

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

**ESTUDIO TECNICO DE LOS PRINCIPALES
PROCESOS PARA OBTENCION DEL SUSTITUTO DEL
GAS NATURAL**

219

**TESIS QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A**

JOSE ROSALIO DE JESUS MENDEZ PAZ

1974



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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.

PRESIDENTE _____

VOCAL _____

Jurado asignado originalmente SECRETARIO _____

Según el tema 1er.SUPLENTE _____

2do.SUPLENTE _____

Sitio donde se desarrolló el tema Ciudad Universitaria

Nombre del sustentante José Rosalío de Jesús Méndez Paz

Firma del sustentante 

Nombre del asesor del tema José E. Guerra Recasens

Firma del asesor del tema _____

DEDICO EL PRESENTE TRABAJO:

A mis padres José y Concepción
como una muestra de gratitud -
y cariño por habermelo dado --
todo.

A mi novia Alma Delia como una
prueba de mi amor y reconoci--
miento a su confianza en mí.

A la memoria de mi abuelita
Josefa Torres de Méndez.

D. M. 1956

I N D I C E .

INTRODUCCION..... (1)

CAPITULO I

Antecedentes..... (2)

El Gas Natrual (LNG)..... (4)

CAPITULO II

Proceso a partir de gas nafta:

a).- Generalidades..... (7)

b).- Desulfuración..... (8)

c).- Gasificación..... (10)

1.- Catálisis de la gasificación..... (10)

2.- Protección del catalizador con atmós-
fera inerte..... (14)

3.- Condiciones de operación..... (17)

4.- Hidroalimentación..... (19)

5.- Hidrogasificación..... (21)

d).- Metanización..... (22)

e).- Economía..... (24)

CAPITULO III

Procesos a partir de carbón:

a).- Generalidades..... (25)

b).- El carbón..... (27)

CAPITULO IV

Proceso Bi - Gas:

a).- Equipo..... (29)

b).- Descripción del proceso..... (29)

c).- El reactor gasificador..... (30)

d).- Catálisis..... (30)

CAPITULO V

Proceso Lurgi:

a).- Equipo..... (35)

b).- Descripción del Equipo..... (35)

c).- El reactor gasificador..... (36)

CAPITULO VI

Proceso Hy - Gas:

a).- Equipo..... (37)

b).- Descripción del proceso..... (37)

c).- El Electrogasificador..... (38)

d).- El Reactor gasificador..... (39)

- -

CAPITULO VII

Comparación de Procesos:

- a).- Conclusiones.....(40)
- b).- Demanda y producción de LNG y SNG.....(42)

BIBLIOGRAFIA.....(44)

I N T R O D U C C I O N :

Uno de los problemas presentes más difíciles de resolver y — quizá el más urgente es la obtención de combustible. En este trabajo ha go un estudio acerca de varios procesos, por medio de los cuales se pu de obtener combustible gaseoso, a precio más bajo del que, actualmente pagamos por él. A partir de una fuente diferente del petróleo, como — puede ser por ejemplo, el Carbón mineral. Sólo uno de los procesos aquí mencionados, parte de un subproducto del petróleo : " La Nafta " que, — como sabemos es una mezcla de Hidrocarburos cuya cadena varía entre 5 y 7 carbonos. Es una fracción del petróleo que hasta ahora no se ha utilizado convenientemente como combustible; ya que, se usa frecuentemente como solvente. La industria de las pinturas entre otras lo emplea así.

C A P I T U L O I

ANTECEDENTES :

Entre los principales productores de SNG. en el mundo están los Estados Unidos. Estudios realizados por ellos demuestran que, aproximadamente el 5 % del gas natural es usado como materia prima para la obtención de alcoholes y halogenuros y el 95 % restante es usado como combustible; de este último, aproximadamente el 50 % es consumido por la industria, el 17 % para generar energía eléctrica, el 8 % es usado por establecimientos comerciales y el 25 % restante es consumido en el uso doméstico.

Los dos últimos grupos consumidores requieren de un gas combustible de alta calidad y cuando juzguemos la calidad y utilidad del SNG, debemos tener presentes los siguientes factores :

1.- Intercambiabilidad, esto es : Dos gases puedan ser considerados como intercambiables, si uno de ellos puede ser sustituido por el otro, sin necesidad de hacer ajuste alguno en el equipo. Se ha estado usando una escala de números para calificar el grado de intercambiabilidad basada en el valor calorífico del gas ; densidad del mismo ; requerimiento de aire de combustión ; velocidad de combustión (la cual es influenciada por el contenido de Hidrógeno) algo parecido al número Wobbe (Valor calorífico del gas dividido por la raíz cuadrada de la densidad) que es una medida de la velocidad a la cual la energía térmica es liberada al quemarse el gas que sale por un tubo a una determinada diferencia de presión por un cierto orificio.

2.- Valor calorífico, esto es : Con ninguno de los métodos de manufactura de SNG, se produce metano puro en el paso de Gasificación. En todos los casos es necesario completar la formación de metano en el gas de síntesis y remover el CO₂. El grado de perfección en estos pasos tendrá efectos en la calidad del gas SNG, y por consiguiente en el costo. Ca

be hacer notar que, no todos los consumidores de SNG, necesitarán este gas de la misma calidad.

Un gas de poco contenido calorífico, contiene cantidades significativas de H_2 , CO y N_2 . Este tipo de SNG puede ser usado como sustituto del gas natural para uso industrial. Es decir, puede usarse para ser quemado en turbinas o en calentadores, alimentados por gas. El gas de alto contenido calorífico, se emplea generalmente para uso doméstico.

3.- Adición de Hidrocarburos : Pequeñas cantidades de Etano, -- Propano, Butano, ó LPG. pueden ser adicionadas al SNG, afin de aumentar su calidad en cuanto al valor calorífico. Sin embargo, no debe pensarse que un gas SNG, será mejor, cuantos más agregados de este tipo contenga -- pues, una cantidad excesiva de Hidrocarburos pesados, se condensarán en el sistema de distribución de gas con alta presión y los descensos de temperatura del ambiente.

4.- Impurezas : En todos los procesos SNG, se produce CO en el gasificador que a su vez se elimina en el metanador. La mayoría de los procesos tiene como objetivo producir SNG con 0.1 % de CO máximo. La mayor parte de las materias primas para la producción de SNG contienen compuestos de azufre, y resulta menos costoso eliminarlas durante el proceso de manufactura, que tratar de eliminarlo del gas producto SNG.

La presencia de Nitrógeno y dióxido de carbono reduce el valor calorífico del gas sintético SNG e incrementa los costos de compresión y licuofacción para su almacenamiento.

Las grandes cantidades de vapor de agua pueden condensarse en las líneas de distribución ; o lo que es peor, corroen el equipo. Finalmente si el SNG, contiene CO_2 se puede formar dentro del equipo ácido car

bónico el cual es sumamente corrosivo.

Teniendo en cuenta, todos estos factores, podremos juzgar si un SNG, es de alta calidad y puede sustituir satisfactoriamente al gas natural. Es más fácil y económico producir SNG a partir de gas nafta que a partir de carbón; sin embargo, el costo de la materia prima así como su abundancia en la naturaleza, son factores determinantes que no deben pasar por alto.

EL GAS NATURAL (LNG).

Antes de entrar de lleno a nuestro estudio acerca de " ese sustituto del gas natural " veamos cuales son las propiedades del gas natural que queremos substituir. El término gas natural licuado (LNG) se usa para describir mezclas licuadas de metano, etano, y propano con pequeñas cantidades de altos hidrocarburos y nitrógeno.

A mayor concentración de nitrógeno la temperatura de la mezcla decrece, así como también su densidad.

La concentración de los diferentes componentes del gas natural dependerá del lugar en donde se localiza el pozo petrolero, del cual está siendo extraído el gas. Generalmente la concentración de nitrógeno nunca es mayor del 2% en mol. y este porcentaje se reduce cuando el LNG comienza a ser en--dulzado ya que, el nitrógeno es altamente volátil (a presión atmosférica hierve a -120 - -126°C). Dos composiciones típicas de un gas natural pueden ser:

A { Metano --- 95% mol.
Etano ---- 3% "
Nitrógeno- 2% "

B { Metano--- 65% mol.
Etano --- 25% "
Propano - 10% "

La mezcla A tendrá un poder calorífico aproximado de 900×10^6 cal/mcs (1000 Btu/scf) y la mezcla B tendrá un valor calorífico aproximado de 1210×10^6 cal/mcs (1350 ---- Btu/scf).

Las diferencias en la composición producen una variación en la densidad del LNG de aproximadamente 0.43 g/cc ---- a 0.53 g/cc (26.5 a 33 lb/cf).

El punte de burbuja de un gas LNG de alto poder calerífico es aproximadamente de -2 °C mas alto que el punto de ebullición del metano que es -120 °C.

A medida que nos adelantemos en nuestro estudio podremos observar que el SNG de mayor calidad no tendrá nunca un poder calorífico tan grande que iguale siquiera al gas natu--ral de menor poder calorífico, sin embargo algún día no tendrems mas remedio que usar el SNG.

En virtud de la variación en densidad de gases de --distintos lugares el almacenamiento del gas natural será siempre mas trabajoso que el del SNG ya que, al vaciar un LNG soibre un tanque parcialmente lleno con LNG de diferente composición habra un desprendimiento de vapores a gran velocidad;-

esto como lo mencionamos, es motivado por el acomodamiento de las capas de mayor densidad debajo de las de menor densidad, - que motivará una fricción y por lo tanto un calentamiento de las moléculas del gas. Con el calor absorbido las moléculas de gas mas ligeras (de menor densidad) escaparán a la atmósfera provocando los grandes desprendimientos de vapor que los americanos llaman " Rollover ".

Este caso bastante frecuente no se presentará en -- el almacenamiento del SNG, ya que se controlará la composición del gas constante.

CAPITULO II

PROCESO A PARTIR DEL GAS NAFTA.

A).- GENERALIDADES.

El proceso consta en general de cuatro pasos a saber :

- 1.- Alimentación y Desulfuración
- 2.- Gasificación
- 3.- Metanización (formación de metano)
- 4.- Purificación

Varias reacciones se llevan a cabo simultaneamente en forma a--
diabética. Predominan las reacciones de " cracking ", como puede verse:



Las anteriores reacciones son endotérmicas.

También se presenta la reacción :

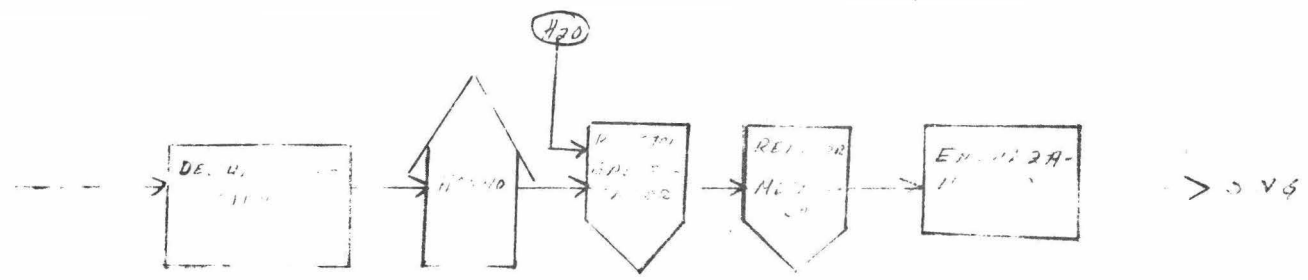
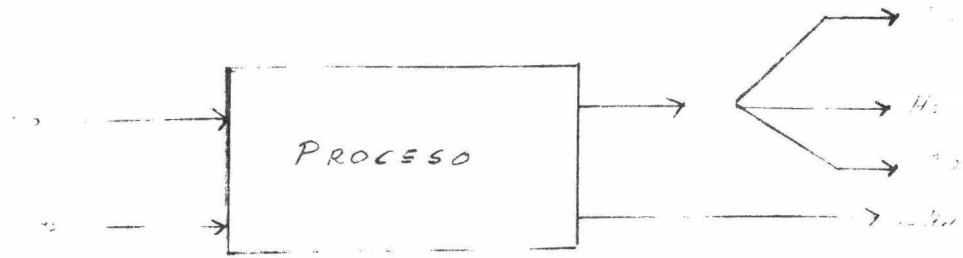


Que es exotérmica; pero el efecto neto es endotérmico, con res-
pecto a la reacción total.

En forma experimental se ha encontrado que, a 450°C y alimentan-
do Heptano cuando el 5 % de este ha sido descompuesto, la reacción es a--
proximadamente :



Como es lógico pensar, a lo largo del proceso, la presión par-
cial de vapor decrecerá debido, no solo al consumo de éste en la reacción
sino también al incremento de volumen de gas producido.



PROCESO CON GAS NAFTA

A continuación procede la reacción de formación de metano que, por ser altamente exotérmica elevará la temperatura a un grado superior a la de entrada :



Las reacciones 3 y 5 son muy rápidas, pero se mantienen en equilibrio. Una composición típica del gas que se obtiene es la siguiente :

CH ₄	—	47%	mol.
CO ₂	—	15%	"
H ₂	—	6%	"
CO	—	1%	"
H ₂ O	—	29%	"
		<hr/>	
		100%	"

B).- DESULFURACION.

Los compuestos del azufre son compuestos altamente venenosos, - para el catalizador del reactor gasificador. La desulfuración se lleva a cabo en dos pasos :

A.- El primero consiste en la conversión catalítica de los compuestos del azufre a ácido sulfhídrico.

B.- El segundo consiste en la eliminación de ese ácido.

