

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

ELABORACION DEL FIERRO
ESPONJA POR
EL PROCESO HYL

224

TESIS PROFESIONAL

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
QUIMICO METALURGICO
P R E S E N T A :

JOSE LUIS MIRANDA MACIAS

MEXICO, D.F.

1974.



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

Jurado asignado:

PRESIDENTE: CESAR RINCON ORTA
VOCAL: ALBERTO OBREGON PEREZ
SECRETARIO: LOTH ROLLAND CONTRERAS GAMBOA
1er. SUPLENTE: JOSE CAMPOS CAUDILLO
2do. SUPLENTE: RENAN PEREZ PRIEGO

Sitio donde se desarrolló el tema: TUBOS DE ACERO DE MEXICO, S. A.
VERACRUZ, VER.

Nombre del sustentante: JOSE LUIS MIRANDA MACIAS

Nombre del asesor del tema: LOTH ROLLAND CONTRERAS GAMBOA

I N D I C E

- 1.0 Objetivo ✓
- 2.0 Descripción del método ✓
- 3.0 Materias primas ~~4~~ - 11, 15, 26, 47
- 3.1 Mineral de hierro
- 3.2 Gas natural
- 3.3 Agua
- 4.0 Proceso de reformación del gas
- 5.0 Proceso de reducción del mineral - 38, 43, 57 ⊕
- 6.0 Sistemas auxiliares
- 6.1 Agua tratada para calderas
- 6.2 Agua de enfriamiento
- 7.0 Aplicación del hierro esponja
- 8.0 Conclusiones
- 9.0 Bibliografía.

1.0 OBJETIVO

La presente tesis tiene por objeto describir el método de elaboración del fierro esponja por el proceso H y L.]

Siendo problemático conseguir información sobre este tema en libros de texto y aún en revistas técnicas, se considera de utilidad para los compañeros metalúrgicos y personas interesadas, dar una explicación detallada en lo referente al método. [La escasez de información se debe a que existen únicamente cuatro plantas de reducción directa en el mundo que utilizan el método y aún se están desarrollando técnicas.]

[Las dos primeras plantas se encuentran en Hojalata y Lámina en Monterrey, que fueron las que patentaron el método; la tercera se encuentra en Tubos de Acero de México, S.A. en Veracruz, lugar donde se desarrolló la tesis; la cuarta se encuentra instalada en Hojalata y Lámina de México en Puebla y se sabe además, de otras dos plantas, en Brasil y Monterrey -- que están próximas a ponerse a funcionar.]

La necesidad cada vez mayor de la industria siderúrgica de contar con materia prima de calidad para la elaboración de los aceros, dió lugar a la búsqueda de nuevas tecnologías para la obtención del hierro primario.

sigue hoja...

Tradicionalmente, los aceros se han obtenido a partir del hierro producido en el alto horno y la fundición de la chatarra. [Sin embargo, la escasez de carbón coquizable así como los elevados costos de fabricación del alto horno han limitado

la producción del hierro primario por este método. Por otro lado, la escasez de chatarra también cada día mayor, ha obligado junto con los inconvenientes anteriores, a desarrollar nuevos métodos que prescindan de dichos elementos.

La respuesta parece estar en el fierro esponja, debido a que para su fabricación se requieren elementos de fácil acceso en el país.

El fierro esponja en un inicio se produjo en hornos de túnel, utilizando carbón como combustible y como agente reductor. El producto obtenido era una masa esponjosa de granos sinterizados de hierro casi puro, intermezclados con una considerable cantidad de escoria.

Fué en 1953, que la empresa mexicana Hojalata y Lámina redujo mineral empleando gas reformado. Al principio el gas reductor se obtenía oxidando el gas natural con aire caliente; pero se tenía el inconveniente de que el gas procesado se diluía con el nitrógeno del aire y se lograban reducciones pobres de mineral. Posteriormente, se desarrolló la técnica de reformar el gas con vapor de agua en presencia de un catalizador, enriqueciéndose la mezcla con hidrógeno, con lo cual se obtuvieron metalizaciones que hacen costeable el método.

2.0 DESCRIPCION DEL METODO

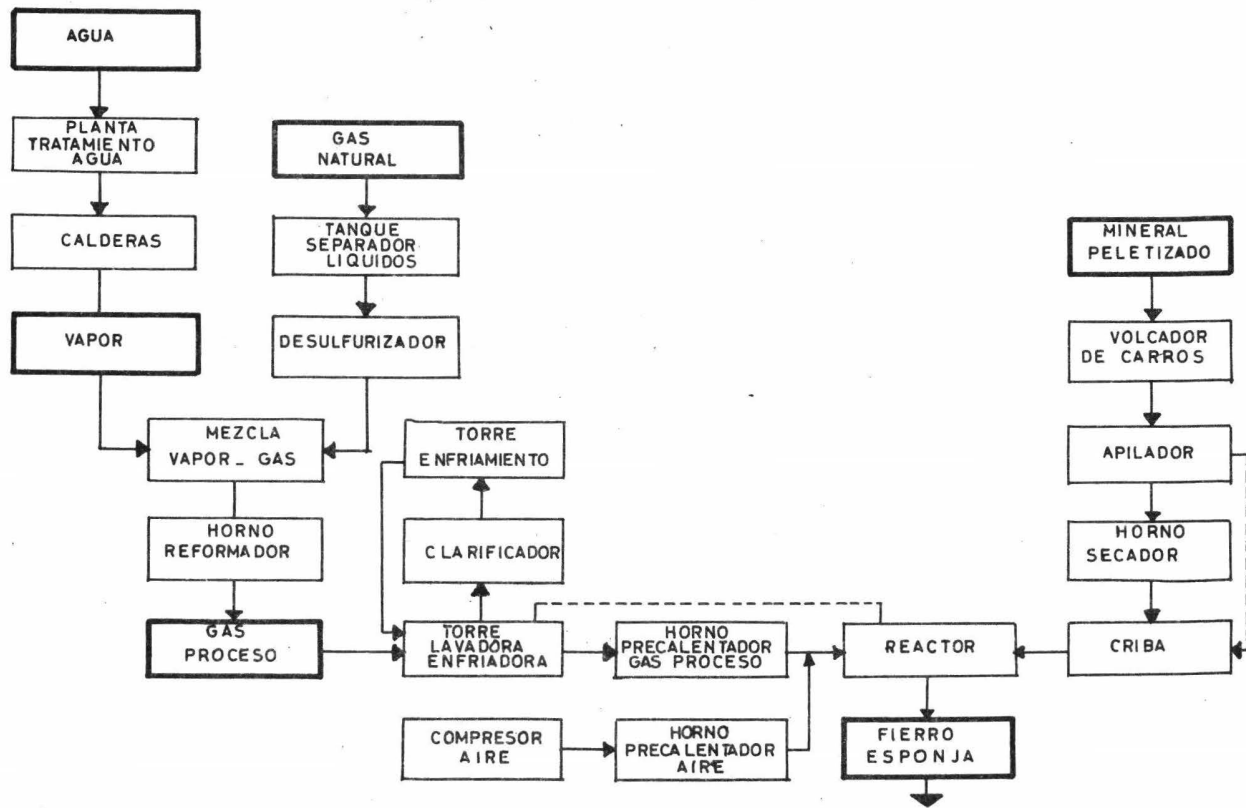
El principio en que se basa el método es en la ^{reducción} ~~remoción~~ del oxígeno del mineral con un agente reductor hasta obtener el fierro metálico. Al producto final dadas sus características físicas se le llama fierro esponja. _{obtención} ^{por} ~~x~~

La reducción se lleva a efecto en recipientes especiales donde se pone en contacto el mineral con el gas reductor. El resto del equipo existente en la planta viene siendo implementos auxiliares para lograr el objetivo anterior.)

En los capítulos subsiguientes se tratará de dar una explicación del fenómeno de la reducción, de la obtención del gas reductor, de los sistemas y equipos auxiliares que intervienen en el proceso siguiendo el diagrama de bloques que se anexa como figura No. 1.)

Varios factores influyen en la eficiencia de reducción, siendo algunos no controlados en la operación como: la calidad del mineral, proporción de las piezas grandes y la relación de magnetita a hematita. Otros factores sí son controlables tales como la temperatura, tiempo de exposición al gas reductor, calidad del gas reductor (% de Hidrógeno) y la cantidad de gas de reducción que pasa a través de la cama de mineral en el reactor.)

Algunos de los factores controlables pueden ser cambiados a efecto de compensar un cambio de condiciones, como por ejemplo, un aumento en el flujo del gas reductor podrá dismi---



UNAM

TESIS PROFESIONAL

DIAGRAMA DE CUADROS PARA LA OBTENCION DEL FIERRO ESPONJA

J. L. MIRANDA

FIGURA NO. 1

nuir el tiempo de reducción.

Los efectos de los factores variables controlables y no controlables en la operación son como sigue:

Factores no controlables.

a) Calidad del mineral.

El contenido de impurezas o ganga en el mineral define la calidad del fierro esponja. Entre menor sean las impurezas, mayor será el contenido de fierro aprovechable dispuesto a reducirse. Con objeto de aumentar el contenido de fierro en el mineral, se está utilizando mineral peletizado.

Las impurezas absorben calor en la etapa de reducción, siendo posteriormente un problema la eliminación de dicho calor en la etapa de enfriamiento.

El contenido de aluminio, fósforo y azufre deberá ser mínimo, de lo contrario, al ser arrastrados hasta la acería alteran las propiedades de los aceros.

b) Proporción de piezas de mineral grandes a pequeñas: -

La proporción de tamaños del mineral, afecta la metalización del producto en condiciones de reducción constante.

El aumento de partículas pequeñas en proporción a las grandes, incrementa el área de exposición y por lo tanto facilita la reducción; sin embargo, trae como consecuencias caída de presión excesiva dentro del reactor. Por tal motivo

se hace una selección de tamaño del mineral, estableciendo una granulometría específica de carga, que compense la ventaja e inconveniente anterior.

- c) Relación de hematita a magnetita. -

Entre mayor sea la proporción de hematita a magnetita, más fácil podrá ser reducido el mineral. A diferencia de la magnetita, el mineral con mayor contenido de hematita, requiere menor flujo de gas reductor, menos temperatura, ó menos tiempo de exposición.

- d) Humedad en el mineral. -

- La humedad presente en el mineral cargado a reactores absorbe calor en la etapa de reducción, pudiendo no ser desplazada totalmente, interfiriendo en las reacciones propias de reducción. Lo anterior tiene lugar principalmente, en el fondo de la carga de mineral a reactores, donde el gas reductor llega más frío.

- Factores controlables. -

- a) Temperatura. -

La temperatura en las posiciones primaria y secundaria de los reactores, determina en gran parte el grado de reducción en condiciones constantes de calidad y flujo de gas y duración de los ciclos. -

- Generalmente, incrementando la temperatura se aumenta la reducción, siendo el límite superior de la temperatura la de fusión del mineral. -

El aumento de la temperatura en la posición secundaria tiene mucho menos efecto en la metalización del hierro esponja que el mismo aumento de temperatura en la posición primaria, debido a la característica de reducción más baja del gas que fluye al ciclo secundario del reactor. La temperatura del secundario puede considerarse como de precalentamiento del mineral.

- b) Tiempo de exposición.

Al aumentar el tiempo de reacción en los ciclos secundario o primario, aumenta la reducción y metalización del hierro esponja. El efecto es mayor en el ciclo primario por la riqueza de hidrógeno en el gas.

Tal aumento del tiempo de reacción, puede usarse para disminuir la cantidad de gas a través del reactor; sin embargo, si el flujo de gas es demasiado bajo, pueden resultar tiempos excesivamente largos que hacen incosteable la producción. Cuando la calidad del mineral, flujo de gas y la temperatura se consideran constantes, el factor tiempo de los ciclos es pronosticable, para los cálculos de reducción.

- c) Calidad del gas reductor.

El grado de reducción está en función del % de Hidrógeno en el gas, permaneciendo las demás variables constantes. El % de Hidrógeno en el gas está en relación a la eficiencia de reformación. El gas reductor con un exceso de CO y CH_4 , produce mayor carburación en el hierro esponja; pudiéndose evitar aumentando el aire en la combustión parcial.

antes de entrar al reactor. "

- d) Flujo de gas reductor.

