



TOGETHER
for a sustainable future

OCCASION

This publication has been made available to the public on the occasion of the 50th anniversary of the United Nations Industrial Development Organisation.



TOGETHER
for a sustainable future

DISCLAIMER

This document has been produced without formal United Nations editing. The designations employed and the presentation of the material in this document do not imply the expression of any opinion whatsoever on the part of the Secretariat of the United Nations Industrial Development Organization (UNIDO) concerning the legal status of any country, territory, city or area or of its authorities, or concerning the delimitation of its frontiers or boundaries, or its economic system or degree of development. Designations such as “developed”, “industrialized” and “developing” are intended for statistical convenience and do not necessarily express a judgment about the stage reached by a particular country or area in the development process. Mention of firm names or commercial products does not constitute an endorsement by UNIDO.

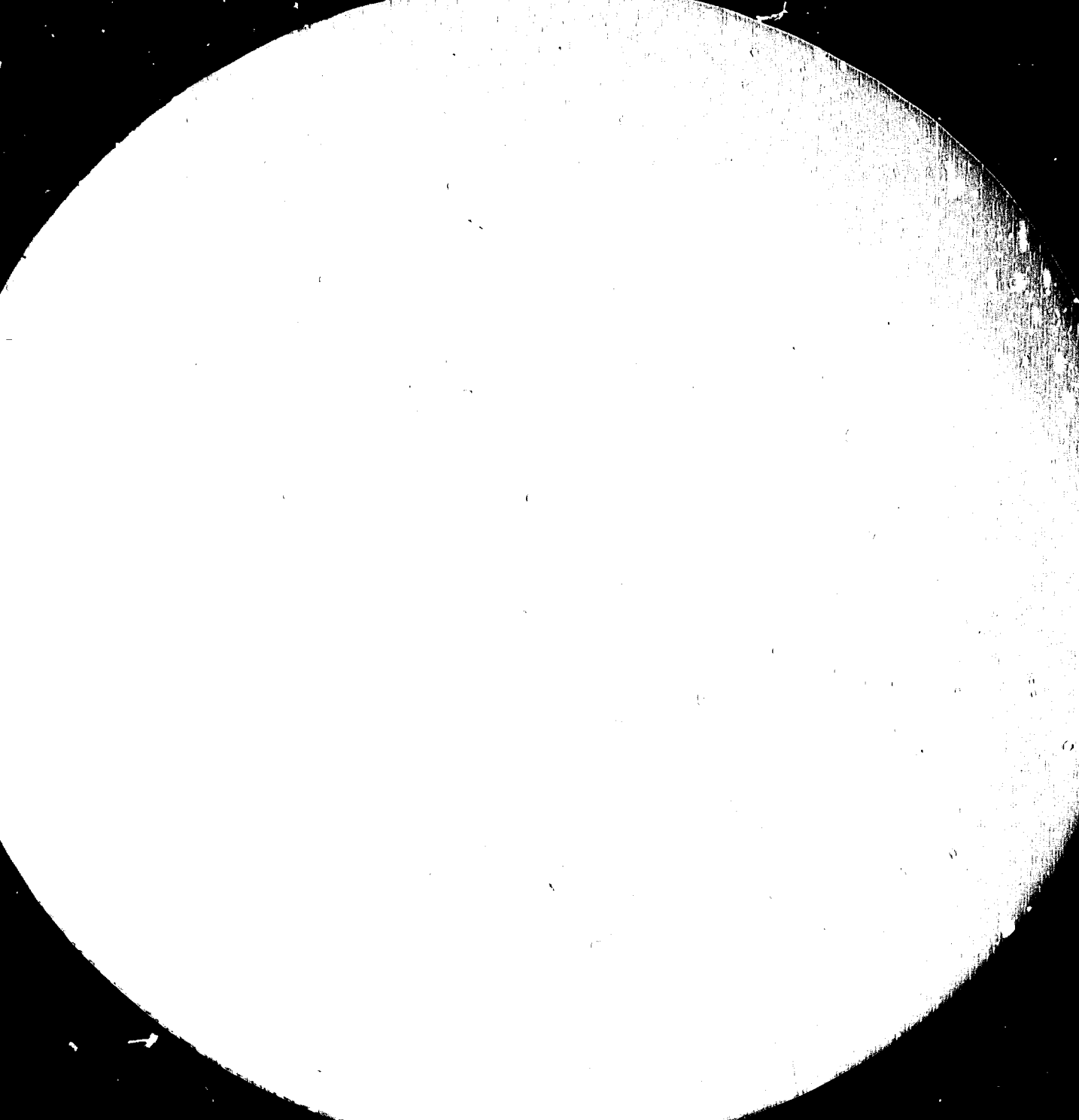
FAIR USE POLICY

Any part of this publication may be quoted and referenced for educational and research purposes without additional permission from UNIDO. However, those who make use of quoting and referencing this publication are requested to follow the Fair Use Policy of giving due credit to UNIDO.

CONTACT

Please contact publications@unido.org for further information concerning UNIDO publications.

For more information about UNIDO, please visit us at www.unido.org





2.8 2.5



2.0 1.8 1.6 1.5 1.4 1.25 1.125 1.1 1.0

11160-S

Distr. LIMITADA

UNIDO/IC.490
1 febrero 1982

ORGANIZACION DE LAS NACIONES UNIDAS PARA
EL DESARROLLO INDUSTRIAL

ESPAÑOL
Original: INGLES

ESTUDIO COMPARATIVO DE EVALUACION DE TECNOLOGIAS DE
REDUCCION DIRECTA DE MINERALES DE HIERRO
UTILIZADAS EN LA INDUSTRIA**

por
S. Das Gupta*

* Director, M.N. Dastur and Company (P) Ltd., Consulting Engineers,
Calcutta, India.

** El presente documento ha sido preparado para el Curso Práctico PNUMA/
ONUDI sobre aspectos ambientales y recursos en relación con la producción de
acero por la vía de la reducción directa, Puerto Ordaz, Venezuela, 26-30
abril 1982.

El presente documento es traducción de un texto que no ha pasado por los
servicios de edición de la secretaría de la ONUDI. Las opiniones expresadas
en el mismo son las del autor, y no reflejan necesariamente las de la secreta-
ría de la ONUDI.

V.82-21386

INDICE

	<u>Página</u>
INTRODUCCION	1
PROCEDIMIENTOS DE RD DE IMPORTANCIA COMERCIAL	3
Procedimientos de reductor gaseoso	3
Procedimientos de reductor sólido	6
Procedimientos de reciente aparición	6
Dimensiones de las unidades	6
MATERIAS PRIMAS	8
Material de alimentación de óxido de hierro	9
Reductor	11
RENDIMIENTO EN PLANTA Y PRODUCTOS	12
REPERCUSIONES AMBIENTALES	14
Emisiones, efluentes y desechos y su tratamiento	15
Contaminación por ruido	17
Inversiones en equipo anticontaminante	18
Costos de operación	18
Posibilidades futuras	19
APLICACIONES DE LOS PROCEDIMIENTOS EN RD EN LOS PAISES EN DESARROLLO	19
Ubicación y capacidad	20
Materias primas	21
Consideraciones ambientales	22

LISTA DE CUADROS

Cuadro 1. Procedimientos de RD de importancia comercial	24
Cuadro 2. Análisis químico típico de los materiales de aportación de óxido utilizados en plantas de RD	26
Cuadro 3. Características del material de aportación de óxido utilizado en los procedimientos de RD	27
Cuadro 4. Características del gas natural	28
Cuadro 5. Características de los carbones utilizados en plantas de horno rotativo	29
Cuadro 6. Rendimiento en planta y productos de algunas instalaciones de RD	30
Cuadro 7. Principales contaminantes de algunos procedimientos de RD	31
Cuadro 8. Intensidades de ruido de distintos procedimientos de RD	34

ANEXOS

Anexo 1. Examen de los procedimientos de RD de importancia comercial	35
Anexo 2. Procedimientos de RD - contaminación ambiental y su tratamiento	67
Anexo 3. Equipo de control de la contaminación utilizado en la Sponge Iron India Ltd., India	77

INDICE (cont.)

Página

FIGURAS

Fig. 1.	Mapa del mundo con la ubicación de las plantas de RI instaladas	79
Fig. 2.	Diagrama del procedimiento E y L	80
Fig. 3.	Diagrama del procedimiento HyL III	81
Fig. 4.	Diagrama del procedimiento ARMCO	82
Fig. 5.	Diagramas del procedimiento MIDREX	82
Fig. 6.	Diagrama del procedimiento PUROPER	82
Fig. 7.	Diagrama del procedimiento NSC-DR	85
Fig. 8.	Diagrama del procedimiento FIOR	86
Fig. 9.	Diagrama del procedimiento HIE	87
Fig. 10.	Diagrama general del procedimiento de horno rotativo	88
Fig. 11.	Esquema típico de una planta MyL - Puntos de origen de la contaminación	89
Fig. 12.	Esquema típico de una planta HyL III - Puntos de origen de la contaminación	90
Fig. 13.	Esquema típico de una planta Midrex - Puntos de origen de la contaminación	91
Fig. 14.	Esquema típico de una planta NSC-DR - Puntos de origen de la contaminación	92
Fig. 15.	Esquema típico de una planta SL/RN - Puntos de origen de la contaminación	93
Fig. 16.	Exposición al ruido y propagación del sonido en una planta SL/RN típica	94
	Lista de Referencias	95

INTRODUCCION

Los esfuerzos realizados durante el último cuarto de siglo para la puesta a punto de procedimientos de reducción directa (RD) comercialmente aceptables constituyen probablemente una reactivación de los realizados en el mismo sentido hace ahora aproximadamente dos siglos. Aunque en la antigüedad la producción de hierro y acero se basaba en la reducción del óxido de hierro a temperaturas inferiores al punto de fusión del hierro y de los metales de la ganga, los procedimientos iniciales de reducción en estado sólido no tuvieron ninguna repercusión significativa en la industria siderúrgica, debido fundamentalmente a los progresos realizados en el proceso de alto horno. Algunas de las causas fundamentales del nuevo interés registrado durante los últimos años por el proceso de reducción directa son: la dependencia del alto horno del empleo exclusivo de coque metalúrgico, la escasez de carbón coquizable de buena calidad y el creciente coste de la coquificación; la existencia de otros reductores en numerosos países, los problemas cada vez mayores planteados por los residuos de la chatarra, unidos a las veleidades de su mercado, que han hecho que se intensifique la búsqueda de otros materiales de fusión, así como las necesidades de instalar plantas de menor capacidad que se adapten a las necesidades específicas de los mercados y recursos de un gran número de países.

El término reducción directa se ha venido utilizando generalmente para designar a todos los procedimientos de producción de hierro distintos al proceso de alto horno, independientemente del tipo y naturaleza del producto. En algunos de dichos procedimientos se produce hierro (en estado fundido o sólido) para la fabricación de acero, mientras que otros permiten realizar un tratamiento previo de las materias primas y los desechos que contienen hierro. Los productos así obtenidos se utilizan como material de alimentación para fundiciones. No obstante, a efectos del presente informe se tendrán en cuenta tan sólo los procedimientos de RD que han alcanzado la fase de importancia comercial para la obtención de un producto sólido altamente metalizable -denominado hierro directamente reducido (HDR)- que se utiliza como material de fusión en los hornos de arco eléctrico.

Cabe mencionar que, aunque existe una gran profusión de información publicada en lo que respecta a tecnología, diagramas de proceso (flow sheet), requisitos de energía y descripción del equipo utilizado en los diversos procedimientos de RD (1 a 65), la información relativa a aspectos ambientales es escasa. Los detalles referentes a contaminación y su control, contenidos en

el presente informe, han sido obtenidos ex profeso, en su mayoría de proveedores de procesos o de las propias plantas (67 a 75), por lo que quisiéramos agradecerles a todos ellos la cooperación brindada a este respecto.

PROCEDIMIENTOS DE RD DE IMPORTANCIA COMERCIAL

Los procedimientos de RD que han recibido aplicación industrial aparecen reflejados en el cuadro 1 agrupados en dos categorías, según el tipo de reductor utilizado. En el cuadro se indica el tipo de unidad de reducción así como una lista de instalaciones industriales de cada procedimiento. En el anexo I se describen brevemente los distintos procedimientos, mientras que en la figura 1 aparecen sus respectivas instalaciones en diversas partes del mundo. Los diagramas de proceso (flow sheets) de los distintos procedimientos se hallan representados en las figuras 2 a 10.

Procedimientos de reductor gaseoso

Tal como puede apreciarse en el cuadro 1, existen seis procedimientos de reductor gaseoso de importancia comercial: FIOR, HIB, HyL, Midrex y Purofer. En ellos se emplean tres tipos distintos de unidad de reducción: retorta, horno de cuba y lecho fluidizado. El horno de cuba se utiliza en tres procesos: Armco, Midrex y Purofer. El procedimiento HyL -el primero moderno de RD y el único que usa reactores de lecho estático- ha anunciado recientemente la puesta a punto de un nuevo proceso, HyL III, consistente en un procedimiento de horno de cuba con empleo de las ventajas que ofrece la eficacia inherente del flujo contra corriente del lecho móvil. Así pues, dentro de poco, los procedimientos de reductor gaseoso podrían estar integrados por hornos de cuba y unidades de lecho fluidizado.

Los hornos de cuba y las retortas utilizan mineral de hierro calibrado y/o nódulos (pellets) como material de alimentación mientras que los procedimientos de lecho fluidizado emplean finos o concentrados de mineral natural. Por lo tanto, por lo que respecta a la alimentación de óxido, los procedimientos de lecho fluidizado permiten utilizar un material más barato. Por otra parte, mientras los hornos de cuba producen HDR en estado frío o caliente que puede utilizarse directamente como material de fusión, el producto obtenido en los reactores de lecho fluidizado tiene necesariamente que ser briqueteado antes de su empleo. En todos estos procedimientos se utiliza gas natural reformado como reductor. Como agente reformante se utiliza vapor o gas de la parte superior reciclado.

Al examinar las actividades industriales se pone de manifiesto que, en la actualidad, el Midrex es el procedimiento de horno de cuba más implantado. Las unidades industriales que emplean procedimientos Arco y Furofer no se hallan en funcionamiento en estos momentos. El procedimiento de retorta HyL ha encontrado una amplia aplicación. Las primeras unidades industriales de cada uno de los dos procedimientos de lecho fluidizado, HEB y FIOR, ya han sido construidas pero hasta hace poco se encontraban todavía en fase de modificación.

Procedimientos de reductor sólido

Si bien es cierto que los procedimientos Hoeganaes y Weiberg se han venido utilizando industrialmente desde hace 70 y 30 años respectivamente no han sido incluidos en el presente informe debido a no haberse construido instalaciones nuevas de dichos procedimientos desde hace ya bastante tiempo. Cabe señalar que la mayoría de procedimientos modernos de reductor sólido emplean hornos rotativos como unidad de reducción. De éstos el SL/RN y el CODIR se hallan en operación industrial.

El procedimiento ACCAR fue probado durante un período muy corto en la Sudbury Metals Company de Canadá en 1976, pero desde entonces la planta ha dejado de funcionar. Esta se basaba en la utilización de gas natural en un horno rotativo, instalado inicialmente para el empleo de carbón.

El procedimiento Kinglor Metals, en el que se emplean retortas, funcionó industrialmente en una planta de Italia durante un plazo muy breve antes de que ésta fuese cerrada. Se ha informado de que otra planta que utiliza dicho procedimiento ha sido instalada recientemente en Birmania. Un procedimiento semejante, ideado en España por Echevarría, tuvo una corta vida industrial de aproximadamente 7 años, antes del cierre de la instalación en 1965.

Procedimientos de reciente aparición

Además de los indicados en el cuadro 1, existen algunos procedimientos más que podrían prestarse a una aplicación industrial, por lo que tal vez sea interesante mencionarlos brevemente. Entre ellos se encuentran los siguientes:

Procedimientos de reductor gaseoso

HyL III
NSC

Procedimientos de reductor sólido

ACCAR
DRC

Dichos procedimientos también se hallan descritos en el anexo I. Los dos procedimientos de reductor gaseoso, HyL III y NSC, utilizan horno de cuba y alta presión superior. Hasta ahora no se tiene noticia de que se halle en construcción ninguna planta que utilice dichos procedimientos.

Se ha informado que el procedimiento HyL fue ensayado en Monterrey, mediante modificación de una unidad de HyL convencional (2M). En el nuevo procedimiento HyL III, la unidad convencional de cuatro reactores HyL I es sustituida por un reactor de cuba único de doble zona. La parte superior del reactor de cuba es la zona de reducción y la parte inferior la zona de enfriamiento/carburización. Ambas se hallan separadas por una zona isobárica. La cuba opera a alta presión (4 atm y más). El gas de la parte superior es reciclado a la zona de reducción.

El procedimiento NSC, originario de la Nippon Steel Corporation, ha sido ensayado en la planta de prueba de la compañía de Hirohata, que en estos momentos se halla cerrada. En dicho procedimiento el gas de reducción se obtiene mediante reformado de gas natural por medio de vapor. Tras la limpieza, enfriamiento y retirada de CO_2 del gas superior, éste es reciclado al horno de cuba después de ser recalentado. La cuba opera con una presión superior de 3 kg por cm^2 g. En la planta piloto se enfriaba el producto en una cámara aislada; para instalaciones industriales se ha propuesto la descarga en caliente de los productos.

Ambos procedimientos de reductor sólido recientemente aparecidos, ACCAR y DRC, utilizan un horno rotativo como unidad de reducción. El procedimiento ACCAR instalado en la Sudbury Metals se basaba en el empleo de gas natural exclusivamente. Una nueva planta (150.000 tons/año) que utiliza dicho procedimiento para el empleo de carbón no coquizable y aceite pesado (fuel oil) se halla actualmente en construcción en la India. El empleo de carbón como reductor se ha ensayado en la planta piloto ACCAR de Niagara Falls, Canadá.

El procedimiento DRC fue ideado en base a la experiencia obtenida en el tratamiento de ilmenita. Una planta experimental con una capacidad de 30.000/50.000 tons por año fue construida en Rockwood, EE.UU. en 1978. Se ha informado que una instalación de una capacidad de 75.000 tons por año se halla en construcción en África del Sur.

Dimensiones de las unidades

En el cuadro 1 también se indican las dimensiones de las plantas de RD de distintos procedimientos. Se observará que el tamaño de unidad más comúnmente adoptado en los procedimientos que utilizan horno de cuba es de aproximadamente 350.000/400.000 tons por año de capacidad. La cuba de mayor tamaño en funcionamiento o en construcción tiene una capacidad de aproximadamente 600.000 tons por años. El procedimiento Midrex normaliza sus instalaciones según dos tamaños, denominados módulos Serie 400 y Serie 600.

El procedimiento HYL habitual utiliza reactores de lecho estático y cuenta con cuatro módulos-tipo, denominados A, B, C y D, que corresponden a capacidades de producción anuales de 290.000, 412.000, 515.000 y 625.000 tons respectivamente, con una metalización del 85%.

Las instalaciones de lecho fluidizado son de distintas capacidades; la planta FIOR tiene una capacidad de 400.000 tons, mientras que la de la planta HIB es de 1 millón de tons/año.

El tamaño de las instalaciones comerciales de procedimientos que utilizan hornos rotativos varía considerablemente, ya que sus capacidades oscilan entre 30.000 y 400.000 tons/año. No obstante, la experiencia de funcionamiento de instalaciones de capacidades superiores a 150.000 tons/año ha sido muy limitada. El procedimiento Kinglor Metor utiliza un módulo-tipo de 20.000 tons/año de capacidad.

MATERIAS PRIMAS

Las dos materias primas fundamentales requeridas para los procesos de RD son el material de aportación de óxido y el reductor. En los procesos de reductor gaseoso se emplea habitualmente gas natural. Aunque es posible utilizar gas obtenido a partir de otros combustibles fósiles, en la práctica industrial sólo se ha empleado hasta la fecha gas producido a base de fuel oil pesado. En los procedimientos de reductor sólido se utilizan diversos tipos de carbón. Además, dichos procedimientos requieren dolomita o caliza como agente desulfurante.

A continuación se describen las características generales de los materiales de alimentación de óxido y de los reductores utilizados en los distintos procesos:

Material de alimentación de óxido de hierro

El material de aportación de óxido de hierro utilizado en los procedimientos de RI varía considerablemente y su selección depende de las exigencias que plantean el tipo de proceso de reducción, las propiedades requeridas para incrementar al máximo la eficacia del procedimiento y la calidad necesaria para la utilización óptima del producto en las operaciones posteriores de producción de acero.

El rendimiento de la reducción en un lecho de carga móvil o en un lecho estático se ve influenciado grandemente por la permeabilidad del mismo, dado que una permeabilidad alta favorece el contacto entre gas y sólido. Por lo tanto en dichos procedimientos son importantes la distribución de tamaño del material de alimentación, la resistencia del material de aporte de óxido a la degradación y la decrepitación y su comportamiento físico durante la reducción a elevadas temperaturas. Preferentemente, el material de aporte de óxido tendría que tener una gama de tamaños reducida. No son convenientes cantidades elevadas de finos. Debe evitarse la utilización de materiales con tendencia a pegarse, formar grumos o hincharse durante la reducción.

En los procedimientos de horno rotativo pueden aceptarse materiales con una gama de tamaños más amplia que en los hornos de cuba, ya que las tasas de reacción no están influenciadas por la permeabilidad del lecho. No obstante, los materiales no deberían generar finos por degradación o decrepitación, que saldrían del horno con el gas de chimenea. La tendencia a pegarse o arracimarse tiene un efecto negativo sobre el funcionamiento del horno de cuba durante la aglomeración (accretion).

Para los procesos de lecho fluidizado se requieren finos con una distribución de tamaños constante y apropiada. No es conveniente un porcentaje alto de material muy fino ni una distribución de tamaños reducida. No todos los tipos de finos son apropiados para los procedimientos de lechos fluidizados, por ejemplo, los finos con tendencia a pegarse y formar grumos durante la reducción deberían evitarse.

Desde el punto de vista de la fabricación de acero, es importante la composición química del mineral de aporte de óxido. Preferentemente, éste debería presentar un alto contenido de Fe (entre un 66 y un 69 por ciento) y bajos contenidos de ganga, fósforo, azufre y elementos residuales (Pb, Cu, Zn, Cr, Co). El límite de contenido de ganga dependerá de la proporción de HDR a utilizar. Con una carga en el horno de arco de un 50% de HDR únicamente, la

relación $(\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3)/\text{Fe}$ puede oscilar entre 0,05 y 0,09, mientras que para una carga elevada de DR (80% o más) la relación debería ser inferior a 0,05. El contenido de P debería ser inferior a 0,03%. Los elementos residuales raras veces constituyen un problema. Por el contrario, el contenido de S sí puede plantear dificultades. Por lo que hace al proceso de RD, el contenido de S en el material de aportación de óxido debería ser inferior al 0,015% en el diagrama de proceso normal Midrex y menor del 0,02% para el diagrama de proceso alterno Midrex, para evitar el envenenamiento del catalizador.

Considerando los factores expuestos anteriormente, es evidente que para todos los procedimientos de RD que no sean procesos de lecho fluidizado hay que utilizar minerales de hierro calibrados de gran riqueza y nódulos (pellets) con propiedades físicas y químicas adecuadas. En el cuadro 2 aparecen análisis típicos de algunos de los nódulos y minerales utilizados en los distintos procesos de RD.

A continuación se resumen las principales tendencias de la utilización de material de aporte de óxido en los procedimientos industriales de RD:

- a) El procedimiento HYL empezó utilizando un 100 por ciento de mineral. Más tarde pasó a utilizar un 100 por cien de nódulos y la práctica industrial actual se basa en la utilización exclusiva de nódulos.
- b) El procedimiento Armco operó fundamentalmente con nódulos. No obstante, en ciertos períodos, ha habido un empleo limitado de un tipo de mineral de hierro calibrado.
- c) El procedimiento Midrex fue ideado para el empleo al 100 por cien de nódulo. Inicialmente sólo se aceptaban nódulos de un número limitado de orígenes. En la actualidad, no obstante, el proceso ha demostrado poder utilizar diversas proporciones de mineral calibrado (del 0 al 100 por ciento) con una amplia gama de tipos de nódulos. Una parte de finos (3 a 6 mms), que anteriormente eran rechazados como desechos en la selección, se aceptan actualmente como material de alimentación en ciertas proporciones.
- d) El procedimiento Purofer fue utilizado en Brasil con un 100 por cien de mineral de hierro y en Irán con un 100 por ciento de nódulos.
- e) Los procedimientos de lecho fluidizado sólo han empleado hasta la fecha finos de mineral venezolanos.
- f) Las instalaciones de horno rotativo (SL/RN y CO/IR) utilizan generalmente mineral calibrado. La planta SL/RN también ha empleado nódulos y concentrado de magnetita titanífera.

La selección de un material de alimentación para un proceso determinado tiene que estar supeditada a la realización de ensayos apropiados, inicialmente en el laboratorio y posteriormente durante el funcionamiento real. Por regla general son los proveedores del procedimiento los que llevan a cabo los

ensayos. No obstante, para los procesos de horno rotativo la planta de prueba instalada por el Gobierno de la India en Paloncha, Konaagudem, con la asistencia de la ONUDI y el PNUD, ofrece la posibilidad de realizar ensayos de materias primas en gran escala con objeto de determinar su conveniencia.

Las estipulaciones planteadas generalmente por diversos procesos en relación a las características del material de aporte de óxido figuran resumidas en el cuadro 3.

Reductor

Gas natural: En los procesos de reductor gaseoso se utiliza fundamentalmente gas natural como reductor. Hasta ahora sólo ha habido una instalación en todo el mundo, Cosigua en Brasil, que haya funcionado con aceite pesado gasificado, pero en la actualidad ésta ha dejado de funcionar.

El gas natural tiene que ser reformado para producir el gas de reducción requerido para el proceso. La técnica de reformado y el equipo utilizado varían de un procedimiento a otro. Según la técnica de reformado, los procesos de reductor gaseoso pueden clasificarse de la forma siguiente:

- a) Procedimientos que utilizan reformado de vapor - HyL, Armco, EIB, FIOR y NSC.
- b) Procedimientos que emplean reformado de gas superior - Midrex y Purover.

Todos los procedimientos de reformado utilizan un catalizador. Tanto los procedimientos de reformado de vapor como los de reformado de gas superior (Midrex) utilizan un catalizador a base de níquel. Según la técnica de reformado utilizada, los procesos estipulan los límites del contenido de azufre en el gas natural, porque el azufre envenena el catalizador. Otros componentes indeseables del gas natural son el CO_2 y el nitrógeno. Las características especificadas por algunos procedimientos de RD en cuanto a la calidad del gas natural aparecen en el cuadro 4.

Carbón: El carbón se utiliza como reductor en los procesos de reductor sólido. La idoneidad del carbón se juzga por su reactividad, contenido de ceniza, temperatura de fusión de la ceniza e índice de hinchamiento. Las instalaciones SL/RN funcionan con carbones sub-bituminosos, con excepción de la unidad de Nueva Zelandia que utiliza lignito. El procedimiento CODIR emplea antracita como reductor y carbones sub-bituminosos como combustible. Las características de los carbones utilizados en las instalaciones de horno rotativo aparecen en el cuadro 5.

Habida cuenta de las superiores reservas de carbón (comparadas con las de gas natural) y los mayores progresos realizados por los procesos que utilizan reductor gaseoso, se llevan a cabo en la actualidad intentos de utilizar como reductor gas obtenido a partir de carbón. El empleo de gas de horno de coque como reductor ha sido ensayado en plantas piloto. La puesta a punto y la aceptación comercial de estas técnicas dependerá en gran parte de los costos relativos del gas natural y del gas obtenido a partir de carbón.

RENDIMIENTO EN PLANTA Y PRODUCTOS

La experiencia industrial demuestra que, al trabajar con un nuevo proceso, se requieren considerables esfuerzos para lograr una producción constante con la calidad de producto y el rendimiento deseados, asimilando al mismo tiempo la nueva tecnología. Dichos procesos son, por otra parte, muy sensibles a la calidad de los materiales de alimentación. Por ello, los períodos de "gestación" de los nuevos procesos han variado según las condiciones locales y la experiencia industrial de las diversas tecnologías de RD. Las primeras plantas de RD que adoptaron nuevas tecnologías tuvieron que realizar, además, importantes modificaciones antes de lograr resultados comerciales.

Las instalaciones Midrex han demostrado poder alcanzar la capacidad prevista en un plazo de tiempo razonable y en distintos emplazamientos. No obstante, no conviene olvidar que hubo que invertir un esfuerzo considerable en las primeras instalaciones antes de que éstas alcanzasen el rendimiento previsto. La unidad Armco de Houston necesitó más de dos años para llegar al 70% de la capacidad proyectada y ulteriormente no ha estado en funcionamiento. Las instalaciones Purofer operaron durante cortos períodos y no pudieron alcanzar las capacidades anuales previstas.

Las plantas HyL de México han demostrado poder producir a las capacidades proyectadas, e incluso a capacidades superiores. No se tienen noticias, sin embargo, de que este tipo de plantas haya dado resultados semejantes en otras partes.

El procedimiento HIB todavía no ha superado sus dificultades a pesar de haber transcurrido casi diez años desde el inicio de las operaciones. La planta FIOR está mejorando su rendimiento y ha alcanzado un 55% de la capacidad anual de producción.

El rendimiento de las instalaciones de horno rotativo también ha seguido una pauta similar a la de las unidades de reductor gaseoso. La planta de

Nueva Zelanda alcanzó el nivel de producción previsto en 5 años. La de Brasil ha llegado al 85% tras aproximadamente 6 años. La planta de Sudáfrica opera, según se informa, a un nivel de capacidad del 80%.

La experiencia industrial del procedimiento Kinglor Metor ha sido limitada y sus instalaciones no han funcionado lo suficiente para determinar su capacidad de rendimiento.

Las cualidades del producto respecto al grado de metalización y el contenido de carbono están determinadas por la tecnología del proceso. De los distintos procesos mencionados anteriormente, el procedimiento HIB produce el HDR menos metalizado -un 75% aproximadamente, que no es apropiado para la fabricación de acero. Le sigue el procedimiento HyL, que alcanza generalmente de un 85 a un 87% de metalización. Todos los demás procesos producen normalmente entre un 90 y un 92% de metalización en el producto. El grado de metalización y contenido de carbono obtenido generalmente por medio de distintos procesos se indican en el cuadro 6.

Son necesarias dos formas de energía: gas/carbón y energía eléctrica. Los requisitos energéticos de los distintos procesos dependen del tipo de unidad de reducción utilizada, de la calidad del material de alimentación empleado y de la calidad del producto. El cuadro 6 indica los niveles generales de consumo de energía de las plantas industriales que aplican los distintos procesos.

El consumo de agua de las instalaciones de RD depende de la tecnología del proceso y del tipo de equipo empleado así como de las condiciones locales. Por un lado, hay plantas como la Armco de Houston, en las que se emplea un sistema de flujo único dada la abundancia de agua. En estos casos el consumo de agua es elevado. Por otro, existen instalaciones como la de Qatar, donde se utilizan intercambiadores de calor agua/agua para enfriar el agua circulante, en los que las pérdidas del sistema son mínimas.

Los requisitos de agua de los distintos procedimientos aparecen también en el cuadro 6.

REPERCUSIONES AMBIENTALES

Siempre que se instala una planta industrial en una zona verde se perturba el equilibrio ecológico de la zona. En general, dicha perturbación se denomina contaminación del medio ambiente. La contaminación puede deberse a la descarga de materiales de desecho en forma de gases, líquidos o sólidos, o a la producción de calor, ruido y olores. También puede ser estética. A escala mundial, ha surgido una tendencia a combatir la contaminación industrial mediante la formulación de directrices para determinar el nivel permitido de contaminantes que puede descargar una industria a sus alrededores.

Aunque hay mucho material publicado sobre las repercusiones ambientales de los procesos convencionales de fabricación de hierro y acero, la magnitud y extensión de la contaminación producida por procedimientos de RD no se halla bien documentada. Ello se debe a que éstos están protegidos por derechos de propiedad y a que se aplican predominantemente en países en desarrollo donde las disposiciones de protección ambiental no son estrictas.

En las instalaciones de RD, la contaminación es causada por diversos agentes. La contaminación aérea se debe al polvo producido en el manipulado y tratamiento de la materia prima, y a las emisiones de polvo y gases del equipo empleado en el proceso. El agua necesaria para enfriar el equipo y para los requisitos del proceso está contaminada. Los efluentes descargados se hallan contaminados por materias en suspensión. El ruido proveniente del funcionamiento de las máquinas y el equipo constituye otra fuente de contaminación. El origen, el tipo y la extensión de la contaminación producida por una instalación de RD dependen de la tecnología del proceso y del equipo utilizados.

Una planta de RD comprende instalaciones para el almacenamiento, preparación y manipulado del material de aportación de óxido, el almacenamiento, la preparación y el manipulado del reductor, así como el manipulado, el almacenamiento y la selección del producto. El equipo y las instalaciones utilizados varían de una planta a otra, según sea el tipo de material de alimentación utilizado, el procedimiento adoptado y la modalidad de utilización del producto. A continuación se describen, para cada una de las secciones principales de la planta, aquellos elementos de la tecnología o del funcionamiento de una planta de RD susceptibles de ejercer un efecto

adversos sobre el medio ambiente, así como las medidas adoptadas para controlar la contaminación. Las fuentes de contaminación de los procesos típicos de RD se hallan indicadas en las figuras 11 a 15.