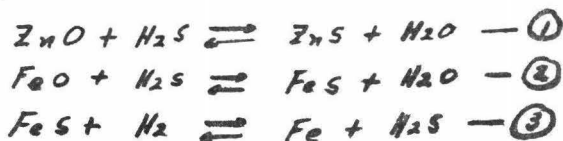
Se vaporiza la alimentación, es el primer paso del proceso. Una porción de gas que sale del gasificador y que contiene hidrógeno es recirculada y mezclada con la alimentación vaporizada. La cantidad de Hidrógeno requerida, estará proporcionada a la composición de la alimentación y su contenido de azufre ; al método usado para mover el ácido sulfhídrico; a la actividad del catalizador desulfurador y de su tolerancia a los óxidos de carbono. El gas que sale del gasificador indicado, antes de incorporarse a la alimentación debe enfriarse y comprimirse.

El gas resultante es una mezcla que tiene un alto contenido de Hidrógeno. Dicho gas se calienta aproximadamente a 340 - 370 °C y se pasa sobre el catalizador desulfurador (El elemento activo del catalizador es un compuesto de níquel-molibdeno ó cobalto-molibdeno.).

Los compuestos de azufre orgánicos, los mercaptanos y los tiofenos son convertidos en ácido sulfhídrico. Y las olefinas se saturan también. Llega a ocurrir la conversión de algunos óxidos de carbón a metano dependiendo esto último de las características del catalizador ; trayendo esto como consecuencia, un aumento en la temperatura ya que, la metanación es exotérmica.

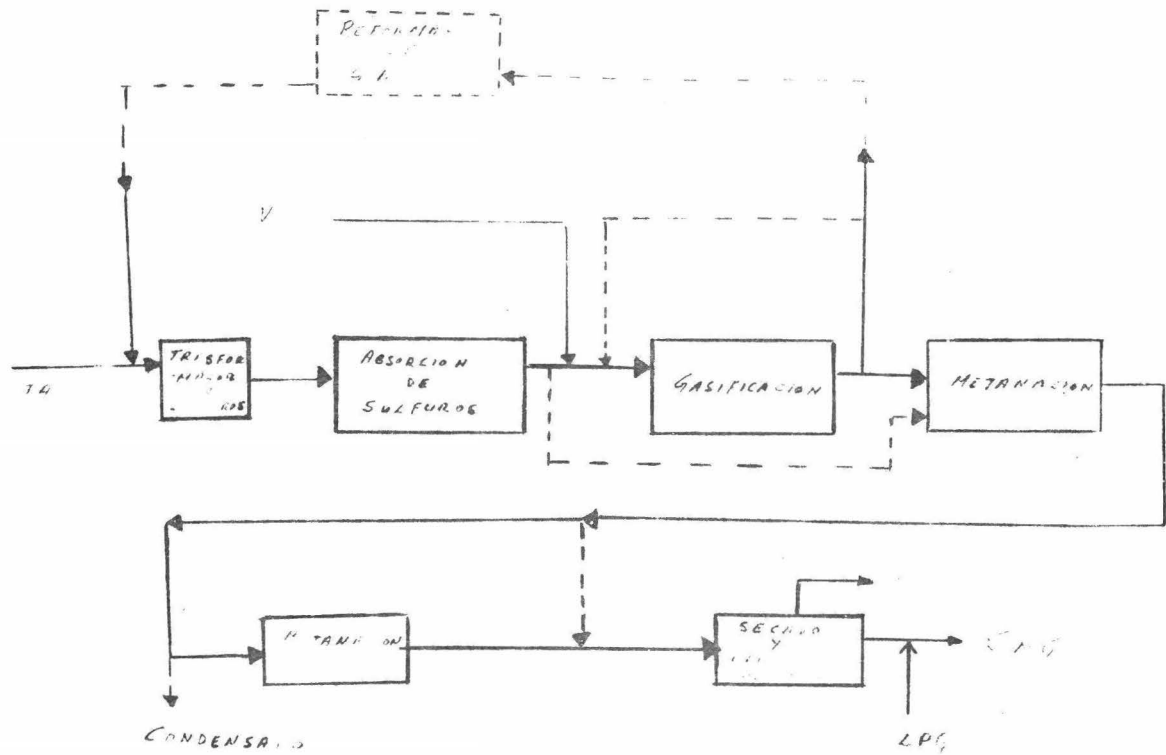
Los gases así tratados se pasan posteriormente, sobre una cama de óxido de Zinc que, absorbe el ácido sulfhídrico y forma sulfuro de Zinc. La corriente de gas ya purificada sale de esta sección desulfurada con un contenido de ácido sulfhídrico de 0,2 a 0,5 PPM.

En lugar de óxido de Zinc se puede utilizar óxido ferroso; ya que es menos costoso y además tiene la ventaja sobre el óxido de Zinc de absorber el ácido sulfhídrico y completar la conversión de sulfuros no convertidos. Las reacciones químicas que se llevan a cabo durante la desulfuración son :



Si la cantidad de sulfuro en la corriente de alimentación es muy alta, es aconsejable usar dos convertidores catalíticos y varios absorbedores de ácido sulfhídrico en serie .

La práctica establece que, para alimentaciones que contienen hasta 300 - 500 PPM es suficiente un paso de desulfuración y para alimen-



DE... DE LA... DE...

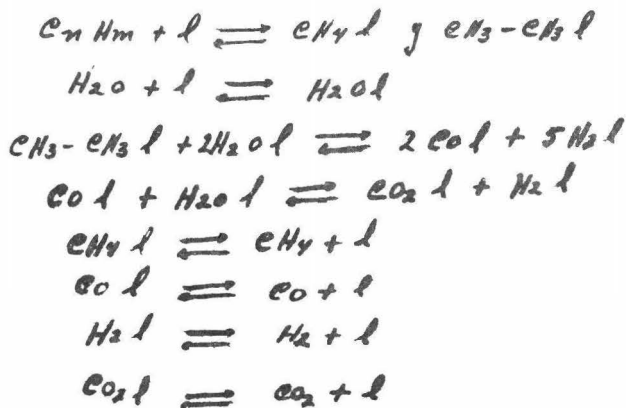
FIG. (1-II)

taciones que contienen más de 1000 PPM es necesario utilizar dos pasos.

G A S I F I C A C I O N

1.- Catálisis de la Gasificación :

Como es de suponerse estas reacciones son catalizadas de lo contrario, se necesitarían condiciones muy extremas para poder llevar a cabo estas reacciones. Una de las teorías más aceptadas acerca del mecanismo de reacción es : El hidrocarburo es adsorbido por el catalizador y si éste, es una parafina normal reaccionará rápidamente sobre la superficie (cracking) para producir entidades conteniendo uno o dos átomos de carbono. Esos fragmentos reaccionarán entonces con vapor adsorbido y para hidrocarbures normales esta reacción controlará la velocidad.



El vapor es fuertemente adsorbido en sitios diferentes de los ocupados por los hidrocarburos y la reacción sobre la superficie del catalizador tendrá lugar con la migración de uno o ambos reactivos a la posición adyacente.

Los productos de la reacción son : Hidrógeno y moléculas conteniendo un átomo de carbono ; por ejemplo ; Metano, Monóxido de Carbono y

dioxido de carbono. Estos forman mezclas en equilibrio, en el caso de que el hidrocarburo sea de cadena ramificada la velocidad que controla el proceso es la formación de metano y etano. Es de suponerse que las moléculas de hidrocarburo y las de agua no compiten jamás por un mismo sitio en el catalizador ; ya que, si así fuera, el orden de la reacción sería negativo.

Un buen catalizador, deberá gasificar una cantidad considerable de la corriente de alimentación a baja temperatura y alta presión, usando una cantidad mínima de vapor. La manufactura de la mayor parte de los catalizadores, es por coprecipitación de níquel y un vehículo como -- aluminio, magnesio ó cromo.

La actividad de estos catalizadores, es maximizada usando diferentes cantidades de níquel; diferentes tipos y cantidades de promotores; así como, haciendo en la coprecipitación, cristales de tamaño lo más pequeño posible. Esto último, incrementará el área superficial, permitiendo una mayor área de contacto entre el catalizador y los reactivos. Todo esto dará por resultado, un catalizador más activo con menor cantidad de níquel. En cuanto a los promotores, se ha encontrado que, el Bario, Estroncio Cesio y Potasio incrementan la actividad, de un treinta a setenta por ciento sin aumentar la cantidad de níquel y aun más, con disminución de este.

Los catalizadores activados por tierras alcalinas como, Bario y Estroncio guardan esta actividad por más largo tiempo, que los activados por álcalis como Potasio y Cesio sin embargo, los catalizadores activados por Potasio son menos costosos, por lo que, han tenido más éxito comercial que otros; además de que, el potasio como promotor, no solo incrementa -- considerablemente la actividad, capacidad y temperatura de operación; sino

que, también aumenta la resistencia del catalizador a los depósitos de carbón, permitiendo así una disminución en el requerimiento de vapor; haciendo más económico el proceso.

Hay algunos factores que pueden desactivar al catalizador tales como :

A).- Mantener el catalizador a altas temperaturas por largo tiempo, facilita la formación de cristales de azufre en la superficie activa del catalizador, aumentando éstos de tamaño con el tiempo, reduciendo de esta forma el área superficial.

B).- Pequeñas cantidades de polímeros pueden ser formados de la alimentación y bloquear los centros activos.

C).- Una pequeña cantidad de sulfuro en la alimentación, causará una gradual desactivación, debido a que, el sulfuro salvo raras excepciones, es adsorbido por el catalizador dando como resultado, la obstrucción de centros activos. Los catalizadores con gran área superficial y cristales de pequeño tamaño, serán dañados aún por pequeñas cantidades de sulfuro ; el cual, reduce el área superficial. Como consecuencia, afirmar que, el catalizador es resistente a una gran cantidad de sulfuro, es admitir que éste tiene una pequeña área superficial ; sin embargo, se dice que el catalizador es tolerante a 3 p.p.m. de sulfuro. Los sistemas convencionales de desulfuración (como el sistema níquel-molibdeno y óxido de zinc) removerán el sulfuro a un nivel más bajo que 0.1 p.p.m.

La selección de la alimentación, afecta directamente la vida del CATALIZADOR. Una alimentación ligera como lo es el Butano, causa poco daño al catalizador a diferencia de una alimentación pesada la cual daña más sensiblemente al catalizador, por los altos aromáticos que contiene.

A semejanza de las moléculas de cadenas grandes, las cuales son más susceptibles a la formación de polímeros, que desactivan al catalizador.

Ningún aromático tiene el mismo grado de desactivación, para — con el catalizador, tal es el caso del Benceno puro y las mezclas de para finas con el Benceno Tolueno y Xileno que han sido gasificadas satisfacto riamente en el laboratorio cosa que no sucede con muchos anillos aromáticos de cadena grande, los cuales son muy problemáticos.

Las plantas normalmente trabajan con alimentaciones conteniendo 10 % de aromáticos, máximo. Cuando el catalizador ha terminado su función se guarda en una atmósfera de gas inerte ; hasta que vuelva a usarse durante este período el catalizador optativamente se puede mantener a su temperatura de operación o bien se deja enfriar.

Trabajando la planta a su exacta capacidad prolongará la vida - del catalizador, entendida ésta en cuanto a cantidad de alimentación gasi ficada por unidad de volumen de catalizador consumido. Las altas presiones de operación reducen la vida del catalizador. Un incremento en la pre sión hasta aproximadamente 35 - 45 kg/cm² puede reducir la vida del catalizador de 10 a 20 %.

2.- Protección del catalizador con atmósfera inerte .

Las explosiones en equipos de proceso como reactores, tanques y tuberías, pueden ser prevenidos, eliminando las fuentes de ignición o evitando la formación de mezclas explosivas.

La energía de ignición, para mezclas de gas con aire es muy baja y la simple descarga de la electricidad estática, puede proporcionarla

Los materiales fosfóricos y los catalizadores por si solos, son también una fuente de ignición por lo tanto, la eliminación de las fuentes de ignición reducen solamente el riesgo de explosión, pero no le eliminan del todo.

La forma de eliminar las cargas estáticas, es por dispositivos especiales para descargar los equipos (tanques, tuberías, etc.,). La forma de evitar las mezclas explosivas, es por el uso de atmósferas inertes.

El uso de atmósferas inertes, para evitar explosiones, puede subdividirse en tres casos a saber :

1o.- Tanques de almacenamiento que, conteniendo combustible, al irse descargando, se va creando una atmósfera explosiva, en el espacio que se vacía.

2o.- Equipos de proceso, en donde se producen o se tratan materiales combustibles.

3o.- Envases de servicio que, contienen gases, vapores, o polvos (como las unidades usadas para el cambio o almacenamiento de catalizadores envenenados).

Este último caso, es el que nos interesa en nuestro estudio

En el caso uno y dos, la cantidad necesaria de gas inerte, es determinada, por el volumen que se va desalojando.

La calidad o pureza del inerte, con respecto a su contenido de oxígeno, será función de los límites explosivos del combustible en particular.

En el caso tres, es importante considerar varios aspectos; incluyendo el aspecto seguridad y economía.

En grandes tanques de almacenamiento, la cantidad de inerte, será igual al volumen del recipiente ; pero deben puntualizarse algunas condiciones : 1).- La gravedad específica entre los gases intercambiables, debe ser bastante diferente (entre la atmósfera explosiva y el inerte).

2).- El gas será introducido, al recipiente a una velocidad menor de 1.1 m/seg.

Como estas condiciones, en muchas ocasiones no pueden satisfacerse, es necesario usar purgas continuas ; en este caso el gas inerte, será introducido al recipiente a una alta velocidad y situando las entradas, de tal manera que, provoquen una fuerte turbulencia y se forme así una mezcla ideal.

La práctica indica que, la concentración de oxígeno en una atmósfera inerte, no debe ser mayor de 2 % en volumen.

Las siguientes relaciones, se usan para calcular el volumen exacto, de gas inerte, que debe de ser introducido a un recipiente, para eliminar la atmósfera explosiva :

$$e^v = \frac{x - a}{y - a} \quad ; \quad \sqrt{\quad} = v \cdot r$$

en donde :

- V : submúltiplo del volumen de gas purgante requerido
- e : base de los logaritmos naturales
- a : concentración del gas explosivo en la purga
- X_0 : concentración inicial de gas explosivo en la mezcla
- y : concentración final deseada de gas explosivo en la mezcla
- V : volumen geométrico del recipiente
- $\sqrt{\quad}$: volumen de purga requerida

las (y) y la (a) deben expresarse en % en volumen.