Aumentando el flujo de gas a través de los reacto---
res, permaneciendo el resto de los factores constantes, se -
aumenta la reducción.

Como la relación hidrógeno a hierro debe ser sufi---
ciente para reducir el material, mayor hierro en las cargas_
de los reactores requerirán mayor flujo de gas. "

Al aumentar el flujo de gas, aumenta también la capa_
cidad de calentamiento de la carga en reactores, incrementán_
dose la eficiencia de reducción, especialmente en la parte -
inferior de la carga. Mayor flujo de gas, también requerirá_
mayor flujo de aire de combustión para mantener la misma tem_
peratura de ciclo. "

3.0 MATERIAS PRIMAS

Las materias primas para la elaboración del fierro esponja son: mineral de hierro, gas natural y agua.

El mineral es de proceso directo, mientras que el gas natural junto con el agua procesada a vapor, se combinan para formar el gas reductor, que entra en contacto directo con el mineral.

3.1 El mineral de hierro está formado esencialmente por hematita y magnetita, además de otros elementos que se consideran como ganga e impurezas. Las impurezas que ocasionan mayor problema son el azufre y el fósforo, del cual su contenido debe ser el menor.

Aún cuando se puede procesar mineral con bajo contenido de hierro, el siguiente análisis se considera típico de un mineral para ser utilizado en una planta de fierro esponja:

Fe total	65.29 %
FeO	11.76
Fe ₂ O ₃	80.38
Hematita	53.93
Magnetita	37.38
Azufre	0.06
Fósforo	0.42
Ganga	7.47

El mineral utilizado en la planta procede de dife--

rentes lugares, transportándose por medio de barco y/o ferrocarril. Las góndolas se descargan con ayuda de un volcador - de carros a tolvas y sistemas apiladores, que conducen al mineral a los patios de almacenamiento. De ahí es tomado el mineral hacia las tolvas de carga de los reactores. El manejo se hace por medio de bandas transportadoras de hule.

Antes de ser utilizado el mineral, se somete a un -- proceso de secado en un horno rotatorio, donde se elimina la humedad y el polvo, producto de la degradación del mineral - en su transporte. Después de pasar por el horno se hace una selección de su tamaño, cribándolo por dos mallas diferentes. Cuando se utiliza mineral las mallas son de 2" y 1/2". Utilizando mineral peletizado las mallas son de 1" y 3/16". En esas condiciones de granulometría, el mineral se deposita dentro de los reactores quedando listo para su reducción.

VENTAJAS DEL MINERAL PELETIZADO CONTRA MINERAL EN GRANO.

Las ventajas del pelet son: su mayor reducibilidad debido a su alta porosidad, su granulometría uniforme que asegura su eficiente penetración a través del empaquetado y, su buena transmisión de calor entre gas-sólido. Sin embargo, la calidad del pelet es de suma importancia para el proceso de reducción, ya que se debe tener la certeza de que no se degradará durante su carga (no reducido) ni dentro del reactor (parcialmente reducido), ya que ésto ocasionaría taponamiento por la producción de finos. Actualmente, ya es posible producir pelet de alta resistencia, moliendo adecuadamente el mineral o recuperando finos y, seleccionando los aglutinantes y la temperatura de procesado adecuado.

La dureza del pelet parcialmente reducido depende directamente de: grado de reducción, composición química, cambios en su volumen específico y variaciones en el tipo de poro.

Ciertas investigaciones indican una relación estrecha entre la compresibilidad del pelet durante la reducción y el contenido de wustita. El valor máximo de wustita corresponde al mínimo de compresibilidad. También se ha encontrado un abatimiento en la densidad del pelet antes y después de la reducción, la cual corresponde a un incremento en el volumen específico. El volumen del poro también aumenta notablemente conforme avanza la reducción, encontrándose que en la reducción con hidrógeno de pellets de óxido férrico puro, el volumen del poro se incrementa notablemente al principio, seguido de un abatimiento conforme avanza la reducción, este abatimiento se explica como debido a la formación de una capa de hierro sinterizado.

En la reducción de cristales puros, minerales y pelets de hematita, se ha determinado un aumento en el volumen de la mezcla, lo cual es más apreciable cuando se aumenta la capacidad potencial de reducción del agente reductor. Esta dilatación se explica como la formación de una estructura porosa intermedia de magnetita y wustita. En la reducción de muestras de magnetita, el volumen del poro muestra un claro abatimiento después de la pequeña dilatación inicial.

Se ha encontrado que tanto la porosidad como la distribución de los poros varía en función del grado de reducción y que, la compresibilidad del pelet es inversamente proporcional a la dilatación.

El abatimiento de la dureza del pellet durante la reducción, está estrechamente relacionada con el cambio de la estructura cristalina de hematita hexagonal a magnetita cúbica.

La dureza mínima se encontró que coincide con el 11% de reducción, lo cual corresponde a la completa transformación de la hematita a magnetita.

Midiendo la microdureza de las diferentes capas de muestras parcialmente reducidas, se ha encontrado que la dureza de la capa porosa de wustita fué la menor, mientras que la dureza de las capas intermedias de baja porosidad de hematita-magnetita y magnetita-wustita fué la mayor.

De lo anterior se desprenden las ventajas del pelet sobre el mineral en grano, y que se deberá emplear para la reducción a menos que un balance económico demuestre lo contrario.

3.2 Gas Natural

El gas natural es necesario en el proceso como componente para formar el gas reductor junto con el vapor de agua.

El gas natural empleado es principalmente metano; un análisis típico sería el siguiente:

CH ₄	94.66 %
C ₂ H ₆	5.21
C ₃ H ₈	0.00
C ₄ H ₁₀	0.13

Poder calorífico: 1,055.11 BTU/ft³

Procedente del gasoducto, se recibe en una estación reductora de presión, de la cual se obtiene el gas a una presión de 11.2 Kg/cm². Dentro de la planta, el gas se pasa por un tanque separador de líquidos, donde al expanderse bruscamente, los líquidos o bien los hidrocarburos de alto peso molecular presentes, se condensan y pueden separarse por drenado del tanque; de ahí, el gas a reformar se envía a un desulfurizador en el cual se elimina por adsorción los hidrocarburos no saturados y los compuestos de azufre, ya sea sulfuro de hidrógeno ó mercaptanos que constituyen un veneno para el catalizador del reformador.

Una vez desulfurizado el gas natural se envía a la línea de mezcla, para unirse con el vapor y obtenerse el gas reductor.

Los desulfurizadores son tanques verticales que contienen cuatro camas de carbón activado y una cama de alúmina.

El gas fluye de arriba hacia abajo, pudiendo trabajar los dos en paralelo ó independientemente, así mientras uno se encuentra en operación el otro estará regenerándose.

Las características químicas y físicas del carbón - activado son las siguientes:

Químicas

% CuO	8.0 (mínimo)
Metales alcalinos	0.01
% ZnO	0.1
% cloruros	0.02
Ceniza total	1.0 %

Físicas

Superficie m ² /gm	900 - 1,000
Volumen del poro cc/g	0.24
Radio del poro	29 A
Densidad	36 ⁺ 3 (malla 12 X 30) lbs/pie ³ 30 ⁺ 5 (malla 4 X 10) lbs/pie ³
Granulometría	malla 4 X 10 malla 12 X 30
Forma	granos irregulares.

La eficiencia del catalizador se deriva de su capacidad de adsorción física y su velocidad de reacción química entre el azufre y el metal activo.

La reacción química sería la siguiente:



La adsorción depende de los siguientes factores:

- 1) Constituyentes químicos y estructura física del adsorbente.
- 2) Propiedades físicas y químicas del gas.
- 3) Temperatura y punto de saturación del adsorbato.

La capacidad de desulfurización queda expresada en la tabla:

<u>Compuestos de azufre</u>	<u>Concentración PPM</u>	<u>Capacidad SCF/Ft³ de carbón</u>
H ₂ S	1 - 3	200,000
H ₂ S	3 - 5	100,000
RSH	1 - 12	200,000
RSH	12 - 24	100,000

A un inicio, el desulfurizador presenta su máxima eficiencia, normalmente el doble de la capacidad estipulada; pero más ó menos a partir de la cuarta regeneración, la capacidad se estabiliza a los rangos anteriormente establecidos.

Las condiciones típicas de operación del sistema de desulfurización son las siguientes:

Rango de temperatura de trabajo: 60 - 120°F

(operar arriba del punto de rocío del gas alimentado)

Presión de trabajo: no hay crítica.

Máximo flujo de gas: 1,000 v/v/hr.

Veneno del carbón: no se conocen, aunque la presencia en exceso de los hidrocarburos pesados tienden a recubrir el carbón, restándole vida y acortando los ciclos de regeneración.

Pureza del efluente: 0.1 PPM de azufre.

Condiciones de regeneración: regeneración con vapor y aire hasta alcanzar temperaturas entre: $375 - 750^{\circ}\text{F}$

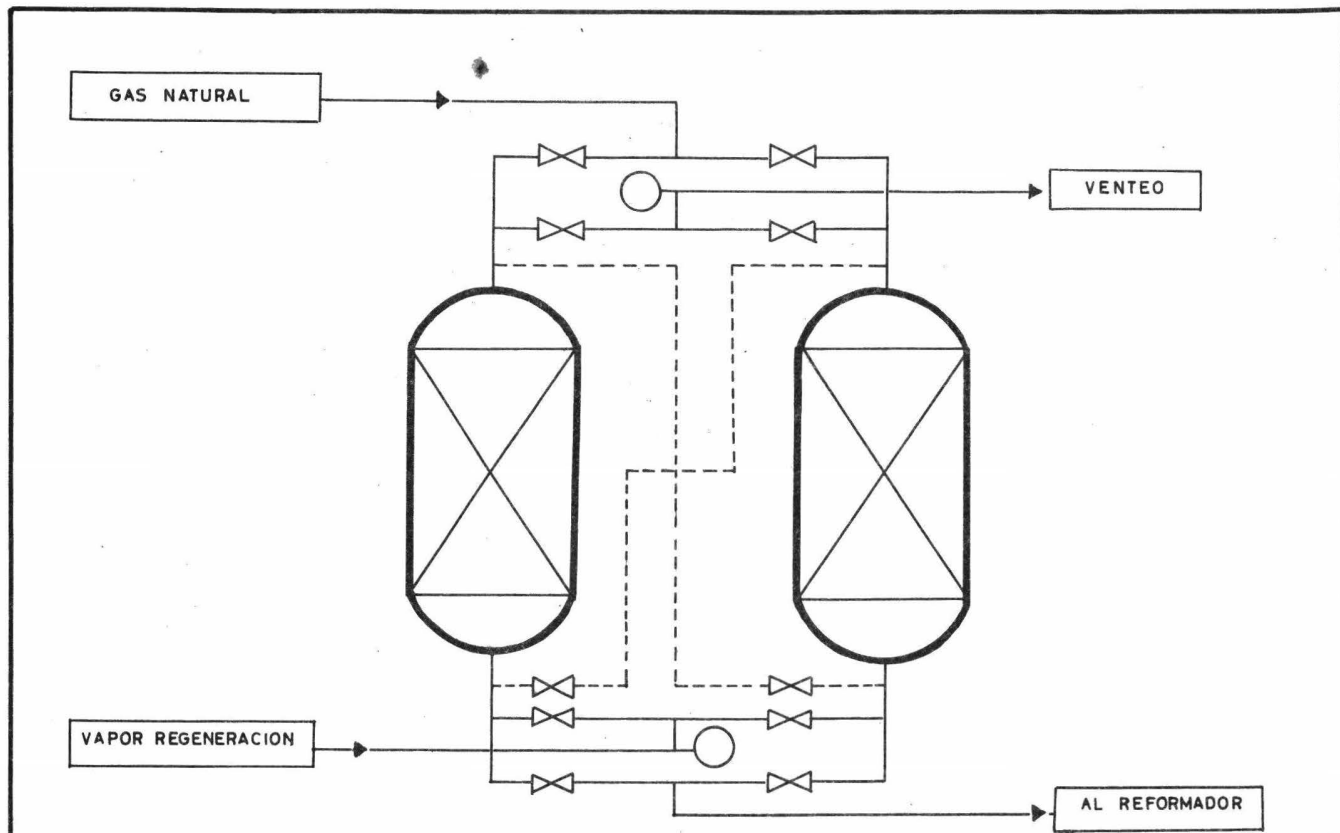
Velocidad lineal superficial del regenerante: 0.5 pie/seg.

