULOMETRIA

% de las siguientes fracciones granulométricas:

+ 6 mm.	14,5
0,2 - 0,7 mm	6,8
- 0,125 mm	6,9

¿Existen especificaciones de ENSIDESA y AHV sobre porcentajes máximos de dichas u otras fracciones granulométricas?. En caso afirmativo indicar dichos porcentajes máximos.

3.- COMPOSICION QUIMICA

Composición media y especificaciones de ENSIDESA Y AHV en:

Fe total	49,10	+ 50
H ₂ O	12,28	- 12
SiO ₂	6,643	+ 4
Al ₂ O ₃ + TiO ₂	2,135	- 2
P	0,038	- 0,050
S	0,028	- 0,050
As	-	-
K ₂ O + Na ₂ O (nat.)	0,148	- 0,135
Cu	0,001	- 0,010
Zn	0,028	- 0,030
Ni	-	-
Cr	-	-
Pb	0,042	0,060

4.- PRECIOS

- a) Precio en pesetas unidad de Fe por tonelada FOB puerto de embarque, incluyendo estibado y pagada tarifa G₃ por cuenta del minero.
- b) Costo del transporte marítimo.
- c) Penalidades aplicadas por ENSIDESA y AHV.
 - Fe
 - Humedad
 - Alcalinos
 - Otros

Por tratarse de explotaciones propias de Altos Hornos, no disponemos de precios de venta.

CUESTIONARIO SOBRE MINERAL SINTERIZABLE

1.-	<u>VENTAS NACIONALES</u>		<u>FINOS DICIDO</u>
	(Año 1983 y previsión para 1984).	83	84
-	ENSIDESA (t/año)	-	-
-	AHV (t/año)	98.000	130.000

2.- GRANULOMETRIA

%de las siguientes fracciones granulométricas:

+ 6 mm.	14,0 %
0,2 - 0,7 mm	7
- 0,125 mm	11

¿Existen especificaciones de ENSIDESA y AHV sobre porcentajes máximos de dichas u otras fracciones granulométricas?. En caso afirmativo indicar dichos porcentajes máximos.

3.- COMPOSICION QUIMICA

Composición media y especificaciones de ENSIDESA Y AHV en:

Fe total	36,15	+ 41
H ₂ O	9,67	- 10
SiO ₂	16,51	+ 8
Al ₂ O ₃ + TiO ₂	1,60	- 2
P	0,035	- 0,05
S	0,030	- 0,03
As	-	-
K ₂ O + Na ₂ O (nat.)	0,501	- 0,270
Cu	0,009	- 0,010
Zn	0,016	- 0,010
Ni	-	-
Cr	-	-
Pb	0,006	- 0,020

4.- PRECIOS

- a) Precio en pesetas unidad de Fe por tonelada FOB puerto de embarque, incluyendo estibado y pagada tarifa G₃ por cuenta del minero.
- b) Costo del transporte marítimo.
- c) Penalidades aplicadas por ENSIDESA y AHV.
 - Fe
 - Humedad
 - Alcalinos
 - Otros

Por tratarse de explotaciones propias de Altos Hornos, no disponemos de precios de venta.

CUESTIONARIO SOBRE MINERAL SINTERIZABLE

1.- VENTAS NACIONALESCEHEGIN

(Año 1983 y previsión para 1984).	83	84
- ENSIDESA (t/año)	-	-
- AHV (t/año)	108.067	156.000

2.- GRANULOMETRIA

% de las siguientes fracciones granulométricas:

+ 6 mm.	2
0,2 - 0,7 mm	23,5
- 0,125 mm	50,0

¿Existen especificaciones de ENSIDESA y AHV sobre porcentajes máximos de dichas u otras fracciones granulométricas?. En caso afirmativo indicar dichos porcentajes máximos.