Emissiones, efluentes y desechos y su tratamiento

Habitualmente, el sistema de almacenamiento, preparación y manipulación de material óxido comprende equipo tal como cintas de transporte, depósitos y tamices. El tamizado del mineral óxido se realiza principalmente para separar las fracciones más finas. En algunos casos, puede abarcar asimismo instalaciones de triturado de las bolas de mineral y, más raramente, instalaciones de concentración y enriquecimiento. Por consiguiente, el contaminante de esta sección es, generalmente, el polvo de óxido. La cantidad de polvo producida depende del tipo de las características del material de alimentación y del número de instalaciones de preparación de la planta. El polvo se recoge, en la mayoría de los casos, en filtros de saco y, a veces, por medio de un sistema de limpieza húmedo. El polvo así recogido no es apto para su utilización en la planta de RD y generalmente debe ser vertido.

La fracción más fina de mineral de alimentación de óxido, separada en la instalación de tamizado, también debe evacuarse. Cuando las plantas de RD se hallen próximas a complejos acereros, dichos finos podrían venderse como material de sinterización. En otros casos, tal vez sea necesario vertirlos. Recientemente se ha empezado a utilizar en el procedimiento Midrex una parte (3 a 6 mm) de la fracción más fina como material de carga para la cuba. Ello reduce el problema del vertido.

En las plantas que utilizan reductor sólido, el equipo empleado para la preparación y el manipulado del reductor es semejante al empleado para el material óxido. El principal contaminante de esta sección es el polvo y para combatirlo se utilizan equipos semejantes a los descritos para el mineral de aportación de óxido.

En las instalaciones de reducción gaseosa, la característica común de todos los procedimientos es el equipo de reformado de gas. Además de éste y según sea la calidad del gas natural, pueden ser necesarias otras instalaciones de tratamiento previo, como son, por ejemplo, las de desulfurización. El gas de escape del reformado (flue gas) es contaminante. No obstante, las emisiones de dicho gas de escape son, en general, escasas, dado que el gas natural y el gas de reciclado limpio se utilizan como combustible. Por ello

no hay previstas instalaciones de depuración de gas de escape. Como el calor perdido (waste heat) del gas de escape también se recupera, la contaminación térmica es baja. Una posible causa de contaminación puede representarla, sin embargo, el contenido de SC_2 del gas de escape de algunos procesos como el Purofer. Así, por ejemplo, si el gas natural presenta un alto contenido de azufre (no se requeriría tratamiento previo para su empleo en el procedimiento Purofer, en el que se utiliza una temperatura alta para el reformado), el gas de escape del reformado contendrá SO_2 . No obstante, en este caso es necesaria la desulfuración del gas natural para combatir la contaminación.

Las características de la instalación de desulfurización dependen del tipo de gas natural, de su contenido de azufre y del límite de azufre aceptable en el gas tratado a utilizar en la planta de RD. La limonita, el óxido de zinc y el carbono activado son los desulfurizantes más comunes. Cuando el contenido de azufre del gas natural es alto y los requisitos del procedimiento son estrictos (en procesos con reformado de vapor), la desulfuración se efectúa por lavado de mono etanol amina (MEA) y posterior absorción del azufre mediante óxido de zinc. La limonita y el óxido de zinc tienen que reponerse periódicamente. La limonita gastada tiene que verterse, utilizarse como material de sinterización o, en algunos casos, regenerarse. El óxido de zinc es regenerado por el fabricante. De la instalación de tratamiento con MEA se obtiene lodo de MEA como material de desecho, que normalmente se vierte pero que también puede incinerarse o biodegradarse antes de su evacuación.

En las plantas que utilizan reformado de vapor, el sangrado de la unidad de tratamiento de agua de alimentación de la caldera y el soplado de ésta originan efluentes contaminantes. Estos tienen que ser neutralizados antes de verterse al alcantarillado industrial o general.

En los procesos de reducción por gas, el gas que sale de la instalación de reducción es utilizado de nuevo. Dicho gas de salida contiene polvo, por lo que se limpia en lavadores húmedos antes de ser reciclado.

En los procesos de reductor sólido, el gas de salida de la unidad de reducción es conducido a una chimenea y soltado a la atmósfera tras ser limpiado. Se utilizan diversos tipos de limpieza de gas. El gas de escape de los hornos rotativos contiene SO_2 y SO_3 , en una concentración que está en función de la aportación inicial de S en el material de alimentación. Hasta

cierto punto, el lavado de gas permite eliminar asimismo los óxidos de azufre. En todos los sistemas de limpieza húmeda de gas, el agua contaminada es tratada en una clarificadora y, en la mayoría de casos, se filtra el fango del tanque de sedimentación. El agua recuperada es reciclada, vertiéndose la torta formada por fango y filtro.

En el lugar de descarga de esponja de hierro, así como durante su almacenamiento, tamizado y transporte en cinta, se produce polvo. Para combatir la contaminación causada por el polvo, se instalan equipos de limpieza húmeda de gas. Los procesos de reductor sólido se obtienen desechos en forma de materiales no magnéticos, tales como ceniza y "dolochar", que tienen que verterse.

Los finos metálicos no pueden utilizarse sin tratamiento previo para la fabricación de acero. Las plantas de baja capacidad tienden a verter este tipo de finos. Los usos posibles de estos materiales son como material de sinterización o como alimentación de hornos de fabricación de acero tras ser briqueteados. En la actualidad, se realizan ensayos de transportarlos neumáticamente para inyectarlos en los hornos de arco.

A causa de la condensación de H_2O , hay agua en exceso en el circuito del proceso. Al rebosar la clarificadora, dicha agua se descarga en forma de afluente contaminante, con un alto contenido de sólidos en disolución y suspensión. Por otra parte, el soplado (blow down) de las torres de enfriamiento que, para mantener la calidad del agua circulante, se descarga al sistema de desagüe de agua de lluvia, constituye un afluente contaminante.

En el cuadro 7 se indican los tipos de contaminantes, las medidas tomadas en general para combatir la contaminación y los niveles de las emisiones de partículas en suspensión, antes y después de la depuración. En el Anexo II figura información detallada sobre contaminación y control relativa a los distintos procedimientos de RD.

Contaminación por ruido

La intensidad del ruido producido en las instalaciones de RD varía considerablemente. Mientras en el área general de la planta puede ser de unos 80 a 100 dB(A), la intensidad del ruido es considerablemente superior en las zonas próximas a compresores, ventiladores, sopladores, etc., oscilando entre 100 y 130 dB(A). En la mayoría de casos, los compresores están situados en salas cerradas. Mención especial merece la planta Midrex

de Emden, en la que los niveles de ruido han sido reducidos considerablemente gracias a equipo suplementario a prueba de ruidos. Ello fue necesario a causa de las viviendas próximas a la planta de RD. Los niveles de ruido de distintos procedimientos de RD aparecen en el cuadro 5. En la figura 16 se hallan representados los niveles de ruido de una planta SL/RN típica.

Inversiones en equipo anticontaminante

Las inversiones en equipos destinados a reducir la contaminación varían en función del procedimiento utilizado y de la legislación en materia de contaminación vigente en el lugar en que se halla situada la planta. La información sobre la cuantía de las inversiones en equipo de control de la contaminación es escasa. En parte, ello se debe a que un porcentaje considerable del equipo de control está integrado en la tecnología del proceso de RD, especialmente en los procedimientos de reductor gaseoso. Según se ha informado, para una planta Midrex de 880.000 tons de capacidad, con una producción total de aproximadamente 430 millones de marcos alemanes (66), el valor total de las inversiones en equipo anticontaminante podría situarse alrededor de los 5 millones de marcos alemanes, de los que un 66% podrían atribuirse a los sistemas de limpieza de gas de escape, y un 33% al equipo de tratamiento de agua. En los procesos de horno rotativo, la proporción podría ser del orden del 10 al 30%. Por ejemplo, en los procedimientos SL/RN y CODIR, representa aproximadamente un 10% y en el DRC, entre un 22 y un 28% del coste de la planta.

Costos de operación

La estimación de los gastos de operación del equipo anticontaminante es algo complicada, sobre todo en los procesos de reductor gaseoso. Ello se debe a que, como se mencionó anteriormente, los equipos de limpieza de gas son esencialmente necesarios para el funcionamiento del proceso y se hallan integrados en las instalaciones del mismo. No obstante, son posibles cálculos aproximativos en las plantas de reductor sólido, por ejemplo en hornos rotativos, en los que el equipo de limpieza de gas no se halla integrado en el equipo del proceso. La Sponge Iron India Ltd. estima los costos de operación de dichas instalaciones en unas 30 rupias (que equivalen a unos 3,4 dólares de los EE.UU.) por tonelada de HDR.

Possibilidades futuras

Se espera que los sectores principales de la evolución futura en materia de protección ambiental se sitúen en los ámbitos de la recuperación de la energía desperdiciada, para reducir la contaminación térmica, y de la utilización de desechos sólidos.

La posibilidad de recuperar la energía desperdiciada se considera factible en los procesos de horno rotativo. El contenido de calor en los gases de escape y en la descarga del horno representa aproximadamente un 35%. El calor de los gases de escape puede recuperarse mediante un sistema de intercambiadores de calor contra-corriente en la cámara de postcombustión; mientras que el calor químico de la descarga no magnética del horno puede ser recuperado mediante un sistema de combustión de carbón pulverizado (por ejemplo una caldera). De esta forma, puede aumentarse el rendimiento térmico total entre un 40 y un 60% (78). En algunos procesos de reductor gaseoso existen posibilidades semejantes, tal como se ha propuesto para el proceso HYL mediante el empleo de un reformante integrado.

La utilización de desechos se espera que se desarrolle primordialmente en relación con los finos y polvos de óxido de hierro. El briqueteado en frío de polvos y finos para su nueva utilización en los hornos de reducción es una de las posibilidades en este sentido. En la actualidad ya se briquetean finos de HDR, mientras que la otra alternativa de inyectarlos a hornos de arco eléctrico sólo será posible en plantas integradas en complejos acereros. Los finos de óxido y metálicos obtenidos en plantas de RD son utilizables en plantas de sinterización de complejos siderúrgicos. No obstante, esta modalidad de utilización no es universal. Es necesario estudiar las posibilidades de utilizar el fango recogido de las instalaciones de tratamiento de agua y poner a punto procesos que permitan dicha utilización.

APLICACIONES DE LOS PROCEDIMIENTOS DE RD EN LOS PAISES EN DESARROLLO

La reducida demanda de mercado y los escasos recursos financieros, la falta de carbón coquizable y la existencia de otros tipos de reductores, así como las veleidades del mercado internacional de la chatarra, son factores a favor de la instalación de plantas de RD en los países en desarrollo. Dichas plantas se han instalado principalmente con miras al consumo interno de HDR para la fabricación de acero. Podrían montarse algunas plantas de RD para satisfacer la demanda regional de carga metálica.

Los países en desarrollo ya desempeñan una función importante para el perfeccionamiento de las tecnologías de RD a escala comercial. Como puede verse en el cuadro I, la mayoría de plantas de RD están situadas en países en desarrollo pese a que todas las tecnologías de proceso a excepción de una (HyL) son originarias de países industrializados. Cabe mencionar que todas las plantas basadas en el procedimiento Purofer y en unidades de lecho fluidizado se hallan emplazadas en países en desarrollo. En cuanto a las que utilizan procesos de reductor sólido, sólo las que están ubicadas en países en desarrollo funcionan regularmente. Las primeras instalaciones que emplean procedimientos de reciente aparición, es decir HyL III y ACCAR (con empleo de carbón), también están situadas en países en desarrollo.

Ubicación y capacidad

Al examinar el emplazamiento de las plantas existentes y en construcción podrá verse que las plantas de RD se han instalado para utilizar la energía local existente. Por consiguiente, es probable que en los países en desarrollo prevalezca una tendencia semejante en la construcción de futuras plantas.

En el cuadro 1 se observará que la mayoría de plantas de reductor gaseoso instaladas tienen una capacidad del orden de 350.000 a 400.000 tons. por año, aunque también se han construido algunas unidades de mayor capacidad, de hasta 600.000 tons/año. En cuanto a las plantas de reductor sólido, podrá verse que sus capacidades varían mucho de una planta a otra. Puede mencionarse asimismo que, hasta la fecha, sólo los hornos de hasta 150.000 toneladas de capacidad aproximadamente han acumulado una experiencia de funcionamiento durante un plazo de tiempo razonable. Para la selección de capacidades de planta tendrá que tenerse presente dicha circunstancia.

La elección del emplazamiento y la capacidad de las plantas de RD en los países en desarrollo también se verá influenciada por la existencia de materias primas y la ubicación/demanda de los centros de consumo de HDR. Por lo tanto, las plantas de RD podrían formar parte de un mini-complejo siderúrgico, o bien constituir una fuente de suministro aislada para una serie de mini-plantas del país o la región. La posibilidad de instalar plantas de RD para la exportación tiene que juzgarse desde el punto de vista de los recursos energéticos, mercados y otros factores locales del país. Cabe mencionar que, recientemente, ha quedado razonablemente demostrada la

viabilidad del transporte a ultramar del HDR. El HDR obtenido por diversos procedimientos ha sido transportado a grandes distancias, e incluso a ultramar. Los resultados del transporte por vía marítima indican que aunque existen riesgos, éstos pueden superarse tomando las precauciones oportunas. En este sentido, vale la pena mencionar que, hasta ahora, el comercio de esponja de hierro ha tenido lugar a partir de aquellas fuentes cuya capacidad de fabricación de acero va a la zaga de la producción de HDR, sólo como una medida provisional. La estabilidad del HDR será un factor importante en el almacenamiento y manipulado para la exportación. Desde este punto de vista, es preferible la utilización de briquetas.

Materias primas

Los recursos de mineral de hierro para la producción de HDR de calidad apropiada para la fabricación de acero son abundantes en el mundo. Por consiguiente, no se prevén problemas de oferta, a largo plazo. Brasil es el proveedor más importante de mineral natural y se espera que continúe siéndolo, dadas sus grandes reservas de material óxido de distintos tipos. Es probable que Guinea, que cuenta con un importante yacimiento de mineral de hierro, se convierta en un proveedor importante. Venezuela dispone de minerales naturales de gran riqueza, pero una gran parte de los mismos probablemente sean necesarios para satisfacer la demanda nacional. La idoneidad de los minerales de Africa del Sur para su utilización de plantas de RD tendrá que demostrarse.

Además de los minerales naturales de gran riqueza mencionados anteriormente, puede obtenerse material de alimentación para plantas de RD enriqueciendo minerales de hierro de diversas procedencias. Entre ellas se cuentan Brasil, Suecia, Perú, Costa de Marfil, India, Liberia, Canadá, etc.

No obstante, por lo que respecta al futuro inmediato, puede que haya problemas para obtener material de alimentación de calidad adecuada. Debido principalmente a ello, los distintos procedimientos de RD intentan ampliar sus bases de materiales de alimentación de óxido, ensayando la utilización de mineral calibrado y nódulos de diferentes procedencias. Cabe mencionar, no obstante, que resulta algo difícil predecir la situación del material de alimentación de las plantas de RD debido a que, por un lado, ha transcurrido bastante tiempo entre el anuncio y el fin de la construcción de las plantas de RD, y por otro, a la situación algo confusa existente en cuanto al desarrollo de la capacidad de peletizado.

Por lo que respecta al reductor, es de esperar que, en general, se utilicen los recursos locales. Claro está que hay casos, como los de Hamburgo y Emden, en que en las plantas de RD se utiliza gas de gaseoductos provenientes de otros países. De igual forma, no puede excluirse tampoco la utilización de carbón importado.

Consideraciones ambientales

Los equipos de control ambiental de las plantas de RD que funcionan en los países en desarrollo difieren considerablemente. Como las ordenanzas oficiales en materia de protección ambiental no son estrictas y dado que dichos equipos representan costos adicionales (de instalación y operación), puede existir una cierta reticencia a instalarlos. No obstante, la preocupación general de estos países por la protección del medio ambiente también va en aumento. Por consiguiente, el grado de instalación de equipo anticontaminante depende en gran parte de los empresarios de los respectivos proyectos. Por citar un ejemplo, en Paloncha, donde la planta de esponja de hierro ha sido instalada por el Gobierno de la India en cooperación con la ONUDI, la planta de FD dispone de la mayor parte del equipo de protección ambiental más moderno, descrito en el Anexo III. En las proximidades de la misma planta hay una instalación de producción de ferro-silicona que emite grandes volúmenes de gas de fundición no depurado. Dándose cuenta que la recuperación del subproducto y su utilización hará que el control de la contaminación sea económicamente atractivo, la planta de Sponge Iron India Ltd. lleva a cabo actualmente estudios para identificar el posible empleo del barro, recogido en el equipo de limpieza de polvo de las instalaciones de manipulado de materiales y de la unidad de reducción, como material de construcción. En los procedimientos de reductor gaseoso, sin embargo, el tratamiento y la limpieza del gas forman parte integrante de la tecnología del proceso y, por lo tanto, se hallan incluidos en todas las plantas y en todos los emplazamientos.

Un complejo acerero ordinario descarga un gran volumen de productos de desecho, que contribuyen en gran medida a la contaminación ambiental. El grueso de dicha contaminación guarda relación con la producción primaria de hierro y acero. Los problemas más importantes todavía no resueltos del control de emisiones en las plantas siderúrgicas ordinarias se deben al funcionamiento del horno de coque. Dicha etapa se elimina por completo por la vía de los procedimientos de RD. Para controlar las emisiones de

partículas en suspensión de los altos hornos y los convertidores BOF modernos, es esencial utilizar ampliamente sistemas especiales de reducción de la contaminación, tales como extracción de humos en la nave de colada y eliminación local de gases en diversos puntos. Análogamente, en relación a los efluentes de los hornos de coque, el agua descargada está contaminada por compuestos tóxicos, tales como fenoles, tiocinatos y amoníaco. Estos hacen necesario un tratamiento bioquímico seguido de un tratamiento biológico de los efluentes. Comparada a la de las plantas convencionales, la contaminación de una planta basada en un proceso de RD es considerablemente inferior, si bien los problemas de contaminación que representan el manipulado y la preparación de las materias primas son bastante similares en ambos casos. En este sentido, cabe mencionar que numerosos países industrializados han considerado la posibilidad de trasladar las operaciones primarias de fabricación de hierro y acero a los países en desarrollo, para evitar la contaminación ambiental de sus propios países.

Por consiguiente, puede decirse que las consideraciones de mercado, energía y otros recursos, al igual que las consideraciones ambientales, son más propicias a la instalación de plantas de RD en los países en desarrollo.

Cuadro 1

Procedimientos de RD de importancia comercial a/

<u>Procedimiento</u>	<u>Tipo de unidad de reducción</u>	<u>Primera unidad industrial instalada en</u>	<u>Plantas industriales existentes</u>	<u>Capacidad '000 tons/año</u>
REDUCTOR GASEOSO				
Armco	.. Horno de cuba	1972	Armco Inc., Houston, Texas (EE.UU.) <u>b/</u>	330
Fior	.. Reactor de lecho fluidizado	1976	Fior de Venezuela SA, Matanzas (Venezuela)	400
HIB	.. Reactor de lecho fluidizado	1971	Minerales Ordaz CA, Minorca, Puerto Ordaz (Venezuela)	1.000
Hyl	.. Reactor	1960	HylSA, Monterrey (México) - 1M <u>b/</u> - 2M <u>c/</u> - 3M <u>c/</u>	100 270 450
			HylSA, Puebla (México) - 1P - 2P	335 700
			TAMSA, Vera Cruz (México)	280
			USIBA, Salvador (Brasil)	325
			P.T. Krakatau Steel, Cilegon (Indonesia)	575
			State Company for Iron & Steel Khor-Al-Zubair (Iraq) <u>b/</u>	375
			SIDOR, Venezuela - I <u>b/</u> - II <u>b/</u>	1 x 360 3 x 600
Midrex	.. Horno de cuba	1969	Oregon Steel Mills, Portland (EE.UU.) <u>b/</u> Georgetown Ferroduction, South Carolina (EE.UU.) Hamburger Stahlwerke GmbH, Hamburg (RFA) ACINDAR, Villa Constitution (Argentina) Dalmine Siderca (Argentina) Sidbeo Dosco I, Contreoeur (Canadá) Sidbeo Dosco II, Contreoeur (Canadá) QASCO, Umm Said (Qatar) Iron & Steel Company, Point Lisas (Trinidad & Tabago) British Steel Corporation, Hunterston (Reino Unido) <u>b/</u> SIDOR I, Orinoco (Venezuela) SIDOR II, Matanzas (Venezuela) EMDEN (RFA)	2 x 200 400 400 420 330 400 600 400 420 2 x 400 400 3 x 425 2 x 440
Purofer	.. Horno de cuba	1978	Cia Siderurgica de Guanabara, Cosigua (Brasil) <u>b/</u> NISIC, Ahwaz (Irán) <u>b/</u>	360 360
REDUCTOR SOLIDO				
ACCAR	.. Horno rotativo		Sudbury Metals, Ontario (Canadá) <u>b/</u>	260
CODIR	.. Horno rotativo	1973	Dunswart Iron & Steel Works, Benoni (Africa del Sur)	150
Kinglor Metor	.. Cuba de carburo de silicio	1976	Ferriere Arvedi & Cie SpA, Cremona (Italia) <u>b/</u> Ministry of Industry, (Birmania)	40 20

Cuadro 1 (cont.)

<u>Procedimiento</u>	<u>Tipo de unidad de reducción</u>	<u>Primera unidad industrial instalada en</u>	<u>Plantas industriales existentes</u>	<u>Capacidad</u> '000 tons/año
<u>REDUCTOR SOLIDO</u> (cont.)				
SL/RN	.. Horno rotativo	1969	New Zealand Steel Ltd., Gleenbrook (Nueva Zelanda)	125
			Falconbridge Nickel Mines, Falconbridge (Canadá) <u>d/</u>	400
			Acos Finos Piratini, SA., Porto Alegre (Brasil)	65
			Hecla Mining Co., Casa Grande, Arizona (EE.UU.) <u>b/</u>	65
			The Steel Co. of Canada, Griffith Mines, Ontario (Canadá) <u>b/</u>	350
			SIDERPERU, Chimbote (Perú)	100
			SIIL, Kothagudem (India)	30

NOTAS:

- a/ Para la producción de HDR para fabricación de acero.
- b/ La planta no se halla en funcionamiento en la actualidad.
- c/ Convertido en HyL III (cuba).
- d/ Convertido en procedimiento ACCAR con empleo de gas natural.

Cuadro 2

Análisis químico típico de los materiales de aportación de óxido utilizados en plantas de RD

	<u>Fe</u>	<u>SiO₂</u>	<u>Al₂O₃</u>	<u>CaO</u>	<u>P</u>	<u>S</u>
<u>NODULOS</u>						
CVRD, Brasil ..	68,00	1,46	0,79	0,66	0,047	0,006
Samarco, Brasil ..	66,50	3,00	0,75	...	0,07	0,05
Carol Lake, Canadá ..	65,26	5,73	0,33	0,34	0,012	0,002
Hilton, Canadá ..	67,08	2,18	0,25	0,22	0,005	0,006
Sidbec - Normine, Canadá ..	67,00	2,50	0,50	...	0,025	0,006
Wabush, Canadá ..	64,03	2,78	0,27	0,15	0,009	0,005
Alzada, México ..	67,22	1,28	1,03	1,49	0,052	0,020
Pena Colorada, México ..	66,00	2,09	0,84	1,97	0,041	0,016
Hierroperu, Perú ..	67,30	1,40	0,58	0,34	0,006	0,005
LKAB, Suecia ..	68,13	1,53	0,74	0,12	0,009	0,002
MPB, Suecia ..	66,00	4,00	0,60	0,20	0,015	0,005
MPR, Suecia ..	68,19	2,22	0,36	0,14	0,005	0,005
Savage Pina, Tasmania ..	67,10	1,50	0,35	...	0,006	0,03
OSKOL, URSS ..	66,79	3,82	0,19	0,31	0,008	0,005
<u>MINERAL EN TERRONES Y FINOS</u>						
Aguas Claras, Brasil ..	67,81	0,65	0,96	0,05	0,041	0,009
CVRD Lump, Brasil ..	68,46	0,70	1,18	...	0,042	0,045
Esplanca, Brasil ..	69,98	0,59	0,15	0,05	0,008	0,005
Fiejaio, Brasil ..	68,25	0,71	0,72	0,10	0,08	0,01
Mutuca, Brasil ..	67,50	0,90	1,50	...	0,05	0,09
Ironsand Concentrate, Nueva Zelanda <u>a/ b/</u> ..	58,00	4,60	4,00	1,00	0,07	0,005
Cerro Bolívar, Venezuela <u>b/</u> ..	65,14	0,57	0,60	0,01	0,113	0,027
Elpao, Venezuela ..	66,58	2,18	1,02	0,12	0,026	0,005
San Isidro, Venezuela <u>b/</u> ..	66,41	0,32	0,42	0,01	0,049	0,035
Kromdraai, Africa del Sur ..	67,30	0,60	0,30	0,50	0,04	0,14
Postmasburg, Africa del Sur ..	65,37	3,62	1,45	0,20	0,026	0,012
Sishin, Africa del Sur ..	67,16	3,29	1,12	0,02	0,029	0,11
Bayaram Ore, India ..	61,30	5,70	3,50	0,04	0,019	0,06

NOTAS:

a/ Contiene un 8% de TiO₂.

b/ Finos de mineral.

Cuadro 3

Características del material de aportación de óxido
utilizado en los procedimientos de RD

	<u>Horno de cuba</u>	<u>Reactor</u>	<u>Lecho fluidizado</u>	<u>Horno rotativo</u>
A. ANALISIS QUIMICO				
Azufre, max. ..	i) 0,015% <u>a/</u> (para diagrama del proceso normal) ii) 0,02% <u>a/</u> (para otros tipos de diagrama del proceso)	0,15% (Preferentemente)	Preferentemente inferior a 0,03%	Preferentemente bajo para fabricación de acero
Fósforo ..	Sin limitación en relación con el procedimiento pero preferiblemente bajo, 0,03% como máx. para fabricación de acero.			
SiO ₂ ..	Un alto contenido de sílice origina un alto volumen de escoria durante la fabricación de acero. Sin embargo, un contenido de sílice muy bajo puede ocasionar una decrepitación excesiva, hinchamiento o agarrado durante la reducción.			
Al ₂ O ₃ ..	Sin importancia para la reducción, pero preferentemente bajo para obtener un bajo volumen de escoria durante la fabricación de acero.			
B. CARACTERISTICAS FISICAS				
Análisis granulométrico ..	6-50 mm	5-50 mm con 12,7-50 mm, al menos 25%	Generalmente (menos de 12,7 mm con -325 mesh (44 micrones) menos de 20%	5-25 mm
Resistencia a la compresión ..	250 kg mín por nódulo	200 kg mín por nódulo	No es pertinente	218 kg mín por nódulo
Indice ASTM (+ 6 mm %)				
- nódulo ..	90	90	No es aplicable	90
- mineral ..	90	90	No es aplicable	80
Reductibilidad en condiciones de reducción ..	92	95	No es aplicable	Preferentemente más de 90

NOTA:

a/ El nivel de azufre indicado es pertinente para el procedimiento Midrex. En procesos que utilicen reformado de vapor, el nivel de azufre puede ser de 0,15% en el material de aportación de óxido.

Cuadro 4
Características del gas natural

			<u>Midrex</u>		<u>HvL</u>
CH ₄	80% max)	88% min
C ₂ H ₆	20% max)	
C ₃ H ₈ ^{a/}	10% max)	2% max
C ₄ H ₁₀ ^{a/}	8% max)	
C ₅ H ₁₂ ^{a/})	0,5% max
CO ₂ ^{b/}	15% max		1,5% max
N ₂	15% max		-
CO ₂ +N ₂	20% max		-
Total de azufre ^{c/}	15 ppm		8,5 ppm ^{e/}
H ₂ S	No es importante)	3 ppm max
CH ₃ S)	
COS ^{d/}	3 ppm		3 ppm
Valor calorífico neto (Kcal/Nm ³)			6,900 min		8,600 min

NOTAS:

- a/ El contenido de hidrocarburos pesados debería ser preferentemente bajo.
- b/ Un contenido mayor de CO₂ requiere compresores, ventiladores y sopladores para el gas² del proceso de mayor capacidad.
- c/ Si hay azufre en cantidades apreciables en forma de COS es necesario un tratamiento especial para su eliminación.
- d/ En caso de reformado a alta temperatura tal como en el Purofer, en que el proceso de reformado se realiza a temperaturas de entre 1200°C y 1400°C, puede tolerarse un nivel de azufre de hasta 200 ppm.
- e/ El límite de azufre en el reformador es de 0,5 a 0,6 ppm. Con un nivel de azufre en el gas natural de hasta 8 ppm bastan instalaciones de desulfuración sencillas, tales como un lecho de carbono activado. Con niveles superiores a 8 ppm, son necesarios métodos de desulfuración más complejos como, por ejemplo, el sistema MEA.

Cuadro 5

Características de los carbones utilizados en plantas de horno rotativo

	<u>Waikato,</u> <u>Nueva Zelandia</u> ^{a/}	<u>Charqueadas,</u> <u>Brasil</u>	<u>Singereni,</u> <u>India</u>	<u>Duff,</u> <u>Africa del Sur</u>	<u>Anthracite,</u> <u>Africa del Sur</u>	<u>Forest Burg,</u> <u>Canadá</u>
<u>A. Análisis Químico (Húmedo %)</u>						
Carbono fijo	.. 40	36	44	53	73	39
Materia volátil	.. 38	23	22	24	9	33
Ceniza 4	32	24	16	9	7
Humedad 18	9	10	7	9	21
Azufre 0,3	0,4	0,4	0,7	0,75	0,37
<u>B. Valor Calorífero Neto</u>						
Valor calorífico, Kcal/Kg ..	6 631	4 600	6 000	6 300	7 100	5 975
<u>C. Otras Propiedades</u>						
Punto de reblandecimiento de la ceniza, °C	.. 1 270	Superior a 1 250	1 160	1 150	1 260	1 138 ^{b/}
Reactividad	.. Alta	Alta	Moderada	Moderada	Moderada	Alta
D. <u>Tipo</u> Lignito	Sub- bituminoso	Sub- bituminoso	Sub- bituminoso	Bituminoso	Sub- bituminoso

NOTAS:

a/ El carbón producido se utiliza como reductor.

b/ Temperatura de deformación inicial.

Cuadro 6

Rendimiento en planta y productos de algunas instalaciones de RD

	<u>HyL - I</u>	<u>Armco</u>	<u>Midrex</u>	<u>Purofer</u>	<u>FIOR</u>	<u>SL/RN</u>	<u>CODIR</u>
<u>Tipo de material de alimentación de óxido</u>	Nódulos	Nódulos y mineral en terrones (10% max)	Nódulos y mineral en terrones (50%)	Nódulos o mineral en terrones	Finos	Nódulos o mineral en terrones o concentrado	Nódulos mineral en terrones
<u>Energía requerida/ton HDR</u>							
Gas natural, G Cal	4,17 ⁽¹¹⁾	3,1 ⁽²⁾	2,7 ⁽²²⁾	3,3 ⁽³¹⁾	4,0 ⁽²⁾	-	-
Carbón, G Cal	-	-	-	-	-	4,75 ⁽²⁾	4,0 ⁽²⁾
Energía eléctrica kWh	40	40 ⁽²⁾	125 ⁽²²⁾	130 ⁽³¹⁾	180 ⁽²⁾	50-70 ⁽²⁾	55 ⁽²⁾
<u>Agua requerida, m³/ton HDR</u>	2-3 ⁽²⁾	2,0 ⁽²⁾	1,5 ⁽²⁾	1,0 ⁽²⁾	5,5 ⁽²⁾	2,5-3,5 ⁽²⁾	1,5 ⁽²⁾
<u>Producto</u>							
Metalización, %	85-87	90-92	92-94	92-95	90-94	89-96	90-94
C, %	2-2,2	2,4-2,8	1,7+ 0,3	1 + 0,3	1 + 0,3	0,2-0,3	0,2-0,3
Briqueteado requerido - % del total de la producción	2 a 3	2-3	5-10	100	100	10-15	10-15

Cuadro 7

Principales contaminantes de algunos procedimientos de RD

Origen del contaminante	Contaminante	Método de tratamiento	Niveles de depósito/emisión		Observaciones
A. Manipulado y preparado materia prima					
i) Material de alioeste (mineral/nódulo)					
Instalación de tamizado, depósitos de almacenamiento, cintas de transporte	Polvo	Sistema colector de polvo húmedo o seco	Carga de polvo en el gas de escape:		El sistema de manipulado y preparación del óxido de alimentación es más o menos similar, cualquiera que sea el tipo de procedimiento de RD. No obstante, pueden haber instalaciones de selección del óxido de alimentación suplementarias según sean en cada caso los requisitos del proceso.
			Antes del tratamiento	Después del tratamiento	
			mg/Nm ³	mg/Nm ³	
		Midrex ..	30.000	50	
		Hyl I ..	4.500	150	
		Hyl III ..	10.000	50	
		NBC ..	5.000	100	
		FIOR	100	
		SL/RN ..	7.000	...	
		CODIR	160	
		DRC ..	Hasta 0,5 del material de alimentación de la planta	Ninguna emisión visible desde la cámara de sacos	
ii) Carbón					
Triturado y tamizado, cintas de transporte	Polvo	Sistema colector de polvo en seco	Carga de polvo en el gas de escape:		Ninguna emisión visible desde la cámara de sacos
			Antes del tratamiento	Después del tratamiento	
			mg/Nm ³	mg/Nm ³	
		SL/RN ..	7.000	...	
		CODIR	120	
		DRC ..	Hasta 0,5 del material de alimentación de la planta	Ninguna emisión visible desde la cámara de sacos	
iii) Tratamiento de gas natural					
Sección de desulfuración					
	i) Desecho sólido	El carbono activado o el catalizador de óxido de zinc agotados y la limonita con depósitos de azufre son evacuados y vertidos	5 mg de carbono activado/Nm ³ de gas tratado 6 mg de ZnO por Nm ³ de gas tratado 1 mg de Fe(OH) ₃ por Nm ³ de gas tratado		En caso de utilizar carbono activado, ZnO o Fe(OH) ₃ , éstos son regenerados. No obstante, tras ser regenerados varias veces, el material pierde su propiedad de absorción y tiene que desecharse.
	ii) Fango	Evacuación del fango de MEA al lugar de vertido	1,5 mg de barro de MEA por Nm ³ de gas tratado		
B. Reformado					
Chimenea	Gas de chimenea	No hay tratamiento ya que las emisiones de partículas en suspensión se sueltan a la atmósfera	...		