Se deben evitar problemas de corrosión en el interior de los desulfurizadores, ya que las partículas producidas podrían obstruir los poros del carbón, para lo cual las mallas soporte del carbon deben ser de acero inoxidable, y el carbón en sí debe tener el mínimo de cloruros.

La alúmina tiene por objeto eliminar el agua presente en el gas.

En la figura No. 2 se muestra un arreglo del sistema de desulfurización.

NOTA: $V/V/\text{hr} = \text{volumen gas/volumen carbón/hr.}$



UNAM

TESIS PROFESIONAL

ESQUEMA DESULFURIZADOR

J. L. MIRANDA

FIGURA NO. 2

Teoría de la Adsorción.

La adsorción se explica como la condición anormal en que se encuentran los átomos de la superficie de un sólido ó de un líquido que hace que tiendan a atraer átomos extraños de sus inmediaciones, para reducir la energía de superficie, fenómeno que se manifiesta en los líquidos como un descenso en la tensión superficial y en los sólidos como adsorción.

La adsorción es un fenómeno de gran interés que tiene lugar en la superficie de separación de dos fases, una sólida, y a veces líquida y otra fluída.

Si pasamos aire que contiene vapores de S_2C a través de un lecho de carbón vegetal o bien de carbón activado, observaremos en el aire efluente una concentración menor de disulfuro de carbono. Si a través de carbón activado se hace pasar una disolución de una substancia coloreada, aquella saldrá de menos color. Esto nos demuestra que el carbón activado, como otras substancias de gran superficie específica, tienen la propiedad de retener gases o solutos, llamándose dichas substancias adsorbentes. Como el equilibrio de adsorción se alcanza rápidamente y, como en el primer instante el contacto no puede ser más que superficial, es evidente que se trata de un fenómeno de superficie. Al producto retenido se le denominará adsorbato. La adsorción es --pués, un fenómeno de dos dimensiones y además reversible.

Se explica la adsorción admitiendo que las moléculas de los gases y de los líquidos están sometidas a unas fuerzas que tienden a llevarlas al interior. Estas fuerzas en los líquidos --

son responsables de la tensión superficial, por lo que adoptan la forma esférica cuando se dividen en pequeñas gotas. En los sólidos, estas fuerzas no se manifiestan de manera directa, dada la rigidez de colocación de sus moléculas; pero el equilibrio que acompaña su repartición permite que sobre la superficie del sólido se fijen las moléculas de otras substancias de moléculas movibles.

Un autor asienta que en cada punto de fijación, ha de haber un potencial de adsorción capaz de desarrollar el trabajo necesario para que el gas pase desde la presión a que se encuentra a la próxima para su condensación.

Los enlaces químicos se producen por deformaciones de las órbitas electrónicas exteriores, las fuerzas de adsorción son de igual naturaleza, aunque más débiles (valencias parciales) y están localizadas en diversos puntos o zonas activas de la superficie del adsorbente. En estos puntos podría detenerse por más o menos tiempo una molécula del adsorbato, pero la intensidad de la fuerza no permitiría fijar capas de adsorbato de espesor superior al de una molécula. Otros autores han confirmado el carácter monomolecular de la capa del adsorbato, pero solo a bajas presiones; si la presión es elevada, la adsorción resulta superior a lo previsto para una capa monomolecular.

El exceso de adsorbato respecto a la cantidad correspondiente para una capa monomolecular se explica en dos formas:

1.- La naturaleza porosa de la superficie del adsorbente forma finisimos tubos capilares en los que se podría condensar el ad-

sorbato; el menisco cóncavo que así se produciría implica una presión de vapor del líquido condensado menor que la normal (superficie plana) a igual temperatura, lo que determina una condensación suplementaria para restablecer el equilibrio líquido-vapor, por disminución de la presión parcial en la fase vapor del adsorbato.

2.- La segunda explicación consiste en admitir la formación de capas multimoleculares por simple adherencia.

Tipos de Adsorción.-

Se conocen dos tipos principales de adsorción que dependen de la naturaleza del enlace formado entre las moléculas adsorbidas y la superficie del sólido adsorbente. La adsorción física o de Van der Waals y la adsorción química o quimiadsorción.

En la adsorción física, las fuerzas de atracción entre las moléculas del adsorbente y del adsorbato son de tipo físico y se debe principalmente a fuerzas de Van der Waals, lo que origina una interacción relativamente débil entre el sólido y las moléculas condensadas sobre su superficie. El proceso es muy veloz, alcanzándose rápidamente las condiciones de equilibrio. Es reversible, y su calor de adsorción es pequeño, oscilando entre 2 y 15 Kcal/mol-g, es decir, del mismo orden de magnitud que el calor de licuefacción.

La adsorción química implica fuerzas de enlace de naturaleza química, pudiendo considerarse el enlace entre el adsorbente y el adsorbato como enlace químico. Sin embargo, este tipo de adsorción no implica reacción química, ya que los átomos

de la superficie del sólido que intervienen en el proceso conservan su estructura original sin que se forme compuesto químico alguno. Las fuerzas de enlace son mucho mayores que las correspondientes a la adsorción física; no se alcanzan rápidamente las condiciones de equilibrio; el proceso puede ser irreversible, y el calor de adsorción es grande, entre 30 y 100 Kcal/mol-g.

Los dos tipos de adsorción pueden tener lugar simultáneamente en el mismo sistema, aunque la quimiadsorción suele estar precedida de adsorción física debido a que la formación del enlace de tipo químico necesita la energía de activación adecuada. Un ejemplo clásico en que se da los dos tipos de adsorción es la del oxígeno sobre carbón:

El oxígeno se adsorbe sobre carbón fuertemente a la temperatura del aire líquido, pero si una vez adsorbido se calienta el sistema hasta la temperatura ambiente, hay liberación de una gran parte del oxígeno (uno como elemento oxígeno y otro como óxido de carbono procedente de la reacción del oxígeno con el carbono a la temperatura ambiente) quedando químicamente adsorbido sobre la superficie del carbón el oxígeno restante, que puede eliminarse totalmente en forma de óxido de carbono si se lleva el sistema hasta 1,000°C.

Como solamente una parte del oxígeno adsorbido físicamente se adsorbe químicamente, hemos de pensar en la existencia de átomos de carbono de mayor reactividad situados en la superficie, creyéndose actualmente que la mayor energía de estos átomos de carbono se deben a defectos de red del adsorbente.

La quimiadsorción es de la mayor importancia para los --

procesos catalizados por sólidos, pero no se emplean mayormente en la industria.

Características de los Adsorbentes Industriales.

Aunque todos los sólidos son capaces de adsorber fluidos sobre su superficie, solo unos cuantos presentan propiedades adecuadas para su empleo como adsorbentes industriales. Las propiedades que han de poseer para su empleo industrial son:

- a) Disponibilidad.
- b) Consistencia física.
- c) Inercia química hacia los adsorbatos y agentes de regeneración.
- d) Gran capacidad de adsorción.
- e) Gran selectividad.
- f) Capacidad de regeneración para usarlos nuevamente.

Por lo que respecta a su capacidad de adsorción, han de poseer un gran área de contacto por unidad de peso, siendo este factor el que suele fijar la cantidad de adsorbente a emplear -- por unidad de adsorbato. En cuanto al área, debe tenerse en cuenta que los adsorbentes industriales son materiales porosos, y en este tipo de materiales podemos considerar dos tipos de áreas de contacto:

- a) El área externa, geométrica, o la correspondiente a la superficie externa del material poroso y,
- b) El área interna, que corresponde al área de las paredes capilares que forman las grietas y poros del material.

La superficie activa de un adsorbente será la suma del -
área externa más la interna, puesto que la gran superficie acti-
va presentada por los adsorbentes industriales se debe principal-
mente a su gran porosidad.

Según se enlistan, así es la mayor superficie activa pre-
sentada por los siguientes adsorbentes:

- 1) Carbón activado.
- 2) Sílica gel.
- 3) Alúmina activada.

A la vez que la superficie está cuantitativamente rela-
cionada con la capacidad de adsorción, la naturaleza de su super-
ficie presenta caracteres cualitativos hacia los diferentes ad-
sorbatos por adsorción selectiva de los mismos.

Por ejemplo, el carbón activado adsorbe fuertemente los
compuestos orgánicos tales como los hidrocarburos parafínicos, -
mientras que para la adsorción del agua se necesitan moléculas -
complejas oxigenadas, como ocurre con la sílica gel y la alúmina
activada.

-3.3 Agua.

Como se mencionó anteriormente, para la obtención del gas reductor se necesita vapor de agua.

Aparte de la reformación del gas, el vapor se utiliza como fuerza motriz en un 90% del equipo móvil. Es tal la importancia del vapor, que una falla en el sistema de generación, origina paro de planta. Es por eso que el agua de caldera se ve sometida a un estricto control de calidad, del cual se hace mención en su capítulo correspondiente.

Una vez acondicionada el agua y puesta en el domo, se envía a las diferentes calderas, para la generación del vapor.

Existen dos calderas y un intercambiador de calor.

La primera de las calderas o principal, se encuentra en la zona de convección del horno reformador. El calentamiento es por convección, aprovechando el calor sensible de los gases de combustión del horno reformador.

La segunda caldera es la auxiliar, que consta de cuatro serpentines, en la cual el calentamiento es por radiación. El objeto de esta caldera es mantener constante la presión de vapor en la línea, para lo cual aumenta o disminuye el gas a los quemadores conforme se efectúe la demanda.

La tercera caldera es el intercambiador de calor, el cual enfría el gas proceso que sale del reformador. Tan-

to en esta caldera como en la principal, la generación de vapor depende del volumen de gas procesado.

El vapor saturado obtenido en los equipos mencionados regresa al domo, donde entra en equilibrio con el agua que está llegando al mismo. El vapor pasa al sobrecalentador, que también se encuentra localizado en la zona de convección del horno reformador, donde se eleva su temperatura desde 220°C hasta 270°C. El vapor sobrecalentado fluye hacia la red de distribución, de donde primero se envía la cantidad necesaria que deberá unirse con el gas natural y formar el gas reformado y el resto del vapor se envía a -- turbinas como fuerza motriz.

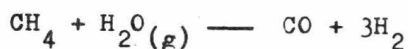
4.0 PROCESO DE REFORMACION DEL GAS

El gas reductor se produce en el horno reformador. La mezcla de gas desulfurizado y vapor sobrecalentado, se pasa por un serpentín localizado en la parte inferior de la zona de convección del reformador, donde se calienta de 180°C a 410°C aprovechando el calor sensible de los gases de combustión de la zona radiante del reformador. La mezcla se distribuye a 4 cabezales, que alimentan a 45 tubos cada uno. Los tubos contienen el catalizador que acelera la reacción. Como dicha reacción es endotérmica, se proporciona calor por medio de 80 quemadores que están colocados en la bóveda estructural del horno, en 5 hileras de 16 quemadores cada uno. Los gases producto de la combustión (de los quemadores) son arrastrados hacia el exterior por medio de un turbo-ventilador, que proporciona un tiro forzado. A su paso por la chimenea, se aprovecha su calor sensible como se explicó a un inicio del capítulo.

A la temperatura de reformación de 790°C, se considera el siguiente análisis como típico del gas proceso:

H ₂	75 %
CO	15
CO ₂	7
CH ₄	3

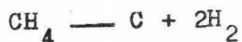
Las reacciones de reformación que se llevan a efecto son las siguientes:



que proporcionan un gas con 90% de gases reductores y 10% de ga-

ses inertes. >

Es necesario que haya un exceso de vapor en la reformación del gas, de lo contrario, daría lugar a la siguiente reacción:



El problema se presentaría al separarse el carbono elemental, el cual quedaría adherido al catalizador restándole superficie de contacto; además, produciría excesiva caída de presión en los tubos, al disminuir los espacios libres entre el catalizador.