3.- COMPOSICION QUIMICA

Composición media y especificaciones de ENSIDESA Y AHV en:

Fe total	60,93	+ 63,8
H ₂ O	5,13	- 6
SiO ₂	6,51	+ 3,-
Al ₂ O ₃ + TiO ₂	1,97	- 2,-
P	0,074	- 0,06
S	0,059	- 0,100
As	-	-
K ₂ O + Na ₂ O (nat.)	0,408	- 0,200
Cu	0,002	- 0,005
Zn	0,006	- 0,005
Ni	-	-
Cr	-	-
Pb	0,005	- 0,010

4.- PRECIOS

- a) Precio en pesetas unidad de Fe por tonelada FOB puerto de embarque, incluyendo estibado y pagada tarifa G₃ por cuenta del minero.
- b) Costo del transporte marítimo.
- c) Penalidades aplicadas por ENSIDESA y AHV.
 - Fe
 - Humedad
 - Alcalinos
 - Otros

Por tratarse de explotaciones propias de Altos Hornos, no disponemos de precios de venta.

E.H

Compañía Andaluza de Minas
Sociedad Anónima

CAPITAL: 1.000.000.000 DE PESETAS

DIRECCIÓN TELEGRÁFICA: "ANDAMIN"

CENTRALITA (5 LINEAS)

NÚMERO: 419 64 50

TELEX: 22141 CAM-e

SERIEV..... N.º528/GK

(A CITAR EN LA CONTESTACIÓN)

Madrid, 28 de Mayo de 1.984

PASEO DE RECOLETOS, 27

TECNICAS REUNIDAS, S.A.

Arapiles, 14

M a d r i d -15

A la atención de Don Juan Koerting

Ref: DESALCALINIZACION DE MINERAL

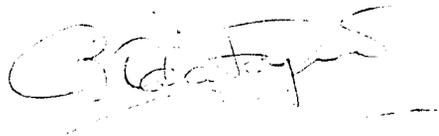
Muy Sres. nuestros:

Contestando su carta de 23 de Mayo de 1.984, les adjuntamos una nota en la que se cumplimentan los datos que nos habían solicitado.

Toda vez que no suministramos desde hace tiempo mineral a A.H.V., sólo incluimos en ella los datos correspondientes a nuestros suministros a ENSIDESA.

Con este motivo, aprovechamos la ocasión para saludarles muy atentamente,

COMPAÑIA ANDALUZA DE MINAS, S.A.
DIRECTOR TECNICO



C/C. BANCO URQUIJO - B. H. AMERICANO - CREDIT LYONNAIS

CUESTIONARIO SOBRE MINERAL SINTERIZABLE

1°.- Ventas

1.983 1.891.000 Tm.

1.984(previsión)1.900.000 Tm.

2°.- Granulometría:

Contractualmente la granulometría es de 0/8 mm., con una tolerancia del 8% para fracciones superiores a 8mm.

La granulometría real en 1.983 fue:

+ 8mm 1,9%

de 8 a 0,125mm 83,2%

- 0,125mm 14,9%

3°.- Composición Química:

Les reseñamos la especificación contractual, así como el análisis medio comercial de los suministros de 1.983:

ESTADO NATURAL

	<u>Especificación</u>	<u>Medio Comercial</u>
Fe	54,5 ± 1,0 (1)	54,91
SiO ₂	5,0 ± 0,5 (1)	4,48
Al ₂ O ₃	1,3 ± 0,5	1,20
CaO	5,0 ± 0,5	3,52
MgO	0,5 ± 0,1	0,43
S	0,03 ± 0,01	0,010
P	0,03 ± 0,04	0,019
Mn	1,70 ± 0,20	1,66
Na ₂ O	0,02 ± 0,01	0,029
K ₂ O	0,35 ± 0,20 ⁽¹⁾	0,331 ⁽²⁾
Otras Impurezas	Exento	-
Humedad	12,00 ± 1,0	11,69

- (1) 52,5% en Fe, estado seco, mínimo
 6,5% en SiO_2 , estado natural, máximo
 0,08% en P, estado natural, máximo
 0,4% en $\text{K}_2\text{O}+\text{Na}_2\text{O}$, estado seco, máximo
- (2) Los resultados de nuestro laboratorio fueron: $\text{Na}_2\text{O}=0,020$; $\text{K}_2\text{O}=0,372$

4º.- Precio:

a) Nuestro contrato para 1.984 (con plazo de suministro Febrero83-Enero85) contempla distintos precios FOB Almería para distintos tonelajes:

- Para las primeras 1.500.000 Tm. 1.367,5 Pts/t, ley 50%, estado natural.
- Para las siguientes 200.000 Tm. 1.250 Pts/t, estado natural.
- Para las siguientes 200.000 Tm. 1.312,50 Pts/t, estado natural.
- Para el exceso sobre 1.900.000 Tm. 1.250 Pts/t, estado natural.