Cuadro 7 (cont.)

<u>Origen del contaminante</u>	<u>Contaminante</u>	<u>Método de tratamiento</u>
C. <u>Unidad de reducción</u> Unidad de reducción incluyendo la carga y descarga del sistema	Polvo	Colector de polvo en seco o en húmedo
D. <u>Manipulado y preparación del producto</u>		
1) <u>Producto</u> Instalación de tamizado, de- pósitos de almacenamiento, cintas de transporte	Polvo	Colector de polvo en seco o en húmedo
11) <u>Briquetado</u>	Polvo	Colector de polvo en seco o en húmedo

Niveles de depósito/emisión

Observaciones

Carga de polvo en el gas de escape:

	<u>Antes del</u> <u>tratamiento</u> mg/Nm ³	<u>Después del</u> <u>tratamiento</u> mg/Nm ³
Midrex ..	100.000	50
Hyl I ..	4.500	150
Hyl III ..	10.000	50
NGO ..	5.000	100
PIOR	144
SL/RN
GODIR	50
DRC ..	10.000	50

Carga de polvo en el gas de escape:

	<u>Antes del</u> <u>tratamiento</u> mg/Nm ³	<u>Después del</u> <u>tratamiento</u> mg/Nm ³
Midrex ..	30.000	50
Hyl I ..	4.500	150
Hyl III
NSC
SL/RN
GODIR	120
DRC ..	10.000	Emisión no visible

La manipulación y la preparación del producto son más o menos similares en todos los procedimientos de RD. No obstante, en los procesos de reductor sólido se requiere separación magnética, además de las instalaciones de almacenamiento, transporte por cinta y tamizado. En los procedimientos en que se produce esponja caliente, el producto es directamente transformado al SMS o briqueteado en caliente.

Carga de polvo en el gas de escape:

	<u>Antes del</u> <u>tratamiento</u> mg/Nm ³	<u>Después del</u> <u>tratamiento</u> mg/Nm ³
Midrex ..	30.000	50
Hyl I ..	4.500	150
PIOR	92

La técnica de briqueteado en frío utilizada por las diversas plantas de reducción directa es esencialmente la misma tanto para los procesos a partir de gas como a partir de sólido. Los parámetros del proceso vienen determinados principalmente por el grado de manipulación requerido. Por consiguiente, cabe esperar que el polvo generado en la instalación de briqueteado sea el mismo para todos los procedimientos que producen esponja fría.

Cuadro 7 (cont.)

Origen del contaminante	Contaminante	Método de tratamiento	Niveles de depósito/emisión	Observaciones
E. Tratamiento del agua del proceso y sistema de enfriamiento				
i) Sección de tratamiento del agua de alimentación de la caldera	Agua de desecho	Descarga al alcantarillado tras neutralización		A tener en cuenta en los procedimientos de reformado por vapor
ii) Circuito de agua de enfriamiento directa (AED)	a) Agua de desecho	El agua en exceso generada en el proceso es descargada a la alcantarilla tras ser tratada en la clarificadora	Alto contenido de TDS y bajo de sólidos en suspensión en el agua descargada	
	b) Desechos sólidos	Tratamiento del AED en la clarificadora, seguido de tratamiento de barro, incluyendo la deshidratación del barro evacuado al vertedero	La cantidad estimada de barro que debe verterse es de 20-40 kg/ton de esponja de hierro	
iii) Soplado de la torre de enfriamiento	Agua de desecho	Una cierta cantidad del agua circulante, que contiene principalmente un alto TDS, se vierte a la alcantarilla para mantener su calidad		
F. Intensidad de ruido				
Cintas de transporte, sistema de retirada de polvo, estación de tamizado, alimentadores vibratorios, compresores, instalación de briquetado, etc.	Ruido	En general, no se utilizan sistemas eficaces de reducción de la contaminación por ruido. Sin embargo, según las ordenanzas de control de la contaminación de los diversos países, se dota de silenciadores al equipo emanante de ruido o se maneja éste en cámaras a prueba de ruidos	Cifras aproximativas sobre la intensidad del ruido: Midrex .. 74 a 133 dB (A) Hyl .. Hasta 110 dB (A) NSC .. 100 a 105 dB (A) SL/RN CODIR .. 85 dB DRC .. 75 a 83 dB (A)	

Cuadro E

Intensidades de ruido de distintos procedimientos de RD a/
dB(A)

	<u>HyL I</u>	<u>Midrex</u>	<u>NSC</u>	<u>CODIR</u>	<u>DRC</u>
Ventilador principal de aire ..		133			
Compresores ..	92-197	130	100-105		
Precalentadores ..	88-93				
Ventilador de gas de escape ..		130		85	75
Producto del horno ..					80-83
Mecanismo de accionamiento del horno ..				87	
Cámaras de filtros de saco ..	93-110				
Eliminación húmeda de polvo ..	92-96	97-99			

NOTA:

a/ Sin aislamiento acústico, insonorización, etc.

ANEXO I

Examen de los procedimientos de RD
de importancia comercial

El presente examen se limita a aquellos procesos de reducción directa (RD) que han alcanzado la fase de importancia comercial para la fabricación de un producto sólido altamente metalizado, denominado hierro directamente reducido (HDR), que se utiliza como material de fusión en hornos de arco eléctrico. Existen varios procedimientos de RD que han sido ensayados industrialmente y algunos otros que se prestarían a su utilización comercial. En la siguiente clasificación aparecen los procedimientos de ambas categorías agrupados según el tipo de reductor utilizado e indicándose asimismo la clase de reactor empleado:

<u>Tipo de reductor</u>	<u>Tipo de reactor</u>	<u>Procedimientos ensayados industrialmente</u>	<u>Procedimientos que se prestarían a su utilización industrial</u>
Gaseoso	Retorta	HyL	
	Horno de cuba	Armco	HyL III
		Midrex	NSC-DR
		Purofer	
	Lecho fluidizado	Fior	
Sólido	Horno rotativo	HIB	
		SL/RN	Accar ^{a/}
		CODIR	DRC
	Retorta	Kinglor Metor	

Nota:

^{a/} El procedimiento Accar tiene una planta de reductor gaseoso, transformada a partir de una unidad de horno rotativo de reductor sólido. No se tienen noticias de que se considere la posibilidad de construir otra instalación Accar de reductor gaseoso, por lo que no ha sido incluido entre los procedimientos de RD que utilizan dicho tipo de reductor.

La información publicada sobre tecnología, diagramas de proceso y descripción de las instalaciones de los diversos procedimientos es abundante (1-65) por lo que la descripción de los mismos que se da a continuación es bastante somera:

PROCEDIMIENTO HYL

Hojalata y Lámina SA, México (Hylsa) ideó el procedimiento HyL, instalándose una planta piloto de una capacidad de 30 ton por día en 1955. La primera planta comercial, con una capacidad de 200 ton/día, fue instalada en 1957 en Monterrey, México.

Descripción del proceso

El procedimiento HyL utiliza un gas reductor obtenido por reformado por vapor de gas natural desulfurado mediante un catalizador a base de níquel. El gas reformado contiene generalmente un 72% de H_2 y un 13% de CO. El vapor se condensa y se eleva la temperatura del gas reformado a valores que oscilan entre 870 y 1.030°C. La reacción se realiza con cargas (batches) de material de aportación de óxido de gran riqueza, en reactores de lecho fijo. El proceso de reducción consiste básicamente en una operación de carga de cuatro pasos. Para garantizar un flujo de gas continuo y su utilización efectiva, se utilizan cuatro reactores, cada uno de los cuales efectúa un ciclo de cuatro fases, que son las siguientes:

Limpieza y carga: Se vacía el reactor del producto reducido final y se carga con una nueva partida de material óxido no reducido.

Reducción secundaria: Calentamiento de la nueva carga y reducción parcial mediante gas de escape precalentado procedente del reactor de reducción primaria.

Reducción primaria: Ulterior reducción de la carga parcialmente reducida por medio del gas precalentado, de gran poder reductor, proveniente del reactor en fase de enfriamiento.

Enfriamiento: Enfriamiento de la esponja de hierro caliente tras la reducción primaria, mediante gas reductor fresco proveniente del reformador.

Dicho esquema organizativo prevé que, en todo momento, cada uno de los cuatro reactores se halle en una de las cuatro fases distintas del ciclo. En la figura 2 se reproduce un diagrama de proceso del procedimiento HyL

El gas que sale de cada uno de los reactores es lavado. Su temperatura se eleva en un precalentador antes de penetrar en los reactores de reducción primaria y secundaria.

Características especiales

El procedimiento HyL tradicional (llamado a continuación HyL I) se basa en el funcionamiento de cuatro reactores de lecho estático en un ciclo de 12 horas de duración. El procedimiento utiliza un reformador del tipo Pullman-Kellog con vapor como agente de reformado. Ello hace que el reformador sea independiente de la operación de reducción y permite una gran flexibilidad en la utilización de material de alimentación con un alto contenido de azufre.

En general, el HDR producido mediante el procedimiento HyL tiene un grado de metalización del 85 al 87%, y un contenido de carbono que oscila entre el 1,8 y el 2,2%. La esponja de hierro fría se almacena, tras la selección, en pilas cubiertas o en tolvas, para su posterior traslado a la planta de fabricación de acero.

Plantas en operación y construcción

En la actualidad, existen 20 unidades HyL con una capacidad anual total de unos 9 millones de toneladas. De ellas, sólo 9 se consideraban en funcionamiento regular en 1980-1981, y el total de la producción de HDR en 1980 fue de aproximadamente 2,26 millones de toneladas.

Tres unidades se hallaban en construcción en Irán y su acabamiento se ha aplazado. Una instalación que debía construirse en TIKA, Zambia, ha sido abandonada, según las últimas noticias recibidas. Las unidades instaladas y en construcción figuran en el cuadro 1-1 en la siguiente página.

Requisitos energéticos

El consumo de energía de las unidades HyL es del orden de 4,0 Gcal, por lo que respecta al gas natural, y 40 kWh de energía eléctrica por tonelada de producto. Según sea el grado de utilización de mandos de vapor, el consumo de energía eléctrica puede variar entre 0 y 100/120 kWh.

Principales equipos e instalaciones

Debido a los requisitos del proceso, la instalación de tamizado de las plantas HyL tiene que seleccionar el material de aportación de óxido según cuatro tamaños: -5 mm, 5-12,7 mm, 12,7-50 mm y +50mm. La fracción de 12,7-50 mm se carga en el fondo del reactor. Sobre ella se coloca la de 5-12,7 mm. Las fracciones de material de -5 mm y +50 mm no se utilizan.

Cuadro 1-1
Instalaciones EVL en el mundo

<u>País y Compañía</u>	<u>Instalada en</u>	<u>Nº de unidades</u>	<u>Capacidad anual toneladas</u>
<u>A. EN FUNCIONAMIENTO/INSTALADAS</u>			
<u>Brasil</u>			
Usina Siderurgica de Bahia, SA Simoes Filho, BA (USIBA)	1974	<u>1</u>	<u>300.000</u>
<u>Indonesia</u>			
PT Krakatau Steel, Cilegon, Java Occidental	1978	1	575.000
	1980	1	575.000
	1981	<u>2</u>	<u>1.150.000^{a/}</u>
		<u>4</u>	<u>2.300.000</u>
<u>Iraq</u>			
State Company for Iron and Steel, Khor Al-Zubair	1978 ^{b/}	<u>4</u>	<u>1.485.000^{b/}</u>
<u>México</u>			
Hylsa, Monterrey, NL	1957	1	95.000 ^{c/}
	1960	1	270.000 ^{d/}
	1974	1	475.000
Hylsa, Puebla	1969	1	315.000
	1977	2	700.000
Tubos de Acero México SA (TAMSA), Vera Cruz	1967	1	235.000
		-	-
		<u>7</u>	<u>2.090.000</u>
<u>Venezuela</u>			
CVG Siderúrgica del Orinoco	1977	1	420.000
SA (SIDOR), Matanzas	1979	<u>3</u>	<u>2.100.000</u>
		<u>4</u>	<u>2.520.000^{b/}</u>
<u>B. EN CONSTRUCCION</u>			
<u>Irán</u>			
National Iranian Steel Industries Co., NISIC, Ahwaz		<u>3</u>	<u>1.000.000</u>

NOTAS:

- a/ Se espera su entrada en funcionamiento para diciembre de 1981.
- b/ No está en funcionamiento.
- c/ Parada.
- d/ Se ha informado su transformación a HYL III con un incremento de su capacidad anual a 300.000 ton.

El reformador HyL es del tipo Fullman-Kellog y utiliza un catalizador a base de níquel para el reformado de gas natural con vapor sobrecalentado. Hay cuatro reactores de reducción idénticos revestidos de ladrillos refractarios. Cada recipiente de reactor se halla provisto de trampilla y tolva giratoria de carga, así como de un dispositivo de descarga. Cada reactor cuenta con un precalentador de gas y un deshumidificador. El producto es enfriado a unos 50°C en el ciclo de enfriamiento mediante gas reductor frío. A continuación se tamiza el producto y la fracción de tamaño inferior a 5 mm se vierte o se briquetea.

Materias primas

Aunque la primera planta comercial de Monterrey empezó a producir utilizando mineral en terrones calibrado procedente de El Encino, más tarde se comprobó que la utilización de nódulos permitía mejorar considerablemente el rendimiento del procedimiento HyL. En la actualidad, todas las plantas HyL funcionan exclusivamente con nódulos. En las diversas instalaciones HyL se utilizan nódulos Alzada, Peña Colorada, CVRD y LKAB dolomítico.

Producto

La esponja de hierro obtenida tiene la misma forma que el material cargado. A continuación se reproduce un análisis típico de la esponja de hierro generalmente producida en las plantas Hylsa:

Total de Fe	..	87,2%
Carbono	..	2,2%
Oxígeno residual	..	3,7%
CaO	..	1,9%
Ganga	..	4,3%
Metalización	..	85,1%

Evolución reciente

HyL II: En 1979, Hylsa propuso una modificación del procedimiento habitual HyL I para reducir el consumo de energía. El nuevo diseño fue denominado HyL II. Las diferencias más importantes entre el HyL I y el HyL II son:

- i) Instalación de un reformador compacto, en el que el reformador y los precalentadores de gas están unidos por los sistemas de recuperación del calor desaprovechado, en lugar del reformador y los precalentadores independientes del HyL I.
- ii) Instalación de dos precalentadores centralizados del gas del proceso de temperatura constante, que utilizan principalmente el calor del gas de chimenea del reformador, en lugar de 4 precalentadores de gas independientes con caldeoamiento a base de combustible y acoplados cada uno de ellos a un reactor.

- iii) Reunión de los cuatro reactores en un sistema centralizado de carga y descarga, a diferencia de las instalaciones de carga y descarga independientes para cada reactor del diseño habitual.
- iv) Sustitución de una parte considerable de los mandos de vapor del HyL I por mandos accionados por motor eléctrico en el HyL II.

Este procedimiento no ha sido ensayado y puede considerarse abandonado.

HyL III: En 1980, Hylsa anunció la aparición del procedimiento HyL III, consistente esencialmente en un proceso de horno de cuba ideado para funcionar a alta presión. Al igual que los demás procedimientos que emplean horno de cuba, el HyL III es un proceso continuo. La sección superior del reactor de reducción es igual a la del reactor del lecho estático HyL habitual. Los cambios principales atañen a las instalaciones de reducción y son los siguientes:

- Un reactor de flujo contra corriente de lecho móvil, en lugar de cuatro reactores de lecho estático.
- Un precalentador y un lavador de gas de funcionamiento continuo, en lugar de cuatro de funcionamiento intermitente.
- Ningún calentador de aire o cámara de combustión.
- Operación a alta presión (4 a 6 atm).
- Una zona de enfriamiento incorporada, al igual que otros procedimientos de horno de cuba.

El reformador del HyL III incorpora y se halla acoplado a un precalentador. En la Figura 3 se halla reproducido un diagrama del procedimiento HyL III. Según los autores del procedimiento, una de las ventajas de éste es que el reactor HyL III puede acoplarse a un módulo HyL I instalado previamente. Se ha informado que la unidad 2M de Monterrey ha sido transformada al sistema HyL III a principios de 1980 y se halla en funcionamiento.

PROCEDIMIENTO ARMCO

El procedimiento Armco fue ideado por la Armco Steel Corporation, EE.UU. En 1964 entró en funcionamiento una planta experimental, con una capacidad de 45 ton por día, en las instalaciones de Kansas City, Missouri, basada en la oxidación parcial de gas natural por aire. La planta experimental fue modificada en 1965 para la utilización de gas natural reformado por el gas de escape del proceso en Pebble Stoves. La primera unidad de escala industrial, con una capacidad de 1.000 ton por día, entró en operación en Houston, Texas.

Descripción del procedimiento

El gas reductor para el procedimiento Armco se obtiene por reformado catalítico de gas natural, desulfurado mediante vapor a temperaturas de 915-955°C. Antes de que el gas penetre al horno de reducción por toberas situadas en el fondo de la cuba, su temperatura se ajusta a 750-900°C, añadiéndole gas de escape previamente limpiado y enfriado para retirar el vapor de agua. El flujo contracorriente del gas realiza el precalentamiento y la reducción del lecho de nódulos descendiente. Un 60 por ciento aproximadamente del gas de escape es sacado del horno por medio de un cuello de ganso (downcomer) y, tras limpiarse en un lavador venturi y enfriarse para retirar el vapor de agua, se utiliza para caldear los reformadores. El resto, tras comprimirse y enfriarse de nuevo, se emplea para mezclarlo con el gas reductor para controlar su temperatura y para enfriar los nódulos de HDR reducidos de la sección cónica del fondo del horno. Los nódulos de HDR se enfrían a temperatura ambiente antes de ser descargados mediante un dispositivo aislante de gases a una transportadora de banda articulada (apron conveyor). Los finos de HDR generados en el proceso pueden ser briqueteados en frío. En la Figura 4 se halla representado un diagrama de proceso del procedimiento Armco.

Características especiales

El horno de cuba contracorriente dispone de una inserción central para la inyección de gas reductor y gas de enfriamiento. El procedimiento utiliza un reformador Water-Wheeler a base de vapor en proporción estequiométrica como reformador. Ello hace que el reformador sea independiente de la operación de reducción, permitiendo una gran flexibilidad en el empleo de material de alimentación de alto contenido de azufre.

La esponja de hierro fría se almacena, después de la selección, en depósitos (silos) para su ulterior envío a la planta acerera.

Plantas en operación y construcción

En la actualidad sólo hay una unidad en funcionamiento, en Houston, basada en el procedimiento Armco, con una capacidad anual de 330.000 ton. No hay nuevos módulos en construcción.

Requisitos energéticos

Del funcionamiento de la unidad de Houston puede ponerse de manifiesto que el consumo medio de energía es de aproximadamente 3,1 Gcal de gas natural y 35 kWh de energía eléctrica por tonelada de esponja de hierro.

Equipo e instalaciones principales

El sistema de manipulado y tratamiento de la materia prima es semejante al de otros procedimientos de horno de cuba. La gama de tamaños del material de alimentación debe ser preferentemente de 6-32 mms. El reformador es del tipo Foster-Wheeler y utiliza un catalizador de óxido de níquel para el reformado catalítico por vapor de gas natural desulfurado.

El procedimiento Armco se sirve de un horno de cuba de corte circular que comprende una zona de reducción y otra de enfriamiento. El gas reductor penetra al horno a través de toberas con revestimiento refractario desde el tubo colector, así como a través de la inserción central. Una tolva de alimentación situada en la parte superior del horno recibe el material de alimentación, que es introducido al horno por medio de conductores de distribución. Una transportadora de banda articulada de acero, situada directamente debajo del tubo de descarga controla la velocidad del movimiento de avance de los nódulos a través del horno de cuba.

El producto es descargado por medio de rodillos troceadores (breaker rolls) a un conducto equipado con un mecanismo aislante de gas.

Materias primas

La gama de tamaños del material de alimentación de óxido (mineral y nódulos) utilizada en Houston oscila entre 6 y 32 mms. La mezcla de material de alimentación utilizada en Houston consiste en un 80 por ciento de nódulos y un 20 por ciento de mineral en terrones. A continuación se reproduce el análisis químico de los nódulos de Pea Ridge, Missouri, y del mineral brasileño enriquecido utilizados en la planta de Houston:

		Nódulo de <u>Pea Ridge</u> por ciento	Mineral <u>brasileño</u> por ciento
Fe (total)	. .	67,1	69,5
SiO ₂	. .	2,46	0,56
Al ₂ O ₃	. .	0,45	0,34
CaO	. .	0,34	0,08
P	. .	0,088	0,036
S	. .	0,001	0,004
MgO	. .	0,21	0,05
Mn	. .	0,025	0,036
Na ₂ O	. .	0,027	0,011
K ₂ O	. .	0,028	0,005

Producto

La esponja de hierro producida por el procedimiento Armco tiene la misma forma que el material cargado. Los finos generados representan aproximadamente un 5 por ciento. Un análisis típico del HDR producido en Houston podría ser como sigue:

Fe (total)	. .	91,5%
Fe (metálico)	. .	84,2%
C	. .	2,4%
Oxígeno residual	. .	2,3%
Metálización	. .	92%

PROCEDIMIENTO MIDREX

El procedimiento Midrex fue puesto a punto en las instalaciones de Toledo de la Surface Combustion Division, de la Midland-Ross Corporation, EE.UU., en 1967. La primera planta piloto a plena escala, con una capacidad de 200.000 ton/año, fue instalada en Portland, Oregon (EE.UU.) en 1969.

Descripción del procedimiento

El procedimiento Midrex es un proceso continuo, en el que el material óxido se carga ininterrumpidamente por la parte alta de la cuba, descargándose el producto por la parte baja. El gas reductor se obtiene por

reformado catalítico, a base de una mezcla de gas natural y gas de la parte alta del horno. El gas reductor contiene casi un 95% de hidrógeno y monóxido de carbono, en una relación de H_2O a CO de 1,5 a 1,6, mantenida controlando la temperatura de saturación de H_2O del gas del proceso enfriado. La temperatura del gas reductor a la salida del reformador se regula mediante una derivación con un dispositivo de enfriamiento de gas.

El horno de reducción directa Midrex está dividido en dos zonas: la sección superior constituye la "zona de reducción" y la inferior la "zona de enfriamiento". El gas reductor penetra al horno por el fondo de la zona de reducción y es retirado por la parte superior de la cuba. Dicho gas superior es luego enfriado y limpiado en un lavador, condensándose el vapor de agua y eliminándose las partículas en suspensión, y se emplea principalmente para reformado para la producción de nuevo gas reductor. El resto de gas se utiliza como combustible suplementario para calentar el reformador. El material metalizado descendiente se enfría a menos de $50^{\circ}C$ utilizando gas refrigerante antes de ser descargado. El diagrama del procedimiento Midrex puede verse en la Figura 5.

Características especiales

El tiempo de residencia de la carga en el horno de cuba es de aproximadamente 6 horas.

En el procedimiento se emplea un reformador diseñado por Midrex. Este utiliza gas de la parte superior del horno como agente reformante. Ello restringe el contenido de azufre aceptable en el material de alimentación, para evitar el envenenamiento del catalizador de níquel utilizado en los tubos del reformador. Dicha desventaja ha sido superada adoptando una variante de diagrama de proceso.

En general, el HDR Midrex tiene un grado de metalización alto. La metalización media es del 92%, y el contenido de carbono oscila entre el 1,3 y el 1,7 por ciento.

Plantas en operación y construcción

Actualmente hay 16 unidades Midrex, de las que 13 se consideran en funcionamiento. La capacidad instalada total de HDR Midrex es de unos 7 millones de ton. En 1980, el total de la producción fue de unos 4 millones de ton. De las 14 unidades en construcción, las tres de Irán han

sido aplazadas. En el Cuadro 1-2 siguiente aparecen todas las unidades instaladas y en construcción.

Requisitos energéticos

El consumo energético específico medio es del orden de 2.6 a 2.8 Gcal, con un consumo de energía eléctrica entre 110 y 140 KWh.

Equipo e instalaciones principales

El material de aportación de óxido utilizado es, en general, de una gama de tamaños comprendidos entre 6 y 50 mms. Las fracciones de tamaño superior o inferior a los mencionados son rechazadas. No obstante, en algunas plantas se recupera la fracción de 3 a 6 mms. para cargarla en el horno.

Básicamente, el procedimiento Midrex emplea un horno de cuba, en el que el material de alimentación es calentado y reducido por una corriente ascendente de gas reductor caliente, según el principio del flujo contracorriente. El horno de cuba es de sección circular y comprende una zona de reducción provista de revestimiento refractario, que abarca más de la mitad de la altura del horno, y una zona de enfriamiento en forma de cono invertido. Una tolva cónica, situada en la parte superior del horno, recibe el material de carga y lo transmite a una cámara para su distribución uniforme por medio de una serie de tuberías de alimentación. Para asegurar un descenso suave de la carga, hay bebederos de alimentación (feeders) a tres niveles del horno de cuba. La parte alta del horno está sellada para impedir que escape el gas reductor o que penetre aire. Cada horno de reducción cuenta con lavadores de gas superior y gas de enfriamiento y compresores para el gas de proceso y el gas de enfriamiento.

El reformador es de diseño Midrex y emplea como agente reformante gas de la parte alta del horno. El catalizador a base de níquel se coloca en tubos de reformado dispuestos en hileras. El calor sensible del gas de chimenea del reformador se recupera mediante un sistema de recuperación.

El producto frío descargado de la zona de enfriamiento se almacena primero en depósitos a temperatura controlada, para ser posteriormente seleccionado. En general, el producto de tamaño inferior al deseado se briquetea. Otra posibilidad consiste en inyectar neumáticamente los finos a un horno de arco eléctrico. Hasta ahora, no obstante, la práctica de inyección neumática no se ha empleado más que en pruebas de funcionamiento.

- 4 -
Cuadro 1-2
INSTALACIONES MIDREX EN EL MUNDO

<u>País y Compañía</u>	<u>Inicio de la operación</u>	<u>No. de unidades</u>	<u>Capacidad anual</u>
<u>A. EN FUNCIONAMIENTO/INSTALADA</u>			
<u>Argentina</u>			
Acindar-Industria Argentina de Aceras, SA - Villa Constitución	1978	1	420.000
Dalmine Siderca, Compaña	1975	$\frac{1}{2}$	<u>330.000</u> <u>750.000</u>
<u>Canadá</u>			
Sidbeo-Dosco Ltd, Concrecoeur	1973	1	400.000
	1977	$\frac{1}{2}$	<u>650.000</u> <u>1.050.000</u>
<u>República Federal de Alemania</u>			
Hamburger Stahlwerke GmbH, Hamburg	1971	1	400.000 ^{a/}
Norddeutsche Ferrowerke GmbH, Emden	1981	$\frac{2}{3}$	<u>880.000</u> <u>1.280.000</u>
<u>Qatar</u>			
Qatar Steel Co Ltd, Umm Said	1978	1	<u>400.000</u>
<u>Trinidad y Tobago</u>			
Iron and Steel Co of Trinidad and Tobago Ltd, Point Lisas	1980	1	<u>420.000</u>
<u>Reino Unido</u>			
British Steel Corporation, Burscough, Ayrshire		2	<u>800.000^{a/}</u>
<u>EE.UU.</u>			
Korf Industries Inc. Georgtown Ferro-reducción, Georgtown, SC	1971	1	400.000
Oregon Steel Mills, Portland OR	1969	$\frac{2}{3}$	<u>300.000^{a/}</u> <u>700.000</u>
<u>Venezuela</u>			
CVC Siderúrgica del Orinoco SA, (SIDOR), Mazaritas	1977	1	355.000
	1979	$\frac{3}{4}$	<u>1.200.000</u> <u>1.555.000</u>
<u>B. EN CONSTRUCCION</u>			
<u>Irán</u>			
National Iranian Steel Industries Co (NISIC)		3	<u>1.200.000^{b/}</u>
<u>Nigeria</u>			
Federal Ministry of Industry, Warri	1981	3	<u>1.100.000^{c/}</u>
<u>Arabia Saudita</u>			
Saudi Arabia Industrial Development Co, Al-Jubail	1983	2	<u>800.000</u>
<u>Malasia</u>			
Sabah Iron & Steel, Labun Island, Sabah	1984	1	600.000
<u>URSS</u>			
Ministry for Iron & Steel, Kursk	1982	4	<u>1.600.000</u>
<u>Trinidad y Tobago</u>			
Iron and Steel Co of Trinidad & Tobago Ltd, Point Lisas	1982	1	<u>420.000</u>

NOTAS:

- a/ No está siendo explotada.
- b/ Aplazada. Se espera su entrada en funcionamiento en 1984.
- c/ Según se informa, en fase de puesta en funcionamiento.

Materias primas

El procedimiento Midrex empezó utilizando un 100% de nódulos. Actualmente, sus plantas utilizan una mezcla de nódulos y mineral calibrado. El grado de utilización de mineral varía de una planta a otra y es del orden del 40 al 50%. Nódulos, como los CVRD, LKAB, SIDBEC Normine, Fire Lake, Wabush, etc., y mineral en terrones como el Aguas Claras, Mutuca, Feijao, CVRD, Espranca, etc., han sido utilizados con éxito.

Producto

El procedimiento Midrex produce generalmente esponja de hierro con un grado de metalización del 92% y más, y un contenido de carbono que oscila del 1,3 al 1,7%. A continuación se indica un análisis típico de la esponja de hierro Midrex obtenida a base de nódulos CVRD y LKAB:

<u>Análisis químico</u>		<u>De nódulos CVRD (%)</u>	<u>De nódulos LKAB (%)</u>
Fe _{total}	..	92,46	93,83
Fe _{total}	..	86,12	87,47
SiO ₂	..	1,71	1,16
Al ₂ O ₃	..	0,91	0,88
CaO	..	0,65	0,40
MgO	..	0,28	0,25
P	..	0,017	0,01
S	..	0,003	0,008
Cu	..	Rastros	Rastros
Metalización		93,0	93,1

Midrex ha ideado una técnica de pasivación denominada "procedimiento Chemaire". La primera instalación comercial que utiliza el procedimiento Chemaire se halla actualmente en funcionamiento en Emden.

Evolución reciente

Las innovaciones recientes más importantes son: la variante de diagrama de proceso, el briqueteado de finos de esponja, adoptado en instalaciones en funcionamiento tales como SIDBEC, ACINDAR, SIDOR, la capacidad adicional de reformado gracias al reformado "in situ", el precalentamiento del material de alimentación y del gas del proceso, el briqueteado de finos de óxido y el empleo de un compresor (screw compressor) para gas inerte.

PROCEDIMIENTO PUROFER

El procedimiento Purofer se debe a la Thyssen Purofer GmbH de Alemania Occidental. Una instalación semicomercial de horno de cuba, con una capacidad de 500 tons. por día, fue construida en 1970 en Oberhausen, Alemania Occidental. Las dos primeras plantas comerciales, de una capacidad de 350.000 tons/año cada una, entraron en funcionamiento en Brasil e Irán, en 1977 y 1978 respectivamente. En la instalación de Irán, el gas reductor se obtiene por reformado catalítico de gas natural por gas de escape del proceso, mientras que en la de Brasil el gas reductor se obtiene por gasificación de aceite pesado en un reformador Texaco.

Descripción del procedimiento

El procedimiento Purofer emplea horno de cuba. El horno se alimenta de gas reductor a una temperatura de aproximadamente 1.000°C . El producto se descarga en caliente a contenedores especiales, a una temperatura de 800°C aproximadamente. El sistema de carga es semejante al del alto horno.

En caso de utilización de gas natural, se lava el gas de escape del proceso del horno de cuba y se enfría para retirar el vapor de agua. Luego se mezcla una tercera parte del mismo con gas natural en proporción estequiométrica para la obtención del gas reductor. En el procedimiento se emplean dos reformadores que se encuentran alternativamente en fase de calentamiento y reformado. El gas reductor contiene un 95% aproximadamente de $\text{H}_2 + \text{CO}$ (H_2/CO 1,4 aproximadamente).