El tipo de catalizador empleado es de "alta actividad", diseñado para operarse a temperaturas no mayores de 980°C y presiones de 500 PSI. Está compuesto de níquel, sobre una base refractaria de calcio y alúmina, tratado a temperaturas elevadas para resistir el descascaramiento y el choque.

Las propiedades químicas y físicas de un catalizador empleado para la reformación del gas natural, son las siguientes:

Propiedades químicas
(% composición en peso)

Ni	12 ± 2.0
Al ₂ O ₃	80 - 86
CaO	0.10
MgO	1.5
SiO ₂	0.10
TiO ₂	0.05
C	0.10

Na	0.15
S	0.05
Cl	0.02
Zn	0.05
B	0.02
K ₂ O	0.40

Propiedades físicas.

Densidad Lbs/pie ³	75 ± 5
Resistencia lbs.	90
Resistencia en estado reducido	75 - 85
Superficie M ² /gm	5 - 15
Volumen del poro cc/gm	0.2 - 0.3
Radio del poro	29 A
Forma	anillos
Tamaño normal	5/8" X 5/8" X 1/4"
	5/8" X 3/8" X 1/4"

La vida del catalizador depende de la operación en general del horno reformador, así como de los paros y arranques que se sucedan.

El catalizador se elabora y se maneja en forma oxidada - que no es pirofórica. Cuando entra en servicio el óxido de níquel es fácil y rápidamente reducido a níquel elemental.

Después de utilizado el catalizador, deberá ser reoxidado antes de exponerse al aire, ya sea por medio de una cantidad de aire inyectada junto con el vapor que pasa a través del catalizador, o por oxidación unicamente con vapor.

La reformación se ve afectada por la temperatura, presión y relación vapor/gas. Existen otros factores relacionados con el diseño y condiciones físicas, tales como el catalizador empleado, calidad del gas de alimentación, dimensiones del tubo y material del que está formado.

Para llevar a efecto la reformación al 100%, sería necesario que coexistieran los factores anteriores favorablemente; sin embargo, existen limitaciones que obligan a trabajar dentro de los rangos necesarios para la producción.

Como la reacción de reformación es endotérmica, sería necesario suministrar el suficiente calor para transformar totalmente el metano, con lo cual se aumentaría la temperatura de los tubos catalíticos y del refractario del horno acortándoles su vida útil. Es por eso que se trabaja a cierta temperatura, en que se compensen los desgastes anteriores, permitiendo el paso de un metano residual en la reacción.

Dado que la reacción implica un aumento de volumen, la presión en este caso está limitada; sin embargo, cuando es necesaria dicha presión, lo que se hace es aumentar los constituyentes vapor-gas para compensarla.

La relación vapor-gas en el proceso está dada fundamentalmente por las características del catalizador que normalmente establece el fabricante. Con una relación vapor-gas cercana a la estequiométrica se corre el peligro de estar próximos al "cracking" del metano depositándose carbón. Se puede trabajar con relaciones vapor-gas de 1.5 a 10.

Como se explicó anteriormente, el catalizador influye en el porcentaje de reformación, ya que según sus características, se puede aumentar la relación vapor-gas y con ello aumentar la producción de gas reformado.

La calidad del gas de alimentación influye notablemente en la cantidad de gas reformado, y está directamente relacionado con la eficiencia de desulfurización de la materia prima. El peso molecular del gas natural a reformar no afecta considerablemente la cantidad total de gas reformado obtenida, sin embargo, si se presenta un aumento en el peso molecular del gas natural o si se tiene la presencia de hidrocarburos no saturados, habrá el riesgo de depositar carbón sobre el catalizador.

El diámetro del tubo catalítico así como del material de que está formado, influye en el proceso de reformación, por la cantidad de calor que pueda transmitir a la zona de reacción. Obviamente, un tubo catalítico de mayor diámetro transmite más calor que favorece la reacción de reformación.

La zona cercana al fuego deberá absorber más rápidamente el calor, de lo contrario, se originarían puntos calientes que alterarían las propiedades físicas del material con que está fabricado el tubo. Lo anterior se evita cargando catalizador de menor tamaño en esa zona caliente, con lo cual, al aumentar su superficie de contacto, aumenta su propiedad catalizadora acelerando la reacción.

Mucho se ha hablado sobre las bases necesarias a tomar, para saber la eficiencia con que se está desarrollando la reformación, debido a que son varios los factores que intervienen, sien-

do el común denominador de todos ellos los costos de producción.

En la práctica lo que se hace es establecer condiciones de operación que satisfagan los requisitos de producción. El departamento administrativo en combinación con el de producción, extrapolan sus programas y establecen las bases con que habrán de operar los equipos.

Se han desarrollado prácticas empíricas, para calificar de una forma común la eficiencia de reformación. Normalmente se acostumbra a referir las relaciones que guardan los constituyentes de los productos alimentados y la de los productos obtenidos. Así que, si se establece una relación vapor-gas definida, se tratará por todos los medios de mantenerla, con objeto de estar dentro de las condiciones de operación.

Con respecto al producto obtenido, se acostumbra a referir la relación que guarda el CO/CO_2 . Si el cociente es mayor del valor prefijado, se está obteniendo una buena reformación; sin embargo, se corre el peligro de estar cerca de la reacción estequiométrica, dando lugar al "cracking" del metano. Si por el contrario, el cociente es menor, se entiende que está habiendo una merma del gas reductor, y por lo tanto, habrá que reducir la inyección de vapor.

Otra forma de saber la eficiencia de reformación, es determinando las temperaturas para las constantes de equilibrio de las reacciones de reformación.

Se dice empíricamente que, para tener una buena eficiencia de reformación, la diferencia de temperatura entre las cons--

✓
2

tantes de equilibrio, debe de estar entre 25 y 40°F.

La diferencia siempre deberá ser positiva, de lo contrario, se deberán revisar las operaciones de control, medidores de flujo y temperatura, métodos de análisis, etc.

Una vez obtenido el gas reductor, se colecta en la parte inferior del horno reformador, desde donde pasa al intercambiador para ceder su calor sensible al agua y producir vapor. La temperatura del gas baja de 790°C a 220°C.

Después del intercambiador, se somete el gas a un rocío directo con agua de enfriamiento para abatir más su temperatura y condensar el exceso de vapor introducido en la alimentación. El rocío se produce en un ensanchamiento de la línea que conduce el gas del intercambiador de calor a la torre lavadora enfriadora primaria.

En dicha torre se hace la separación del gas y el agua, sometiendo el gas a un segundo enfriamiento (por contacto directo con agua) hasta abatir su temperatura a 30°C, quedando el gas frío y seco listo para entrar al sistema de reducción.

Se anexa en la figura No. 3, un diagrama del proceso de la reformación.

VAPOR
SOBRE CALENTADO

GAS
DESULFURIZADO

MEZCLA
VAPOR - GAS

PRECALENTADOR
MEZCLA

TUBOS
CATALITICOS

GAS
PROCESO

CAMARA
E FLUENTE

ENFRIADORES
DE GAS PROCESO

UNAM

TESIS PROFESIONAL

DIAGRAMA DE CUADROS DEL PROCESO DE REFORMACION DEL GAS

J. L. MIRANDA

FIGURA NO. 3

✓

BALANCE DE MATERIALES PARA CALCULAR EL EXCESO DE VAPOR INTRODUCI-
DO EN LA ALIMENTACION

Suponemos el siguiente análisis del gas natural empleado en la reformación:

CH_4	=	90.43 %
C_2H_6	=	7.54
C_3H_8	=	1.89
C_5H_{12}	=	0.061
C_7H_{16}	=	0.096

Densidad calculada para el gas anterior:

$$0.7897 \text{ Kg/m}^3$$

Flujo de gas introducido:

$$9068.25 \text{ m}^3/\text{hr.} \times 0.7897 \text{ Kg/m}^3 = \underline{6588.99 \text{ Kg/hr.}}$$

Flujo de vapor introducido:

$$15.63 \text{ ton/hr.} \times 1,000 = \underline{15,630.00 \text{ Kg/hr.}}$$

Flujo total de la mezcla vapor-gas:

$$15,630.00 + 6588.99 = \underline{22,218.99 \text{ Kg./hr.}}$$

Análisis del gas reformado:

CH_4	=	4.68 %
CO	=	15.18
CO_2	=	6.94
H_2	=	73.20

Densidad calculada:

$$0.4248 \text{ Kg/m}^3$$

Flujo de gas obtenido:

$$36,708 \text{ m}^3/\text{hr.} \times 0.4248 \text{ Kg/m}^3 = 15,593.55 \text{ Kg/hr.}$$

La diferencia entre el total de la mezcla y el gas obtenido será el exceso de agua

$$22,218.99 - 15,593.55 = \underline{6,625.44 \text{ Kg/hr.}}$$

5.0 PROCESO DE REDUCCION DEL MINERAL

El mineral proveniente de los patios de almacenamiento, previamente secado, depurado y de la granulometría específica, se envía a los reactores para su reducción. —

Los reactores son recipientes de acero, con entrada y salida para el gas, recubiertos en su interior de refractario que preservan el calor de reducción. En su interior llevan chaquetas de agua que mantienen fría la lámina estructural.

— El mineral se carga al reactor con la ayuda de un dosificador giratorio, el cual evita que el mineral se deposite siguiendo su ángulo de reposo, restándole capacidad. —

Anteriormente, previa a la carga de mineral, se agregaba una cama de material inerte (piedra volcánica) que servía como soporte del mineral. Esto era con el objeto de que fuera toda la carga reducible, ya que por diseño del fondo, los gases tienden a salir canalizados, dejando una parte del mineral sin reducir. Posteriormente con la utilización del pelet, dado su mayor grado de reducibilidad, se llegó a la conclusión de que se podía prescindir de la cama de material inerte.

— El gas reductor se introduce al reactor por la parte superior, atravesando la cama de mineral hasta salir por el ducto del fondo.

En la parte inferior del reactor, existe un soporte cónico donde reposa el mineral, siendo éste una armazón concéntrica

ca de tubos por donde circula agua tratada de enfriamiento. El objeto del cono es, permitir la salida de los gases sin que haya arrastres de mineral o de fierro esponja. El cono está revestido de mortero refractario con el fin de evitar que los tubos de estructura se vean sometidos a las altas temperaturas de reducción. El material refractario del mortero así como del revestimiento del reactor, deben ser resistentes al impacto, ya que el golpe del mineral al caer al reactor vá desgastándolo hasta exponer las superficies; en el caso del cono ésto sería más perjudicioso, ya que el agua de enfriamiento no está tratada para sufrir esas temperaturas, aparte de que el sistema carece de purgas, dando lugar a que se acumulen los productos de reacción.

El proceso de reducción consta de cuatro etapas:

- 1.- Enfriamiento.
- 2.- Primario.
- 3.- Secundario.
- 4.- Carga y descarga.

La reducción se efectúa en las etapas alternadas, estando los cuatro reactores en un momento dado en las cuatro fases. La planta posee una compleja red de tuberías y un tablero de control desde donde se hacen los mandos para alternar las fases.

Cada reactor cuenta con una torre lavadora enfriadora de gases, un horno precalentador y una cámara de combustión, a donde se acondiciona el gas reductor.

<El gas al entrar al reactor debe ir depurado, seco y a la temperatura de reducción que es de 1,050°C.