Por medio del uso de las gráficas, que a continuación se muestran se puede evitar el cálculo analítico, anteriormente señalado, obteniendo un resultado bastante exacto, Fig. (2-II, 3-II).

En seguida se muestra un ejemplo :

$$V = 10.000 \text{ mt}^3$$

$$X_0 = 16 \%$$

$$a = 0.5 \%$$

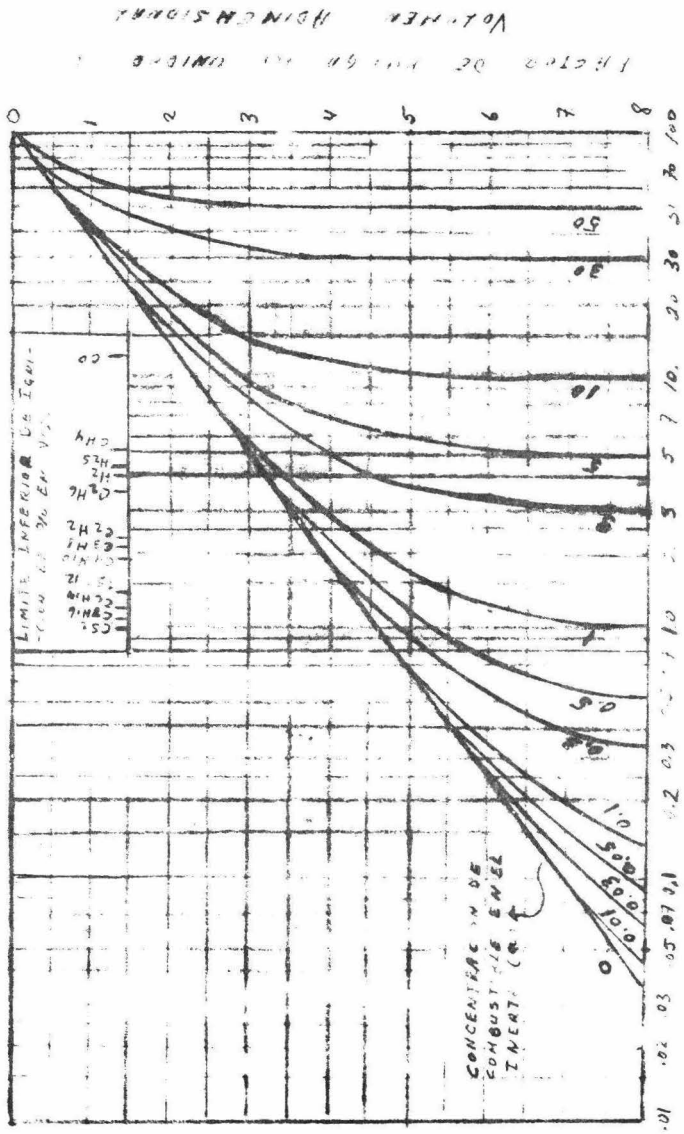
$$y = 2 \%$$

$$e^{\sqrt{\quad}} = \frac{16 - 0.5}{2 - 0.5} = 10.33$$

$$\sqrt{\quad} = 2.33$$

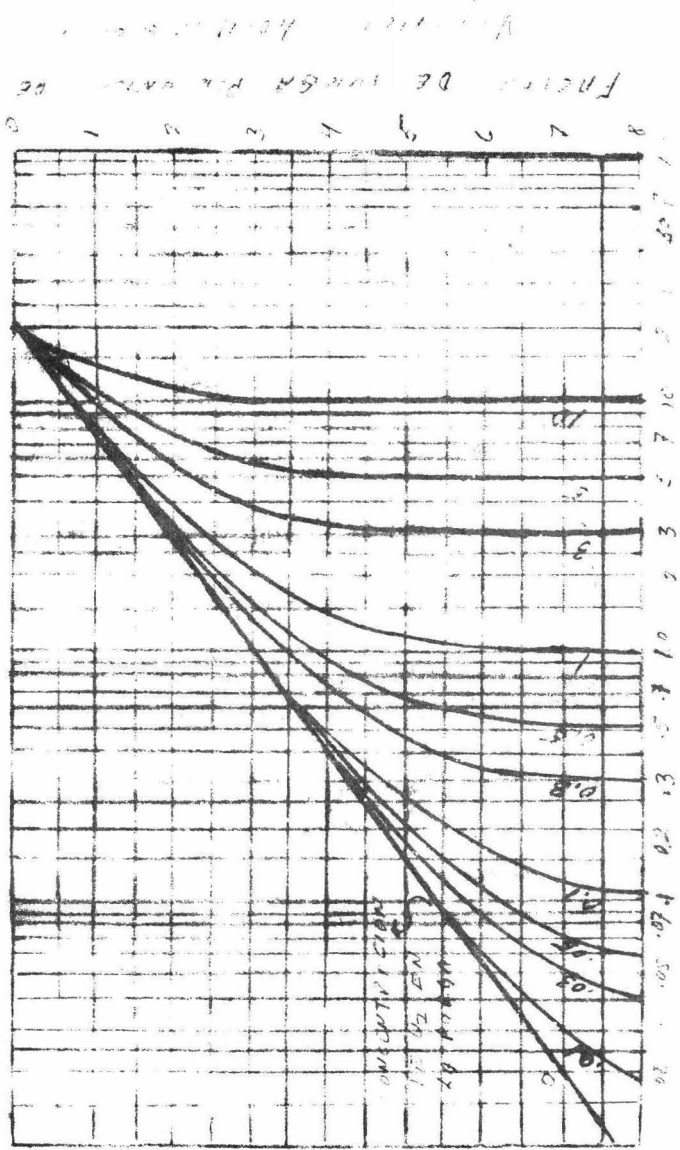
$$\sqrt{\quad} = 10.000 \times 2.33 = 23.300 \text{ mt}^3$$

Este resultado corresponde al usarse la gráfica 2.



CONCENTRACION DE COMBUSTIBLE EN
 EL GAS EN P. V. VOLUMEN

FIG. (2-II)



CONCENTRACION DE OXIGENO EN
MEZCLA DE (15, 10, 6, ...)

FIG. (3-II)

3.- Condiciones de Operación .

En cuanto a las condiciones de operación encontraremos que, una baja temperatura de alimentación, dará por resultado un alto contenido de Metano en el gas que fluye por lo tanto, la temperatura de entrada de los reactivos debe ser controlada para dar la temperatura más baja posible, - siempre y cuando, no sea tan baja que se extinga la reacción. Esta temperatura depende de la naturaleza de la alimentación ; pero varía generalmente, entre 400 y 420 °C. Los productos de la reacción salen del reactor a una temperatura aproximada de 500 °C.

Se debe cuidar con especial atención la cantidad de vapor dentro del reactor ya que, si esta desciende demasiado se forman depósitos de carbón en el reactor según la reacción de Boudouard :



Evidentemente, estos depósitos de carbón se incrustarán no solo en las paredes del reactor, sino también en el catalizador lo que es más grave ; ya que, un catalizador con depósitos de carbón se inutilizará completamente.

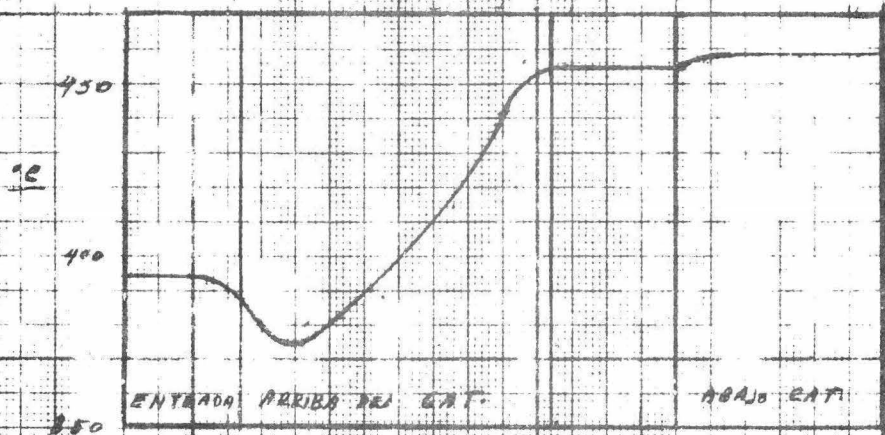
Las presiones de operación del reactor gasificador varían entre 25 y 35 kg/cm², generalmente y nunca serán menores de 15 kg/cm².

A continuación, se muestran varias gráficas que, ilustran en forma clara los efectos de los cambios en las condiciones de operación y en la calidad del producto final vamos:

La Nafta desulfurada, se inyecta al reactor a una temperatura - de 350 a 380 °C ; y una vez mezclada con el vapor de proceso, alcanza la temperatura de 400 °C. la gráfica (4-II) refleja el perfil de temperatu

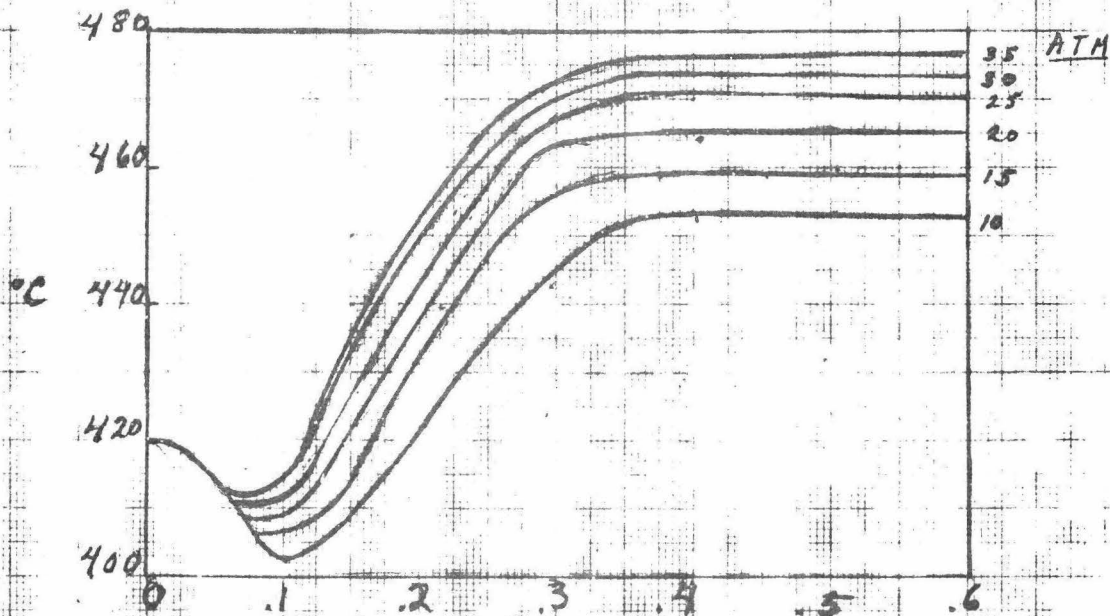
ras, que sigue el proceso de gasificación.

La presión y la temperatura de entrada así como la razón vapor Nafta, tienen una influencia decisiva en el perfil de temperaturas, figuras (5-II, 6-II, 7-II). Como puede observarse, el incremento de presión reduce la zona de reacción ; las temperaturas de entrada arriba de 360 °C, favorecen la reacción. La razones vapor Nafta más abajo de 2 -- kg/kg son ventajosas.

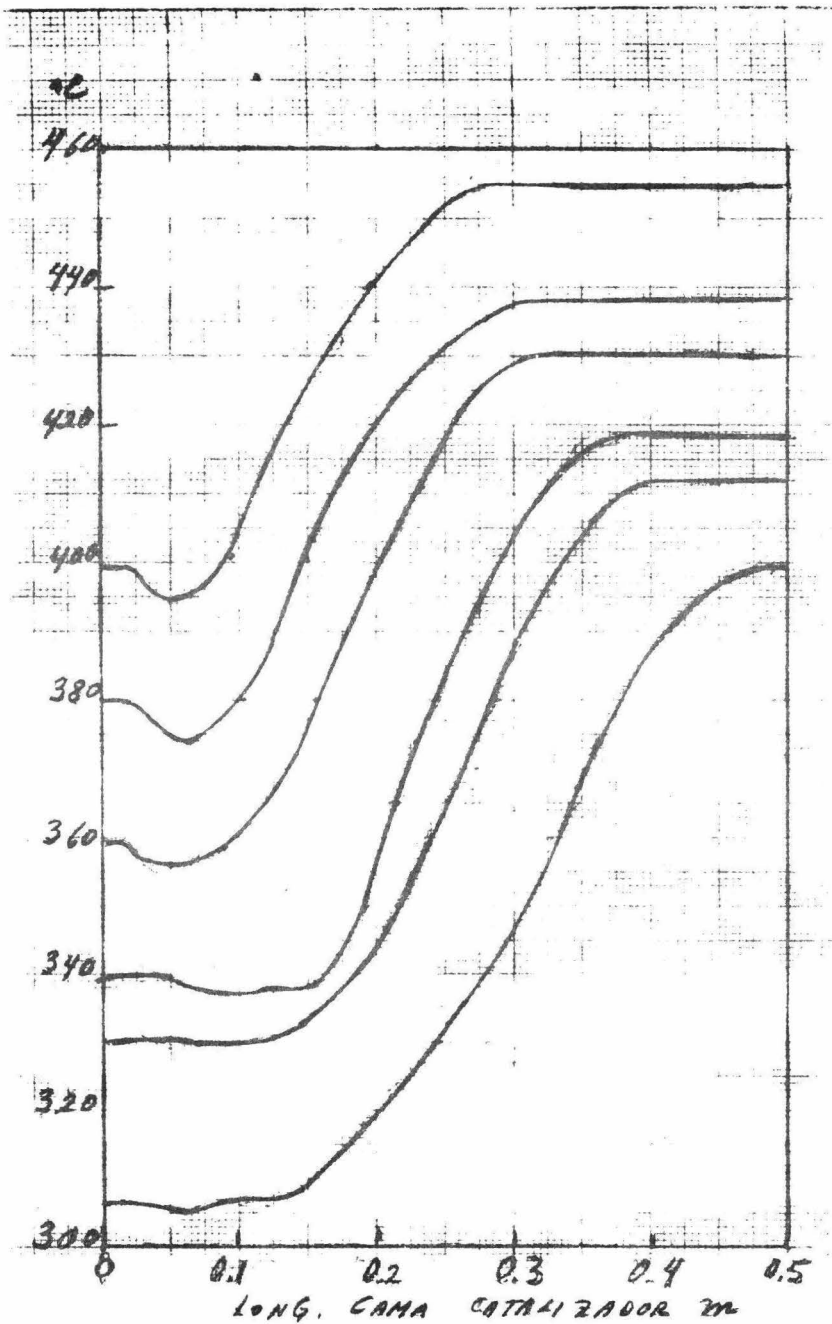


PERFIL DE TEMPERATURAS TÍPICAS EN UN REACTOR CATALIZADOR

FIG. (4-II)



