

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

197

ESTUDIO MONOGRAFICO DE LOS
PROCESOS DE GASIFICACION DE CARBON

414

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

ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ

México, D. F.

1976



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.

Resi
CLAS _____
AGE 1976
FECHA _____
PROC. H+

~~373~~ 392



QUIMICA

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA:

PRESIDENTE: Profr. Fernando Maldonado Mendoza
VOCAL: Profr. José Campos Caudillo
SECRETARIO: Profr. Alejandro Espriú Manrique de Lara
1° SUPLENTE: Profra. María Eugenia Noguez Amaya
2° SUPLENTE: Profr. Humberto Malagón Romero

Sitio donde se desarrolló el tema: Instituto Mexicano de Investigaciones
Siderúrgicas

Nombre completo y firma del sustentante: Ismael Saucedo Gonzalez

Nombre completo y firma del asesor del tema: Profr. Fernando José
Maldonado Mendoza

A MIS PADRES

A MIS HERMANOS

A G R A D E C I M I E N T O S :

Al Instituto Mexicano de Investigaciones Siderúrgicas
por su apoyo a través de su Director, el Sr. Ing. Servan
do Chávez .

Al Dr. Ignacio Alvarez por su desinteresada ayuda.

A los Sres. ingenieros Humberto y Carlos Rodríguez por
su apoyo durante mis estudios profesionales.

ESTUDIO DE LOS PROCESOS DE GASIFICACION DE CARBON

INDICE GENERAL

		Página
Capítulo I	INTRODUCCION	
1.1	Definición del Tema	1
1.2	Razones para su Estudio	2
	1.2.1 Panorama Energético Nacional	4
1.3	Resumen Histórico de la Gasificación del Carbón	5
CAPITULO II	GENERALIDADES	
2.1	Notas Generales Sobre la Metodología Empleada	11
2.2	Módulos Básicos para la Producción de Gas a Par tir de Carbón.	13
	2.2.1 Pirólisis	13
	2.2.2 Disolución	14
	2.2.3 Hidrogenación	14
	2.2.4 Gas de Síntesis	15
2.3	Descripción de los Módulos Básicos de la Gasifi cación.	18
	2.3.1 Tipos de Carbón Mineral que se Pueden - Emplear para Gasificación	18
	2.3.2 Carga y descarga	20
	2.3.3 Química de la Gasificación de Carbón.	24
	2.3.4 Métodos de Contacto	29
	2.3.5 Refractarios Usados en los Procesos de_ Gasificación de Carbón	34
	2.3.6 Productos de la Gasificación de Carbón	44
	2.3.7 Purificación de los Gases	50
	2.3.8 Metanación de los Gases Otenidos del - Carbón	75
CAPITULO III	APLICACIONES DE LOS PROCESOS DE GASIFICACION DE CARBON	
3.1	Aplicación de la Gasificación de Carbón en la In dustria Químico-Metalúrgica	93
3.2	Otras Aplicaciones de los Procesos de Gasifica ción de Carbones	101
CAPITULO IV	DESCRIPCION DE LOS PRINCIPALES PROCESOS DE GASI FICACION DE CARBONES	
4.1	Desarrollo de los Procesos	109
4.2	Resumen de Costos y Producción para Procesos de Gasificación de Carbones Escogidos	115
	4.2.1 Costos del Proceso Lurgi	115
4.3	Detalle de Costo de Capital para Procesos Esco gidos, Producción de GNS	120

INDICE GENERAL
(continuación)

4.4	Descripción de los Principales Procesos	122
4.4.1	Procesos At-Gas y Pat-Gas	122
4.4.2	Proceso Submerged Coal Combustion	125
4.4.3	Proceso de Gasificación de Babcock and Wilcox Co.	125
4.4.4	Proceso Agglomerating Burner Gasification	128
4.4.5	Proceso Bi-Gas	130
4.4.6	Proceso Co-Gas	132
4.4.7	Proceso Entrained Coal Gasification de Combustion Engineering Incorporated	133
4.4.8	Proceso de Electrogasificación de Columbia University	133
4.4.9	Proceso Consol Synthetic Fuel (CSF)	134
4.4.10	Proceso CO ₂ - Aceptor	136
4.4.11	Proceso Winkler	139
4.4.12	Proceso Exxon	142
4.4.13	Proceso Entrained Coal Gasification de ERI y BYU	143
4.4.14	Proceso COED	143
4.4.15	Proceso Entrained Coal Gasification de Foster Wheeler Energy Corp.	146
4.4.16	Proceso Flash Pirolisis	146
4.4.17	Proceso Ge-Gas	149
4.4.18	Proceso H-Coal	151
4.4.19	Proceso Hy-Gas	153
4.4.20	Proceso U-Gas	170
4.4.21	Proceso Electrofluidic Coal Processing	173
4.4.22	Proceso Sales Fundidas	175
4.4.23	Proceso Gasificación en Lecho Fijo de Kellogg	175
4.4.24	Proceso Koppers-Totzek	176
4.4.25	Proceso In Situ Coal Gasification de LERC/SL	180
4.4.26	Proceso In Situ Coal Gasification de LLL	181
4.4.27	Proceso Lurgi - SNG/Coal	181
4.4.28	Proceso Lurgi Modificado	189
4.4.29	Proceso Mc Dowell Wellman	190
4.4.30	Proceso Fixed Bed Pressurized Producer Gas Generator	191
4.4.31	Proceso Toscoal	192
4.4.32	Proceso Sovent Refined Coal (SRC)	194
4.4.33	Proceso NARC	196
4.4.34	Proceso Rock Gas	196
4.4.35	Proceso Coal Solution Gasification	197
4.4.36	In Situ Coal Gasification de Texas Utilities Services Inc.	199
4.4.37	Proceso Coalcon	200
4.4.38	Proceso Rummel	202
4.4.39	Proceso Hydrane	202
4.4.40	Proceso de Gasificación Subterránea del U.S. Bureau of Mines	204

INDICE GENERAL
(continuación)

	4.4.41	Proceso Synthane	210
	4.4.42	Proceso Synthoil	212
	4.4.43	Proceso Wellman-Galusha	214
	4.4.44	Proceso Low BTU Non Polluting Fuel Gas	217
	4.4.45	Proceso WD/GI	217
	4.4.46	Proceso Panindco	221
4.5	4.4.47	Proceso Wilputte Low BTU Fuel Gas	222
		Investigación y Desarrollo de la Tecnología del Carbón	223
CAPITULO V		RECOMENDACIONES	
	5.1	Observaciones	229
	5.2	Recomendaciones	231

CAPITULO I

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

Este trabajo está orientado a la recopilación resumida de las tecnologías existentes para la gasificación de los carbones, poniendo especial interés en aquellos procesos que se encuentran ya en etapa de aplicación comercial, pero sin descuidar aquellas tecnologías en estudio o experimentación que por su importancia potencial puedan representar una alternativa a la problemática técnica mundial.

Si es posible, se pretende también hacer observaciones concretas que indiquen la posibilidad de realizar experiencias con carbones mexicanos y en base a ello indicar algunas recomendaciones para posibles trabajos sobre el mismo tema.

1.1 DEFINICION DEL TEMA

En los últimos años ha sido frecuente encontrar en la literatura citas a los nuevos procesos de tratamiento de carbones para su mejor aprovechamiento, pero en nuestro país aún no se ha logrado dar a los técnicos una idea concisa de lo que es un proceso que persigue la gasificación del carbón, cualquiera que sea el tipo de éste, y de las posibles variaciones que se tienen al respecto.

En el diccionario podemos encontrar las siguientes definiciones :

Gasificación : Transformación en gas de los combustibles sólidos y líquidos.

Carbón : Combustible sólido, de color negro y de origen vegetal que con
tiene una importante proporción de carbono.

De ello podemos señalar que el trabajo que se habrá de desarrollar trata-
rá sobre los distintos procesos tecnológicos que tienen como objetivo el_
transformar un combustible sólido (el carbón) en otro gaseoso cuyas carac_
terísticas dependerán del proceso que se aplique y de las condiciones en_
que opere el mismo.

Desde luego, durante el transcurso del trabajo se habrá de considerar las
necesidades que debe cubrir cada producto como factor fundamental para e-
legir el proceso y los parámetros de operación del mismo.

1.2 RAZONES PARA SU ESTUDIO

Uno de los principales problemas que ha aquejado a diversas industrias, -
específicamente a las del sector metalúrgico, ha sido la carencia de com-
bustibles de composición controlada y exenta de impurezas no deseables. _
Por ello muchos países han dedicado sus esfuerzos a la búsqueda de un - -
"combustible limpio" que permita la operación para obtener productos con_
características físicas y químicas perfectamente controladas y cuyos dese_
chos no dañen la ecología de las zonas cercanas a la ubicación de las - -
plantas :

Hasta la fecha esa búsqueda se ha enfocado desde dos puntos de vista :

- a) Desarrollo de fuentes energéticas cuyo origen y procesamiento no con-
tamine el medio ambiente ni el producto en proceso. Esto comprende -
la generación de energía eléctrica a partir de los rayos solares y de

fuentes hidroeléctricas o hidrotermales, así como de energía atómica, aunque es bien conocido que este último intento se ha encontrado con un sinnúmero de problemas que nos hacen dudar de su eficiencia respecto a lo señalado. No se considera en este punto la energía termoeléctrica porque se deriva del petróleo, gas o carbón.

segundo grupo importante de búsqueda de solución ha sido el procesar de alguna forma los combustibles "sucios" tales como petróleo, - s natural y carbón mineral y todo tipo de combustibles del tipo fó- l con el fin de eliminar de ellos los elementos o impurezas no de-- ables. En este grupo se encuentran muchas alternativas tecnológi-- s plenamente desarrolladas (como es el caso de la industria petrole) y otras que se encuentran en diversas etapas de desarrollo. Des- luego, los procesos de gasificación de carbón corresponden a este_ upo y podemos señalar que es éste uno de los esfuerzos más importan s a mediano y largo plazo que permitirán el aprovechamiento racio-- l de las fuentes de recursos naturales no renovables y representará ra muchos países su independencia en el campo energético y punto - ndamental para el desarrollo industrial de los mismos.

Un trabajo presentado en el Primer Seminario de Ingeniería Química Aplica da a la Industria Petrolera (2), ha analizado la posibilidad de aplicar a México los procesos de gasificación de carbón. En él se hace destacar la problemática energética por la cual atravesó el país en la época en que - el artículo fue presentado. Aunque ahora no es totalmente aplicable lo - ahí expuesto, es necesario recalcar los puntos que ahí se hacen notar.

1.2.1 PANORAMA ENERGETICO NACIONAL

México sigue siendo un país en proceso de desarrollo y en el aspecto energético se halla aún en la etapa de arranque (3), no obstante que su estructura económica ha sido ampliamente modificada pasando de la etapa agrícola a la etapa intermedia de desarrollo industrial.

México se encuentra actualmente en el principio del camino de la madurez económica, diversificando las actividades industriales, y estableciendo una base jurídica que propicie el desarrollo agrícola moderno y la industrialización mediante la ampliación constante de las actividades básicas y la sustitución constante de importaciones por un lado, y el incremento continuo de las exportaciones por el otro.

En el panorama económico nacional, la producción de energéticos no representa un porcentaje descollante, pero su influencia en otros sectores y sus características como "piedra de toque" en el desarrollo industrial le dan la importancia conocida. En el grupo de los energéticos, especialmente los empleados por la industria siderúrgica, es el carbón el que mayores demandas presenta y la producción nacional no es suficiente para cubrir la demanda, originando que el 10% del consumo nacional sea de importación.

La razón fundamental para que nuestro país sea importador de combustibles fósiles es la falta de investigación sobre los recursos nacionales y el mal aprovechamiento de la tecnología para el uso racional de los mismos. De lo anterior podemos señalar que el estudio de nuevas tecnologías de aprovechamiento redundará en beneficio del país, y este trabajo tiene como

objetivo dar a conocer las nuevas tecnologías de explotación y aprovechamiento del carbón mineral, con lo cual se espera contribuir en pequeña magnitud al desarrollo de la importante industria del carbón.

1.3 RESUMEN HISTORICO DE LA GASIFICACION DEL CARBON

El fenómeno de gasificación de carbones no es nuevo. Su auge en los últimos años se ha debido al interés que presentan los países avanzados al desarrollo de nuevas fuentes de energía y a la búsqueda por parte de los mismos de las alternativas óptimas para el mejor aprovechamiento de sus recursos naturales.

Los primeros conocimientos formales al respecto se originaron durante la explotación de las primeras minas de carbón mineral. La presencia en las minas de gases explosivos representa uno de los principales problemas de explotación de los yacimientos carboníferos que no son a cielo abierto y son esos gases producto precisamente de la gasificación del carbón, componiéndose fundamentalmente de hidrocarburos lineales de bajo peso molecular como el metano (CH_4) cuyo nombre común es el de 'gas grisú', el cual es explosivo en presencia de oxígeno.

Fue en el siglo XVII cuando los primeros estudios para gasificar carbón fueron realizados. El Reverendo John Clayton en Yorkshire realizó la destilación del carbón, almacenó los gases y los usó como combustibles, sin embargo, sus trabajos no fueron difundidos y sus métodos no fueron conocidos sino hasta muchos años después.

No fue sino hasta finales del siglo XVIII cuando se hizo el primer intento de aprovechar los gases producidos por el carbón con fines energéticos. El intento corrió a cargo de William Murdock (1754-1839) en Inglaterra. En 1792 Murdock inició sus experimentos tendientes a aprovechar las propiedades luminosas de la combustión de los gases producidos por la destilación de las maderas, turba y carbones minerales, para que en 1803 la fundición de Boulton y Watt fuese regulamente iluminada por esos medios.

Para 1813 se creó la famosa Gas Light and Coke Company, cuyo producto era precisamente gas obtenido a partir de combustibles fósiles y su primer empleo fue la iluminación del puente de Westminster y de la Ciudad de Bristol en 1823. Por esa época, la Gas Light and Coke Company of London producía cerca de 250×10^6 pies cúbicos de gas al año, que eran distribuidos a través de 122 millas de conexiones en las calles.

Una rápida expansión del número de compañías dedicadas a la producción de gas siguió hasta 1860, siendo controlado el suministro por diversas declaraciones del parlamento inglés.

En América se siguió un desarrollo paralelo al europeo en cuanto al desarrollo de la tecnología de producción de gas a partir de combustibles fósiles. La primera demostración en los Estados Unidos fue realizada en 1796 en la Ciudad de Philadelphia, por M. Ambroise and Co. En 1806, David Melville, en Newport, iluminó su casa y la calle donde vivía, con gas producido por él mismo, para que en 1816 el gobierno permitiera a Peale y otros - la fabricación de gas para la iluminación de las calles, el cual fue usado en la Ciudad de Baltimore.

A partir de esas fechas, el desarrollo de la producción de gases ha seguido diversas etapas y los cambios más importantes han sido los siguientes:

- Con el advenimiento de la iluminación eléctrica en 1882, la industria del gas se encontró con una fuerte competencia que amenazó inclusive su existencia. Pero esto no sólo significó una simple amenaza de competencia, sino que representó un estímulo para el desarrollo de la industria del gas para la iluminación, y permitió captar nuevas metas, impulsó la búsqueda de nuevos mercados y usos, siendo muy pronto reconocida la capacidad del gas como un medio de suministro de energía calorífica.
- Para 1920 se publicaron en Inglaterra las primeras regulaciones técnicas para el suministro de gas, indicando claramente la capacidad calorífica que debía tener, la presión mínima de suministro, el tipo de impurezas que no debería contener (especialmente el gas sulfhídrico), tratando de dar una completa protección a los consumidores. Por esta época, la industria británica producía alrededor de 250×10^9 pies cúbicos y contaba con 7×10^6 consumidores recibiendo el gas a través de 4×10^4 millas de tubería.
- En mayo de 1949, la industria británica del gas pasó a poder del gobierno por decreto de 1948, creándose al mismo tiempo un organismo centralizado, el Gas Council, el cual es, desde entonces, el responsable del desarrollo de la industria del gas, y el cual se encuentra actualmente desarrollando algunos procesos de gasificación de carbón, ya que en la creación del Gas Council se especificó claramente que una de sus funciones era la investigación. Como resultado de las actividades del

Gas Council, se establecieron Centros de Investigación en Londres y Birmingham, además de plantas piloto y de demostración de gasificación de carbón ubicadas en Westfield, Escocia (1961), en Coleshill cerca de Birmingham (1962) y otra para gasificar derivados del petróleo en la Isla de Grain, Kent. Con ello, Inglaterra abordó la segunda parte del siglo XX con aproximadamente 375 plantas de producción de gas a partir de carbón, elaborando 6×10^{11} pies cúbicos de gas para 13×10^6 consumidores. El gas producido así fue empleado en un 50% para uso urbano y el resto para fines industriales y comerciales. Del 50% de uso urbano, tres cuartas partes se emplearon para estufas y hornos y el resto para calentamiento de agua y ambiental, así como otros fines diversos. La gran mayoría de las casas británicas consumen gas obtenido de carbón, con excepción de las áreas rurales alejadas donde se emplea gas natural envasado.

- En los Estados Unidos el desarrollo de la industria fue diferente que en Inglaterra, ya que este país tiene mayores reservas de gas natural, el cual ha sido empleado más extensamente que el gas de carbón. Antes de la II Guerra Mundial, el gas de carbón casi no se usaba, con excepción de la costa oeste, de igual forma que el gas de petróleo se utilizaba cada vez menos por el fuerte empuje del consumo del gas natural. Para 1920, los descubrimientos de grandes yacimientos de gas natural en varias partes de la Unión, desalentaron el consumo del gas de carbón, lo cual empeoró aún más en 1925 cuando se fabricaron tuberías de acero soldado eléctricamente que hacían posible la transportación de gas natural a grandes distancias. La situación se hizo más notable cuando después de la II Guerra Mundial se tuvo disposición de tuberías transcontinentales para

para el transporte de petróleo, haciendo que el gas obtenido de combustibles sólidos fuese declarado totalmente inco^osteable. Para 1950 se tuvo ya lista tecnología que permitía la gasificación de algunos residuos del petróleo, ideándose para el efecto un gran número de procesos de gasificación, la mayoría de los cuales emplea naftas como materia prima. No fue sino hasta los años posteriores a 1960 cuando los científicos norteamericanos empezaron a llamar la atención sobre la fuerte dependencia de su industria del gas natural y petróleo, cuyas reservas, siendo suficientes, eran tan sólo una pequeña parte considerando la gran cantidad de carbón de que disponen. Para 1970 hasta la fecha, las posturas de los países productores de petróleo han obligado a que todos los países del mundo consideren más ampliamente el uso racional del petróleo y sus derivados. La respuesta en los Estados Unidos fue asignar grandes cantidades de dinero al desarrollo de los procesos de gasificación de carbón, materia prima que ese país tiene en grandes proporciones.

De esa forma, en 1976 un gran número de países que cuentan con gran cantidad de reservas fósiles sólidas, pero que por alguna razón no pueden disponer de otras fuentes energéticas a mediano y largo plazos, dedican grandes esfuerzos al desarrollo de la tecnología de gasificación de carbón, considerándola una alternativa viable para solucionar sus problemas de carencia de energéticos y otras materias primas que también pueden ser derivadas del carbón.

En los Estados Unidos, The American Gas Association (AGA) constantemente apoya la investigación realizada por The Institute of Gas Technology (IGT),

sobre la conversión de carbón a Gas Natural Sintético (GNS) desde 1946, y mediante un programa establecido previamente por AGA y el Departamento del Interior a través de su Office of Coal Research (OCR) en 1964. De 1964 a 1971 la asignación anual de OCR para la investigación de la gasificación de carbón y temas afines ha sido de 4 a 20 millones de dólares, y a partir de 1971 esas cantidades han sido incrementadas en forma impresionante.

AGA y OCR a mediados de los años 70, tienen un programa de aproximadamente 30 millones de dólares por año para el desarrollo de plantas piloto con las cuales se estudiarán los procesos con mejores perspectivas de desarrollo para la producción de GNS. Entre los procesos que se consideran en primer lugar, están el HYGAS, desarrollado por IGT; el CO₂-Acceptor, desarrollado por Bituminous Coal Research. Además, el U.S. Bureau of Mines se encuentra desarrollando sus procesos, de los cuales el Synthane es el de mejores perspectivas. La industria norteamericana por su parte estudia el proceso Lurgi creado en Alemania Federal, y el Koppers-Totzek, procesos de los cuales existen en Europa y otras partes del mundo plantas en operación comercial. Sin embargo, estos dos últimos procesos aún no han probado en forma total las últimas etapas para la producción de GNS y es por ello que se encuentran aún bajo estudio.

CAPITULO II
G E N E R A L I D A D E S

2.1 NOTAS GENERALES SOBRE LA METODOLOGIA EMPLEADA

El desarrollo de la metodología para el estudio y comparación de procesos, ha sido ampliamente expuesto en muchos trabajos de diversos autores, entre los cuales se incluyen renombradas personalidades y pasantes de diversas -carreras. En general, los métodos ideados para la comparación de procesos son muy complicados si se siguen rigurosamente, puesto que requieren de la definición total del proceso mismo y de la posible aplicación que se le de sea dar, lo cual no siempre es posible por carecer de la información necesaria. En el caso del presente trabajo, se cuenta con información suficiente, pero dado el gran número de procesos con que trataremos, se escogerán limitaciones que permitan discutir los puntos en forma ilustrativa, y considerando aspectos más importantes de cada tema.

El estudio de los procesos de gasificación de carbones puede ser iniciado de muy diversas formas, entre las cuales tenemos :

- a) Describir todos los procesos, mencionando las etapas que lo componen, el equipo necesario, los requerimientos de materias primas, flujos, energía, etc.
- b) Mencionar los módulos básicos de proceso comunes a todos los procesos, y para cada uno de ellos, mencionar tan sólo sus diferencias específicas.

Como será fácil deducir, la primera ruta implica la utilización de grandes espacios y se corre el peligro de ser repetitivo en aquellos módulos que son comunes a varios procesos. Este método permite sin embargo, una forma más directa de expresar las características y funcionamiento de cada proceso en particular, ya que se puede tratar cada punto tan a fondo como se desea.

El segundo caso es una de las formas más aceptadas para llevar a cabo la comparación de procesos similares, ya que permite mayor objetividad en la esencia del cambio producido en los diferentes procesos, lo cual redundan en la mayor comprensión de la tecnología empleada. Este método, sin embargo, está limitado a aquellos casos en los cuales se cuenta con información suficiente para comparar dos situaciones cuyas variables están relacionadas de una forma u otra, lo cual, como ya se ha mencionado, no sucede en todas las ocasiones.

Para el presente trabajo escogeremos la segunda opción, por lo cual en este capítulo se revisarán los módulos básicos de los procesos, señalando los métodos que existen en cada caso y mencionando sus características, para que de esa forma el Capítulo V mencione los principales procesos en forma más resumida.

Cabe mencionar que se han hecho algunas excepciones, ya que en el caso de los procesos más desarrollados -Lurgi por ejemplo- se ha recurrido también a la primera alternativa, con el afán de presentar mayor información respecto a los procesos más interesantes, y pretendiendo también con ello ilustrar más adecuadamente los procesos que se mencionan.

En este capítulo sólo se abordarán los módulos básicos de los procesos atendiendo a un criterio técnico, pero en el capítulo correspondiente a procesos se encontrarán las comparaciones de costos, dadas también en función de los módulos básicos.

2.2 MODULOS BASICOS PARA LA PRODUCCION DE GAS A PARTIR DE CARBON

El carbón de cualquier grado, composición y características puede ser convertido a gas, considerando tres propiedades de los mismos. Estas tres propiedades son grado, composición y características que afectan la eficiencia de conversión y la economía del proceso.

La conversión de carbón a gas, depende del procedimiento y la severidad de éste. Hay cuatro maneras posibles para lograr esa conversión, las cuales se discuten a continuación. Es conveniente observar que no obstante que el fin estudiado es la producción de gas, casi todos los procesos que logran ese efecto tienen también subproductos líquidos y sólidos, cuyos rendimientos serán determinados por el tipo de carbón empleado y las condiciones de operación de los procesos.

2.2.1 PIROLISIS

El calentamiento del carbón a temperaturas de 850°F o mayores en ausencia de aire o atmósfera inerte, origina su descomposición en breas, gas y un material sólido llamado carbón residual. La distribución de estos productos está fuertemente influenciada por la temperatura de la pirólisis, ya que a mayores temperaturas se favorece la formación del gas a expensas del líquido. En contraste con esto, es posible maximizar la producción de líquidos operan

do a temperaturas relativamente bajas. Después de la refinación y purificación de los productos primarios en descomposición, es posible producir gases de alto contenido calorífico entubable, carbón residual, azufre y combustibles líquidos limpios, todos ellos productos comerciales. Ya que el subproducto de más valor en la pirólisis es el líquido combustible, se debe intentar maximizar la producción de ese material, lo cual puede ser obtenido siguiendo el criterio mencionado ya, así como el correcto manejo de los tiempos de residencia. Lo anterior es debido a que la utilización de un tiempo de residencia corto evita la fracturación de los productos líquidos del carbón.

2.2.2 DISOLUCION

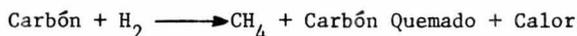
Produce gran cantidad de líquidos. El sistema opera por medio de un solvente donador de H_2 de tal forma que la estructura del carbón puede ser modificada para dar un producto líquido. Se requiere una cantidad relativamente pequeña de H_2 para convertir el carbón en líquido, ya que la formación de hidrocarburos adecuados es sencilla por este método.

2.2.3 HIDROGENACION

Dentro de ésta, existen dos tipos :

- a) Catalítica y directa. La catalítica o controlada, produce también líquidos, siendo un proceso en el cual H_2 , carbón y un catalizador son puestos en contacto a alta temperatura y presión. No está bien entendido si el hidrógeno actúa a través del solvente por medio del fenómeno de donación de hidrógeno o directamente en el carbón con la asistencia del catalizador.

b) Hidrogenación destructiva, la que produce principalmente gases y no se necesita catalizador utilizando la reacción directa :



2.2.4 GAS DE SINTESIS

Dependiendo del tratamiento, puede dar metano con un catalizador de Ni o combustibles líquidos con un catalizador de Fe. El carbón reacciona con oxígeno para producir CO, CO₂ y H₂. El vapor y oxígeno se usan como moderador de temperatura y para suministrar calor respectivamente. Después de la limpieza de los gases, éstos son mezclados con un catalizador adecuado para producir el producto final deseado. Otros métodos para suministrar calor (en lugar de usar O₂ o aire), están siendo investigados, estos métodos tienden a reducir los óxidos de carbono que son producidos por las reacciones con el carbón.

De lo anterior, podemos señalar que para la producción de gas a partir de carbón, tenemos las siguientes opciones a seguir (ver figura 1).

Muchos de los pasos seguidos en el esquema general de tratamiento del carbón son ampliamente conocidos (por ejemplo, la reducción de tamaño, tamizado y análisis de cribas), por lo cual no serán considerados en este trabajo, otros pasos son específicos para la gasificación, de tal forma que en las páginas siguientes se anotarán los modelos básicos de proceso que emplean tecnologías exclusivas para el carbón.

Ya que todos los procesos de gasificación de carbón emplean los mismos módulos básicos, solamente se hará mención ahora de las diferencias funda--

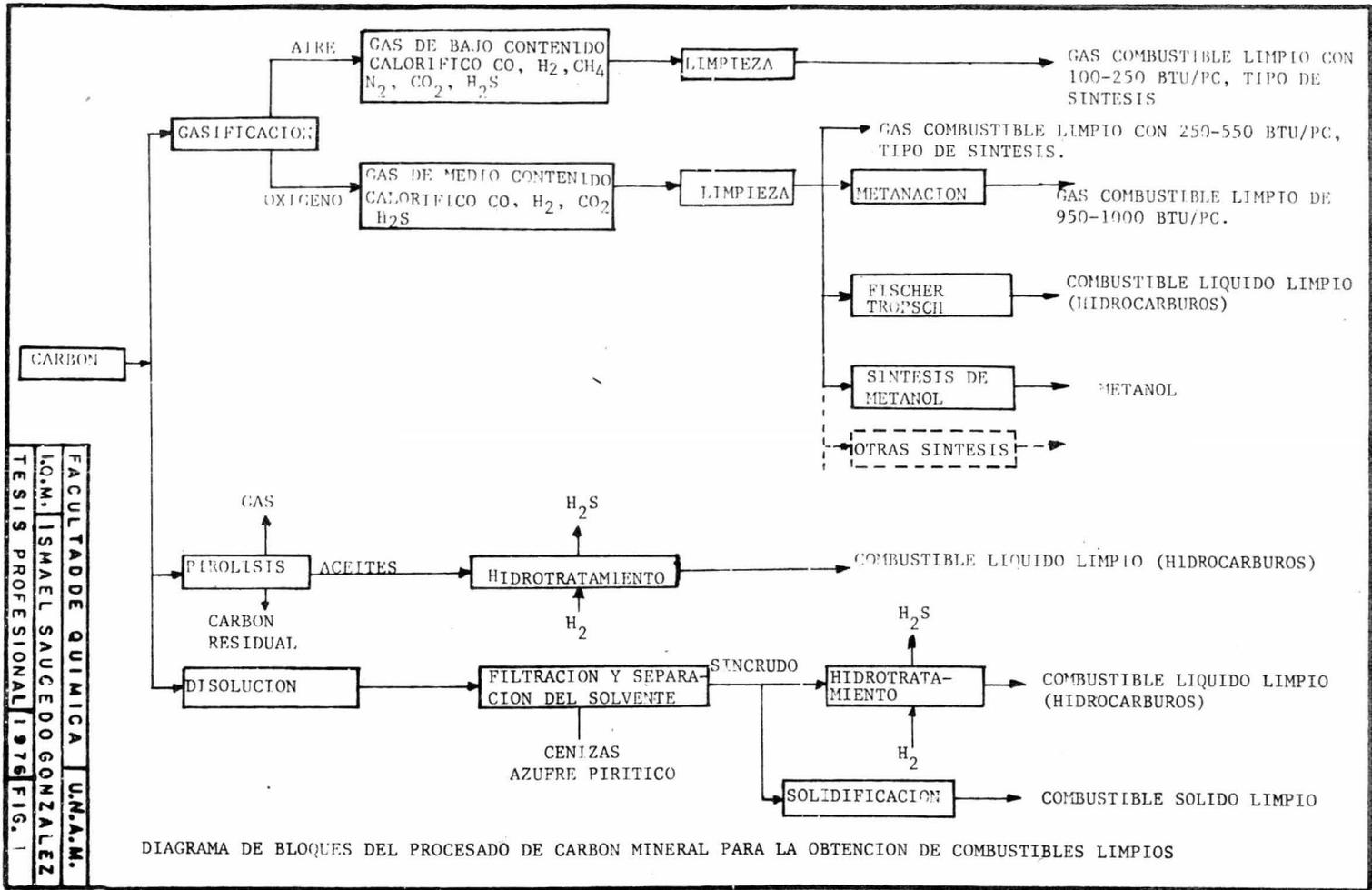


DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESADO DE CARBON MINERAL PARA LA OBTENCION DE COMBUSTIBLES LIMPIOS

mentales en los procedimientos, las cuales son :

1. El método usado para elevar la temperatura para la gasificación, la cual puede ser por calentamiento del exterior o por combustión del oxígeno en el lecho de gasificación del mismo. Una variante a estas dos alternativas son los procesos que emplean agentes transportadores de calor (sólidos inertes o las cenizas del proceso) y aquellos que emplean el calor suministrado por un reactor nuclear (HGTR) mediante circulación con helio.
2. La composición de los productos de gasificación y la cantidad de calor necesaria.
3. Las características de diseño del reactor de gasificación y consecuentemente las variables de operación.
4. Los mecanismos de carga y descarga de los reactantes y productos, así como su método de contacto dentro del reactor.
5. La cantidad de metano producida en forma directa dentro del reactor de gasificación.
6. Forma de aprovechar los diferentes ciclos termodinámicos para la más eficiente distribución y aprovechamiento de la energía.

Desde luego, en todos los casos la parte central más importante es el reactor de gasificación.

2.3 DESCRIPCION DE LOS MODULOS BASICOS DE LA GASIFICACION

Ahora abordaremos cada uno de los módulos básicos para la gasificación del carbón, mencionando sus características y el tipo de procesos que se emplean en cada caso, pero también se hará mención de algunos de los puntos teóricos de interés que permitirán la mejor comprensión de la tecnología empleada en la gasificación del carbón.

2.3.1 TIPOS DE CARBON MINERAL QUE SE PUEDEN EMPLEAR PARA GASIFICACION

El origen del carbón mineral, al igual que los hidrocarburos líquidos como el petróleo, se discute aún por algunos autores, aunque la idea de su derivación de vegetales a través de un proceso natural de transformación es la más aceptada en casi todos los círculos técnicos que trabajan el tema.

Se señala que el primer paso en esa transformación es un cambio bioquímico que transforma el carbón de la materia orgánica en turba, proceso que se ve ayudado por presión y temperatura, que elimina la humedad y las materias volátiles. Este proceso de devolatilización obtiene sus más claros ejemplos en el contenido de oxígeno y carbón.

La ASTM ha clasificado por ello el carbón en 13 rangos, de acuerdo a su grado de transformación, los cuales son indicados en la tabla No. 1.

A medida que el rango del carbón se aumenta, su valor calorífico se incrementa por una cantidad mayor de carbón fijo, mientras que el contenido de humedad disminuye. El lignito contiene de 30% a 65% de humedad, mientras que el carbón bituminoso de bajos volátiles está entre 1% y 4%.

T A B L A N.º 1

C L A S E	GRUPO	CARBON FIJO %, SECO, SIN MINERALES		MATERIA VOLATIL % SECO, SIN MINE RALES		CONTENIDO CALORIFICO BTU/LB, SECO SIN MINE RALES		CARACTER AGLOME- RANTE.
		IGUAL O MAYOR QUE	MENOR QUE	MAYOR QUE	IGUAL O MENOR QUE	IGUAL O MAYOR QUE	MENOR QUE	
I Antra- cita	meta antracita	98			2			No aglomerantes
	antracita	92	98	2	8			
	semi antracita	86	92	8	14			
II Bitumi- noso	Bajo volátiles	78	86	14	22			Comunmente aglomerantes
	medio volátiles	69	78	22	31			
	alto volátiles A		69	31		14,000		Aglomerantes
	alto volátiles B					13,000	14,000	
	alto volátiles C					11,500	13,000	
III Sub- bituminoso	A					10,500	11,500	No aglomerantes
	B					9,500	10,500	
	C					8,300	9,500	
IV Ligni- to	A					6,300	8,300	No aglomerantes
	B						6,300	

CLASIFICACION DE CARBONES POR RANGOS

Para dar una idea más clara de los tipos de carbón que han sido empleados para gasificación, se mencionarán algunos carbones norteamericanos y sus análisis en la tabla No. 2, en la cual se podrán comparar los diversos tipos de carbón.

Por otra parte, los carbones mexicanos pueden ser clasificados de acuerdo a lo que a continuación se indica :

REGION	CLASIFICACION
Coahuila, Cuencas de Sabinas y Adyacentes	Carbón bituminoso de volatilidad media a baja.
Cuenca de Río Escondido	Carbón bituminoso de volatilidad alta y flama larga.
Sonora, Cuencas de San Marcial y Sta. Clara	Carbón antracítico o meta-antracítico.
Oaxaca, Cuencas de la Mixteca	Carbón sub-antracítico y algo bituminoso.

Estos carbones presentan un análisis químico y poder calorífico tal como se extrae de las minas sobre la base de libre de humedad indicada en la tabla No. 3.

2.3.2 CARGA Y DESCARGA

Un punto importante para el diseño de los procesos que producen gas a partir de carbón es la alimentación de este último y los sistemas de descarga de las cenizas. Los dos métodos básicos en que se opera son :

ANALISIS/TIPO DE CARBON	DAKOTA DEL NORTE LIGNITO	MONTANA SUBBITUMINO SO	ILLINOIS N.º 6 BITUMINOSO	PITTSBURGH BITUMINOSO	PENNSYLVANIA ANTRACITA
%					
Materia volátil	26.60	34.69	36.02	30.53	9.34
Carbón fijo	32.50	43.64	41.83	58.21	75.58
Humedad	33.70	10.48	13.21	1.96	3.40
Cenizas	7.20	11.19	8.94	9.30	11.68
Carbón	62.90	66.80	70.79	75.81	80.61
Hidrógeno	4.21	4.96	4.90	4.67	3.37
Nitrógeno	1.04	1.45	1.30	1.53	0.98
Azufre	0.89	1.23	3.40	2.24	0.84
Oxígeno	20.10	13.05	9.30	6.27	2.12
Cenizas	10.86	12.51	10.31	9.48	12.08
Contenido Calorífico BTU/LB (húmedo)	7,068	10,550	11,080	13,622	13,120

CARBONES NORTEAMERICANOS TÍPICOS

TABLA N.º 2

TABLA N° 3

CARBONES MEXICANOS Y SUS YACIMIENTOS

REGION, CUENCA CAR BONIFERA Y LUGAR	% FIJO	% MATERIALES VOLATILES	% CENIZA	BTU/LB
<u>Coahuila</u>				
<u>Cuenca de Sabinas</u>				
Mina N° 6 Rosita	41.3	22.8	35.9	
Mina Sabinas N° 2	41.3	21.7	37.0	
Mina N° 5	52.0	19.0	21.5	
Mina Don Evaristo	36.0	18.5	46.3	
Mina La Saucedá	38.0	18.5	43.5	8345
Mina Mimosa N° 1	41.3	18.1	40.6	8766
<u>Cuenca de Saltillo</u>				
Tajo zona poniente	35.0	20.0	45.0	
Mina San Pedro	50.0	21.0	29.0	
Mina La Escondida	51.0	20.0	29.0	
Tajo I y II	45.0	18.5	36.9	9321
Tajo III	41.3	16.0	42.7	8458
Mina Florida 1	36.8	17.8	45.5	8052
Mina Florida 2	31.0	16.4	52.6	7008
Minas Barroterán 1, 2 y 3	42.1	16.0	41.9	8577
Minas La Luz, 1, 1-1/2 y 2	55.0	28.0	47.0	
<u>Cuenca Las Esperanzas</u>				
Mina 4-1/2	40.7	20.0	40.7	
<u>Cuenca de Río Escondido</u>				
Mina 1 (CFE)	40-50	32-40	18-21	10000
<u>Sonora</u>				
Cuencas de San Marcial y Santa Clara	70-75	4-5	10-12	11500
<u>Oaxaca</u>				
Cuenca de la Mixteca	32-40	15-18	30-35	

1 BTU/LB = 0.5556 Cal/kg.

FTE : El Carbón Mineral 1975
Comisión de Energéticos
México 1975, Pág. 21

- 1) El uso de un sistema húmedo o de lodos.
- 2) El uso de un sistema seco con el uso de tolvas y otros métodos de alimentación de materiales sólidos.