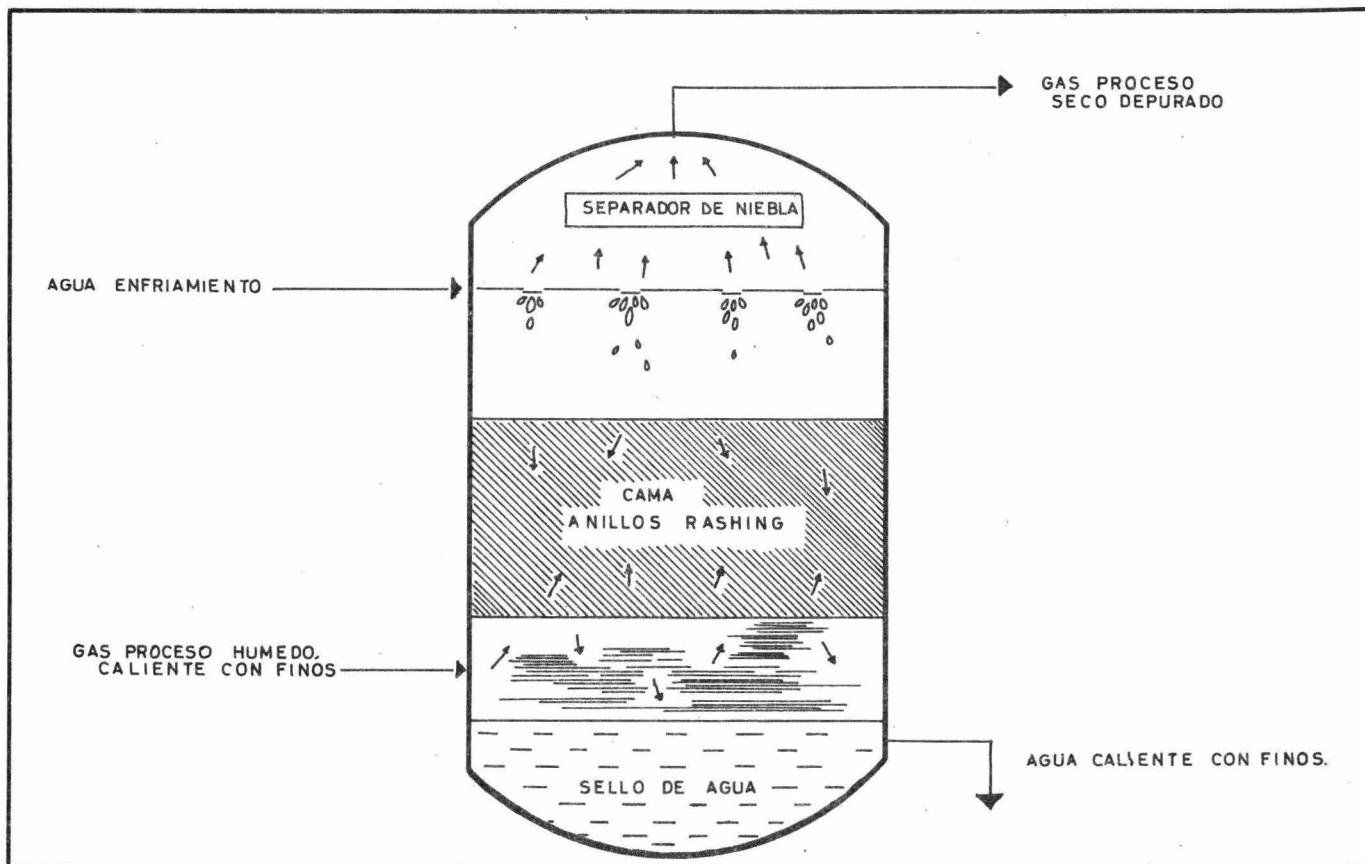
Los arrastres de finos y la humedad, se le eliminan en la torre lavadora de gases. La torre son recipientes de acero -- por donde circula agua y gas a contraflujo. El gas entra por la parte inferior y asciende hasta salir por la parte superior. El agua entra por la parte superior y se distribuye por medio de -- brazos ranurados; existe en la zona intermedia de la torre una -- cama de anillos "rashing" que sirve para aumentar la superficie de contacto. El agua sale por la parte inferior, formando un se -- llo hidráulico a la entrada del gas; a su salida, arrastra los -- finos que posteriormente son eliminados por floculación. En la -- figura 4 se muestra un esquema de la torre mencionada.

El gas seco y depurado se envía a los hornos precalenta -- dores a donde se eleva la temperatura hasta 800°C.

Los hornos son verticales con quemadores de gas en el -- fondo. El gas se hace circular por medio de serpentines de ace -- ro inoxidable. La entrada es por la chimenea o zona de convec -- ción y después pasa a la zona de radiación por donde salen.

El incremento de temperatura de 800 a 1,050°C se logra -- en la cámara de combustión adyacente a cada reactor. Son zonas -- recubiertas de refractario a donde se quema del 4 al 5% del gas -- reductor con aire caliente rigurosamente controlado. Al calen -- tarse la cámara, el resto del gas adquiere la temperatura de -- trabajo.

El aire necesario para la combustión, proviene de la -- compresora de aire que lo toma de la atmósfera, pasando previa -- mente por una serie de filtros para depurarlo, como son de ma -- lla, aceite, fibra de vidrio y electrostático.



UNAM

TESIS PROFESIONAL

ESQUEMA TORRE LAVADORA ENFRIADORA

J. L. MIRANDA

FIGURA NO. 4

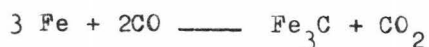
La compresora de aire es de dos pasos, con su cambiador de calor intermedio. Después de la compresión, el aire se pasa al horno precalentador, el cual es semejante a los hornos precalentadores de gas, excepto que en la zona de convección lleva un precalentador del agua de caldera.

Una vez que el gas adquiere la temperatura requerida, se inicia la fase correspondiente.

Etapas de Enfriamiento.- En este punto el mineral se encuentra reducido, después de haber pasado por las etapas de primario y secundario. Es necesario enfriar el fierro esponja hasta la temperatura ambiente antes de descargarlo del reactor, con objeto de evitar su reoxidación. Para lo cual se le hace pasar el gas frío proveniente del enfriador primario que sale del reformador, además de un 50% de volumen recirculado. La recirculación se logra por medio de un compresor, que aumenta la presión del gas en aproximadamente 0.6 Kg/cm².

El enfriamiento del fierro esponja se logra tanto por contacto directo con el gas frío, como por reacción química, ya que la reacción de reducción es altamente endotérmica y todavía reacciona el gas reductor con el oxígeno presente aún en el fierro esponja.

Durante el enfriamiento, el fierro esponja toma del gas reductor aproximadamente 2% de carbono que se combina, de acuerdo con la siguiente reacción:



El carbono en el hierro esponja es necesario para la ace ración; además de que, ayuda a evitar la reoxidación del mate- - rial en su almacenamiento. La formación de la cementita por el - monóxido, tiene lugar entre los 432 y 700°C.

Lo ideal sería que todo el carbono quedara en forma de - cementita, ya que el carbono libre depositado, aumenta la avidez por el oxígeno.

Etapa Primario.- El gas reductor proveniente del reactor que es- tá en la etapa de enfriamiento, se pasa al reactor que estuvo en secundario y que ahora inicia la etapa de primario.

En ese momento, el gas contiene la mayor cantidad de hi- drógeno y monóxido de carbono, por lo que, al encontrarse con -- una carga precalentada y prereducida, dará lugar a la máxima re- ducción.

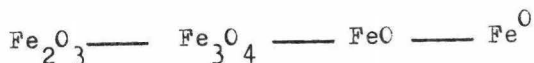
Antes de pasar al reactor, el gas se depura, se seca y - se precalienta como ya se vió a un inicio.

El mineral parcialmente reducido, estará constituido de - cristales cúbicos de magnetita, obtenidos de cristales exagona-- les de hematita. La reacción que se lleva a cabo es la siguien-- te:



Este cambio de estructura, origina un aumento de volumen en el material, lográndose una mayor porosidad, por lo que permi te continuar la reducción de los óxidos con mayor rapidez. El au mento de volumen produce al avanzar la reducción, capas porosas -

de wustita, obteniéndose una mejor distribución del gas, hasta la eliminación completa del oxígeno. La secuencia de reducción es la siguiente:



En el caso de partir de minerales con alto contenido de magnetita, no se producirá este aumento de volumen ni se tendrá por consiguiente la formación de las capas porosas de wustita, traduciéndose en un aumento en el tiempo de reducción, ya que en el paso de wustita a hierro, se obtendrá una capa de hierro sinterizado que impedirá el fácil acceso del gas al centro del mineral.

La velocidad de reacción desde hematita a fierro, está determinada por el paso de wustita a metal, ya que la wustita se obtiene más rápidamente de lo que ésta se reduce a fierro; lo cual se debe, a la formación de hierro metálico que recubre las superficies, dificultando el paso del gas.

La reducción del mineral supone una secuencia de reacciones con relación a la difusibilidad del gas; es decir, el gas reductor fluye a través de los espacios libres entre los trozos del mineral, formándose alrededor de cada trozo una capa de gas circundante, el intercambio de materia entre el gas fluyendo y la superficie del óxido tiene lugar por transporte del gas reactante a través de la capa circundante de gas, conforme avanza la reducción el gas se difunde a través de los macroporos del mineral, luego haciéndolo por los microporos de los cristales hasta llegar a la zona propiamente de reacción.

La reacción química tiene lugar en la fase circundante entre el óxido y el gas, la misma incluye: la absorción del gas reductor, la separación del oxígeno de la red cristalina del óxido, la formación y crecimiento de los núcleos de los productos de reacción, magnetita, wustita y fierro. Luego se inicia la difusión de los gases producidos a través de los micro y macroporos, hasta cruzar la capa circundante del gas, para ser arrastrados finalmente por el gas fluyente. Es por tal motivo que se debe reducir, con una cantidad de gas mucho mayor a la estequiométrica, para que los gases oxidados inertes y vapor de agua estén en la mínima proporción.

La cantidad de gas reductor necesaria, es diferente para cada tipo de materia prima y para cada grado de reducción pretendida, y en la actualidad solo es posible fijarla en base a experiencias prácticas.

Etapas Secundario.— Los gases que salen del reactor que estuvo en primario, pasan al reactor recién cargado para iniciar la fase secundario.

En la misma forma, el gas antes de entrar al reactor, pasa por la torre lavadora, precalentador y cámara de combustión para adquirir las condiciones de preredución. Durante la etapa secundario, el mineral se calienta y se inicia la conversión de los óxidos.

El gas reductor a la salida del reactor que estuvo en secundario, aún contiene un elevado porcentaje de hidrógeno y, monóxido de carbono, el cual se envía a línea de gas combusti--

ble pasando por un tanque separador de líquidos. Como el gas de "cola" ó "terciario" va diluido por el nitrógeno del aire en el precalentamiento del gas reductor en la cámara de combustión, - antes de aprovechar el gas "terciario", se mezcla con gas natural para aumentar su poder calorífico.

Etapas Carga y Descarga.- Sobre la carga de mineral al reactor - se habló a un inicio del capítulo, por lo que, unicamente se -- mencionará la descarga del fierro esponja.

Una vez que el fierro esponja se encuentra frío (40°C) se procede a descargarlo. Dependiendo del grado de metalización obtenida, se pudo haber sinterizado parte del material, formando masas compactas que dificultan su salida. Para lo cual muchas veces es necesario ayudarse de un punzón hidráulico, que "afloja" el fierro esponja, cuebrándolo en trozos más pequeños, que fluyen por la puerta de descarga. El transporte hacia los patios de almacenamiento se hace por medio de bandas de hule, - pasando por un separador magnético cuando se utiliza ganga.

En el patio de almacenamiento, se procede a homogenizar el producto, ya que la reducción lograda en la parte superior - de la cama de mineral es mayor que la obtenida en la parte inferior. Se debe a que a la entrada de los gases, siempre habrá la temperatura de reducción (1,000 - 1,050°C), mientras que en la parte inferior, la máxima temperatura alcanzada es de 700°C; -- aparte de la merma del gas.

Se anexa en la Fig. No. 5 un cuadro de fases del ciclo de reducción,

	FASE 1	FASE 2	FASE 3	FASE 4
R1	SECUNDARIO	PRIMARIO	ENFRIAMIENTO	DESCARGA Y CARGA
R2	DESCARGA Y CARGA	SECUNDARIO	PRIMARIO	ENFRIAMIENTO
R3	ENFRIAMIENTO	DESCARGA Y CARGA	SECUNDARIO	PRIMARIO
R4	PRIMARIO	ENFRIAMIENTO	DESCARGA Y CARGA	SECUNDARIO

UNAM

T E S I S P R O F E S I O N A L

CUADRO DE FASES DEL CICLO DE REDUCCION

J. L. M I R A N D A

FIGURA NO. 5

Se considera de interés exponer los diferentes cálculos que intervienen en la producción del fierro esponja, debido a - que con el manejo de ellos, se pueden variar las condiciones, - para optimizar el producto

Cálculos considerados

- 1.- Producción de fierro esponja.
- 2.- Carga de mineral a reactores.
- 3.- Tiempo de ciclo de reducción.
- 4.- Volumen de gas reductor por tonelada de fierro total.
- 5.- Volumen de gas natural necesario para obtener el gas reductor por tonelada de fierro total.
- 6.- Volumen de vapor necesario para obtener el gas reductor por tonelada de fierro total.
- 7.- Componentes del mineral.
- 8.- Componentes del fierro esponja.