LONG. CAMA CATALITICA m
 INFLUENCIA DE LA PRESION EN EL PERFIL
 DE TEMPERATURAS EN EL REACTOR
 FIG (5-II)



INFLUENCIA DE LA TEMPERATURA DE ENTRADA EN
 EL PERFIL DE TEMPERATURAS
 FIG (6-II)

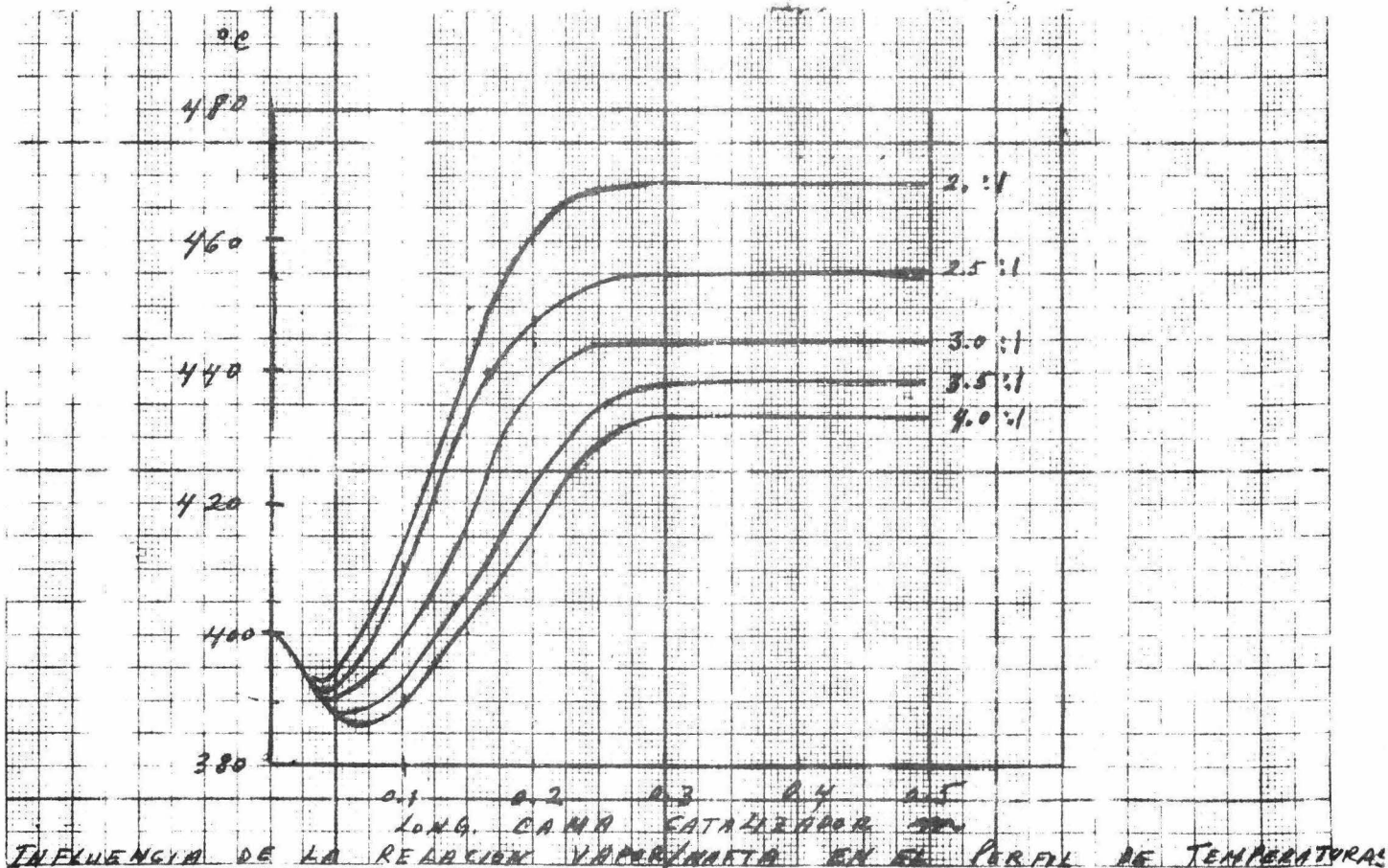


FIG (7-II)

4.- Hidroalimentación ;

Las modificaciones al proceso básico en el paso de gasificación han sido introducidas con objeto únicamente, de optimizar el proceso logrando así una mayor economía. Se conocen estas modificaciones como hidroalimentación e hidrogasificación. En la Hidroalimentación, el hidrocarburo alimentado se mezcla con vapor y una alta proporción de hidrógeno; esta mezcla se pasa sobre la cama del catalizador : El producto así obtenido, tendrá un alto contenido de metano (96.4 %) y con muy poco dióxido de carbono. El catalizador recomendado para éste caso, es un vehículo de Sílica en el cual, se ha depositado 37 % en peso de níquel ; 4 % en peso de óxido de cobre, cromo y magnesio ; y 15 % en peso de óxido de magnesio la reacción es :



Una parte de éste metano producido, se utiliza como alimentación para producir Hidrógeno :

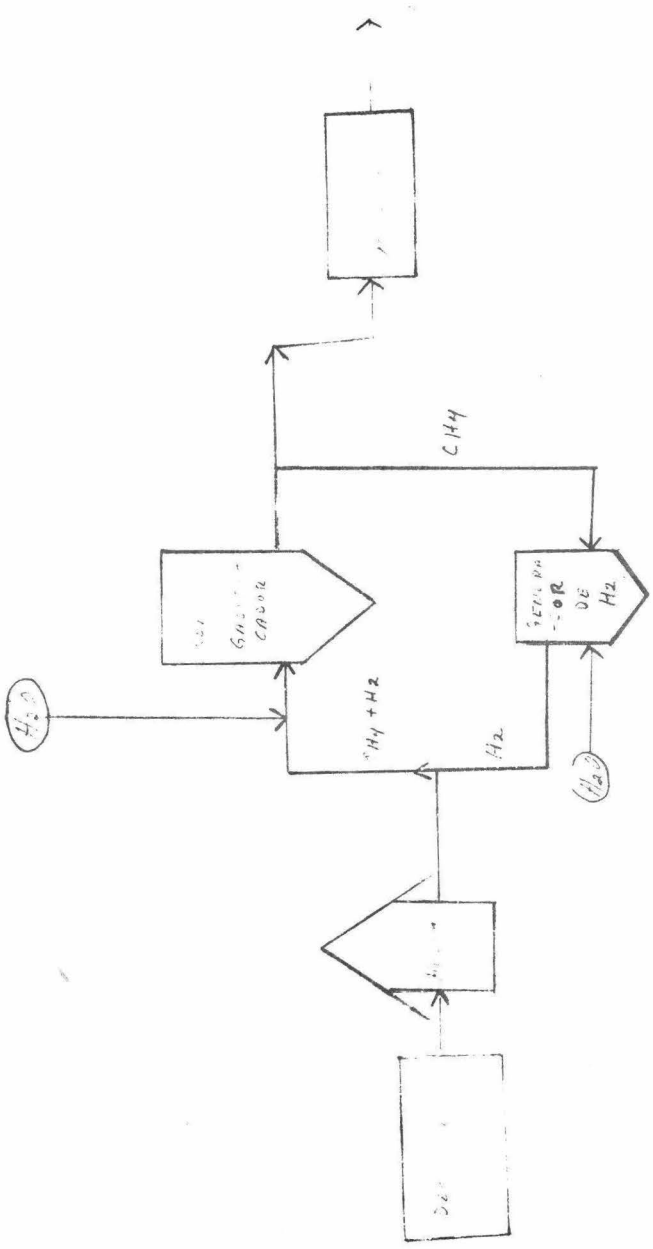


El resultado neto es :



Como vemos, la diferencia que existe con el proceso básico, es solamente un paso que genera hidrógeno, y el producto de éste, se mezcla con la alimentación de hidrocarburo, antes de entrar al reactor.

Ventajas de esta modificación : - Una de las grandes ventajas de esta modificación es, que el CO_2 es eliminado en el generador de hidrógeno por lo tanto, este no contamina el gas producto, además de que, la presencia de Hidrógeno libre en la alimentación del reactor, tiene muy buen efecto en la vida del catalizador. Se ha estimado que, un incremento en el contenido de Hidrógeno de un pie cúbico por libra de alimentación,-



HYDROGEN A SOR

redundará en un aumento de la vida del catalizador de 10 a 20 %.

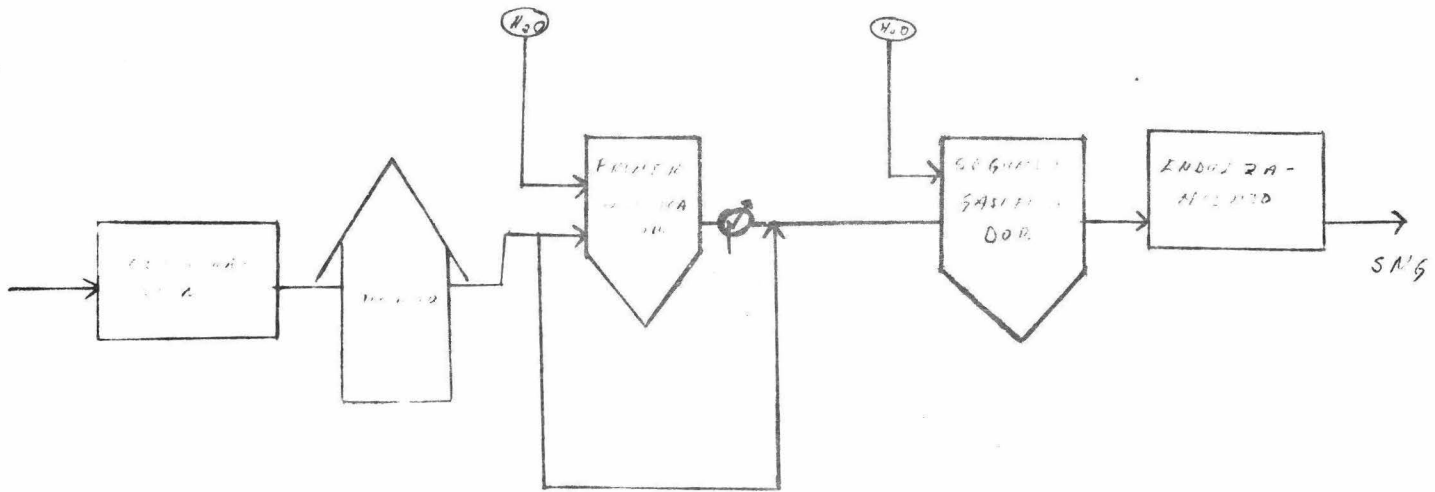
Como es de suponerse al no existir grandes concentraciones de CO_2 en el reactor, habrá menos depósitos de carbón en el catalizador. Una ventaja más, es que el consumo neto de vapor se reduce aproximadamente a 0.3 kg/kg de Nafta.

5.- Hidrogasificación .

El objeto principal de ésta modificación es reducir los consumos de vapor. La modificación conocida como hidrogasificación no es otra cosa que, dos estados de gasificación. El primer reactor se carga con aproximadamente la mitad de la alimentación y opera en forma normal con una razón: vapor/alimentación de aproximadamente 2 kg vapor / kg de alimentación. El producto del primer reactor se enfría mezclándolo a continuación con el remanente de la alimentación, se pasa al segundo reactor operando éste, a baja temperatura y con pequeña o ninguna adición de vapor. De esta forma, el consumo total de vapor se economiza en un 3 ó 4 %

Como el reactor gasificador opera a baja temperatura, el gas que sale como producto, tiene un alto contenido de Metano y el paso de metanización puede ser eliminado. La tabla siguiente da una visión clara de la diferencia que existe entre el proceso normal y el modificado.