En términos generales, el sistema de lodos evita la compresión y decompresión de los gases, agregando un elemento de lubricación al sistema de carga. Sin embargo, los sistemas de lodos incrementan la complejidad del sistema de carga, porque originan el manejo de líquidos, lo cual implica también la formación y separación de los lodos. La separación puede ser efectuada mecánicamente o por métodos de evaporación. Debido a lo anterior, parece que el sistema de tolvas es más sencillo.

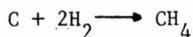
El uso de tolvas origina también grandes problemas, ya que es difícil encontrar un método sencillo que permita la operación de la gasificación a altas presiones. La solución dada hasta el momento ha sido emplear tolvas presurizadas a las mismas condiciones del sistema, con grandes problemas en las válvulas y la necesidad consecuente de gran cantidad de energía para la presurización de las tolvas. Recientemente IGT ha patentado un método de membranas líquidas que ayuda a solucionar también este problema, y es una de las alternativas que parece tener mejores perspectivas de desarrollo.

Otros métodos de carga de sólidos secos están en consideración actualmente, aunque sólo unos pocos de ellos han sido ya probados en plantas piloto. En términos generales, los métodos de tolvas son los más favorecidos a presiones menores a 400 psi, mientras que los sistemas de lodos son preferibles para operar a altas presiones, mayores de 400 psi generalmente.

2.3.3 QUIMICA DE LA GASIFICACION DE CARBON

El gas natural contiene más del 90% de CH_4 y prácticamente no contiene CO o compuestos de S, con un poder calorífico del orden de 1000 BTU/PC. El problema básico es la conversión del carbón mineral en gas natural puede entenderse si se considera un carbón bituminoso americano, el cual contiene un promedio del orden de 75% de C, 20% de cenizas y materia volátil y 5% de H_2 ; por otro lado, el gas natural contiene 75% de C y 25% de H_2 con una cantidad despreciable de impurezas, de tal manera que para convertir el carbón mineral en gas natural es necesario deshacerse de gran cantidad de C o producir gran cantidad de H_2 . Todos los procesos de conversión tienen un poco de las dos alternativas.

En general, todos los procesos producen el H_2 mediante la reacción de agua con carbono o monóxido de carbono. En estas reacciones el oxígeno del agua se combina con el C o CO para producir CO_2 y H_2 . Debido a que la descomposición del agua requiere calor, una fuente del mismo es necesaria. La mayor parte del calor se genera por la combustión del carbono que consume del orden del 10 a 20% del carbono original, que es transformado en CO_2 . También existe otra fuente de calor para la descomposición del agua, la cual es la reacción de formación de CH_4 en forma directa



La eficiencia del proceso depende, en parte, de cómo se utilice este calor en descomponer el agua. La recuperación de calor para producir vapor o generar electricidad, también es importante en la eficiencia total del proceso.

Los diferentes procesos de gasificación, los que están en desarrollo o los que ya se usan comercialmente, difieren en la manera en que se oxida el carbón y cómo se utiliza el calor generado, dando como resultado, diferencias en la composición del gas producido, en la configuración de las componentes del reactor de gasificación, en la eficiencia del proceso y en el costo del gas. Si la oxidación es directa, entonces se debe usar O_2 de alta pureza para evitar la contaminación con N_2 del gas producto. Ya que el costo de la separación del nitrógeno se tiene que agregar al costo de conversión. Si se usa aire, se debe diseñar alguna manera para impedir que se contamine el gas producto si se quiere producir gas natural sintético. Otra de las características de los procesos puede ser la manera de impedir esta contaminación.

Para empezar por indicar cómo se lleva a cabo la gasificación del carbón, se indicarán a continuación las reacciones más importantes para todos los procesos.

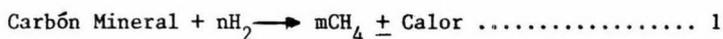
La química de la gasificación de carbón es ya bien conocida, y hasta puede decirse que es relativamente sencilla.

Un carbón mineral puede ser calentado y con ello dará un gas producto de contenido calorífico relativamente alto, sin embargo, no todo el carbón se rá gasificado y es por eso que un simple calentamiento, como es el caso de la coquización, no ofrece una alternativa adecuada para convertir el carbón en un gas de características comerciales y en gran escala.

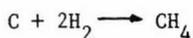
Para poder aprovechar un alto porcentaje del carbón que se alimente, es -

necesario proveer hidrógeno adicional para efectuar las reacciones fundamentales. En todos los casos, el hidrógeno es suministrado al sistema en forma de vapor de agua que es reaccionado con carbón a alta temperatura, produciendo así el hidrógeno elemental necesario.

Se puede indicar que son seis las reacciones principales las que se llevan a cabo en un proceso de gasificación de carbón, cualquiera que sea éste. El interés por este momento es aclarar cuáles son estas reacciones y en el capítulo correspondiente se encontrarán los diferentes procesos que utilizan estas reacciones de diferentes formas.



La reacción 1 es llamada de HIDRODEVOLATILIZACION o simplemente de devolatilización. Maximizando la ecuación 1 se puede lograr un alto contenido de metano con un pequeño volumen de reactor. La concentración de metano en el gas producido no se limita a consideraciones de equilibrio, ya que la reacción puede producir concentraciones de metano mayores que las que produce el equilibrio de grafito. Como en este caso se trata de carbón mineral y éste contiene ya ciertas cantidades de hidrógeno, no es posible indicar exactamente los valores de los coeficientes, aunque sabemos que considerando que fuese 100% de carbón el que interaccionase, la reacción sería :



La reacción 1 tiene velocidades altas a temperaturas mayores a 1100°F, pero a temperaturas superiores a 1800°F el metano es destruido. El consumo de -

hidrógeno en cada caso está en función del grado de gasificación del carbón que a su vez depende del tipo de carbón. De igual forma, dependiendo del grado de gasificación del carbón, el consumo de hidrógeno y del tipo del carbón, esta reacción requerirá o producirá calor.



La reacción 2 es de gran valor en la producción de gas de alto contenido calorífico. Dado que la formación de metano por esta ecuación produce una reducción de volumen y que uno de los reactivos es el hidrógeno, se podrá notar que para que la reacción se lleve a cabo hacia la derecha es benéfica una alta presión parcial de hidrógeno, sin embargo se ha encontrado que esta reacción tiene velocidades bajas, lo cual obliga a operar a altas temperaturas para incrementar la velocidad de reacción, pero ese incremento en la temperatura también reduce la producción de metano por consideraciones de equilibrio.

Las mejores condiciones de operación dependerán de la reactividad del carbón en todos los casos. El alto contenido de metano en el gas producido será favorecido por una mayor presión y una menor temperatura, aunque esto último implica mayores tiempos de residencia y consecuentemente, mayores volúmenes en los reactores. Como la reacción es exotérmica, el equipo deberá tener un sistema de recuperación de calor, que a su vez puede ser empleado en la reacción 3.



La reacción 3 es la reacción básica del proceso de gasificación, en la cual

el vapor reacciona directamente con el carbón para producir hidrógeno. Una reacción similar a esta producirá una mol de CO y dos de hidrógeno, la cual será una combinación de la anterior y de la que será señalada con el 5. La reacción 3 es endotérmica y representa la demanda principal de energía en el proceso de gasificación. El equilibrio de esta reacción no se ve afectado por la presión y su velocidad es suficientemente alta a temperaturas aún menores a 1500°F, aunque eso dependerá también de la reactividad del carbón alimentado. Bajo condiciones de diseño apropiado, el calor producido por la reacción 2 puede ser utilizado en la reacción 3.

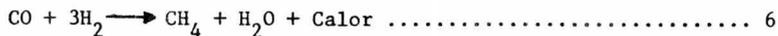


La reacción 4 es la combustión del carbón, que provee la energía para la gasificación en la mayoría de los procesos. El CO₂ producido puede reaccionar después del carbón para formar CO de la misma forma que se lleva a cabo la reacción 3, aunque es frecuente que en los gasificadores se produzca simultáneamente CO y CO₂. En otros procesos la reacción 4 se lleva a cabo con aire y el calor es transportado al lugar de la reacción 3 por medio de diferentes transportadores de calor, tales como cenizas, dolomita o materiales cerámicos. En general, esta reacción debe ser efectuada en el lugar donde se lleva a cabo la combustión de las cenizas, para así asegurar una mayor utilización del carbón.



La reacción 5 es generalmente llamada de CONVERSION. A alta temperatura la reacción se encuentra en equilibrio y es probablemente catalizada por las

cenizas y la superficie del reactor que se encuentra a 1200°F aproximadamente; a menor temperatura se debe emplear un catalizador especial. La reacción 5 se usa para ajustar el contenido de hidrógeno en el gas que contiene demasiado CO, a fin de que la metanación pueda ser efectuada fácilmente. A una temperatura demasiado elevada, la reacción tiende hacia la izquierda, mientras que a no muy altas temperaturas se lleva a cabo hacia la derecha.



El monóxido de carbono y el hidrógeno pueden ser transformados a metano en base a la reacción 6. Como se mencionó ya, se requiere que la relación de H_2/CO deba ser ajustada a un valor adecuado para que la metanación pueda ser llevada a cabo; este valor debe ser cercano a 3. La reacción 6 debe ser efectuada entre 500°F y 900°F, y produce gran cantidad de calor que debido a la baja temperatura, no puede ser empleada para la reacción 3.

Las reacciones indicadas son las más importantes en los procesos de gasificación. Si se analizan las reacciones de la 1 a la 6 se notará que la producción de metano por las reacciones 1 y 2 podría suministrar calor para la 3, produciendo con ello una mayor eficiencia del proceso, por lo mismo que la máxima producción de metano por las reacciones 1 y 2 minimizan el volumen del gas que se produce, limitando así los volúmenes de equipo para tratamiento posterior.

2.3.4 METODOS DE CONTACTO

Todos los procesos de gasificación implican un contacto íntimo del carbón mineral con el medio gasificador. El tipo de contacto que se emplea en ca-

da caso depende de la operación completa del proceso en sí y deberá ser con-siderado en función de las reacciones que se deben llevar a cabo. No exis-te aún una delimitación que señale que son sólo un cierto tipo de métodos - de contacto los que deben emplearse para gasificar carbón, puesto que en la actualidad se encuentran en estudio una gran cantidad de métodos que pueden ser utilizados, sin embargo, se puede indicar que los que a continuación se señalan son los de mayor aplicación por el momento. Para facilitar la ex-plicación, referiré a la siguiente figura, que indica los métodos empleados por algunos de los procesos más interesantes (ver figura 2).

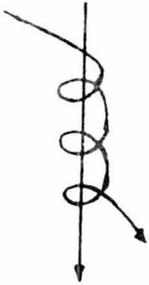
De las gráficas de tipos de contacto mostradas, podrá notarse que los nue-vos procesos manifiestan una clara tendencia a emplear los lechos fluidiza- dos en etapas múltiples, con lo cual se pretende maximizar las reacciones 1 y 2 dadas.

Por lo anterior, podemos señalar que son cinco los tipos de contacto más co-munmente empleados (figura 3) :

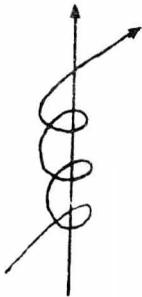
1) Lecho fijo o descendente, el cual es empleado en gran número de proce-sos de pirólisis y en el proceso Lurgi. Las limitaciones de este tipo de - sistema son debidas al necesario control de la porosidad de la cama para lo lo gar una distribución uniforme del flujo de los gases. Esto origina que a a medida que se tenga un diámetro mayor del reactor, los problemas para lo--- gar lo señalado son mayores, originando grandes dificultades de diseño en la escalación de los reactores de este tipo.

2) Suspensión o contacto en fase diluida, que es el tipo de contacto emple-ado en los procesos de Koppers y Texaco y algunos nuevos procesos en etapas

METODOS DE CONTACTO



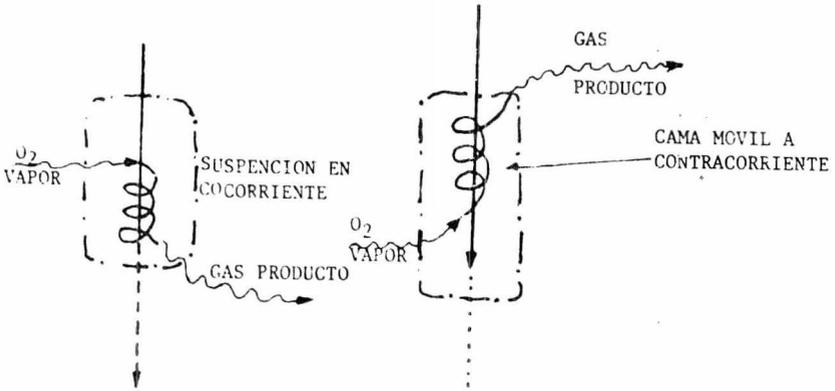
CONTACTO A
COCORRIENTE



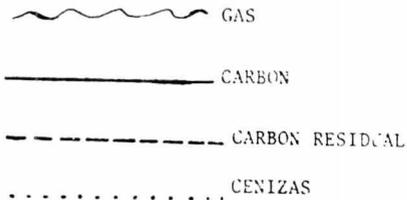
CONTACTO A
CONTRACORRIENTE



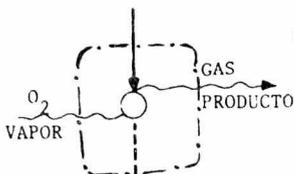
CONTACTO EN
LECHO FLUIDIZO



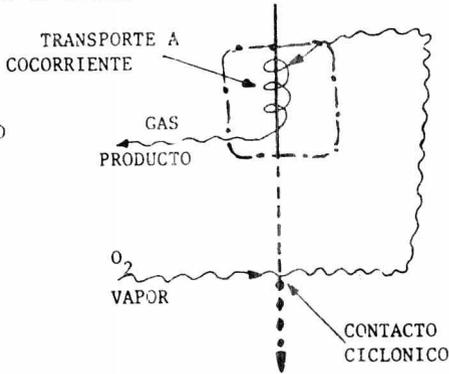
TIPO DE CONTACTO EN EL
PROCESO LURGI



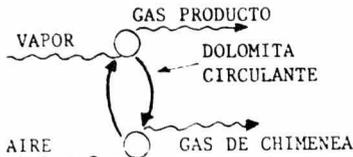
TIPOS DE CONTACTO EN DIVERSOS PROCESOS



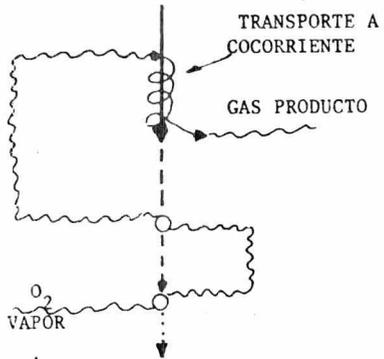
TIPO DE CONTACTO EN EL PROCESO SYNTHANE



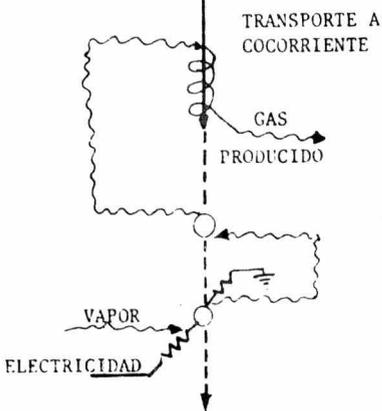
TIPO DE CONTACTO EN EL PROCESO BI-GAS



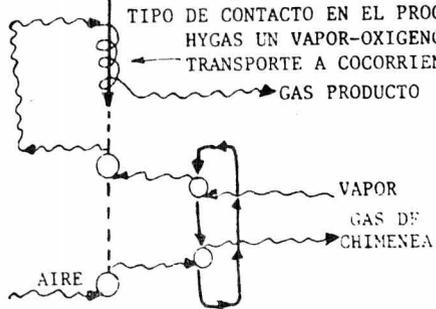
TIPO DE CONTACTO EN PROCESO CO₂-ACCEPTOR



TIPO DE CONTACTO EN EL PROCESO HYGAS UN VAPOR-OXIGENO
TRANSPORTE A COCORRIENTE



TIPO DE CONTACTO EN EL PROCESO HYGAS ELECTROTÉRMICO



TIPO DE CONTACTO EN EL PROCESO HYGAS VAPOR-HIERRO

preliminares de desarrollo. Cuando se emplean reactores con este tipo de contacto, se requieren altas temperaturas para que las reacciones de gasificación se lleven a cabo. En términos generales, este tipo de contacto es empleado en los nuevos procesos (como el BI-GAS) en la consecución de la reacción de hidrovolatilización.

3) Lecho fluidizado, que proporciona el mayor contacto entre los reactantes sólido-gas y permitiendo mayores tiempos de residencia del carbón mineral o residual en la zona de reacción. Los lechos fluidizados generalmente no pueden manejar materiales aglomerantes o altamente viscosos, por lo que la temperatura de los reactores de no debe exceder la del punto de reblancamiento de las cenizas, a fin de evitar la aglomeración y las subsecuentes pérdidas en la fluidización por la formación de gran cantidad de cúmulos o conglomerados de esos materiales. Muchos procesos ahora en desarrollo utilizan la aglomeración de sus cenizas en forma controlada, para mejorar la eficiencia de sus procesos. A fin de evitar la aglomeración, las velocidades deben ser correctamente controladas durante el proceso, y generalmente las velocidades superficiales van de algunas décimas de pie por segundo hasta dos pies por segundo, aunque si se utiliza un sistema de cenizas aglomerantes, la velocidad de fluidización debe ser entre 10 y 50 pies por segundo, previniendo con ello la aglomeración de la cama y las pérdidas de fluidización.

4) Ciclones, contacto que se considera en varios tipos de reactores que actualmente son desarrollados. Este tipo de contacto es una modificación del contacto en suspensión, teniendo como objetivo fundamental la eliminación de las cenizas en forma líquida, lo cual origina la necesidad de operar a alta temperatura. El método opera en la forma bien conocida de un separa-

dor ciclónico.

5) Baños fundidos, que consiste en el uso de una sal fundida en la cual el carbón reacciona con vapor. Generalmente la sal fundida tiene también una acción catalítica, lo cual se considera un punto a favor de estos métodos, aunado a la posibilidad del baño de proporcionar calor y estabilizar la gasificación.

2.3.5 REFRACTARIOS USADOS EN LOS PROCESOS DE GASIFICACION DE CARBON

En el capítulo correspondiente, podrá observarse que los procesos de gasificación de carbón tienen un gran número de variantes que hacen que las condiciones de operación sean muy disímiles, por ello no es posible indicar en todos los casos el tipo de revestimiento que cada proceso utilizará en cada una de sus etapas. A fin de facilitar esta exposición, me basaré en un trabajo elaborado por el Dr. Roy E. Dial (ver bibliografía) al respecto.

Por las variaciones indicadas, los procesos existentes estarán divididos en tres categorías fundamentalmente, las cuales son :

- a) Procesos con etapas a baja temperatura, como son los procesos Lurgi, Hy Gas, Bi-Gas, Synthane, CO₂-Aceptor, hidrógeno Hierro-vapor, Co-Gas. - - (COED).
- b) Procesos con etapas a altas temperaturas, como son los procesos Hy-Gas, Bi-Gas, Koppers-Totzek, Vapor-Hierro y procesos de oxidación parcial.
- c) Procesos de baños fundidos, como son los procesos Kellog (carbonato), A tomics International (carbonato), Applied Technology Corp. (hierro-esco rial).

Por ello cada tipo será indicado por separado.

PROCESOS CON ETAPAS A BAJA TEMPERATURA

Para estos tipos de procesos tenemos variantes, que van desde los procesos en una sola etapa a las etapas múltiples, en lecho fijo y fluidizados, utilizando vapor y aire o vapor y oxígeno, con temperaturas que van desde - 1600°F hasta 1900°F.

TIPOS DE REVESTIMIENTOS

Los gasificadores con etapas a bajas temperaturas generalmente se encuentran recubiertos con alúmina moldeable de alta pureza, densa con bajo sílice y bajo hierro en las partes calientes, sobre otra capa de baja densidad. Otro tipo común es la recubierta de alúmina densa con tuberías enfriadas por agua. En el siguiente dibujo se muestra el arreglo (figura 4).

Se recomienda que la capa aislante sea de bajo sílice y bajo hierro, ya que los reactores operan con corrientes de vapor. Se conoce bien por el proceso para obtener amoniaco que los vapores de agua disuelven el sílice de los materiales cerámicos a temperaturas arriba de 1500°F.

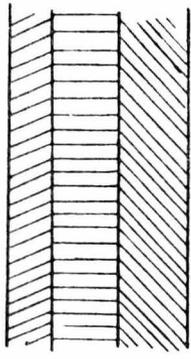
MECANISMOS DE REACCION EN LOS RECUBRIMIENTOS

M.S. Crowley, de Amoco Research, indica que el vapor toma sílice de los recubrimientos de alúmina densa hasta una profundidad de 1/4 a 1/2 pulgada. Por varios métodos de investigación se ha encontrado que si se tiene hidrógeno seco suceden las siguientes ecuaciones :

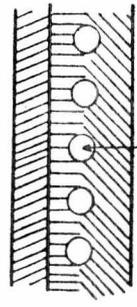


Pero si el hidrógeno está humedo, la reacción no se lleva a cabo.

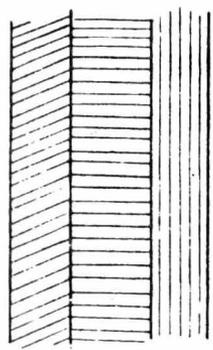
400°F



1600-1900°F



TUBERIAS DE ENFRIAMIENTO



CAPA DE ACERO



ALUMINA MOLDEABLE DE BAJO HIERRO Y ALTO SILICE



ALUMINA MOLDEABLE DE ALTA DENCIDAD, BAJO HIFRRO Y SILICE

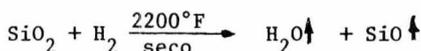


ALUMINA DENSA DE BAJO HIERRO Y SILICE

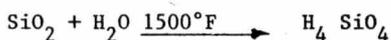


TIPOS DE RECUBRIMIENTOS PARA GASIFICADORES CON ETAPAS A BAJAS TEMPERATURAS

Existen otros mecanismos completamente diferentes para los casos en los cuales se encuentran presentes grandes cantidades de vapor, ya que se ataca al recubrimiento produciendo posiblemente ácido ortosilícico, debilitando la -capa de refractario y precipitando sílice en las áreas de baja temperatura de las corrientes de los gases (lechos metanadores, calderas y quemadores), causando problemas de operación. Las reacciones en este caso, más comunes, son :



la cual es la reducción con hidrógeno de la sílice del refractario.



en presencia de grandes cantidades de vapor, la sílice se disuelve bajo presión. Para que la reacción se lleve a cabo, la temperatura debe ser igual -o mayor a la indicada.

Si se usan aislamientos con bajo contenido de sílice, la degradación se minimiza y se logra una baja permeabilidad de los gases a través de los refractarios.

También es recomendable el uso de carburos de silicio en los casos en que -se tengan sistemas de enfriamiento con tuberías de agua, lo cual se ha estudiado encontrándose poca corrosión y mecanismos diferentes de ataque. Usando esos carburos no se han encontrado depósitos grandes de sílice en los equipos y no se han reportado fallas importantes.

El contenido de hierro de los refractarios debe ser mantenido a su nivel -más bajo, en presencia de monóxido de carbono, a fin de prevenir la forma--

ción de carbono en el interior del recubrimiento por la reacción



IMPORTANCIA DEL MATERIAL DE UNION

El material para pegar los refractarios es también de importancia, y para los recubrimientos de alta alúmina debe ser usado aluminato de calcio. Para condiciones de alta erosión, se pueden encontrar problemas, especialmente a temperaturas entre 1600°F y 1900°F, ya que el aluminato de calcio se debilita en ese rango, pero se recupera a 2100°F y a mayor temperatura. Problemas similares se han encontrado usando refractarios ligados con fosfatos, ya que en atmósferas reductoras y con vapor a alta presión, los fosfatos son atacados químicamente.

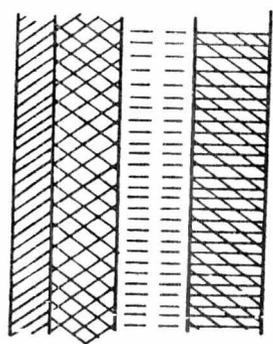
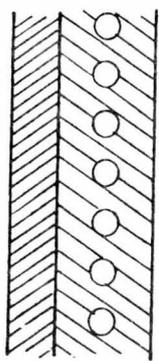
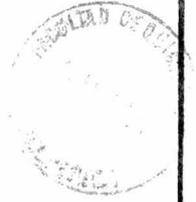
PROCESOS DE GASIFICACION CON ETAPAS A ALTAS TEMPERATURAS

En estos procesos tenemos variantes que van desde etapas únicas hasta sistemas multi-etapas, con lecho fluidizado y con quemadores de cámara abierta, usando vapor y aire u oxígeno, y operando entre 2500°F - 3300°F con presiones de 1 atmósfera hasta 1500 psi.

La información respecto a estos procesos no es muy abundante, sin embargo, se sabe que se han usado preferentemente sistemas con alúmina y tuberías con agua para enfriamiento, como se indica en el dibujo de la figura No. 5.

Para casos con escoria en pequeñas cantidades o sin ellas, existen tres tipos de recubrimientos recomendables :

- a) Alúmina densa, con aislante ligero de grado bajo.
- b) Alúmina densa y aislamiento de alúmina moldeada.
- c) Combinación de moldeados (tabiques) y refractario apisonado continuo.



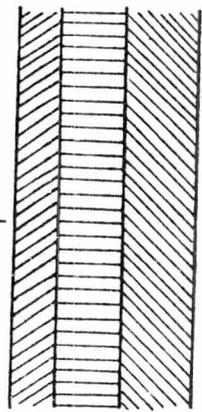
IFB



ALUMINA DE BAJO SILICE Y BAJO HIERRO



ALUMINA DENSA DE BAJO SILICE Y BAJO HIERRO

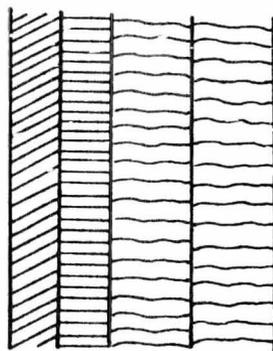
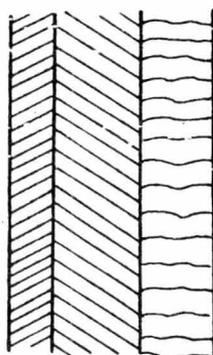


RECUBRIMIENTOS PARA PROCESOS CON ETAPAS A ALTAS TEMPERATURAS

En cualquiera de los casos, el material debe ser de bajo sílice y bajo hierro para la capa más caliente y el aislamiento primario, lo cual previene el ataque del CO y el vapor.

PROCESOS CON BAÑOS FUNDIDOS :

Este caso es semejante al de los procesos que operan con gran cantidad de escorias. Los revestimientos recomendados son los siguientes :



ALUMINA QUEMADA

RECUBRIMIENTOS PARA PROCESOS CON BAÑOS FUNDIDOS

FACULTAD DE QUIMICA	U.N.A.M.
I.Q.M.	ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ
TESIS PROFESIONAL	1976 FIG. 6

Para los procesos que operan a altas temperaturas con escorias móviles, se recomienda emplear un material que sea resistente a la erosión y al ataque químico, a fin de que en su contacto con los líquidos calientes no sean -- fuertemente atacados. Los materiales de alúmina tienen porosidades que -- son penetradas por los líquidos de los baños, de tal forma que se erosiona al material de unión. Por esa razón se han hecho pruebas con alúmina cocida que presentan superficies casi lisas no permeables y son muy resistentes a las condiciones más severas de erosión y corrosión, soportando también los efectos mecánicos de los ambientes de gasificación de carbón.

En los procesos de baños fundidos es deseable seleccionar el grosor de los recubrimientos que pueden originar la solidificación del baño en las zonas de contacto con las paredes del reactor. En plantas piloto se han experimentado capas diversas a base de alúmina y han dado buenos resultados. Los parámetros de los procesos con baños fundidos son incluidos en las tablas siguientes. El proceso de carbonato fundido y otros operan a temperaturas relativamente bajas (entre 1700°F y 1850°F) y presiones de 1200 psi y mayores, pero con efectos erosivos y corrosivos muy severos, especialmente si el baño se encuentra en movimiento. El sistema hierro fundido/escoria fundida opera a 2400°F y posee todas las condiciones adversas de los sistemas de carbonato fundido.

El uso de alúmina calcinada es esencial en estos procesos por los motivos señalados.

TABLA 4
REFRACTARIOS PARA LOS PROCESOS DE GASIFICACION DE CARBONES

PROPIEDADES	ALUMINA		ALUMINA DENSA		CARBURO DE SILICIO
	<u>1</u>	<u>2</u>	<u>3</u>	<u>4</u>	<u>5</u>
Máx. Temp. °F	3300	3300	3300	3300	2700
Densidad LB/PC	75	90	170	175	140
Composición %					
Al ₂ O ₃	94.6	94.1	96.0	96.7	6.6
SiO ₂	0.5	0.5	0.1	0.1	2.2
Fe ₂ O ₃	0.2	0.2	0.1	0.1	1.8
CaO	4.2	4.7	3.6	2.7	5.5
Alcalis	0.4	0.4	0.2	0.3	-.-
Otros	-.-	-.-	-.-	-.-	82.7 SiC
Porosidad %	68	64	26	24	28
Conductividad térmica a 2200° F					
B TU/HR/p ² /Pulg/° F	4.7	5.2	9.6	11.0	68
Resistencia a la compresión psi.	1300	1500	4000	9000	5000
Resistencia a la abrasión	Pobre	Pobre	Muy buena	Muy buena	Muy buena
Resistencia al choque térmico	Falla	Falla	Buena	Buena	Muy buena
NOTAS:	Volumen estable con H ₂ , gases reductores y medios corrosivos.		Extrema resistencia a altas temperaturas, corrosión, a brasión, H ₂ , CO, escorias y metales.		Rugoso, resistente a los ácidos, escorias, metales y erosión.

FUENTE: Dr. Roy E. Dial
Industrial Heating, Nov. 1974, Pag. 59

TABLA 4 (CONTINUACION)
CAPAS REFRACTARIAS PARA LOS PROCESOS DE GASIFICACION DE CARBONES

	ALUMINA	ALUMINA	ALUMINAS		CALCINADAS		CARBURO DE SILICIO	
	DENSA	DENSA	8	9	10	11	12	13
	6	7						
Temperatura máxima	3400	3400	3400	>3400	3300	3200	3100	3100
Densidad LB/PC	90	181	220	227	198	180	160	159
			-235		-213	-191		
Composición %								
Al ₂ O ₃	99.2	99.4	99.3	98.7	94.5	94.5	0.7	0.3
SiO ₂	0.5	0.3	0.1	0.5	1.1	0.1	8.5	1.3
Fe ₂ O ₃	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.7	0.3
CaO	0.1	0.1	0.1	0.1	0.3	0.1	0.2	0.2
Alcalis	0.1	0.1	0.4	0.04	3.9	5.2	-.-	-.-
Otros	-.-	-.-	-.-	0.5 B ₂ O ₃	-.-	-.-	89.6 SiC	18.5 Si ₃ N ₄ 79.1 SiC
Porosidad %	62	26	1.1	1	1.9	4.1	14	15
Conductividad Térmica a 2200° F BTU/Hr/p ² / pulg ² F	7	18	49	50	34	24	109	114
Resistencia a la com- posición, psi	1200	10000	20000	50000	15000	7000	15000	20000
Resistencia a la abra- sión	Pobre	Buena	Excel.	Excel.	Excel.	Falla	Excelente	Excelente
Resistencia al choque térmico	Falla	Falla	Falla	Buena	Falla	Excelente	Excelente	Excelente
NOTAS :	Extrema resistencia a altas temperaturas, ba- jo punto de vacío para H ₂ y ácidos y gases bá- sicos.		Impermeables, baja porosidad, re- sistencia a cargas calientes, atmós- feras aleativas calientes, escorias y metales.				Alta resistencia en caliente, resistencia a baños fundidos escorias y metales ácidos.	

FUENTE : Dr. Roy E. Dial, Industrial Heating, Nov. 1974, Pag. 60

2.3.6 PRODUCTOS DE LA GASIFICACION DE CARBON

En varias ocasiones se ha indicado que en términos generales, de los procesos de gasificación de carbones, se obtienen combustibles en los tres estados de agregación de la materia. En nuestro estudio lo que nos interesa es el producto gaseoso, de tal forma que es conveniente definir algunos términos que frecuentemente aparecen en la literatura, y que aparentemente se refieren a la misma cosa.

Los procesos de gasificación frecuentemente son considerados como todos aquellos que permiten la obtención de gas a partir de cualquier proceso a que se someta el carbón, cosa que no es completamente cierta, como se indica en la definición del primer capítulo.

Todos los productos obtenidos en los procesos del carbón y de algunos materiales carbonáceos, son semejantes en sus aspectos cualitativos, aunque en lo cuantitativo difieren unos de otros. Esa diferenciación ha sido originada por cuestiones meramente empíricas y los nombres dados también lo son, de tal forma que los términos "gas de agua", "gas de chimenea", "gas de coque", "gasógeno", refieren a un solo tipo de gas, pero con diferentes composiciones en los mismos productos. En la tabla que se presenta a continuación (Nº 5), se definen las características de los gases más comerciales, en la cual se puede observar lo anteriormente dicho.

De los gases definidos en la tabla, probablemente ninguno sea el producto exacto de un proceso de gasificación de carbón, pero en todos los casos esos productos son definidos como los enumerados debido a su gran semejanza a alguno de ellos. En otras ocasiones los gases obtenidos, no obstante de ser

TABLA 5 : ANÁLISIS DE GASES COMBUSTIBLES

G A S	CONSTITUYENTES DEL GAS									Densidad Específica (H ₂ O = 1.000)	PC de aire requerido para la combustión de 1 PC de gas.	Contenido Calorífico (BTU/PC) Bruto	Contenido Calorífico (BTU/PC) Neto	Productos de Combustión				% CO ₂ final	Contenido calorífico (BTU/PC) neto de los prod. de combustión. Temperatura de flama corregida para diso- ciación	
	% VOLUMEN													PC/PC Gas						
	CO	CO ₂	H ₂	N ₂	O ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆					Illuminan- tes	CO ₂	H ₂ O	N ₂			Total seco
Gas Natural, Texarkana	0.8	3.2	...	96.0	0.57	9.17	967	873	0.97	1.92	7.29	8.26	11.7	80.2	3580
Gas Natural, Cleveland	1.3	...	80.5	18.2	0.65	10.70	1131	1025	1.17	2.16	8.50	9.67	12.1	81.1	3600
Gas Natural, Oil City, Pa.	1.1	...	67.6	31.3	0.71	11.70	1232	1120	1.30	2.29	9.26	10.56	12.3	81.7	3620
Gas de Retorta de carbón horizontal	8.6	1.5	52.5	3.5	0.3	31.4	1.1	1.1	0.42	5.00	575	510	0.50	1.21	3.99	4.49	11.2	83.5	3665
Gas de coque	6.3	1.8	53.0	3.4	0.2	31.6	2.7	1.0	0.42	5.19	588	521	0.51	1.25	4.13	4.64	11.0	82.7	3660
Gas de coque, Koppers	6.8	2.2	47.3	6.0	0.3	33.9	2.6	0.9	0.44	5.23	591	525	0.54	1.23	4.19	4.73	11.4	82.3	3650
Gas de agua (cañaburado)	33.4	3.9	34.6	7.9	0.9	10.4	6.7	2.2	0.65	4.37	536	496	0.74	0.75	3.54	4.28	17.2	88.5	3815
Gas de agua (azul)	42.8	3.0	49.9	3.3	0.5	0.5	0.53	2.26	308	281	0.46	0.51	1.82	2.28	22.3	89.7	3800
Gas de agua (teórico)	50.0	50.0	0.52	2.39	325	298	0.50	0.50	1.89	2.39	20.9	90.3	3830
Gas de antracita (de productor)	24.0	7.5	16.5	50.2	0.6	1.2	0.85	1.05	134	124	0.33	0.19	1.36	1.69	19.5	65.6	3000
Gas de bituminoso (de productor)	27.0	4.5	14.0	50.9	0.6	3.0	0.86	1.24	150	140	0.35	0.19	1.49	1.84	19.0	69.2	3160
Gas de alto horno	27.5	10.0	3.0	58.0	1.0	0.5	1.00	0.78	102	100	0.38	0.04	1.21	1.59	23.9	61.0	2800
Gas de petróleo (Protero 1920)	6.8	1.0	59.2	2.7	0.1	25.4	3.8	1.0	0.35	4.91	575	510	0.47	1.21	3.91	4.38	10.7	84.2	3725

Tomado de "Combustion", 2a. Edición, Tabla 20, P. 34, American Gas Association, 1926.

la composición de alguno de los mencionados, son llamados por el nombre del proceso por el cual fueron generados, y es así frecuente escuchar los términos "gas Lurgi", "gas Koppers" y otros. En la mayoría de los casos se prefiere utilizar el término "gas de síntesis", haciendo referencia a que el gas obtenido tiene las características y composición adecuadas para someterlo a procesos de síntesis de diversos productos químicos, de los cuales los más frecuentes son la síntesis de metano, metanol y amoníaco, las cuales ya han sido probadas comercialmente desde hace bastante tiempo. En el último caso, la composición del gas es fundamentalmente CO e hidrógeno, cuya relación puede ser ajustada a un valor deseado mediante la reacción de conversión.