En el procedimiento Purofer, la esponja de hierro descargada del horno es recogida en un contenedor. El contenedor es manipulado por un vehículo de diseño especial. El objetivo principal del procedimiento Purofer consiste en utilizar esponja de hierro caliente en el horno de arco eléctrico para economizar consumo de energía en la fabricación de acero. En caso de no poder cargarse en caliente la esponja, ésta es briqueteada en caliente en la instalación de briqueteado y luego es almacenada.

El diagrama del procedimiento, con utilización de gas natural, aparece en la Figura 6. Cuando se utiliza aceite (como en Brasil) el gas bruto, obtenido de la reducción parcial de fuel oil pesado a 1.400°C , es enfriado y lavado para retirar el hollín, azufre y CO_2 . A continuación se mezcla con una parte del gas de escape del proceso que ha sido enfriado para

eliminar el vapor de agua y lavado para eliminar el CO_2 . La mezcla se calienta, antes de penetrar en el horno de cuba, a aproximadamente 1.000°C en un calentador de gas caldeado con una parte del gas del proceso.

Características especiales

Las características principales del procedimiento Purofer son las siguientes:

- En caso de utilizarse el producto descargado tal cual (sin tratamiento ulterior), permite economizar energía eléctrica en la fabricación de acero.
- Las briquetas producidas a base de esponja caliente son muy estables.
- El procedimiento utiliza un principio regenerativo para el reformador. No obstante, la diferencia de tiempo entre el conectado y el desconectado de los reformadores causa pérdidas del gas de proceso de aproximadamente 20-25%.
- Debido a la utilización de un procedimiento de reformado a alta temperatura ($1200-1400^{\circ}\text{C}$), un nivel de azufre en el gas de alimentación de incluso 200 ppm no requiere desulfuración. Tampoco hay restricción del contenido de azufre en el material de alimentación.
- El reformador no requiere un gran volumen de catalizador, como ocurre en otros procedimientos. En ocasiones, basta con insertar guijas de cerámica de níquel entre las juntas de los ladrillos refractarios. En caso de utilizarse un gas de alimentación con un alto contenido de azufre, se recubren algunos de los ladrillos refractarios con un catalizador.

La esponja de hierro producida por el procedimiento Purofer tiene generalmente un grado de metalización igual o superior al 90%, con un contenido de carbono próximo al 1%.

Plantas en operación y construcción

Dos plantas comerciales, cada una con una capacidad de 330.000 tons. de Fe por año, fueron instaladas durante los años 1976-77 en Brasil e Irán. La instalación de Brasil (que emplea aceite pesado) se halla abandonada actualmente, y la de Irán no está en funcionamiento. No hay plantas en construcción.

Requisitos energéticos

Basándose en el breve período de funcionamiento de la instalación de Irán puede deducirse que el consumo medio de gas representa aproximadamente 3,1 Gcal, mientras que el de energía eléctrica es del orden de 110/120 kWh por tonelada de esponja de hierro producida.

Equipo e instalaciones principales

La gama de tamaños de material óxido de alimentación empleado en el procedimiento oscila entre 6,3 y 30 mm. Debe evitarse el empleo de finos (-6,3 mm), por lo que el procedimiento dispone de una instalación de selección tras el almacenamiento en seco del óxido. El reformador consta de regeneradores que se emplean alternativamente para el reformado y el precalentamiento. El procedimiento Purofer utiliza un horno de cuba con revestimiento refractario de sección rectangular (redondeado en las esquinas) que se ensancha progresivamente de arriba a abajo, para evitar el agarrado de la carga. El horno se alimenta de materia prima por su parte alta, mediante un sistema de carga de doble campana, similar al de un alto horno. Dos barras de extracción (scraper bars) situadas en el fondo, retiran el producto reducido caliente de ambos lados de la cuba, que luego es transportado en contenedores a la instalación de briqueteado o directamente al horno de fabricación de acero para su carga en caliente.

Materias primas

El procedimiento Purofer puede funcionar con nódulos o mineral en terrones. Aunque en la instalación piloto se ensayaron nódulos y minerales calibrados de varios otros orígenes, en la explotación comercial se utilizó mineral Fiezas en Brasil y nódulos suecos en Irán.

PROCEDIMIENTO NSC-DR

El procedimiento NSC-DR fue ideado por la Nippon Steel Corporation, instalándose una planta de ensayos en las instalaciones de Hirohata de la Nippon Steel Corporation, en abril de 1977, que operó intermitentemente hasta julio de 1978, fecha a partir de la cual fue desmantelada. En la actualidad no hay ninguna instalación comercial NSC-DR.

Descripción del procedimiento

El procedimiento NSC-DR utiliza un horno de cuba que funciona a alta presión superior de aproximadamente 4 a 6 atmósferas. El material óxido es introducido al horno de cuba por la parte superior mediante un sistema de válvula de compuerta y sellos de gas. El material es reducido por el flujo contracorriente de gas reductor, obtenido por reformado de vapor de gas natural.

Una vez desulfurado, se mezcla el gas natural con vapor, generado en la sección de recuperación de calor del reformador. A continuación, se reforma dicha mezcla catalíticamente, en presencia de un catalizador a base de níquel, en los tubos del reformador. Según se ha informado, para el NSC-DR se sugiere la utilización de reformadores Topsoe. Conviene mencionar que, en la planta de ensayos de Hirohata, el gas de reducción se obtenía por pirólisis de fuel oil pesado en una instalación de gasificación Texaco. No se utilizó reformador Topsoe para la producción de gas reductor en la planta de Hirohata. En la Figura 7 se halla representado el diagrama de proceso del procedimiento NSC-DR con utilización de gas natural como reductor. Al igual que en el procedimiento Purofer, en el NSC-DR se propugna actualmente la producción de esponja caliente. El HDR producido se descarga del horno, por tolvas de recogida con estanqueidad de gas, a contenedores de acero sellados. Esta modalidad de descarga tampoco se ensayó en la planta de Hirohata.

Características especiales

Las características especiales del NSC-DR son:

- Presión del gas de alimentación de hasta 6 atmósferas.
- Utilización parcial del gas de la parte superior como gas reductor reciclado en el horno de cuba.
- Añadido de hollín (carbón no quemado) para evitar el arracimamiento de la materia prima.
- Sistema de válvulas de doble sello para carga y descarga.
- Briqueteado en caliente de la esponja de hierro (que no fue ensayado en la instalación piloto).

Plantas en operación y construcción

Actualmente no hay ninguna unidad comercial NSC-DR. El Gobierno de Malasia estudia en estos momentos la posibilidad de instalar un módulo NSC-DR de 600.000 tons. por año en Trengganu.

Requisitos energéticos

El consumo de energía medio registrado en Hirohata fue del orden de 3,5 Gcal por tonelada de esponja de hierro, basado en la utilización de aceite pesado para la obtención del gas reductor en un reformador Texaco.

Equipo de instalaciones principales

El sistema de manipulado del material es semejante al de otros procesos de horno de cuba. Para el reformado por vapor se emplea un reformador Topsoe, que, en principio, es similar al Pullman-Kellog. El gas de escape limpiado es desulfurado, lavado de CO_2 , recalentado (en un intercambiador de calor) y mezclado con el gas reductor antes de penetrar al horno de cuba. La parte superior de la cuba está equipada con un sistema de carga con tapa de doble cierre, presionizado con gas inerte para evitar la infiltración de aire y limitar las fugas de gas. Una mesa, situada en el fondo de la cuba de reducción sostiene la carga, mientras que barras de arrastre, montadas en una cámara hermética de gas alrededor del fondo de la cuba, arrancan el material reducido de la mesa, empujándolo a una sección cónica que conduce a contenedores sellados de descarga en caliente, a través de tolvas de recogida provistas de sellos de gas. En la instalación de briqueteado, se recomienda el briqueteado en caliente de la esponja de hierro sin utilización de aglomerantes.

Materias primas

En la planta de ensayo sólo se probaron 5 tipos de nódulos, CVRD, LKAB, Carol lake, Wabush, Samarco y Grenges Strassa (Suecia), y tres tipos de mineral en terrones, CVRD, MBR y Mount Newman. No hay límite en el contenido de azufre del material óxido, ya que el gas superior reciclado es desulfurado durante la eliminación de dióxido de carbono por el método MEA, antes de ser utilizado en la cuba.

Calidad del producto

La calidad de producto lograda en la instalación piloto representaba generalmente un grado de metalización del 94% aproximadamente. El contenido total de carbono oscilaba entre 0,7% y 3,65%, según el tipo de material óxido, la temperatura de operación, la composición del gas, etc.

PROCEDIMIENTO FIOR

El procedimiento FIOR (Fluid Iron Ore Reduction) fue ideado por la Esso Research and Engineering Company. Una instalación de pruebas de escala semiindustrial entró en funcionamiento en la Imperial Oil Enterprises Ltd, Darmonth, Nova Scotia, en octubre de 1965, con una capacidad de 300 ton/día, siendo abandonada a finales de 1969. La primera unidad industrial fue instalada en Venezuela en 1976.

Descripción del procedimiento

El procedimiento FIOR emplea un gas rico en hidrógeno para la reducción de finos de mineral de hierro en una serie de reactores de lecho fluidizado. El gas reductor rico en hidrógeno se obtiene por reformado por vapor de gas natural en presencia de un catalizador a base de níquel en los tubos del reformador. El gas natural es desulfurado en lechos de óxido de zinc antes del reformado. El gas reformado se hace reaccionar utilizando un catalizador óxido, a fin de que el CO y el vapor reaccionen para producir más hidrógeno y dióxido de carbono. El gas de escape del convertidor es tratado ulteriormente en una instalación de eliminación de CO₂, en la que una solución carbonatada caliente en circulación absorbe el CO₂, enriqueciendo de hidrógeno al gas que sale de la misma.

Los finos de mineral secos (-12 mesh) de los depósitos de almacenamiento en seco se descargan a un sistema con tolva de cierre y se someten a una presión igual a la presión de operación del sistema de reactor (10 atmósferas a 880°C). A continuación, el mineral presionizado es dosificado al reactor superior, donde se precalienta a la temperatura de reducción, por combustión de gas natural y aire precalentado, eliminando así el L.O.I. y una gran parte de la humedad de los gases de escape. Los gases de escape son enfriados bruscamente y lavados para retirar completamente los finos de mineral, y se despresionizan antes de soltarlos a la atmósfera.

El mineral de hierro fluidizado y precalentado del reactor de precalentamiento es desvaporizado para eliminar el aire arrastrado, y se introduce al primero de los 3 reactores de reducción de lecho fluido, donde fluye hacia abajo por efecto de la gravedad y es reducido por el gas reductor ascendente. El gas de escape del proceso que sale del reactor de reducción superior es enfriado, lavado, comprimido y recalentado antes de ser utilizado de nuevo en el reactor inferior. Los finos de mineral de hierro reducidos del reactor inferior se despresionizan, conduciéndose por un sistema de bajada (let-down) al depósito de alimentación de la instalación de briqueteado, que opera a presión atmosférica. El briqueteado se efectúa a temperaturas superiores y 550°C. El diagrama de proceso FIOR aparece en la Figura 8.

Características especiales

El procedimiento FIOR se presta a la utilización de finos de mineral óxido (-4 mesh con un máximo del 20% en peso - 325 mesh). El HDR producido debe aglomerarse antes de ser utilizado en la fabricación de acero y las briquetas compactas FIOR pueden almacenarse y transportarse como mercancías

sin ningún tratamiento previo como en el caso de las briquetas Purofer.

Plantas en operación y construcción

Hay una sola instalación comercial en operación en Matanzas, Venezuela. La capacidad anual de la unidad es de 400.000 tons. La planta produjo unas 220.000 tons. en 1980. No hay ninguna planta FIOR en construcción.

Equipo e instalaciones principales

El equipo más importante requerido en el procedimiento FIOR es:

- i) Secador de mineral, para eliminar la humedad superficial del mismo.
- ii) Tolvas de cierre, para presionizar el mineral óxido de alimentación a la presión de operación del reactor de precalentamiento.
- iii) Reactor de precalentamiento, para eliminar la humedad y elevar la temperatura del mineral hasta la temperatura del reactor de reducción.
- iv) Tres reactores de reducción, en serie, para reducir el mineral en contacto con el gas reductor contracorriente.
- v) Reformador y convertidor de gas natural, para convertir el gas natural en gas reductor rico en hidrógeno, por medio de vapor y catalizadores.
- vi) Máquina de briquetear, consistente en prensas de doble rodillo.
- vii) Enfriador de briquetas, en el que las briquetas se enfrían sobre una rejilla circular, siendo pasivadas con aire.

Materias primas

El material de alimentación ideal para el procedimiento FIOR son los finos de minerales naturales de gran riqueza, que contengan menos de un 5% de ganga y puedan pasar a través de un tamiz de 4 mesh. Su tamaño debe ser tal que contenga menos del 20% en peso de material inferior a 325 mesh.

Los finos y concentrados con más de un 20% en peso de material inferior a 325 mesh se consideran demasiado finos para ser utilizados directamente en el procedimiento FIOR, pero pueden emplearse en caso de añadir una semiaglomeración (aumento de tamaño) al circuito de preparación del material. Los materiales aglomerados se utilizan sólo si son suficientemente resistentes para soportar su deterioro en los reactores de lecho fluidizado.

En Venezuela se emplean finos de mineral Cerro Bolívar.

Producto

El HDR del procedimiento FIOR antes del briqueteado tiene forma pulverizada y contiene un 24-25% de producto inferior a 325 mesh. Las briquetas FIOR producidas en Venezuela presentan generalmente una metalización superior al 92%, con un contenido de carbono que oscila entre 0,5 y 2%. Las briquetas producidas tienen una alta densidad, del orden de 5 mg/cc, y pueden almacenarse fácilmente en todo tipo de condiciones atmosféricas.

PROCEDIMIENTO HIB

El procedimiento HIB (High Iron Briquette) es una versión modificada del procedimiento Mr-Iron, puesto a punto por la US Steel Corporation hacia los años 1953-56. La primera instalación HIB fue construida en 1871 en Puerto Ordaz, Venezuela, con una capacidad anual de 1.000.000 de tons. de esponja de hierro.

Descripción del procedimiento

El procedimiento HIB se basa en la reducción de finos de mineral de hierro en un lecho fluidizado, utilizando gas de reducción obtenido mediante reformado por vapor de gas natural desulfurado. Los finos de mineral de menos de 12 mm de tamaño se secan en un horno rotativo y luego se muelen para reducir su tamaño a menos de 10 mesh (-2 mm). El fino de mineral se transporta entonces a la primera etapa de un sistema de precalentamiento de lecho fluidizado de dos fases por medio de un elevador neumático de gas inerte. En dicha primera fase, se precalienta el mineral por medio del gas de escape de la segunda fase hasta unos 320°C. En la segunda fase, se calienta el mineral precalentado hasta 870°C aproximadamente por combustión directa de gas natural en el lecho.

La reducción de Fe_2O_3 a FeO se realiza en la primera fase por contacto con el gas quemado de la segunda fase. La reducción de FeO a Fe tiene lugar durante la segunda fase por contacto con nuevo gas reductor caliente, introducido por la parte inferior del reactor a una presión de aproximadamente 4 atmósferas. El HDR fino caliente, a una temperatura de unos 700°C, es moldeado en caliente en máquinas de briqueteado. Las briquetas calientes se enfrían hasta una temperatura de unos 65°C antes de ser almacenadas. El diagrama de proceso del procedimiento HIB se halla representado en la Figura 9.

Características especiales

Por ser un procedimiento de lecho fluidizado, el HIB permite la utilización de finos de mineral como material de carga. El grado de metalización del HDR es generalmente bajo, de un 75% aproximadamente, y, por lo tanto, se presta a la fabricación de hierro.

Las briquetas HIB son densas y pueden almacenarse fácilmente al aire libre en cualquier condición atmosférica.

Plantas en operación y construcción

La única instalación de reducción directa HIB en funcionamiento está situada en Puerto Ordaz, Venezuela. No se tienen noticias de que haya nuevas plantas en construcción.

Equipo e instalaciones principales

En el procedimiento HIB se emplean finos de mineral, por lo que en el sistema de manipulación y tratamiento de la materia prima se hallan previstas instalaciones de triturado, molido, separación y secado. El tamaño de los finos debería ser de 10 mesh.

El procedimiento HIB emplea precalentadores de dos fases para precalentar los finos de mineral a la temperatura de la reacción de reducción. Esta tiene lugar en un reactor de reducción también de dos fases, consistente en una vasija de reacción de acero alta, con revestimiento refractario, de 6,7 m de diámetro y 50 m de altura.

El gas reductor se genera en un reformador de vapor, que dispone, como tal, de un sistema de recuperación de calor para la producción de vapor.

Básicamente, todo el producto HIB tiene que ser briqueteado en caliente a aproximadamente 700°C, como en el procedimiento FIOR. La instalación de Venezuela cuenta con tres máquinas de briqueteado en caliente.

Materias primas

Los finos de mineral de hierro de gran riqueza de 12 mm de tamaño, con un 58,5% de Fe y un 8% de humedad, se reducen por molido a menos de 10 mesh (-2 mm) para cargarlos en el reactor de lecho fluidizado.

Producto

Las briquetas HIB tienen las siguientes características:

Tamaño, mm	..	80,9 x 40,6 x 20,0
Peso de la briqueta, grs	..	206,3
Densidad, tons/m ³	..	5,0
Grado de metalización	..	75-80%

A continuación se reproduce un típico análisis químico de las briquetas HIB producidas en Puerto Ordaz:

Fe (total)	..	86,5%
Fe (metálico)	..	60,5%
SiO ₂	..	1,83%
Al ₂ O ₃	..	1,93%
CaO	..	0,29%
MgO	..	0,27%
S	..	0,02%
P	..	0,13%

PROCEDIMIENTO SL/RN

El procedimiento SL/RN fue preparado conjuntamente por la Steel Company of Canada, Lurgi Chemie, Republic Steel Corporation y la National Lead Company en 1969. Es una combinación del procedimiento RN, puesto a punto entre 1920 y 1930 para el enriquecimiento y tratamiento por calor de minerales con un contenido de hierro bajo, y el procedimiento SL, ideado hacia 1960 para la producción de esponja de hierro de gran riqueza para los hornos de fabricación de acero.

Descripción del procedimiento

El procedimiento SL/RN utiliza un horno rotativo para la reducción de mineral/nódulos de hierro, con materiales carbonosos sólidos tales como carbón o lignito. El diagrama de proceso empleado en el procedimiento SL/RN se halla representado en la Figura 10. El procedimiento está compuesto de dos fases principales, que corresponden a las dos zonas principales del horno: la "zona de precalentamiento", en la que se calienta la carga a 900°C-1.100°C, y la "zona de metalización", en la que se mantiene la temperatura prácticamente constante de 1.050°C-1.100°C.

Al inicio de la operación, es necesario caldear el horno con el quemador central utilizando un combustible líquido, para calentar los materiales de la carga a la temperatura de reacción. Tras alcanzar un estado constante, el calor producido por la combustión de una parte del combustible cargado con el material de carga es suficiente para incrementar la temperatura del material entrante hasta el punto deseado.

La carga, consistente en una mezcla de nódulos de óxido de hierro y/o mineral en terrones, piedra caliza y/o dolomita y carbón muy volátil o lignito, se introduce en la zona de precalentamiento del horno, donde se elimina la humedad, formándose H_2 e hidrocarburos por disociación termal del carbón. Una parte de los gases combustibles del carbón es quemada en el margen libre (freeboard) situado por encima de la carga por cantidades controladas de aire introducido por tubos dispuestos regularmente a lo largo del horno. La combustión de dichos gases irradia calor a la superficie del lecho de material y a la superficie descubierta del revestimiento refractario del horno. Durante la rotación del horno, el revestimiento transmite el calor a los materiales sólidos por conducción.

Los gases de escape del horno se retiran a $900^{\circ}C-1.000^{\circ}C$ por el extremo de descarga. Estos se hacen pasar por una cámara de sedimentación de polvo de gran grueso y luego a un requemador (after-burner), donde se queman los gases combustibles y el hollín. Luego se enfría y limpia el gas antes de soltarlo a la chimenea.

La descarga caliente del horno, a unos $1.000^{\circ}C$ de temperatura, es conducida directamente, mediante un canalón incorporado, a un enfriador rotativo, enfriado externamente por medio de pulverizadores de agua. La descarga proveniente del enfriador se tamiza y se separa magnéticamente, para obtener esponja de hierro, carbón (char) y desechos que contienen ceniza y fundente calcinado. En la Figura 10 se halla representado el diagrama de proceso del procedimiento de horno rotativo.

Características especiales

En el procedimiento SL/RN, el horno es generalmente largo, por lo que no resulta fácil mantener un nivel de temperatura constante. El funcionamiento del horno es muy sensible al tipo de material de aportación de óxido utilizado. El horno SL/RN opera a alta temperatura. El producto tiene un contenido de carbono bajo (de alrededor del 0,2%) y un grado de metalización alto a aproximadamente $1.100^{\circ}C$.

La proporción de finos en el producto metalizado del horno de reducción dependerá de la naturaleza de las materias primas utilizadas, especialmente de las características de decrepitación del mineral en terrones. En general, la proporción de finos obtenidos en el proceso de horno rotativo para la producción de esponja de hierro es del orden de 100-500 kg por tonelada de producto (entre un 10 y un 15%).

Plantas en operación y construcción

En la actualidad existen seis plantas SL/RN para la fabricación de esponja de hierro destinada a la producción de acero, de las que dos no están en funcionamiento, como puede apreciarse en el Cuadro 1-3. Los tamaños de las instalaciones varían enormemente, entre 30.000 y 360.000 ton/año. La experiencia de operación se limita a unidades de 125.000 ton. La producción en 1980 fue de aprox. 233.000 ton. con una capacidad instalada de unas 750.000 ton.

Cuadro 1-3

Instalaciones SL/RN en el mundo

<u>País y compañía</u>	<u>Instalada en</u>	<u>N^o de unidades</u>	<u>Capacidad anual</u> Ton:
<u>EN OPERACION/INSTALADAS</u>			
<u>Brasil</u>			
Arcos Finos Piratini SA Charqueadas, RS ..	1973	1	65.000
<u>Canadá</u>			
The Steel Co of Canada Ltd Red Lake, Ontario ..	1975	1	360.000 ^{a/}
<u>India</u>			
Sponge Iron India Ltd Paloncha, Kothagudem, AP ..	1980	1	30.000
<u>Nueva Zelandia</u>			
New Zealand Steel Ltd, Glenbrook	1969	1	125.000
<u>Perú</u>			
Empresa Siderúrgica del Perú Chimbote ..	1979	1	100.000
<u>EE.UU.</u>			
Hecla Mining, Casa Grande, Arizona	1975	1	65.000 ^{a/}
		-	-
Total ..		<u>6</u>	<u>745.000</u>

NOTA:

a/ No está siendo explotada.

Equipo e instalaciones principales

La instalación más importante del procedimiento SL/RN es el horno rotativo con revestimiento refractario, cuyo tamaño puede oscilar entre 2 y 6 m de diámetro y 50 y 125 m de longitud. Este presenta, del extremo de alimentación al de descarga, una inclinación hacia abajo del 2,5 al 3,5%. El horno puede girar a una velocidad que varía entre 0,3 y 0,9 rpm. El armazón del horno dispone de tubos conductores de aire de acero, resistentes al calor, distribuidos de forma regular a lo largo del horno, para controlar la temperatura y la marcha del proceso. En el extremo de descarga del horno se halla situado un quemador central para el aporte de aire durante la operación normal y de combustible ligero durante la fase de inicio de operaciones.

Los gases de escape se tratan en una cámara de sedimentación de polvo y luego en un quemador de poscombustión de dos fases, antes de ser lavados y soltados a la atmósfera a través de la chimenea.

La descarga caliente del horno se enfría en un refrigerador rotativo horizontal, provisto de pulverizadores externos de agua para la superficie superior y sumergido en una artesa de agua por su parte inferior. Su tamaño puede oscilar entre 2 y 4 m de diámetro, y 20 y 60 m de longitud, según sea la capacidad de la planta. El material enfriado es tamizado y luego separado magnéticamente.

Materias primas

Los principales materiales de carga de procedimiento son el mineral y/o los nódulos de hierro. En la planta de Nueva Zelandia se emplean comercialmente arenas de hierro. En Perú y en Brasil se utilizan nódulos, y en la India mineral calibrado.

En las plantas comerciales se emplean carbones semibituminosos y lignito (lignite char) como reductores. La piedra caliza y la dolomita se utilizan como desulfurantes.

Producto

Seguidamente se indica la calidad de la esponja de hierro producida en algunas instalaciones comerciales de reducción directa SL/RN:

<u>Compañía</u>	<u>Grado de metalización</u> Por ciento	<u>Contenido de carbono</u> Por ciento
New Zealand Steel ..	89 (mínimo)	0,60
Acos Finos Piratini ..	91 (mínimo)	0,14
Sponge Iron India Ltd ..	90 (promedio)	0,20

Evolución reciente

Ensayos recientemente realizados indican que, en caso de admisión de aire a través de las lumbreras (ports) situadas debajo del lecho en la zona de precalentamiento, es posible, al emplear carbones que contengan más de un 15 por ciento de materia volátil, quemar algunos de los gases que, en otro caso, saldrían del horno sin combustionar, reduciendo así la energía desaprovechada. De igual forma, se asegura que la admisión de aire mediante un sistema semejante permitiría la utilización de lignito con un grado de humedad de hasta el 60 por ciento sin secado previo. La materia volátil se quema directamente con la carga a 300-800°C, transfiriendo el calor de combustión a la materia prima en fase de precalentamiento. Se espera que dicha técnica de "Inyección Sumergida de Aire" permita mejorar la eficacia del procedimiento, acortando la fase de precalentamiento.

En las zonas de inserciones, tales como tubos/toberas de aire, orificios de muestreo y termopares, de los hornos rotativos SL/RN existentes se utilizan compuestos moldeables (castables) como revestimiento refractario. De instalarse hornos modernos en el futuro, éstos incorporarían un 100 por ciento de revestimientos moldeables.

PROCEDIMIENTO CODIR (KRUPP)

El procedimiento CODIR (Coal Ore Direct Iron Reduction) fue desarrollado a partir del proceso Krupp-Renn, y la única planta comercial instalada hasta la fecha empezó a funcionar en 1973 en la Dunswart Iron and Steelworks Ltd., Benoni (Africa del Sur), con una capacidad anual de 150.000 ton de HDR. Dicho procedimiento se asemeja mucho en las características de la instalación y el funcionamiento al procedimiento de horno rotativo SL/RN, con la excepción de algunas variaciones de menor importancia en el equipo. No hay ningún horno rotativo CODIR, para la producción de esponja de hierro destinada a la fabricación de acero, construyéndose o previsto en estos momentos.

PROCEDIMIENTO ACCAR

El procedimiento ACCAR (Allis Chalmers Controlled Atmosphere Reduction) es obra de la Allis Chalmers Corporation, EE.UU. La Niagara Metals Ltd. de Canadá montó en 1973 una planta de ensayos de 50.000 ton/año de capacidad en sus instalaciones de Niagara Falls.

Descripción del procedimiento

El procedimiento ACCAR emplea un horno rotativo con lumbreras para la producción de HDR. El procedimiento consta de una fase de precalentamiento en la zona desprovista de lumbreras y una fase activa en la zona de reducción con lumbreras. El mineral y el carbón se seleccionan hasta formar una gama de tamaños uniforme, y se introducen al reactor a una velocidad controlada. El lecho entrante de mineral y carbón es calentado por la contracorriente de gases del proceso hasta una temperatura de 1.000°C aproximadamente. A través de orificios radiales, situados debajo del lecho, se inyecta un combustible hidrocarbúrico fluido al mineral. El contacto íntimo con la carga caliente hace que el combustible se gasifique y se divida en componentes reductores que extraen el oxígeno del mineral. Al pasar los orificios sobre el lecho admiten aire, que se combina con los gases de reducción que salen de la carga. El producto resultante es descargado del reactor a un enfriador de tromel no revestido, donde se enfría a unos 90°C por medio de pulverizadores externos de agua, para pasar luego al sistema de producto. El producto reducido se limpia magnéticamente de ceniza de carbón, para ser luego tamizado y enviado al lugar de almacenamiento. Los gases de escape del proceso se enfrían bruscamente (quenching) y se lavan antes de soltarlos a la atmósfera a través de una chimenea.

Características especiales

El horno rotativo se halla provisto de orificios de inyección de combustible y aire, ofreciendo así la ventaja de recuperar el valor termal del gas reductor en exceso, y permitiendo un control más exacto del perfil de temperatura del horno rotativo. Las lumbreras de inyección de combustible y aire están situadas más allá de la zona de precalentamiento.

La instalación cuenta con damas de tención para mantener el nivel deseado del lecho en el horno de reducción. El carbono del producto puede aumentarse hasta 2,5%, ajustando la relación aire-combustible a lo largo del horno.

Hasta ahora, el procedimiento ha sido explotado industrialmente con combustible hidrocarbúrico. La planta de ensayos de Niagara Falls funcionó durante un período limitado con un sistema de combustión de carbón.

Plantas en operación y construcción

En 1976, el horno SL/RN de Falconbridge fue transformado al procedimiento ACCAR, pero funcionó tan sólo durante un período breve y fue cerrado finalmente en 1978. En la India hay un horno ACCAR de 150.000 ton de capacidad en construcción, que se espera entre en funcionamiento muy pronto. El horno está diseñado para operar con una carga al 100% de carbón.

Requisitos energéticos

Basándose en la operación de la planta piloto de Niagara Falls puede decirse que, con carbón y petróleo, el consumo de energía fue del orden de 3 Gcal por tonelada de esponja de hierro.

Equipo principal

Las instalaciones más importantes son fundamentalmente las mismas que las de otras plantas de horno rotativo.

Materias primas

Los requisitos en materia de características físicas y químicas del material óxido y del carbón son esencialmente los mismos que los de otros procedimientos de horno rotativo.

Producto

El contenido de carbono del hierro ACCAR puede ajustarse a niveles específicos entre 0,01 y 3 por ciento, regulando las temperaturas, la alimentación de combustible y su distribución en el reactor. Otras características del hierro ACCAR son similares a las del producto obtenido en los procedimientos SL/RN o CODIR. El hierro ACCAR es estable durante su almacenamiento y su transporte por barco, barcaza, ferrocarril o carretera.

PROCEDIMIENTO DRC

El procedimiento DRC fue ideado por la Direct Reduction Corporation, EE.UU. a partir de un método de tratamiento de concentrado de ilmenita para la obtención de HDR. Una planta de ensayos de 50.000 ton/año de capacidad

basada en el procedimiento DRC entró en funcionamiento en Rockwood, Tennessee, EE.UU. en 1978. Recientemente, en marzo de 1981, la DRC obtuvo un contrato para la instalación de una planta de 75.000 ton/año para la Scaw Metals Ltd. Africa del Sur, que se espera entre en funcionamiento en 1983.

Al igual que en el procedimiento CODIR, las características del equipo y de operación del procedimiento DRC son similares a las del procedimiento SL/RN de horno rotativo. Sin embargo, hay una variación importante: el horno DRC es más ancho y cuenta con un mayor número de ventiladores de aire, comparado con otros hornos rotativos.

PROCEDIMIENTO KINGLOR-METOR

El procedimiento Kinglor-Metor fue puesto a punto por Danieli and Company S.p.A. en Butrio. Una planta piloto de 20.000 ton de capacidad fue instalada en 1973.

Descripción del procedimiento

El procedimiento utiliza hornos de cuba verticales hechos de carburo de silicio, calentados desde el exterior con combustibles gaseosos o líquidos. Las cargas previamente pesadas de mineral en terrones o nódulos se mezclan con cantidades aproximadas de reductor (carbón fino y "char") y piedra caliza y se introducen al horno por la parte superior, mediante una tolva de alimentación. La carga se calienta a una temperatura de 350°C en la zona de precalentamiento, situada en la parte alta del horno. La sección de reducción es caldeada por combustión de gas (o petróleo) en quemadores situados en diversas hileras en el espacio anular comprendido entre la cuba de carburo de silicio y la estructura exterior, a una temperatura controlada de 1.050°C. El procedimiento es continuo, pero el producto se descarga en hornudas a causa del diseño del sistema de refrigeración. El producto se descarga de la sección de enfriamiento a unos 50°C, tamizándose, en caso de ser necesario. El HDR se separa magnéticamente y el "char" se recicla.

Características especiales

Puede instalarse en módulos de 20.000 ton de esponja de hierro por año cada uno.

Requiere una cantidad considerable de petróleo o de gas natural para calentar las retortas desde fuera. El consumo medio de LPG en la instalación piloto de Butrio era de 134 kg/hr.

Requiere un mayor mantenimiento, y el costo de operación de la pequeña planta modular es invariablemente mayor que el de procedimientos continuos como los de horno rotativo.

Plantas en operación y construcción

La primera instalación comercial basada en este procedimiento empezó a funcionar en 1976 en la Ferrerie Arverdi and Company S.p.A., Cremona (Italia) con una capacidad anual de 40.000 tons, consistente en dos módulos de 20.000 ton de capacidad cada uno. En la actualidad, dichas instalaciones se han abandonado y se hallan en venta. Se ha informado de la puesta en funcionamiento de un módulo de 20.000 ton. de capacidad anual en Birmania. Está prevista la instalación de un segundo módulo también de 20.000 ton en el mismo lugar de Birmania.