1.- Cálculo de la producción de fierro esponja.

Para el cálculo de la producción, se consideran las toneladas de fierro y el porcentaje del mismo en el esponja:

$$\text{Ton. de fierro esponja/día} = \frac{\text{Ton. de Fierro/día}}{\% \text{ de fierro}}$$

$$\text{Ton. de fierro/día} = \frac{\text{m}^3/\text{día de gas reductor}}{\text{consumo específico.}}$$

$$\text{Consumo específico} = \frac{\text{m}^3/\text{hr. de gas reductor X tiempo de ciclo}}{\text{carga a tolvas X \% de fierro en el mineral}}$$

% de Fe en el fierro esponja utilizando pelet = 88% (según estadísticas)

$$\% \text{ Eficiencia de planta} = \frac{\text{Producción obtenida}}{\text{Producción diseño}}$$

Ejemplo:

$$\text{Producción de gas reductor} = 37,000 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

$$\text{Tiempo de ciclo} = 3 \text{ horas.}$$

$$\text{Carga a tolvas} = 132 \text{ ton.}$$

$$\% \text{ de fierro en el mineral} = 0.67$$

$$\begin{aligned} \text{Consumo específico} &= \frac{37,000 \text{ m}^3/\text{hr.} \times 3 \text{ hrs.}}{132 \text{ ton.} \times 0.67} \\ &= 1,255 \text{ m}^3/\text{ton. de fierro} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ton. de fierro/día} &= \frac{37,000 \text{ m}^3/\text{hr.} \times 24 \text{ hrs.}}{1,255 \text{ m}^3/\text{ton. de fierro}} \\ &= 707.56 \end{aligned}$$

$$\text{Ton. de fierro esponja} = \frac{707.56}{0.88} = 804 \text{ ton/día.}$$

2.- Cálculo de la carga de mineral a reactores.

Para el cálculo se utiliza la fórmula del consumo específico, de donde despejando tenemos:

$$\text{Ton. de carga a tolvas} = \frac{\text{m}^3/\text{hr. de gas reductor} \times \text{hrs. de ciclo}}{\text{consumo específico} \times \% \text{ de Fe en el mineral}}$$

Ejemplo:

Producción de gas reductor = 37,000 m³/hr.

Tiempo de ciclo = 3 hrs.

Consumo específico = 1,255 m³/ton. de fierro en el mineral.

Porcentaje de fierro en el mineral = 67 %

$$\text{Carga a tolvas} = \frac{37,000 \times 3}{1,255 \times 0.67} = 132 \text{ ton.}$$

3.- Cálculo del tiempo del ciclo de reducción.

De la misma fórmula del consumo específico, se despeja el tiempo de duración del ciclo.

Tiempo del ciclo en horas:

$$= \frac{\text{ton.carga a tolvas} \times \text{consumo específico} \times \% \text{ de Fe en el mineral}}{\text{m}^3/\text{hr. de gas reductor.}}$$

Es una condición dar el mismo tiempo para los ciclos de enfriamiento, carga y descarga con objeto de mantenerlos en fase.

4.- Cálculo del volumen de gas reductor por tonelada de fierro total.

a) Consideremos un mineral que contiene:

$$\text{Fe total} = 67 \%$$

$$\text{O}_2 \quad \boxed{= 26} = ?$$

y que la reducción se lleva a cabo en un 90%.

Tomando como base 1,000 Kg. de fierro total, el mineral necesario será el siguiente:

$$\text{Mineral de Fe} = \frac{1,000}{0.67} = 1,492.53 \text{ Kg/ton. de Fe total}$$

b) El oxígeno por remover será:

$$\begin{array}{rcl} 26 & - & 100 \\ X & - & 1,492.53 \end{array} \quad X = 388.05 \text{ Kg.}$$

$$\frac{388.05}{32} = 12.12 \text{ Kg-mol.}$$

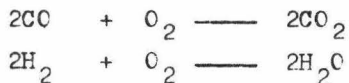
1 Kg-mol. ocupa 22.4 m³ en condiciones estándar, por lo tanto:

$$\begin{array}{rcl} 1 \text{ Kg-mol} & - & 22.4 \text{ m}^3 \\ 12.12 & - & X \end{array} \quad X = 271.63 \text{ m}^3$$

c) Análisis del gas reductor empleado:

$$\begin{array}{rcl} \text{H}_2 & = & 73 \% \\ \text{CO} & = & 15 \% \\ \text{CO}_2 & = & 7 \% \\ \text{CH}_4 & = & 5 \% \end{array}$$

Si el CO y el H₂ reaccionan completamente, se tendrán las siguientes reacciones:



ó sea, dos moléculas de CO y dos de H₂, reaccionan con dos de oxígeno.

El volumen de 4 Kg-mol de (CO + H₂) es de:

$$4 \times 22.4 = 89.6 \text{ m}^3$$

y de 2 Kg-mol de O_2 :

$$2 \times 22.4 = 44.8 \text{ m}^3$$

por lo tanto, el volumen de $CO + H_2$ para reaccionar con el oxígeno del mineral es el siguiente:

$$\begin{array}{rcl} 89.6 & - & 44.8 \\ X & - & 271.63 \end{array} \quad X = 543.26 \text{ m}^3$$

si la reducción del mineral es del 90%,

$$X = 543.26 \times 0.90 = 488.93 \text{ m}^3$$

Según el análisis del gas reductor, el $CO + H_2$ constituyen el 88%. Por lo tanto, el volumen de gas reductor necesario para obtener una tonelada de hierro total en el hierro esponja en las condiciones expuestas será:

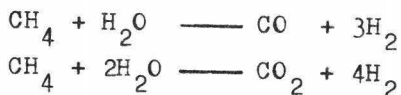
$$\begin{array}{rcl} 88 & - & 100 \\ 488.93 & - & X \end{array} \quad X = 555.60 \text{ m}^3$$

que corresponde al siguiente volumen de cada constituyente:

$$\begin{aligned} H_2 &= 0.73 \times 555.60 = 405.58 \text{ m}^3 \\ CO &= 0.15 \times 555.60 = 83.34 \\ CO_2 &= 0.07 \times 555.60 = 38.89 \\ CH_4 &= 0.05 \times 555.60 = 27.78 \end{aligned}$$

5.- Cálculo del volumen de gas natural necesario para obtener el gas reductor por tonelada de hierro total.

Partiendo de las ecuaciones de las reacciones de reformación:



Como podemos ver, una molécula de CO es producto de la reacción de una molécula de CH₄ y lo mismo acontece con el CO₂, de donde la suma de los volúmenes de CO y CO₂ será igual al volumen de CH₄.

Según el cálculo del volumen del gas reductor anterior se necesitan:

$$\text{CO} = 83.36 \text{ m}^3$$

$$\text{CO}_2 = 38.89$$

$$\text{CH}_4 = 27.78 \text{ (que no reacciona)}$$

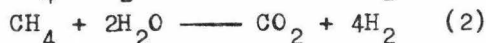
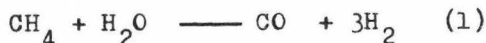
$$\text{Volumen total de CH}_4 = 150.03 \text{ m}^3$$

Y según el análisis del gas natural, al CH₄ le corresponde el 93.65%; por lo tanto, el volumen de gas natural necesario será:

$$X = \frac{150.03 \times 100}{93.65} = 160.20 \text{ m}^3$$

6.- Cálculo del volumen de vapor necesario para obtener el gas reductor por tonelada de fierro total.

De las ecuaciones de las reacciones de reformación:



se observa que, para la reacción (1), una molécula de CO es producto de la reacción de una molécula de vapor, y en la ecuación (2), una molécula de CO₂ es producto de dos moléculas de vapor; por lo tanto, del análisis del gas reductor anterior y su volumen tenemos:

Análisis gas reductor:

$$\text{CO} = 15\%$$

$$\text{CO}_2 = 7\%$$

$$\text{Volumen} = 555.60 \text{ m}^3$$

Vapor necesario para el CO:

$$\begin{array}{r} 15 - 100 \\ X - 555.60 \end{array} \quad X = 83.34 \text{ m}^3$$

Vapor necesario para el CO₂:

$$\begin{array}{r} 7 - 100 \\ X - 555.60 \end{array} \quad X = 38.89 \times 2 = 77.78 \text{ m}^3$$

Volumen total de vapor necesario:

$$X = 83.34 + 77.78 = 161.12 \text{ m}^3$$

7.- Cálculo de los componentes del mineral.

El mineral por procesar debe estar bajo especificaciones de calidad, para lo cual se analizan sus características químicas y físicas.

En el control químico, se analiza el contenido de hierro y óxido ferroso; impurezas como fósforo y azufre, y la ganga como silicatos, aluminatos y óxidos de calcio y magnesio. Los óxidos de hierro hematita y magnetita se calculan como sigue:

Por análisis volumétrico:

$$\text{Fe (total)} = 64.72\%$$

$$\text{FeO} = 6.02\%$$

$$\text{Magnetita} = \text{FeO} \times \frac{\text{FeO}_3}{\text{FeO}}$$

$$= 6.02 \times \frac{231.55}{71.85}$$

$$= 19.40\%$$

$$\text{Hematita} = \text{Fe}_2\text{O}_3 \text{ (total)} - \text{Fe}_2\text{O}_3 \text{ (magnetita)}$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 \text{ (total)} = (\text{Fe (total)} - \text{Fe (FeO)}) \times \frac{\text{Fe}_2\text{O}_3}{2\text{Fe}}$$

$$\text{Fe (total)} = \text{Fe (hematita)} + \text{Fe (magnetita)}$$

$$\text{Fe (FeO)} = \text{FeO} \times \frac{\text{Fe}}{\text{FeO}}$$

$$= 6.02 \times \frac{55.85}{71.85}$$

$$= 4.68$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 \text{ (total)} = (64.72 - 4.68) \times \frac{159.7}{111.7}$$

$$= 85.84$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 \text{ (magnetita)} = \text{Magnetita} - \text{FeO}$$

$$= 19.40 - 6.02$$

$$= 13.38$$

$$\text{Hematita} = 85.84 - 13.38$$

$$= 72.46\%$$

$$\text{Ganga} = 100 - (\text{S} + \text{P} + \text{hematita} + \text{magnetita})$$

$$\text{Comprobación} = \text{FeO} + \text{Fe}_2\text{O}_3 \text{ (total)}$$

$$= \text{magnetita} + \text{hematita}$$

El control físico del mineral a su llegada a la planta, consiste en un análisis granulométrico, el cual debe estar bajo especificaciones de tamaño, según acuerdos tomados con el pro--

veedor. Estas especificaciones han sido elaboradas como, producto de las limitaciones de proceso y económicas que presenta la planta.

Análisis granulométrico típico de pelet:

Mayor	7/8"	=	0.29 %
"	5/8"	=	8.31
"	3/8"	=	82.90
"	1/8"	=	7.11
Menor	1/8"	=	1.39

8.- Cálculo de los componentes del hierro esponja.

Al igual que el mineral, al hierro esponja se le somete a un control químico y físico para controlar su calidad.

Se determina químicamente: hierro total, hierro metálico, azufre, fósforo, carbono, sílice, óxidos de calcio y magnesio. Se calculan: grado de metalización, óxido ferroso, grado de reducción y ganga.