A fin de esclarecer aún más la terminología utilizada en gasificación de carbones, es conveniente dar una ligera idea de qué es cada uno de los gases que pueden ser obtenidos en los diferentes procesos.

a) Gas Natural Sintético.- El gas natural es un combustible gaseoso obtenido de los depósitos fósiles subterráneos, y es ampliamente utilizado como combustible industrial y urbano. Su composición típica está dada en la tabla 5, en la cual puede notarse que generalmente este producto está compuesto de una gran cantidad de metano con cantidades variables de etano e inertes (CO₂, nitrógeno y helio). El gas natural comercial debe contener un porcentaje menor al 10% de inertes, con un contenido calorífico entre 1000 y 1100 BTU/PC en condiciones normales de 62°F y 30 pulgadas de mercurio. De esa forma, el gas natural sintético será aquel producto cuya composición sea básicamente metano, etano e impurezas y que reúna el contenido calorífico mencionado, de tal forma que pueda uno ser completamente sustituido por el otro.

b) Acetileno.- Hidrocarburo no saturado utilizado ampliamente en iluminación y soldadura debido a su gran contenido calorífico y excelentes cualidades en la combustión. Del carbón puede ser obtenido por medio de la pirólisis rápida y a alta temperatura, procesos en los cuales es el producto principal. Debido a sus características, su manejo y obtención deben ser rigurosamente vigiladas.

c) Gas de Alto Horno.- Es un subproducto del proceso de fusión y reducción de los minerales de hierro en el alto horno; empleando coque como combustible e insuflado de aire en las toberas. El gas de alto horno puede ser así considerado como un producto de la gasificación del carbón. Aproximadamente un tercio del gas producido es utilizado para el calentamiento de las estufas de precalentamiento del aire, mientras que el resto es quemado. Debido a la forma en la cual sale por el tragante (razón por la que frecuentemente es llamado "gas de tragante"), el gas debe ser perfectamente limpiado antes de su uso, además que su bajo contenido calorífico obliga a un precalentamiento del mismo, en ciertos usos.

d) Gas de agua (azul).- Es el producto de la interacción entre vapor y sólidos carbonáceos altamente calentados. En el proceso de obtención, el combustible sólido es calentado por insuflado de aire, para inmediatamente después inyectar el vapor hasta que la temperatura baje hasta cierto nivel, para de nueva cuenta insuflar aire, después vapor y así sucesivamente.

e) Gas de agua (carburado).- El gas de agua (azul) es de un contenido calorífico muy bajo, por lo cual es común que se le mezcle con otros gases de mayor contenido calorífico, con lo cual aumentan sus características po

sitivas en la combustión y se le da el nombre de "carburado".

f) Gas de retorta de carbón.- Es obtenido por la destilación destructiva de carbón bituminoso, dándole las características deseadas mediante el control de las variables del proceso.

g) Gas de coque.- Es un gas de carbón derivado de la destilación del carbón aglomerante cuando es sometido al proceso de coquización. La cámara de carbonización es generalmente mayor que la de las retortas y permite la fácil expulsión de los volátiles mediante el calentamiento.

h) Gas de Petróleo.- Gas obtenido de la gasificación de diversos hidrocarburos líquidos, derivados del petróleo, en un proceso de tipo ciclónico semejante al de la producción de gas de agua.

i) Gas de Productor.- Se genera por el insuflado de aire y vapor en una cama profunda y caliente de carbón o coque. El contenido calorífico del gas es bajo debido al alto porcentaje de nitrógeno que contiene. Para la obtención de este gas pueden ser empleados diversos tipos de combustibles sólidos, desde desperdicios orgánicos hasta carbón con alto contenido de volátiles. Lo anterior origina una gran variación en el contenido calorífico del gas, pero generalmente no pasa del rango 110-200 BTU/PC.

j) Gas Reformado.- El término es generalmente aplicado a los gases de bajo contenido calorífico, obtenidos por la pirólisis de diversos combustibles, así como por la descomposición con vapor de otros gases y líquidos -

de alto contenido calorífico, generalmente hidrocarburos (el caso de la reformación del gas natural es probablemente el más conocido, junto con los procesos de conversión de las naftas). Algunos de los procesos de reformación son también catalíticos y tienen importantes aplicaciones en la actualidad.

k) Gas de Síntesis.- Generalmente es obtenido por la gasificación de combustibles hidrocarbonáceos o carbonáceos, tales como carbón, desechos orgánicos sólidos, estiercol, así como diversos hidrocarburos, que van desde el gas natural, hasta los residuos de petróleo, tanto ligeros como pesados. La composición del gas de síntesis es fundamentalmente hidrógeno y CO en relación de 3 a 1 o más, pero en ningún caso menor de 2, ya que esa es la cantidad mínima de hidrógeno que debe tenerse para que los procesos de síntesis puedan llevarse a cabo.

Es frecuente encontrar que los términos aquí mencionados no son empleados en todas las industrias. Eso se debe a la forma empírica en la cual los nombres han sido dados y en esta breve explicación no se pretende cubrir toda la terminología empleada para definir los gases obtenidos en los procesos de gasificación. De esa forma, cuando algún gas obtenido en un proceso de gasificación es llamado en una forma particular (tal como el caso de "gasógeno" para el gas de coque), bastará ver el proceso que le dio origen y su composición, y podremos enmarcarlo en alguno de los tipos que se han mencionado.

Algunos diccionarios técnicos incluyen ya algunas notas al respecto, por lo que se recomienda al lector que acuda al que se cita en la bibliografía en caso de ser necesario.

2.3.7 PURIFICACION DE LOS GASES

Los gases producidos en los reactores de gasificación contienen muchas impurezas, las cuales deben ser removidas, y que son principalmente, si se considera el metano como producto final deseado :

- Monóxido de carbono e hidrógeno, los cuales pueden reaccionar entre sí para producir más metano.
- Compuestos aromáticos, aceites pesados y breas, los cuales pueden ser recuperados como subproductos si se desea, para ser empleados como combustible o bien recirculados al gasificador y ser gasificados.
- Sólidos diversos, los cuales son arrastrados por los gases y que después de su separación son descargados como desperdicio o en su caso, - retornados al gasificador si son aún susceptibles de ser usados.
- Gases ácidos, tales como bióxido de carbono, ácido sulfhídrico, ácido cianhídrico y COS, los cuales deben ser eliminados como constituyentes gaseosos indeseables, para posteriormente recuperar de ellos azufre elemental si se desea.
- Otros gases y vapores, tales como amoniaco y vapor de agua, los cuales pueden ser indeseables en el gas producto. El amoniaco es susceptible de ser procesado para producir un compuesto comercial.

Las cantidades de esas impurezas varían notablemente de proceso a proceso y de reactor a reactor, pero en todos los casos y en función del proceso - empleado para gasificar, el equipo empleado para la gasificación de los gases se lleva a cabo con una combinación de los siguientes métodos :

- separación de sólidos, eliminando todos o la mayor parte de los finos en los gases.
- enfriamiento y condensación para la remoción de todas las sustancias de bajo punto de fusión, tales como agua, aceites y otros productos químicos.
- absorción por interacción de los gases con agua, aceites u otros productos químicos.
- adsorción para remover pequeñas cantidades de compuestos de azufre, aceites y agua.
- tratamiento catalítico, para la metanación del CO y H₂ que desde luego no es un tratamiento de limpieza en toda la expresión de la palabra, pero que logra los objetivos pedidos a un proceso de ese tipo.

Para todos los procesos de gasificación se considera que el empleo de sólo uno de los métodos señalados es inadecuado para lograr la limpieza total, de tal forma que es recomendable usar cuando menos dos de los métodos indicados.

El orden en el cual deben ser empleados estos métodos dentro del proceso de limpieza debe ser cuidadosamente seleccionado para cada tipo de gasificador, procurando lograr la combinación que mayor economía implique y que represente mejores logros desde el punto de vista de la contaminación.

SEPARACION DE SOLIDOS

La separación de los sólidos puede ser llevada a cabo por cualquiera de los procesos convencionales, procurando evitar en todos los casos que la

temperatura de operación se mantenga lo suficientemente alta para evitar - la condensación de los vapores o gases. Los equipos más comunes que se em plean son los que a continuación se indican :

- a) Ciclones.- Como en todos los casos, se trata aquí de cilindros largos de sección circular o cónica que reciben el gas a alta velocidad y en en forma tangencial, creando con ello una fuerza centrífuga que impulsa - las partículas contra las paredes del cilindro de donde son conectadas y eliminadas, mientras que el gas sale por el extremo opuesto a su entrada y por la parte central del cilindro. La eficiencia de este equipo es particularmente buena para finos de más de 15 micras en diámetro y para finos que presenten propiedades aglomerantes.

- b) Precipitadores electrostáticos.- Este tipo de equipo es ampliamente - conocido, operando mediante la formación de superficies iónicas en los sólidos a separar, creando con ello fuerzas estáticas que les atraen a los electrodos de colección. Con voltajes entre 3×10^4 a 10^5 voltios, la eficiencia de colección es entre 90% y 99%. Para la purificación - de los gases, este equipo ha sido operado a 1200°F, pero en todos los casos la temperatura límite deberá verse influenciada por el tipo de - material de construcción.

- c) Colectores mecánicos.- Corresponde al equipo de limpieza propio para acoplarse a los ciclones, tales como precipitadores de choque, colecto res inerciales u otro que utilizan fuerzas centrífugas para ayudar a - la separación. Las capacidades y eficiencias varían en un rango amplio dependiendo del principio de separación y la aplicación del mismo, cosa que también sucede con los costos.

d) Filtración a alta temperatura.- Este tipo de método de limpieza a alta temperatura está generalmente limitado por la estabilidad térmica del medio filtrante, pero en general los productos para ese efecto no son operables arriba de 600°F, lo cual limita su aplicación en la gasificación de carbón, ya que los gases producidos se encuentran generalmente entre 600°F y 1700°F. Continuamente se llegan a emplear asbestos y diversos tipos de fieltros, ya que las fibras minerales son demasiado frágiles para este uso. En años recientes se ha experimentado constantemente el uso de lechos fijos de sólidos en tamaño homogéneo, acompañado de soplado en la dirección opuesta a la de inyección de los gases y se tienen grandes esperanzas de este método para procesos futuros.

ENFRIAMIENTO Y CONDENSACION

La eliminación de los productos condensables es económicamente adecuada si se enfría el gas a temperatura cercana a la ambiente mientras se genera vapor, recuperando con ello energía en cantidades considerables. En todos los casos, la cantidad de condensables eliminada es establecida por el equilibrio vapor-líquido a la temperatura, presión y otras condiciones del sistema. El agua y aceites pesados pueden ser llevados hasta un nivel suficientemente bajo, mientras que los aceites ligeros son removidos en un 85% y 90% (entre ellos benceno), aunque en ocasiones se requieren tratamientos subsecuentes para llevar los aceites a una concentración aceptable.

ABSORCION

Se desea la solución selectiva de los compuestos gaseosos, usando métodos tanto físicos como químicos para lograr ese objetivo. Existen varios méto

dos interesantes que tienen ese objetivo, y son expuestos a continuación :

- a) LAVADO CON AGUA. Después del enfriamiento y la condensación, los gases contienen pequeñas cantidades de amoníaco no deseado. El amoníaco es fácilmente eliminado por lavado a contracorriente del gas con agua pura o ligeramente acidificada, lográndose a la vez la eliminación de una pequeña parte de los gases ácidos. El agua de lavado, junto con aquella que se obtuvo en el enfriamiento y condensación, es sometida a baja presión y calentamiento, a fin de separarla de los gases ácidos disueltos. El gas ácido contiene generalmente 15% de amoníaco y el resto se compone de H_2S y CO_2 principalmente y con restos de vapor, los cuales serán separados como se indicará más adelante.
- b) LAVADO CON ACEITE. Parte de los aceites de bajo punto de fusión, entre estos el benceno, son arrastrados por el vapor de la etapa de enfriamiento y condensación, los cuales pueden ser separados por absorción con aceite de alto punto de ebullición a contracorriente y a temperatura cercana a la ambiental. El aceite usado para el lavado es purificado en columnas separadoras a baja presión, para ser recirculado. El gas lavado, por su parte queda aún con aceite de absorción en pequeñas cantidades, las cuales deberán ser eliminadas usando un adsorbente, como el carbón activado.
- c) LIMPIEZA CON OTROS PRODUCTOS QUIMICOS. Los gases producidos en el gasificador tienen grandes cantidades de gases ácidos, como el H_2S y el CO_2 , los cuales deben ser separados simultáneamente del gas mediante un solvente. Un segundo paso, en el cual el H_2S y el CO_2 son separados, puede ser empleado si se desea obtener el azufre en su estado elemental por

medio del proceso Claus.

Otro tratamiento que puede ser usado es la separación del H_2S y el CO_2 por pasos sucesivos, en los cuales el primero produce gas concentrado de H_2S y el CO_2 por pasos sucesivos, en los cuales el primero produce gas concentrado de H_2S y el segundo paso produce CO_2 sin contaminantes y que puede ser directamente enviado a la atmósfera. La selección entre las dos alternativas presentadas debe ser valorada en función de los costos, ya que ambos limpian adecuadamente el gas y evitan en igual forma los problemas de contaminación.

Ya se han probado un buen número de procesos de absorción, los cuales han sido clasificados en tres categorías, que son :

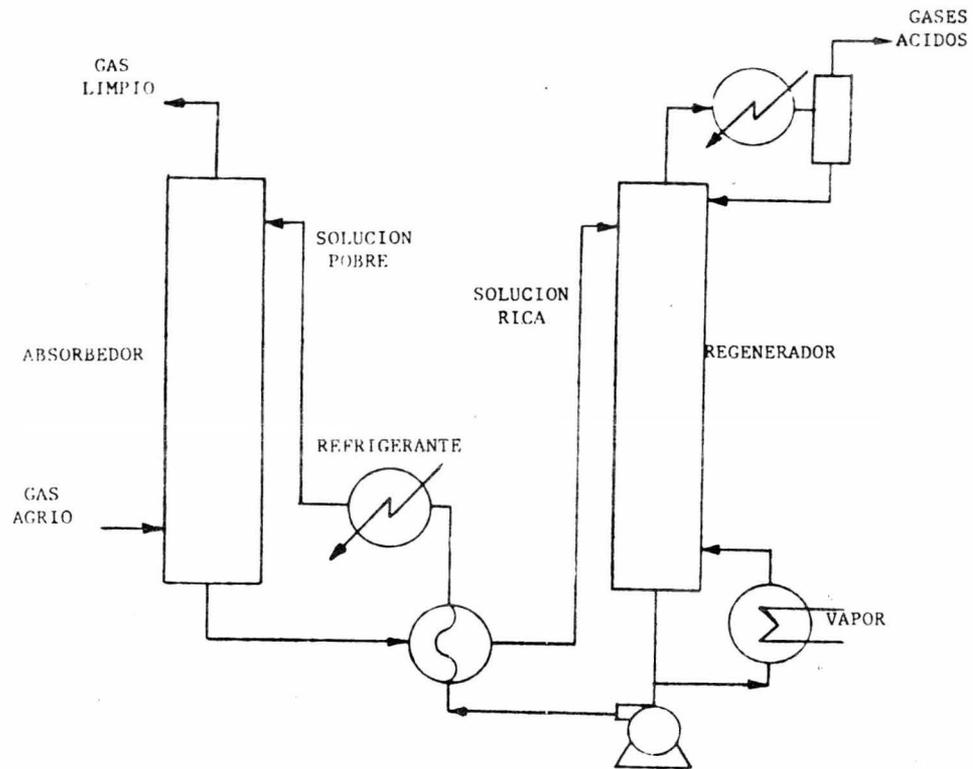
- absorción química
- absorción física
- absorción y conversión

los cuales serán explicados brevemente a continuación :

- Absorción química con compuestos básicos orgánicos. Consiste en hacer reaccionar el gas con un solvente básico, ya sea orgánico o inorgánico, para formar una sal. Los principales procesos que operan en este principio, son los que se incluyen en la tabla 6 anexa.

Los tres procesos pueden ser ajustados a un diagrama del tipo siguiente (figura 7).

FACULTAD DE QUIMICA U.N.A.M.
I.C.M. ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ
TESIS PROFESIONAL 1976 FIG. 1



PROCESO AMINE

T A B L A 6

PROCESOS DE LIMPIEZA POR ABSORCION QUIMICA

PROCESO	COMPONENTE ACTIVO	SOLUCION	PUREZA DEL GAS TRATADO		PUREZA OBTENIBLE	
			H ₂ S	CO ₂	H ₂ S	CO ₂
Amine	Monoetanolamina (MEA)	15% MEA en agua	Abajo de 4 ppm	100 ppm	1 ppm	20 ppm
	Dietanolamina (DEA)	15% DEA en agua	Abajo de 400 ppm		50 ppm	200 ppm
Economine	Diglicolamina (DGA)	50-70% DGA en agua	4 ppm	100 ppm	4 ppm	100 ppm
Alkazid	Solución "M" o "DIK"	25% en agua	10-40 ppm	99% Eliminado	15 ppm	200 ppm

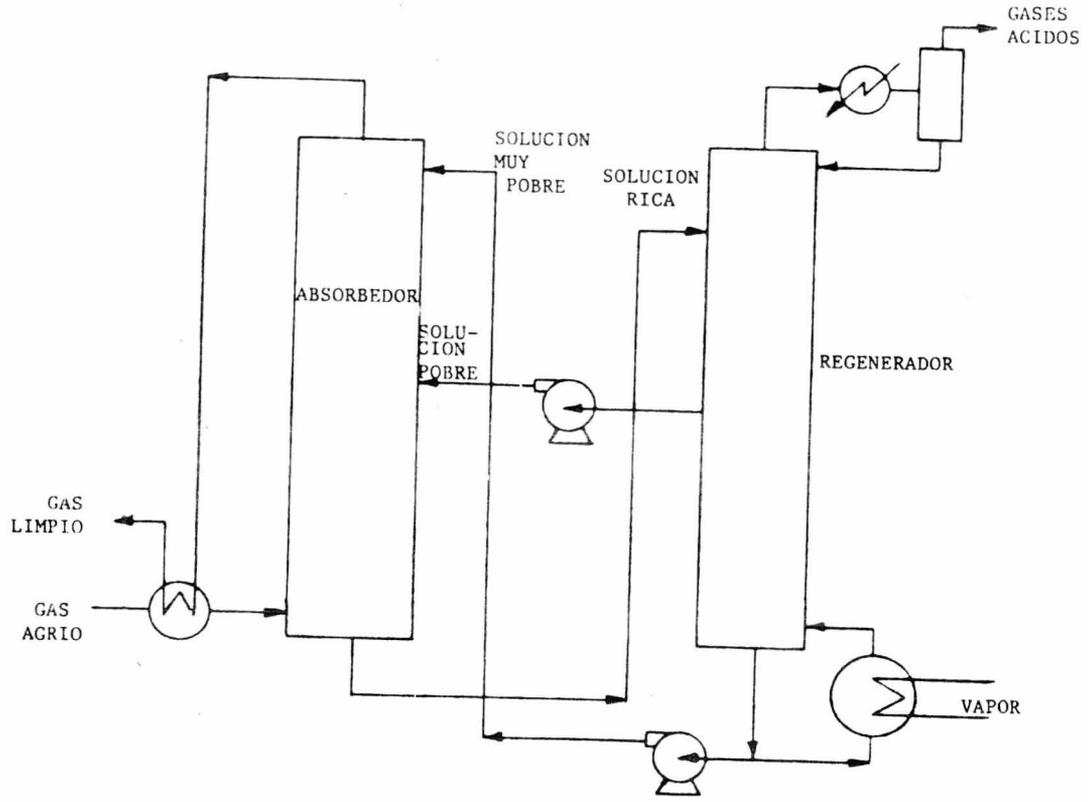
El gas agrio es puesto a contacto a contracorriente con la solución absorbente, reaccionando para formar sales. El gas solvente se limpia por reducción de presión y calentamiento para ser reciclado al absorbedor después de enfriamiento. La eliminación selectiva del gas conteniendo H_2S y CO_2 puede ser realizada solamente usando la solución "DIK" del proceso Alkazid.

Usando alguno de estos procesos frecuentemente se puede notar que los costos de operación son grandes debido a pérdidas de los ingredientes químicos por vaporización o sobrecalentamiento, además que existen muchos problemas de conversión y de formación de espumas, o bien que la monoetanolamina forma productos de degradación no regenerables, dando como resultado problemas que pueden afectar la aplicación práctica de ellos.

Absorción química con compuestos básicos inorgánicos. Opera con soluciones básicas inorgánicas. Para explicar cómo opera tomaremos el ejemplo del proceso de carbonato de potasio caliente que se muestra en el siguiente diagrama (figura 8).

El proceso de carbonato caliente está restringido a altas presiones de absorción y gases con alto contenido ácido ya que los gases ácidos deben ser físicamente absorbidos antes de que reaccionen químicamente. El CO_2 del gas tratado será entre 0.1% y 2%, mientras que el H_2S puede reducirse hasta 10 ppm.

En este proceso el CO_2 y el H_2S eliminados se combinan con K_2CO_3 a temperaturas entre $180^\circ F$ y $250^\circ F$. La regeneración se logra llevando la solución a la misma temperatura pero a menor presión, eliminando algunos inter



PROCESO CARBONATO CALIENTE

FACULTAD DE QUIMICA	U.N.A.M.
I.O.M. ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ	
TESIS PROFESIONAL 1976	FIG. 3

cambiadores de calor usados en el proceso de tipo etanolamina.

La solución conteniendo entre 20% y 30% de carbonato de potasio, entra en contacto a contracorriente con el gas en el absorbedor. Los gases absorbidos son eliminados de la solución de carbonato en una columna de ebullición, de donde son recirculadas las soluciones absorbentes a la mitad y al final de su regeneración, proporcionando niveles de limpieza de impurezas residuales.

Los procesos del tipo Benfield y Catacarb son basados en mejoras catalíticas del proceso de carbonato caliente. Los catalizadores aceleran la velocidad de absorción y limpieza de la solución, originando en menores flujos de solución, menor equipo necesario y menores requerimientos de calor con una mayor eliminación de gases ácidos. Aún están pendientes de solución algunos problemas de corrosión, erosión y formación de espumas, así como la degradación de la solución por la formación de sulfatos.

d) Absorción física.- Se trata de la absorción de un ácido en una solución sin ninguna reacción química. Los procesos más conocidos y más aplicados son los que se indican en la tabla 7.

PROCESOS PURISOL, FLUOR Y SELEXOL.

Los procesos Purisol, Fluor y Selexol pueden ser representados por el siguiente diagrama (figura 9).

Estos procesos presentan varias ventajas, entre las cuales se encuentran la alta solubilidad del H_2S y CO_2 en el absorbedor, consumo mínimo de ca-

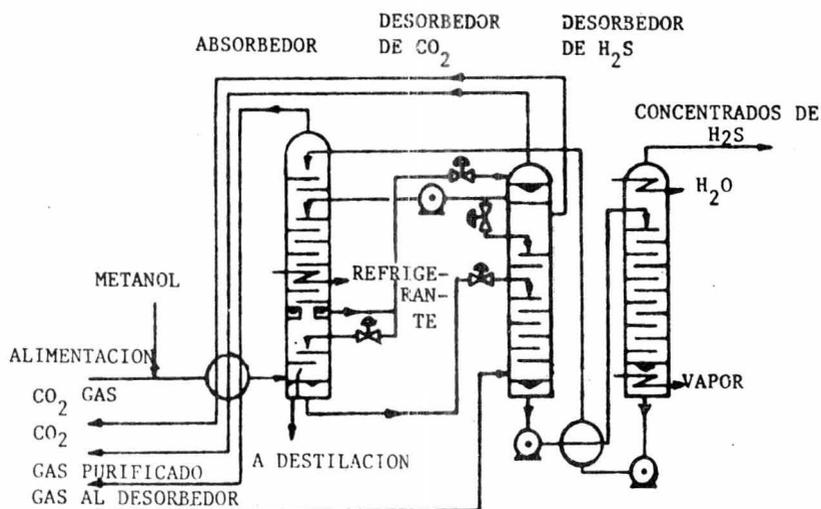
T A B L A 7

PROCESOS: PURISOL, FLUOR, SELEXOL, RECTISOL Y SULFINOL

PROCESO	DESARROLLADO POR	SOLVENTE	GAS TRATADO		PUREZA H ₂ S	ALCANZABLE CO ₂
			H ₂ S	CO ₂		
Purisol	Lurgi	N-metil-2-pi- rrolidona	4 ppm	2-3%	2 ppm	10 ppm
Fluor	Fluor	Carbonato de propileno	Arriba de 4 ppm	1-2%		
Selexol	Allied	Eter dimetílico polietileno glicol	4 ppm	2-4%		0.5%
Rectisol	Lurgi	Metanol	3 ppm	60 ppm	1 ppm	10 ppm
Sulfinol	Shell	Tetrahydro-tio- feno 1-1 dióxido (sulfoleno) más diisopropa- nol amina (DIPA)	4 ppm	abajo de 0.5 %	1 ppm	200 ppm

PROCESO RECTISOL

Por su parte, el proceso Rectisol, siendo similar a los tres procesos indicados ya, tiene como diferencia la temperatura de absorción, ya que ésta se lleva a cabo entre 0°F y -80°F , usando metanol como solvente. La baja temperatura de operación permite altas concentraciones del soluto y el gas tratado contiene un mínimo de impurezas. El proceso es bastante flexible y puede ser adaptado para las calidades deseadas tanto en la absorción como en la desorción. El proceso puede ser representado por el siguiente diagrama de bloques :



PROCESO RECTISOL

FACULTAD DE QUIMICA		U.N.A.M.
I.Q.M.	ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ	
TESIS PROFESIONAL 1976		FIG. 10

El proceso Rectisol consta de tres secciones : la primera sección es el lavado previo para la eliminación de gas, nafta, hidrocarburos no saturados y otras impurezas de alto punto de ebullición. La segunda parte elimina el CO_2 , H_2S y el COS . La cantidad de CO_2 eliminada se puede ajustar dependiendo del uso final del gas. El gas que sale de esta sección tiene la pureza requerida para la síntesis de CH_4 , con un contenido de menos de 0.2 ppm de azufre. En la última sección, la porción restante de CO_2 es eliminada y también el gas es deshidratado.

En la primera sección el solvente usado es inicialmente tratado para eliminar los hidrocarburos disueltos y después por una destilación de dos pasos eliminar los restantes y separar el agua del solvente. Los hidrocarburos, consistentes principalmente de nafta, son recobrados para uso en la planta o alternativamente usado como un subproducto de bajo contenido de azufre, aromático que tiene un valor comercial.

En la segunda sección una unidad de regeneración en caliente se utiliza para separar por evaporación los componentes ácidos del fluido. En este circuito del solvente, entre la absorción y la regeneración final, se puede instalar una columna rectificadora llamada reabsorbedor para concentrar el H_2S en el fluido ácido para poder tratarlo en una unidad de Claus para obtener azufre elemental. La última sección no tiene unidad de regeneración separada debido a que el solvente regenerado que viene del regenerador en caliente de la segunda sección, se usa primero en la absorción de CO_2 en la última sección y así parcialmente cargado con CO_2 se usa para la absorción de H_2S y COS en la segunda sección.

Todas las impurezas contenidas en el gas, pueden ser efectiva y completamente eliminados por el proceso Rectisol, esta habilidad ha sido demostrada en 15 instalaciones comerciales. Las instalaciones Rectisol han demostrado - que una pureza de 0.2 ppm total de azufre puede ser mantenida continuamente con factores de flujo de 95%.

PROCESO SULFINOL

El proceso Sulfinol es muy similar al usado para los procesos con etanolamina. La mezcla de solventes combina la absorción física en el sulfolano y - la absorción química en el DIPA, ambas llevadas a cabo a temperatura ambiente, mientras que la regeneración se lleva a cabo a mayores temperaturas pero a presión atmosférica.

El proceso presenta una degradación mínima del solvente, no tiene mayores - problemas de corrosión y puede ser usado en un amplio rango de presiones, - pero el solvente que usa es caro y permite la absorción rápida de los hidrocarburos pesados, los cuales deben ser separados más tarde.

e) Absorción y Conversión.- El H_2S de los gases producidos en la gasificación de carbón son eliminados por una variedad de procesos que lo transforman a azufre elemental. Muchos de estos procesos han sido también eliminados; sin embargo, dos procesos siguen teniendo importancia, los cuales - son :

T A B L A 8

PROCESOS GIAMMARCO-VETROCOKE Y STRETFORD

PROCESO	SOLUCION	GAS TRATADO	
		H_2S	CO_2
Giammarco-Vetrocoke	K_3AsO_3	1 ppm	puede ser removido
Stretford	$Na_2CO_3 + Na_2VO_3 +$	1 ppm	no cambia

compuestos orgánicos y catalizador.

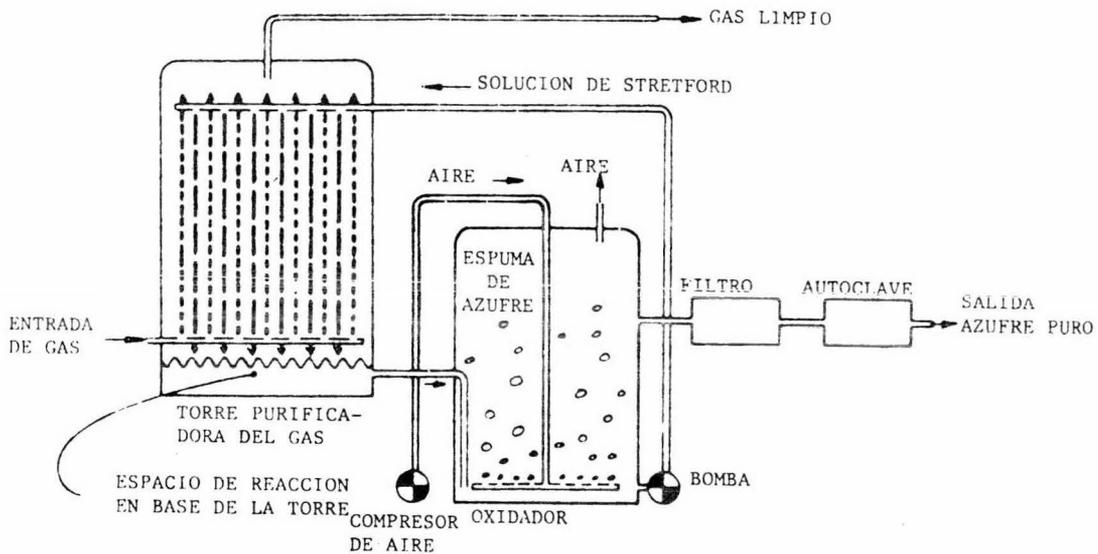
PROCESO GIAMMARCO-VETROCOKE

En el proceso Giammarco-Vetrocoke el H_2S reacciona con arsenito para dar -trioarsenito, el cual a su vez reaccionará con arsenatos para formar mono-trioarseniato. Cuando la solución es insuflada con aire, el monotioarse--niato es convertido a arsenito y azufre elemental.

PROCESO STRETFORD

La absorción del H_2S en el proceso Stretford se lleva a cabo formando sulfito ácido de sodio, que se transforma a azufre elemental por reducción - con vanadio que pasa de su estado de oxidación +5 a +4. En la regeneración de la solución con insuflado de aire, se reoxida el vanadio y el azufre se recupera. Este proceso puede ser representado por el siguiente diagrama - (figura 11).

El proceso Stretford permite la eliminación selectiva del H_2S con una excelente pureza en el gas limpio utilizando una presión que no influye en la separación y sin necesidad de una planta Claus. Sin embargo, los flujos - de la solución deben ser altos siendo el componente activo caro y su pérdida representa un contaminante peligroso, ya que se puede producir un com--puesto de arsénico que es venenoso, de igual forma que puede contaminar el azufre y no llegar a la pureza que da una instalación Claus, originando - con todo ello un costo de inversión alto.



PROCESO STRETFORD

FACULTAD DE QUIMICA U.N.A.M.
 LIC. ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ
 TESIS PROFESIONAL 1976 FIG. 11

f) Eliminación de Agua mediante Adsorción por Deshidratación Glicólica.- La deshidratación de grandes cantidades de gas es práctica común empleando lavados con dietileno y dietilenglicol. Las corrientes de glicol contienen de 1% a 5% de agua y son puestas en contacto a contracorriente con el gas en el absorbedor. El contenido de agua del gas secado está en función de la pureza del glicol usado. Para reciclar el glicol es pasado a una columna regeneradora que opera a alta temperatura.

Los glicoles presentan una excelente estabilidad y no son costosos, además que su presión de vapor es baja y no son altamente higroscópicos. El costo de la deshidratación del glicol empleado es el menor y el nivel de pureza obtenido es aceptable para gas de tubería. El proceso puede ser más fácilmente comprendido observando la figura 12.

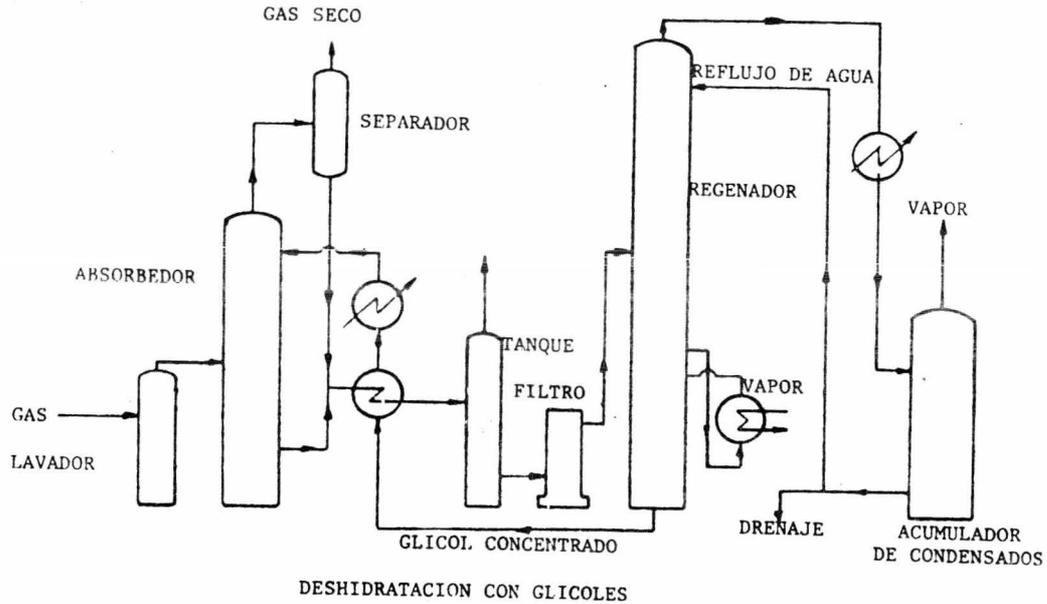
ADSORCION

La adsorción es la concentración selectiva de las impurezas en la superficie y en los poros de materiales sólidos específicos, aunque generalmente el término es también usado para definir la reacción química de las impurezas con una superficie sólida. Los procesos de adsorción generalmente son llevados a cabo con lechos fijos del material adsorbente que se reemplaza cuando su capacidad de adsorción ha sido superada o bien son regenerados por calentamiento, por lo que es común tener dos lechos para operar uno mientras el otro está siendo regenerado.

ELIMINACION DE IMPUREZAS DE AZUFRE

Los procesos de adsorción producen un gas limpio que es susceptible de en tubación, pero cuando el gas debe ser procesado catalíticamente, pequeños

FACULTAD DE QUIMICA U.N.A.M.
I.O.M. ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ
TESIS PROFESIONAL 1976 FIG. 19



contenidos de azufre representan un problema serio para los catalizadores. Para los procesos de metanación convencional que usan catalizadores de níquel, la vida del mismo es cerca de dos años con menos de 0.07 ppm de azufre.

CARBON ACTIVADO

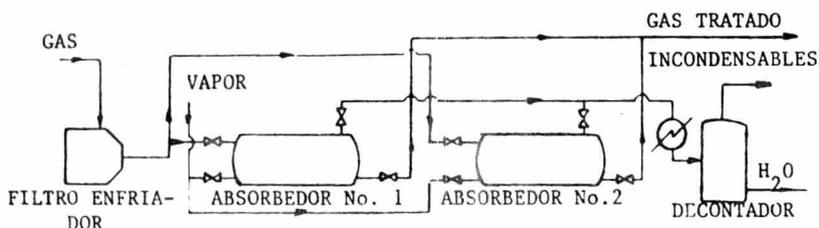
Para lograr concentraciones bajas de azufre el gas pasa a través de camas de carbón activado impregnado con óxidos metálicos, eliminando el H_2S , tiofenos, mercaptanos y otros compuestos de azufre. Cuando la capacidad de la cama se ha logrado, se remueve de servicio y es regenerada por medio de vapor y aire, pero algunas proporciones de azufre quedan depositadas en los poros del carbón y degradan paulatinamente la capacidad de la cama, de tal forma que los ciclos repetidos de adsorción y regeneración originan que el carbón deba ser sustituido. Un proceso típico para este uso del carbón activado se presenta en la figura 13.

TRATAMIENTO CON HIERRO ESPONJOSO

Este proceso es económico tratándose de limpieza de gases con menos de 300 ppm de H_2S y no se requiere eliminar CO_2 . El hierro esponjoso es preparado por impregnación con madera de los óxidos de hierro, conteniendo aproximadamente 7 libras de óxido de hierro por pie cúbico. La esponja es cargada a la cámara de tratamiento y el gas agrio es alimentado a temperatura ambiente, removiendo 0.64 lb de ácido sulfhídrico a 100% de eficiencia por cada libra de óxido de hierro. El hierro agotado es reemplazado con material nuevo y regenerado con oxidación al aire. El proceso remueve completamente el H_2S a cualquier presión aún en presencia de oxígeno y requiere una pequeña inversión, aunque el cambio del hierro debe ser frecuente y aún no se opera continuamente.

ELIMINACION DE ACEITES

El gas tratado por absorción con aceite a alta presión generalmente contiene menos de 500 ppm de vapor de aceite residual y en las etapas subsecuentes se requiere una concentración cercana a cero, para lo cual se usa el carbón activado. El carbón activado es especialmente procesado a partir de carbón residual preparado de maderas, carbones o desperdicios de los procesos de papel. La activación incrementa la porosidad y el área superficial del carbón, mejorando con ello su selectividad e incrementando su capacidad de carga. La regeneración del carbón se efectúa por medio de vapor de agua, ya que los aceites adsorbidos son rápidamente recuperados por condensación



ABSORBEDORES DE LECHO FIJO

FACULTAD DE QUIMICA	U.N.A.M.
I.C.M.	ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ
TESIS PROFESIONAL 1976	FIG. 13

y separación del agua.

ELIMINACION FINAL DEL AGUA

En ocasiones el contenido de agua del gas debe ser reducido a un nivel tal que pueda ser convenientemente presentado, aún abajo de los resultados del procesado con glicoles. Para ello se usan frecuentemente adsorbentes tales como sílica gel, tamices especiales, alúmina activada, los cuales logran una deshidratación adecuada. El proceso es similar en su arreglo al descrito en los sistemas de lechos fijos.

La regeneración del adsorbente se logra por el paso de gas seco caliente a través del lecho, para después de su enfriamiento y regeneración volver al servicio.