Equipo e instalaciones principales

El procedimiento Kinglor-Metor emplea una retorta en la que la sección de reducción está integrada por una cuba rectangular vertical hecha de carburo de silicio con 6 reactores. La cuba tiene forma ahusada por su parte baja y está rodeada por un horno de acero con revestimiento refractario algo más ancho pero de la misma forma, dejando así entre ambos un espacio anular que se utiliza como cámara de combustión. El calor, producido por quemadores de calor radiante en la cámara anular, se transmite a la carga a través de las paredes de carburo de silicio de la cuba.

La sección superior de la cuba, que constituye la zona de precalentamiento, es de acero refractario. Gas inerte de la zona de reducción se enfría y se hace circular por la sección de enfriamiento, situada por debajo de la zona de reducción. El HDR producido se descarga mediante una tolva de cierre, para su tamizado y separación magnética, reciclándose el "char".

Materias primas

El procedimiento Kinglor-Metor emplea mineral en terrones tamizado, nódulos de mineral de hierro o briquetas de una gama de tamaños de 6 a 25 mm. El carbón y el "char" reciclado se utilizan como reductores, y, de ser necesario, se emplea piedra caliza como agente desulfurante.

Producto

De la operación de la instalación piloto puede observarse que el HDR producido tiene una metalización media del 90 por ciento, y el contenido de carbono es del orden del 1%.

ANEXO II

PROCEDIMIENTOS DE RD - CONTAMINACION AMBIENTAL Y SU TRATAMIENTO

Procedimiento	Tipo de contaminante	Fuente de origen	Detalles sobre los contaminantes		Método de tratamiento	Nivel anterior al tratamiento	Nivel tras el tratamiento	Observaciones																								
A. A BASE DE GAS																																
Hyl.	Polvo de mineral/nódulo	Descarga a silos de nódulos Descarga a reactores Transportadoras y equipo de manipulado de mineral/nódulos	Distribución de tamaños de las partículas de polvo (húmedo %): <table border="1"> <thead> <tr> <th>Tamaños (en micrones)</th> <th>Nódulos HDR</th> <th>Nódulos de óxido de hierro</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Menor de 2,8 a 5,5 ..</td> <td>41,0</td> <td>28,8</td> </tr> <tr> <td>5,5 a 11,0 ..</td> <td>24,0</td> <td>22,2</td> </tr> <tr> <td>11,0 a 22,0 ..</td> <td>22,0</td> <td>25,9</td> </tr> <tr> <td>22,0 a 44,0 ..</td> <td>9,0</td> <td>18,1</td> </tr> <tr> <td>44,0 a 62,0 ..</td> <td>1,5</td> <td>5,0</td> </tr> <tr> <td>62,0 a 176,0 ..</td> <td>2,5</td> <td>-</td> </tr> <tr> <td></td> <td><u>100,0</u></td> <td><u>100,0</u></td> </tr> </tbody> </table>		Tamaños (en micrones)	Nódulos HDR	Nódulos de óxido de hierro	Menor de 2,8 a 5,5 ..	41,0	28,8	5,5 a 11,0 ..	24,0	22,2	11,0 a 22,0 ..	22,0	25,9	22,0 a 44,0 ..	9,0	18,1	44,0 a 62,0 ..	1,5	5,0	62,0 a 176,0 ..	2,5	-		<u>100,0</u>	<u>100,0</u>	Sistema de extracción de polvo por filtros de bolsa y separadores ciclónicos			
Tamaños (en micrones)	Nódulos HDR	Nódulos de óxido de hierro																														
Menor de 2,8 a 5,5 ..	41,0	28,8																														
5,5 a 11,0 ..	24,0	22,2																														
11,0 a 22,0 ..	22,0	25,9																														
22,0 a 44,0 ..	9,0	18,1																														
44,0 a 62,0 ..	1,5	5,0																														
62,0 a 176,0 ..	2,5	-																														
	<u>100,0</u>	<u>100,0</u>																														
	Polvo de mineral/nódulo con gases del proceso que contaminan el agua	Reactores; Reformadores	Distribución de tamaños de los sólidos del efluente del reactor (húmedo %): <u>Tamaños (en micrones)</u> Menor de 44 .. 65,0 44 a 105 .. 8,1 105 a 149 .. 5,5 Máx de 149 .. 21,4 <u>100,0</u>		Pulverizadores directos de agua del reformador y torres de templado (quenching) de los reactores. Los contaminantes pasan al circuito de agua y se reciclan en la clarificadora	Análisis del agua de noplado de la caldera: Fosfatos .. 30 ppm pH .. 10,5 T.D.S .. 1.500 ppm SiO ₂ .. 25 ppm Cloruros .. 50-150 ppm Cantidad .. 1,5 cu m/hr	Dicha agua puede neutralizarse con Cill u otros ácidos y mezclarse con 3,7 m/hr de agua de planta de tratamiento RW, que se considera neutro. Por lo tanto, dicho efluente no se considera contaminante y puede ser vertido al alcantarillado industrial o general sin ser tratado ulteriormente	Los finos de mineral vertidos al alcantarillado contienen Fe ₂ O ₃ , Fe ₃ O ₄ y ganga. La tierra también contiene Fe, FeO, Fe ₂ S y ganga. Ambos efluentes pueden destinarse a paletizado o sinterizado, o venderse a la industria de producción de cemento.																								
	Oxido de zinc y azufre	Desulfurantes			Eliminados por desulfurantes cada dos años (aprox. 10 ton de óxido de zinc)			El óxido de zinc y el azufre pueden enviarse a los fabricantes de catalizadores para ser regenerados																								
	Vapor	Proceso	Cantidad muy baja		Se suelta a la atmósfera																											

Procedimiento	Tipo de contaminante	Fuente de origen	Detalles sobre los contaminantes	Método de tratamiento	Nivel anterior al tratamiento	Nivel tras el tratamiento	Observaciones																										
A. A BASE DE GAS (cont.)																																	
	Dióxido de carbono	Gas reductor	No muy peligroso desde el punto de vista higiénico	Se arrastra con el rociado de agua de los lavadores	Aprox. 7 por ciento		La presencia de CO ₂ disminuye el valor pH de los circuitos de agua. 250 ppm de CO ₂ en el agua de la planta de RD SIBUR dieron como resultado un descenso del valor pH al 3,5 (del nivel normal de 7)																										
	Ruido	Todo el equipo principal tal como cintas de transporte, lavadores, reactores, reformadores etc. y conducciones		Recubriendo el equipo causante de ruido con cubiertas, cajas y armazones, y aislando las conducciones		85 dB (A) máximo																											
MIDREX	Gases de escape	Horno de cuba, chimenea, inst. de tamizado, silos, puntos de transferencia	Unas 3.000 N m ³ /ton de Fe a 400°C, con un 12,9% de CO ₂ , un 4% de O ₂ , un 65,7% de N ₂ , y un 17,4% de H ₂ O. ² (NOx+S - nada). El contenido de polvo es de 4 mg/N m ³ (12 gr/ton de Fe) aprox.	Se utiliza lavado húmedo para todos los gases de escape. El gas de escape de la chimenea de la planta no requiere depurado ulterior. Los lavadores están situados a la salida del horno de producción, inst. de tamizado y silos de producto		<table border="1"> <thead> <tr> <th></th> <th>Polvo, gr/Nm³</th> <th></th> <th>Polvo, mg/Nm³</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Horno de cuba</td> <td>100</td> <td>Horno de cuba</td> <td>50</td> </tr> <tr> <td>Chimenea</td> <td>15</td> <td>Chimenea</td> <td>15</td> </tr> <tr> <td>Inst. de tamizado</td> <td>30</td> <td>Inst. de tamizado</td> <td>50</td> </tr> <tr> <td>Silos</td> <td>30</td> <td>Silos</td> <td>50</td> </tr> <tr> <td>Puntos de transferencia</td> <td>30</td> <td>Puntos de transferencia</td> <td>50</td> </tr> </tbody> </table>		Polvo, gr/Nm ³		Polvo, mg/Nm ³	Horno de cuba	100	Horno de cuba	50	Chimenea	15	Chimenea	15	Inst. de tamizado	30	Inst. de tamizado	50	Silos	30	Silos	50	Puntos de transferencia	30	Puntos de transferencia	50	Los costos de inversión para el lavado de gas de una planta de 880.000 ton/año equivalen a 3,3 millones de marcos alemanes		
	Polvo, gr/Nm ³		Polvo, mg/Nm ³																														
Horno de cuba	100	Horno de cuba	50																														
Chimenea	15	Chimenea	15																														
Inst. de tamizado	30	Inst. de tamizado	50																														
Silos	30	Silos	50																														
Puntos de transferencia	30	Puntos de transferencia	50																														
	Emissiones de partículas en suspensión	Chimenea, sistemas de recogida de polvo, sistema de almacenamiento y descarga, recogida de polvo del tamizado	<p>Para un módulo de 400.000 ton/año, las emisiones de partículas en suspensión, para 3-5 kg/hora</p> <p><u>Emissiones del punto de origen al aire (kg/ton HDR)</u></p> <table border="1"> <thead> <tr> <th></th> <th>Partículas</th> <th>SO₂</th> <th>NOx</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Manipulado del material</td> <td>0,001</td> <td>0,061</td> <td>0,002</td> </tr> <tr> <td>Sistema de combustión</td> <td>0,012</td> <td>0,035</td> <td>0,172</td> </tr> <tr> <td>Sistema de recogida de polvo</td> <td>0,016</td> <td>Indicidos</td> <td>0,001</td> </tr> </tbody> </table>		Partículas	SO ₂	NOx	Manipulado del material	0,001	0,061	0,002	Sistema de combustión	0,012	0,035	0,172	Sistema de recogida de polvo	0,016	Indicidos	0,001	Sistemas de recogida de polvo		<table border="1"> <thead> <tr> <th></th> <th>kg/hr</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Chimenea</td> <td>0,5</td> </tr> <tr> <td>Colectores de polvo</td> <td>2,5</td> </tr> <tr> <td>Sistema de almacenamiento y descarga</td> <td>1,0</td> </tr> <tr> <td>Colectores de polvo del tamizado</td> <td>1,0</td> </tr> </tbody> </table>		kg/hr	Chimenea	0,5	Colectores de polvo	2,5	Sistema de almacenamiento y descarga	1,0	Colectores de polvo del tamizado	1,0	Los sistemas de recogida de polvo están diseñados para limitar las emisiones de polvo a la atmósfera a 150 mg/nm ³ en condiciones de operación normales
	Partículas	SO ₂	NOx																														
Manipulado del material	0,001	0,061	0,002																														
Sistema de combustión	0,012	0,035	0,172																														
Sistema de recogida de polvo	0,016	Indicidos	0,001																														
	kg/hr																																
Chimenea	0,5																																
Colectores de polvo	2,5																																
Sistema de almacenamiento y descarga	1,0																																
Colectores de polvo del tamizado	1,0																																

<u>Procedi-</u> <u>miento</u>	<u>Tipo de</u> <u>contaminante</u>	<u>Fuente de origen</u>	<u>Detalles sobre los contaminantes</u>												
A. A BASE DE IAS (cont.)															
Agua de desecho	Agua superficial; residuos generales; agua de desecho industrial		Depende del método de enfriamiento de agua utilizado: Promedio de agua 0,9 m ³ /ton de Fe depurada Promedio de 50-150 mg/litro sólidos suspen- didos en el efluente de agua Sólidos de la 40-70 kg/ton clarificadora de Fe												
			<u>Emissiones del punto de origen al</u> <u>agua:</u>												
			<table border="1"> <thead> <tr> <th></th> <th>Sólidos suspen- didos mg/litro</th> <th>Flujo m³/ton HDR</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Soplado del agua de proceso</td> <td>50</td> <td>0,15</td> </tr> <tr> <td>Soplado de la clarificadora</td> <td>100x10⁷</td> <td>0,26</td> </tr> <tr> <td>Efluente de la planta</td> <td>15</td> <td>0,3-0,6</td> </tr> </tbody> </table>		Sólidos suspen- didos mg/litro	Flujo m ³ /ton HDR	Soplado del agua de proceso	50	0,15	Soplado de la clarificadora	100x10 ⁷	0,26	Efluente de la planta	15	0,3-0,6
	Sólidos suspen- didos mg/litro	Flujo m ³ /ton HDR													
Soplado del agua de proceso	50	0,15													
Soplado de la clarificadora	100x10 ⁷	0,26													
Efluente de la planta	15	0,3-0,6													
Ruido	Cintas de transporte, lava- doras, alimenta- doras, ventiladores, reformador, inst. de tamizado, bo cas, estaciones de aire														

<u>Método de tratamiento</u>	<u>Nivel anterior al tratamiento</u>	<u>Nivel tras el tratamiento</u>	<u>Observaciones</u>	
El agua superficial se limpia mediante un depósito acumulador, filtros de arena y back-washing; los residuos generales (sanitary water) se tratan biológicamente antes de descargarse a la estación principal de canalización de agua de desecho; el agua de desecho industrial se depura mediante un filtro de gravedad automático	Agua superficial Residuos generales Agua de desecho industrial	Máx. 400 mg/litro sólidos Desecho biológico 50 mg/litro sólidos	Agua superficial Residuos generales 5 mg/litro sólidos BSS5 25 mg/litro Agua de desecho industrial 5 mg/litro sólidos	Los costos de inversión para una planta de 880,000 ton/año equivalen a 1,6 millones de marcos alemanes El fango de óxido de hierro recogido en el sistema colector de polvo se descarga y luego se vende o se aglomera para utilizarse como material de alimentación

<u>Instalando cubiertas para las transportadoras, campanas anti-ruido y armarones y cubiertas para el equipo. Aislado las conducciones</u>	<u>Sin cubiertas o armarones</u>	<u>Con cubiertas o armarones</u>	<u>La intensidad de ruido fuera de las armarones es de aprox. 20 dB (A) menos</u>
Cintas de transporte	74 dB (A)	Eutación 104 dB(A)	
Retirada de polvo	77-99 dB (A)	de reducción de gas natural	
Alimentadores vibrantes	100 dB (A)	Inst. de 94 dB(A)	
Ventilador de escape	110 dB (A)	brique-teado	
Ventilador de aire de sistema	133 dB (A)	Inst. de 88-96dB(A)	
Compresores de gas de proceso y gas de enfriado	130 dB (A)	tamizado	
		Secc. de 106 dB(A)	
		gas de proceso y gas de enfriamiento	
		Eut. de 98 dB(A)	
		bombeo	
		Eut. de 105 dB(A)	
		aire principal	
		Eut. de 99 dB(A)	
		aire para instrumentou	

<u>Procedi-</u> <u>miento</u>	<u>Tipo de</u> <u>contaminante</u>	<u>Fuente de origen</u>	<u>Detalles sobre los contaminantes</u>
A. A BASE DE GAS (cont.)			
	Huido (cont.)		

NSC-DR	Sólidos	Gas superior; gas de compensa- ción de presión; tamiz de materia prima	
--------	---------	--	--

	Agua	Agua de lavado Agua de caldera del deumerali- zador y del depó- sito de la caldera	
--	------	--	--

<u>Método de tratamiento</u>	<u>Nivel anterior al tratamiento</u>	<u>Nivel tras el tratamiento</u>	<u>Observaciones</u>
		<u>En cajas</u>	
		Alimentadores vibrátiles	91 dB(A)
		Ventilador de gas de escape	100 dB(A)
Lavadores húmedos	<u>kg/Nm³</u>	<u>kg/Nm³</u>	Los principales contaminantes son los sólidos contenidos en el gas superior. Este debe ser necesariamente lavado, fundamentalmente para su nueva utilización/reciclado, y no por razones de control de contaminación
	Gas superior 5	Gas superior 0,01	
	Gas de compensación de presión 5	Gas de compensación de presión 0,10	
	Tamiz de materia prima 5	Tamiz de materia prima 0,10	
Espesadora	1.000 ppm (promedio)	100 ppm	Los sólidos transferidos del gas superior al agua de lavado deberían eliminarse para poder reciclar el agua. En este sentido, la inversión en equipo, tal como lavadores de gas superior o espesadoras para depuración de agua, se considera necesaria para el proceso de reducción directa principal y no para el control de la contaminación. Por ello, las inversiones en equipo de control de la contaminación no son elevadas
Neutralización	pH 6-11	pH 7	

Procedimiento	Tipo de contaminante	Fuente de origen	Detalles sobre los contaminantes	Método de tratamiento	Nivel anterior al tratamiento	Nivel tras el tratamiento	Observaciones	
A. A BASE DE GAS (cont.)								
	Ruido	Compresor de reciclado de gas		Instalación de silenciadores y/o cubiertas a prueba de ruido	100-105 dB (A)	85-95 dB (A)		
FIOR	Emissiones de partículas en suspensión	Secador de mineral, trituradora, sistema de almacenamiento y alimentación, tolva de cierre de alimentación de mineral, lavador de bajada (let-down), reactor de precalentamiento, lavador de depósito de enfriamiento brusco, ventilación y enfriamiento de la briquetadora	<p>Secador de mineral, trituradora de mineral, sistema de almacenamiento y alimentación de mineral, tolva de cierre de alimentación, reactor de precalentamiento</p> <p>Lavador de bajada, lavador de depósito de enfriamiento brusco, ventilación y enfriamiento de la briquetadora</p>	<p>Todos estos efluentes de partículas en suspensión se tratan por medio de ciclones y/o lavadores húmedos. Sistema de agua de circuito cerrado con estanques de sedimentación y lavadores húmedos</p>		<p>Carga de partículas</p> <p>kg/Nm³</p> <p>Fuente</p> <p>Secador de mineral 0,7068</p> <p>Triturado de mineral 0,28272</p> <p>Sistema de almacenamiento y alimentación 0,28272</p> <p>Tolva de cierre de alimentación 0,28272</p> <p>Reactor de precalentamiento 0,7068</p> <p>Lavador de descenso 0,7068</p> <p>Lavador del enfriamiento brusco 0,7068</p> <p>Ventilación de la briquetadora 0,7068</p> <p>Enfriador de la briquetadora 0,7068</p> <p><u>5,08096</u></p> <p>30 mg/N m³ de polvo (100 gr/ton de Fe)</p>	<p>Tipo de partícula</p> <p>Oxido de Hierro</p> <p>Hierro reducido</p>	<p>Los niveles de emisiones descargados son muy inferiores a los límites ambientales típicos en vigor, por ejemplo, en los EE.UU. Para lograr dichos niveles, se utiliza equipo de costo de capital bajo, tal como lavadores húmedos y ciclones</p>
ARMCO	Gases de escape	Horno de cuba, chimenea, inst. de tamizado, silos de producto, puntos de transferencia	Unos 3.200 N m ³ /ton de Fe. El gas no contiene NOx o S. El contenido de polvo es de 30 mg/Nm ³ (100 gr/ton de Fe) aprox.	Lavador Venturi			Según la información publicada	

Procedimiento	Tipo de contaminante	Fuente de origen	Detalles sobre los contaminantes	Método de tratamiento	Nivel anterior al tratamiento	Nivel tras el tratamiento	Observaciones
A. A BASE DE GAS (cont.)							
	Agua de desecho	Principalmente de los lavadores	Agua de lavado	Clarificadora		Promedio 1 m ³ /ton de agua de Po clarificada Promedio 93 mg/litro de sólidos suspendidos en el efluente de agua	
B. A BASE DE CARBÓN							
SI-12N	Polvo	Manipulado de materias primas (óxido de hierro, carbón y caliza/dolomita); manipulado de los productos (char, finos de hierro, dolochar); polvo de la materia seca separada del gas de escape	En las condiciones de la RPA, la carga de polvo debería limitarse a 8 mg/m ³ . Los datos de operación de SIII indican la producción de 0,2-0,3 ton de fango por ton de HDR producida. El fango (pH 9-11) contiene entre 0,07 y 0,11 gr/litro de sólidos en suspensión	Sistema de retirada de polvo en planta en cada instalación, al que se hallan conectados todos los puntos de transferencia y especialmente el equipo productor de polvo. La separación del polvo de la corriente de aire puede efectuarse por lavado, precipitación electrostática, cámaras de filtros de bolsa o multiclones, según las reglamentaciones ambientales en vigor o los fondos de inversión disponibles		El fango contiene de 0,07 a 0,11 gr/litro de sólidos suspendidos en el horno en operación en la SIII (India). En las condiciones de la RPA se reduce la cantidad a 8 mg/m ³ .	El polvo separado se vierte en forma de fango o de pasta según el equipo recogido. La cantidad de materia de desecho generada depende del tipo de planta y de los reductores utilizados. Si el contenido de ceniza es alto, todo el polvo y producto no magnético generados pueden considerarse material de desecho
	Gases de escape	Horno rotativo	Debería haber 150 mg de polvo/m ³ como máximo en la chimenea. La temperatura del gas de chimenea es de aprox. 700°C. Análisis del gas de chimenea: CO ₂ -28%, O ₂ -2,84%, N ₂ -67,74%. Produce unas 0,6 ton de fango por ton de HDR producida	Tratamiento de combustibles sólidos y gaseosos por oxidación en condiciones controladas, enfriamiento y separación del polvo en diversas etapas consecutivas. La limpieza de gas tras enfriamiento, por medio de equipo similar al de la retirada de polvo en planta, debe diseñarse a una temperatura de operación superior	Análisis del fango (%): Fe (t) .. 18-24 Fe ₂ O ₃ .. 28-34 CaO .. 15-62 SiO ₂ .. 32-34 Al ₂ O ₃ .. 12-14 L.O.F .. 6-7	El nivel aceptado es 150 mg/m ³	El costo de operación de los sistemas de retirada de polvo y de tratamiento de gas de escape en la SIII es de 30 Ru por ton de HDR aprox. El azufre es, hasta cierto grado, retirado y arrastrado por agua

Procedimiento	Tipo de contaminante	Fuente de origen	Detalles sobre los contaminantes	Método de tratamiento	Nivel anterior al tratamiento	Nivel tras el tratamiento	Observaciones
R. A BASE DE CARBÓN (cont.)							
	Agu. de drenaje	Sistema de retirada de polvo y depurado de gas de escape; enfriador	Polvo y gases de escape producidos como se indica arriba; En BIL se consume aprox. 2,25 m ³ de agua por ton de HDR producidos	Espesadora; neutralización	Valor pH del fango del sistema de tratamiento de gas de escape, antes de la neutralización - 2,3 - 4,5	pH tras la neutralización 5-7 Contenido sólido del depósito de fango del sistema de gas de escape: Sólidos suspendidos en agua clarificada Agua clarificada Agua residual	El costo de inversión del sistema de retirada de polvo y lavado del gas de escape representa un 10 por ciento aprox. del total de inversiones en equipo mecánico y eléctrico
	Ruido	Todo el equipo principal		Silenciadores y/o cubiertas a prueba de ruido	125 dB (A)	108 dB (A)	
CODIR	Polvo	Equipo de tamizado del material y puntos de transferencia del sistema de transporte de material	Polvo de mineral, carbón, dolomita, esponja de hierro y ceniza producido durante el manipulado del material. La entrada de aire - velocidad de extracción es de aprox. 1 m por segundo	El polvo producido durante el manipulado del material se extrae en numerosos puntos de la planta por medio de ventiladores que arrastran la atmósfera en que se halla suspendido el polvo a través de filtros de bolsa. El polvo recogido en los filtros y respectivos depósitos se descarga en bacos o cisternas o se humedece antes de descargarse a recipientes transportables	Cantidad de ceniza y polvo producidos por ton de HDR (seco): Ceniza - 85 kg/ton HDR Polvo en el filtro de gas de escape - 110 kg/ton HDR Polvo en el resto de equipo de retirada de polvo - 1 kg/ton HDR Aprox. 50-60 gr/m ³ , con una composición de: P.C. - 24-30% V.M. - 3-6% Ceniza - 65-75% Pc - 40% Distribución por tamaños del polvo (en micrones): Menor de 10 - 20% 10-30 - 25% 30-100 - 15% Más de 100 - 30%	Aprox. 50-150 mgr/m ³ con la siguiente distribución por tamaño (en micrones): Menor de 10 - 20% 10-30 - 25% 30-50 - 15% Más de 50 - 30%	La cantidad de las inversiones en equipo de control de la contaminación instalada normalmente entre el 8 y el 10 por ciento del total de costos de inversión

<u>Procedi-</u> <u>miento</u>	<u>Tipo de</u> <u>contaminante</u>	<u>Fuente de origen</u>	<u>Detalles sobre los contaminantes</u>
----------------------------------	---------------------------------------	-------------------------	---

H. A BASE DE CARBON (cont.)

(Gas de escape Horno

Contiene compuestos hidrocarbúricos, carbono y polvo de carbón

Agua de
desecho

Agua de lavado

Fango del ciclón húmedo o del
lavador

Método de tratamiento	Nivel anterior al tratamiento	Nivel tras el tratamiento	Observaciones																																										
<p>El gas de escape de la cámara de sedimentación del polvo de proceso del horno se hace pasar por una cámara de post-combustión para quemar los compuestos hidrocarbónicos, el monóxido de carbono y el polvo de carbón. Tras enfriarse por rociado de agua, en filtros de bolsa o precipitadores electrostáticos, el polvo precipitado se descarga en seco a cisternas o es humedecido antes de descargarse a recipientes transportables.</p>	<p>Aprox. 2.750 N m³/ton de Fe (seco). La composición del gas es como sigue:</p> <table border="0"> <tr><td>CO</td><td>-</td><td>25-26%</td></tr> <tr><td>CO₂</td><td>-</td><td>0,5-0,8%</td></tr> <tr><td>O₂</td><td>-</td><td>0,5-0,8%</td></tr> <tr><td>CH₄</td><td>-</td><td>0,4% máx.</td></tr> <tr><td>H₂</td><td>-</td><td>0,4% máx.</td></tr> <tr><td>H₂O</td><td>-</td><td>0,07% máx.</td></tr> <tr><td>N₂</td><td>-</td><td>Resido</td></tr> </table> <p>El polvo en los filtros de gas de escape representa aprox. 110 kg/ton de HDR. La temperatura del gas de escape es del orden de 850°C</p>	CO	-	25-26%	CO ₂	-	0,5-0,8%	O ₂	-	0,5-0,8%	CH ₄	-	0,4% máx.	H ₂	-	0,4% máx.	H ₂ O	-	0,07% máx.	N ₂	-	Resido	<p>Aprox. 3.250 N m³/ton de Fe. La composición del gas limpio es como sigue:</p> <table border="0"> <tr><td>CO</td><td>-</td><td>20-22%</td></tr> <tr><td>CO₂</td><td>-</td><td>0,4%</td></tr> <tr><td>O₂</td><td>-</td><td>4-5%</td></tr> <tr><td>CH₄</td><td>-</td><td>0,4% máx.</td></tr> <tr><td>H₂</td><td>-</td><td>0,4% máx.</td></tr> <tr><td>H₂O</td><td>-</td><td>0,06% máx.</td></tr> <tr><td>N₂</td><td>-</td><td>Resido</td></tr> </table>	CO	-	20-22%	CO ₂	-	0,4%	O ₂	-	4-5%	CH ₄	-	0,4% máx.	H ₂	-	0,4% máx.	H ₂ O	-	0,06% máx.	N ₂	-	Resido	
CO	-	25-26%																																											
CO ₂	-	0,5-0,8%																																											
O ₂	-	0,5-0,8%																																											
CH ₄	-	0,4% máx.																																											
H ₂	-	0,4% máx.																																											
H ₂ O	-	0,07% máx.																																											
N ₂	-	Resido																																											
CO	-	20-22%																																											
CO ₂	-	0,4%																																											
O ₂	-	4-5%																																											
CH ₄	-	0,4% máx.																																											
H ₂	-	0,4% máx.																																											
H ₂ O	-	0,06% máx.																																											
N ₂	-	Resido																																											
<p>El gas de escape del depósito de enfriamiento se extrae por separado, en caso de utilizarse enfriamiento directo por rociado de agua. El gas pasa a través de ciclones húmedos o lavadores antes de soltarse a la atmósfera por la chimenea. El fango se descarga a recipientes para su transporte. En caso de utilizarse enfriadores rotativos de refrigeración indirecta, el gas penetra en la corriente principal de gas del horno. No hay ningún otro circuito contaminado en la planta.</p>	<p>El soplado (blow-down) del circuito de agua de enfriamiento abierto para los enfriadores refrigerados indirectamente equivale a un m³/ton de HDR con aprox. 60-80 mg/litro de sólidos en suspensión</p>	<p>Máx. 50 mg/N m³. El fango del depósito de enfriamiento indirecto equivale a aprox. 40 kg/ton de HDR, con 1 kg de material seco por ton de HDR</p>	<p>1 2 1</p>																																										

Procedi- miento	Tipo de contaminante	Fuente de origen	Detalles sobre los contaminantes	Método de tratamiento	Nivel anterior al tratamiento	Nivel tras el tratamiento	Observaciones
B. A BASE DE CARBÓN (cont.)							
	Ruido	Todo el equipo principal		Silenciadores y/o cubiertas a prueba de ruido		Intensidad del ruido en: ? metros del dispositivo de accionamiento del horno (kiln drive) - 87 dB (A) Ventiladores con protección anti-ruido (gas de escape) - 85 dB (A) y ventiladores del armazón (shell-funn)	
DHC	Polvo	Almacenamiento de la materia prima y manipulado en planta del material (en todas las puntas de transferencia)	Emisión fugitiva	Rociado de agua (nebulización húmeda) de materias primas amontonadas en el exterior, cámaras de filtros de bolsa en depósitos de la planta, alimentadores y mecanismos de transporte	Hasta 0,5 por ciento del total de la alimentación de la planta	No hay emisión visible tras las cámaras de filtros de bolsa	El costo de instalación de equipo anti-contaminante equivale a un 20-25 por ciento aprox. del costo de instalación de la planta
		Manipulado, tamizado y separación del producto	Emissiones fugitivas - carbón, ceniza, carbono y finas de caliza; el volumen de gas depende del equipo oncogido	Cámaras de filtros de bolsa	Aprox. 100-200 kg/ton de HDR	No hay emisiones visibles	
	Gas de escape, polvo del horno	Gas de escape del horno	Gas; los sólidos suspendidos incluyen: ceniza de carbón, finos de hierro y de óxido, carbono y caliza. La fragilidad del carbón determina la carga de polvo; los componentes gaseosos son hidrocarburos no combustionados y condensables	<u>Método I:</u> Post-combustión completa de los hidrocarburos no quemados; enfriamiento brusco directo del gas con agua a una temp. de hasta 250°C, y recogida en una cámara de filtros de bolsa aislada <u>Método II:</u> Post-combustión completa de los hidrocarburos, enfriamiento y recuperación de calor por calderas de calor desu-provechado (waste heat boilers) a temp. de hasta 250°C, y recogida en cámaras de filtros de bolsa aisladas	Sólidos: 100-200 kg/ton de HDR Hidrocarburos no combustionados y condensados: hasta 2.000 ppm Temperatura del gas - 150°C Volumen - 5-8? Nm ³ /kg de carbón de alimentación	Sólidos: Menos de 50 mg/m ³ Gases (tratamiento por Método II): Menos de 250 ppm SO ₂ Menos de 15 ppm SO ₃	Lavadores húmedos o precipitadores electrostáticos pueden reemplazar a las cámaras de filtros de bolsa. Sin embargo, dichos dispositivos pueden ser poco fiables o económicos a largo plazo

<u>Procedi-</u> <u>miento</u>	<u>Tipo de</u> <u>contaminante</u>	<u>Fuente de origen</u>	<u>Detalles sobre los contaminantes</u>
----------------------------------	---------------------------------------	-------------------------	---

B. A FASE DE CARGA (cont.)

Ruido		Ventilador de gas de escape del horno, producto del horno, área general de la planta	
-------	--	---	--

<u>Método de tratamiento</u>	<u>Nivel anterior al tratamiento</u>	<u>Nivel tras el tratamiento</u>	<u>Observaciones</u>
Silenciadores de descarga de ventiladores en las cámaras de filtros de bolsa		Ventilador de gas de escape del horno - 75 dB (A) Producto del horno - 80-83 dB (A) Área general de la planta - 60-80 dB (A) Promedio - 75 dB (A)	

- - -

ANEXO - III

Equipo de control de la contaminación utilizado
en la Sponge Iron India Ltd., India

Sistema de tratamiento del gas de escape

El gas de escape que sale del horno es sometido, antes de soltarse a la atmósfera a través de la chimenea, a un tratamiento en el orden siguiente:

- Postcombustión de los gases
- Enfriamiento
- Limpieza

El sistema utilizado está ideado para el lavado de gases a un grado de limpieza de 150 mg/Nm^3 .

En la cámara de postcombustión (CPC) se queman todos los combustibles; el hidrógeno y el CO se convierten en CO_2 , y el S se oxida a SO_2 . La temperatura de los gases de salida de la CPC se controla por rociado de agua mediante toberas.

En la parte superior de la CPC se halla situada una tapa de emergencia, que se abre automáticamente si la temperatura de los gases que penetran al sistema de limpieza de gas supera los 80°C .

El enfriamiento y la limpieza de los gases de escape se realizan por medio de un lavador de flujo radial. El enfriamiento se efectúa por rociado de agua por medio de un juego de tres toberas colocadas en la parte alta del lavador. Hay una tobera suplementaria que puede aportar aproximadamente $5 \text{ m}^3/\text{hora}$ de agua, en caso de producirse un incremento de la temperatura del gas a más de 70°C . No obstante, en caso de aumentar la temperatura de los gases a más de 80°C , se cierra el regulador de paso de la entrada del ventilador y se abre la tapa de emergencia.