	PROCESO NORMAL		PROCESO MODIFICADO	
	UN Estado de Gasificación		DOS Estados de Gasificación	
	DOS Estados de Metanización		UN Estado de Metanización	
Producción de SNG	3.6 MMSCFD (120 MMSCFD)		3.6 MMSCFD (120 MMSCFD)	
Presión de descarga	40 kg/cm ² (570 PSIA)		40 kg/cm ² (570 PSIA)	
Composición:				
	CO ₂ ----	1.0	1.1	
	CO ----	74.245	74.245	
	H ₂ ----	0.9	0.7	
	CH ₄ ----	23.1	23.2	
Total de Vapor	125 T/hr		122.0 T/hr	
(Consumo de vapor total)				
Alimentación de 460 T/hr	100 T/hr		95 T/hr	
Potencia Eléctrica	3600 kW		3200 kW	
Agua de 145°C	200 T/hr		200 T/hr	



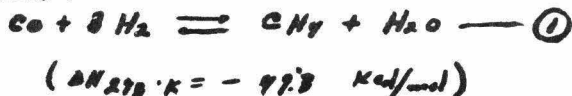
HIDROCLORIFICACION

M E T A N I Z A C I O N

El valor calorífico propio del gas que sale del reactor gasificador, es aproximadamente $7.2 - 8.4 \times 10^6$ cal/mcs (800 - 930 Btu/scf) - con CO_2 y libre de agua. Por medio de la metanización y quitando el CO_2 éste valor, puede ser aumentado a $8.9 - 9.0 \times 10^6$ cal/mcs (990 - 1005 - Btu/scf). Para quitar el CO_2 , se puede usar cualquiera de los conocidos sistemas de endulzamiento de gas. En cuanto a la metanización las temperaturas normales de entrada al metanizador son 300 - 320 °C.

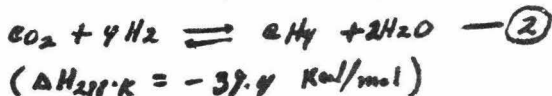
Practicamente, la metanización, es una continuación del estado de gasificación : Pero ésta se lleva a cabo a una temperatura más baja, - para facilitar así, la formación de Metano. Puede usarse el mismo catali- zador que, el empleado en la gasificación o en su defecto otro que tenga los mismos componentes básicos ; pero, con diferentes promotores. Pueden usarse uno o dos estados de metanización ; pero el número de éstos, junto con la temperatura de operación y la cantidad de vapor usada, dependerá - de la calidad de SNG que deseemos obtener. (determinado contenido de CO , Hidrógeno y Metano, valor calorífico) El tipo de promotor usado, será - también función de esto último.

Como hemos dicho la formación de Metano a partir de CO & H_2 , - contenidos en el gas de síntesis procede de acuerdo a la siguiente reac- ción exotérmica. :

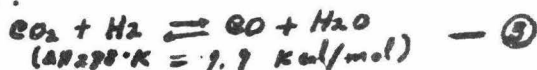


Esta reacción se ha aplicado durante mucho tiempo para quitar - trazas de CO en los procesos de fabricación de amoníaco. Sin embargo, pa- ra la manufactura de SNG también es necesario reducir el Hidrógeno a un -

mínimo para obtener así, un gas SNG con alto valor calorífico. Lograremos tal propósito, si el gas de síntesis contiene un poco de CO₂ el cual será utilizado para reducir el H₂. La reacción sería :



La reacción 2 no se lleva a cabo directamente, hay un paso intermedio éste es :



De aquí el CO formado reacciona con más hidrógeno de acuerdo a la reacción 1.

La composición resultante del gas SNG después de la metanización dependerá de la presión, temperatura y composición del gas de síntesis.

Los parámetros a controlar en el gas de síntesis, que será sometido a una metanización en cuanto a composición, será la razón H₂ : CO y el contenido de CO₂ residual.

La razón H₂ : CO puede ser ajustada y el CO₂ residual también puede ser ajustado.

La influencia de la composición del gas de síntesis en el producto final SNG se encuentra en la figura (8-II).

La influencia de la presión y temperatura del gas de síntesis, en el producto final SNG se encuentra en la figura (9-II).

En cuanto a la comentada reacción de Boudouard, por medio de la cual, se forma carbón a partir de CO aquí se presenta con mucha frecuencia y en gran escala desde luego debe evitarse regulando la velocidad

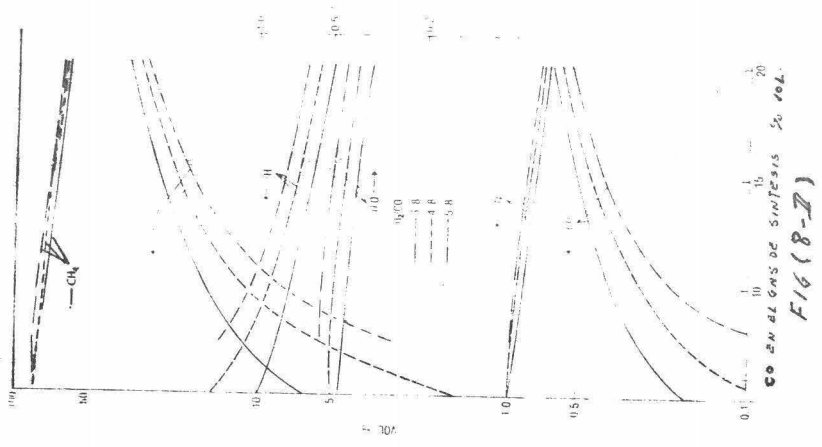


FIG (8-II)

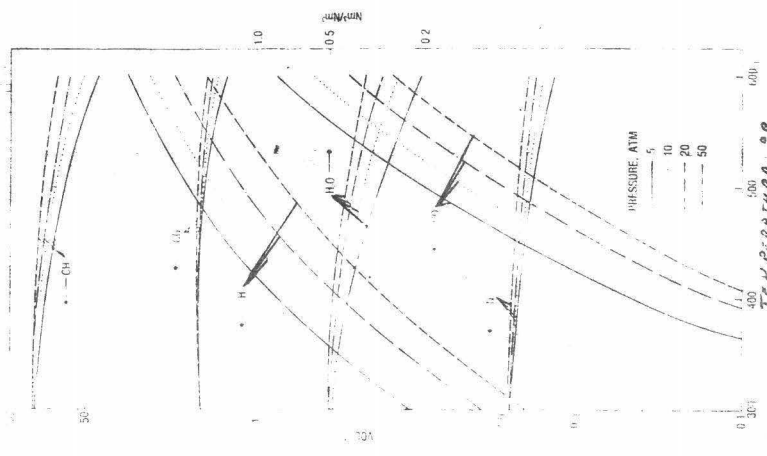
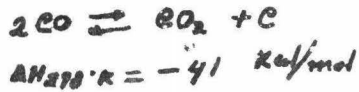


FIG (9-II)

de la alimentación al metanizador.



E C O N O M I A .

Uno de los puntos principales a resolver, con el objeto de hacer el proceso más económico, es el catalizador. Aumentar la vida del catalizador es determinante, en el balance económico del cualquier proceso. Este se logrará por medio de lo siguiente :

Recirculaciones que aumenten la proporción de Hidrógeno en el gasificador, de cambiadores de calor que lo concerven ; y otros métodos.

Cabe hacer notar que el costo de la alimentación, tiene una -- fuerte influencia en el costo total de la producción. Independientemente del diseño, el costo del catalizador, variará de un diseño a otro en este caso, se calcula su costo aproximadamente en :

\$ 0.36/ MMBtu de SNG.

Para un balance de materiales aproximado de :

Carbón Bituminoso alimentado: 12,000 t/d
Agua de proceso alimentado : 56,000 - 60,000 X 10⁶ lt/d

Producto : 250 MMcfd de SNG.
Subproducto : 315 t/d de Azufre.

Se necesitará una inversión aproximada de \$200 millones de -- dolares; se requerirá de un personal de 200 operarios y ----- el costo del SNG será aproximadamente de \$ 0.70 pesos / lt.

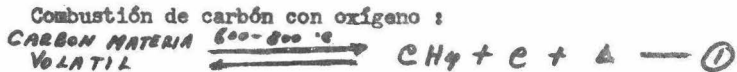
C A P I T U L O III

PROCESOS PARA LA OBTENCION DE GAS A PARTIR DE CARBON.

GENERALIDADES .

El carbón contiene aproximadamente 5 % en peso de Hidrógeno y - 75 % de Carbón, libre de cenizas y humedad. Un gas comercial contiene 25% de Hidrógeno y 15 % de líquido combustible, es claro que, para convertir carbón a gas combustible, es necesario adicionar hidrógeno a la molécula de carbón. Este además de desempeñar su función en la reacción, elimina los compuestos que contienen azufre, oxígeno y nitrógeno.

Se llevan a cabo 5 reacciones químicas en la producción de Meta no a partir de carbón ; dos de ellas, relacionadas con la producción de - Hidrógeno :



Una alta presión y relativamente baja temperatura favorecen la formación de Metano :



Arriba de 1380 °C. esta reacción se efectúa exitosamente y el - requerimiento de calor es aproximadamente de 32.5×10^6 cal /kg mol. de - agua a 930 °C.



Esta reacción da solamente 7.8×10^6 cal/kg mol. de agua a 930



Un buen producto se puede obtener a 930 °C. que es calor sufi- ciente, para mantener la reacción carbón- vapor (Ecc. 2) ; ya que, esta reacción es exotérmica y da 21.8×10^6 cal/kg mol.



esta reacción, es fuertemente exotérmica (52.2×10^6 cal/kg mol); pero como debe ser conducida a relativamente baja temperatura, el calor generado no se aprovecha íntegramente; sin embargo, se puede usar para generar vapor. El CO y el H₂ se forman en la reacción de gasificación; y para reaccionar todo el CO formando CH₄, se requiere una razón de 3 moles de H₂ por mol de CO ; sin embargo, carbón, oxígeno y vapor producen gas con una razón hidrógeno-monóxido de carbono, menor que ésta ; pero esta razón se puede incrementar al valor deseado, por adición de vapor de agua al gas que sale del gasificador. Efectuándose la clásica reacción de gas de agua ecc. 3. En la reacción de metanación (ecc. 5) se disipa calor y una porción de hidrógeno es convertida en agua, lo cual, significa pérdida ; por lo tanto, una meta de los nuevos procesos, es minimizar la producción de Metano, en este paso. Es por ello que, el proceso, Hy-Gas produce las dos terceras partes del Metano en el reactor gasificador. El proceso Syntane produce cerca del 59 % del Metano en el gasificador. Se debe tener en cuenta también que, durante la producción de hidrógeno, parte del oxígeno del agua, se combina con el carbón para formar CO₂ ; esto también implica una pérdida.

La única forma de compensar todas estas pérdidas, es aprovechando al máximo el calor liberado, para utilizarlo en la reacción carbón-vapor ; o bien, simplificando la operación, para gastar lo mínimo en mantenimiento. La capacidad común de una de estas plantas, es aproximadamente de : 15,000 ton./de carbón por día, lo que representa 7.0 MM m³ds (250 M.M. cfd de gas) y un costo aproximado según Hy-Gas, de \$ 222 millones - de dólares construida en 1977-78. Con el proceso Lurgi costaría \$ 300 millones de dólares.

EL CARBÓN.

El combustible sólido de tipo industrial más común es el carbón. Este, por sí solo, tiene en la actualidad un campo de aplicación muy limitado; pero, usado como materia prima para la fabricación de combustible gaseoso será de gran utilidad.

Hablemos un poco a cerca del carbón. El proceso de formación del carbón mineral implica la intervención de varios factores sobre los depósitos de material vegetal acumulado durante siglos bajo la corteza terrestre como son :

La acción bioquímica, inmersión en agua, calor, presión.

El primer paso del proceso es la descomposición parcial de los vegetales por la acción bioquímica. El siguiente paso es la formación de depósitos de material inorgánico como arcilla, sobre los vegetales descompuestos.

Finalmente la presión causada por el peso de las capas terrestres, compactan el material, formando así el carbón de más baja calidad conocido como lignito.

El lignito, se transformará a carbón de mayor calidad conocido como bituminoso y antracita con mayor temperatura y presión. Esto último, dependerá del lugar en donde se encuentre el manto de carbón.

El lignito, es un carbón que posee un poder calorífico inferior al del bituminoso y de la antracita.

El poder calorífico del carbón, será una medida del grado de metamorfosis que ha sufrido dicho carbón.

En análisis de un carbón podemos encontrar 3 componentes a saber :

- a).- Humedad
- b).- Materia volátil
- c).- Carbón fijo

La humedad del carbón se liberá y por lo tanto se puede cuantear calentando el carbón a 100-110 °C.

La materia volátil se liberá y se puede cuantear calentando el carbón a una temperatura de 950 °C.

Experimentalmente el valor calorífico de un carbón, se obtiene quemando una cierta cantidad de esta, hasta combustión completa dentro de un calorímetro, con una cantidad determinada de oxígeno. Se encontró una relación analítica queda directamente el valor calorífico previo análisis químico del carbón ya que dicha relación involucra los componentes químicos del carbón .

Fórmula de Dulong :

$$\text{BTU/lb} = 14.544 C + 62.028 \left(H + \frac{O}{8} \right) + 4050 S$$

En donde C, H, O, S. se expresan en fracción masa.

Debido a que nunca encontraremos dos mantos de carbón con igual poder calorífico, muchas veces es más fácil manejar cantidades de carbón en unidades de BTU (es decir en terminos de su poder calorífico). Que en unidades de masa, de lo contrario tendríamos que decir x Ton. de carbón de poder calorífico, A.

C A P I T U L O I V

PROCESO PARA LA OBTENCION DE CABON BI - GAS .

A).- EQUIPO

Este proceso manejará todo tipo de carbón desde el lignito hasta el altamente volátil carbón Bituminoso. El equipo de este proceso, -- consta de : Un reactor principal gasificador, un ciclón, un convertidor, -- un equipo para endulzamiento de gas, y finalmente un metanador catalítico.

B).- DESCRIPCION DEL PROCESO

El carbón pulverizado y vapor de agua se alimentan en la parte superior (estado 2) del gasificador. En la parte inferior (estado 1) se alimentan oxígeno y vapor, además de una recirculación proveniente del ciclón. En el estado 2, el carbón es parcialmente convertido en Metano y gas de síntesis, por la reacción de carbón con oxígeno y vapor de agua. --

La mezcla compuesta de Metano, gas de síntesis y carbón, se pasa a través de un ciclón el cual, separa las partículas de carbón, del gas. El -- Carbón es recirculado a la parte inferior del gasificador (estado 1) en donde, será casi completamente gasificado. El gas aún sucio sigue adelante con la corriente del proceso. Con objeto de aumentar la razón de hidrógeno en la corriente, ésta, se pasa a través de un convertidor, en donde la reacción del CO con vapor de agua, alcanzará tal objetivo.