RECUPERACION DE AMONIACO

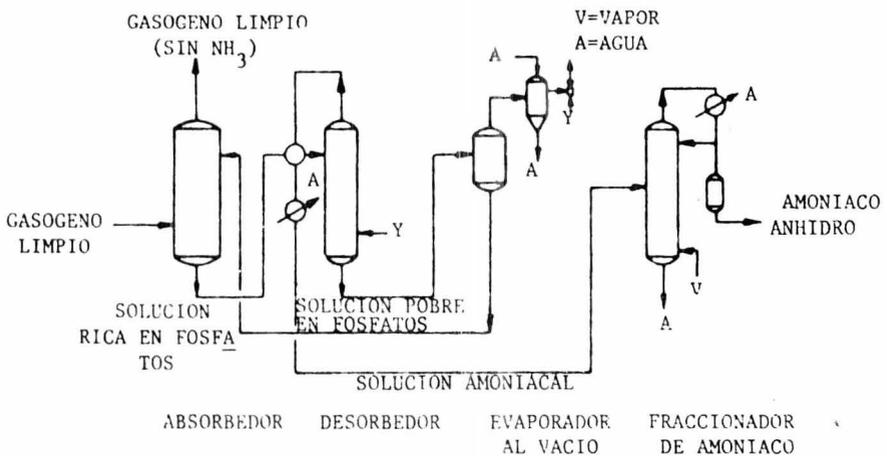
El amoniaco puede ser recuperado de los gases concentrados con lavados a base de ácidos fuertes como el H_2SO_4 y H_3PO_4 , de tal forma que la sal de amonio obtenida pueda ser comercializada.

Uno de los métodos más conocidos para ese objeto es el Phosam desarrollado por la compañía U.S. Steel Corp.

PROCESO PHOSAM

En este proceso el gas rico en amoniaco es lavado con una solución acuosa conteniendo fosfato ácido de amonio. Para explicar más fácilmente el proceso nos referiremos al diagrama de la figura N° 14.

Después de eliminar otros gases disueltos, la solución es liberada de NH_3 por calentamiento a alta presión. Después de la eliminación del NH_3 , la solución es enfriada y recirculada al absorbedor y el NH_3 es separado del agua para producir amoniaco anhidro.



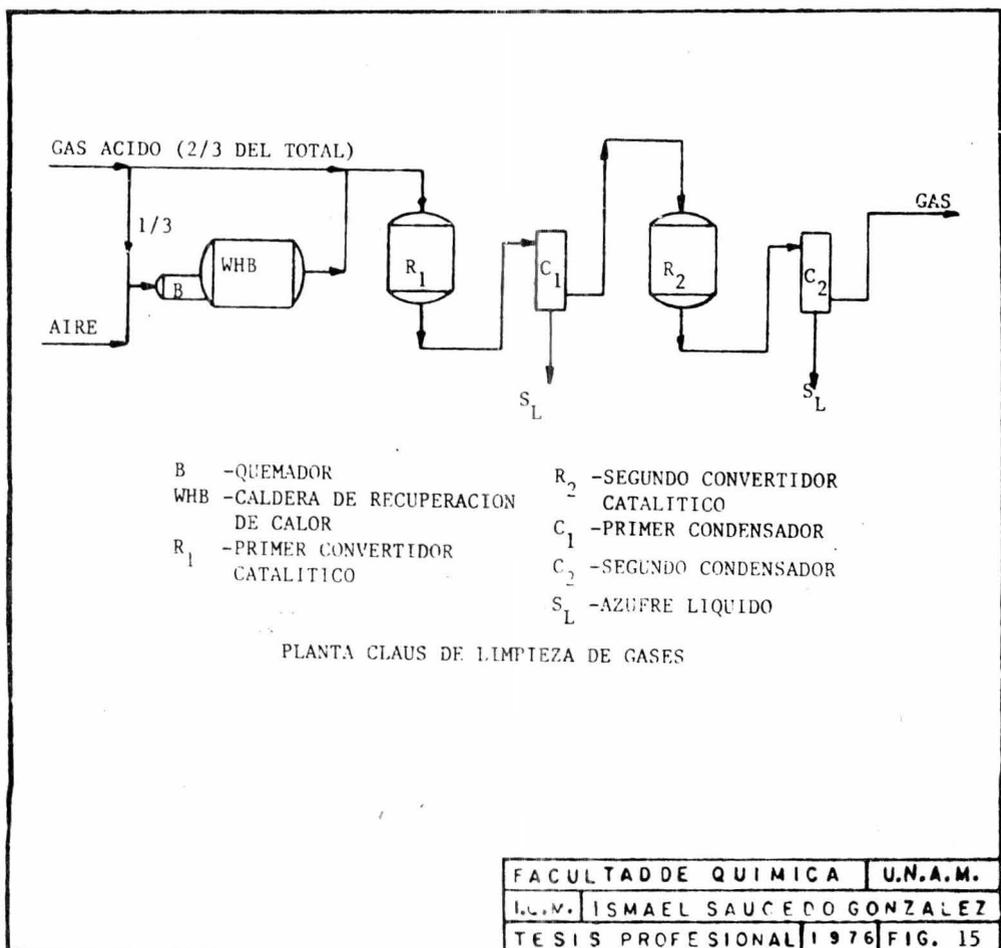
PROCESO PHOSAM

FACULTAD DE QUIMICA	U.N.A.M.
IC.M.	ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ
TESIS PROFESIONAL	1976 FIG. 14

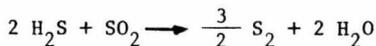
RECUPERACION DE AZUFRE

Las corrientes del gas con más del 10% de H_2S son tratadas en el proceso Claus para producir azufre elemental de alta pureza. El proceso consta de los pasos indicados en el siguiente diagrama (figura N° 15).

Una tercera parte del H_2S es quemado con aire en una caldera, formando SO_2 . Los gases de combustión son combinados con la porción no quemada del gas entrante para una vez mezclados, entrar a un convertidor catalítico, donde el azufre elemental se forma por el H_2S y el SO_2 con un cata



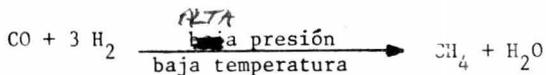
lizador de bauxita, de acuerdo a la reacción :



La reacción se lleva a cabo a presión atmosférica y aproximadamente 420°F. Los productos de la reacción son enfriados para su condensación y separación del azufre líquido. Los gases son recalentados antes de entrar al segundo convertidor, aunque en ocasiones se llegan a usar tres etapas catalíticas, pero las plantas de dos etapas son más comunes, con una separación del 90% al 96% del azufre del gas alimentado.

2.3.8 METANACION DE LOS GASES OBTENIDOS DEL CARBON

El gas producido por cualquiera de los procesos de gasificación de carbón contiene cantidades razonables de monóxido de carbono e hidrógeno que acompañan al metano. Para incrementar la calidad energética del gas tipo GNS entubable, el monóxido de carbono debe ser reducido a menos del 0.1% y el hidrógeno a un valor tal que el gas resultante tenga un valor calorífico mayor de 900 BTU/PC. Por ello todos los procesos que desean lograr ese objetivo utilizan la reacción de metanación, la cual combina el monóxido de carbono con el hidrógeno para producir metano y agua



de donde el agua puede ser eliminada para producir cualquier composición deseada en el gas.

Como se indica en las condiciones de la reacción, la presión alta favorece la formación de metano, siendo compatible esta reacción con los procesos de gasificación a alta presión, mientras que la baja temperatura plantea algunos problemas serios, como son :

- El catalizador debe ser altamente activo, lo cual lo hace costoso y susceptible de daño, especialmente por azufre en el caso de níquel.
- El níquel forma un carbonilo, el cual se volatiliza y pierde si la temperatura es inferior a 450°F.
- Si la temperatura sube arriba de 900°F, el carbón se depositará, ya sea del CO o del CH₄.
- La reacción de metanación es altamente exotérmica, liberando el 10% del valor calorífico del total del metano producido en el proceso de gasificación. La recuperación costeable de esta energía es difícil, puesto que se tienen temperaturas relativamente bajas.

El mayor problema de la metanación es la cantidad de calor liberada, que debe ser eliminado manteniendo la temperatura entre los límites de 450°F y 900°F en todos los puntos del sistema. La diferencia entre los procesos existentes es básicamente la forma en la cual se maneja este problema.

La metanación como proceso independiente ha sido practicada comercialmente por muchos años, principalmente para la eliminación final de los óxidos de carbono de las síntesis de hidrógeno o amoníaco. En estos casos el gas alimentado en los procesos contiene un alto porcentaje de hidrógeno, pequeñas cantidades de metano y menos del 1%-1/2% de óxidos de carbono. Reactores de lecho fijo pueden ser empleados ya que el incremento de temperatura rara

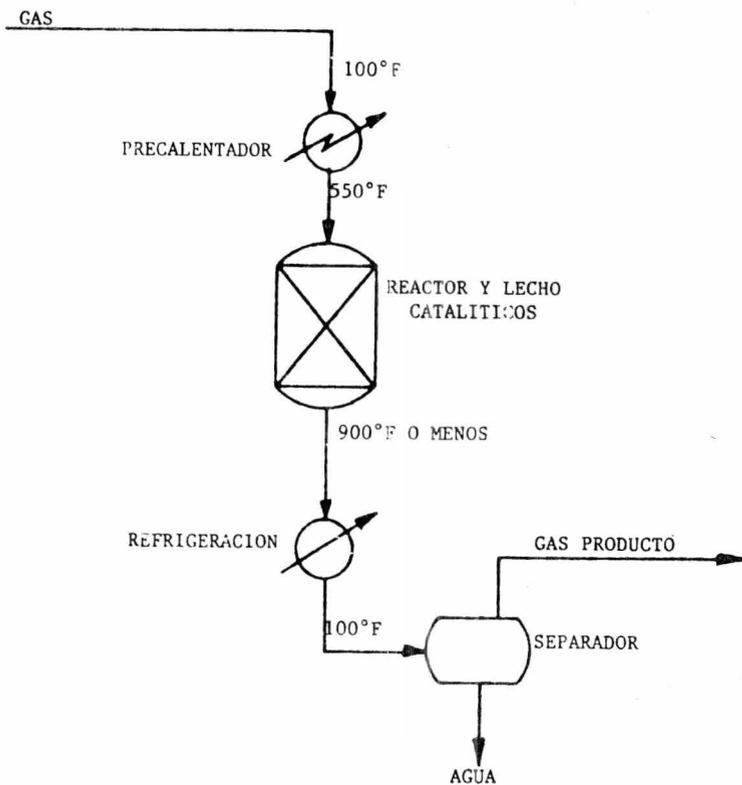
vez excede de 200°F y no se requiere equipo especial para eliminar calor. El gas rico en hidrógeno producido normalmente contiene menos de 10 ppm de óxidos de carbono.

La práctica comercial de la metanación ha originado una constante investigación de los catalizadores disponibles. Sin embargo, el proceso que indicaremos en el diagrama siguiente, no ha sido utilizado directamente para tratar los gases de los reactores de gasificación (figura 16).

Para producir gas de alto contenido calorífico, el gas producido en el metanador debe ser principalmente metano y tener un bajo contenido de hidrógeno y monóxido de carbono, por lo cual la alimentación al metanador debe tener concentraciones de monóxido de carbono de 10% a 25%, lo cual es 10 veces mayor que en la práctica comercial actual.

Ese hecho, aparentemente sencillo, que hasta la fecha la metanación comercial ha sido independiente y llevada a cabo para gases de bajo contenido de CO (diez veces menos que el producido por gasificación) ha originado la necesidad de otra etapa en el procesado de los gases, la CONVERSION, cuyo objetivo es ajustar la relación entre monóxido de carbono e hidrógeno a un valor cercano a 3 de tal forma que la metanación pueda ser llevada a cabo. Superar este inconveniente y aplicarlo a nivel comercial es la intención de todos los procesos que desean producir GNS a partir de carbón.

Muchas instituciones han dedicado su esfuerzo a la innovación de la metanación para operar gases de carbón directamente por gasificación, de tal forma que se han invertido fuertes cantidades en este renglón y existen muchos procesos que permiten lograr ese objetivo a nivel comercial. En las siguientes



METANACION ADIABATICA

FACULTAD DE QUIMICA	U.N.A.M.
I.Q.M.	ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ
TESIS PROFESIONAL	1976 FIG. 16

tes etapas mencionará algunos de los intentos más notables en ese aspecto, pero todo parece indicar que la aplicación comercial de la metanación de los gases de carbón no será aceptada como tal antes de 1978.

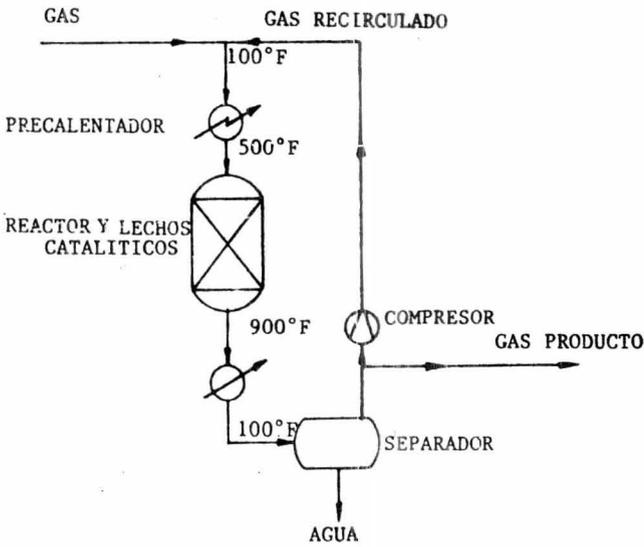
Una institución que ha prestado interés especial a este aspecto es el Instituto de Tecnología de Gases (IGT) de Illinois, ya que han realizado diversas experiencias para evaluar la metanación aplicándola a su proceso de gasificación de carbones (HYGAS). Se ha evaluado un gran número de catalizadores pretendiendo determinar su actividad como catalizador comercial, poniendo énfasis en el efecto del metano en grandes concentraciones, así como el efecto de gases inertes, benceno en vapor en la velocidad de metanación. Se ha pretendido evaluar el envenenamiento del catalizador por trozos de azufre en la alimentación. Los resultados que ellos han logrado en su planta piloto de la ciudad de Chicago indican que el efecto de la concentración de metano en la velocidad de reacción fue apreciable sólo en condiciones cercanas al equilibrio, mientras que el benceno en vapor hasta en 1% no deteriora el efecto del catalizador. En pruebas cortas se ha observado que la concentración de azufre arriba de 1.1 ppm no afecta inmediatamente la velocidad de metanación, pero podría eventualmente desactivar el catalizador originando la detención de la reacción. El etano en la alimentación fue completamente transformado a metano. Un catalizador fue operado hasta 1400 horas produciéndose un gas con sólo 0.1% de CO, lo cual indicó que la reactividad continuaba siendo alta.

Para el proceso HYGAS que produce 250 MPC/día, el metanador será alimentado con 500 MPC/día, para lo cual se debe eliminar 800 MBTU/Hr, todo ello procurando que la temperatura no llegue a 900°F. De ello es fácil hacer notar que el problema ingenieril principal es el encontrar un sistema adecuado y económico para eliminar esa energía.



Los métodos para sustraer el calor en grandes cantidades dependen de la concentración del CO en el gas alimentado. Para concentraciones de menos de 4% de CO, se puede fácilmente emplear un reactor catalítico adiabático, como el ya indicado, con una temperatura de entrada de 550°F y 900°F a la salida, la cual como ya se mencionó, no debe ser excedida. Para una concentración mayor de CO en el gas alimentado, debe usarse un diseño diferente que permita diluir el gas hasta el nivel ya mencionado. Para dar ideas más precisas al respecto, a continuación se expondrán los principales métodos que son aplicables a los procesos de gasificación de carbón.

METANACION RECIRCULADA



SISTEMA DE METANACION RECIRCULADA

FACULTAD DE QUIMICA	U.N.A.M.
I.C.M.	ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ
TESIS PROFESIONAL 1976	FIG. 17

En este método, la recirculación de parte de los productos del metanador - es acompañada de la dilución de los gases de alimentación. El diagrama - del proceso se indica en la figura 17.

El proceso para operar recirculando el gas libre de CO para con él diluir el gas alimentado hasta valores aceptables, siendo la reacción en el reactor la misma que en el sistema adiabático, pero la cantidad reciclada es - muy grande. Si la concentración del gas de entrada tiene 16% de CO, este - porcentaje debe ser reducido a 4%, requiriendo para ello una alimentación - tres veces menor que la del gas reciclado y a todo ello habrá que agregar - los costos de compresión, de intercambio de calor y del reactor, los cua- - les deben ser también proporcionalmente mayores.

METANACION CON ENFRIAMIENTO RAPIDO

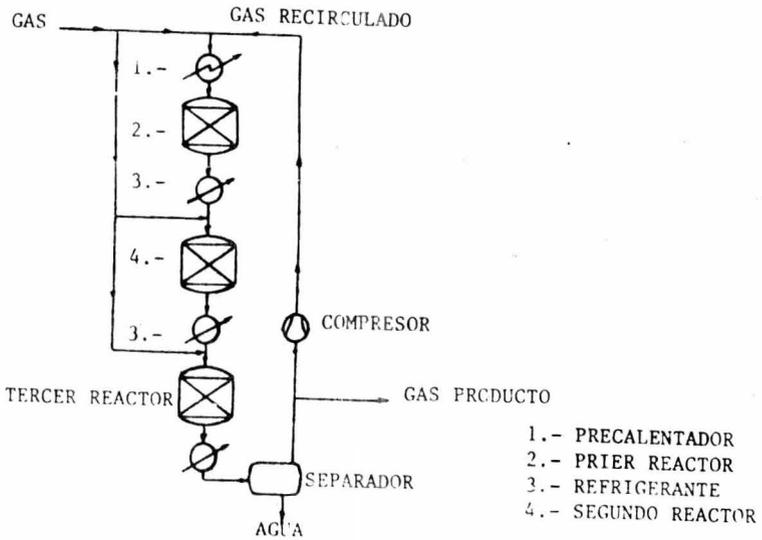
El sistema de enfriamiento rápido se planea para reducir los costos de la - compresión del gas reciclado, usando menos gas y bombeándolo frío. El dia - grama del proceso es el que se muestra en la figura 18.

Solamente parte del gas alimentado es mezclado con el gas recirculado para reducir la concentración del CO; esta mezcla es alimentada al primer reactor catalítico previo precalentamiento. El gas libre de CO del primer - reactor es enfriado y mezclado con gas de alto contenido de CO, cuya mez - ccla tiene un porcentaje reducido del monóxido de carbono y es así alimenta - da al segundo reactor para nuevamente el producto de éste ser mezclado con el gas de alta concentración de CO introducido al tercer reactor. A medi - da que se incrementa el número de reactores, menor reciclaje es necesario. Para un sistema de tres reactores, si una cuarta parte del gas alimentado -

entra al primer reactor, el flujo recirculado será de tres cuartos del total alimentado, mientras que en el sistema simple se requeriría tres veces la cantidad del gas alimentado. El costo ahorrado en los costos de operación de este sistema se ve balanceado por el gran capital que debe aplicarse a la instalación de camas múltiples y más unidades de intercambio de calor.

METANACION COMBINADA DE ENFRIAMIENTO RAPIDO Y RECIRCULACION

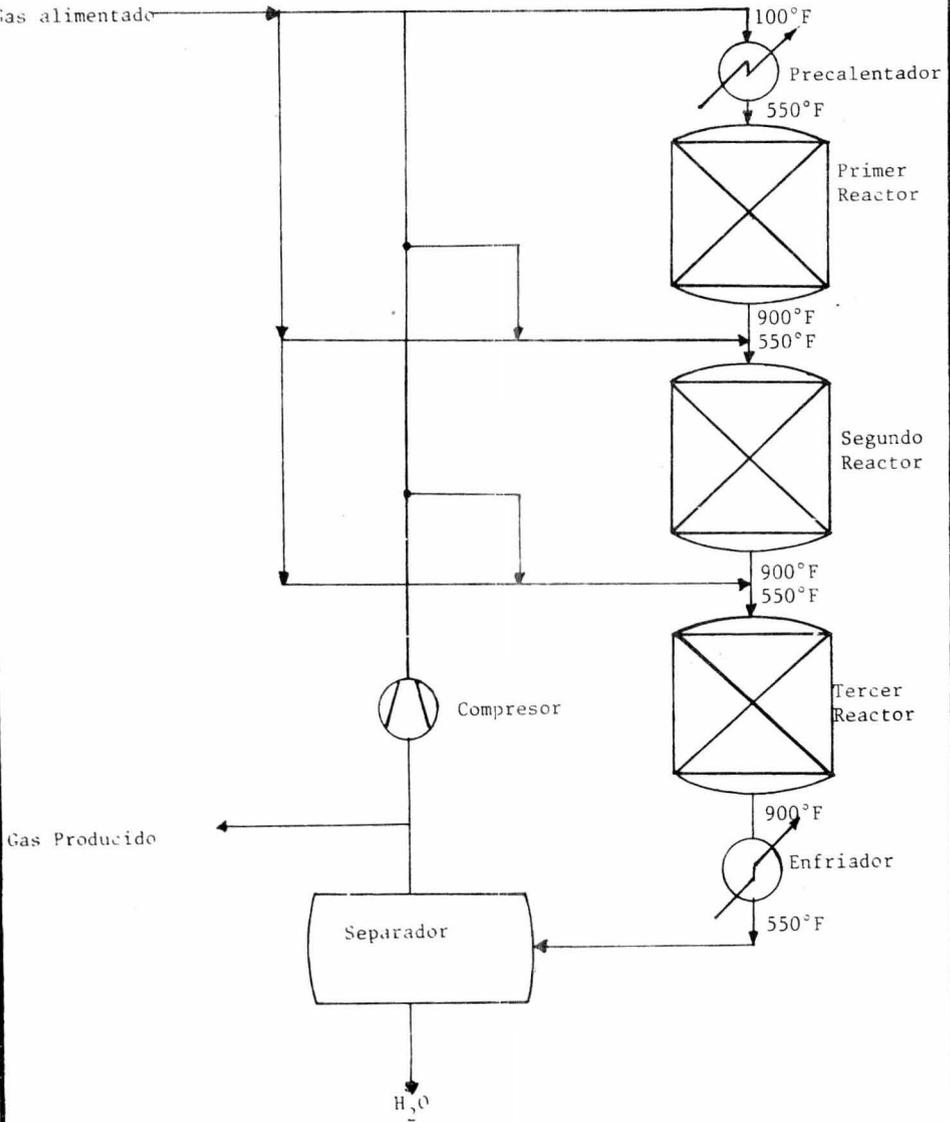
El sistema de metanación usado en el proceso HYGAS es similar al que se ilustra en el diagrama de la figura 19.



SISTEMA DE METANACION CON ENFRIAMIENTO RAPIDO

FACULTAD DE QUIMICA	U.N.A.M.
I.C.M.	ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ
TESIS PROFESIONAL	1976 FIG. 18

Gas alimentado



METANACION COMBINADA DE ENFRIAMIENTO RAPIDO Y RECIRCULACION

FACULTAD DE QUIMICA	U.N.A.M.
I.C.M. ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ	
TESIS PROFESIONAL 1976	FIG. 10

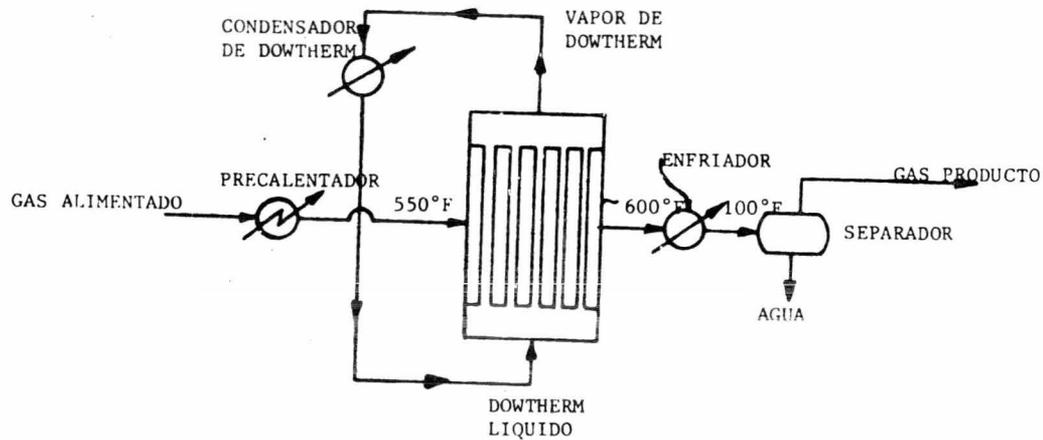
Se trata de una combinación de los dos métodos anteriormente expuestos. Parte de la alimentación fluye hacia el primer reactor después de ser mezclada con gas recirculado. El gas caliente del primer reactor es enfriado por la adición de más gas recirculado y alimentado que también diluye su concentración de CO para ser introducido al segundo reactor. Los costos de compresión son ligeramente mayores que los del sistema de enfriamiento rápido, pero se requiere mucho menos reciclaje. Las ventajas de este sistema sobre el de enfriamiento rápido, son el ahorro por la no instalación de unidades de intercambio de calor. Si se desea reducir el reciclaje se deberán aumentar lechos catalíticos al sistema.

METANACION EN TUBOS CATALITICOS

Este proceso no sigue la idea tradicional de eliminar el calor de reacción a través del calor sensible de los gases, sino que se pretende emplear el catalizador como agente transportador de calor. El equipo está ordenado como se indica en la figura 20.

El catalizador de níquel se encuentra en la superficie de los tubos en donde el gas alimentado reacciona. El calor fluye de la superficie del catalizador a través de las paredes de los tubos y se elimina por medio de un líquido especial (Dowtherm). La temperatura en la pared interna es mantenida al nivel deseado controlando la presión del líquido, el cual se mantiene a ebullición constante.

Se ha experimentado el proceso, dirigido por la Oficina de Minas de los Estados Unidos, con un catalizador de níquel tipo Raney, usando 7 tubos y por un período de cuatro meses. Las pruebas se efectuaron a 750°F y a una



METANACION CATALITICA EN TUBOS DEL U.S.B.M.

presión máxima de 400 psig, y los resultados indicaron un contenido promedio de metano de 80% con un contenido calorífico de 870 BTU/PC.

Una aleación de níquel y aluminio es colocada en la superficie de los tubos, tratándose con una solución básica que remueve el aluminio y quedando una superficie catalítica de níquel altamente activa. La ventaja de este proceso es que elimina la recirculación del gas con alto contenido de CO. Se ha encontrado que el catalizador se sobrecalienta por su limitado coeficiente de transferencia de calor, sin embargo, el problema principal se presenta cuando el catalizador se desactiva, ya que se requiere cambiar todos los tubos, lo cual es problemático. Se ha intentado definir perfectamente cuál es la superficie catalítica necesaria, para en función de ello determinar los costos de operación e instalación del método, con lo cual se le podrá comparar con los métodos de enfriamiento rápido y recirculación ya mencionados. En las variaciones se prevé utilizar tanto las superficies interiores como exteriores de los tubos, para así poder metanar los gases producidos en el proceso Consol (CSF).

METANACION EN LECHO FLUIDIZADO

Sabiendo que la reacción de metanación es altamente exotérmica, lo cual origina una situación crítica en la temperatura, Bituminous Coal Research pretende utilizar lechos fluidos para la metanación del gas producido en su proceso Bi-Gas.

Se piensa que el control de la transferencia de calor puede ser más fácilmente llevado a cabo usando un lecho fluidizado, lo cual permitirá tratar gases hasta con un 20% de monóxido de carbono y un 20% de metano. El proceso es el señalado en la figura 21.

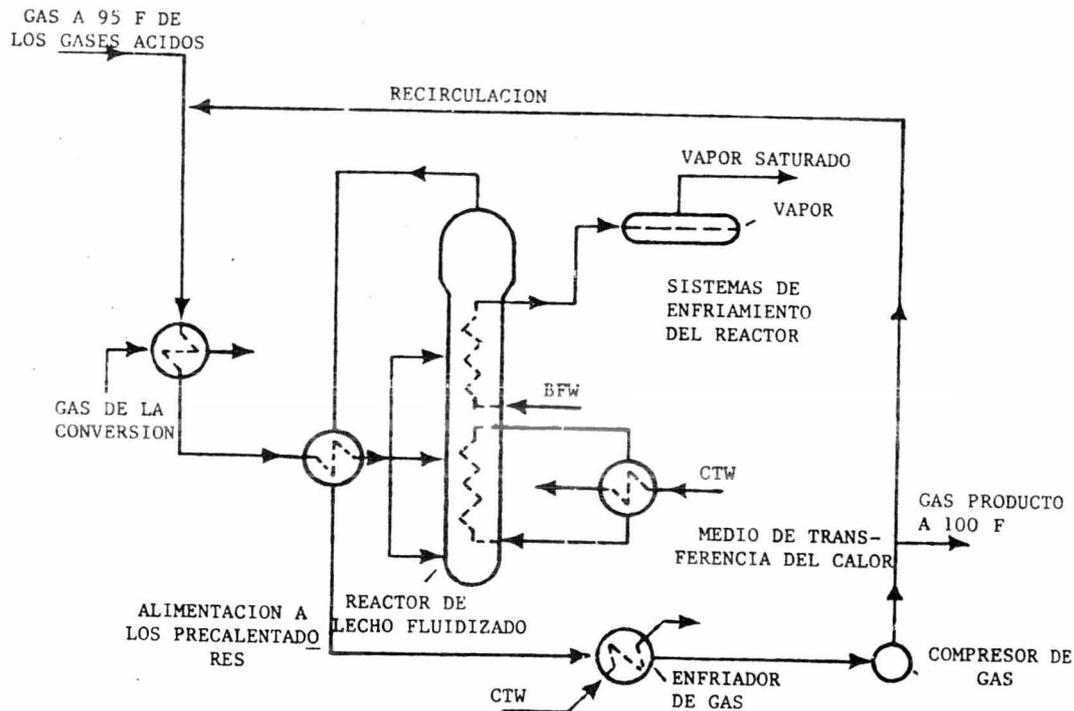
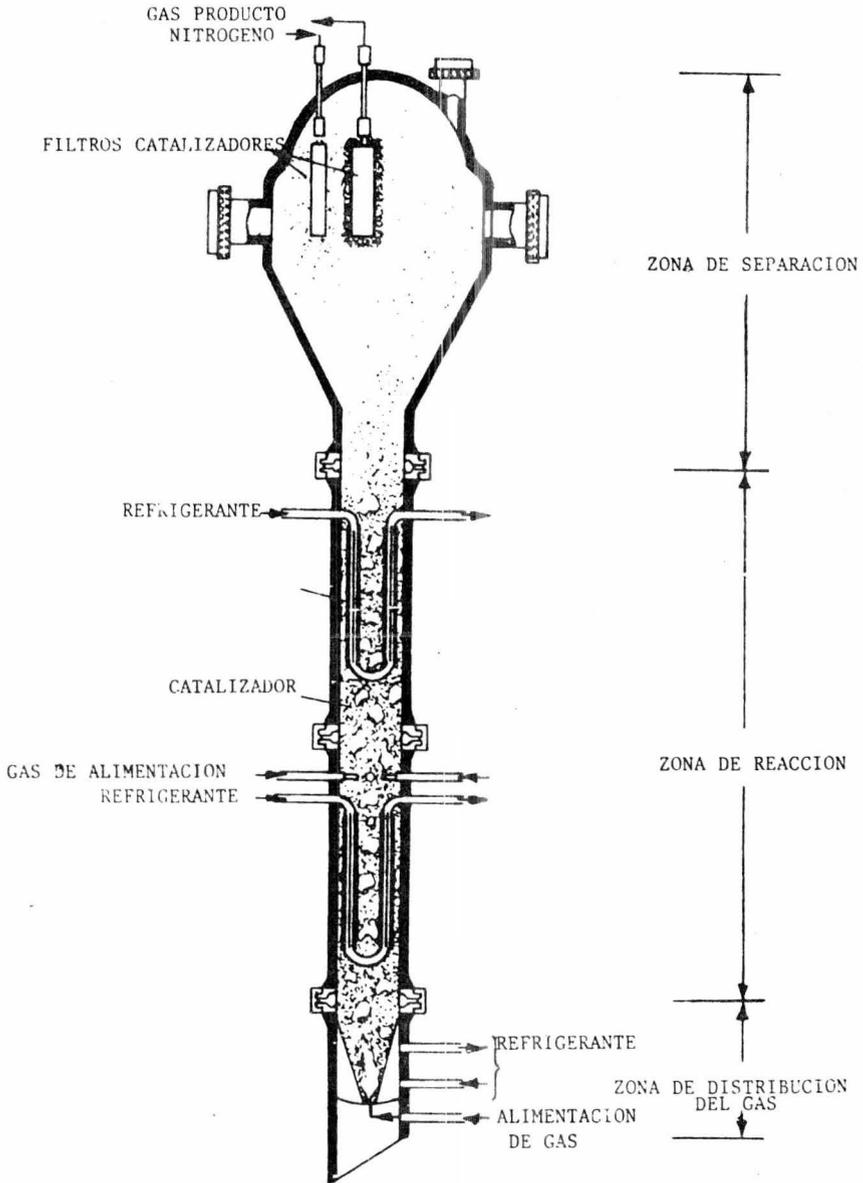


DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA PILOTO DE METANACION BI-GAS EN LECHO FLUIDIZADO



METANADOR DE LECHO FLUIDIZADO

FACULTAD DE QUIMICA	U.N.A.M.
I.C.M.	ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ
TESIS PROFESIONAL	1976 FIG. 22

El gas es introducido a tres niveles en el reactor, lo que permite una distribución del calor. El reactor está diseñado para 6000 PC/hr, y en base a los resultados de él, se planteará la construcción de un metanador tipo planta piloto.

METANACION EN FASE LIQUIDA

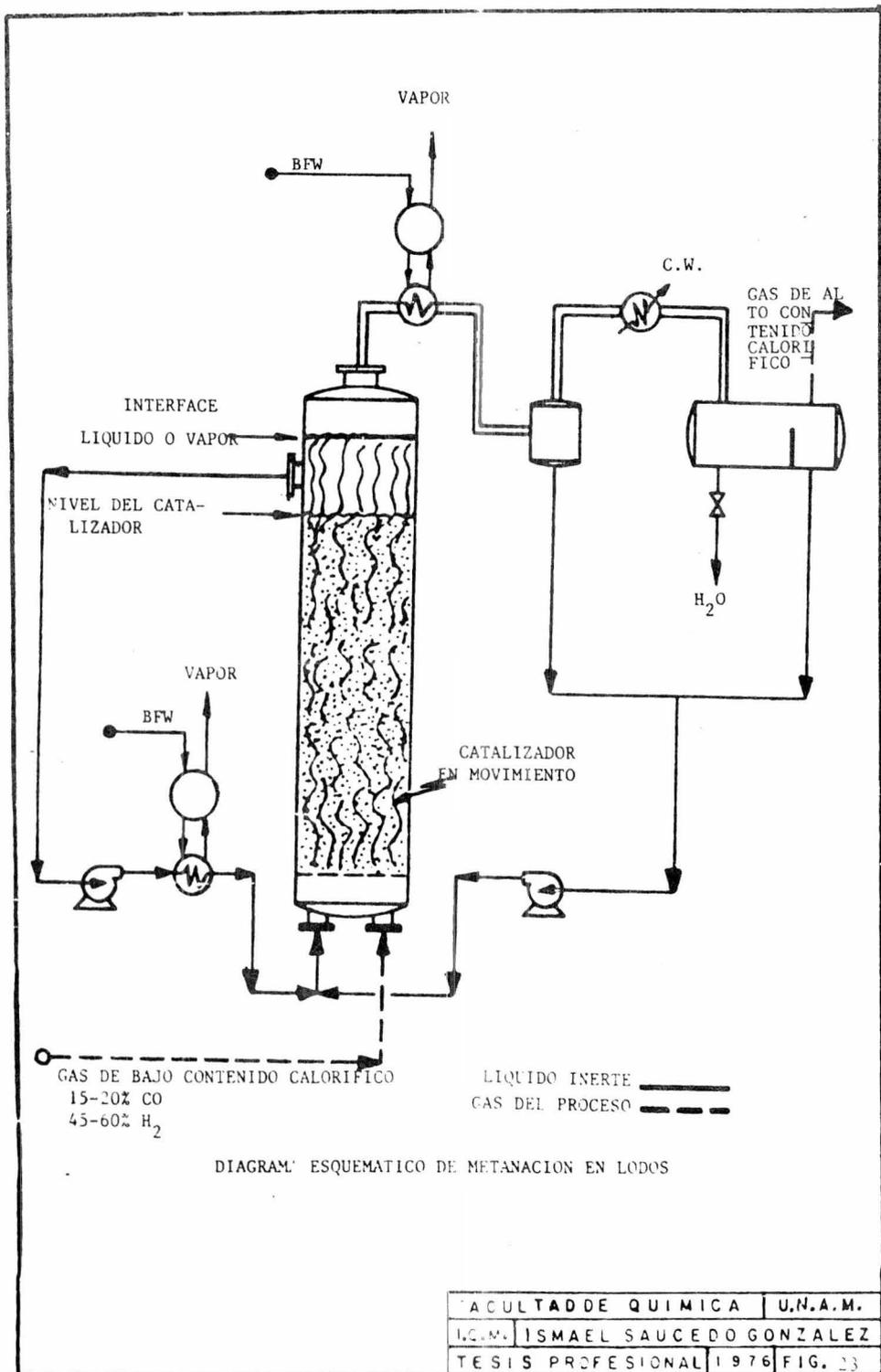
El proceso utiliza un líquido para remover el calor de la reacción. Para su explicación referiremos al diagrama de flujo de la figura 23.

El fluido inerte se bombea al reactor a velocidad tal que fluidice al catalizador y remueva el calor de la reacción. El gas se alimenta a contracorriente para ser activada la reacción con el catalizador de níquel, siendo la temperatura de operación entre 530°F y 660°F y la presión del reactor - de 800 a 1000 psig. El calor es eliminado en la parte superior del reactor por medio de evaporación o calor sensible del líquido, el cual debe ser inerte y que se recircula por todo el sistema.

Aún se plantea la construcción de una planta piloto de 6000 BTU/PC, para la cual se planea usar un catalizador con una vida activa de más de un año.

OTROS PROCESOS DE METANACION

Varias compañías y grupos industriales intentan también llevar a escala comercial la metanación de los gases de carbón producidos por la reacción de gasificación ya comercialmente probada. En todos los que se continúa tratando, el problema básico sigue siendo cómo eliminar el calor producido por la reacción y qué tipo de catalizador emplear. Lurgi, junto con South



African Coal Oil and Gas Corporation, facilitan su tecnología para que otras empresas (británicas entre ellas), experimenten por su cuenta, mientras otras compañías de los Estados Unidos y Alemania desean desarrollar nuevos procesos. Una de las soluciones más interesantes al problema de la metanación ha sido presentada por el ICT, en su proceso HYGAS, que propone reacciones simultáneas de gasificación y metanación, obteniendo con ello un control interno de la temperatura del reactor.

Por su parte, The British Gas Council, junto con The Scottish Gas Board, han utilizado el sistema Lurgi para producir GNS en la zona de Edimburgo, el cual ha sido distribuido a varios miles de hogares, mientras que Woodall-Duckham Ltd. terminó la construcción de su planta para metanar 2.6 - MPC/día, cuyos resultados habrá que estudiar más a fondo (figura 24).