Definiciones.-

Fierro total: Es la suma del hierro metálico más hierro combinado, que puede estar como óxido ó como carburo de hierro.

$$\text{Fe}(\text{total}) = \text{Fe}(\text{metálico}) + \text{Fe}(\text{FeO}) + \text{Fe}(\text{Fe}_3\text{C})$$

Fierro metálico: Es el hierro que no está en forma de óxidos.

$$\text{Fe}(\text{metálico}) = \text{Fe} + \text{Fe}(\text{Fe}_3\text{C})$$

Grado de Metalización: Es la relación expresada en %, - del hierro metálico entre el hierro total.

$$o_M = \frac{\text{Fe(metálico)}}{\text{Fe(total)}} \times 100$$

Grado de Reducción: Es el % de oxígeno removido del mineral.

$$\% \text{ Reducción} = \frac{O_2(\text{inicial}) - O_2(\text{final})}{O_2(\text{inicial})} \times 100$$

$$O_2(\text{inicial}) = \% \text{ hematita} + \% \text{ magnetita} - \text{Fe(total en el mineral)}$$

$$O_2(\text{final}) = \text{Fe(FeO en el esponja)} \times \frac{O}{Fe}$$

$$\text{Fe(FeO en el esponja)} = \text{Fe(total en el esponja)} - \text{Fe(metálico)}$$

Carbono total: Es la suma del carbono contenido en el - carbono de hierro más el carbono depositado.

$$C_t = C(\text{Fe}_3\text{C}) + C(\text{depositado})$$

Análisis típico del hierro esponja.

<u>Químico</u>		<u>Físico</u>
Fe(total)	= 89.14 %	Mayor 1/2" = 10.96 %
Fe(metálico)	= 76.54 "	" 1/4" = 72.80 "
C	= 2.25 "	" 1/8" = 6.85 "
o_M	= 85.86 "	" 12" = 3.04 "
Al_2O_3	= 0.60 "	" 20 = 1.38 "
CaO	= 1.10 "	" 40 = 1.17 "
MgO	= 0.60 "	" 60 = 0.65 "

SiO₂ = 2.00
F = 0.08
S = 0.03

" 140 = 0.41 %
Menor 140 = 2.74 "

6.0 SISTEMAS AUXILIARES

Dentro del proceso de la elaboración del fierro esponja, existen diferentes sistemas complementarios que hacen posible la producción. Los más importantes son:

- a) Sistema de agua tratada para calderas.
- b) Sistema de agua de enfriamiento.

6.1 Sistema de agua tratada para calderas.

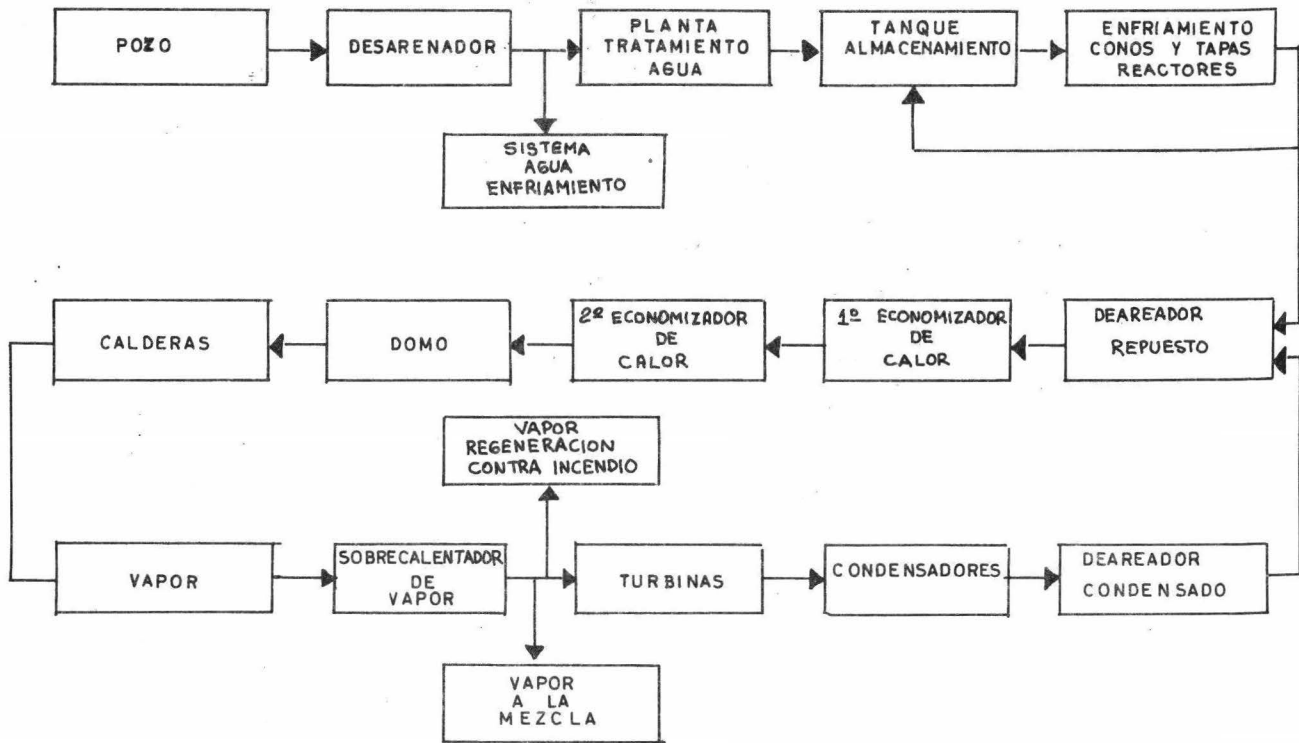
El proceso de fierro esponja depende en grado sumo del vapor, ya sea como fuerza motriz ó como parte de la re-formación; de tal forma que, una falla en el sistema generador de vapor, motivaría paro de planta y de producción.

Es por tal motivo que se considera conveniente dar una breve explicación del tratamiento de agua, y de la trayectoria que sigue hasta la recuperación del condensado, de acuerdo con el diagrama de bloques, que se anexa como figura No. 6.

El agua que se envía a calderas es tratada, para evitar que se depositen las sales que trae disueltas, así como evitar ataques corrosivos por los gases oxidantes.

Independientemente del tratamiento que se de al agua para preservar los tubos de la caldera, las características del vapor producido para ser utilizado en una planta de fierro esponja deben ser las siguientes:

- a) Mínimo contenido de CO_2 , por ser producto de la reforma--



UNAM

TESIS PROFESIONAL

DIAGRAMA DE CUADROS DEL SISTEMA DE AGUA

CALDERA-VAPOR-CONDENSADOR.

J. L. MIRANDA

FIGURA NO. 6

ción del gas.

b) Mínimo contenido de sólidos, para evitar obstrucciones de poros en el catalizador.

Lo anterior se logra dando un tratamiento adecuado, que para los efectos de TAMSA es el siguiente:

El tratamiento se divide en dos partes: externo e interno.

En el tratamiento externo se remueve la mayor parte de las sales de calcio y magnesio; se abate el elemento limitante para obtener el mayor número de concentraciones y, se acondiciona el agua con la suficiente alcalinidad, para evitar problemas en el sistema precaldera.

En el tratamiento interno se termina de remover la dureza, se acondicionan el resto de las sales para evitar que se depositen y, se agregan los reactivos necesarios para controlar la pureza del vapor.

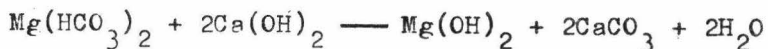
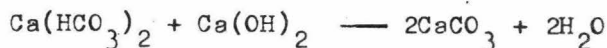
El agua de repuesto se extrae de pozo profundo, teniendo el siguiente análisis promedio:

Dureza total	=	196.0	PPM	como	CaCO_3
Calcio	=	41.6	"	"	Ca^{++}
Magnesio	=	22.3	"	"	Mg^{++}
Cloruros	=	14.0	"	"	Cl^-
Sílice	=	80.0	"	"	SiO_2
Turbidez	=	0.1	"	"	SiO_2
Bicarbonatos	=	273.7	"	"	HCO_3^-

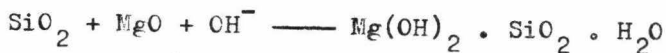
Carbonatos = 0
 Hidróxidos = 0
 P^H = 7.3

Tratamiento Externo.— La planta posee un tratamiento de contacto de sólidos en frío para abatir la dureza temporal de bicarbonatos y remover la sílice que en este caso es el factor limitante.

La dureza se precipita con cal hidratada de acuerdo con las siguientes reacciones:



La sílice se abate pasándola de estado de "sol" a estado de "gel" con óxido de magnesio de acuerdo con la siguiente reacción:



Dosificación de reactivos:

Cal hidratada = 300 PPM base repuesto
 Oxido de magnesio = 75 " " "
 Coagulante = 1 " " "

Análisis del agua después del reactor:

Dureza total = 35 PPM como CaCO₃
 Sílice = 45 " " SiO₂
 Turbidez = 15 " " SiO₂
 Alcalinidad = 20 " " OH⁻

Del reactor el agua se pasa a filtros, a donde se baja la turbidez hasta 0.1 PPM como SiO_2 .

Los filtros son verticales, a presión, con cuatro capas de carbón de diferente granulometría.

Operación del filtro:

Flujo de servicio = 2 - 4.5 GPM/pie²

Flujo de retrolavado = 10 - 12 GPM/pie²

Ciclo de servicio = 24 hrs.

El agua filtrada se envía a los suavizadores, a donde se reduce la dureza hasta 2 PPM como CaCO_3 máximo.

Los suavizadores contienen una cama de resina catiónica que intercambian los iones calcio y magnesio por iones sodio.

Operación del suavizador:

Flujo de servicio = 5 - 10 GPM/pie²

Flujo de retro-lavado = 10 GPM/pie²

Concentración salmuera = 10 %

Flujo de regeneración = 0.2 - 1.0 GPM/pie³

Enjuague lento = 1 GPM/pie²

Enjuague rápido = 5 GPM/pie²

Nivel de regeneración = 11 - 15 lbs. de sal/pie³

Capacidad esperada = 26,000 granos/pie³

Reacciones:

En servicio:



En regeneración:



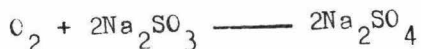
Con la exposición anterior concluye el tratamiento - externo.

El agua tratada se envía a un tanque de almacenamiento de donde la toman las bombas que la envían al deaerador. En el trayecto se aprovecha para enfriar los conos y tapas - de los reactores.

El deaerador es horizontal, de espreas, calentador, tipo venturi; que se utiliza para remover el oxígeno del - - agua. El agua entra por la cabeza deaeradora, pasando por las espreas, donde se atomiza y luego por la zona de rehervidero, donde se pone en contacto con el vapor. Al calentarse el agua, la solubilidad del oxígeno disminuye, siendo arrastrado mecánicamente por el exceso de vapor. A su paso hacia el exterior, el vapor atravieza la cortina de agua que está siendo atomizada, lográndose un precalentamiento mayor.

La garantía de remosión de oxígeno es de 0.03 PPM en el efluente; sin embargo, para cubrir esta fuga y las variaciones que se presentan en la operación, se agrega sulfito - de sodio catalizado directamente al tanque de almacenamiento del deaerador.

La reacción que se efectúa es la siguiente:



El agua de repuesto mezclada con el condensado, se manda al domo de las calderas como agua de alimentación.

En su trayecto se precalienta en dos economizadores de calor:

- 1.- Zona de convección del precalentador de aire; de 105 a 140°C.
- 2.- Zona de convección del horno reformador; de 140 a 190°C.

Tratamiento Interno.- En el interior de la caldera, se termina de remover la dureza y acondicionar las sales.

La dureza de calcio, magnesio y fierro se elimina con un agente quelante. El compuesto empleado es la sal tetrasódica del ácido etilendiaminotetracético (EDTA), conocido como versenato.

El quelato reacciona con la dureza dando como producto un complejo soluble.

La sílice se mantiene en solución en un medio fuertemente alcalino, agregando sosa cáustica directamente al domo.

Para garantizamos la efectividad del tratamiento, se hacen balances periódicos de los elementos; de tal forma que estemos seguros que los compuestos que están entrando a

la caldera, están siendo desechados por las purgas.

Los arrastres de sólidos en el vapor se evitan dosificando antiespumantes, que abaten la tensión superficial impidiendo la formación de espuma.