El sistema de depuración de gases de escape está integrado por el siguiente equipo:

- Cámara de postcombustión
- Equipo de recogida de polvo situado debajo de la CPC (transportadora de arrastre en húmedo)
- Tapa de emergencia de la chimenea situada sobre la CPC

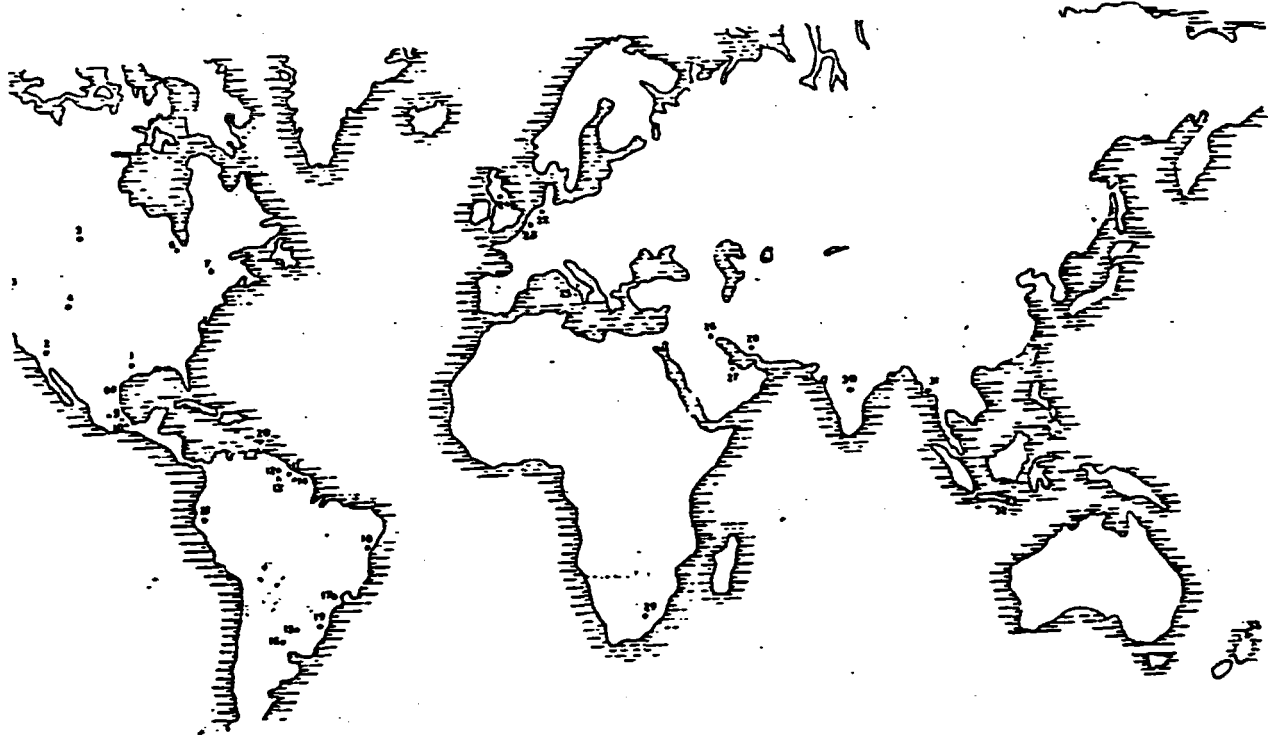
- Lavador de flujo radial
- Ventilador de gas de escape
- Chimenea provista de ciclón de agua.

Consumo de agua

El sistema de depuración de gas de escape está dotado de tres toberas de agua, que pueden rociar 100 m^3 de agua por hora. El agua pulverizada fluye, en forma de fango, a un estanque de recogida de barro, desde donde es posteriormente bombeada a una espesadora. Dicha agua se neutraliza con cal, ya que es de naturaleza ácida. El agua depurada se recoge en un depósito y se recicla al sistema

Sistema de retirada de polvo

En la instalación de preparación de la materia prima, se eliminan los finos producidos en el triturado y calibrado por medio de un lavador. El área de reducción, el sistema de manipulación del material, así como los puntos de transferencia y descarga, donde puede producirse polvo, se hallan conectados al sistema centralizado de recogida de polvo. El polvo recogido de los diversos puntos se separa en un lavador y se descarga en forma de fango.



EE.UU.

- 1 ARMO - HOUSTON
- 2 MIDREX - GEORGETOWN
- 3 MIDREX - GILMORE
- 4 SL/RN - CASA GRANDE

CANADA

- 5 SL/RN - GRIFFITH MINES
- 6 ACCAR - SUDBURY
- 7 MIDREX - CONTRECOEUR

MEXICO

- 8 H/L - MONTERREY
- 9 H/L - PUEBLA
- 10 H/L - VERACRUZ

VENEZUELA

- 11 FIOR - PUERTO ORDAZ
- 12 H/L - "
- 13 MIDREX - "
- 14 HIB - "

ARGENTINA

- 15 MIDREX - VILLA CONSTITUTION
- 16 MIDREX - CAMPANA

BRASIL

- 17 PUROFER - GUANABARA
- 18 H/L - SALVADOR
- 19 SL/RN - PORTO ALEGRE

TRINIDAD

- 20 MIDREX - POINT LISAS

PERU

- 21 SL/RN - CHIMBOTE

ALEMANIA OCCIDENTAL

- 22 MIDREX - HAMBURGH
- 23 MIDREX - EMDEN

REINO UNIDO

- 24 MIDREX - HUNTERSTON

ITALIA

- 25 KINGLOR METOR - CREMONA

IRAQ

- 26 H/L - BASRAH

QATAR

- 27 MIDREX - UMM SAID

IRAN

- 28 PUROFER - ANWAZ

AFRICA DEL SUR

- 29 CODIR - BENONI

INDIA

- 30 SL/RN - KOTHAGUDEM

BIRMANIA

- 31 KINGLOR METOR

INDONESIA

- 32 H/L - CILEGON

NUEVA ZELANDA

- 33 SL/RN - GLENBROOK

Fig.1. Mapa del mundo con la ubicación de las plantas de RD instaladas

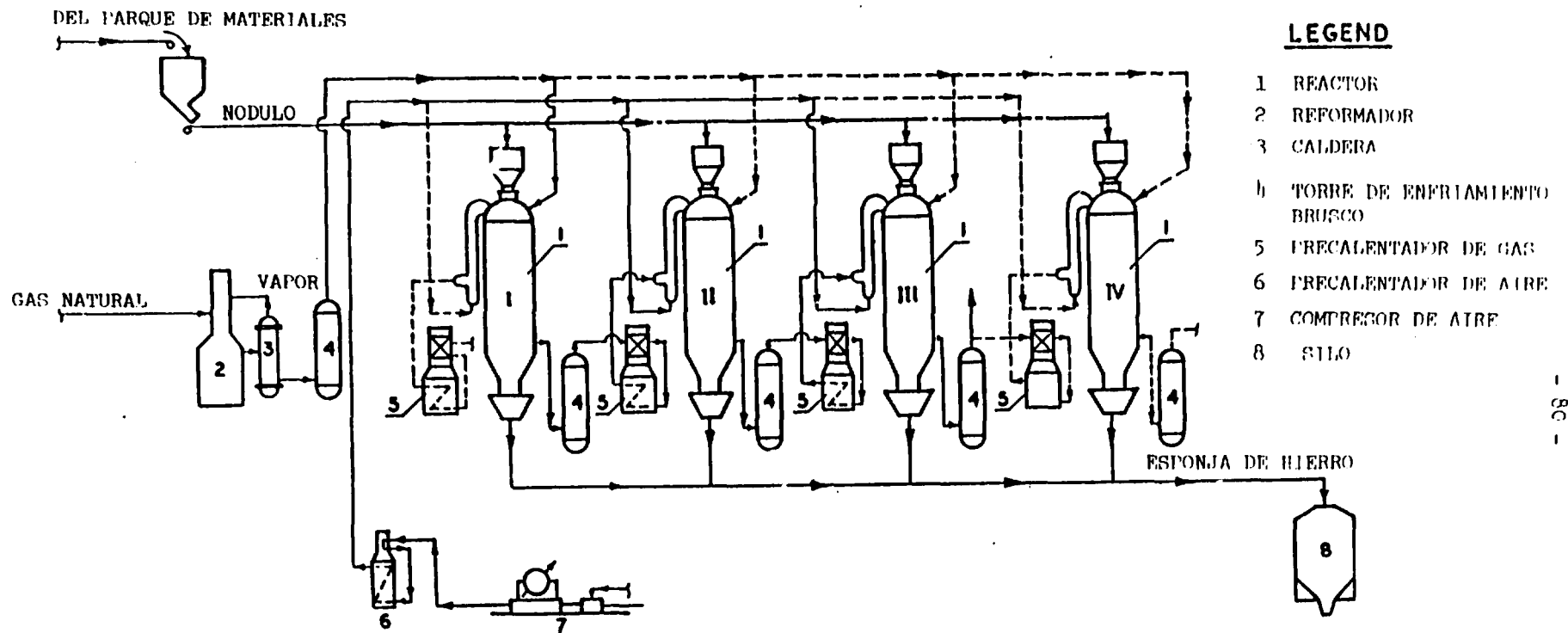


Fig.2. Diagrama del procedimiento H y L

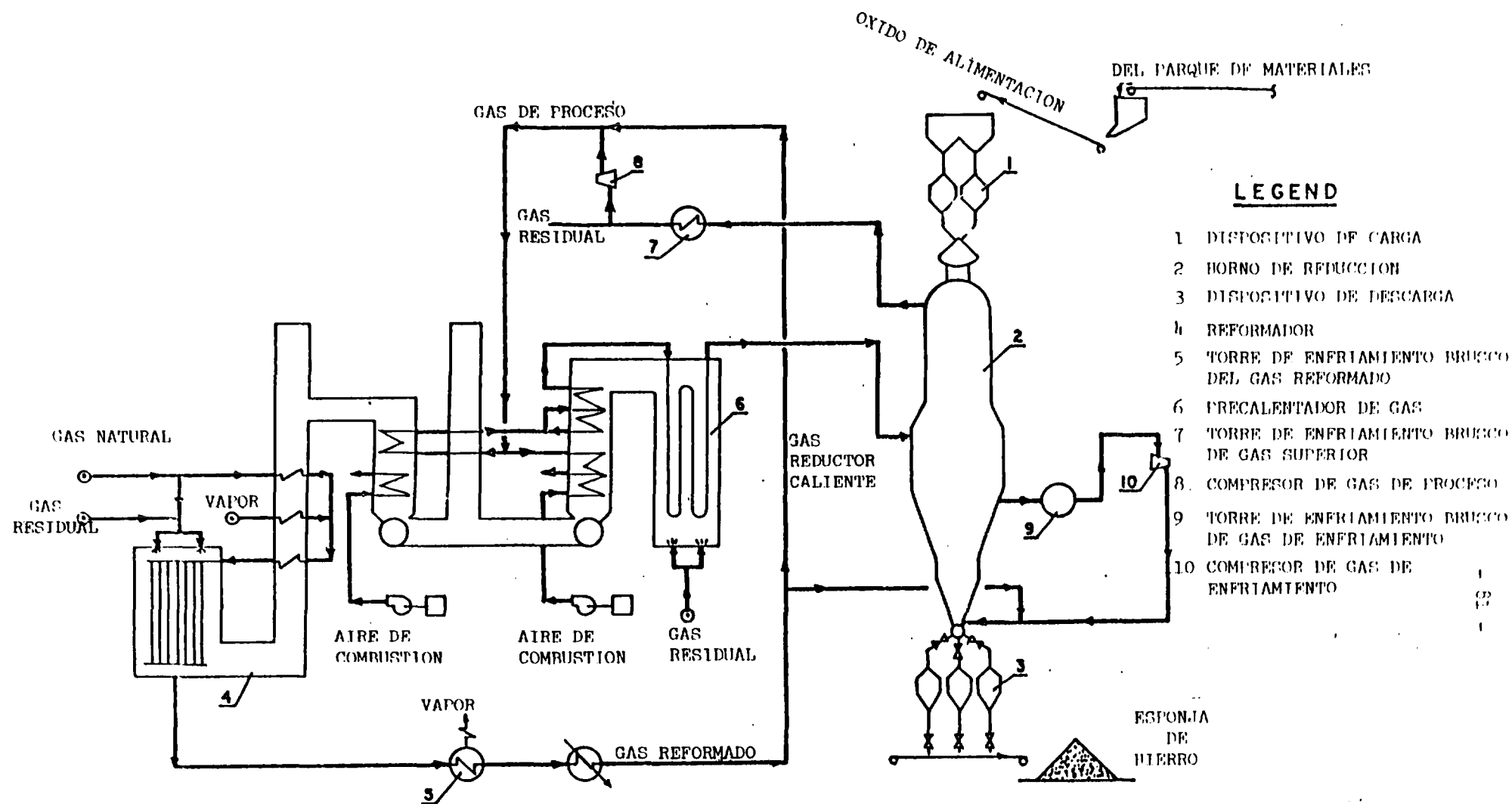
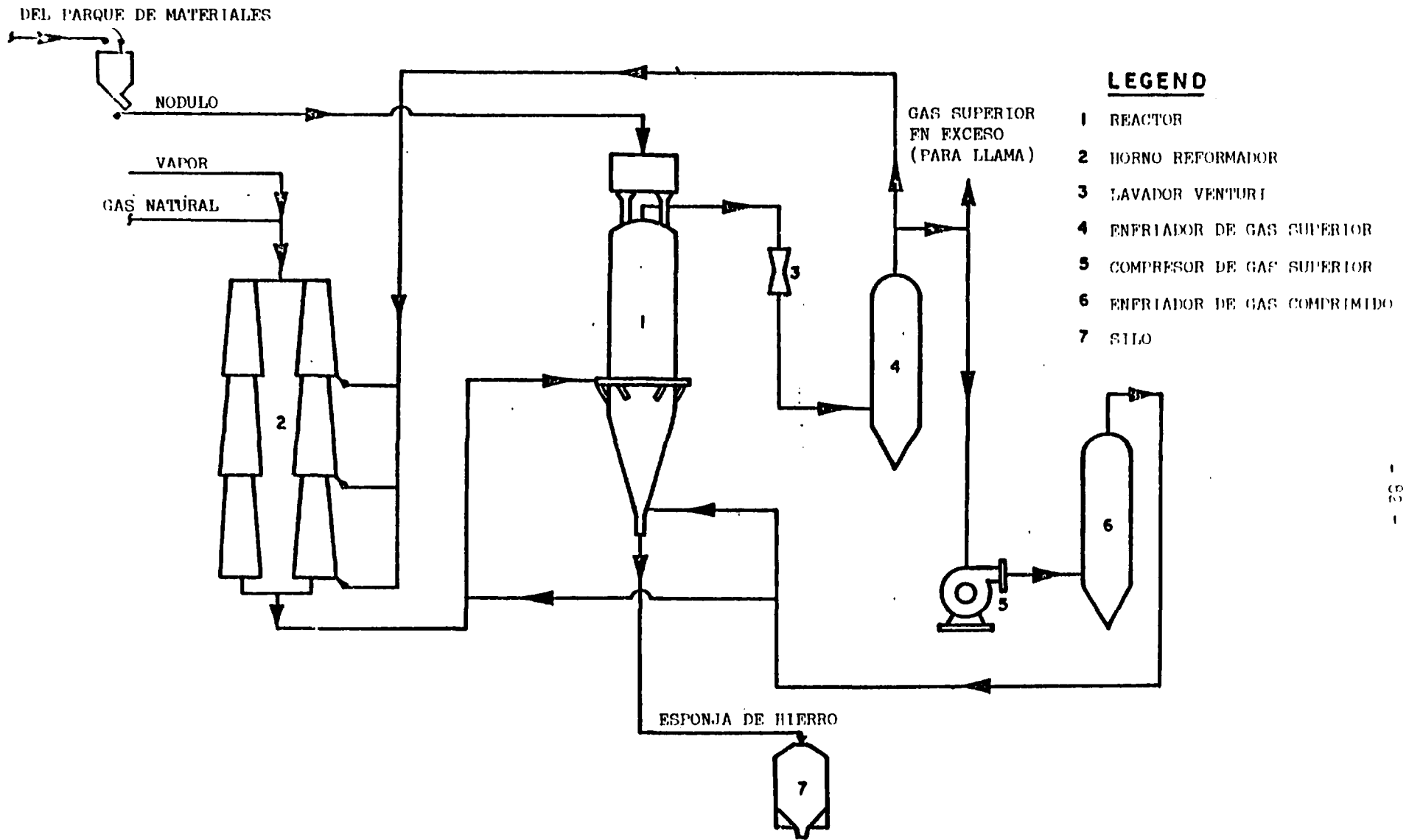


Fig.3. Diagrama del procedimiento HyL III

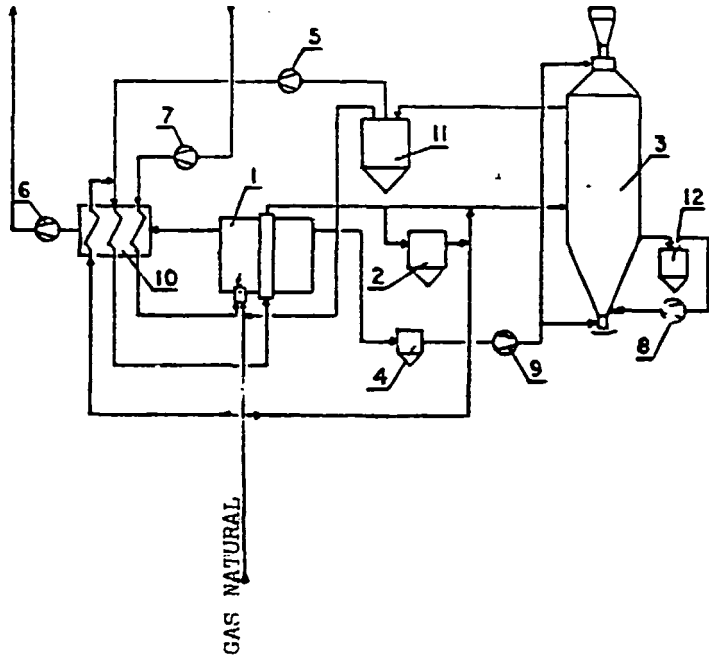


LEGEND

- 1 REACTOR
- 2 HORNO REFORMADOR
- 3 LAVADOR VENTURI
- 4 ENFRIADOR DE GAS SUPERIOR
- 5 COMPRESOR DE GAS SUPERIOR
- 6 ENFRIADOR DE GAS COMPRIMIDO
- 7 SILO

Fig. 4. Diagrama del procedimiento ARMCO

DIAGRAMA DE PROCESO NORMAL



LEGEND

- 1 REFORMADOR
- 2 ENFRIADOR DE GAS REFORMADO
- 3 HORNO DE REDUCCION
- 4 ENFRIADOR DE GAS SELLADO
- 5 COMPRESOR DE GAS DE PROCESO
- 6 VENTILADOR DE GAS DE CHIMENEA
- 7 SOPLADOR DE AIRE PRINCIPAL
- 8 COMPRESOR DE GAS DE ENFRIAMIENTO
- 9 COMPRESOR DE GAS SELLADO
- 10 RECUPERADOR
- 11 LAVADOR DE GAS SUPERIOR
- 12 LAVADOR DE GAS DE ENFRIAMIENTO
- 13 ENFRIADOR DE GAS DE PROCESO

VARIANTE DEL DIAGRAMA DE PROCESO

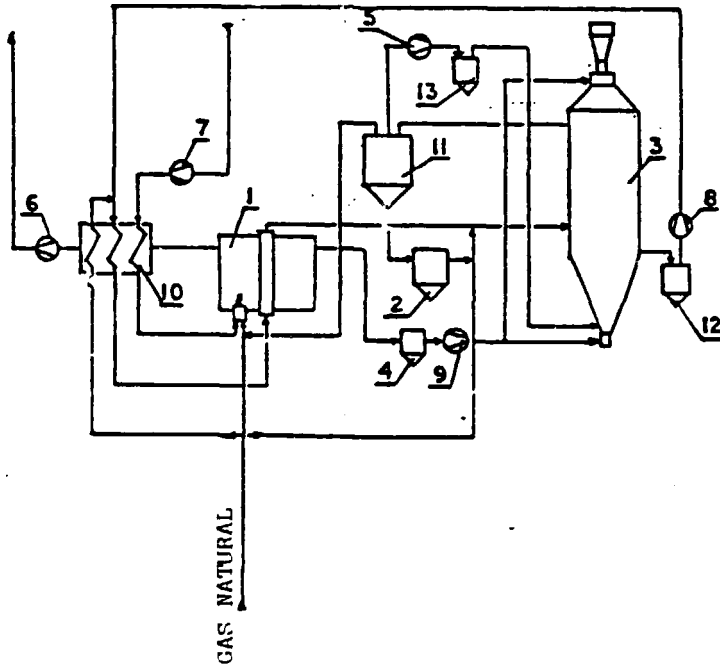


Fig.5. Diagramas del procedimiento MIDREX

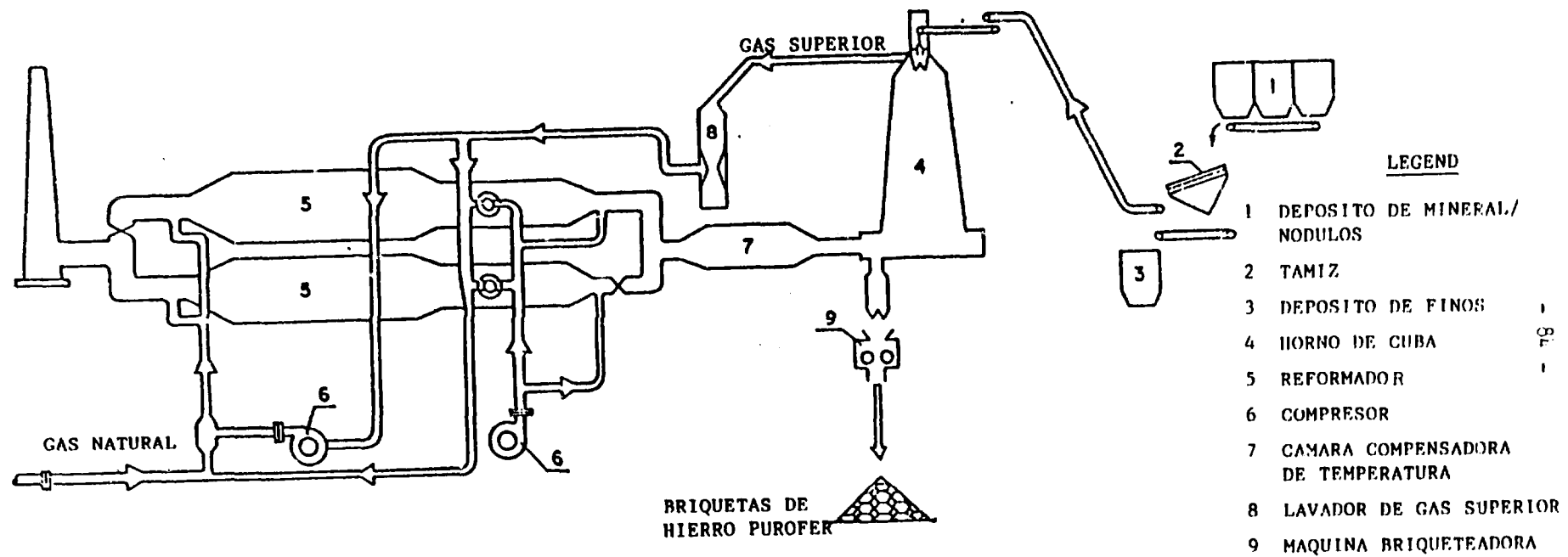
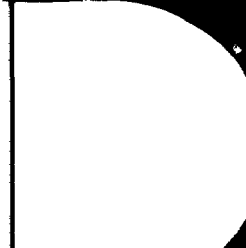
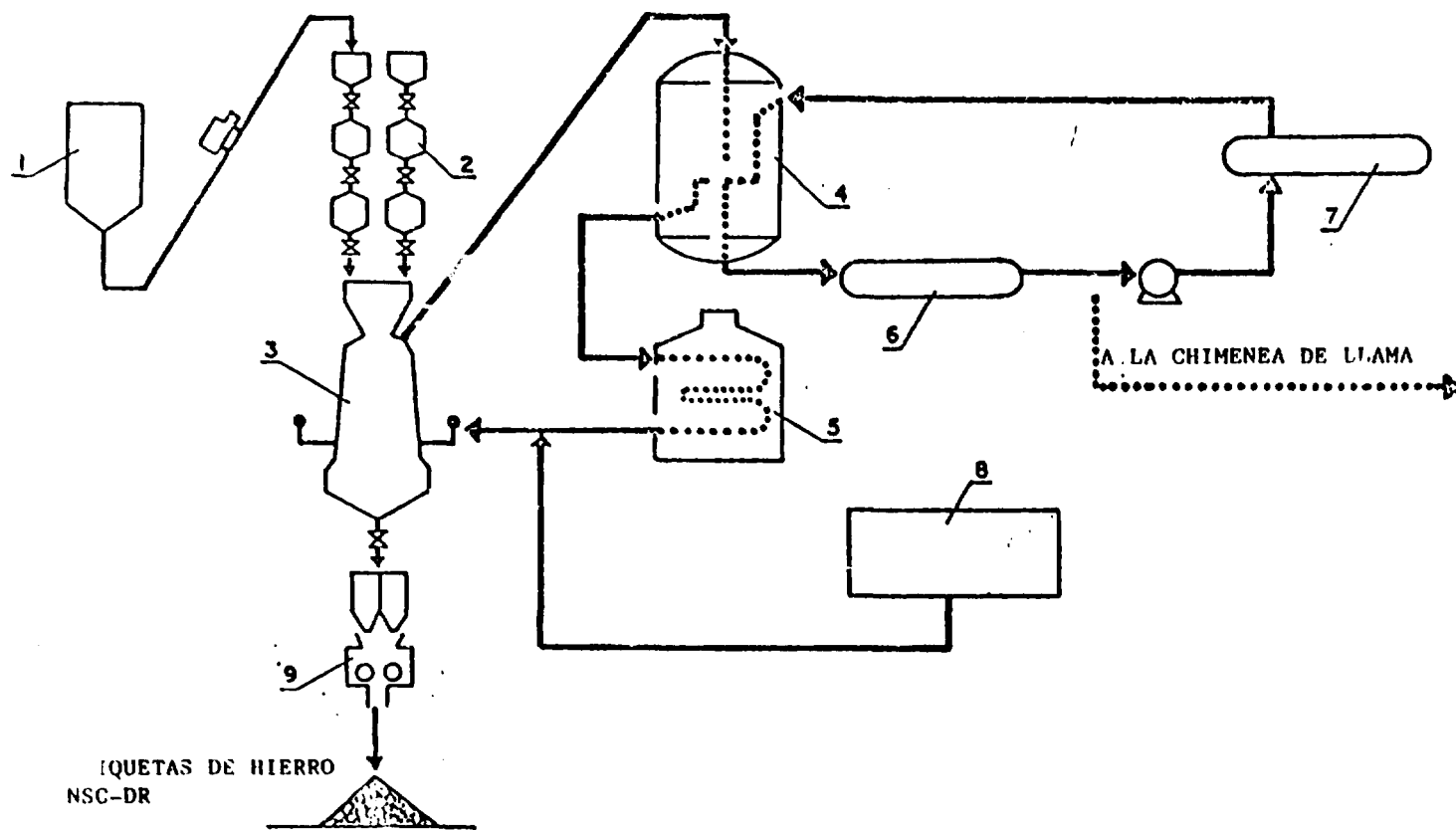


Fig. 6. Diagrama del procedimiento PUROFER





LEGEND

- 1 ALMACENAMIENTO DE MATERIA PRIMA
- 2 EQUIPO DE CARGA
- 3 HORNO DE CUBA
- 4 INTERCAMBIADOR DE CALOR
- 5 CALENTADOR DE GAS
- 6 ELIMINADOR DE POLVO
- 7 ASPIRADOR DE CO₂
- 8 HORNO DE REFORMADO DE GAS
- 9 MAQUINA BRIQUETEADORA

Fig. 7. Diagrama del procedimiento NSC-DR

I
CD
R
I

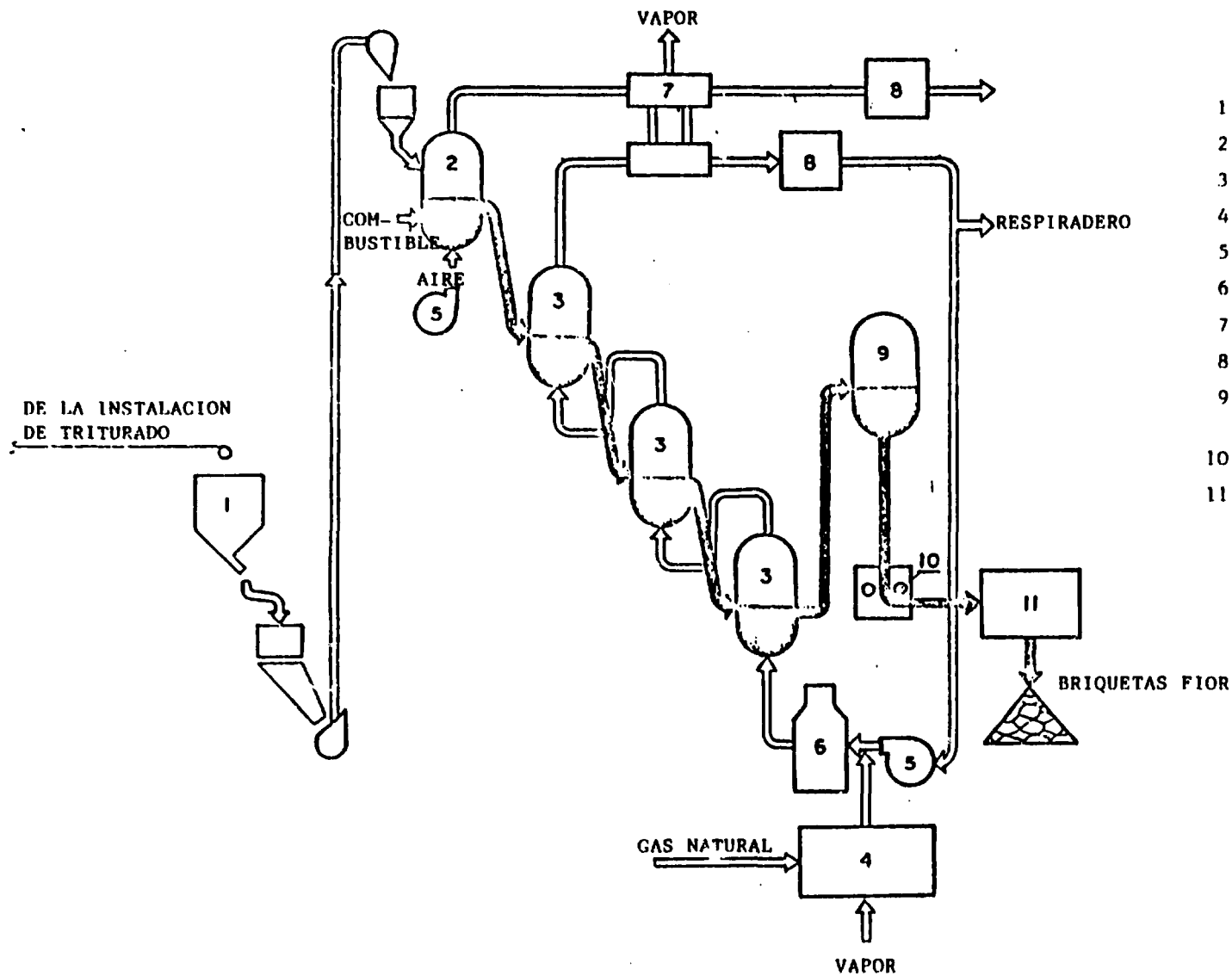
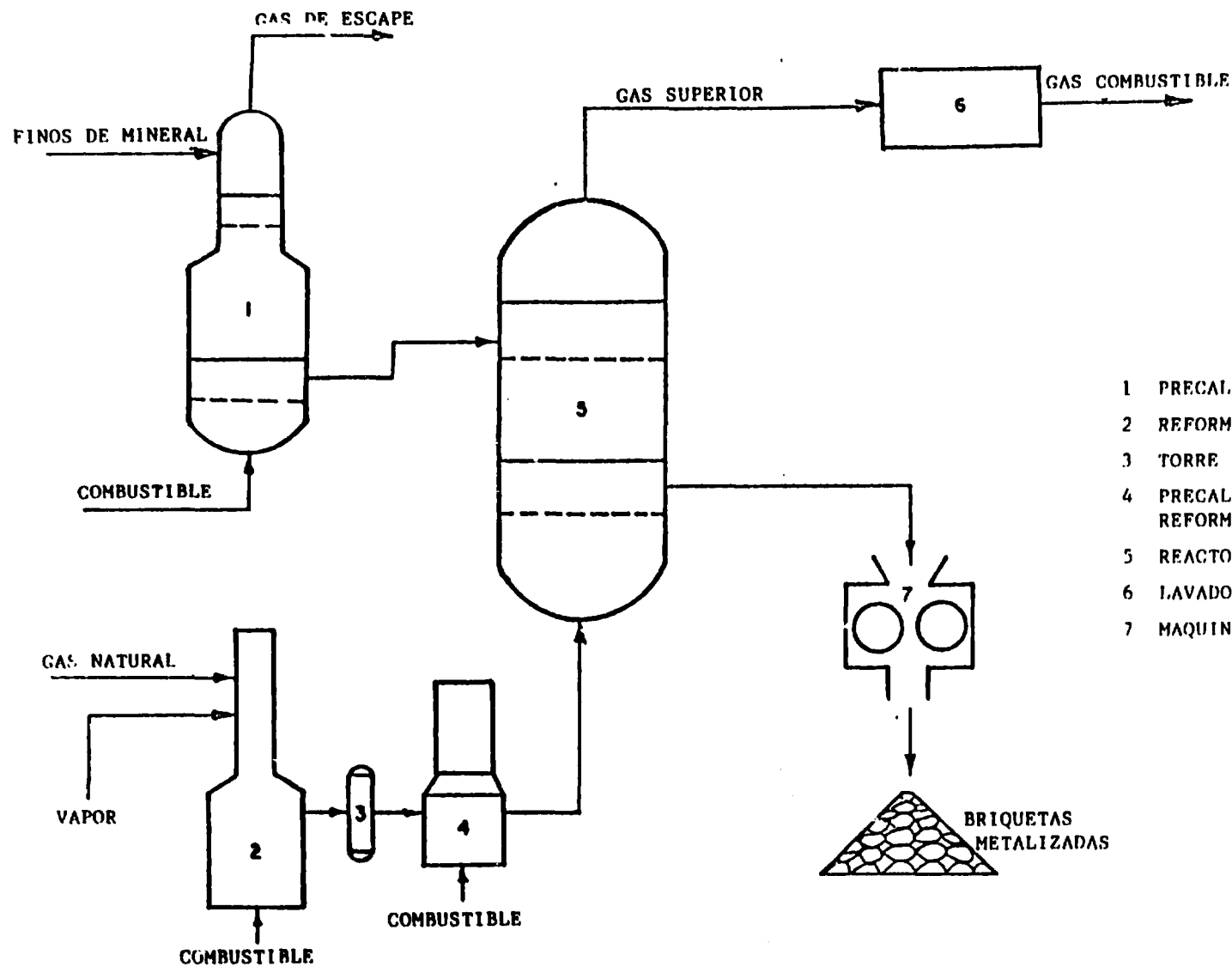