La corriente formada de Metano, CO y rica en H₂ es librada de -- gases ácidos y polvo ; para, finalmente entrar ya exenta de gases y polvos a la metanización. En donde, el CO y el H₂ formarán Metano, aumentando el contenido de éste y consecuentemente su valor calorífico, que es de aproximadamente de $8.1 \times 10^6 \text{ cal/m}^3$ (900 Btu/Ft³).

C).- EL REACTOR GASIFICADOR :

El reactor, es una unidad íntegral de diseño simple que, consta de dos pasos y funciona con una sola alimentación de carbón. El (estado 1), opera a 70 kg/cm^2 y $1660 \text{ }^\circ\text{C}$; y el (estado 2), a 105 kg/cm^2 $950 \text{ }^\circ\text{C}$ El fondo del reactor está dotado de una rejilla, mediante el cual, las cenizas son expulsadas al exterior.

D).- CATALISIS :

Los primeros catalizadores de SMG estuvieron inspirados en la tecnología alemana y japonesa ; desarrollada ésta en los años sesentas. Usaron catalizadores que empleaban en operaciones semejantes, con pequeñas o ninguna modificación. Funcionaron bien debido a que, se usaron alimentaciones limpias de impurezas y de bajo punto de ebullición : Tal es la Nafta sin embargo, éstos ofrecieron pocas ventajas económicas lo que obligo a buscar catalizadores específicos para la operación que estamos tratando. Cabe notar que, los catalizadores nos serán de gran utilidad, para alimentaciones pesadas.

Las reacciones de gasificación e hidrogenólisis (adición de Hidrógeno al C para dar Metano) son irreversibles.

Las reacciones de gas de agua y metanación son reversibles y alcanzan el equilibrio químico, así :



La reacción total es :



Se ha hablado mucho acerca del mecanismo de la reacción de gasificación e hidrogenólisis (1 y 2) sin embargo, dependiendo del catalizador usado y de la vida útil de éste, puede predominar una u otra reacción.

La ecc. 2 (Hidrogenólisis) predomina con un catalizador fresco de tal forma que, se elevará la cantidad de Metano producido, con un perfil de temperatura que corresponde a una reacción fuertemente exotérmica. (curva 1 Fig. 1-IV) Esta actividad, rápidamente es coaccionada por el envenamiento del catalizador ; en virtud de depósitos de carbón formado en él. A medida que el catalizador se envejece el perfil inicial de temperaturas se transforma, hasta que llega a corresponder a un perfil de temperaturas de reacción endotérmica ; es entonces, cuando predomina la reacción de gasificación (ecc.1 curva 2 Fig. 1-IV) Finalmente, después de un corte tiempo el catalizador alcanza un estado estacionario, dando un perfil de temperatura que, es representativo del equilibrio termodinámico (curva 3 Fig. 1-IV) la cual corresponderá, a las reacciones de Metanación y gas de agua. Las reacciones que producen depósitos dañinos al catalizador y que, ocasionan desactivación en él son :



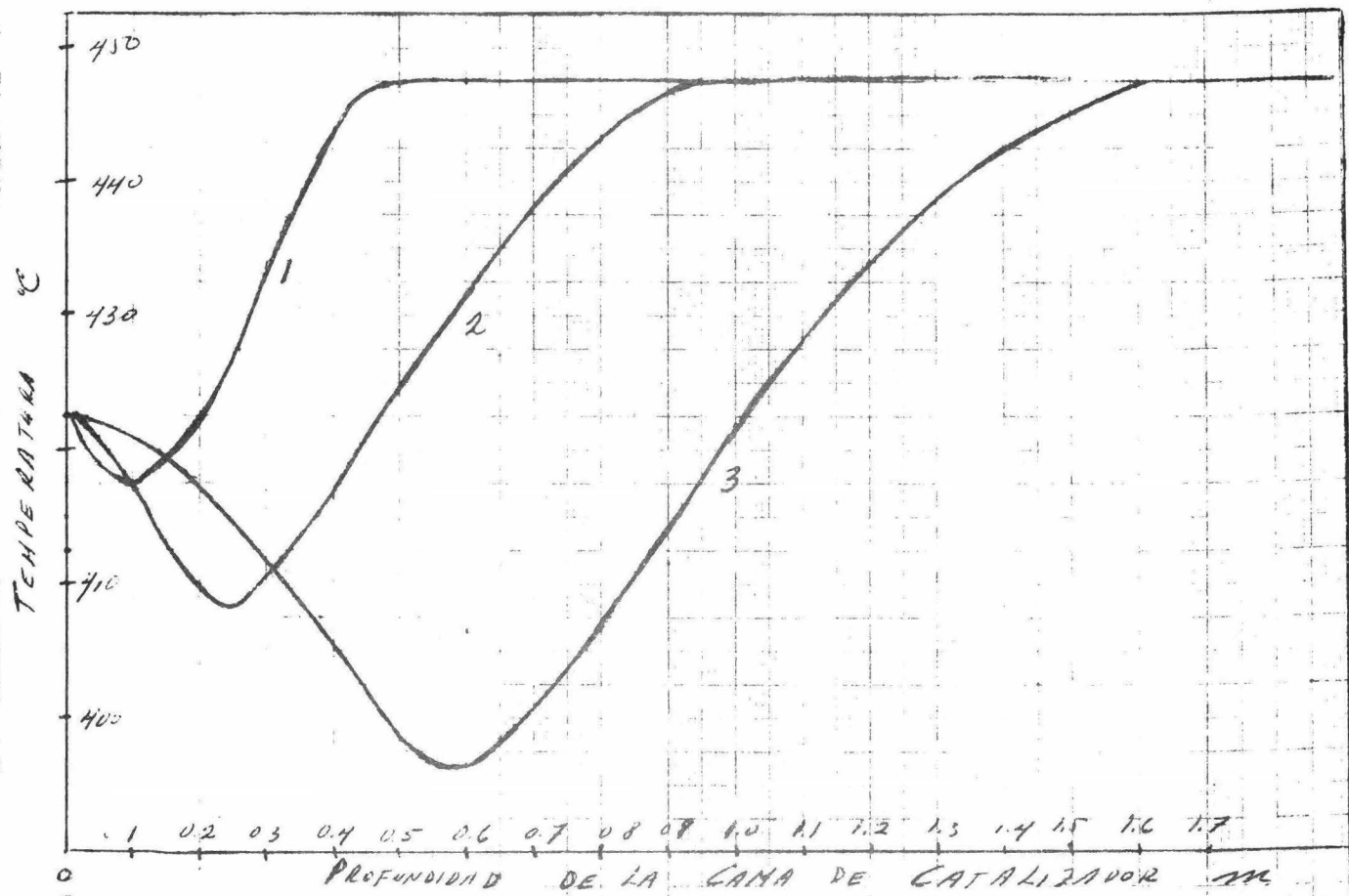


FIG. (I-IV)

El Catalizador y la Termodinámica . - Será un buen catalizador aquel — que, permita la combinación de varias reacciones ; bajo determinadas condiciones cinéticas y termodinámicas de proceso.

Las condiciones termodinámicas son de especial importancia ; ya que, éstas mantienen en equilibrio los productos y la temperatura es la variable más crítica ; pues, estabiliza directamente la distribución de los productos.

Las bajas temperaturas favorecen la formación de CH_4 . Las altas temperaturas dan más altas concentraciones de H_2 .

Una temperatura intermedia da un gas de composición intermedia.

A bajas temperaturas son favorecidas las reacciones 6 y 7 ; en altas, la reacción 8 (Fig. 2 - IV) cualquier catalizador que estimule las reacciones 1, 2, 3, 4, y 5 son indicados para SNG. ; sin embargo, habrá un catalizador ideal para cada diferente temperatura de proceso. A altas temperaturas, las velocidades de reacción son muy altas ; luego entonces, no es necesario, un catalizador muy activo, para mantener la reacción. En realidad para altas temperaturas, se usan poco ; debido a que, se incrustan muy rápidamente. A estas temperaturas, la velocidad de formación de coque es alta. Y se deberán tomar providencias, para sacar el catalizador del reactor periódicamente.

La manufacturas de SNG a bajas temperaturas, implica bajas velocidades de reacción ; por lo tanto, se necesitan grandes áreas superficiales de catalizador activo y resistente a la incrustación ; que, aunque es más lenta que a temperaturas altas, no deja de presentarse.

Concluyendo, la ventaja de usar catalizador, es bajar la tempe-

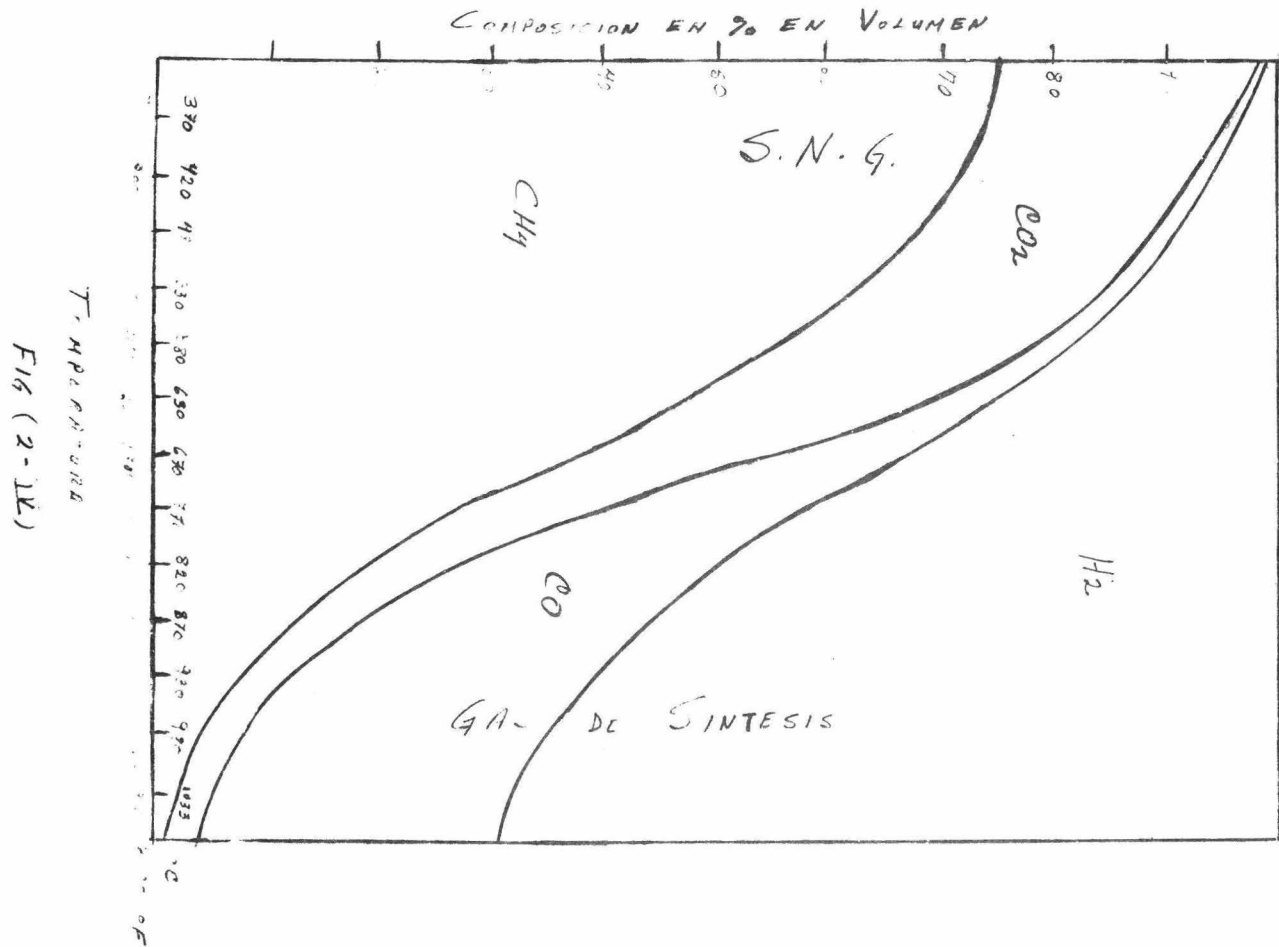
ratura de operación (con grandes concentraciones de metano) y disminuir los problemas de incrustación y formación de coque.

Al igual que en la mayoría de los catalizadores, para este caso se usa como elemento activo principal : el níquel. Las últimas investigaciones acerca del mecanismo de reacción, afirman que, cada átomo superficial de níquel, activa un carbón por lo tanto, todos los catalizadores — SNG de níquel, tiene la misma actividad química por unidad de área superficial de metal. En cuanto a la actividad del catalizador, cabe agregar a lo mencionado a este respecto que, el incremento en la concentración de níquel, no necesariamente resulta en una área superficial más grande; además de que, las concentraciones excesivas de metal, aceleran las incrustaciones. Así la superficie metálica total máxima por unidad de masa de catalizador estará dada por una cantidad exacta de níquel, según la tabla siguiente :

NÍQUEL EN % EN PESO	ÁREA SUPERFICIAL m ² /g
5	1
17	14
30	25
53	52
75	73

Con la debida concentración de metal, los soportes sirven a la vez de agentes dispersantes y como intersticios; los cuales, deben ser resistentes a la abrasión superficial y de estructura porosa. Los materiales usados en la fabricación de soportes serán de alto punto de fusión — (es decir refractarios) con poca tendencia a formar hidratos.

En cuanto al material incrustante, conocido en general como co-



TEMPERATURA
FIG (2-1X)

que, es un material polimérico con poca afinidad por el hidrógeno, con una estructura molecular indefinida entre la estructura molecular de un polímero aromático y la estructura molecular del grafito. Este resulta de los fragmentos del carbón o del C_mH_n producidos sobre la superficie del níquel y que emigran al soporte, antes de que ellos reaccionen con H_2O ó H_2 .