Con lo anterior podemos considerar que han sido cubiertos los principales módulos que se incluyen en los procesos de gasificación de carbón más importantes.

Desde luego, estas notas no abarcan todos los módulos bajo estudio actualmente, ya que muchos investigadores se encuentran probando técnicas igualmente interesantes que las ya conocidas o incluso de aparentes mejores perspectivas, pero debido a que las fases de desarrollo tecnológico aún no han sido completadas, se ha preferido no incluirles en el presente trabajo.

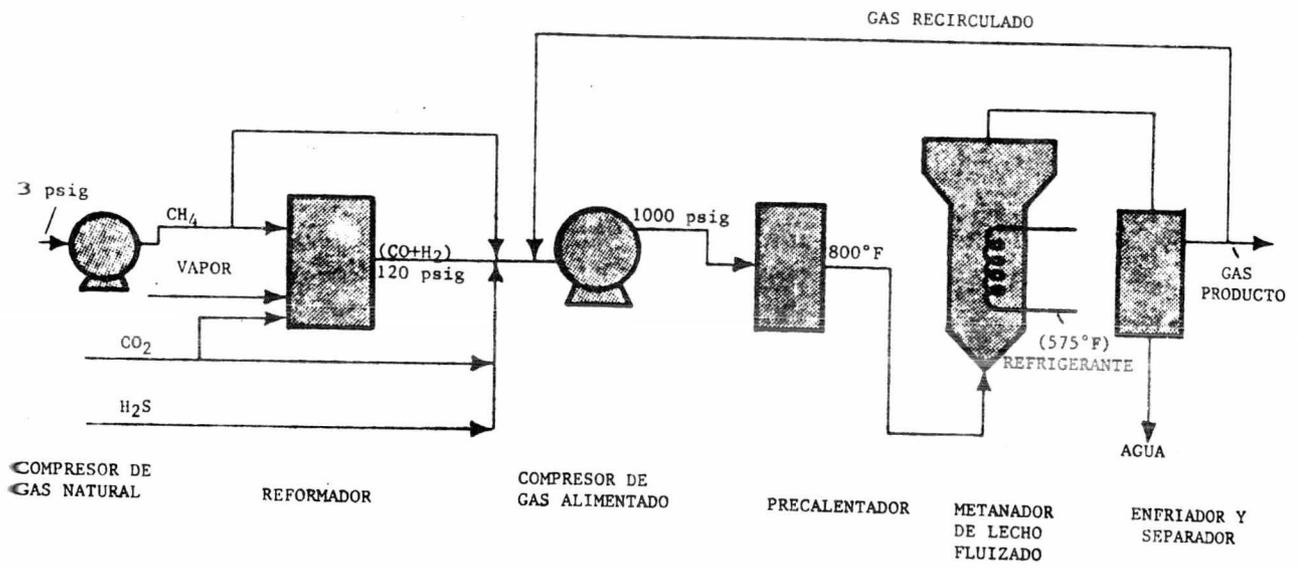


DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DE METANACION PEDU

FACULTAD DE QUIMICA U.N.A.M.
 LIC. M. ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ
 TESIS PROFESIONAL 1976 FIG. 24

CAPITULO III

APLICACIONES DE LOS PROCESOS DE GASIFICACION

DE CARBON

Con el fin de aclarar un poco más los posibles usos e importancia del tema que es tratado por este trabajo, a continuación se detallará la aplicación de la gasificación de carbón a las industrias químico-metalúrgicas, atendiendo el punto de vista energético. Esta última aclaración se hace debido a que los gases obtenidos durante la gasificación son también utilizados como reductores y pueden ser empleados para la conversión de los minerales de hierro, como podría ser el caso de los procesos de reducción directa.

3.1 APLICACION DE LA GASIFICACION DE CARBON EN LAS INDUSTRIAS QUIMICO--METALURGICAS

A partir de los inicios del presente siglo, la normalización de todas las actividades tecnológicas ha ido en incremento constante, abarcando todas las áreas y todos los productos de concurso para satisfacer las necesidades humanas pretendiendo ajustar todos los bienes y servicios producidos a las condiciones más adecuadas para su utilización racional.

Dentro de ese marco general, las industrias metalúrgicas se han preocupado constantemente por la obtención de energéticos y materias primas que en operación normal no introdujesen impurezas para el proceso. Un caso importante de éste lo es el uso de combustibles para los procesos pirometalúrgicos, tales como los tratamientos térmicos y aceración en hornos de

hogar abierto. El problema se ha resuelto en muchos casos usando una fuen
te de energía que por su origen no introdujese contaminantes no deseados, tal
como en el uso de hornos eléctricos o de arco y otros métodos más com
plicados.

Para algunos casos la solución adoptada no es del todo ideal para los pro
cesos, especialmente desde el punto de vista económico, dadas las constan
tes variaciones de los precios en los mercados internacionales de los ener
géticos, así como la creciente problemática para la producción de energía
eléctrica a partir de combustibles fósiles, debida a la emisión de contami
nantes en ese proceso.

Por las razones mencionadas, es conveniente observar todas las alternati
vas tecnológicas que permitan la operación industrial, especialmente la me
talúrgica y química, con insumos y energéticos que reúnan las característi
cas necesarias. Para este efecto, los procesos de gasificación de carbón
representan una alternativa interesante y que es conveniente estudiar más
a fondo.

La generación de combustibles gaseosos libres de azufre y otros contaminan
tes a partir de carbón en los sitios de consumo representan un sistema com
pleto de suministro de energía, que puede fácilmente ser instalado en una planta
metalúrgica integrada, suministrando tanto gas combustible como ener
gía eléctrica y vapor, de tal forma que todos los requerimientos energéti
cos de la planta pueden ser suministrados con base a la gasificación del carbón.

La forma en la cual operaría el sistema completo planta de gasificación de carbón - planta metalúrgica integrada ha sido expuesto en trabajos recientes y en base a ellos anotaremos las alternativas del uso del gas producido desde el carbón. Para las alternativas que citamos, se considerará que el gas ha sido tratado para eliminar los elementos no deseados, partículas de polvo y que se encuentra ya limpio.

La planta operará bajo las condiciones que se indican en la tabla a continuación, usando carbón bituminoso con valor calorífico de 12,388 BTU/lb y un contenido de azufre de 4.4%, el cual es semejante al obtenido en la subcuenca de Saltillito en la zona carbonífera de Coahuila. El proceso de limpieza debe reducir el contenido de azufre entre 10 y 50 ppm y las partículas deben eliminarse por los métodos ya conocidos. En todos los casos, la planta de gasificación es auto-suficiente y los únicos suministros necesarios son carbón y agua, mientras que todo el calor eliminado en la planta es usado para generar vapor a alta presión.

TABLA 9

CONDICIONES DE OPERACION DE UNA PLANTA DE GASIFICACION DE CARBON

	Carbón Bituminoso
Carga Alimentada	
Azufre en la carga (%W)	4.4
Contenido calorífico de la carga (BTU/lb)	12,388
Presión del gasificador (psig)	300
Presión del vapor (psig)	2400
Temperatura del vapor (°F)	1000
Ciclo de potencia para el vapor (BTU/KW/hr)	8000 (vapor)
Eficiencia de la caldera (%)	90
Eficiencia de equipo rotatorio (%)	90
T de entrada a la turbina de gas (°F)	2400

a) Producción de gas combustible.

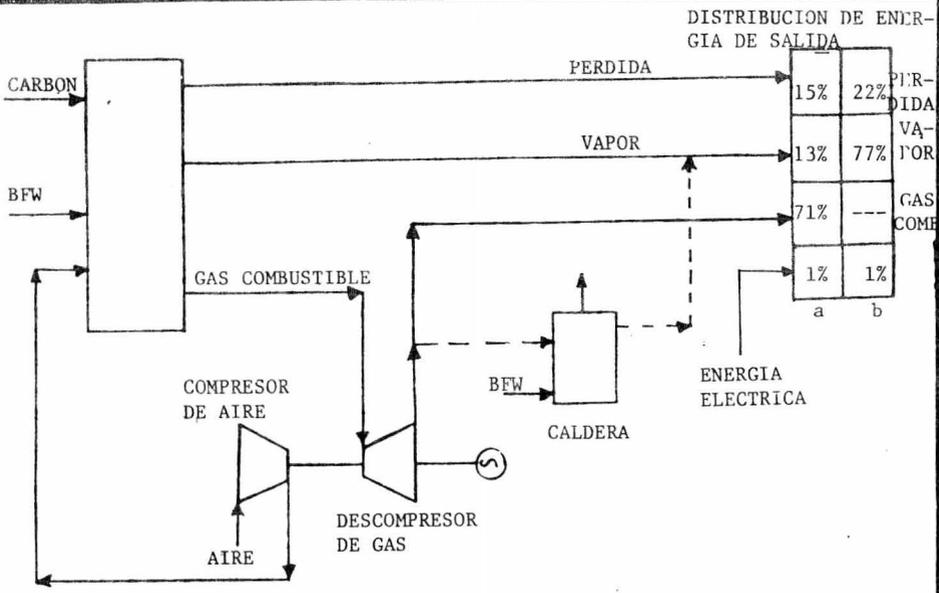
Este caso observa la situación en la cual la planta de gasificación de carbón tiene como objetivo la producción de gas combustible, el cual debe contener el 71% de la energía de entrada. En la primera figura de la siguiente página (25), se puede observar el diagrama de flujo que indica la operación del proceso en forma resumida.

El proceso consiste en producir gas por el método elegido y ponerlo a presión atmosférica. Dado que los sistemas de producción de gas de bajo contenido calorífico operan a presión elevada, la expansión del gas provee energía para accionar un compresor que a su vez estará capacitado para suministrar energía a la planta de motores.

De la observación del diagrama de flujo puede notarse que la eficiencia de conversión de energía representa un 85% del total, mientras que la energía recuperada del vapor no usado es un 13%, el cual puede ser aprovechado, -- pues en caso de no hacerlo, la eficiencia de conversión de energía puede reducirse hasta el 77% señalado.

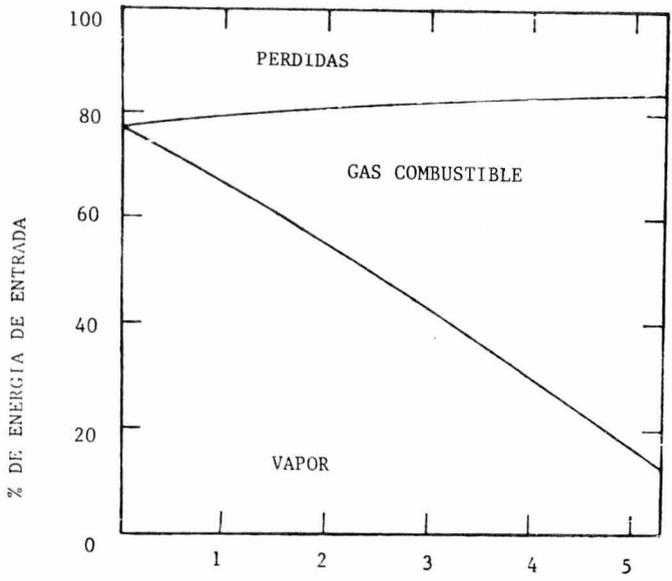
b) Producción de vapor

Para este fin, se requiere que todo el gas combustible producido en la planta de gasificación sea quemado en una caldera para producir vapor a alta presión, lo cual se logra conectando el ducto del gas inmediatamente después del expansor señalado en el caso a), e indicado en el diagrama de flujo de la primera figura de la siguiente página (25).



PLANTA DE GAS DE BAJO CONTENIDO CALORIFICO PARA GENERACION DE VAPOR Y GAS COMBUSTIBLE

FIG. 25



$\frac{\text{CALOR EN EL GAS}}{\text{CALOR EN EL VAPOR}}$

ENERGIA DE SALIDA EN LA PRODUCCION DE VAPOR Y GAS COMBUSTIBLE

Por este método, el vapor producido contendrá 77% de la energía suministrada y que estará distribuida en la forma en que se indica en el diagrama de flujo señalado.

Para comprender mejor el funcionamiento de los sistemas, referiremos a la segunda figura de la página anterior (26).

La figura 26 nos muestra cuál será la distribución de la energía de salida de la planta de gasificación considerando una variación de 0 a 5.3 en la relación de energía del vapor a energía del gas combustible. Se establece una variación en virtud de que 5.3 es la máxima posible, y nos representa la energía mezclada de vapor y gas combustible que puede ser producida en el sistema.

c) Producción de energía eléctrica .

En este caso, consideramos la conversión total del gas producido a energía eléctrica, mediante un sistema de turbinas de gas y vapor. Este mecanismo representa el mayor potencial de uso del sistema de gasificación de carbón, y es una de las razones fundamentales por las cuales muchas compañías productoras de electricidad están interesadas en su desarrollo.

El gas limpio es quemado bajo presión con exceso de aire en un combustor - turbina de gas y expandido a presión atmosférica en la misma turbina. Esta turbina es adaptada a un generador eléctrico y a un compresor de aire, tal como se indica en la figura 27. Los gases de la turbina son introducidos a una caldera donde el vapor a alta presión es incrementado. El vapor producido y el reciclado de la planta de gasificación suministran energía eléctrica en un ciclo de condensación de vapor como puede verse en el dia--

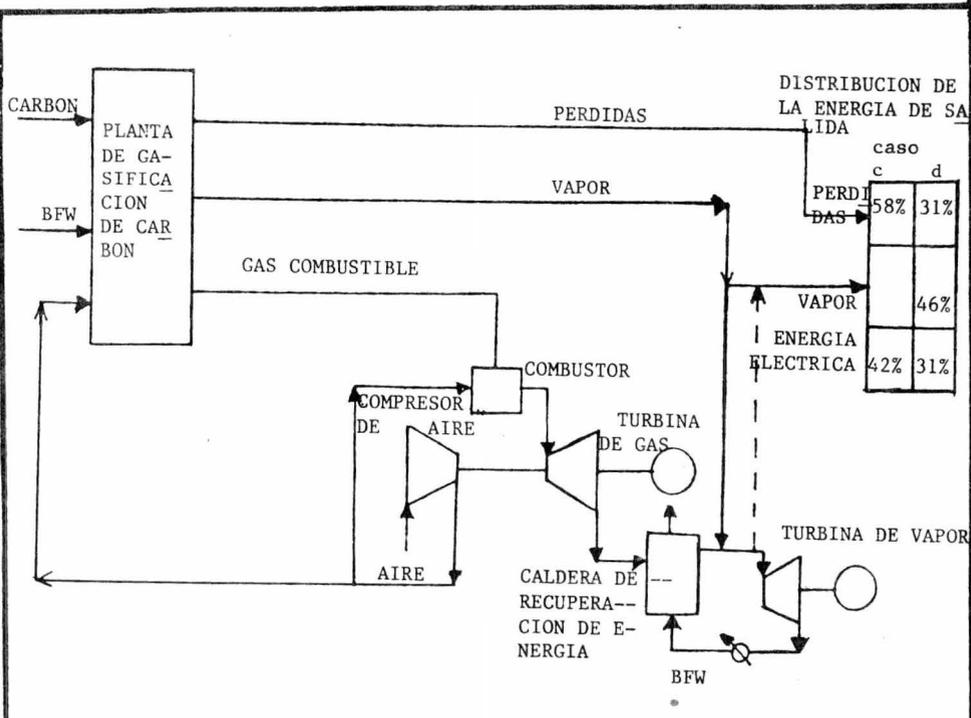
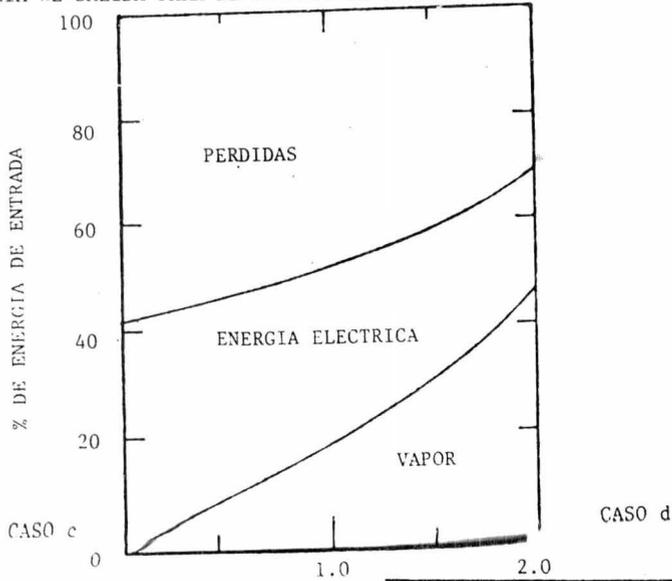


DIAGRAMA DE BLOQUES PARA EL SISTEMA DE PRODUCCION DE VAPOR Y ENERGIA ELECTRICA

FIG. 27

ENERGIA DE SALIDA PARA EL SISTEMA DE PRODUCCION DE VAPOR Y ENERGIA ELECTRICA



CALOR EN EL VAPOR
CALOR EQUIVALENTE DE LA
ENERGIA ELECTRICA

grama indicado. La relación de energía eléctrica producida en la turbina de gas y la generada en la turbina de vapor es cercana a 1.2, mientras que la eficiencia total de conversión de energía del sistema es del 42%.

d) Producción de vapor y energía eléctrica.

Es también posible diseñar la planta de gasificación y conversión de energía de tal forma que suministre tanto vapor como energía eléctrica si ambas cosas son deseadas.

Para ese efecto, la electricidad es generada solamente por la turbina de gas como se indica en el caso c), mientras que el vapor generado en la turbina de gases calientes de la primera junto con el vapor reciclado, representan el vapor disponible en el sistema de suministro de energía.

Para este caso, de la energía total de entrada, 46% se convierte a vapor y 23% a energía eléctrica, cantidades que pueden ser modificadas ligeramente mediante el diseño del equipo.

Para la composición integral de este sistema, se refiere a la figura 28, la que nos muestra la distribución de la energía disponible. La relación de vapor a energía eléctrica puede variar de 0 a 2 en una base de BTU, pero como se mencionó ya, es posible ajustar el ciclo para la producción de energía en la forma más deseada dentro de ese rango.

Desde luego, es posible hacer otras combinaciones de los casos indicados a fin de obtener el suministro de energía que resulte más conveniente para cada planta metalúrgica en particular. En caso de ser necesaria una capacidad energética mayor, es posible agregar un proceso de metanación inme--

diatamente después de producido el gas, lo que nos permitiría contar con combustibles más eficientes, sin embargo, para ambos casos es conveniente estudiar más a fondo la factibilidad económica en nuestro país.

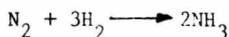
A fin de complementar este punto, a continuación se abordarán otras alternativas de utilización de los gases que se producen en la conversión del carbón.

3.2 OTRAS APLICACIONES DE LOS PROCESOS DE GASIFICACION DE CARBONES

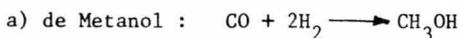
Antes de continuar con otro tema específico, es conveniente enumerar las aplicaciones principales de los procesos de gasificación, tomando como ejemplo el proceso Lurgi, ampliamente conocido en la actualidad. El tipo de gases que se pueden obtener son los siguientes :

1. Gas combustible para la industria, con poder calorífico del orden de 160 BTU/PC, para usarse en el mismo lugar donde se produce o en combinación con una planta generadora. Este complejo puede estar instalado en una planta metalúrgica o química integradas.
2. Gas combustible (town gas) de un poder calorífico máximo del orden de 740 BTU/PC, equivalente al gas entubable.
3. Hidrógeno para procesos de hidrogenación.
4. Para producir gas de síntesis, como en el caso descrito anteriormente para metano.

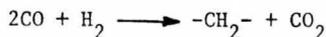
Una de las síntesis que utiliza el gas de carbón, es la síntesis de amoníaco, donde la gasificación proporciona el hidrógeno para la reacción :



Otros procesos de síntesis son :



b) de Fischer-Tropsch para la producción de hidrocarburos :



En estas reacciones, la gasificación proporciona un gas cuyos componentes principales son CO y H₂, la relación entre estos dos componentes se puede ajustar a valores determinados, dependiendo del proceso de síntesis que se desea utilizar.

Todos estos procesos de síntesis tienen las siguientes características en común :

- Las reacciones se llevan a cabo con una reducción de volumen, de tal forma que la presión las favorece.
- Los catalizadores de síntesis requieren una alta pureza del gas de síntesis que a su vez requiere un proceso de purificación muy efectivo para el gas crudo del gasificador, esto da como resultado productos de alto grado de pureza.
- Las reacciones catalíticas, se llevan a cabo preferentemente en reactores de lecho fijo que son más fáciles de diseñar, pero también se utilizan reactores de otro tipo.

- Debido al ajuste de las condiciones de equilibrio entre los componentes, se establece un círculo de síntesis para lograr la conversión completa, esto además, facilita el control de la temperatura de reacción para obtener su valor óptimo. Todas estas reacciones de síntesis son altamente exotérmicas, por lo que se requiere un medio eficaz para desalojar - el calor producido para proteger al catalizador y alargar su vida activa.

En la síntesis de metanol, anteriormente se operaba a presiones de 3000 a 4500 psi, usando catalizadores de óxidos de cromo y zinc. Recientemente - un proceso de baja presión para síntesis de metanol que opera a presiones de 700 a 1200 psi, con un catalizador de cobre, se ha estado utilizando. El proceso Lurgi para síntesis de metanol se empezó a desarrollar hace aproximadamente diez años, y actualmente (1974) se utiliza en tres plantas comerciales. Una de las características de este proceso es el reactor tubular, los tubos contienen el catalizador y están rodeados por agua hirviendo. A pesar de la gran cantidad de calor producido durante la reacción de síntesis, el diseño del reactor permite que la operación se lleve a cabo - en condiciones isotérmicas como se requiere para tener condiciones óptimas en la formación de metanol y para alargar la vida activa del catalizador. La ruta seguida para la producción del gas de síntesis, es la siguiente :

1. Gasificación del carbón.
2. Reformación del gas crudo.
3. Conversión parcial del gas.
4. Purificación Rectisol.

Este esquema de producción da un gas que contiene principalmente CO y H₂.

Este gas también puede usarse en la síntesis Fischer-Tropsch o para la síntesis de NH_3 con una conversión mayor de CO a H_2 junto con un lavado de nitrógeno líquido después de la unidad Rectisol para separar CO y CH_4 .

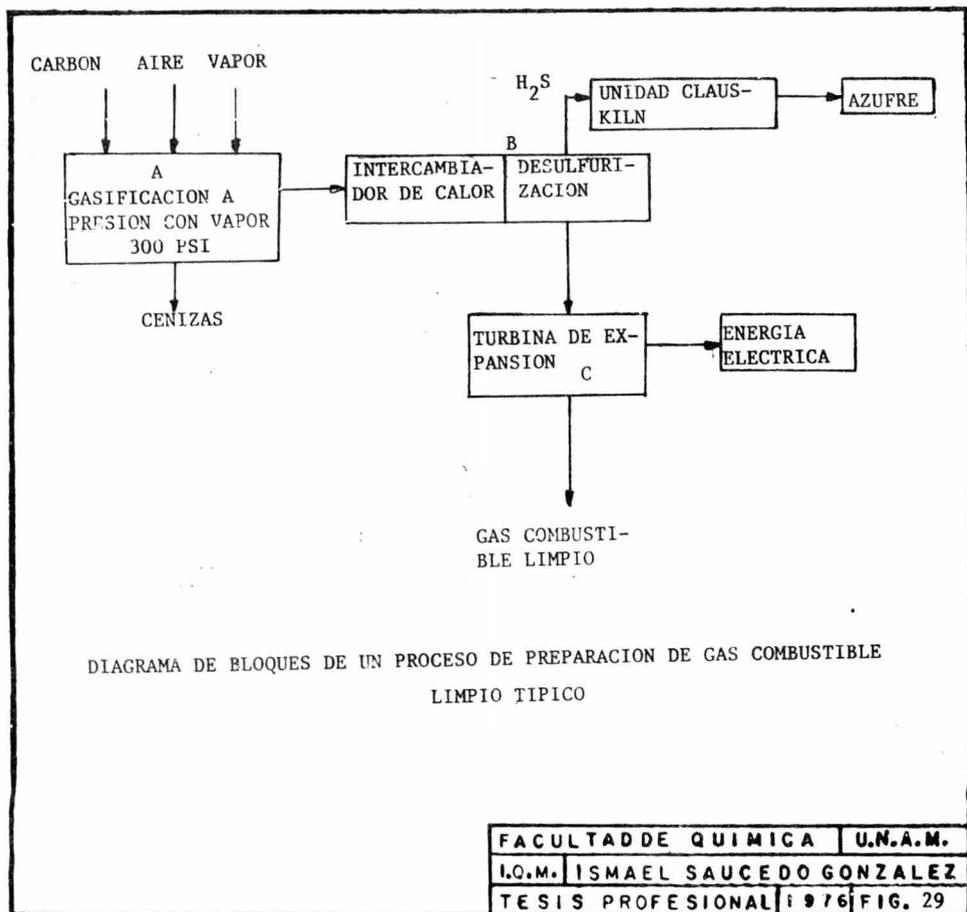
La reformación del gas crudo elimina la producción de subproductos tales - como alquitrán, fenoles y amoníaco y como resultado de todo esto, sólo una pequeña planta para el tratamiento de los líquidos ácidos es necesaria, además el metano que contiene el gas crudo es transformado en gas de sínte-sis. El proceso de reformación del gas crudo consume oxígeno debido a que las reacciones son endotérmicas y en consecuencia el consumo total de oxí- geno en el proceso se incrementa como medio para el suministro de esa ener- gía necesaria.

Un esquema de producción para obtener un solo producto, por ejemplo meta- nol, y que elimina la producción de subproductos, tales como metano y al- quitrán, puede tener ventajas en ciertos casos, sin embargo, tiene la des- ventaja de tener una eficiencia más baja.

Otras aplicaciones del proceso de gasificación de carbón es la producción de combustibles limpios. El carbón continúa siendo una fuente de energía primaria a pesar del incremento en el uso de la energía nuclear y el gas - natural, sin embargo, tiene el inconveniente de ser un combustible impuro, y por lo tanto, cuando se usa se tiene el problema de contaminación con ce- nizas, compuestos de azufre y otras sustancias, pero es posible solucionar este problema de contaminación utilizando combustibles limpios para la ge- neración de electricidad. Existe también la posibilidad de usar el carbón directamente y limpiar los gases resultantes, pero hasta el momento no se tiene la tecnología para lograrlo, además de que cada día resulta menos e- conómico hacerlo ya que los estándares de emisión son más estrictos.

El proceso para obtener el gas combustible limpio a partir del carbón es por medio de gasificación, usando, por ejemplo, el proceso de gasificación a presión Lurgi combinado con purificación del gas. Esta solución, indican los difusores del proceso Lurgi, no solamente es una solución técnica, sino también sirve para mejorar la economía del consumo de combustible.

El diagrama de bloques de la figura 29, muestra los tres pasos principales del proceso.



A. Gasificación a presión del carbón con aire y vapor a una presión de 300 psi. El gas que sale del gasificador a una temperatura de 800°F, se -- limpia a un grado de pureza tal que sea aceptable para uso en turbinas. El gas se satura con vapor a una temperatura de 320°F. La eficiencia - térmica del proceso es alta, más del 90% del calor latente del carbón - se recupera.

Durante la gasificación y por enfriamiento rápido del gas, un cambio de volumen a presión constante ocurre, este hecho se utiliza más adelante_ en las turbinas.

B. Aquí el gas es desulfurado, después de que el gas es enfriado en un intercambiador de calor. El H_2S se puede separar por medio de procesos - de absorción que ya funcionan comercialmente. Esta es la mejor manera_ de desulfurizar, pues los compuestos de azufre aparecen en el gas produ_ cido a presión, en forma de H_2S , en lugar de SO_2 como sucede a presión_ atmosférica. El H_2S que se separa se convierte en azufre elemental en_ una unidad Claus-Kiln.

La energía requerida para la separación del H_2S es proporcionada por el calor sensible del gas.

C. El gas combustible limpio está listo para usarse a una presión aproxima_ da de 250 psi. Este gas se puede usar como combustible en hornos indus_ triales, en calderas de vapor o en ciclos de potencia para producción - de electricidad. Este gas es sustituto del gas natural si se usa como_ combustible. En este último paso del esquema de producción de gas com- bustible limpio se tiene una expansión del gas y compresión del aire. _ Si se utiliza la gasificación en un ciclo de potencia combinado, esta - última parte quedaría integrada al ciclo de potencia.

La expansión del gas proporciona energía para el compresor de aire que insufla al gasificador, además existe un exceso de energía, ya que el volumen del gas expandido es mayor que el volumen del aire comprimido.

El gas que sale de la desulfurización se calienta a una temperatura de 750°F y se expande hasta que la presión es la atmosférica en una turbina de expansión que está conectada a un compresor de aire de dos pasos y a un alternador. El volumen del gas a 250 psi es 2.5 veces el volumen del aire que se comprime a 320 psi. Esto es un fenómeno importante en el proceso, ya que proporciona una energía extra que compensa en gran parte las pérdidas de calor en el gasificador y en el enfriado del gas durante la purificación. Los productos de la combustión del gas limpio son muy similares a los de la combustión del gas natural. Este gas tiene la ventaja que utiliza menos aire en la combustión que el gas natural y tiene un porcentaje mayor de CO_2 y H_2O que proporciona una mejor transferencia de calor, lo que compensa la menor temperatura de combustión del gas limpio. Una temperatura de combustión menor tiene la ventaja de que no favorece la formación de óxidos de nitrógeno.

Otra de las aplicaciones del gas combustible producido por gasificación es utilizarlo en un ciclo combinado de potencia, éste consiste en utilizar una turbina de gas de tal manera que el gas que sale de la turbina con un alto contenido de oxígeno se usa como gas para combustión en una caldera de vapor y así se utiliza el calor del gas que sale de la turbina que de otra manera se desperdiciaría. La combinación de estos procesos ofrece una mayor eficiencia térmica con un costo menor.

Existen otros ciclos de potencia combinados que actualmente se encuentran en desarrollo, con estos nuevos ciclos se mejora la eficiencia térmica y disminuye el costo de la inversión.

CAPITULO IV

DESCRIPCION DE LOS PRINCIPALES PROCESOS DE GASIFICACION

DE CARBONES

El fenómeno de gasificación de carbones, como se ha indicado en capítulos anteriores, es conocido desde hace muchos años; sin embargo, su aplicación en gran escala para la producción de combustibles gaseosos limpios, se ha visto interrumpida por el auge que han tenido otras fuentes de energía.

4.1 DESARROLLO DE LOS PROCESOS

La crisis energética mundial ha acelerado la investigación en el área de gasificación, como alternativa para la solución al problema energético mundial y como posible fuente de energía aplicable sin alteraciones preocupantes en los sistemas ecológicos. Muchos países se han interesado por aplicar las nuevas tecnologías existentes; sin embargo, sólo los países con grandes recursos para la investigación se han dedicado al estudio de las alternativas posibles.

Países como Alemania y la Unión Soviética tienen un amplio camino recorrido y cuentan con tecnología ya en operación comercial en varias partes del mundo, mientras que los Estados Unidos, Inglaterra y otros países se encuentran desarrollando nuevos procesos. En todos los casos, los montos de dinero empleados para la investigación de los procesos de gasificación han sido muy altos, puesto que la instalación de las plantas piloto requiere de fuertes inversiones.

En los Estados Unidos, la investigación de los procesos (de gasificación de carbón) se ha visto fuertemente incrementada en los últimos quince años, a través de fondos proporcionados por The Office Coal Research, American Gas Association y algunas firmas privadas, quienes han invertido o planean invertir 245 millones de dólares tan solo para la investigación de los procesos para producir gas de alto contenido calorífico, dedicando aproximadamente 30 millones de dólares por año para ese efecto. Para la producción de gas de bajo contenido calorífico, Alemania, Inglaterra y los Estados Unidos son los países que más interés han prestado, dedicando importantes sumas para su desarrollo.

Para la producción de combustibles líquidos a partir de carbón, los Estados Unidos han dedicado o están dedicando más de 70 millones de dólares para su investigación, aplicados al desarrollo de cinco procesos que parecen ser muy prometedores. Paralelamente se han dedicado cerca de 15 millones de dólares a estudios afines a los procesos de gasificación y/o licuefacción de combustibles sólidos. Otros países, como Alemania y Sud Africa, han realizado importantes inversiones e incluso en ese último país existe una de las plantas comerciales más grandes del mundo para la transformación del carbón.

Es fácil notar que países como el nuestro no pueden competir en la investigación tecnológica de los procesos de gasificación o licuefacción, ya que no cuentan con fondos en la misma magnitud que los países altamente desarrollados. Sin embargo, es factible estudiar la posibilidad de aplicar los conocimientos y experiencias producto de esos estudios para tener una alternativa a la problemática industrial.

Uno de los puntos que constantemente se cita para indicar si el uso de los procesos de gasificación o licuefacción es factible o no en México, es que en nuestro país no existen reservas de carbón que justifiquen las inversiones necesarias para la investigación en esta área; sin embargo, debe hacerse notar que las alternativas tecnológicas existentes para la gasificación incluyen la posibilidad de explotar el carbón en los yacimientos mismos y a profundidades no alcanzables por la tecnología de minas común. Por esto consideramos que no es conveniente cerrar la vista a las opciones que al respecto se puedan presentar.

En la literatura citada como referencia, se podrán encontrar otros posibles procesos que no se han incluido en este reporte por encontrarse aún en sus primeras etapas de desarrollo, pero que representan importantes modificaciones tecnológicas, yendo desde la aplicación de métodos a altas temperaturas con plasmas hasta procesos de pirólisis, usando equipo pequeño y sencillo y cuya modificación y adaptación a diferentes condiciones es la primera condición que se les ha impuesto.

Indudablemente existen muchos grados de avance en las diversas tecnologías que citamos en este reporte, puesto que van desde algunos procesos ya en aplicación comercial, como en el caso de Lurgi (que opera una planta en África del Sur desde hace dos décadas), hasta procesos en etapa de experimentación o de demostración, pero de potencial interés como lo es la gasificación in situ o aquellos que producen gases reductores de aplicación metalúrgica y que pueden ser de interés para alguna empresa o grupos nacionales.

De esta forma, este capítulo pretende ser una revisión a diciembre de 1975, de la tecnología existente para la gasificación de carbón que pueda ser útil en un futuro para nuestro país. No es desde luego, una revisión extensiva, ya que en todos los casos se indica tan solo un breve resumen del proceso, sus condiciones de operación y su grado de avance.

Como primer paso, recordaremos en forma resumida algunos de los puntos más importantes de la discusión del capítulo de Generalidades, para así pasar a lo correspondiente a procesos en sí.

Los procesos de gasificación son todos similares entre sí, y en términos generales podemos decir que constan de los mismos módulos básicos de proceso, aunque algunos de ellos sean omitidos o sustituidos dependiendo de su aplicación final.

La gasificación primaria del carbón implica el tratamiento del carbón con aire, oxígeno y vapor o CO_2 , o mezclas de estos gases, produciendo un gas de características variables, pero que generalmente se compone de una mezcla de H_2 , CO , CO_2 , CH_4 , inertes y en menor proporción otros hidrocarburos e impurezas. El producto es generalmente gas de bajo contenido calorífico si se emplea una mezcla de vapor y aire como agentes gasificadores, siendo el nitrógeno el elemento que mayor porcentaje ocupa en el producto. El gas de bajo contenido calorífico es susceptible de ser empleado como combustible, pero dado su bajo contenido energético, no es atractivo económicamente su transporte a grandes distancias.

El gas de poder calorífico medio (frecuentemente llamado gas de síntesis), contiene solamente una pequeña cantidad de nitrógeno, y se obtiene cuando

se usa vapor y oxígeno como agentes gasificantes. Este gas puede ser empleado como combustible o bien como gas de síntesis para la producción de otros compuestos químicos, tanto líquidos como gaseosos.

El gas de tubería sintético, similar al gas natural y que llamaremos Gas Natural Sintético (GNS), contiene 90% de metano y se produce por medio de tratamientos al gas de medio contenido calorífico. El proceso requerido para este gas incluye eliminación de partículas sólidas, ajuste de la composición del gas por transformación del CO a H₂ y CO₂ (conversión), separación de H₂S y CO₂, y metanación de la mezcla gaseosa resultante. Todas las etapas de conversión para la producción de GNS han sido ya comercialmente demostradas, con la excepción de la metanación de mezclas de H₂ y CO. Aunque desde hace ya mucho tiempo se conoce la reacción catalítica, uno de los principales problemas es la vida activa de los catalizadores que aún no es lo suficientemente larga como para hacerlos económicamente atractivos.

En todos los casos, se tienen cuatro tipos básicos de reactores para la gasificación, los cuales son :

- Lecho fijo, con cama descendente generalmente con flujos de los gases a través del lecho.
- Lecho fluidizado.
- Lecho encarrilado o en suspensión.
- Hornos en sales fundidas o baños metálicos.

En el primero el agente gasificador es pasado a través del lecho del carbón, empezando la devolatilización del carbón cuando éste se encuentra con

el gas caliente en la parte superior del reactor al ser introducido. Se pretende idealmente lograr así condiciones estables con el tiempo, a través del lecho, en forma semejante a como sucede en una cama de alto horno.

Cuando en el sistema anterior la velocidad de los gases alimentados y el tamaño de las partículas son ajustados a ciertos valores que originan la suspensión de las partículas sólidas, mientras se llevan a cabo las reacciones de gasificación, se produce lo que llamamos un lecho fluidizado, -- siendo arrastradas las partículas residuales que posteriormente serán separadas por métodos ya conocidos.

El sistema de flujo encarrilado opera con carbón pulverizado que es arrastrado por los agentes gasificadores.

En los procesos de sales o metales fundidos, operan con hornos especialmente diseñados, que permiten la solución de las partículas del carbón en el baño y su gasificación dentro de él.

Una vez realizada esta somera revisión, podremos pasar al estudio de los procesos, varios de los cuales operan ya a escala comercial, como en el caso de Lurgi, Koppers, Winkler y Wellman-Galusha, de los cuales se requiere un estudio más a fondo para indicar las condiciones de operación.

Una interesante comparación de los procesos más importantes ha sido efectuada por Battelle(1), basada en carbón no coquizable sub-bituminoso de 9000 BTU/libra con 0.75% S y 10% de cenizas, la cual se presenta en las tablas adjuntas.

(1) Ver bibliografía.

4.2 RESUMEN DE COSTOS Y PRODUCCION PARA PROCESOS DE GASIFICACION DE CAR- BON ESCOGIDOS

Este cuadro puede darnos una idea de los grandes montos de capital requeri
dos para la instalación de una planta gasificadora de carbón, pero también
se puede hacer notar que estos costos pueden ser variados en función de -
los pasos de proceso empleados. Para ello nos referiremos al mismo traba-
jo de Battelle, el cual nos presenta la siguiente tabla (10), basada en el_
mismo tipo de carbón y todos los datos indicados en por ciento del costo to
tal.