Fig. 8. Diagrama del procedimiento FIOR



LEGEND

- 1 PRECALENTADOR DE MINERAL.
- 2 REFORMADOR DE GAS NATURAL
- 3 TORRE DE ENFRIAMIENTO BRUSCO
- 4 PRECALENTADOR DE GAS REFORMADO
- 5 REACTORES DE LECHO FLUIDIZADO
- 6 LAVADOR DE GAS SUPERIOR
- 7 MAQUINA DE BRIQUETEAR

Fig. 9. Diagrama del procedimiento HIB

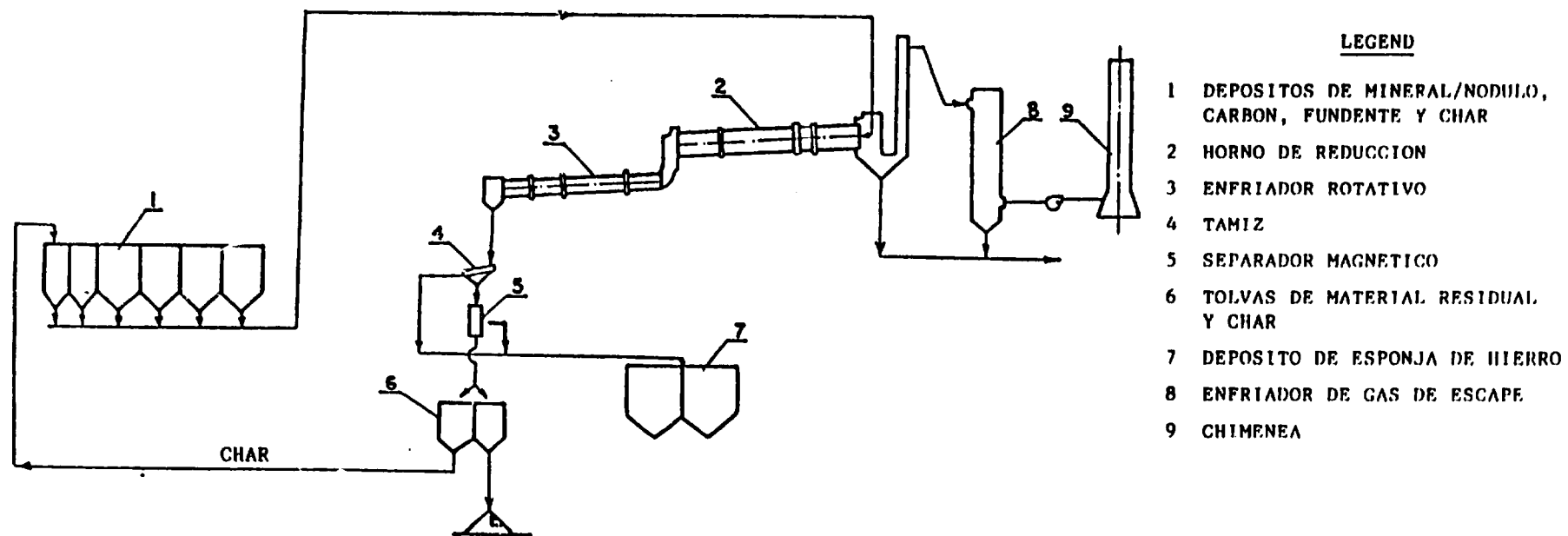


Fig. 10. Diagrama general del procedimiento de horno rotativo

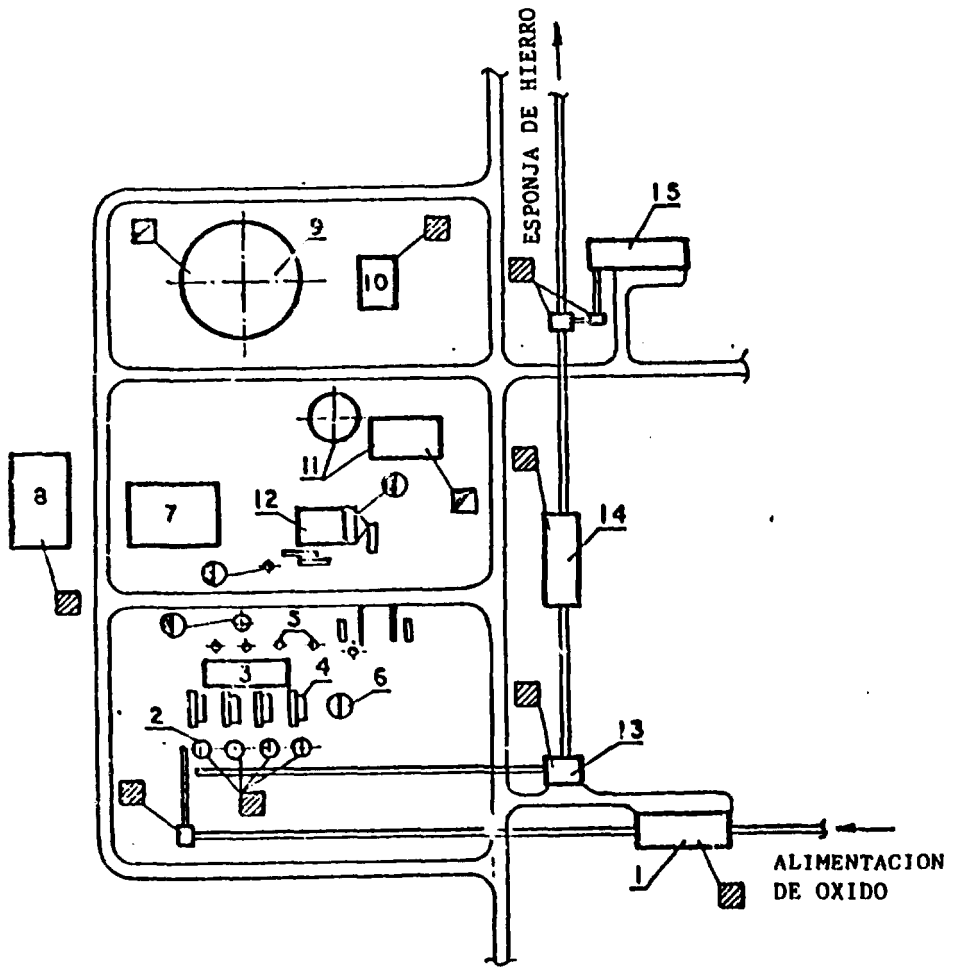


Fig. 11. Esquema típico de una planta HYL - Puntos

LEGEND

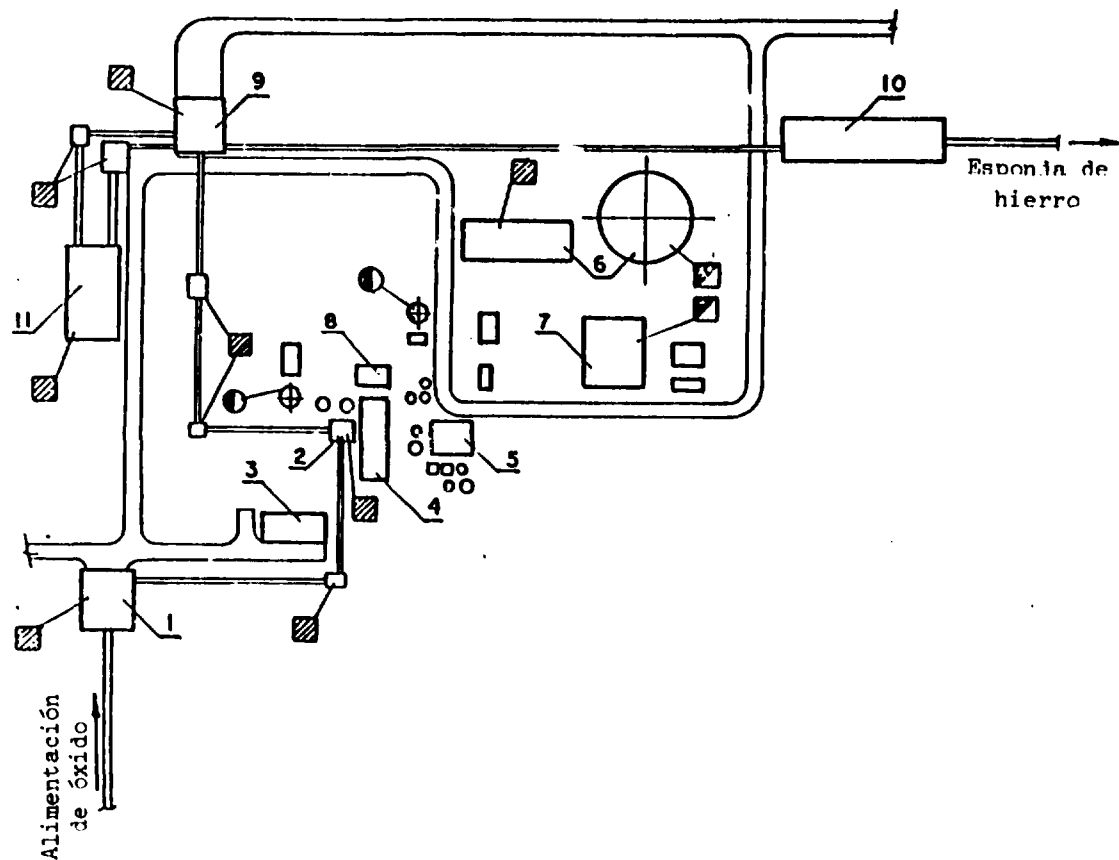
- 1 INSTALACION DE TAMIZADO DE NODULOS
- 2 UNIDAD DE REDUCCION Hy₂
- 3 SALA DE CONTROL
- 4 PRECALENTADOR DE GAS
- 5 TORRE DE ENFRIAMIENTO BRUSCO
- 6 PRECALENTADOR DE AIRE
- 7 CAMARA DEL COMPRESOR
- 8 DESULFURADOR
- 9 ACLARADORA
- 10 UNIDAD DE FILTRO
- 11 INST. DE TRATAMIENTO DEL AGUA DE ALIMENTACION DE LA CALDERA
- 12 REFORMADOR DE GAS
- 13 INST. DE TAMIZADO DEL PRODUCTO
- 14 DEPOSITOS DE ALMACENAMIENTO DEL PRODUCTO
- 15 INST. DE BRIQUETEADO

 POLVO/FANGO/SOLIDO

 AGUA DE DESECHO

 GAS

de origen de la contaminación



LEGEND

- 1 INST. DE TAMIZADO DE NODULOS
 - 2 UNIDAD DE REDUCCION HYL
 - 3 SALA DE CONTROL
 - 4 PRECALENTADOR
 - 5 CAMARA DEL COMPRESOR
 - 6 INST. DE TRATAMIENTO DE AGUA
 - 7 INST. DE TRATAMIENTO DEL AGUA PARA ALIMENTACION DE LA CALDERA
 - 8 REFORMADOR DE GAS
 - 9 INST. DE TAMIZADO DEL PRODUCTO
 - 10 DEPOSITOS DE ALMACENAMIENTO DEL PRODUCTO
 - 11 INST. DE BRIQUETEADO
- ▨ POLVO/FANGO/SOLIDO
 - AGUA DE DESECHO
 - GAS

Fig. 12. Esquema típico de una planta HYL III - Puntos de origen de la contaminación

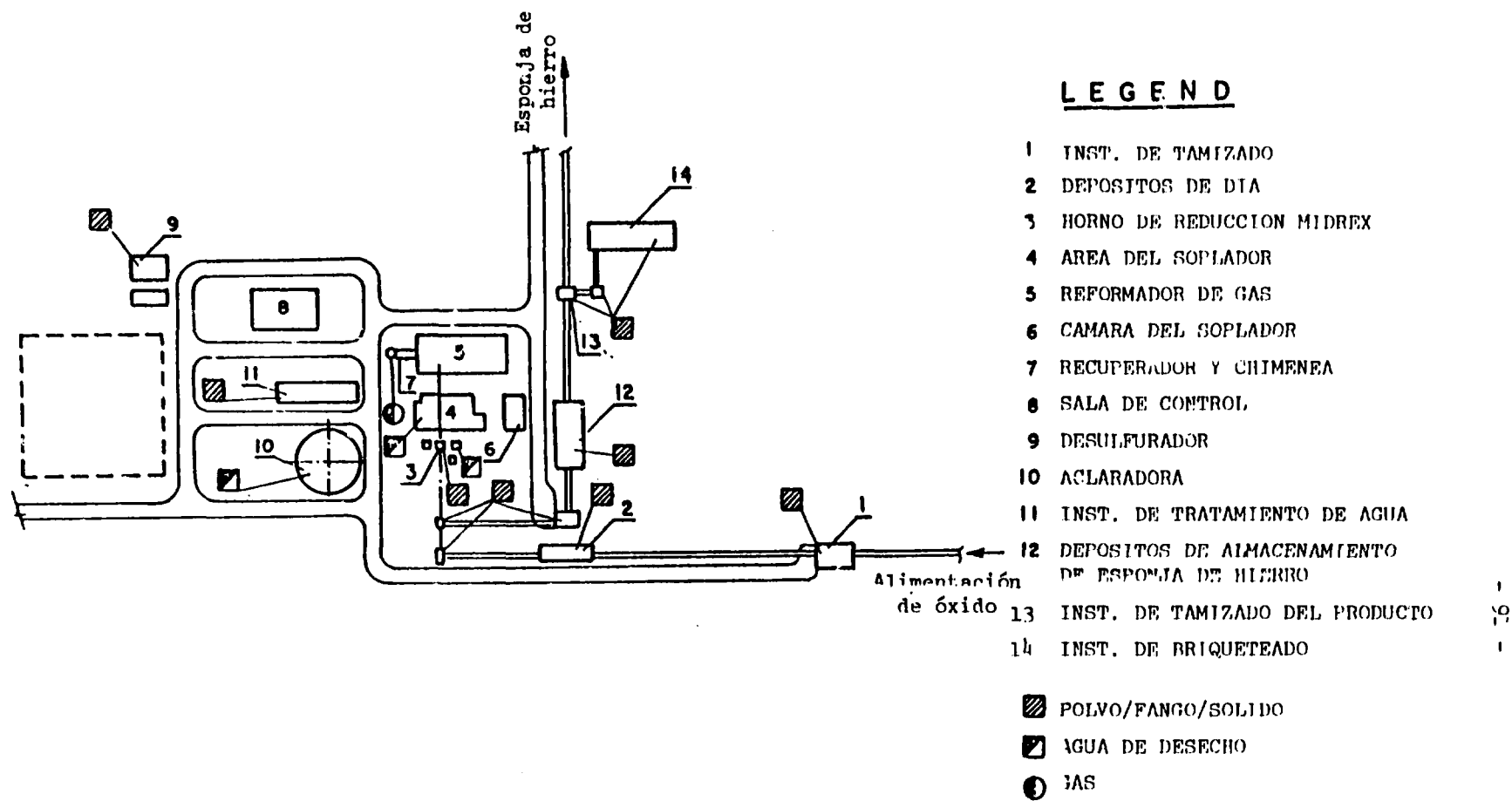
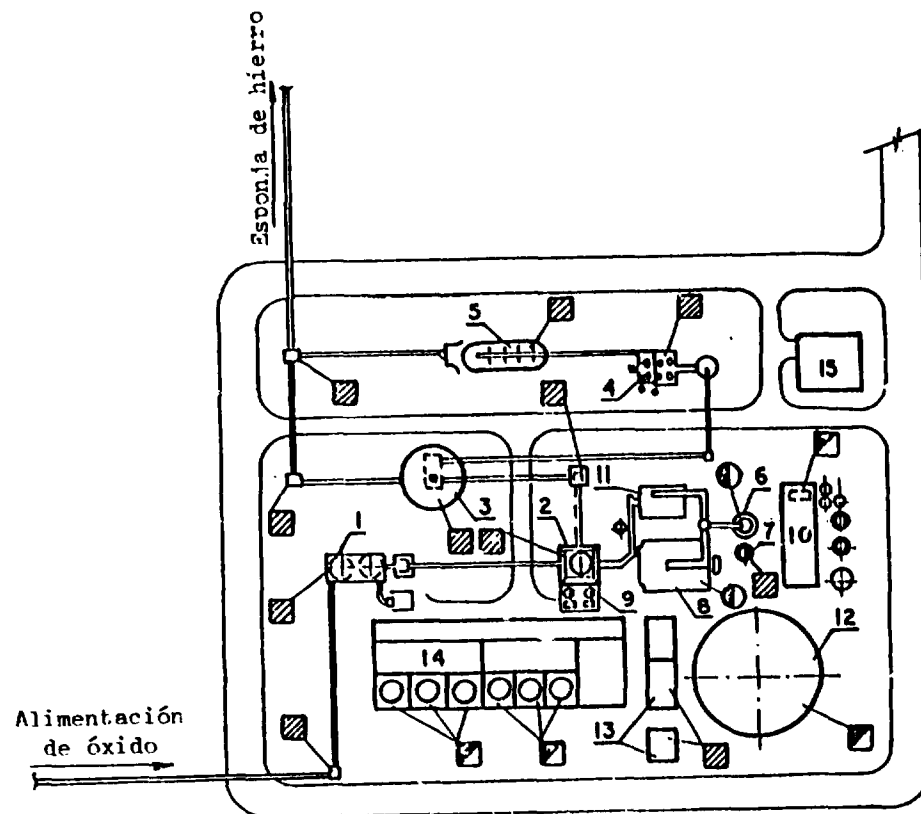


Fig. 13. Esquema típico de una planta Midrex - Puntos de origen de la contaminación

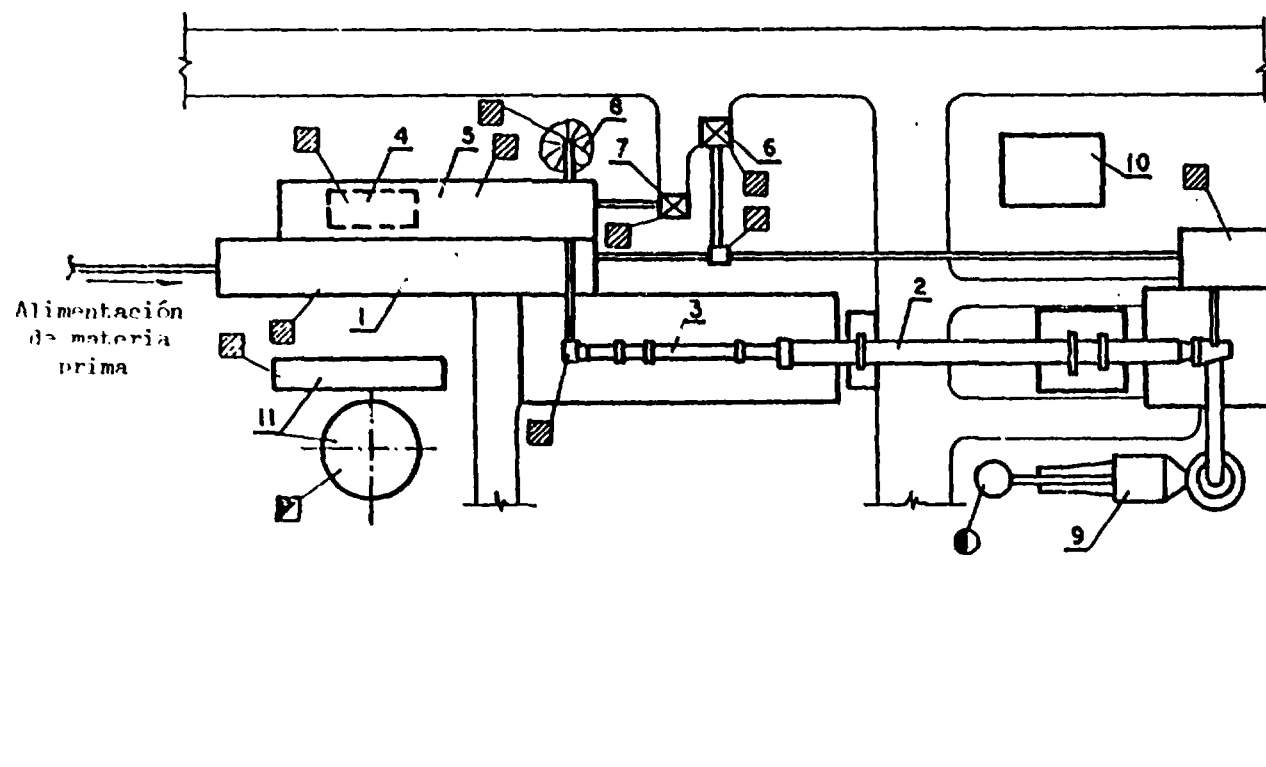


LEGEND

- 1 INST. DE TAMIZADO
- 2 HORNO DE CUBA
- 3 SILO DE PRODUCTO
- 4 INST. DE BRIQUETEADO
- 5 ALMACENAMIENTO DE BRIQUETAS
- 6 PRECALENTADOR DE GAS NATURAL
- 7 DESULFURADOR
- 8 REFORMADOR
- 9 LAVADO DE GAS E INST. DEL COMPRESOR
- 10 EQUIPO DE ADSORCION DE CO₂
- 11 CALENTADOR DE GAS
- 12 ESPESADORA
- 13 EQUIPO DE TRATAMIENTO DE AGUA
- 14 TORRES DE ENFRIAMIENTO
- 15 SALA DE CONTROL

- ▨ POLVO/FANGO/SOLIDO
- ◻ AGUA DE DESECHO
- GAS

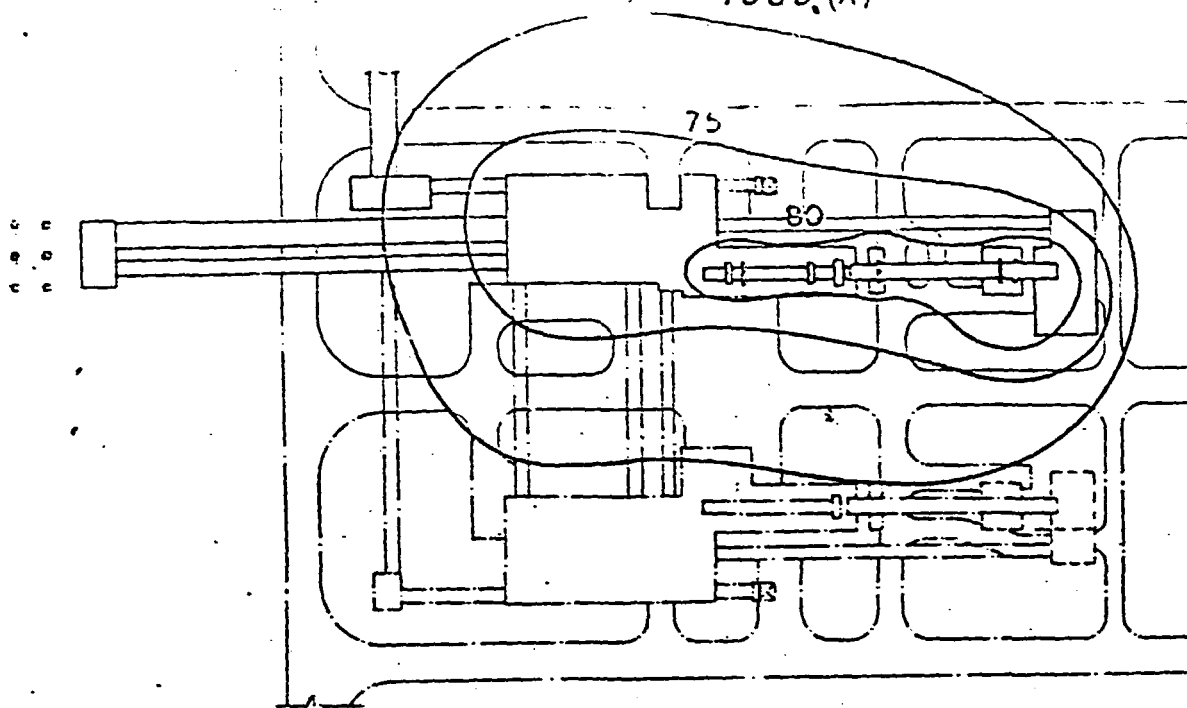
Fig. 14. Esquema típico de una planta NSC-DR - Puntos de origen de la contaminación



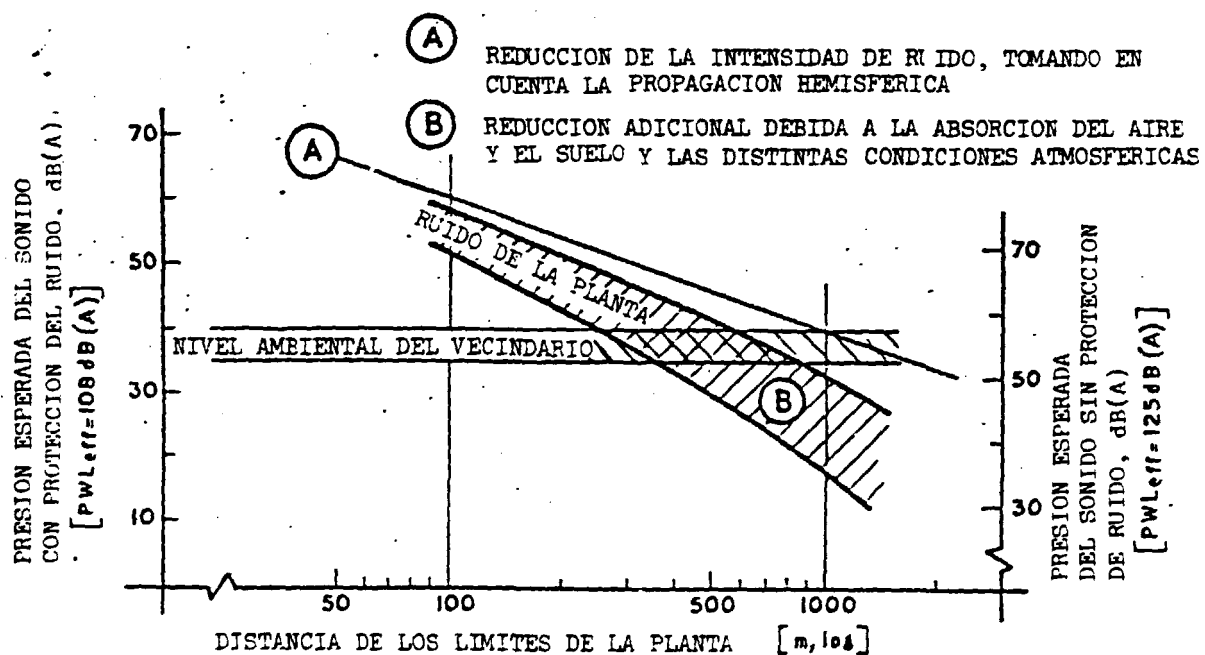
LEGEND

- 1 DEPOSITOS DE MATERIAS PRIMAS
 - 2 HORNO DE REDUCCION
 - 3 ENFRIADOR ROTATIVO
 - 4 TAMIZADO Y SEPARACION MAGNETICA DEL PRODUCTO
 - 5 DEPOSITOS DE ALMACENAMIENTO DEL PRODUCTO
 - 6 TOLVA DE ESPONJA DE HIERRO NO REDUCIDA
 - 7 TOLVA DE ESPONJA DE HIERRO
 - 8 DERIVACION SECUNDARIA PARA APILAMIENTO DEL PRODUCTO
 - 9 SISTEMA DE LAVADO DEL GAS DE ESCAPE
 - 10 ALMACENAMIENTO DE FUEL OIL
 - 11 EQUIPO DE TRATAMIENTO DE AGUA
- ▨ POLVO/FANGO/SOLIDO
 ■ AGUA DE DESECHO
 ● GAS

Fig. 15. Esquema típico de una planta SL/RN - Puntos de origen de la contaminación



PERFILES DE EXPOSICION AL RUIDO



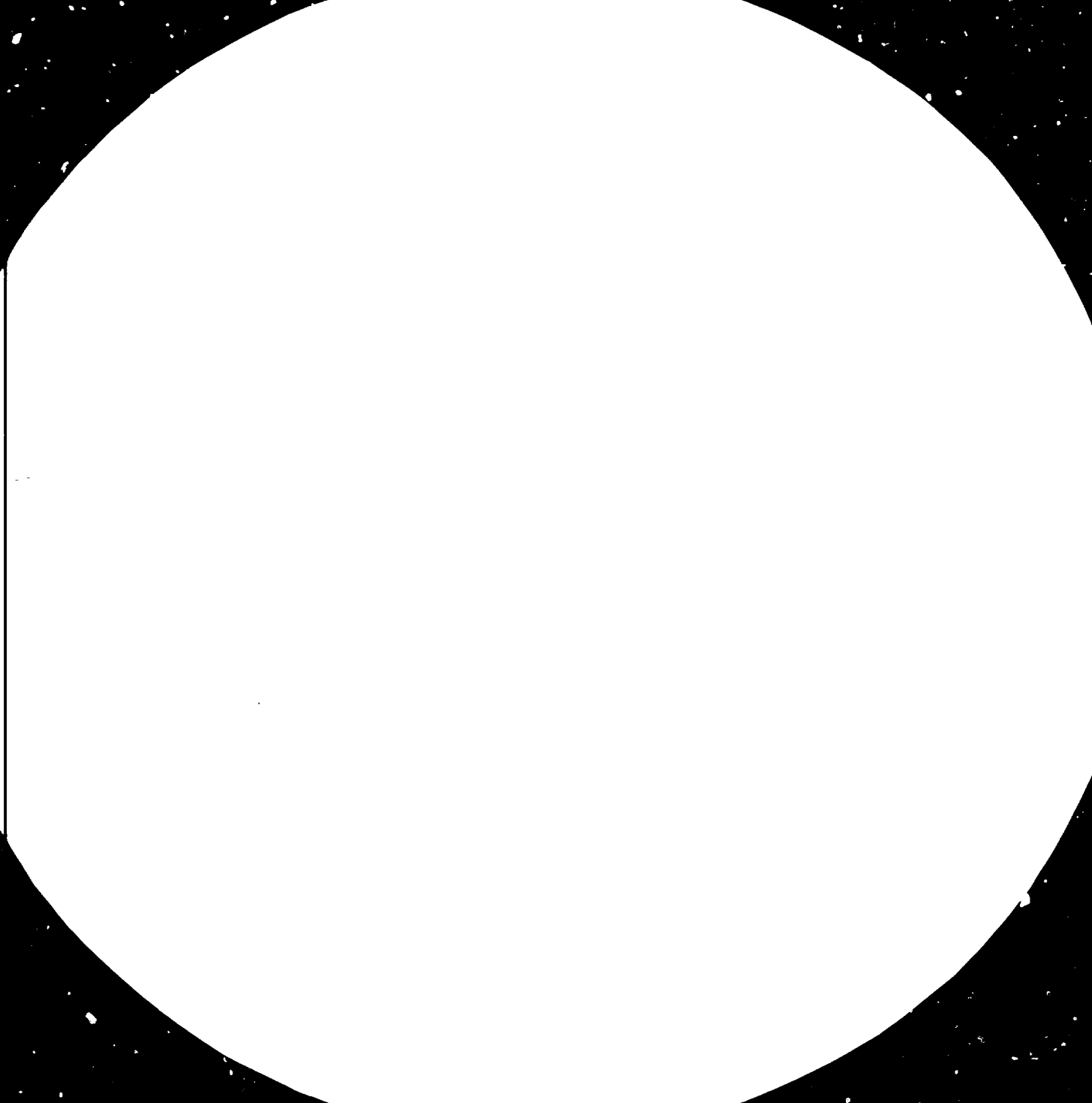
PWL_{eff} = INTENSIDAD EFECTIVA DEL SONIDO

PROPAGACION DEL SONIDO

Fig. 16. Exposición al ruido y propagación del sonido en una planta SL/RN típica

LISTA DE REFERENCIAS

1. R.L. Stephenson and R.M. Smiler, 'Direct reduced iron - Technology and Economics of production' AIME - 198, 1980.
2. I.I. Tech, SEASI Quarterly, October 1981. pp 54-67.
3. The Metal Society of London, 'Direct reduction of iron ore - a bibliographical survey', 1979.
4. J. Astier, 'Direct reduction of Mid 1981 - Societe Francaise Des Minerais Prereduits' - Report No. 83, April 1981.
5. Battelle - Institut, Frankfurt, 'Reduction Processes outside the blast furnace and their effort on future iron and steel production in the world', Part I, II and III.
6. J. Miller, Rolling Mill Conference, Association of Iron and Steel Engineers, April 1977.
7. U.Kalla and R. Steffen, Stahl und Eisen, July 1976, pp 645-651.
8. L.G. Tuid well, 'Direct reduction - a review of commercial processes', U.S. Environmental Protection Agency, EPA-600/2-80-036, January 1980.
9. HyL News - Various issues.
10. Direct from Midrex - Various issues.
11. J. Celada and G.E. Mc Comb, AIME, Iron making conference, proceedings, Vol. 35, 1976, pp 406-421.
12. F. Avila and E.J. Ramos, Proceedings of SEASI conference in Philippines, October 1978.
13. HyL III Process, HyL News No.2, 1980, pp 3.
14. P.E. Cavanagh, Journal of Metals, Vol. 9, 1958, pp 804-809.
15. R.G. Quintero, Iron and Steel International, Vol. 48, 1975. pp 437-440.
16. R.G. Quintero, ISS-AIME Iron making Proceedings, Vol. 37, 1976, pp 137-148.
17. J.M. Pena and L. Viramontes, ISS-AIME Ironmaking Proceedings, Vol. 39, 1980.
18. J. Celada and R.G. Quintero, IV ILAFA Direct Reduction Congress, Buenos Aires, Argentina, July 1980.
19. J.W. Newmann, IISI Meeting, Johannesburg, October 1973.