Una vez en el soporte, estos materiales se polimerizan y se expanden sobre la superficie, bloqueando los sitios activos y los poros. Las incrustaciones de formación reciente, se hidrogenan con relativa facilidad por lo tanto, pueden ser removidas con hidrógeno ó con vapor, en ausencia de cualquier alimentación. Una vez que, el polímero incrustante ha tomado una estructura estable, es mucho más difícil removerlo. Entonces, la regeneración del catalizador con hidrógeno, es solamente posible, mediante varias operaciones sucesivas de hidrogenación.

El perfil de temperatura para un lecho catalítico envenenado y uno fresco se muestra en la figura (3 - IV).

La mayor parte de los depósitos de coque, ocurren en la zona de reacción. En donde la presión parcial de carbón o nafta es mayor; es decir, en la región endotérmica. Consecuentemente, en esta región, el lecho se desactiva más que en la región, donde tiene lugar la metanación. Una de soluciones más fáciles para alargar la vida del catalizador, es removiendo el coque tan pronto como este se forme. Otra es utilizando los soportes adecuados. Los poco ácidos, minimizan la polimeración. Debido a ello, son más usados los de SiO_2 que los de Al_2O_3 no obstante, cuando éstos^{se} usan, reciben tratamientos previos de soluciones alcalinas, a fin de neutralizar los sitios ácidos.

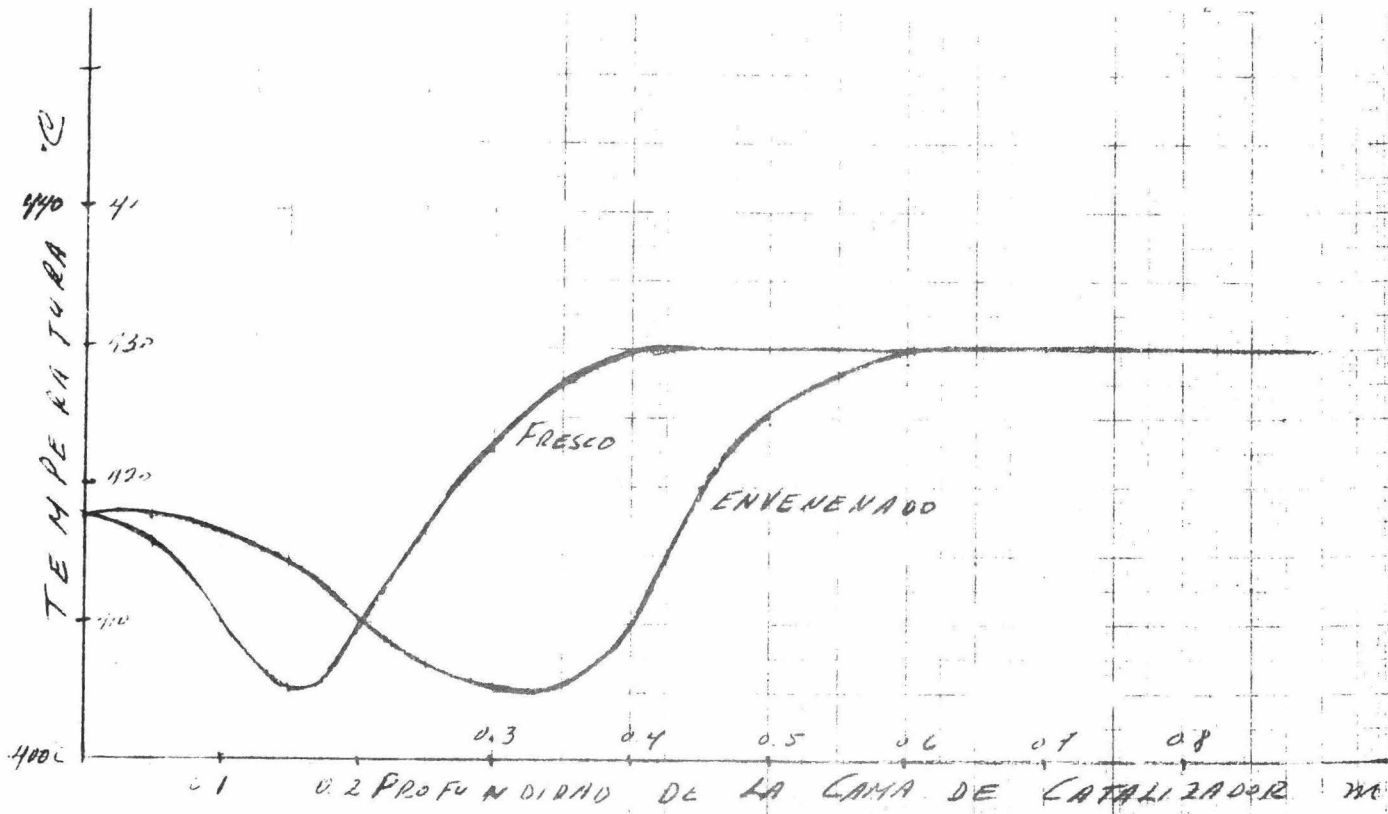


FIG (3-IV)

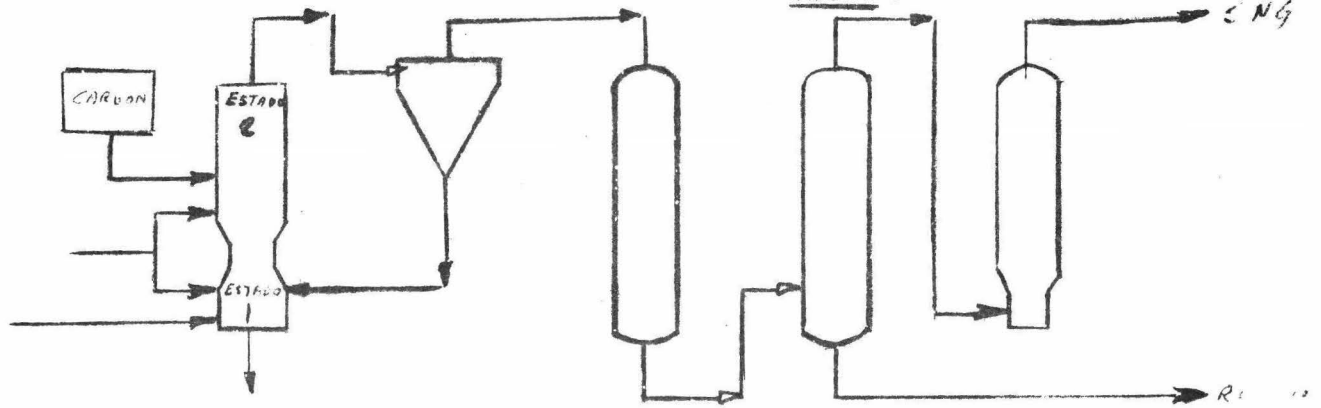
ALIMENTACION

GASIFICACION

CONVERTIDOR

ELIMINACION
DE POLVOS
GASES

RECTOR
METANOLO



PROCESO BI-GAS

C A P I T U L O V

PROCESO PARA LA OBTENCION DE CARBON LURGI.

EQUIPO :

Es más complejo que, el del proceso Bi-gas ya *que*, consta de más unidades; pero tenemos subproductos que, no se obtienen en el proceso - Bi-gas. Asi como ahorros de tipo económico; ya que, el aumento de número de unidades como es, el tener más de un convertidor, dará como resultado una economía en los requerimientos de vapor.

DESCRIPCION DEL PROCESO :

El reactor gasificador, se carga en el domo, con carbón molido y en el fondo con oxígeno y vapor. El producto : metano y gas de síntesis, posteriormente se pasa por un recipiente, en donde se separan el carbón residual y las cenizas del gas. El Carbón residual, se pasa a un ciclón que separará las partículas más grandes, (carbón que es recirculado al reactor para ser gasificado completamente) de las chicas. Las cuales se emplean para formar, por reacción con vapor de agua el licor gaseoso.

La corriente gaseosa sale del recipiente hacia el primer convertidor de tres (el de mayor dimensiones) en donde, se llevará a cabo la reacción de CO con H_2O ; con objeto de aumentar la razón H_2/CO .

La corriente de salida, de este convertidor, se divide en dos partes iguales: una de ellas se pasa através de los dos convertidores siguientes, con el mismo objeto; (aumentar la razón H_2/CO). Esta corriente se reunirá con la otra, a la salida de dichos convertidores; dando - -

así una corriente única, rica en hidrógeno necesario para el paso de meta-
nación. Esta corriente se enfría y endulsa por el proceso rectisol, que,
quitara el CO₂, compuestos del azufre y otras impurezas ; para pasar fi-
nalmente, al paso de metanación. En donde, la reacción de CO más H₂, au-
mentará el contenido de metano; hasta dar ungas con un valor calorífico -
de 970 Btu/scf .

EL REACTOR GASIFICADOR :

La presión de operación del reactor gasificador es aproxima-
mente 35 kg/cm².

El reactor se alimenta con partículas de carbón de 3,2 mm a 3 -
cm de tamaño, siendo el tipo de carbón más adecuado para este proceso el
Subituminoso.

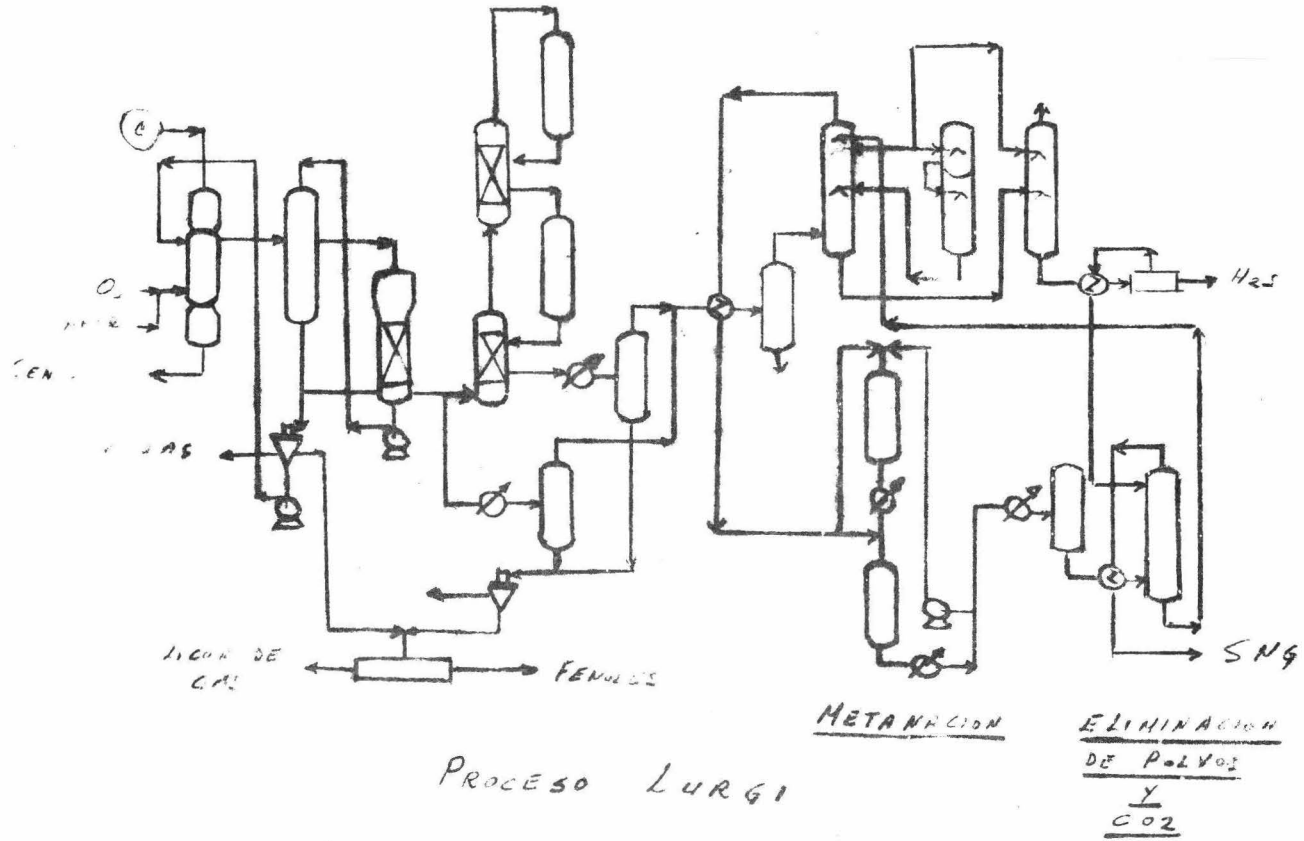
Los residuos de carbón y las cenizas son drenados por una com-
puerta dispuesta para este propósito en el fondo del reactor.

La cantidad de oxígeno cargado al reactor es aproximadamente el
30 % del peso de carbón.

Una planta completa para este proceso tiene un costo aproximado
de \$ 300 millones de dólares.

La mayor parte de los diseños de los gasificadores para otros -
procesos están inspirados en este.

GASIFICACION CONVERSION DE CO PROCESO RECTIFICAD



PROCESO LURGI

C A P I T U L O VI

PROCESO PARA LA OBTENCION DE CARBON HY-GAS.

EQUIPO :

Aparte de los equipos esenciales, como son : el gasificador; el metanador; el purificador; y demás ; este proceso cuenta con algunos equipos característicos; como son : un equipo de pretratamiento, un mezclador y un electrogasificador.

DESCRIPCION DEL PROCESO :

Este es un proceso de hidrogenación directa; para convertir el carbón a gas combustible de alto contenido de calor.