4.2.1 COSTOS DEL PROCESO LURGI

El esfuerzo tecnológico para convertir carbón a energía o productos, está_
determinado por la eficiencia total del proceso y por el costo de la inver
sión necesaria para utilizar el proceso.

La producción de gas natural sintético, metanol e hidrocarbones líquidos a
partir del carbón no es competitiva con el petróleo o gas natural, basán-
dose en los precios actuales, sin embargo, esta situación está cambiando._
Si el carbón, debido a la escasez del petróleo y gas natural, se utiliza -
en mayor escala, entonces los diferentes tipos de energía serán revalora--
dos. Además, el impulso a la investigación para la producción de energéti
cos y productos a partir del carbón se ha incrementado notablemente, lo que
se traducirá en el futuro en procesos de mayor eficiencia que mejorará la_
posición en el mercado de los productos producidos a través del carbón.

En la tabla anexa (11), se muestran algunos de los costos para la produc--
ción de energéticos. En la segunda columna, se muestra la eficiencia total

T A B L A 10

PROCESO	Año Base	Costos de Capital (10 ⁶ *)	Costos anuales de operación, exclusivamente de carbón (10 ⁰ *)	Eficiencia Térmica (%)	Producción PCS/DIA	Contenido Calorífico BTU/PCS
<u>Producción de GNS</u>						
Koppers-Totzek	1973	310	35	61	250 x 10 ⁶	962
At Gas	1971	215	23	58	250 x 10 ⁶	940
CO2 Aceptor	1971	103	16	62.5	250 x 10 ⁶	953
Lurgi	1972	203	30	67	250 x 10 ⁶	980
Hygas, Vapor-Hierro	1971	183	19	57	266 x 10 ⁶	941
Hygas, Vapor-Oxígeno	1971	188	20	71	265 x 10 ⁶	947
Bigas	1971	179	20	69	250 x 10 ⁶	943
Synthane	1972	201	23	65	250 x 10 ⁶	927
Hydrane	1971	122	14	78	277 x 10 ⁶	918
Kellog - Sales Fundidas	1973	305	31	77	264 x 10 ⁶	947
<u>Producción de Gas de Medio Contenido Calorífico</u>						
Koppers-Totzek	1973	151	14	77	7.81 x 10 ⁸	302
Lurgi	1972	142	20	78	7.78 x 10 ⁸	302
Patgas	1971	119	13	80	7.5 x 10 ⁸	315
<u>Producción de Gas de Bajo Contenido Calorífico</u>						
Lurgi, Quemadores Aire	1972	122	17	82	1.31 x 10 ⁹	180
Wellman-Galusha	1972	70	10	80	1.07 x 10 ⁹	160
U-Gas	1973	68	9	71	9.48 x 10 ⁸	136
U.S. - B.M. Presurizado	1972	32	7	72	6.36 x 10 ⁸	95
U.S. - B.M. Pres. Atm.	1972	12	2.5	85	4.79 x 10 ⁸	120
Hierro Fundido - B	1971	31	5.5	97	1.24 x 10 ⁹	190

(*) U.S. Dls.

TABLA 11

P R O D U C T O	EFICIENCIA DE CONVERSION DE CARBON	COSTO DE LA INVERSION (*) (US\$/TC/a)	CAPACIDAD DE LAS PLANTAS	
			CONSUMO DE CARBON TC/a	PRODUCCION
Gas combustible (MPC 160 BTU/PC) Desulfurizado	79.0%	34	1'764,000	3,140 MM BTU/HR
Gas Natural Sintético (MPC 960 BTU/PC)	68.8%	100	1'771,000	250 MM PC/día 512,000 TC de alquitrán y otros compuestos/día 56,000 TC de NH ₃ /día
Metanol (Concepto de un solo producto)	56.2%	111	7'771,000	12,120 TC metanol/día
Electricidad (Convencional con equipo de limpieza de gas quemado)	35.0%	95 (410\$/KW)	3'900,000	900 MW
Electricidad Ciclo de potencia combinado	39.0%	97 (380\$/KW)	3'500,000	900 MW

(*) MPC 9,000 BTU/LB
 TC/a = Tonelada corta/año
 MPC = Máximo poder calorífico

** TABLA TOMADA DE P.F. RIDOLPH AND P.K. HERBERT (ver bibliografía)

del proceso de acuerdo con la definición usada por P.F. Rudolph y P.K. Herbert (*). Las hipótesis en las cuales se basan estos cálculos son: El máximo poder calorífico del carbón (9000 BTU/lb) y el tiempo total de trabajo por año (8000 hr/año). Estas hipótesis se hacen para poder comparar - los diferentes procesos, esto, por supuesto, no da los costos exactos de - producción, los cuales están influenciados por otros factores como las propiedades del carbón, condiciones locales, estándares de contaminación y otros.

Para la producción de metanol, se utilizó el concepto de un solo producto, es decir, que sólo se produce metanol y no hay sub-productos como en el caso del gas natural sintético, en que se obtienen como sub-productos NH_3 , - alquitrán y otros compuestos. Esto da una eficiencia total menor que cuando se obtienen sub-productos.

Los costos de inversión están dados en dólares de 1974 por tonelada corta de carbón por año (TC/a). Estos fueron evaluados haciendo las siguientes hipótesis :

Cargos de capital (interés y depreciación)	15% por año del costo de la inversión
Productos químicos y catalizadores	3% por año del costo de la inversión
Mantenimiento y cos- tos laborales	7% por año del costo de la inversión
T O T A L	25% por año del costo de la inversión

En la tabla se incluyen dos plantas generadoras de electricidad, una con-vencional y otra de ciclo combinado, que usan combustible limpio producido

(*) ver bibliografía

por gasificación de carbón. El tiempo total efectivo por año es menor que las 8000 horas tomadas debido a que la electricidad no se puede almacenar económicamente. También en las plantas generadoras se debe tomar en cuenta las fluctuaciones en la demanda, esto incrementa los costos fijos. La planta de ciclo combinado tiene mejor eficiencia que una convencional, además, la inversión inicial en una planta de ciclo combinado es del orden de 10% a 15% menor que el de la planta convencional y el tiempo de construcción es igual o menor debido a que los gasificadores, las calderas de presión, etc., están terminados de tal manera que en la planta sólo se necesita la instalación del equipo y la tubería de conexión.

Otro de los factores que afectan la economía de la gasificación del carbón es el costo del mismo, pues su precio varía desde carbones baratos, como en los Estados Unidos, hasta carbones caros como los europeos. Tomando en cuenta esto y los costos de los procesos de conversión de carbón, se puede notar que el gas natural sintético aún no es competitivo en precio con gas natural o petróleo. Con respecto a este punto, es interesante notar que el gas natural sintético, a partir del carbón, a pesar de que es más caro que el gas natural a los precios actuales, tiene un precio por caloría más bajo que el de la electricidad a partir del carbón. La inversión inicial de las dos rutas es aproximadamente igual, pero la eficiencia térmica de producción de gas natural sintético es casi el doble de la de generación de electricidad a partir de carbón. Otro ejemplo acerca del valor que los productos producidos a partir del carbón tienen entre sí, es el de los hidrocarburos producidos por la síntesis de Fischer-Tropsch, que son más caros que el metanol a partir de carbón. El metanol, además de los usos que tiene en la industria, también es un combustible limpio que se puede usar en máquinas de combustión, por lo tanto, cuando se usa carbón como materia

prima, éste debe considerarse como un serio sustituto de la gasolina producida a partir del carbón. Los productos de la síntesis de Fischer-Tropsch son demasiado caros para usarlos como combustibles.

En resumen, se puede decir que el proceso Lurgi es una realidad en cuanto a la tecnología utilizada para aliviar la crisis de energéticos y los problemas de contaminación, sin que esto quiera decir que este proceso está exento de ellos. Además, todo parece indicar que los productos obtenidos a partir de la gasificación del carbón, estarán en una posición favorable, en cuanto a precio, con respecto al gas natural y petróleo en el futuro.

El proceso Lurgi tiene la ventaja, sobre los otros métodos de gasificación, de la experiencia comercial. Otros procesos de gasificación, aparentemente más eficientes, se encuentran, como se indicó anteriormente, en una etapa avanzada de su desarrollo, pero carecen de la experiencia a escala comercial. Al mismo tiempo, el proceso Lurgi ha continuado su desarrollo incorporando nueva tecnología en sus componentes y desarrollando nuevos proyectos y aplicaciones, como lo demuestra el hecho de que ya se está desarrollando la cuarta generación de reactores Lurgi, para procesar todo tipo de carbones incrementando su capacidad con respecto a los anteriores.

4.3 DETALLE DE COSTOS DE CAPITAL PARA PROCESOS ESCOGIDOS, PRODUCCION DE GNS

De la tabla 12 puede hacerse notar la importancia que tiene en los costos la planta de oxígeno, que para los casos de KOPPERS-TOTZEK, ATGAS, BIGAS e HYDRANE, representan una inversión mayor que la de la gasificación en sí, aunque algunos procesos, HYGAS por ejemplo, empleen cantidades definitivamente elvadas para el equipo de gasificación.

T A B L A 12 *

<u>PROCESO</u>	<u>Preparación del Carbón</u>	<u>Gasificación</u>	<u>Conversión</u>	<u>Eliminación de gases ácidos y recuperación de azufre</u>	<u>Metanación</u>	<u>Planta de O₂</u>
Koppers-Totzek	11	24	4	22	8	31
At Gas	5	28	5	5	28	29
CO ₂ Aceptor	19	67		Incluida en metanación	14	0
Lurgi	12	26	6	23	9	23
Hygas Vapor—Hierro	4	85		5	6	0
Hygas Vapor—Oxígeno	4	66		7	1	22
Bi-Gas	28	8	14	9	13	29
Synthane	7	29	7	18	19	21
Hydrane	18	24	6	10	0.6	41
Sales fundidas, Kellog	4	37	8	18	12	21

DETALLE DE COSTOS DE CAPITAL PARA PROCESOS ESCOGIDOS

* Los números representan el % del costo total.

En base a las observaciones de estas tablas, podemos fácilmente constatar lo mencionado al inicio del capítulo respecto a la imposibilidad de que los países en vías de desarrollo puedan invertir en la creación y optimización de un proceso de gasificación de carbones en forma unilateral, pero también nos hace reflexionar respecto a los altísimos costos de la tecnología moderna, una de las causas fundamentales del subdesarrollo técnico-científico de los países del Tercer Mundo, y una de las barreras más altas para independencia total de los países que pertenecen al mismo. Desde luego, el estudio y desarrollo de este tipo de tecnología es factible a través de programas multinacionales, como el desarrollado por la Organización de Estados Americanos en su proyecto "Gasificación de Carbones Mexicanos y Otros Latinoamericanos", bajo el apoyo del cual se realizó parte de la labor del presente trabajo.

4.4 DESCRIPCION DE LOS PRINCIPALES PROCESOS

4.4.1 PROCESO: AT-GAS, PAT-GAS.

DESARROLLADO POR : Applied Technology Corp.

TIPO DE REACTOR : Horno con hierro fundido y lanzas de vapor y oxígeno (o aire).

PRESION Y TEMPERATURA : 2600°F y 50 psig.

MATERIA PRIMA : Carbón de todo tipo, vapor de agua, oxígeno o aire.

PRODUCTOS : Gas de bajo contenido calorífico en el proceso Pat-Gas, de alto contenido calorífico en el At-Gas, en ambos casos el producto de la gasificación es mezcla de CO, H₂ y metano con impurezas.

COMPOSICION DEL GAS (promedio mol %): CO 69.7, H₂ 9.6, CH₄ 20, N₂ 0.7 para el At-Gas.

CONTENIDO CALORIFICO : 457 BTU/PCS en el At-Gas y 200 BTU/PCS en el Pat-Gas antes de la metanación.

DESCRIPCION DEL PROCESO : Los dos procesos difieren sólo por la etapa posterior a la gasificación, el Pat-Gas no tiene metanación. El carbón a 1/8 de pulgada y secado hasta 4% de humedad, se introduce en un baño de hierro fundido por medio de lanzas de vapor. El oxígeno también se introduce por medio de lanza sumergida. De esta forma el carbón se disuelve en el baño y es volatilizado para producir CO y H_2 , reaccionando fuera del baño con el vapor y el O_2 para producir más H_2 y CO . El azufre y otras impurezas son captadas por la escoria, formando sulfuro de calcio y otros compuestos con las cenizas. La escoria es recirculada previa eliminación del azufre en su estado elemental.

En el gasificador, la solubilidad total del carbón se logra a profundidades menores de 3 pies de la superficie de hierro fundido, mientras que el uso completo del oxígeno se logra con inyecciones a profundidades del orden de 5 pulgadas.

En el proceso Pat-Gas, el gas que sale del gasificador se limpia, se enfría, recuperando el calor para el sistema y se purifica quedando el gas de bajo contenido calorífico listo para usarse. En el proceso AT-GAS, el gas producido durante la gasificación también recibe el tratamiento de limpieza, purificación y enfriamiento que en el caso anterior, además este gas limpio se comprime a 600 psia y pasa al convertidor de CO para ajustar la razón H_2/CO al valor requerido para la metanación. El CO_2 se elimina por medio de carbonato caliente. El gas se metaniza y se seca, si es necesario se comprime para poder usarlo como gas de tubería.

En el proceso Pat-Gas se usa aire para la gasificación, el proceso At-Gas usa oxígeno.

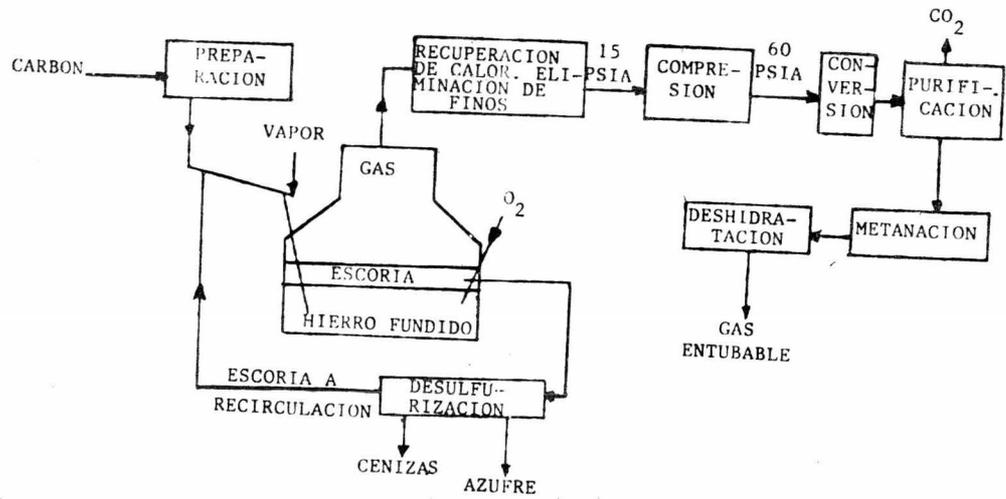


DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO ATGS

FACULTAD DE QUIMICA U.N.A.M.
 I.Q.M. ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ
 TESIS PROFESIONAL 1976 FIG. 30

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : La factibilidad tecnológica ha sido probada en plantas piloto del tipo discontinuo de 10 lb/min y 15 lb/min. En 1975 se inician los trabajos de factibilidad económica, cuyos resultados no han sido aún publicados. El proyecto original finaliza en junio de 1975.

4.4.2 PROCESO : SUBMERGED COAL COMBUSTION

DESARROLLADO POR : Applied Technology Corp.

MATERIA PRIMA : Carbón, aire y vapor.

PRODUCTOS : Gas de bajo contenido calorífico.

PROCESO : Gasificación continua eliminando azufre con caliza.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Probado en reactor prepiloto de 10 lb/min.

4.4.3 PROCESO : GASIFICACION DE CARBON

DESARROLLADO POR : Babcock & Wilcox Co.

TIPO DE REACTOR : Flujo encarrilado.

PRESION Y TEMPERATURA : Variable, según el producto y la materia prima.

MATERIA PRIMA : Carbón, aire u oxígeno y vapor.

PRODUCTOS : Gas de bajo o alto contenido calorífico, según se desee.

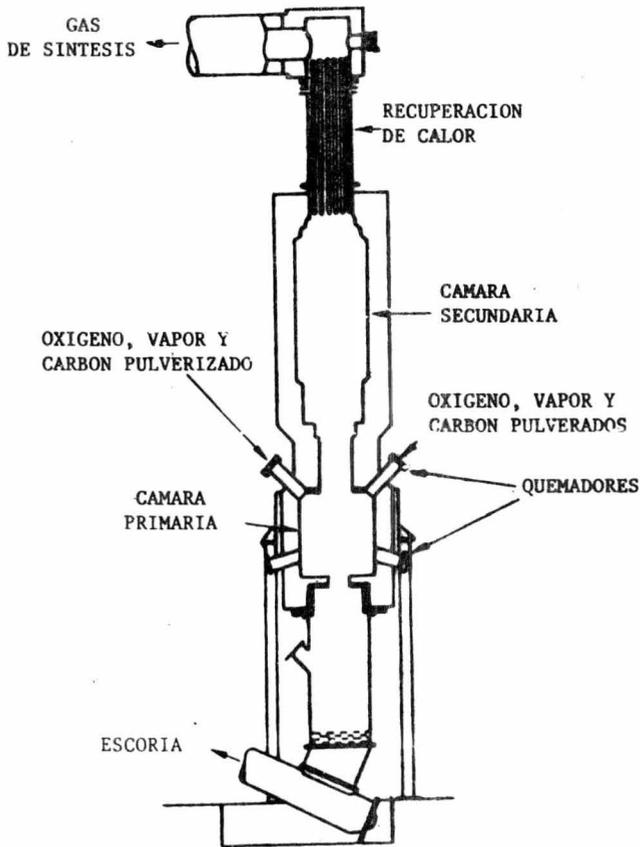
COMPOSICION DEL GAS : CO , CO_2 , H_2 y CH_4 , regulado por las condiciones de presión y temperatura.

DESCRIPCION DEL PROCESO : El carbón es mezclado con aire y se alimenta al gasificador produciendo el gas indicado. Se plantean varios tipos de cambios al proceso que se desea desarrollar, siendo los principales :

- No usar vapor en el gasificador, recirculando el carbón residual. Esta variación ha sido probada en una unidad experimental, produciendo gas de bajo contenido calorífico.
- La versión de flujo encarrilado y control de afluencia de metano en base a P y T fue tecnológica y comercialmente factible en 1950, produciendo gas de síntesis.
- Uso de SO_2 en lugar de O_2 para el soplado. Esto es una variación sustancial, aún en la química de la gasificación y por ello requiere más estudio.
- Uso de catalizadores a 1200°F y una atmósfera, para obtener GNS en un reactor continuo. Los resultados indicaron desactivación del catalizador por depositación del carbón en las superficies activas.

Algunos autores consideran que cada variación indicada es la base para el desarrollo de un nuevo proceso de gasificación.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : En fase de desarrollo para su readaptación a las nuevas tendencias tecnológicas.



GASIFICADOR BABCOCK AND WILCOX-DU PONT

4.4.4 PROCESO : AGGLOMERATING BURNER GASIFICATION.

DESARROLLADO POR : Battelle/Union Carbide.

TIPO DE REACTOR : Lecho fluidizado.

PRESION Y TEMPERATURA : 1600°F - 1800°F en el reactor de vapor y 2000°F - 2100°F en el reactor con aire, ambos a 100-400 psi. Las pruebas se han realizado a presión atmosférica.

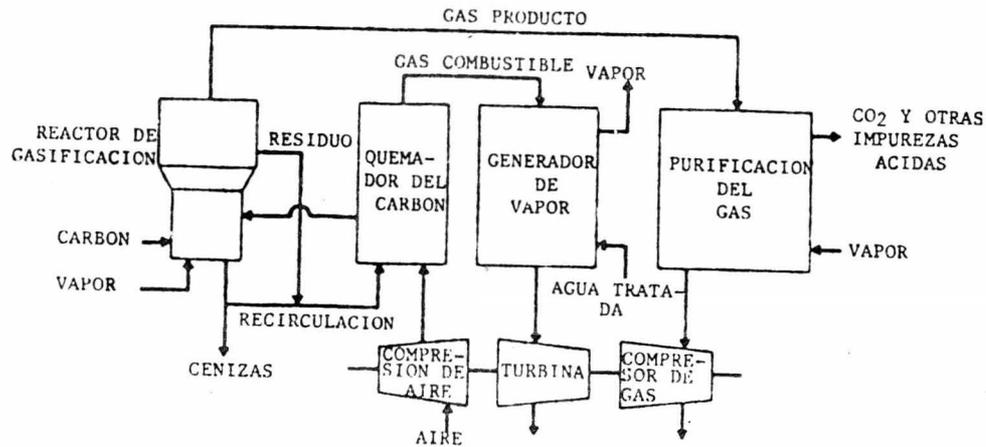
MATERIA PRIMA : Carbón, vapor y aire.

PRODUCTOS : Mezcla de CO y H₂, los cuales pueden ser ajustados para gas de síntesis de metano, aunque la etapa de metanación no ha sido probada.

CONTENIDO CALORIFICO : 950 BTU/PC y 300 BTU/PC antes de metanación.

DESCRIPCION DEL PROCESO : Carbón reducido a tamaño apropiado es alimentado al gasificador, donde es convertido a CO y H₂ por reacción directa con el vapor, mientras que el carbón residual pasa al combustor, donde reacciona con aire y las cenizas se autoaglomeran, produciéndose gases relativamente libres de partículas, los conglomerados de cenizas intervienen en la transferencia de calor cediendo la energía necesaria para las reacciones endotérmicas de la gasificación. Los productos de combustión son expandidos directamente en una turbina para la recuperación de energía mecánica y posteriormente enfriados para producir vapor por aprovechamiento de la energía térmica.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Planta piloto de 25 ton/día en West Jefferson, con operación intermitente. El diseño indica la producción de 8×10^5 PCS/día de gas de síntesis, a 100 psig.



PROCESO DE CENIZAS AGLOMERANTES DE UNION CARBIDE

4.4.5 PROCESO : BI-GAS

DESARROLLADO POR : Bituminous Coal Research, Inc.

TIPO DE REACTOR : Lecho fluidizado en dos etapas y alta presión a contracorriente.

PRESION Y TEMPERATURA : 2500°F en la parte inferior y 1750°F en la parte superior. La presión es de 1500 psig.

MATERIA PRIMA : Todo tipo de carbón, vapor y oxígeno.

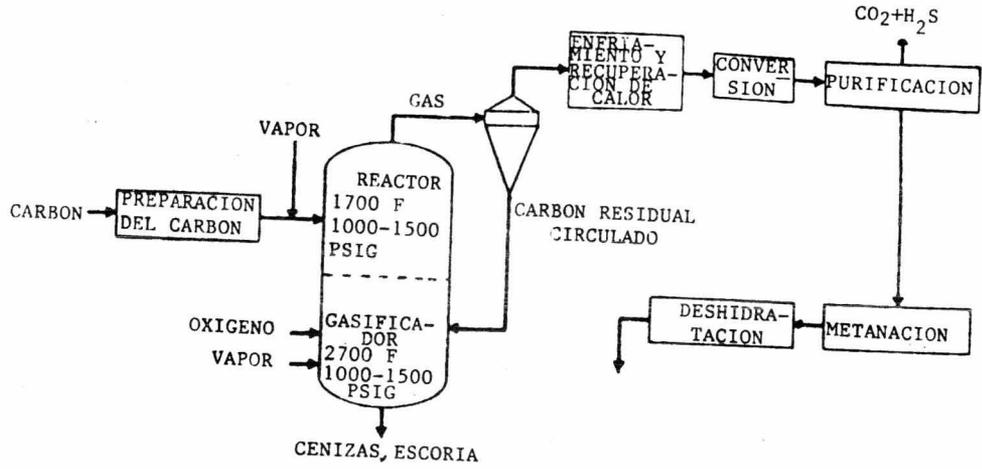
PRODUCTOS : Gas de alto contenido calorífico, intercambiable con el gas natural, después de la metanación.

COMPOSICION DEL GAS (Promedio) : H_2O 48, H_2 12.7, CO_2 7.3, CH_4 8.1, CO 22.9 e impurezas (mol%) antes de metanación.

CONTENIDO CALORIFICO : 950 BTU/PC después de metanación y 200 a 378 BTU/PC antes de metanación.

DESCRIPCION DEL PROCESO : Carbón y vapor se introducen a autoclaves bajo condiciones variantes para después ser introducidas al reactor de flujo continuo en su etapa 2. En los autoclaves el CH_4 es el principal producto, constituyendo 70% a 99% del contenido calorífico en el gas a conversiones del 10% al 60% del carbón original. El oxígeno y más vapor se introducen en la etapa inferior (1) produciendo gas de síntesis que pasa a la etapa 2 donde se produce gas rico en metano. El carbón residual es arrastrado por los gases y separado en ciclones para su recirculación a la etapa 1. Para lignitos y carbón bituminoso en flujo continuo, la metanación directa es rápida y se ve influenciada por la presión parcial del hidrógeno, puesto que para conversiones del 45% al 60% del carbón original, el 25-45% de los BTU en el carbón fueron obtenidos directamente como metano. El tiempo de residencia del carbón es de pocos segundos. En la etapa 1, la alta temperatura origina la fusión de las cenizas que se eliminan directamente del fondo del reactor en forma líquida.

FACULTAD DE QUIMICA U.N.A.M.
I.Q.M. ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ
TESIS PROFESIONAL 1976 FIG. 33



PROCESO BIGAS

El gas producido sale por la parte superior del reactor y pasa al ciclón - donde se le separa del carbón residual, para así ser sometido a limpieza. El hidrógeno para la metanación se produce en el metanizador por reacción entre el CO y vapor.

VARIACIONES AL PROCESO : Al equipo para mayores economías, pudiendo usarse para producir gas de bajo contenido calorífico también.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Se ha instalado una planta piloto para producir 24 MMPCD en Homer City, Pa., operando 120 toneladas de carbón/día.

CONDICIONES DE OPERACION : El diseño de la planta comercial está basado en una alimentación de carbón de 14,000 ton/día a la planta y 12,000 ton/día al reactor, produciendo 250 MMPCD de GNS y usando 16 MMGPD o 18,000 acre-pie de agua por año, y recuperando 315 toneladas/día de azufre.

COSTOS : Inversión de la planta US\$ 500 millones (estimado a 1975)

Personal : 168 operadores, 200 total.

Producto : GNS de US\$ 1.25 a US\$ 2.00/MPC con carbón de US\$ 8.00 a US\$ 16.00 por tonelada.

4.4.6 PROCESO : COGAS

DESARROLLADO POR : Cogas Development Co.

TIPO DE REACTOR : Reactor de pirólisis, baja presión.

PRESION : 50 psi.

MATERIA PRIMA : Carbón, vapor y aire.

PRODUCTOS : Gas de síntesis susceptible de ser metanado y combustibles líquidos.

DESCRIPCION DEL PROCESO : El carbón es introducido al reactor donde se le **somete a reacción con vapor, mientras que el aire reacciona con el carbón residual** generando la energía necesaria para la gasificación y gasificando el carbón residual. Los finos son quemados en un combustor con escoria -

que provee calor para la gasificación y la pirólisis.

VARIACIONES AL PROCESO : En diseño y selección del equipo accesorio de la planta.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Planta piloto de 100 ton/día en Inglaterra y otra en Princeton, N.J. Se desarrollan trabajos para demostrar la facti bilidad económica del proceso.

El proceso COGAS es una variante del COED, aunque éste tiene como objetivo primordial la producción de combustibles líquidos y gas como subproducto.

4.4.7 PROCESO : ENTRAINED COAL GASIFICATION.

DESARROLLADO POR : Combustion Engineering, Inc.

TIPO DE REACTOR : Flujo encarrilado.

MATERIA PRIMA : Carbón, aire y vapor.

PRODUCTOS : Combustible limpio de bajo contenido calorífico y útil para la generación de energía eléctrica.

CONTENIDO CALORIFICO : 100 a 125 BTU/PCS.

DESCRIPCION DEL PROCESO : Carbón a tamaño apropiado es puesto en flujo en carrilado con los agentes gasificadores, dando los productos ya señalados.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : En la primera fase de cuatro en total, se ha diseñado una unidad para procesar 5 ton/hr. La segunda etapa no se ha iniciado aún y tiene por objetivo la construcción de una planta piloto que operará a partir de 1977. Si los estudios son favorables, se construirá la planta piloto de 200 MW que servirá para determinar su facti bilidad económica.

4.4.8 PROCESO : ELECTROGASIFICACION

DESARROLLADO POR : Columbia University, Consolidated Natural Gas Corp.

TIPO DE REACTOR : Reactor con arco eléctrico.

TEMPERATURA : 10,000°C.

MATERIA PRIMA : Carbón, vapor.

PRODUCTOS : Gas de alto o bajo contenido calorífico dependiendo de las con
diciones de operación. Manejando apropiadamente el proceso se puede obte--
ner GNS.

DESCRIPCION DEL PROCESO : El carbón es introducido a un reactor y sometido
al arco eléctrico que eleva la temperatura a 10,000°C y con el vapor se lle
va a cabo la gasificación. El proceso, dadas sus características, es en sí
una pirólisis rápida del carbón, dando como productos un carbón residual y
un gas con un contenido de acetileno relativamente alto comparado con el vo
lumen de otros hidrocarburos.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Probada en proceso intermitente a 30 KW en -
1974, a escala laboratorio.

4.4.9 PROCESO : CONSOL SYNTHETIC FUEL (CSF)

DESARROLLADO POR : Consolidation Coal Co.

TIPO DE REACTOR : Lecho fluidizado.

PRESION Y TEMPERATURA : 450°F en el lecho precalentador, 750°F y 150 psig
en el horno tubular.

MATERIA PRIMA : Carbón, vapor y aire.

PRODUCTOS : Gas de alto contenido calorífico después de metanación, nafta,
aceite combustible, amonio y azufre.

COMPOSICION DEL GAS : Mezcla de CO₂ y H₂ antes de metanación e impurezas.

CONTENIDO CALORIFICO : 933 BTU/pcs después de metanación.

DESCRIPCION DEL PROCESO : Carbón a Malla-14 es secado y precalentado en un
lecho fluidizado siendo después disuelto con un compuesto orgánico y bombea
do a un reactor tubular donde se realiza la extracción. Los vapores produ-

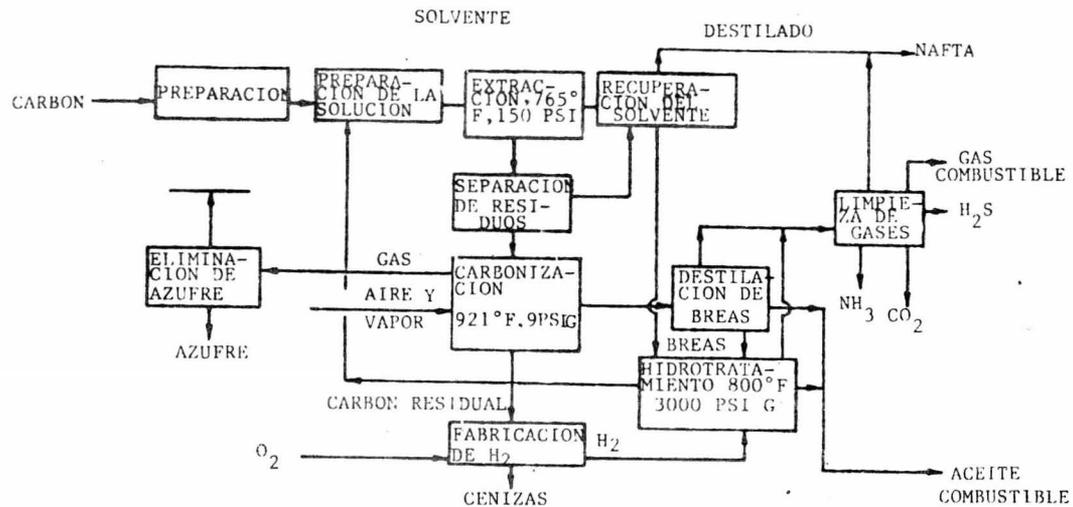


DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO CSF

cidos en la sección de extracción son enviados a la sección de recuperación y los sólidos a la sección de carbonización a baja temperatura. Antes de recircular el solvente, éste es destilado y el líquido remanente se une a los sólidos de la unidad de carbonización, enviándose a un reactor donde es tratado con hidrógeno a 800°F y 3000 psi usando un catalizador de Ni-Co-Mo, produciendo aceite desulfurado de alto grado. El hidrógeno para esta operación es proporcionado a partir del carbón de la unidad de carbonización.

Los gases de la carbonización y las operaciones de hidrotratamiento son presentadas como combustibles líquidos y gaseosos limpios, ya que el carbón residual es gasificado en reactores separados llamados "celdas de combustión" las cuales proveen todo el calor necesario para precalentar el vapor y el aire requerido en el gasificador.

El calor usado en el tratamiento previo sirve como control térmico en la prevención de la escorificación de cenizas durante la combustión del carbón residual. El acceptor de CO₂ es continuamente regenerado.

VARIACIONES AL PROCESO : Al equipo durante su diseño. Se debe aún verificar el problema de la remoción del sulfuro de calcio del regenerador de dolomita que sirve para limpiar los gases.

4.4.2 PROCESO : CO₂ - ACCEPTOR.

DESARROLLADO POR : Consolidation Coal Co.

TIPO DE REACTOR : Lecho fluidizado.

PRESION Y TEMPERATURA : 1550°F y 150 psig en el gasificador, 500°F en el precalentador y 1870°F y 150 psig en el regenerador.

MATERIA PRIMA : Lignito o carbón sub-bituminoso, aire y vapor, dolomita.

PRODUCTOS : Gas de alto contenido calorífico tipo GNS, después de metanación.

COMPOSICION DEL GAS (Promedio): CO 14.1, CO₂ 5.5, H₂ 44.6, CH₄ 17.3 (Mol%)

CONTENIDO CALORIFICO : 950 BTU/PCS después de metanación y 440 BTU/PCS antes de ella.

DESCRIPCION DEL PROCESO : Carbón a tamaño apropiado y precalentado se introduce al gasificador a través de tolvas. El 70% del carbón es gasificado con vapor, mientras que el calor para el proceso es suministrado por una corriente del aceptor (dolomita). La porción del CaO del aceptor reacciona exotérmicamente con CO₂ en la zona de gasificación para formar CaCO₃ y proporcionar calor para las reacciones de gasificación. Parte del calor sensible del gas de síntesis producido se recupera generando vapor. El exceso de CO₂ se remueve por cualquier proceso convencional y los compuestos de azufre son eliminados para metanizar el gas y producir GNS.

El aceptor parcialmente carbonatado se extrae del fondo del gasificador y es transportado neumáticamente a un regenerador, calcinándolo con el carbón no gasificado en el reactor. Parte del calor sensible del gas del regenerador se recupera generando vapor y energía mecánica se recupera por medio de compresores.

VARIACIONES AL PROCESO : Formación directa del metano haciendo reaccionar al carbón residual con el gas generado, así como variaciones en el equipo para economía del proceso. Se intenta modificar el proceso para operar todo tipo de carbones.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Planta piloto en Rapid City que procesa 40 ton/día produciendo 2 MPC/día con 400 BTU/PC antes de metanación.

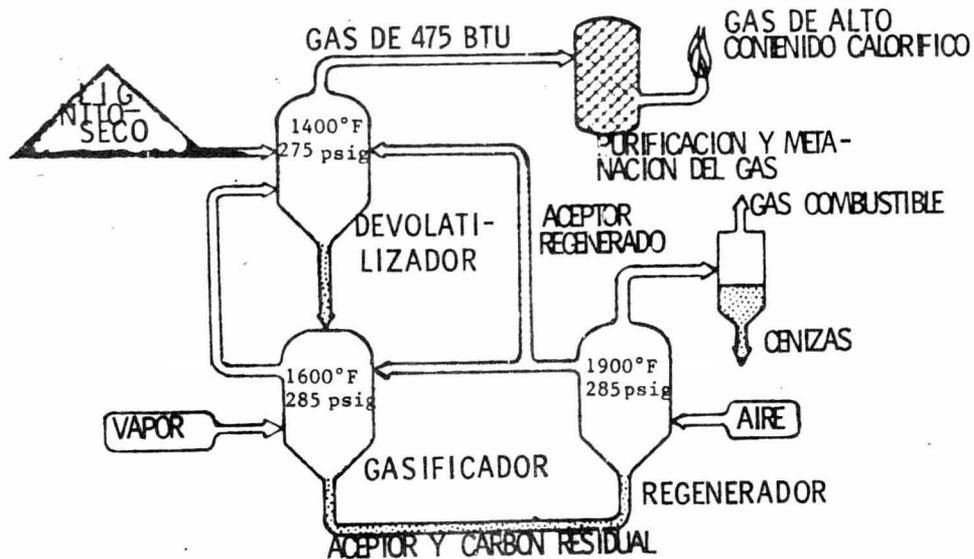


DIAGRAMA DE FLUJO PARA EL PROCESO CO₂ ACEPTOR

4.4.11 PROCESO : WINKLER.

DESARROLLADO POR : Davy Powerglas Inc.

TIPO DE REACTOR : Lecho fluidizado.

PRESION Y TEMPERATURA : 1400°F - 1800°F en el lecho y presión atmosférica.

MATERIA PRIMA : Carbón de varios tipos, aire u O₂ y vapor de agua. Algunos carbones requieren tratamiento previo.

PRODUCTOS : Gas de bajo contenido calorífico si no se emplea O₂ y medio si se hace.

COMPOSICION DEL GAS (promedio) : CO₂ 6-16%, CO 19-25%, H₂ 12-33%, CH₄ 0.5 - 1.4%, N₂ 55 -1.8%, para el gas de medio y bajo contenido calorífico.

CONTENIDO CALORIFICO : 118 a 275 BTU/PCS saliendo del gasificador.

DESCRIPCION DEL PROCESO : El carbón es gasificado usando vapor, aire u oxígeno, dependiendo de uso final que se desee dar al gas. Una parte del vapor puede ser reemplazada con CO₂ recirculado si se desea un gas rico en CO, o bien recirculando H₂ si se desea más CH₄. Las partículas mayores son gasificadas en estado fluido mientras que las pequeñas son arrastradas por el gas y gasificadas en suspensión por inyección de más medio gasificador arriba del lecho fluidizado.