Teniendo en cuenta el remanente de 1.983, para un suministro en el año 1.984 de 1,9 Millones de Tm. resultará un precio medio de 1.337,80 - - Pts/t, ley 50, FOB Almería, G-3 (19,30 Pts/t) a nuestro cargo.

b) Estimamos un costo de transporte marítimo de 420 Pts/t.

c) En cuanto a las penalidades. Considerando el precio medio de los suministros, resultan las siguientes penalidades:

- Para Fe *Precio* 26,76 Pts/t, por cada unidad de Fe en estado natural hasta el 52,5% en estado seco.
Penalidad 46,25 Pts/t por cada unidad de Fe en estado natural inferior del 52,5% en estado seco.
- Por SiO_2 11,6 Pts/t por cada unidad en exceso sobre el 6,5% en estado natural.
- Por P 11,6 Pts/t por cada 0,1% en exceso sobre el 0,08% en estado natural.
- Por $\text{K}_2\text{O}+\text{Na}_2\text{O}$ 4,05 Pts/t por cada 0,01% en exceso sobre el 0,40% - en estado seco. (En lotes de tres barcos)



CIA. MINERA DE SIERRA MENERA, S. A.

OFICINA CENTRAL:
Rodríguez San Pedro, 2

TELEFS. { 445 32 15
447 28 84
448 79 01
448 79 02

Telegramas: MENERAMAD
MADRID - 15

Madrid, 19 de junio de 1.984.

EXPLORACION MINAS
Apartado 1
Teléfono (974) 86 32 78
OJOS NEGROS (Teruel)

TECNICAS REUNIDAS, S.A.
Arapiles, 13 Planta 14
MADRID - 15

DEPOSITOS Y EMBARQUE
Alameda de los Mártires, s/n.
PUERTO SAGUNTO (Valencia)

TELEFS. { 247 13 12
247 13 16

Telegramas: MENERA
Apartado 14
TELEX 23379 CMSME

A la atención Sr. D. Juan Koerting.

Muy Sres. nuestros:

Adjunto les remitimos cuestionario, debidamente cumplimentado, según nos solicitan en su att. del 23 de mayo ppdo.

Con este motivo, les saludamos atentamente,

Fdo.- ALFONSO HERRAEZ.
JEFE DE CONTABILIDAD.

QUESTIONARIO SOBRE MINERAL SINTERIZABLE

0.- Todos los datos se refieren a ENSIDESA.

1.- VENTAS NACIONALES

(Año 1983 y previsión para 1984).

- ENSIDESA (t/año)	1.983 = 701.480	1.984 = 700.000
- AHV (t/año)	—	—

2.- GRANULOMETRIA

% de las siguientes fracciones granulométricas:

+ 6 mm.
0,2 - 0,7 mm
- 0,125 mm

¿Existen especificaciones de ENSIDESA y AHV sobre porcentajes máximos de dichas u otras fracciones granulométricas?. En caso afirmativo indicar dichos porcentajes máximos. **Máximo 5% de > 8 mm.**
Máximo 22 % de < 0,125 mm.

3.- COMPOSICION QUIMICA

Composición media y especificaciones de ENSIDESA Y AHV en:

Fe total	40,00
H ₂ O	18,25
SiO ₂	9,50
Al ₂ O ₃ + TiO ₂	2,30
P	0,065
S	0,040
As 205	Trazas
K ₂ O + Na ₂ O	0,310
Cu	Trazas
Zn	0,010
Ni	No contiene
Cr	—
Pb	No contiene

4.- PRECIOS

a) Precio en pesetas unidad de Fe por tonelada FOB puerto de embarque, incluyendo estibado y pagada tarifa G₃ por cuenta del minero. Real año 1.983 = 22,34 UTM.

b) Costo del transporte marítimo. —

c) Penalidades aplicadas por ENSIDESA y AHV.

- Fe E.S. < 48
- Humedad —
- Alcalinos > 0,380/ > 0,400
- Otros Grano > 8 mm. y < 0,125 mm.