El carbón molido, en partículas de aproximadamente 1.5 mm o menos se seca perfectamente y se carga a una unidad de pretartamiento, donde recibe un tratamiento, con objeto de evitar que el carbón se aglomere con la alta temperatura, en pasos posteriores. El tratamiento consiste en soplar aire caliente a 430 °C. sobre una cama fluida de carbón.

Los tipos de carbón lignito y subituminoso no requieren de pretratamiento, el carbón, así tratado, es pasado a una unidad de mezclado, en donde se mezcla con aceite ligero. Esta mezcla es bombeada a la cima del reactor gasificador, a una presión de 77 kg/cm².

El hidrogasificador esta formado de tres secciones o camas. En la sección de la cima, se evapora el aceite (permitiendo al carbón gotear libremente) por intercambio de calor, con la corriente caliente de gas; que viene de la sección de reacción del hidrogasificador. La sec---

ción central, primera de reacción, produce aproximadamente una tercera -- parte del metano total general; por la reacción de una porción de carbón con hidrógeno, proveniente de la sección inferior (segunda de reacción).

En la segunda sección de reacción, se genera otra tercer parte del metano, por reacción de más carbón, con una corriente de gas rica en hidrógeno, generada en el electroreactor.

El gas de la cima del reactor, es pasado a una unidad de limpia do en donde, es liberado del aceite, y partículas finas de carbón; además es endulzado en la unidad siguiente removiendo el CO_2 y gases sulfurosos; para que, de esta manera entre a la última unidad : el metanador. Aquí - se produce la última tercera parte de metano, por la conversión catalítica, del hidrógeno residual con CO. El producto final SNG, será una mezcla de metano, hidrogeno y trazas de CO. Su valor calorífico es aproximadamente $8.5 \times 10^6 \text{ cal/m}^3$.

EL ELECTROGASIFICADOR :

Es alimentado en el domo, con el carbón caliente residual, con teniendo en el fondo ^{del} hidrogasificador.

El carbón es puesto en contacto con vapor, produciendose hidrógeno y óxidos de carbono.

Los requerimientos de calor, son proporcionados por una corriente eléctrica directa.

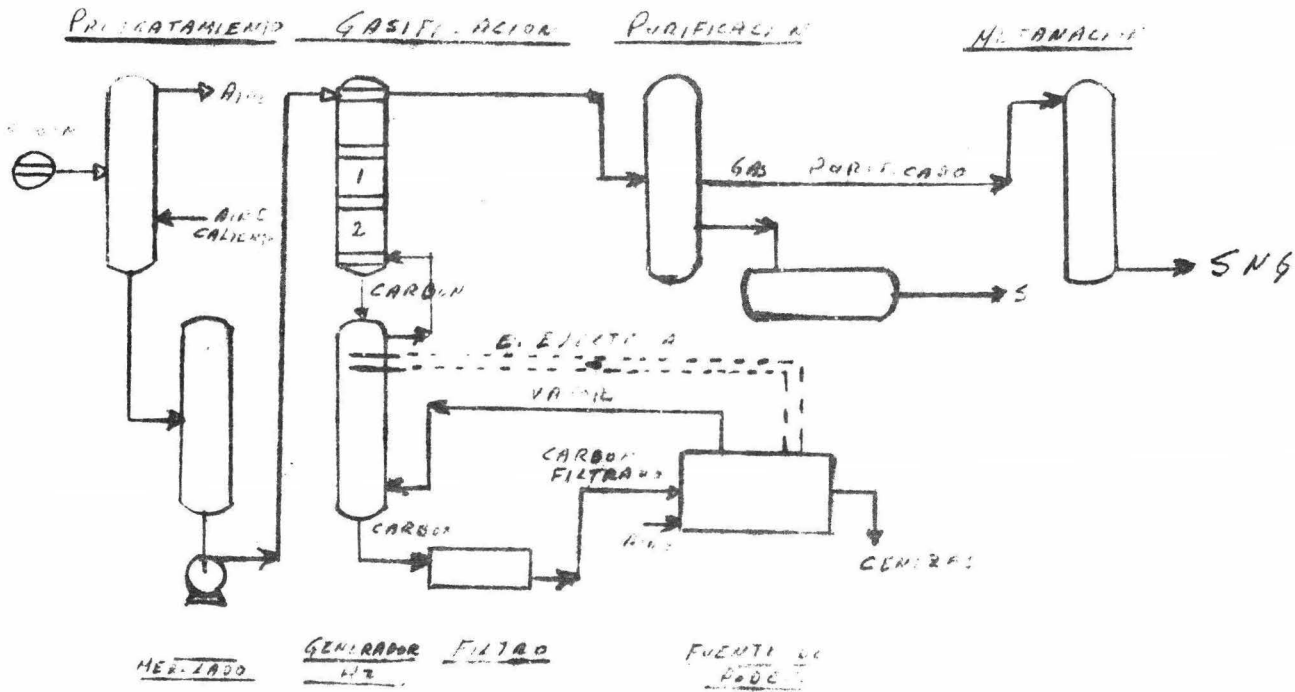
La corriente de gas, rica en hidrógeno, es alimentada directamente al fondo del reactor gasificador a $1000 \text{ }^\circ\text{C}$ y 77 kg/cm^2 .

El carbón caliente residual, del electrogasificador, es enfriado mezclando con agua, esta mezcla así constituida, es filtrada y el car-

bón filtrado es alimentado, para usarlo como combustible para la generación de vapor y energía eléctrica.

EL REACTOR :

En general trabaja de 70 a 105 kg/cm² de presión y la temperatura es de 700 °C a 980 °C. La unidad de pretratamiento trabaja a 430 °C, y a la presión atmosférica. Específicamente la primera sección de reacción trabaja a 650 °C a 760 °C. y la segunda sección de reacción trabaja a - 930 °C - 980 °C.



PROCESO Hy-GAS

CAPITULO VII

CONCLUSIONES

De todos los procesos el más complicado y costoso es el Lurgi. El más sencillo y con el que más se ha trabajado es con el proceso a partir del gas Nafta. sin embargo se debe tener en cuenta que la Nafta, Proviene de un recurso natural próximo a extinguirse y el carbón se encuentra en la naturaleza con bastante abundancia.

No se puede afirmar que un proceso es mejor que otro, Porque algunos tienen una inversión en equipo menor que otros, pero en eficiencia no sera tan bueno. Se debe tener en cuenta tambien que, entre más completo sea el equipo de un proceso tanto mayor sera la calidad del producto - SNG.

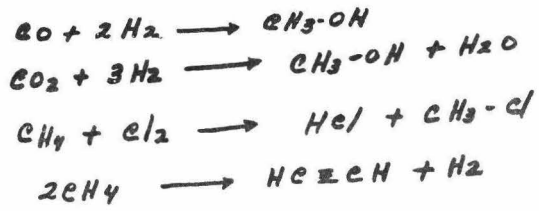
Quizá nos preguntemos a cerca de cual es el objeto de estos procesos que transforman el carbón (combustible) a combustible gaseos, pues bien, la respuesta es que transformamos el carbón a combustible gaseoso para seguir usando el equipo existente en la industria, que actualmente trabaja con gas.

De lo contrario volveriamos a la época en que se calentaba con leña y en este caso tendria que modificarse o desecharse dicho equipo.

En virtud de que la materia prima natural será cada día más escasa el costo de los materiales producidos con ello seran de mayor precio también.

Esta es otra de las causas por la cuales la realización de los procesos aquí expuestos cobrarán cada día mayor importancia, ya que los - productos subproductos y hasta materiales de desecho, tendrán gran aplicación como materia prima para la elaboración de derivados clorados, alcoho

les, acetileno, etc. :



La gráfica (1 - VII) da una visión clara de lo que costaría - el alcohol, obtenido por el camino natural y el sintético. Después de -- observar esta gráfica podremos concluir que aún cuando la inversión de -- una planta productora de SNG es considerable, esta será recuperable en un corto tiempo puesto que la demanda de SNG será mayor cada día.

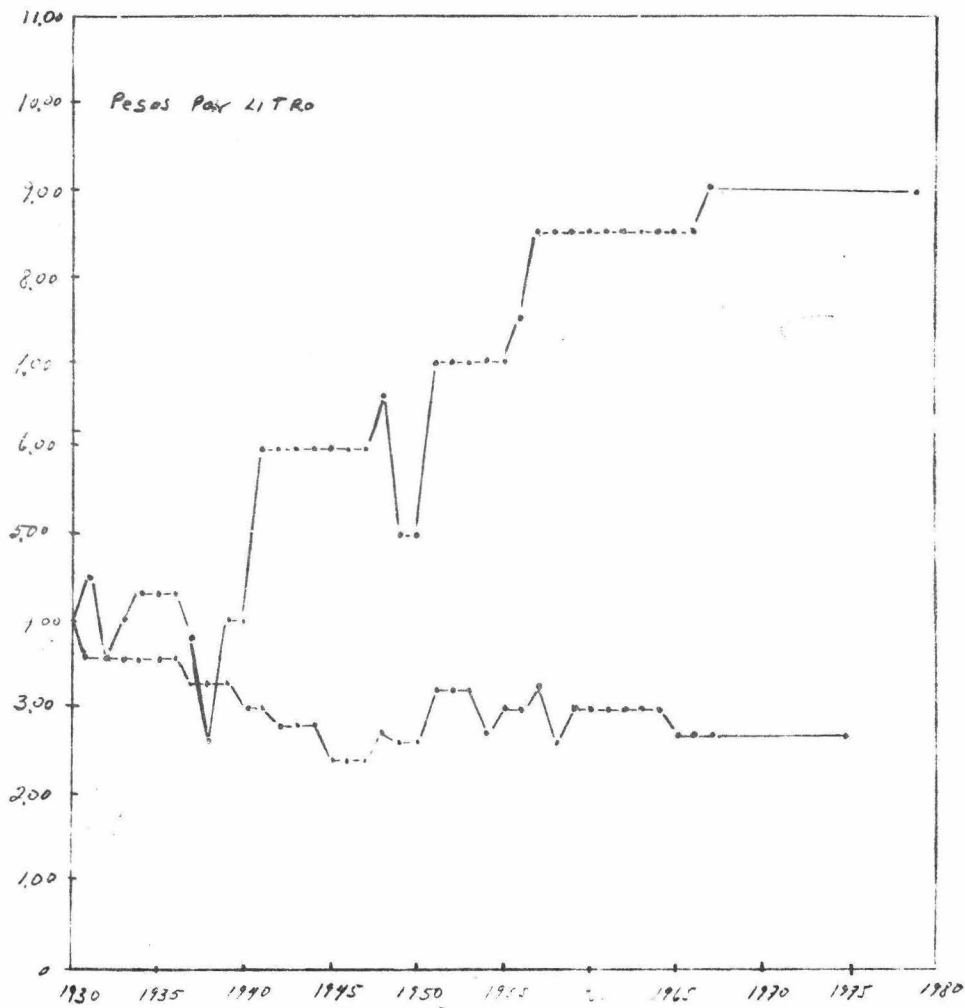


FIG (1- $\frac{1}{2}$)

b). Demanda y Producción de SNG y LNG.

A continuación se presenta una tabla en donde se observa, en forma detallada la demanda de gas natural que tuvo Estados Unidos en 1972 y la que se esperará tendrá para 1977, - en contraste con lo realmente producido en 1972 y lo que se - esperará producir para 1977. También se da el dato de la cantidad de gas natural producido en México en el año 1972 y el de 1973.

El panorama que ofrece Estados Unidos en cuanto al déficit que tiene en la demanda de gas natural, es el mismo - que en un futuro próximo tendrá México, es por consiguiente - necesario, que México comience a estudiar a fondo esa tecnología, que actualmente posee Estados Unidos, para comenzar a -- sentar las bases para la Instalación de Plantas Productoras - de SNG.

Industria de :	DEMANDA			
	1972		1977	
Alimentos	12.6	$\times 10^{12}$ m ³	17.4	$\times 10^{12}$ m ³
papel	12.8	" "	16.6	" "
Química				
Mat. Prima	20.0	" "	24.5	" "
Combustible	50.0	" "	73.0	" "
Refinería	32.5	" "	42.0	" "
Vidrio	6.5	" "	7.6	" "
Cemento	6.6	" "	7.3	" "
Pigmentos	4.0	" "	4.6	" "
Varios	2.9	" "	3.3	" "

Metales Primarios	20.5	"	"	23.1	"	"
No ferrosos	12.8	"	"	16.9	"	"
Fabricacion de metal .	9.2	"	"	10.7	"	"
Otros	44.0	"	"	71.0	"	"
No Clasificados	<u>60.0</u>	"	"	53.0	"	"
TOTAL INDUSTRIA	295.0	"	"	372.0	"	"
Industria + Comercio + Uso Domestico	679.0	"	"	820.0	"	"

PRODUCCION

Gas Natural Domestico..	570.0	"	"	595.0	"	"
LNG	0.4	"	"	29.2	"	"
...	0.	"	"	16.8	"	"
Importaciones	28.0	"	"	36.5	"	"
TOTAL	600.0	"	"	680.0	"	"

EN MEXICO :

	<u>1972</u>	<u>1973</u>
Gas Natural	18,693,984 x 10 ³ m ³	19,113,851 x 10 ³ m ³

B I B L I O G R A F I A

- 1.- Chemical Engineering. 12 Julio 1971.
- 2.- Chemical Engineering. 16 Octubre 1972.
- 3.- Chemical Engineering. 19 Marzo 1973.
- 4.- Chemical Engineering. 15 Octubre 1973.
- 5.- Chemical Engineering. 12 Noviembre 1973.
- 6.- Chemical Economics Handbook. 1967.
- 7.- Hydrocarbon Processing. Abril 1972.
- 8.- Hydrocarbon Processing. Agosto 1972.
- 9.- Hydrocarbon Processing, Marzo 1973.
- 10.- Hydrocarbon Processing. Abril 1973.
- 11.- Hydrocarbon Processing. Diciembre 1973.
- 12.- Hydrocarbon Processing. Abril 1974.
- 13.- Chemical Engineers' Handbook. John H. Perry.