SPT en el vapor: 1 PPM máximo

El CO_2 en el vapor se minimiza precipitando la mayor cantidad posible de bicarbonatos en el tratamiento externo:

CO_2 en el vapor: 5 PPM máximo.

Cuando esta cantidad se excede, es necesario revisar el tratamiento y de ser conveniente, se pueden agregar aminas para su corrección.

Con esta exposición concluye el tratamiento interno.

El vapor saturado se pasa por el sobrecalentador de vapor, que se encuentra en la zona de convección del reformador, donde se eleva su temperatura de 220 a 270°C. De ahí se envía la cantidad de vapor necesaria a reformación y el resto como fuerza motriz.

El vapor de baja de salida de turbinas, se manda a la sección de condensación.

Los condensadores son de aire, que consisten en empaquetados de tubos aletados de cupro-níquel por donde circula el vapor que luego se condensa.

El condensado se envía al tanque de almacenamiento - del deaereador de repuesto para mezclarse y formar el agua - de alimentación.

Entre la sección de condensación y el deaereador de repuesto, el condensado también se dearea, para eliminar el CO₂. El deaereador es calentador, vertical y de charolas.

Balance de materiales típico del agua de caldera:

Vapor	=	60	ton/hr.
Purga	=	8	"
Alimentación	=	68	"
Condensado	=	28	"
Repuesto	=	40	"

6.2 Sistema de agua de enfriamiento.

El agua de enfriamiento se utiliza para remover el calor generado por diferentes equipos o condiciones de proceso que se presentan en la planta. Por ejemplo: el calor del gas proceso entre los ciclos de reducción, el calor generado por la compresión de los fluidos, chaquetas de enfriamiento, etc.

Para lograr el objetivo anterior el agua de enfriamiento debe reunir ciertas características que le permitan cumplir su función.

El agua de enfriamiento debe ser:

1.- Fría.

2.- Clarificada

3.- Tratada.

En el diagrama de bloques del sistema de enfriamiento que se anexa como Fig. No. 7 se muestran los pasos que se siguen para reunir las condiciones anteriores.

El agua adquiere calor y sólidos al contacto con el gas reductor en las torres lavadoras.

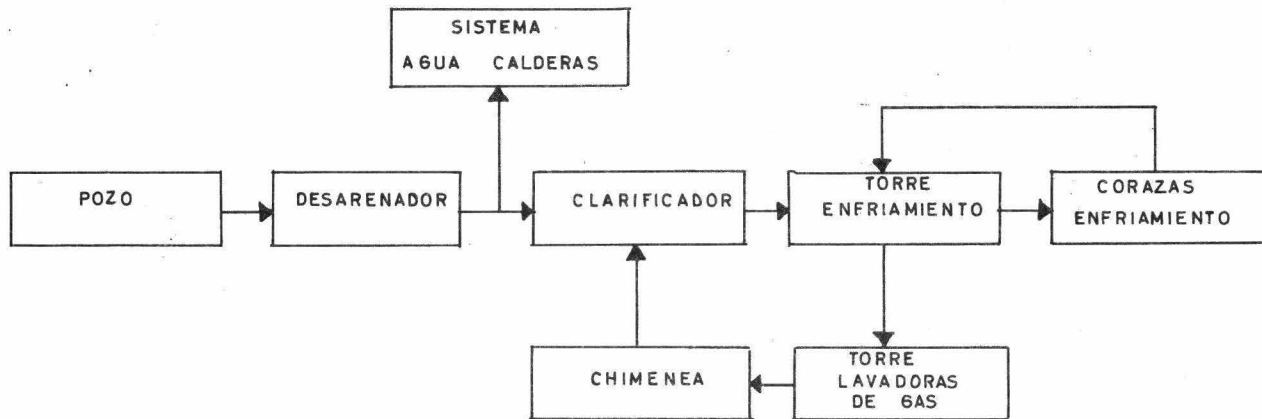
Los sólidos se precipitan en un floculador espesador con la ayuda de un coagulante y de bentonita.

La bentonita se dosifica con el fin de aumentar el tamaño de las partículas y de que adquieran peso. El coagulante se encarga de aglomerarlas precipitándolas al fondo. Existe un sistema de purgas continua e intermitente (automático) para su extracción.

Operación del floculador:

Flujo de recirculación	=	8,300 GPM
Tiempo de retención	=	60 minutos
Sólidos suspendidos a la entrada	=	100 PPM
" " " " salida	=	20 "
Dosificación de bentonita	=	20 PPM base recirculación.
Dosificación de coagulante	=	1 PPM base recirculación.

Después de clarificada el agua se pasa a la torre de



UNAM

TESIS PROFESIONAL

DIAGRAMA DE CUADROS DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO

J. L. MIRANDA

FIGURA NO. 7

enfriamiento.

La torre es estructural de madera con relleno del mismo material, de dos celdas, de tiro inducido.

Operación de la torre de enfriamiento:

- (R) Flujo de recirculación = 8,300 GPM.
- (t_1) Temperatura del agua a la entrada = 40°C
- (t_2) " " " " salida = 30°C
- (Dt) Diferencial de temperatura = 10°C = 18°F
- (E) Evaporación = 0.001 R Dt

$$E = 0.001 \times 8,300 \times 18 = 149.4 \text{ GPM}$$

- (A) Arrastre por el viento = 0.2 % de R.

$$A = 0.002 \times 8,300 = 16.6 \text{ GPM}$$

- (X) Ciclos de concentración base sílice = 2

- (C) Agua concentrada removida del sistema y repuesta con agua fresca.

$$C = P + A \quad \delta \quad C = \frac{E}{X - 1}$$

$$C = \frac{149.4}{2 - 1} = 149.4 \text{ GPM}$$

- (P) Purga = C - A

$$P = 149.4 - 16.6 = 132.8 \text{ GPM}$$

- (R) Repuesto = E + A + P = E + C

$$R = 149.4 + 16.6 + 132.8 = 298.8 \text{ GPM}$$

Microbicida = sales cuaternarias de amonio.

Una vez que el agua está fría y clarificada, se pro-

cede a dar tratamiento para inhibir las incrustaciones y la corrosión.

Para inhibir las incrustaciones se utilizan fosfonatos de sodio, los cuales alteran la cristalización de los -- productos por precipitar.

Para la corrosión se utiliza fosfonato de cinc, que deposita una capa estable de cinc sobre las superficies metálicas.

7.0 APLICACION DEL FIERRO ESPONJA

El fierro esponja se utiliza como carga metálica en los hornos eléctricos. Su empleo va cada día en aumento según se -- vencen las dificultades técnicas que se van presentando. El uso del fierro esponja implicó cambios en la aceración, así como va riación en los consumos de los materiales relacionados con la -- fabricación del acero.

El primer problema que se presentó fué la forma de cargarlo al horno, para lo cual se plantearon tres métodos:

- 1.- Carga por arriba mediante ollas similares a las utilizadas_ en la carga de chatarra.- Con este método se carga primero_ la chatarra, se funde y luego se van agregando las ollas de fierro esponja, teniendo que abrir el horno en cada olla -- con la consiguiente pérdida de tiempo y de calor.
- 2.- Carga Continua.- El fierro esponja es introducido al horno_ a través de un orificio practicado en la pared lateral del_ mismo. La inyección se efectúa mediante un rotor de aletas_ que gira en el interior de una coraza fija. El tubo alimentador dirige los gránulos de fierro esponja hacia la zona - central del baño comprendida entre los electrodos. La parte del tubo alimentador que penetra en el horno está fuertemen_ te enfriada por agua.
- 3.- Carga mixta.- Este sistema consiste en cargar junto con la_ primera olla de chatarra la mayor cantidad posible de fie-- rro esponja, para lo cual se tienen preparadas las dos o - llas y se aprovecha de abrir una sola vez el horno. El res-

to del hierro esponja se sigue inyectando con el sistema de -
carga continua.

El método No. 3 es el que se está utilizando actualmente_ para cargar el hierro esponja; teniendo como ventaja la de -- fundir una parte del esponja junto con la chatarra aprovechando los espacios que deja ésta.

La relación de la carga metálica hierro esponja-chatarra ha ido en aumento, según se muestra en la siguiente tabla:

<u>Año</u>	<u>1966</u>	<u>1967</u>	<u>1968</u>	<u>1969</u>	<u>1970</u>	<u>1971</u>	<u>1972</u>	<u>1973</u>
% chatarra	100	72.3	59.3	51.8	52.5	47.1	38.6	25
% F. E.	0	27.7	40.7	48.2	47.5	52.9	61.4	75

Lo cual trae como ventaja la de disminuir el contenido de elementos residuales.

En la siguiente tabla se da un ejemplo de la disminución de dichos elementos:

	<u>P</u>	<u>S</u>	<u>Mo</u>	<u>Cr</u>	<u>Cu</u>	<u>Sn</u>	<u>Ti</u>	<u>Ni</u>
100% Chat.	0.018	0.018	0.05	0.09	0.21	0.014	0.003	0.09
85% F.E.	0.023	0.012	0.03	0.03	0.04	0.007	0.003	0.05
70% F.E.	0.025	0.013	0.03	0.04	0.05	0.008	0.003	0.05
53% F.E.	0.025	0.018	0.05	0.06	0.08	0.010	0.003	0.06

Sin embargo, con el uso del esponja, aumenta el consumo de energía y de los diferentes materiales que intervienen_

en la fabricación del acero.

Energía Eléctrica.- El consumo de energía eléctrica aumenta debido a la dificultad de formación de un arco estable al inicio de la fundición, para lo cual es recomendable un arco lo más -- corto posible.

Consumo de Energía Eléctrica.

% de F. E.	0	30	50	60	80
KWH/TON	485	569	616	630	704

Electrodos.- El consumo de electrodos aumenta con el % de fierro esponja, estando en función de la calidad del mismo, forma de cargarlo, técnicas de operación, etc.

Consumo de Electrodos.

% de F.E.	0.00	27.70	40.70	48.20	47.50	53.00	61.40
Kg/ton.	6.15	8.36	8.28	7.44	7.29	8.48	8.60

Refractarios.- El fierro esponja afecta al refractario del horno. El alto contenido de FeO al reaccionar con el carbón produce gases que agitan el baño, erosionando el material a nivel -- del baño fundido. Los gases y los finos arrastrados atacan y -- erosionan la pared arriba del baño y la bóveda del horno. La -- ganga silicosa ataca el material básico.

Consumo de Refractarios.

% de F.E.	0.0	27.7	40.7	48.2	47.5	52.9	61.4
Kg/ton.	18.16	21.05	25.80	23.60	24.01	27.33	26.75

Como se puede observar, la utilización del fierro esponja en la acería implica un aumento en los costos de fabrica- --
ción; sin embargo, este aumento no alcanza a contrarrestar la -
diferencia de precios entre la chatarra y el fierro esponja, ob-
teniéndose inclusive una disminución en el costo total del ace-
ro.

Aún cuando el costo del acero obtenido con fierro esponja fuera mayor al obtenido con chatarra, de todos modos sería -
justificable el empleo del esponja, al obtenerse un acero de me-
jor calidad y, disminuir los costos de fabricación del producto
terminado.

8.0 CONCLUSIONES

- 1.- La planta presenta la flexibilidad de adaptarse a las necesidades de producción de acero.
- 2.- Se puede aumentar la producción con inversión menor en equi
pos.
- 3.- Accesibilidad en el país de las materias primas gas y agua
para la obtención del fierro esponja.
- 4.- Facilidad de manipulación de un producto sólido.

9.0 BIBLIOGRAFIA

- 1.- Boletín C8-120 Activated carbons for natural gas desulfurization. Catalysts and Chemicals Inc.
- 2.- Boletín C11-120 Steam hydrocarbon reforming catalysts. Catalysts and Chemicals Inc.
- 3.- Reacciones gaseosas en procesos de reducción directa. J. Huebler.
- 4.- Cambios en las propiedades del pelet al avanzar el grado de reducción. H. Schenck.
- 5.- Influencia de la composición del gas reductor en la estructura y reducibilidad de óxidos de hierro. R.D. Walker.
- 6.- Handbook of Industrial Water Conditioning. Betz. H. L. - - Boyer.
- 7.- Ventajas del uso del fierro esponja. TAMSA.