Las temperaturas de gasificación varían de 1500°F a 2000°F y dependen del punto de sinterización de las cenizas y de la reactividad del carbón. No se producen sub-productos orgánicos o combustibles líquidos. El calor sensible del gas es recuperado produciendo vapor y precalentando el medio de gasificación. Después de la eliminación de finos en un ciclón, el gas es enfriado y limpiado. Una planta con insuflado de aire produce gas de 120 a 125 BTU/PCS, mientras que las que operan insuflando oxígeno producen gas de 280 a 300 BTU/PCS. La adición de combustibles líquidos incrementa el valor calorífico del gas producido. El reactor más grande en operación comercial tiene 18 pies de diámetro y una capacidad de 3700 MPCSH cuando se insufla -

CARBON

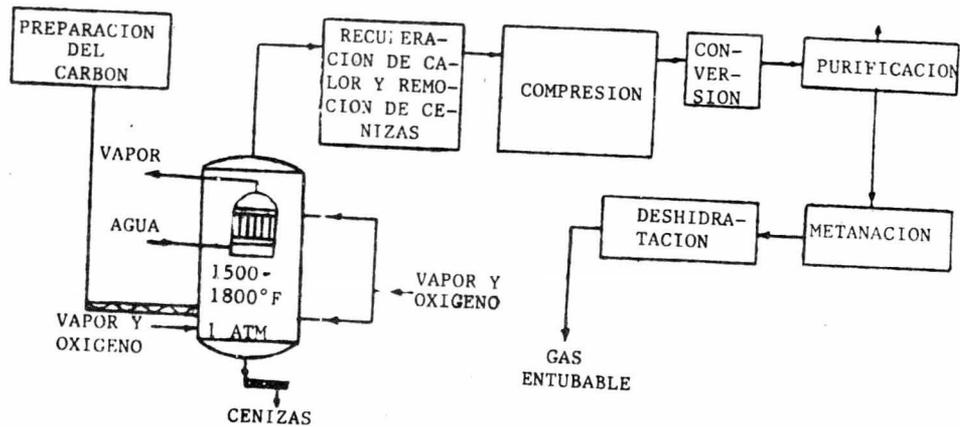
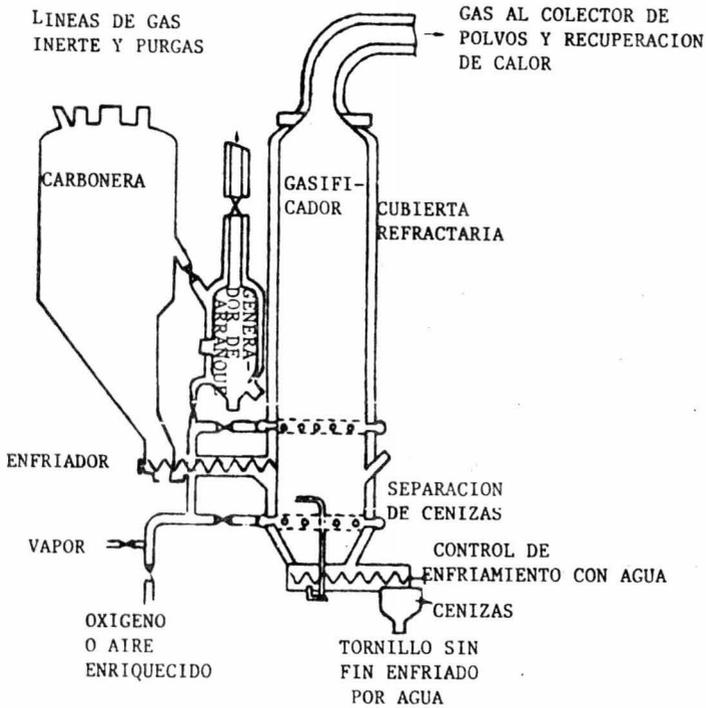


DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO WINKLER



GASIFICADOR WINKLER

oxígeno a presión atmosférica, pero estos valores pueden ser incrementados_ operando a presiones mayores. Más del 75% del contenido calorífico del carbón aparece en el gas, con eficiencias térmicas mayores al 82%. Las cenizas son combustibles y pueden ser quemadas fácilmente en quemadores de combustibles pulverizados, lo cual incrementa la eficiencia térmica. Además de que las cenizas son adsorbentes activos.

Dependiendo de las propiedades del carbón y de los parámetros de operación, el contenido de CO y H₂ puede ser mayor del 80% en volumen.

VARIACIONES AL PROCESO : Proceso a alta presión, mostrando ahorro en equipo y costos de operación.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : El proceso tiene 36 generadores operando en 16 instalaciones comerciales. El diseño del sistema Winkler operando a alta presión está disponible. Las instalaciones comerciales producen gas de síntesis para producir metanol, amoníaco y aceite por el método Fischer-- Tropsch.

4.4.12 PROCESO : EXXON.

DESARROLLADO POR : Exxon Corp.

MATERIA PRIMA : Carbón, vapor y aire.

PRODUCTOS : Gas de bajo contenido calorífico.

DESCRIPCION DEL PROCESO : El carbón residual es quemado fuera del gasificador, produciendo el calor necesario para la gasificación. Dentro del gasificador, el carbón reacciona con vapor produciendo gas de síntesis.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Probado en una unidad de 0.5 ton/día y se completa el diseño de una planta de 500 ton/día.

4.4.13 PROCESO : ENTRAINED COAL GASIFICATION.

DESARROLLADO POR : Eyring Research Institute/Brigham Young University.

TIPO DE REACTOR : Flujo encarrilado a alta temperatura y alta velocidad.

PRESION Y TEMPERATURA : De 0 a 10 atmósferas.

MATERIA PRIMA : Mezclas de carbón reaccionante o no reaccionante.

PRODUCTOS : Gas de valor calorífico intermedio.

CONTENIDO CALORIFICO : 300 a 400 BTU/PC.

DESCRIPCION DEL PROCESO : Se plantea el estudio de las reacciones del carbón con vapor en flujo encarrilado, pretendiendo evaluar las condiciones de mezcla, dispersión y extensión de la reacción.

En base a los resultados se elaborará un modelo matemático que será comparado con nuevos experimentos para definir las condiciones de operación de este nuevo proceso.

VARIACIONES AL PROCESO : Las instituciones indicadas trabajan por separado en el proyecto y en fecha próxima se definirán los resultados de ERI, ya que este Instituto opera con los resultados de BYU.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : En etapa de estudio. El proyecto se inició en 1974 y terminará en 1976. Se espera gasificar 100 lb/hr en esta etapa.

4.4.14 PROCESO : COED.

DESARROLLADO POR : FMC Corporation.

TIPO DE REACTOR : Cuatro reactores para pirólisis del carbón en lecho fluidizado.

PRESION Y TEMPERATURA : Temperatura de 600°F a 1600°F y de 6 a 10 psig de presión, el hidrotatamiento es a 1750 psig y 760°F.

MATERIA PRIMA : Carbón mineral, oxígeno.

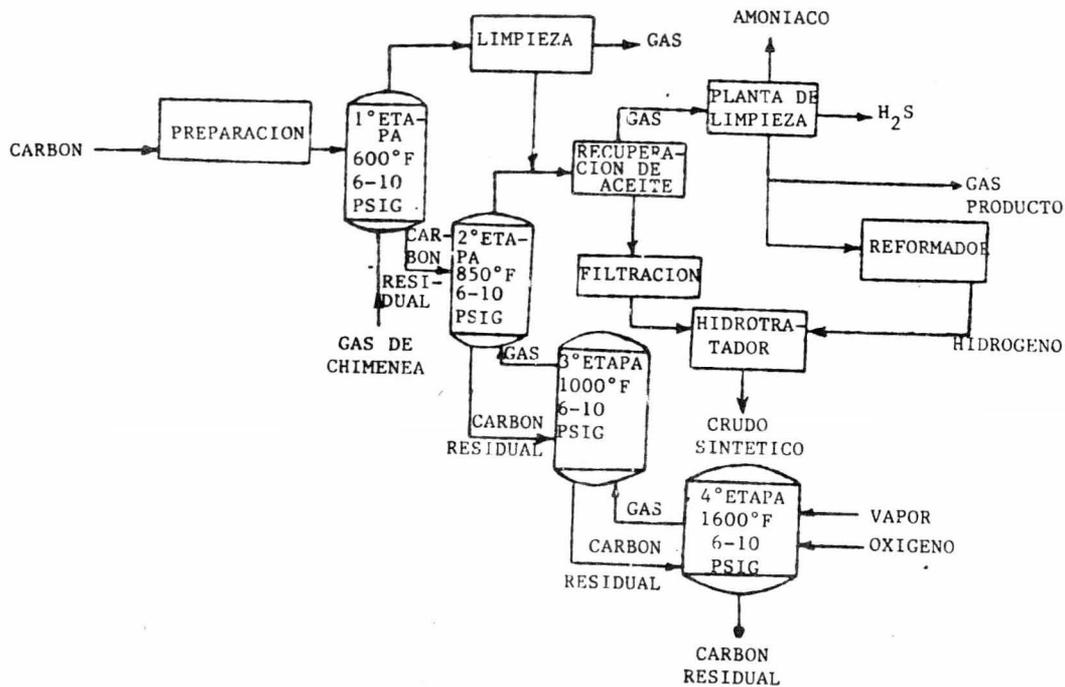


DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO COED

PRODUCTOS : Aceite sintético y gas de bajo contenido calorífico, o gas de tubería después de metanación; se puede obtener un gas rico en H_2 .

COMPOSICION DEL GAS (Promedio) : 60% H_2 , 22% CO , 14% CH_4 , 8% otros, después de la eliminación de impurezas ácidas y del agua.

CONTENIDO CALORIFICO : Del tipo GNS si la porción no recirculada es sometida a metanación y de 550 a 650 BTU/PC después de purificación pero sin metanación.

DESCRIPCION DEL PROCESO : Carbón a $-1/8$ pulgada es secado y calentado a temperaturas cada vez mayores en una serie de reactores de lecho fluidizado. En la primera etapa el carbón es calentado a $600^\circ F$ por gases de chimenea, los cuales lo volatilizan. En las etapas subsecuentes, el carbón es sujeto a incrementos de temperatura de $850^\circ F$, $1000^\circ F$ y $1600^\circ F$. La presión de operación es entre 6 y 10 psig en todos los reactores. Algo del carbón residual es quemado con O_2 en el cuarto reactor para mantener la temperatura a $1600^\circ F$ en esta etapa y para proveer los gases calientes de la segunda y tercera etapas. El gas de la cuarta etapa fluye a contracorriente con los sólidos o a través de la tercera y la segunda etapa de donde la mayoría de los productos volátiles son colectados. El gas que sale de la primera etapa es enfriado con licor recirculado y los aceites recuperados. Parte del gas es usado en el secador de carbón y parte en el enfriador de carbón residual. Los productos volátiles en la segunda etapa pasan a la sección de recuperación de productos. El gas es enfriado directamente con agua para condensar aceite, que es separado del agua y filtrado para remover los residuos de carbón. El gas sin aceite es limpiado para eliminar amoniaco, CO_2 y H_2S y finalmente reformado para producir hidrógeno.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Planta piloto de 36 ton/día en Princeton, N.J. Se investiga la desulfurización del carbón residual.

4.4.15 PROCESO : ENTRAINED COAL GASIFICATION.

DESARROLLADO POR : Foster Wheeler Energy Corp.

TIPO DE REACTOR : Flujo encarrilado en dos etapas, presurizado y con escorificación.

PRODUCTOS : Gas de bajo contenido calorífico para ser usado como combustible en turbinas, carbón residual.

DESCRIPCION DEL PROCESO : Carbón a malla 200 y 2% de humedad se introduce en la segunda etapa del gasificador a través de una tolva. El aire es suministrado por la planta de turbinas y a la presión del proceso. El carbón se hace reaccionar con los gases calientes de la etapa inferior. El carbón residual se separará en ciclones fuera del gasificador y se alimenta a la primera etapa del gasificador para hacerse reaccionar con aire y vapor, produciendo gas de bajo contenido calorífico y cenizas, las cuales son removidas como escoria fundida por el fondo del reactor. La limpieza de los gases incluye el uso del proceso Selexol para remover azufre y el lavado de gases de amoniaco.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Se planea la construcción de una planta de 400 a 1000 MW en función de los resultados que se obtengan y la tecnología que logre desarrollarse. En 1974 se inició la fase II que deberá durar 40 meses. Se espera que la planta sea del tipo piloto y empiece a operar en 1978.

4.4.16 PROCESO : SIMPLIFIED COAL GASIFICATION / FLASH PIROLISIS

DESARROLLADO POR : Garrett Research and Development Company.

TIPO DE REACTOR : Pirólisis en flujo encarrilado a baja presión.

PRESION Y TEMPERATURA : 30 a 50 psi y de 1500 a 1700°F.

MATERIA PRIMA : Carbón bituminoso y sub-bituminoso, vapor y aire.

FACULTAD DE QUIMICA U.N.A.M.
I.Q.M. ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ
TESIS PROFESIONAL 1976 FIG. 39

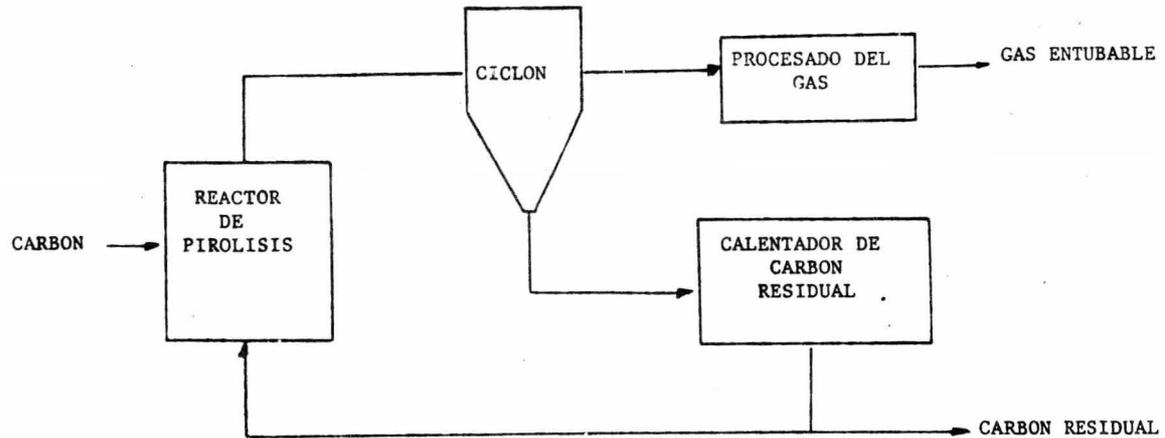


DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO DE GARRETT R.C.

PRODUCTOS : Gas, breas y carbón residual, el gas puede ser usado para generar energía eléctrica o transformarlo a GNS.

COMPOSICION DEL GAS : H_2 35.3%, CO 22.4%, CO_2 9.1%, CH_4 18.8%, otros 14%.

CONTENIDO CALORIFICO : 600 - 650 BTU/PCS.

DESCRIPCION DEL PROCESO : El carbón es pulverizado y secado para ser transportado neumáticamente al reactor, donde es mezclado con corrientes de carbón residual recirculado, el cual provee el calor para la pirólisis. El carbón es calentado a su temperatura de descomposición en un tiempo del orden de un décimo de segundo. Los productos volátiles son separados del carbón residual por medio de ciclones y rápidamente enfriados para evitar cualquier reacción secundaria. El carbón residual es transportado hacia un calentador especial donde su temperatura es elevada por reacción con aire en cantidades controladas y en tiempos de residencia cortos, para finalmente ser recirculado al reactor de gasificación por pirólisis.

El gas producido puede ser empleado en cualquier forma deseable sometiéndolo a los procesos de conversión o adaptación apropiados. Los planes incluyen la adaptación del proceso a plantas generadoras de energía eléctrica para producir a partir de 10,000 ton/día de carbón, 15000 BPD de combustible líquido y 550 MW, o bien procesando 35000 ton/día de carbón obtener 1200 MW y 250 mm PC/día de GNS.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Planta piloto procesando 4 ton/día en California. Se estudian las variables del proceso y se hace el diseño de una planta piloto en base a los resultados, probablemente será de 250 ton/día.

DATOS DE PROCESO : Por cada tonelada de carbón procesada se obtienen 8500 PCS de gas de tubería.

4.4.17 PROCESO : GE GAS

DESARROLLADO POR : General Electric, Electric Power Research Institute, - American Gas Association.

TIPO DE REACTOR : Cama fija de carbón y ceniza.

PRESION : Nominalmente un máximo de 350 psi.

MATERIA PRIMA : Carbón directamente de la mina, de varias calidades, aire, vapor y ácido sulfúrico para eliminar el amoniaco del gas.

PRODUCTOS : Gas de bajo contenido calorífico para generación de energía eléctrica o para usos industriales.

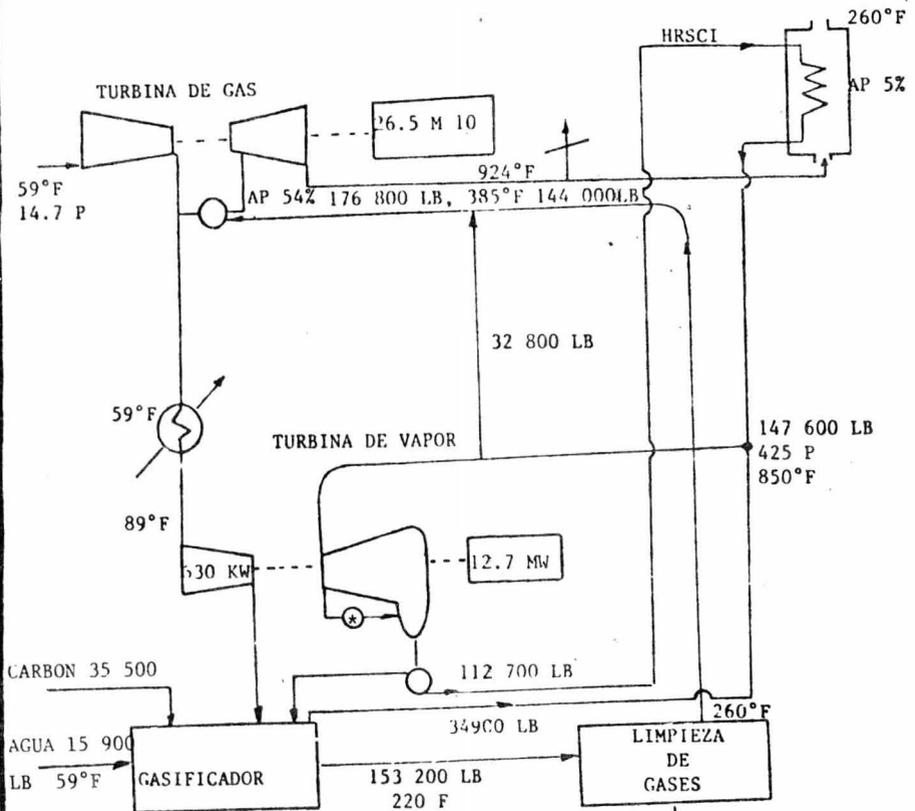
CONTENIDO CALORIFICO : 160 BTU/PCS saliendo del gasificador.

DESCRIPCION DEL PROCESO : Carbón a $-1/16$ de pulgada mezclado con brea recirculada y precalentado a 200°F es alimentado al equipo de extrusión. La extrusión es la innovación de este proceso y su demostración el objetivo de los proyectos de G.E. y E.P.R.I. Con la extrusión se desea aprovechar todos los finos y breas del carbón para ser inyectados al reactor a presión. Se desea producir un gas útil para generar vapor con una eficiencia efectiva del 85% en la gasificación, usando varios métodos de recuperación de energía. Se ha encontrado que los carbones de menor calidad permiten una mayor eficiencia del proceso, ya que su operación a menor temperatura permite evitar pérdidas por calor.

El gas es sometido a procesos de limpieza y recuperación después de su producción, de tal forma que puede ser también ajustado en su contenido calorífico. Los procesos de separación son por medio de filtros de membrana, y el resto es tecnología ya perfectamente conocida.

VARIACIONES AL PROCESO : Nuevo proceso para eliminar H_2S del gas, así como otro para CO_2 , ambos a base de membranas.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Demostrado en un reactor de 1 ton/hr, y a 30 atmósferas y se planea construir una planta piloto que iniciará operaciones a mediados de 1976.



* PROCESO APLICADO A UNA PLANTA PARA PRODUCIR ENERGIA ELECTRICA

9 200 LB SUBPRODUCTOS
 H₂ 1400 LB
 LOL 7200 LB
 NIB 400 LB
 BTX 200 LB

DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO CE GAS.

4.4.18 PROCESO : H-COAL

DESARROLLADO POR : Hydrocarbon Research Inc.

TIPO DE REACTOR : Lecho fluidizado con alta velocidad superficial.

PRESION Y TEMPERATURA : 850°F y 2700 psig.

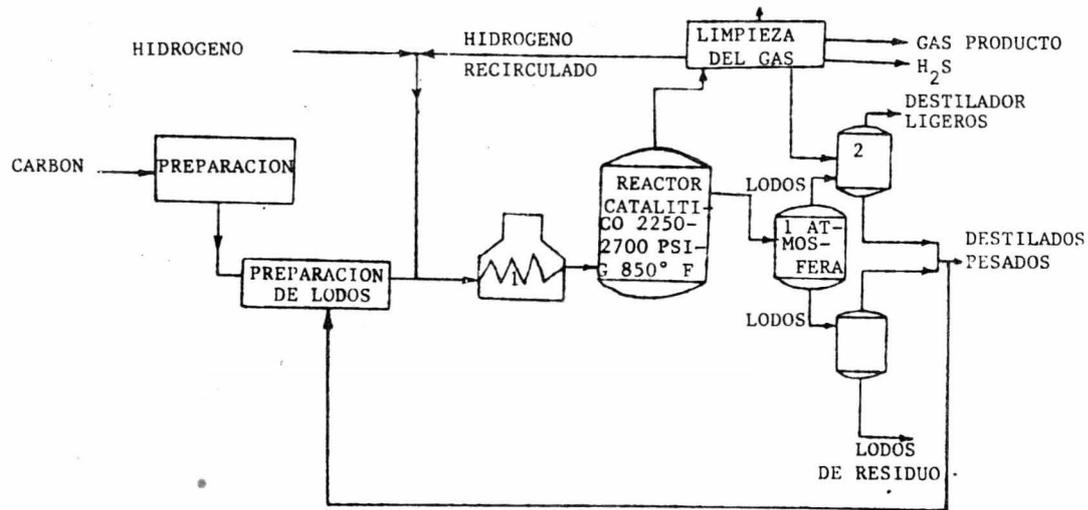
MATERIA PRIMA : Carbón bituminoso, hidrógeno.

PRODUCTOS : Gas, aceites pesados y ligeros sintéticos y gas de bajo y medio contenido calorífico.

COMPOSICION DEL GAS : Mezcla de H_2O , NH_3 , H_2S , CO , CO_2 .

DESCRIPCION DEL PROCESO : El carbón es secado, pulverizado a malla -40 y diluido con aceites derivados del carbón. La mezcla, junto con hidrógeno, es precalentada y alimentada al reactor con catalizador de cobalto-molibdeno. El carbón es hidrogenado y convertido a productos líquidos y gaseosos. La actividad del catalizador se mantiene renovándolo constantemente. Los lodos de carbón no reaccionante y productos líquidos son pasados a un separador que envía los vapores a la torre de destilación y los lodos continúan su proceso. En la torre de destilación se separan los destilados ligeros y pesados. El amoníaco y el ácido sulfhídrico son eliminados de los destilados y una porción de los destilados pesados son recirculados para la formación de los lodos.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL: Diseño de una unidad de 10 ton/día y planta piloto operando a 3 ton/día. Se han hecho estudios para la aplicación comercial del proceso, operando 250-700 ton/día de carbón seco, produciendo 725 B/día de aceite combustible crudo.



- 1.- PRECALENTADOR
- 2.- DESTILACION ATMOSFERICA

DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO H-COAL

4.4.19 PROCESO : HY GAS

DESARROLLADO POR : Institute of Gas Technology.

TIPO DE REACTOR : Lecho fluidizado en dos etapas.

PRESION Y TEMPERATURA : Varían de acuerdo al proceso empleado para obtener hidrógeno. El gasificador está diseñado para 1700°F en la etapa inferior y 1300°F en la superior, ambas a 1100 psig.

MATERIA PRIMA : Carbón de todos tipos, algunos requieren tratamiento previo, hidrógeno y aire u oxígeno en algunos casos.

PRODUCTOS : Gas de alto contenido calorífico, calidad GNS.

COMPOSICION DEL GAS : Variable con el proceso empleado para producir hidrógeno, aunque se produce más metano durante la hidrogasificación por la reacción directa.

CONTENIDO CALORIFICO : 960 BTU/PC después de metanación. Más datos se incluyen en la tabla.

CONDICIONES DE OPERACION : Pretratador de carbón 750°F y presión atmosférica, sistema de presión 1000-1500 psig, secacos de lodos 600°F, reactor de hidrogasificación 1300°F-1800°F, gasificador de vapor-oxígeno 1750°F-1850°F, presión del gas producido 1000 psig o más.

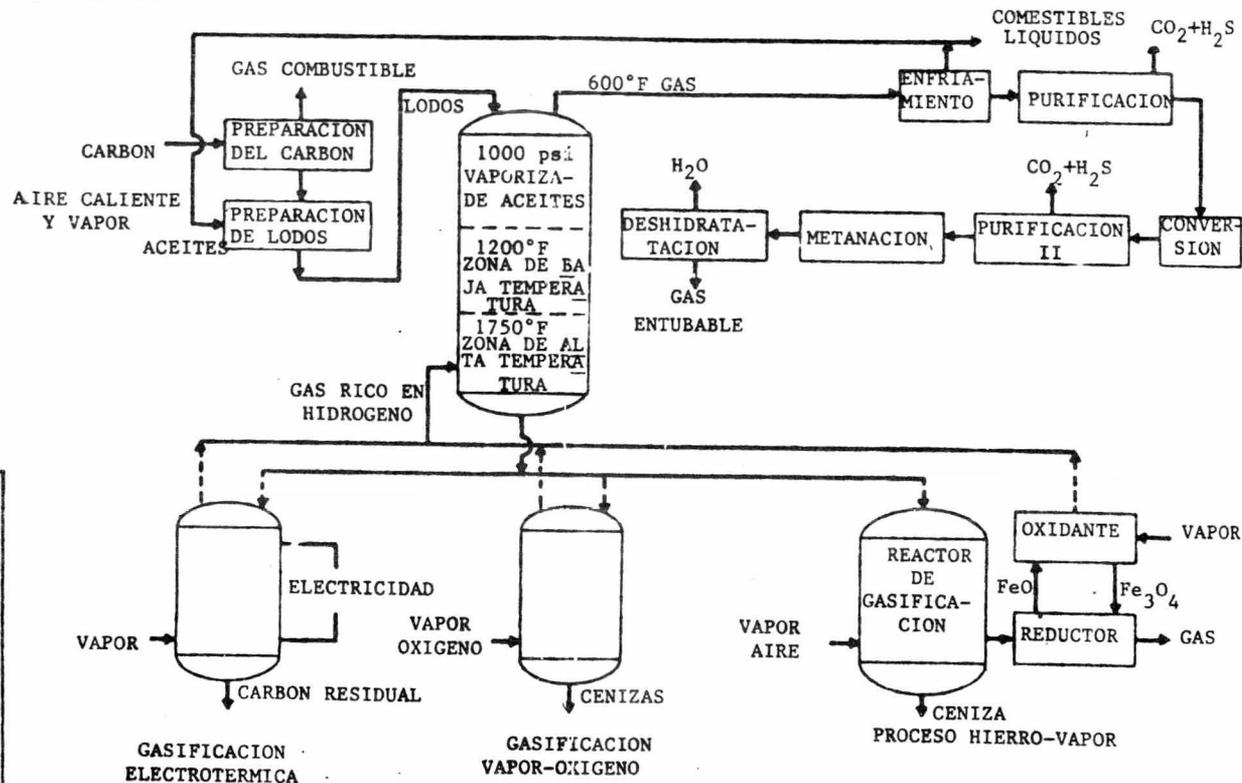
VARIACIONES AL PROCESO : Uso de los tres procesos para producir hidrógeno, así como la posibilidad de producir gas de bajo contenido calorífico, usando aire en lugar de O₂ en el método de vapor-oxígeno.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Planta piloto en Chicago operando 75 ton/ día para producir 1.5 MPC/día de gas de tubería y se diseñó una planta de demostración de 80 MPC/día.

TABLA 13

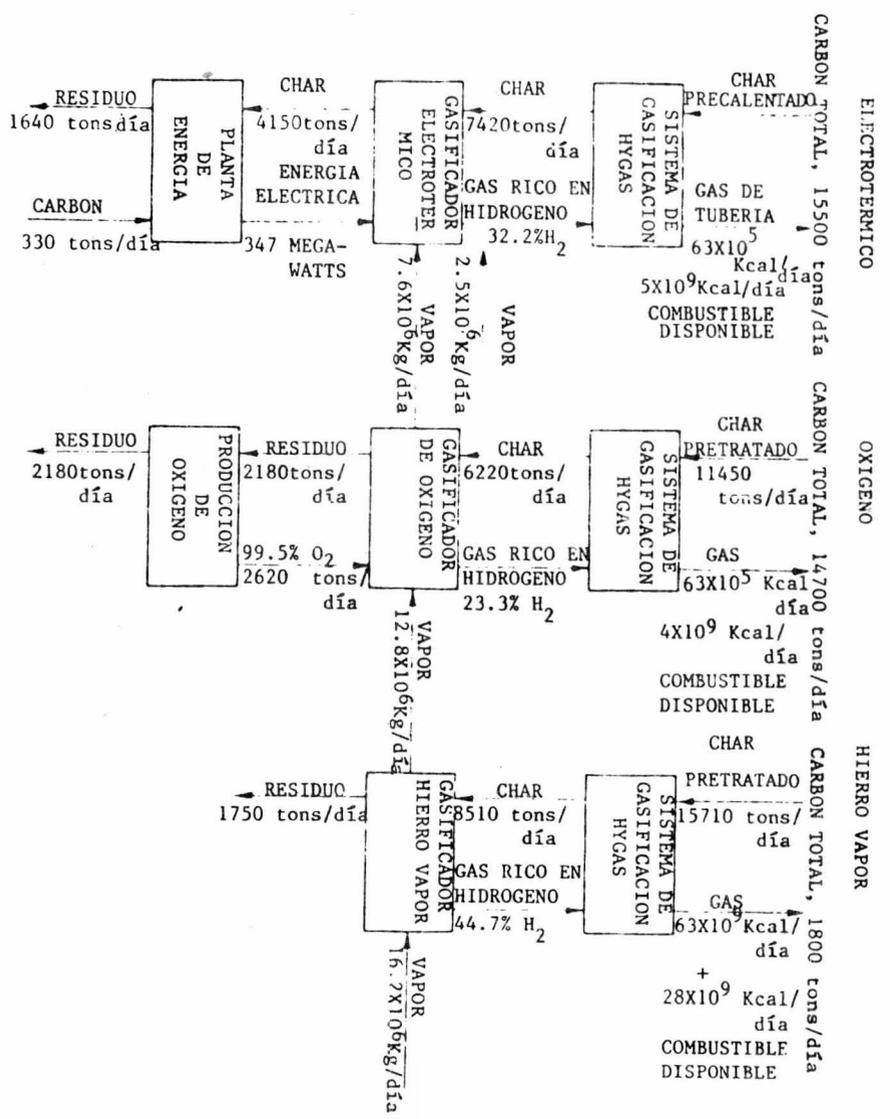
COMPOSICION DE LOS GASES EN
MOL % (PROMEDIO)

COMPONENTE	ELECTROTERMICA	OXIGENO	VAPOR-HIERRO	BAJO CONTENIDO CALORIFICO
CO	21.3	18.0	7.4	13.5
CO ₂	14.4	18.5	7.1	12.7
H ₂	24.2	22.8	22.5	16.6
H ₂ O	17.1	24.4	32.9	18.3
CH ₄	19.9	14.1	26.2	8.4
C ₂ H ₆	0.8	0.5	1.0	0.6
H ₂ S	1.3	0.9	1.5	0.8
Otros	1.0	0.8	1.4	--
	<hr/> 100.0	<hr/> 100.0	<hr/> 100.0	<hr/> 70.9 + 28.9 N ₂ + 0.2 C ₆ H ₆
VALOS CALORIFICO	437	374	565	236



PROCESO HYGAS CON SUS FUENTES POSIBLES DE HIDROGENO

FACULTAD DE QUIMICA U.N.A.M.
 I.Q.M. ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ
 TESIS PROFESIONAL 1976 FIG. 42



PRINCIPIOS DE LA GASIFICACION HYGAS

El proceso HYGAS trabaja a alta temperatura y presión, el propósito de esto es incrementar el rendimiento de CH_4 por medio de la reacción directa, ya que esto incrementa la eficiencia térmica del proceso. La alta temperatura es necesaria para obtener velocidades de reacción razonables en la formación de CH_4 en la reacción directa y la alta presión para incrementar el rendimiento de CH_4 . El carbón más activo del hidrogasificador reacciona para producir CH_4 , y el carbón menos activo se utiliza en la producción de H_2 para el hidrogasificador. Del contenido total del CH_4 del gas, cerca del 65-70% se produce por la reacción indirecta ($\text{CO} + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$) durante el paso de metanización usando el H_2 y CO del gas crudo. El alto porcentaje de CH_4 producido por la reacción directa en el hidrogasificador es una de las características del proceso HYGAS, esto incrementa la eficiencia de conversión. Si el proceso HYGAS operara a menor presión, se produciría más CH_4 por medio de la reacción indirecta y esto ocasionaría una disminución en la eficiencia total.

Otra de las características del proceso HYGAS, es la manera de usar la reacción del vapor y el carbón en la hidrogasificación. La reacción vapor-carbón ($\text{C} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2$) es endotérmica, mientras que la reacción carbón-hidrógeno ($\text{C} + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4$) es altamente exotérmica. Debido a que en el hidrogasificador existe una mezcla de H_2 y vapor, el calor producido por la formación de CH_4 es absorbido al mismo tiempo por la reacción vapor-carbón, logrando así un control automático de temperatura, ya que si la temperatura se incrementa, la reacción endotérmica se acelera disminuyendo la temperatura, y si la temperatura decrece, la reacción endotérmica se acelera incrementando la temperatura. Además de este control de temperatura, también se produce en el hidrogasificador el H_2 necesario para la reacción carbón-hidrógeno.

El gas rico en H_2 que se introduce en el hidrogasificador se produce por tres procesos diferentes (hasta el momento sólo tres métodos han sido probados), electrotérmico, vapor-oxígeno y vapor-fierro.

DESCRIPCION DEL PROCESO.

El proceso HYGAS utiliza cualquier tipo de carbón, aunque para los carbones con tendencia a coquizarse se necesita un tratamiento previo a la gasificación, como será descrito más adelante. Además también se debe controlar la humedad del carbón antes de introducirlo al gasificador. Hasta el momento se han hecho experiencias con lignito y carbón bituminoso (1975). El lignito contiene hasta 40% de humedad.

Antes de introducir el carbón al hidrogasificador, el carbón se tritura a un tamaño conveniente para la mezcla con aceite y la gasificación. Debido a que el proceso usa todo tipo de carbones, un triturador variable fue desarrollado por el Instituto de Tecnología de Gas (IGT), ya que la mayor parte del equipo hasta entonces desarrollado estaba diseñado para producir carbón fino y no lo suficientemente grande (8 mallas) como el requerido para la fase densa del hidrogasificador. También en este equipo se combinó la trituración con el secado, de tal manera que el molino puede procesar carbones que difieren grandemente en contenido de humedad y tamaño de molido, para secar carbones con diferente humedad se modificó el horno usando un control variable.

Todo el carbón, tratado o no previamente, se mezcla con aceite ligero para introducirlo en el hidrogasificador, que está a alta presión. El sistema de bombeo de esta mezcla fue desarrollado por el IGT, ya que no existía experiencia con este tipo de equipo para las presiones a las cuales trabaja -

el proceso HYGAS (100-1400 psi). En un principio se pensó en mezclar el carbón con agua debido a la gran cantidad de tecnología que existe para este tipo de mezclas. Sin embargo, cálculos preliminares mostraron que no se podía usar agua debido a que el calor que se requiere para secar el carbón en la parte superior del hidrogasificador es muy grande y no se alcanzaría a secar durante el tiempo de caída antes de llegar a la primera etapa y para la gasificación es necesario tener carbón seco. Usando un aceite ligero el calor necesario es mucho menor, por lo que se consideró como un buen candidato. Después de varias pruebas se demostró que el sistema con aceite ligero funciona adecuadamente.

Cuando el hidrogasificador está a presión de trabajo, entonces se comienza a bombear aceite solo y poco a poco se va aumentando la concentración de sólido hasta llegar a la concentración máxima para una velocidad de alimentación determinada.

El hidrogasificador recibe la mezcla por aspersion en la parte superior, el calor sensible de los gases calientes producidos en la parte inferior evapora el aceite que sale del hidrogasificador para ser recuperado posteriormente, dejando al carbón seco, listo para pasar al segundo paso dentro del hidrogasificador. La temperatura en este paso es del orden de 750°F y la presión del orden de 1000 psi.

En la parte inferior de la sección de secado, el sólido baja por un tubo hacia un pequeño receptor donde es arrastrado hacia arriba por otra salida a un separador cónico a través de una tubería del orden de 18 pies de largo. Durante este tiempo los gases calientes elevan la temperatura del sólido a 1200°F y proporcionan el H_2 para la producción de CH_4 , reacción en la que -

se consume cerca del 20% del carbón original. Este es el primer paso de la gasificación, la reacción ocurre en la tubería hacia el separador cónico y toma un tiempo del orden de 3 a 10 segundos. Dos salidas están conectadas al separador cónico, una de ellas lleva parte del carbón residual (char) hacia la entrada en la parte superior del hidrogasificador mezclándolo con el carbón nuevo, de esta manera se puede introducir carbón coquizable sin tratamiento previo, que mezclado con el carbón residual (char) y con una velocidad de flujo suficientemente alta, deben destruir la tendencia a formar aglomerados. Eliminar el tratamiento previo dentro del esquema de procesamiento del carbón reduce el costo del gas.

La segunda salida del separador cónico lleva el carbón quemado sobrante hacia la sección de alta temperatura (1700°F) para continuar la gasificación, donde reacciona con el gas rico en H_2 . A esta temperatura el H_2 reacciona con el carbón quemado para producir CH_4 y calor. El vapor o gas rico en H_2 reacciona con el carbón residual para formar H_2 y CO , absorbiendo calor, que como se mencionó anteriormente, proporciona un control interno de temperatura y una fuente interna de H_2 . Durante este paso aproximadamente un 25% del carbón original se transforma dando un rendimiento total del orden de 40%. De aquí el carbón residual sobrante sale a través de un tubo en donde se encuentra con el gas rico en H_2 con el cual intercambia calor, enfriándose el carbón residual y calentándose el gas, después el carbón residual es utilizado en la producción del gas rico en H_2 , como se describe más adelante.