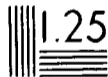


1.5

2.2



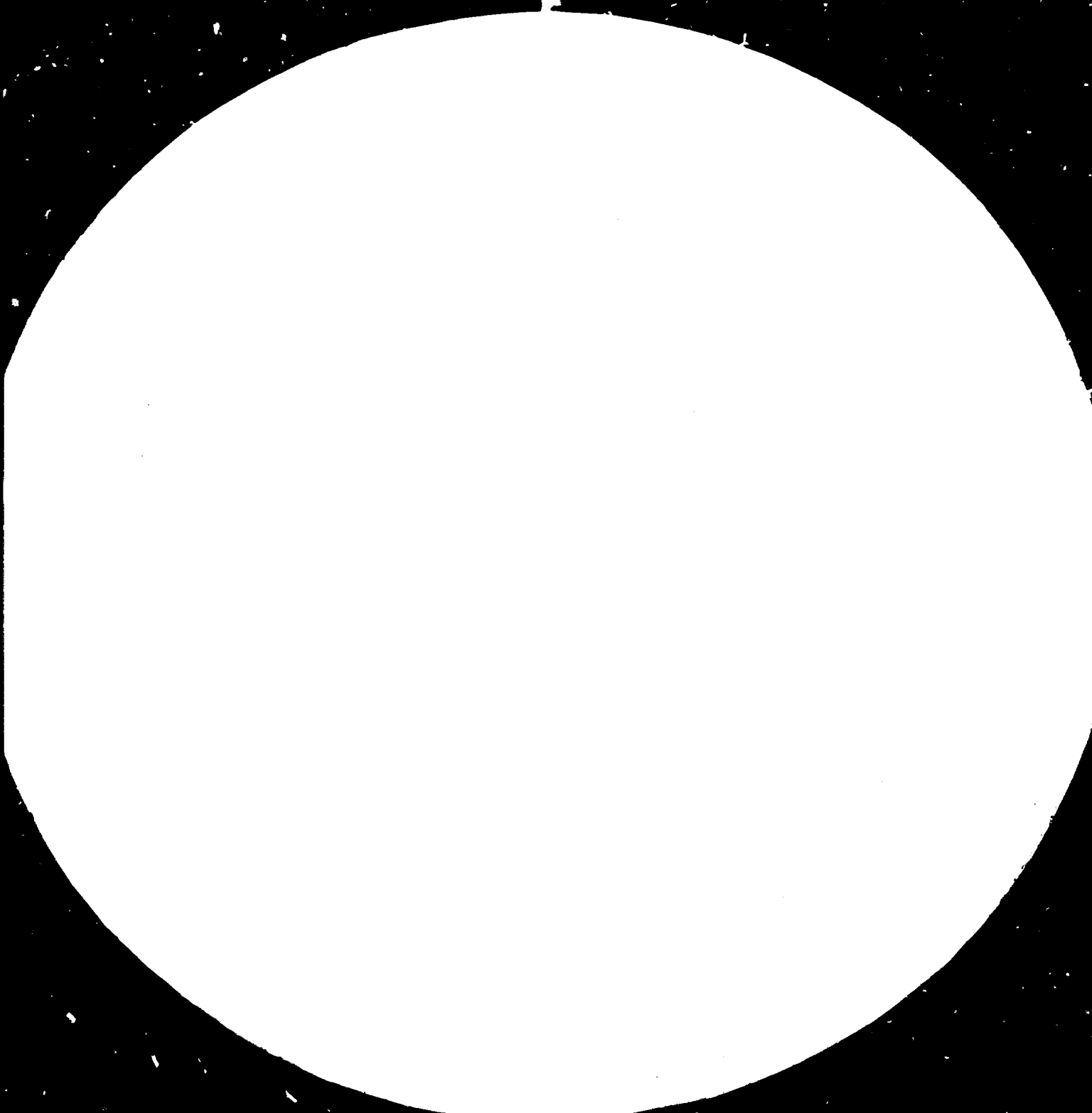
2.0

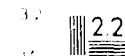


20. C.L. Crane, A.E. Kevorkhian, W.E. Marshall and R.E. Moore, ISM-ABME Iron making Proceedings, Vol. 28, 1969, pp 404-408.
21. R.E. Allen, Iron and Steel Engineer, Feb. 1961, pp 70-72.
22. Midrex - The Leader in Direct Reduction Technology, KORF Engineering GmbH, October 1979.
23. W. KORF, 7th Annual Meeting of IISI, Johannesburg, October 1975.
24. W. Maschalanka and G. Post, Metallurgisk Mte 1973, Novsk, Jevruverk, Moirana, 1973.
25. Sannentacher, and D.C. Neissner, Direct Reduction Conference, Porto Alegre, September 1975.
26. R.T. Roberts, Iron and Steel Makers, October 1976, pp 15-17.
27. A. Fancher, A.E. Marquis and T.E. Dancy, Iron and Steel Makers, May 1979, pp 35-40.
28. A. Fancher, A.E. Marquis and T.E. Dancy, ISS-ABME Ironmaking Proceedings, Vol. 38, 1979, pp 259-265.
29. E.D. Pantke and G.H. Lang, ISS - ABME Ironmaking Proceedings, Vol. 36, 1977, pp 422-432.
30. E.D. Pantke, ISS - ABME Ironmaking Proceedings, Vol 38, 1979, pp 266-276.
31. The Purcofer process - A system for Direct Reduction, Thyssen GmbH
32. W.E. Philipp, International Iron Steel Institute, Annual Meeting and Conference, October 1973, Johannesburg.
33. J. Muraki, N. Nishida, N. Otsuki and Y. Hava, ISS - ABME Iron-making Proceedings, Vol. 38, 1979, pp 266-278.
34. Y. Suga and T. Mori, IV ILAFA Direct Reduction Congress, Buenos Aires, Argentina, July 1980.
35. NSC Bulletins - Various issues.
36. E.A. Kulberg, ABME Ironmaking Proceedings, Vol. 35, 1976, pp 381-393.
37. R.J. Oehlberg and D.C. Violetta, ECE Seminar on the use of Sponge iron in steelmaking, Bucharest, Rumania, 1976.
38. W.E. Tuttle, 16th Annual Conference of Metallurgists, CIM, Vancouver, 1977.
39. R.E. Whigg, IV ILAFA Direct Reduction Conference, Buenos Aires, Argentina, July 1980.

40. J.F. Gross, Seminar on Direct Reduction of Iron Ores and the Application in Latin America, Mexico, November 1973.
41. S.E. Lushinger, IV ILARA, Direct Reduction Conference, Buenos Aires, Argentina, July 1980.
42. W. Janke and Serbent E, International Symposium on Direct Reduction of iron ores, technical and economical aspects, Bucharest, Rumania, September 1972.
43. G.G.W. Thom and K. Wilson, Iron and Steelmaker, October 1976, pp 30 - 34.
44. G. Reuter, W. Schnabel and D. Schlebush 'Lurgi Rotary Kiln technology based on coal', Frankfurt, Lurgi Chemie Um Eutten technik GmbH, 1979.
45. N.T. Evans, Ironmaking Proceedings, Vol. 37, Chicago, III, April 1978, pp 122 - 136.
46. N.G. Bishop and R. Eagen, ISS - AIME Ironmaking Proceedings, Vol. 36, 1977, pp 446 - 454.
47. R.E. Bangel, IV ILARA Direct Reduction Congress, Buenos Aires, Argentina, July 1980.
48. G. Renfer, Seminar of the office of Technology assessment, Washington D.C., May 1979.
49. G. Reuter, W. Schnalul, E. Serleut, Stahl und Eisen, Vol. 98, 1978 pp 1232 - 1237.
50. G. Reuter, W. Schnabel and D. Sch lebush, IV ILARA Direct Reduction Congress, Buenos Aires, Argentina, July 1980.
51. L.R. Chandbury and S.J. Dalal, Seminar on Direct Reduction and agglomeration of iron ores, Ranchi, India, November 1981.
52. G. Meyer, K.H. Vopel and W. Jansen, ISS - AIME Ironmaking Proceedings, Vol. 36, 1977, pp 398 - 400.
53. G. Meyer, K.H. Vopel and W. Jansen, ISS - AIME Ironmaking Proceedings, Vol. 36, 1977, pp 433 - 445.
54. G. Meyer and R. Wetzel, 30th Ironmaking Conference, AIME, Pittsburgh, USA, April 1971.
55. E.E. Ulrich, Iron and Steel Engineer, Vol. 57, No. 2, December 1980, pp 56 - 59.
56. K.E. Ulrich, IV ILARA Direct Reduction Congress, Buenos Aires, Argentina, July 1980.
57. P.E. Friber, G.S. Ablonery and J.L. Hanschoen, Journal of Metals, Vol. 19, June 1977, pp 90 - 92.

58. Allis-Chalmers Engineering Review 1973
59. D.W. Raison and A.A. Albert Jr, ISS - AIME Ironmaking Proceedings, Vol. 36, 1977, pp 455 - 467.
60. A.A. Albert Jr, A.C. Southan and D.W. Raison, IV IIAFA Direct Reduction Congress, July 1980.
61. V.P. Keran, A.C. Baker, A.J. Riddlay and G.V. Boulter, ISS - AIME Ironmaking Proceedings, Vol. 39, 1980.
62. 35 Metal Producing, October 1980
63. R. Farran and F. Colanti, Iron and Steel Engineer, May 1975, pp 57 - 60.
64. F. Colanti, IV IIAFA Direct Reduction Congress, Buenos Aires, July 1980.
65. SEASI News Letter, 1st December 1981.
66. Stahl u Eisen, No. 10, May 18th, 1981, p 53.
67. Personal communication from ZYL, SA, Montreal, 9th October 1981.
68. Personal communication from KOPF Engineering GmbH, FR, Germany, 29th September 1981.
69. Personal communication from MIDREX Corporation, Charlotte, 28th October 1981.
70. Personal communication from Davy McKee, Cleveland, 5th October 1981.
71. Personal communication from NIPPON Steel Corporation, Plant and Technology Department, 30th September 1981.
72. Personal communication from LURGIE Chemie & Hütten Technik GmbH, FR, Germany, 12th November 1981.
73. Personal communication from Sponge Iron India Ltd, India.
74. Personal communication from Fried. KRUPP GmbH, SR, 14th September 1981.
75. Personal communication from Direct Reduction Corporation, Tennessee, 30th September 1981.
76. Steiner, B.A., International Metals Reviews, September 1976, pp 171 - 192.
77. JE, Astier - The impact on the environment of various new possible methods to produce iron and steel materials, workshop on the environmental aspects of the Iron and Steel Industry, Geneva, October 1978.
78. Long Information, 7/81, p 38





MIKROFILM-DRUCKER, 1974, 1975, 1976, 1977, 1978, 1979, 1980, 1981, 1982, 1983, 1984, 1985, 1986, 1987, 1988, 1989, 1990, 1991, 1992, 1993, 1994, 1995, 1996, 1997, 1998, 1999, 2000, 2001, 2002, 2003, 2004, 2005, 2006, 2007, 2008, 2009, 2010, 2011, 2012, 2013, 2014, 2015, 2016, 2017, 2018, 2019, 2020, 2021, 2022, 2023, 2024, 2025

MIKROFILM-DRUCKER, 1974, 1975, 1976, 1977, 1978, 1979, 1980, 1981, 1982, 1983, 1984, 1985, 1986, 1987, 1988, 1989, 1990, 1991, 1992, 1993, 1994, 1995, 1996, 1997, 1998, 1999, 2000, 2001, 2002, 2003, 2004, 2005, 2006, 2007, 2008, 2009, 2010, 2011, 2012, 2013, 2014, 2015, 2016, 2017, 2018, 2019, 2020, 2021, 2022, 2023, 2024, 2025

11160

Distr. LIMITADA
UNIDO/IO.490/Add.1
16 marzo 1983
ESPAÑOL
Original: INGLÉS

ORGANIZACION DE LAS NACIONES UNIDAS
PARA EL DESARROLLO INDUSTRIAL

ESTUDIO COMPARATIVO DE EVALUACION DE TECNOLOGIAS DE
REDUCCION DIRECTA DE MINERALES DE HIERRO
UTILIZADAS EN LA INDUSTRIA

INFORMACION ADICIONAL SOBRE EL PROCESO HYL
ENVIADA POR HYLSA, MEXICO*

* Documento basado en comentarios recibidos de la planta HYLSA, Monterrey (México) y preparado para la imprenta por el autor del estudio, Sr. S. Das Gupta, Director, M.N. Dastur and Company (P) Ltd., Calcuta (India).

La presente versión española es traducción de un texto que no ha pasado por los servicios de edición de la Secretaría de la ONUDI. Las opiniones expresadas son las del autor y no reflejan necesariamente las de la Secretaría de la ONUDI.

203

Las instalaciones HyL en el mundo se enumeran en la página 3. La primera unidad fue instalada en el año de 1957 y desde entonces ha operado en forma continua. La producción total de esponja de hierro en plantas HyL en el año de 1980 fue de 2,65 millones de toneladas.

Las plantas HyL de México han operado a las capacidades proyectadas, e incluso a capacidades superiores. En el Brasil, USIBA, ha producido a su capacidad nominal, siendo la productividad media de la planta del 92% en los últimos seis años de operación.

Proceso HyL III

El proceso HyL III se ha ensayado a escala industrial en la planta 2 M en Monterrey (México). También la planta 3 M de Monterrey está siendo convertida al nuevo proceso HyL III, y empezará a funcionar en agosto de 1982. En Cd. Lázaro Cárdenas, Michoacán, el complejo de Sicartsa tiene en construcción una nueva planta HyL III con capacidad de 2,000,000 TPA, la cual iniciará operaciones en julio de 1983.

El diagrama del proceso se muestra en la página 4. Es de observar que el gas de la parte superior es reciclado a la zona de reducción, pasando a través de un calentador de gas. Es un proceso continuo que utiliza un reactor de lecho sin elementos mecánicos móviles internos. El reactor tiene tres zonas: de reducción, isobárica y de enfriamiento.

La ventaja del proceso, como lo destacó su promotor, es que cada módulo existente de HyL I puede convertirse al nuevo proceso HyL III.

La calidad del producto, el consumo de energía y las necesidades de agua del proceso HyL III son las siguientes:

Metalización	90% - 92%
Contenido del carbón	1,8% - 2%
Gas natural	2,4 - 2,7 G cal/t Fe
Energía eléctrica	90 - 0 K Wh/ t Fe
Agua requerida	1,3 - 1,3 m ³ / t Fe

En el proceso se pueden utilizar nódulos y mineral en trozos de cualquier proporción.

El impacto del proceso en el medio ambiente se describe en la página 5 y las disposiciones de sólidos/polvos se muestran diagramáticamente en la página 6. El diagrama de efluentes acuosos figura en la página 7.

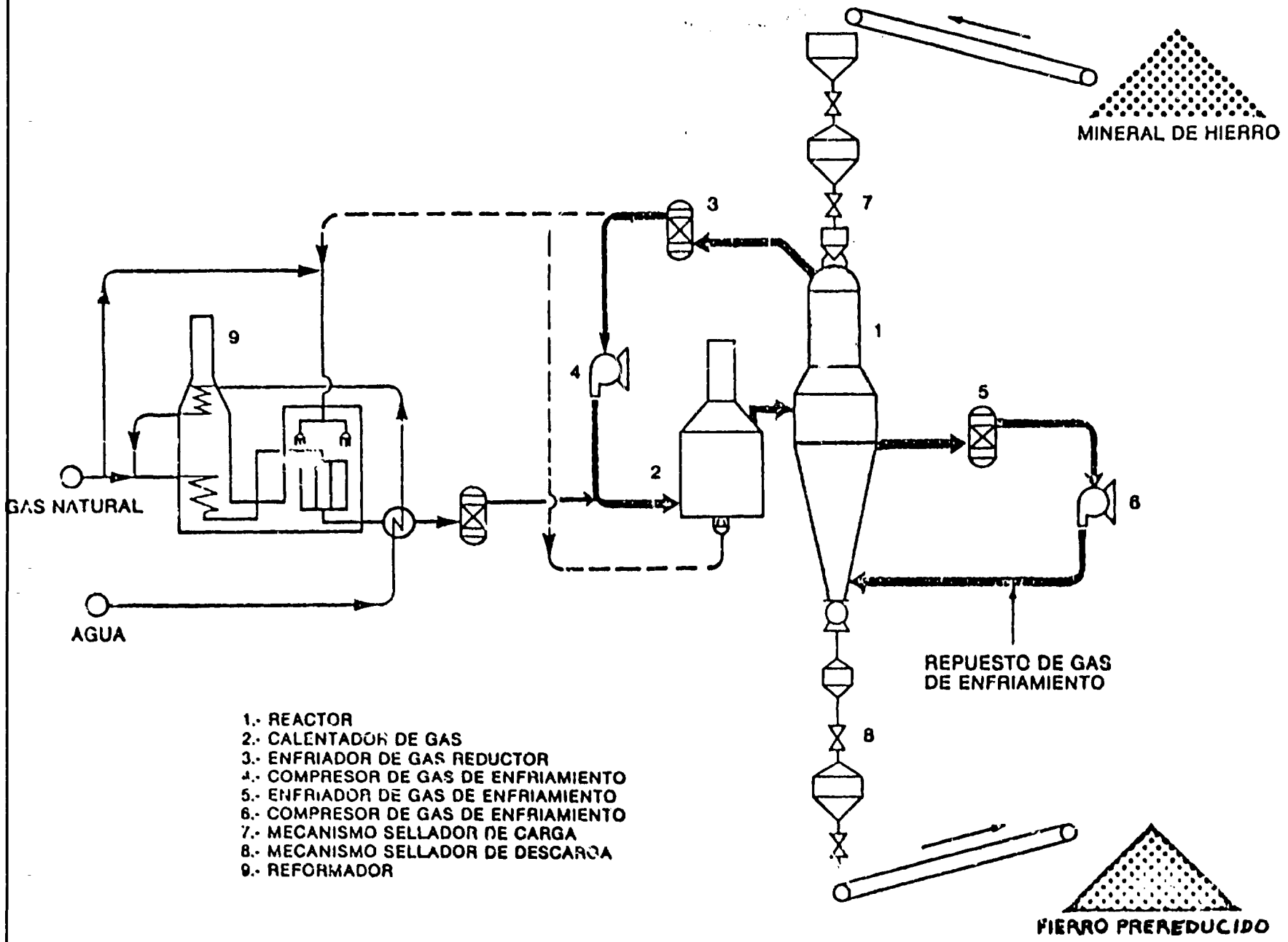
INSTALACIONES HYL EN EL MUNDO

<u>País y Compañía</u>	<u>Instalada En</u>	<u>No. de Unidades</u>	<u>Capacidad Anual Toneladas</u>
<u>A. EN FUNCIONAMIENTO/INSTALADAS</u>			
<u>Brazil</u>			
Usina Siderurgica de Bahia, SA Simoes Fioho, BA (USIBA)	1974	<u>1</u>	<u>225,000</u>
<u>Indonesia</u>			
PT Krakatau Steel, Cilegon, Java Occidental	1978 1980 1982	1 1 <u>2</u> <u>4</u>	560,000 560,000 <u>1,120,000</u> <u>2,240,000</u>
<u>Iraq</u>			
State Company for Iron and Steel, Khor Al-Zubair	1978 ^{a/}	<u>4</u>	<u>1,468,000^{a/}</u>
<u>México</u>			
HYLSA, Monterrey, NL	1957 1960 1974	1 1 1	105,000 ^{b/} 250,000 ^{c/} 420,000
HYLSA, Puebla	1969 1977	1 1	250,000 630,000
Tubos de Acero México, SA (TAMSA), Veracruz	1967	<u>1</u> <u>6</u>	<u>280,000</u> <u>1,935,000</u>
<u>Venezuela</u>			
CVG Siderúrgica del Orinoco SA (SIDOR), Maturín	1976 1979	1 <u>3</u> <u>4</u>	360,000 <u>2,110,000</u> <u>2,470,000</u>
<u>B. EN CONSTRUCCION</u>			
<u>Irán</u>			
National Iranian Steel Industries Co., NISIC, Ahwaz		<u>3</u>	<u>1,030,000</u>
	TOTAL	<u>22</u>	<u>9,368,000</u>

NOTAS:

- a/ No está funcionando.
b/ Operando continuamente desde 1957.
c/ Convertida a HYL III.

PROCESO HYL III



- 1.- REACTOR
- 2.- CALENTADOR DE GAS
- 3.- ENFRIADOR DE GAS REDUCTOR
- 4.- COMPRESOR DE GAS DE ENFRIAMIENTO
- 5.- ENFRIADOR DE GAS DE ENFRIAMIENTO
- 6.- COMPRESOR DE GAS DE ENFRIAMIENTO
- 7.- MECANISMO SELLADOR DE CARGA
- 8.- MECANISMO SELLADOR DE DESCARGA
- 9.- REFORMADOR

IMPACTO DEL PROCESO HYL III EN EL MEDIO AMBIENTE

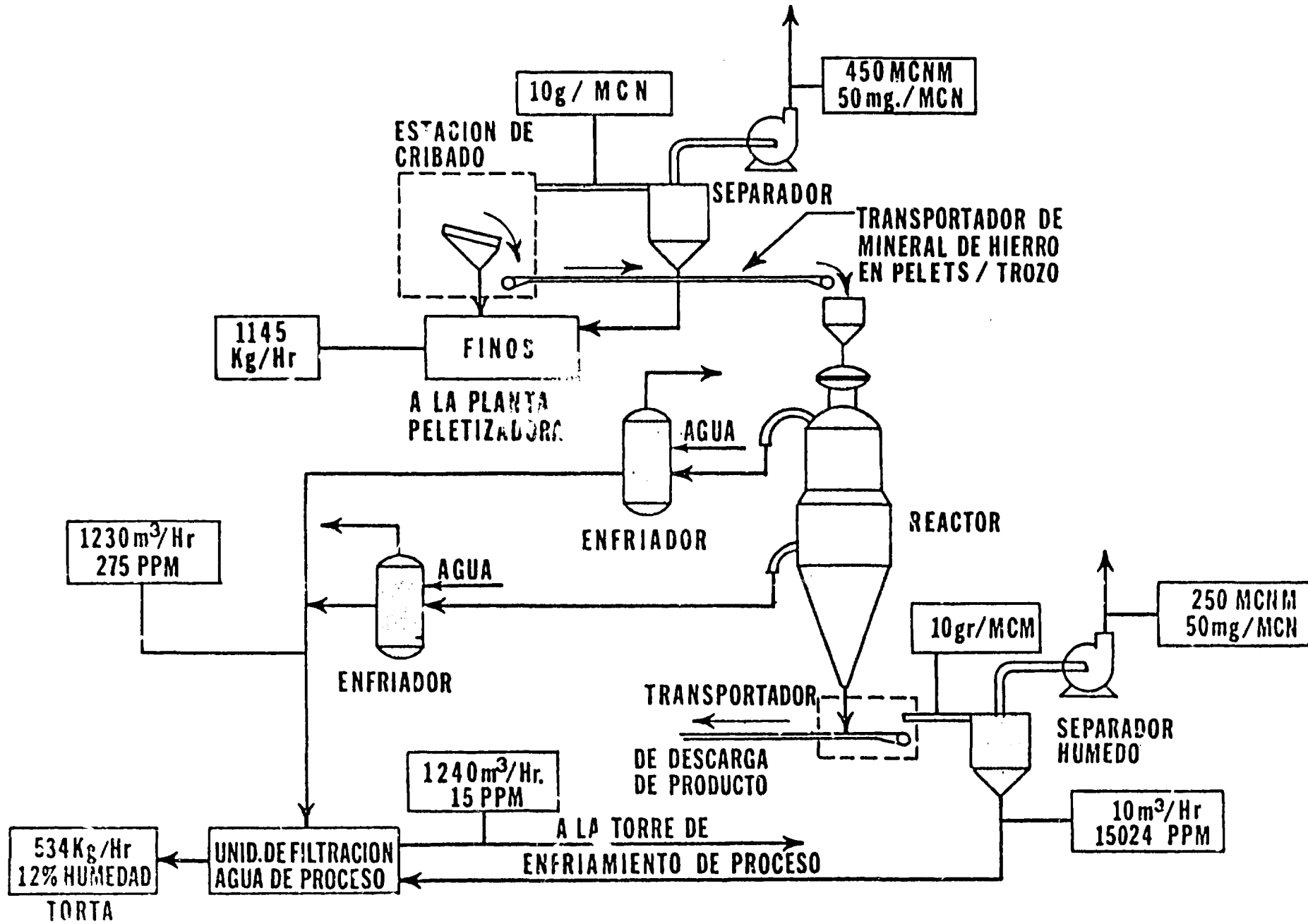
EMISIONES AL AIRE	Kg/tonelada de producto					
	PARTICULADOS	SO ₂	NO _x	CO	HC	OTROS
MANIPULACION DE MATERIAL	< 0,001	-	-	-	-	-
SISTEMAS DE COMBUSTION	0,006	0,0002	0,050	0,004	0,001	-
RECOGIDA DE POLVO	0,032	-	-	-	-	-
TOTAL	0,039	0,001	0,050	0,004	0,001	-

EMISIONES AL AGUA	SOLIDOS SUSPENDIDOS Mg/L	SOLIDOS DISUELTOS Mg/L	FLUYO M ³ /T
DENTRO DE LA PLANTA:			
AGUA DE RECHUFO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO	500	300	0,058
DERRIBO DEL CALENTADOR	200	1500 - 2000	0,023
DERRIBO DEL PURIFICADOR	100.000	300	0,001
EFLUENTES DE LA PLANTA	200	300	0,082

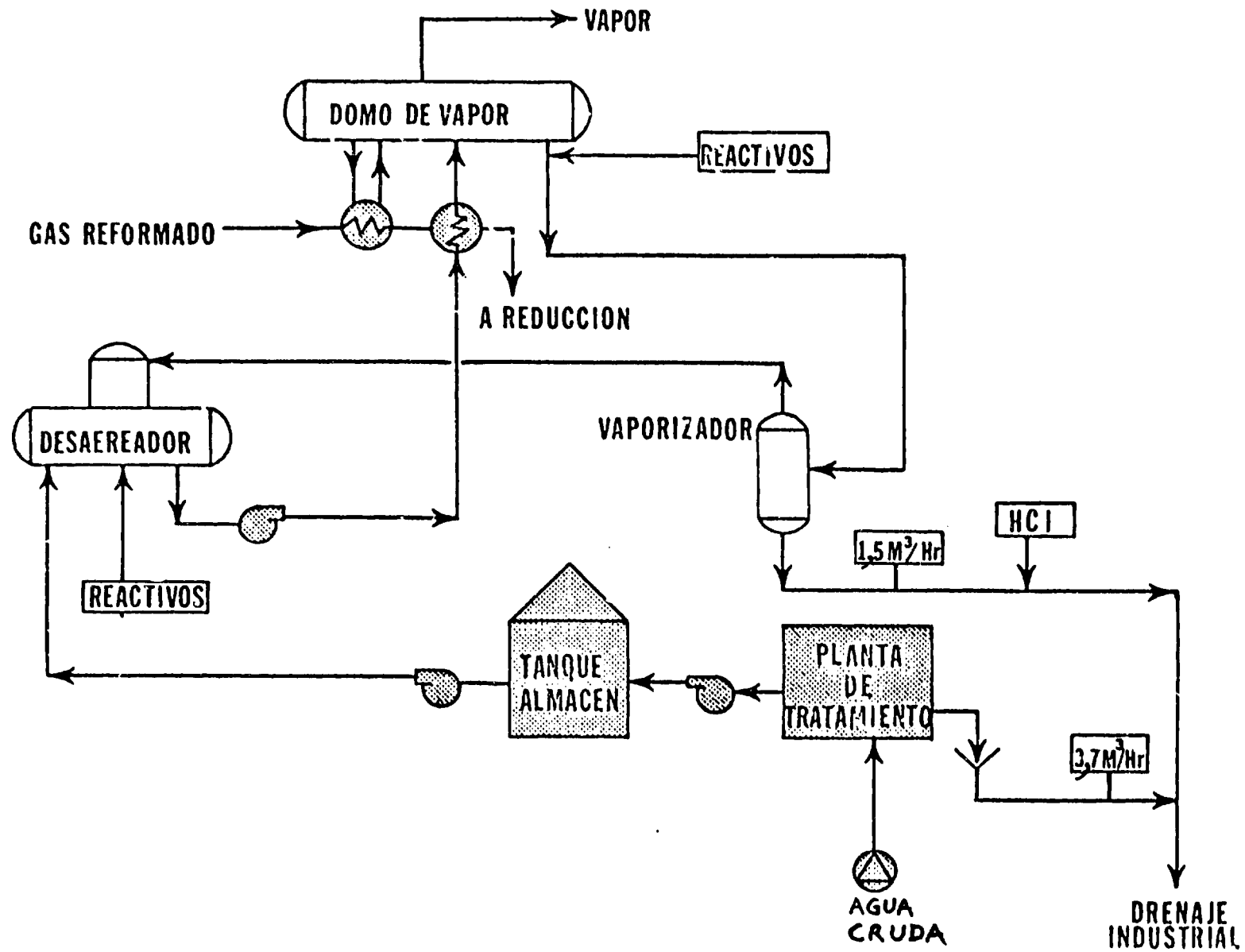
RESIDUOS SOLIDOS	kg/tonelada de producto RECICLADO	DESCARGADO
FANGO DE LIMPIEZA DE GAS	18,45	-
FINOS DE PELETS DE OXIDO	18,20	-
POLVO METALIZADO	-	0,3
OTROS DESECHOS SOLIDOS	0,25	0,35
TOTAL	26,90	0,65

RUIDO	NIVEL DE RUIDO (dBA)
CUARTO DE COMPRESION	90 - 100
VENTILADORES DEL REFORMADOR	95 - 110
DIFERENTES SITIOS	80 - 90
EN LAS FRONTERAS DE LA PLANTA	75 - 80

PROCESO HYL III
VALORES TÍPICOS PARA DISPOSICIÓN DE SÓLIDOS
CAPACIDAD 500,000 TPA DE PRODUCTO



EFLUENTES ACUOSOS



Alimentación de óxido para el proceso HyL

Aunque la primera planta comercial en Monterrey empezó a producir usando mineral entrozos de El Encino, ahora utiliza finos de mineral de hierro de - 6,3 mm + 3,2 mm. Después de observó que con el uso de pelets se mejoraba notablemente el rendimiento del proceso HyL. En la actualidad, la mayor parte de las plantas HyL están operando principalmente con pelets. Se usan pelets de Alzada, Peña Colorada, CVRD y LKAB dolomíticos en las diferentes plantas HyL. Sin embargo, todas las plantas pueden operar también con mineral en trozos de cualquier proporción.

En el proceso HyL el contenido de azufre en el material no plantea ninguna dificultad ya que el gas no es reciclado al reformador y, por consiguiente, se pueden tolerar contenidos de azufre hasta de 0,20% sin ningún problema.