La composición del gas producto depende de la composición del gas rico en H_2 . Además de estos componentes, el gas producto contiene aceite ligero, polvo de carbón, amoníaco, etc. En la planta piloto el gas pasa a una torre

que controla el flujo para enfriamiento (570°F) y además es lavado en agua, de esta manera se separa el polvo del carbón, las trazas de componentes solubles en agua y condensa el vapor de agua y los vapores de aceite ligero. El agua condensada, el aceite y el agua de enfriamiento pasan a un separador, donde se forman dos capas, una de aceite en la parte superior y la otra de agua, de donde el aceite es recuperado.

A continuación el gas entra a un sistema convencional para la separación de los gases ácidos en el cual el CO_2 y el H_2S son absorbidos en una solución de diglicolamina y agua en una torre cerrada. La solución obtenida se pasa a una segunda torre donde la presión se reduce y al mismo tiempo se calienta con vapor que evapora los gases absorbidos de la solución y la solución purificada se regresa a la torre de absorción. El gas que contiene CO_2 y H_2S pasa a una unidad Claus para recuperación de azufre.

El gas purificado pasa a la sección de metanación; este paso tiene por objeto elevar el poder calorífico del gas, y reducir la concentración de CO a 0.1% o menos. Para lograr la reducción en la concentración de CO y obtener un porcentaje bajo de H_2 , la relación H_2/CO se ajusta antes de la metanación a un valor ligeramente mayor que 3, esto se logra con una reacción de conversión con agua.

El método usado para el proceso HYGAS para el control del calor liberado en la formación de metano, es llamado de división de flujo de gas frío reciclado. Con este método se pretende controlar el calor de la reacción manejando la concentración de CO, la reacción de 1% de CO eleva la temperatura - - 130°F, el gas limpio contiene de 10 a 20% de CO dependiendo del tipo de carbón y el método que se use para producir el gas rico en H_2 , con este porcen

taje, reaccionando todo el CO, elevaría la temperatura más allá de lo permitido, pero el uso de gas reciclado frío permite disminuir la concentración de CO. En las pruebas hechas en la planta piloto la conversión de CO ha sido completa en todas las pruebas y el control de la temperatura del lecho - ha sido muy buena. El método de reciclaje de gas frío ha resultado hasta el momento efectivo y económico, la razón de reciclaje típica es del orden 1.5 pies cúbicos de gas reciclado frío por cada pie cúbico de gas limpio - que entra.

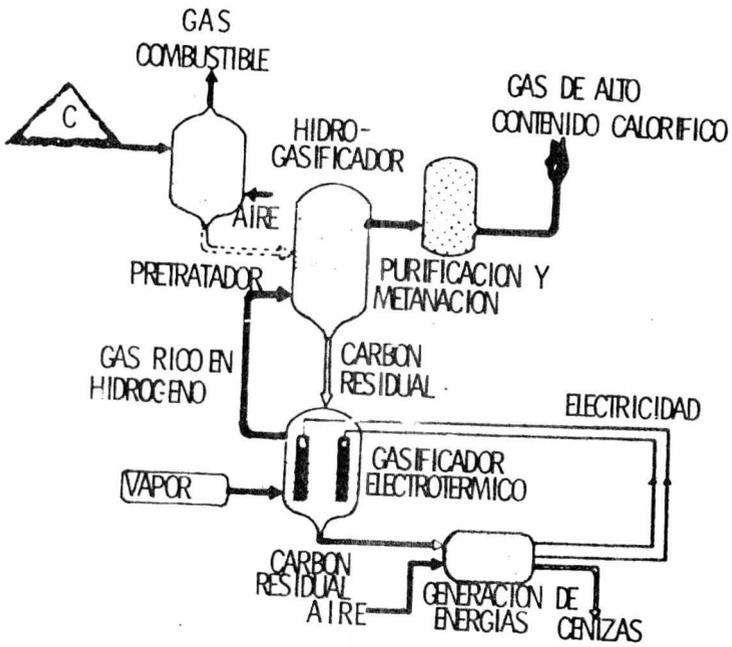
El paso final es el enfriado final del gas por intercambio de calor con el gas entrante. El enfriado final condensa toda el agua dando el producto final deseado.

Uno de los pasos importantes del proceso HYGAS, como se mencionó anteriormente, es la producción de gas rico en H_2 , punto que se discutirá a continuación.

METODO ELECTROTÉRMIICO

En el método electrotérmico, todo el carbón residual del hidrogasificador reacciona directamente con el vapor para formar un gas rico en hidrógeno - que después pasa directamente al hidrogasificador. Este esquema fue el primero que se probó en IGT para el proceso HYGAS. Un diagrama de bloque de este proceso acoplado al hidrogasificador se muestra más adelante.

El criterio de diseño para el gasificador electrotérmico fue el asegurar buena fluidización del carbón residual, suficiente tiempo de retención del carbón y suficiente velocidad de reacción para obtener un gas de las carac-

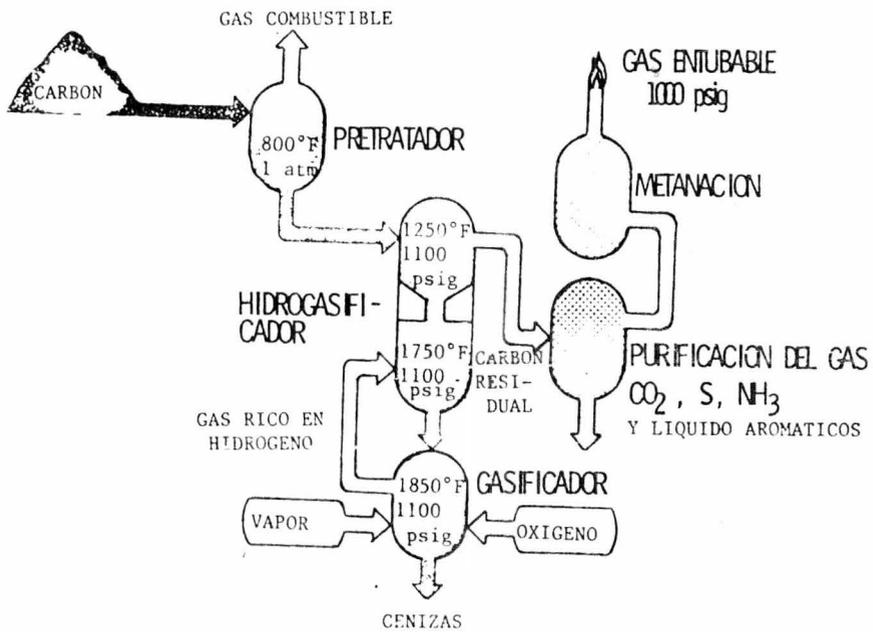


PROCESO HY GAS ELECTROTERMICO

terísticas requeridas en el hidrogasificador, todo esto dentro de la configuración más económica. Los electrodos del gasificador electrotérmico están colocados en forma concéntrica, uno de los electrodos baja de la parte superior del gasificador y está metido en el lecho fluidizado del reactor, y el otro electrodo es una jaula circular alrededor de la pared interior del gasificador, este electrodo está conectado a tierra con la parte del reactor, cerrando así el círculo donde éste actúa como colector de corriente. La corriente circula del electrodo central a través del lecho fluidizado al colector. Este diseño está basado en las experiencias obtenidas con una pequeña planta piloto con capacidad de 300 KW, el diseño del reactor y los electrodos se ha extrapolado para la construcción de una unidad con capacidad de 2 MW. Esta planta deberá, en principio, comportarse de manera similar en cuanto a las características de fluidización a la de 300 KW lo que permitirá mantener la misma densidad de corriente y potencia en los electrodos.

El lecho del gasificador electrotérmico tiene una carga resistiva no lineal, debido a las fluctuaciones en el lecho fluidizado esta carga no es constante, la resistencia varía en un rango bastante amplio dependiendo de las características de la fluidización y la inmersión de los electrodos. Datos de importancia que se obtendrán con el sistema de 2 MW, son la resistividad y sus variaciones en lechos grandes y el comportamiento con respecto al tiempo del material de los electrodos.

El gas producido por este método contiene 18.7% de CO, 10.5% de CO₂, 32.3% de H₂, 33.6% de H₂O y 4.8% de CH₄ por mol., además de compuestos de azufre.



PROCESO HYGAS CON GASIFICACION VAPOR-OXIGENO
COMO FUENTE DE HIDROGENO

METODO VAPOR-OXIGENO

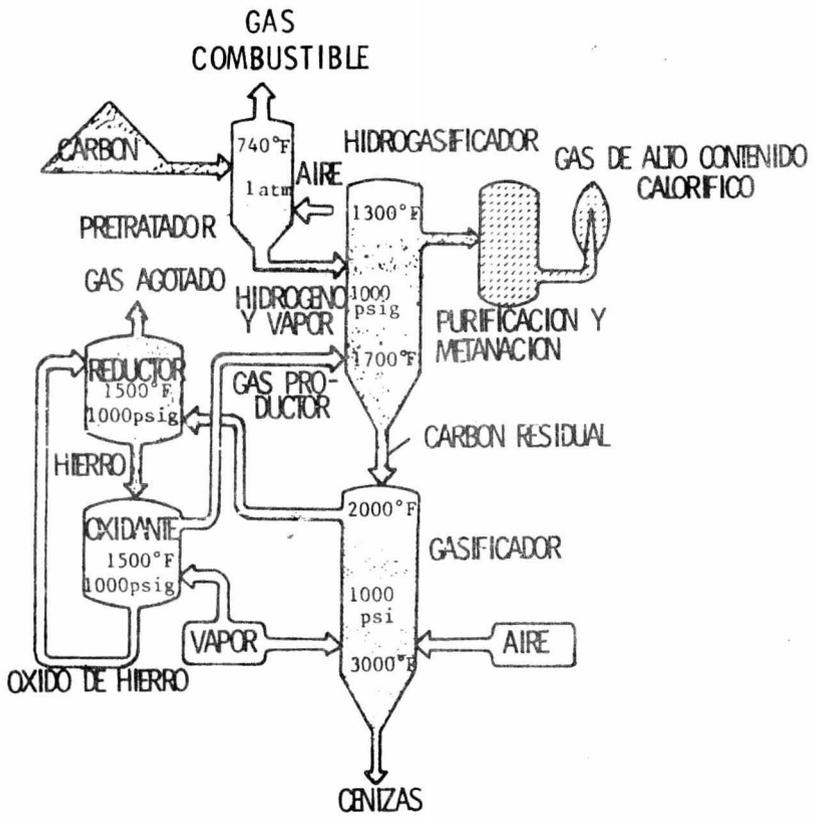
Uno de los métodos que se están desarrollando para la producción de un gas rico en H_2 para el proceso HYGAS es el de vapor-oxígeno. Esquemáticamente este método se muestra más adelante.

El gasificador produce gas rico en H_2 por reacción del carbón quemado caliente con vapor y oxígeno en un lecho fluidizado a alta presión. Las proporciones de vapor y oxígeno relativas a la cantidad de carbón residual están determinados por la temperatura de operación del reactor ($1840^{\circ}F-1770^{\circ}F$).

La característica nueva de este método es la gasificación del carbón residual sin producción de escoria en un reactor de lecho fluidizado a alta presión, que al mismo tiempo logra una alta utilización de carbón y bajo consumo de oxígeno. La clave para evitar la aglomeración o la fusión de la ceniza es mantener la velocidad de fluidización suficientemente alta en la parte inferior del reactor, además, evitar áreas de estancamiento y promover un contacto inicial rápido del oxígeno, vapor y carbón residual en la parte inferior del reactor usando una entrada de gas especialmente diseñada para este método. El gas producido por este método contiene 15% de CO , 15% de CO_2 , 23.3% de H_2 , 43.2% de H_2O y 3.4% de CH_4 por mol y compuestos de azufre. El contenido de H_2 de este gas es el más bajo de los tres métodos.

METODO VAPOR-HIERRO

El último de los tres métodos desarrollados en IGT, es el de vapor-hierro. El principio en que se basa es muy antiguo, consiste en reducir compuestos de Fe con un gas reductor adecuado y posteriormente oxidando el Fe con vapor de agua produciéndose H_2 en esta reacción. En el método antiguo se tenían -



PROCESO HY GAS VAPOR-HIERRO

dos lechos fijos, después de producirse las operaciones de oxidación y reducción, se intercambiaban las atmósferas para llevar a cabo la operación contraria en los lechos y esto se hacía alternativamente, sin embargo, esto no es muy práctico cuando se requieren cantidades pequeñas de H_2 de alta pureza.

El método desarrollado en IGT utiliza un lecho fluidizado que circula continuamente y opera a la misma presión que el hidrogasificador, lo cual representa una ventaja, ya que este gas se puede introducir directamente.

El proceso vapor-hierro para producción de H_2 se muestra en un diagrama más adelante.

El proceso está basado en una serie de reacciones reversibles. Estas reacciones son :

De reducción :



De oxidación :



En equilibrio a $1500^\circ F$ se tiene una alta conversión de gas reductor por reducción de Fe_3O_4 y una alta conversión de vapor por oxidación de Fe , para tener una eficiencia térmica alta es necesario utilizar estas dos reacciones simultáneamente. Otras reacciones también ocurren durante el ciclo de reduc

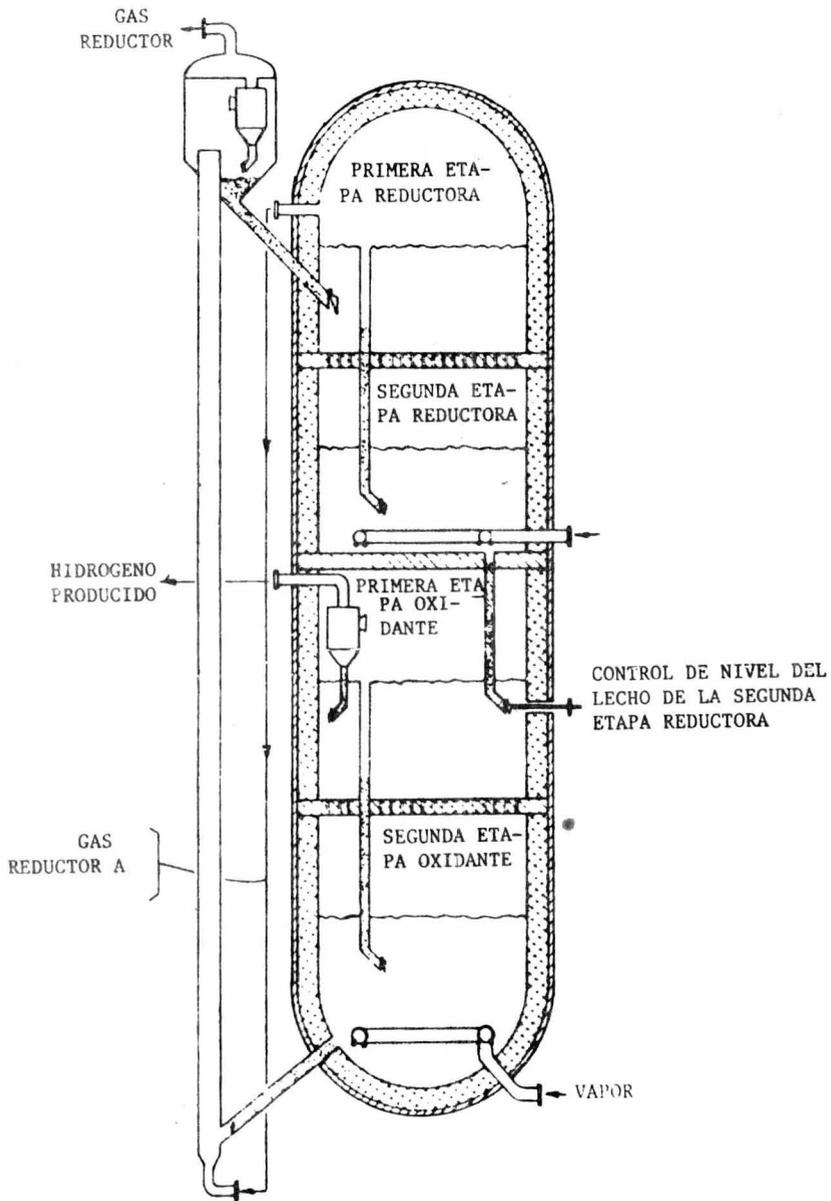


DIAGRAMA ESQUEMATICO DEL REACTOR REDOX DEL PROCESO HIERRO-VAPOR

ción-oxidación, una de ellas es la de vapor de agua - gas, de hecho como la reducción con H_2 es más rápida que con CO, una buena parte de la conversión de CO se lleva a cabo en la reacción reversible de gas - vapor de agua que controla la cantidad de CO a CO_2 en el ambiente. También se forman otros - compuestos como carbonato de fierro o compuestos de S, sin embargo, no llegan a ser problema como podría ser si se acumularan en el reactor debido al proceso cíclico de oxidación-reducción, donde se forman y se disuelven.

Este método todavía no ha sido integrado al proceso HYGAS (1973), pero las pruebas en una planta de demostración, han demostrado sus ventajas, como es el hecho de utilizar un reactor para producir gas pobre por reacción del - carbón quemado con vapor y aire que elimina la necesidad de una planta productora de oxígeno o electricidad a cambio de agregar un reactor más al sistema. La separación de CO_2 se reduce grandemente debido a que la mayor parte se desaloja con los gases reductores sobrantes, eliminando así la separación subsecuente en el sistema de purificación del proceso HYGAS, además existen otras ventajas potenciales que deberán ser demostradas durante las - pruebas después de la integración del método a la planta piloto del proceso HYGAS.

4.4.20 PROCESO : U-GAS

DESARROLLADO POR : Institute of Gas Technology.

TIPO DE REACTOR : Lecho fluidizado en una sola etapa.

PRESION Y TEMPERATURA : 350 psi y 850°F en el pretratador y 350 psi y 1900°F en el gasificador.

MATERIA PRIMA : Todo tipo de carbones (los coquizables deben pretratarse), vapor y aire.

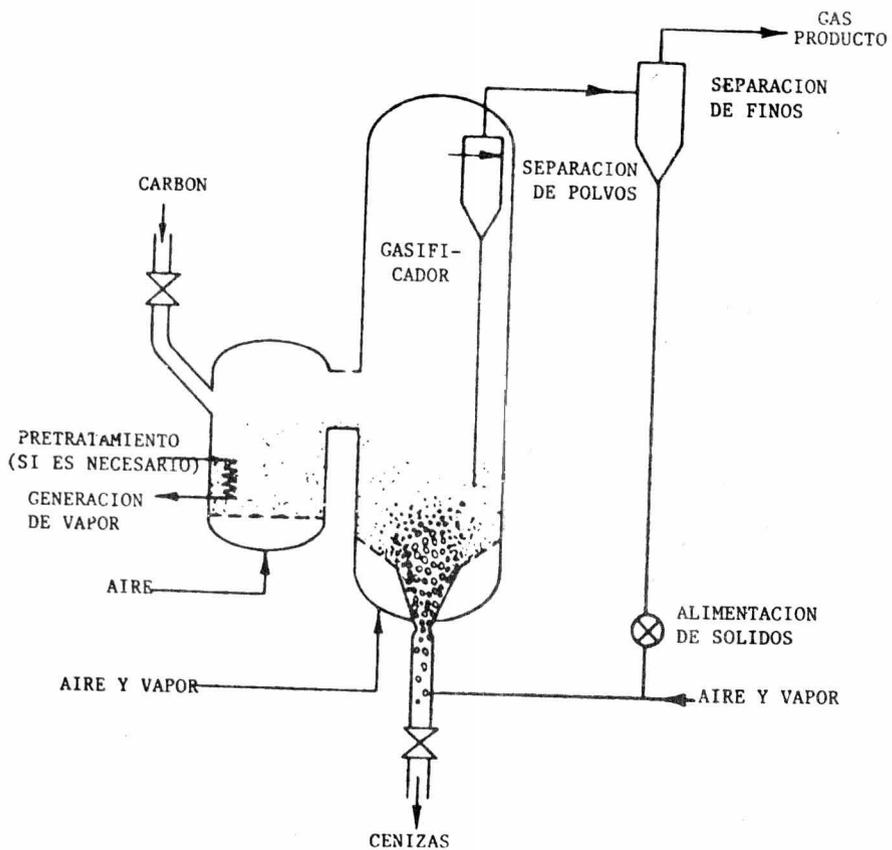


DIAGRAMA DEL PROCESO U-GAS

PRODUCTOS : Gas de bajo contenido calorífico.

COMPOSICION DEL GAS (promedio): CO 17%, CO₂ 8.8%, H₂ 11.6%, H₂O 12.0%, CH₄ 4.1%, N₂ 45.44%, H₂S 0.6%.

CONTENIDO CALORIFICO : 155 BTU/PCS.

DESCRIPCION DEL PROCESO : Carbón triturado se alimenta a través de una tolva al pretradaor (que se usa sólo para carbones aglomerantes) que oxida parcialmente el carbón y destruye sus propiedades aglomerantes. El carbón pasa al gasificador donde reacciona con aire y vapor introducidos por el fondo. Las cenizas son eliminadas en forma constante del fondo del reactor.

Los gases producidos en el pretratador y el gasificador son combinados y enviados al ciclón para separación de los finos. Los gases pasan a través de secciones para recuperar el calor, eliminar el azufre y recuperar energía - de compresión en una turbina. El gas así tratado está listo para ser usado.

DATOS DEL PROCESO : El carbón debe entrar al gasificador a 1/4 pulgada, pero son aceptados finos de menos de 200 mallas hasta en un 12%. El tiempo - de residencia es de 45 minutos y la velocidad de fluidización es de 1.0 a - 2.5 pies/segundo.

COSTOS : Una evaluación preliminar del proceso a dólares de 1973 estima una inversión de capital de \$ 216 por KW instalado con un precio de materia prima de 30 ¢ MBTU y un factor de planta del 80%. El costo estimado de conversión de carbón a gas es de 30 ¢ a 35 ¢ por MBTU.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Planta de demostración. Se diseña una planta que producirá gas de bajo contenido calorífico para una instalación de - 100 MW de energía eléctrica. Se estudia un nuevo sistema para la eliminación de azufre.

4.4.21 PROCESO : ELECTROFLUIDIC COAL PROCESSING

DESARROLLADO POR : Iowa State University.

TIPO DE REACTOR : Lecho fluidizado en tres etapas y eléctrico.

PRESION : Atmosférica.

MATERIA PRIMA : Carbón, vapor.

PRODUCTOS : Gas de bajo contenido calorífico.

DESCRIPCION DEL PROCESO : El carbón es introducido al lecho y sometido a calentamiento con resistencias eléctricas, produciendo un gas útil para ser usado como combustible industrial.

Se investiga el flujo de corriente a través del lecho fluidizado, tratando de conocer así la cinética de las reacciones de gasificación.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Se prueban materiales para electrodos y se lleva a cabo el diseño. En etapa de laboratorio.

4.4.22 PROCESO : SALES FUNDIDAS

DESARROLLADO POR : M.W. Kellog Co.

TIPO DE REACTOR : Horno de sales fundidas.

PRESION Y TEMPERATURA : 1700°F y 1200 psia.

MATERIA PRIMA : Oxígeno, aire, vapor y carbón bituminoso o sub-bituminoso, lignitos, antracitas, carbón residual, crudo reducido y otros materiales carboníferos y Na_2CO_3 .

PRODUCTOS : Gas de alto contenido calorífico tipo GNS.

COMPOSICION DEL GAS (Promedio) : 26% CO , 10.3% CO_2 , 5.8% CH_4 , 34.8% H_2 , 0.2% H_2S , 0.3% N_2 , 22.6% H_2O .

CONTENIDO CALORIFICO : 329 BTU/PCS en base seca y sin metanación.

DESCRIPCION DEL PROCESO : Carbón pulverizado y presurizado en tolvas especiales con gases inertes o gases ricos en hidrógeno, mezclado con vapor es inyectado en el gasificador donde es calentado por contacto con carbonato

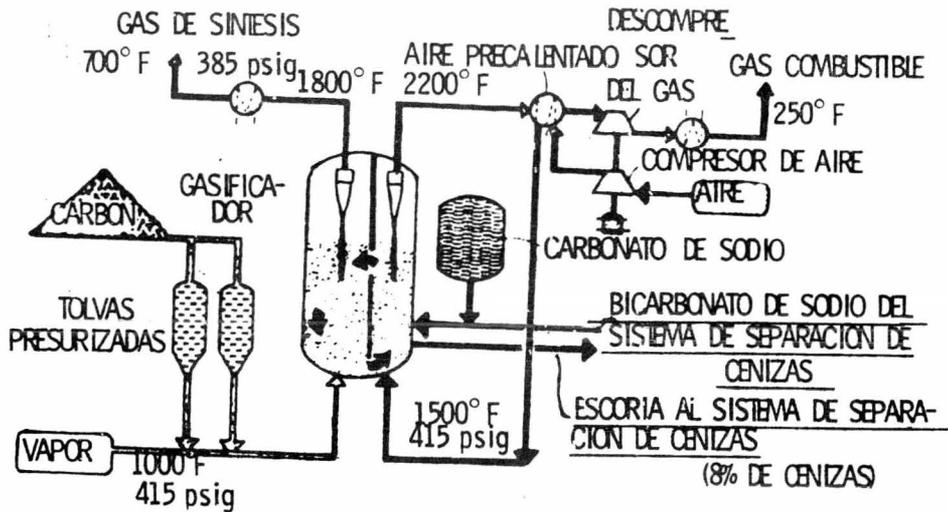
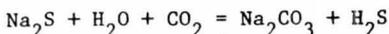
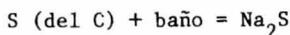
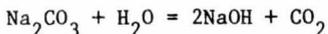
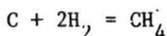
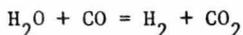


DIAGRAMA SIMPLIFICADO DEL PROCESO DE GASIFICACION
 KELLOGG

de sodio fundido, dando así un gas rico en hidrógeno que se separa del baño y fluye a través de un separador que remueve las gotas de sal fluida y a través de un intercambiador de calor que aprovecha el calor sensible para producir vapor. El gas es después procesado para su limpieza y ajuste de la reacción de hidrógeno a monóxido de carbono para poder ser convertido a metano. El gasificador usa refractario de alúmina.

El gasificador recibe una alimentación de 75-88 lb de vapor por cada 100 lb de carbón y 42-49 lb de oxígeno en la misma base y considerado seco. Las reacciones que se dan son :



En el proceso, entre el 50% y el 60% del metano del GNS final, es producido en el gasificador.

VARIACIONES AL PROCESO : Mejorar la acción catalítica de la sal fundida en la producción del metano.

- Inyección de O_2 en lugar de aire.
- Producción de gas de bajo contenido calorífico.

SITUACION TECNOLÓGICA ACTUAL : Se planea la construcción de una planta piloto. Ya ha sido probado un reactor de 30 pulgadas de diámetro.

4.4.23 PROYECTO : GASIFICACION EN LECHO FIJO

DESARROLLADO POR : M.W. Kellogg Co.

MATERIA PRIMA : Aire u oxígeno, todo tipo de carbones y vapor.

PRODUCTOS : Gas de bajo contenido calorífico y combustibles líquidos.

CONTENIDO CALORIFICO : 135 a 300 BTU/PC.

DESCRIPCION DEL PROCESO : Carbón molido es llevado al reactor a través de tolvas presurizadas, para ahí reaccionar con vapor y oxígeno o aire. El gas resultante se encuentra a 10 psi y puede ser quemado o procesado a gas de síntesis. Kellogg menciona que su reactor puede modificar su capacidad fácilmente de 25% a 100%, generando de esta forma sólo la cantidad deseada, y evitando el almacenamiento. El vapor es generado en la misma unidad y el problema de la aglomeración de partículas es evitado mediante un agitador rotatorio. La cantidad de cenizas en el reactor es controlada por una malla giratoria en la zona de combustión y puede ser eliminada sin interrumpir la operación. El gas es limpiado para recuperar azufre.

VARIACIONES AL PROCESO : Puede ser usado en varias capacidades fácilmente.

4.4.24 PROCESO : KOPPERS - TOTZEK.

DESARROLLADO POR : Krupp-Koppers, GmbH.

TIPO DE REACTOR : Quemadores coaxiales y cenizas fundidas en flujo encarrilado.

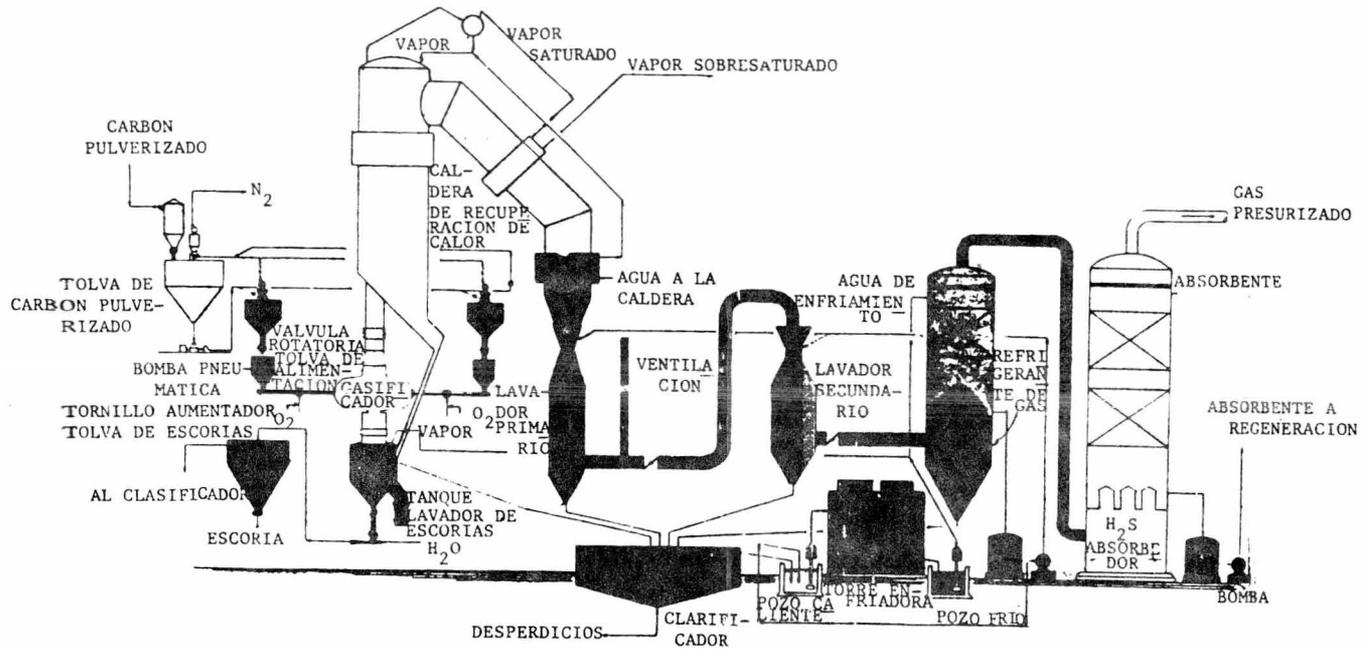
PRESION Y TEMPERATURA : 3500°F y presión atmosférica.

MATERIA PRIMA : Todo tipo de carbón o aceites pesados y todo tipo de productos carbonáceos sin pretratamiento, oxígeno y vapor.

PRODUCTOS : Gas rico en CO y H₂ de bajo contenido calorífico, susceptible de metanación para dar GNS.

COMPOSICION DEL GAS (promedio) : CO 50.4%, H₂ 33.1%, CO₂ 5.6%, H₂O 9.6% y otros.

CONTENIDO CALORIFICO : 298 BTU/PCS antes de metanación.



PROCESO DE GASIFICACION KOPPERS TOTZEK

FACULTAD DE QUIMICA U.N.A.M.
 LIC. M. ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ
 TESTIS PROFESIONAL 1976 FIG. 50

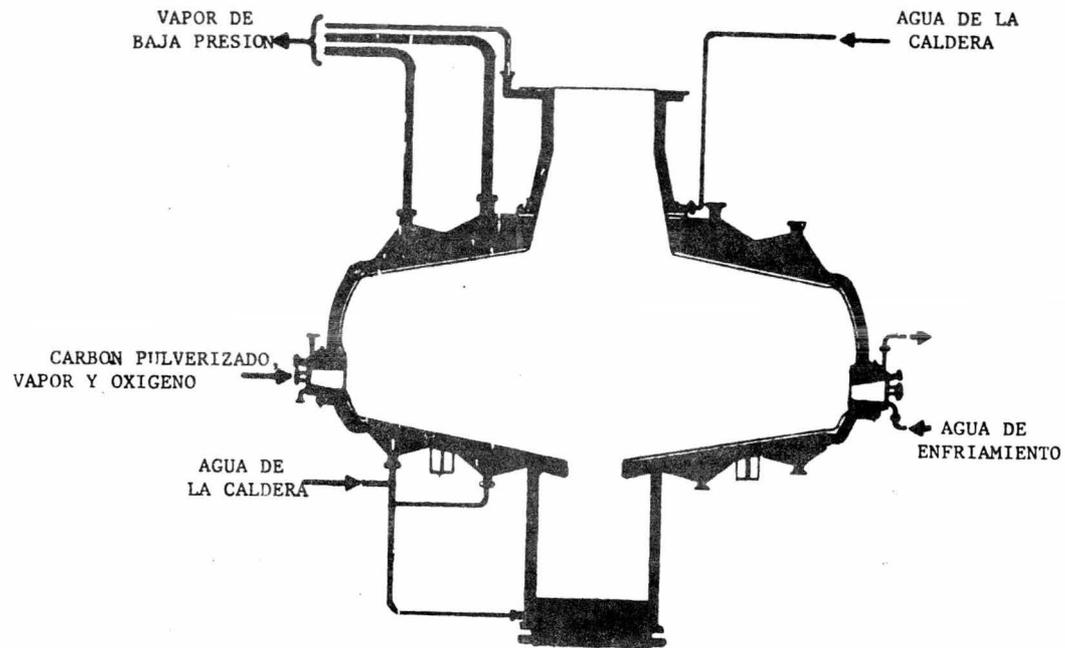
DESCRIPCION DEL PROCESO : Carbón a 200 mallas y secado a 8% de humedad es parcialmente oxidado con O_2 en mezcla homogénea e introducido en forma coaxial al reactor horizontal. El oxígeno, vapor y carbón reaccionan en el reactor donde se produce CO y H_2 . La ceniza es convertida a escoria. Vapor de baja presión es circulado alrededor de los quemadores y el refractario para protegerlos de temperatura excesiva.

El gas producido es enfriado con agua para solidificar la ceniza arrastrada y evitar que solidifique en las paredes del reactor. Los finos son eliminados y el gas comprimido a 450 psig para ser luego sujetos a conversión que permitirán su metanación. El gas metanado es purificado eliminando CO_2 y H_2O y queda listo para ser empleado como GNS. La eficiencia térmica del gasificador es del 75% al 80% y con la recuperación de calor puede aumentar hasta 85% a 90%.

APLICACION SIDERURGICA : Los gases pueden ser empleados para procesos de reducción directa de mineral de hierro o quemándolo en hornos industriales.

VARIACIONES AL PROCESO : Puede ser usado para producción de amoníaco o metanol. En combinación con el proceso Shell de gasificación de aceites, pueden modificarse algunas partes del proceso para producir oxidación parcial de combustibles carbonáceos sólidos. Versión presurizada que permite mayor producción de gas a menor costo.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Desde 1952 se han construido 15 plantas para producir gas de síntesis en la producción de amoníaco a partir de carbón de varias calidades, pero ese gas no ha sido metanado a escala comercial. La versión presurizada tiene una planta en Alemania operando a 450 psig y $3500^{\circ}F$ con 150 ton/día de flujo.



SECCION DEL GASIFICADOR KOPPERS-TOTZEK

FACULTAD DE QUIMICA	U.N.A.M.
I.Q.M. ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ	
TESIS PROFESIONAL 1976	FIG. 51

4.4.25 PROCESO : IN SITU COAL GASIFICATION

DESARROLLADO POR : Laramie Energie Research Center, Sandia Laboratories, -
Albuquerque, N.M.

REACTOR : No hay.

MATERIA PRIMA : Carbón sub-bituminoso in situ, aire.

PRODUCTOS : Mezcla de H_2 , CO, CO_2 , CH_4 , N_2 e hidrocarburos ligeros.

VALOR CALORIFICO : 100-200 BTU/PC.

DESCRIPCION DEL PROCESO : El proceso consiste en perforar las paredes de -
un manto de carbón, conectar las paredes usando combustión reversa y gasifi-
cando el depósito usando aire como agente gasificador. Se ha experimentado
hasta 125 metros de profundidad en depósitos de carbón de bajo contenido de
azufre. Después de la hidrofracturación se bombeó aire en la formación y -
se inició la combustión. A tres meses de bombeo se tuvo un flujo de 750,000
pc de gas por día con el contenido calorífico indicado. La combustión pue-
de ser controlada y no se ha detectado degradación en la calidad del agua u
sada.

Se está estudiando ahora la influencia de la permeabilidad y sus direccio-
nes en el proceso en operación. Se propagará un frente de combustión largo
en ángulo recto con la dirección de mayor permeabilidad, estudiando también
el uso de oxígeno o aire enriquecido, intentando obtener así gas de alto -
contenido calorífico. Se pretende lograr la aplicabilidad a carbones no re-
cuperables económicamente mediante la tecnología minera actual.

VARIACIONES AL PROCESO : Variaciones al equipo de acuerdo al tipo de depó-
sito.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Estudios de factibilidad para definir los -
parámetros óptimos del proceso, lo cual será continuado hasta 1979, fecha -
en que se tomará una decisión en relación a su aplicación comercial. Toda-
la parte experimental concluyó en marzo de 1975.

4.4.26 PROCESO : IN SITU COAL GASIFICATION.

DESARROLLADO POR : Lawrence Livermore Laboratory (LLL).

TIPO DE REACTOR : No hay.

PRODUCTOS : Gas de bajo contenido calorífico, que puede transformarse a GNS.

MATERIA PRIMA : Carbón in situ, oxígeno y vapor.

COMPOSICION DEL GAS : CH_4 , CO, CO_2 y otros gases.

PODER CALORIFICO : Bajo, susceptible a ser incrementado.

DESCRIPCION DEL PROCESO : Se pretende la explotación de depósitos a profundidades mayores de 300 metros y menores de 1000 metros, los cuales actualmente no son económicamente explotables. El proceso consiste en fracturar el carbón y hacerlo reaccionar con vapor y oxígeno inyectados, produciendo metano y otros gases que salen a la superficie por tiro forzado, en donde pueden ser tratados para la obtención de GNS.

VARIACIONES AL PROCESO : Aún en fase de estudio.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Estudiando los efectos de fracturación con explosión convencional, en las propiedades físicas del depósito. Se cree que esta tecnología llegará a su etapa de aplicación comercial en 1985.

4.4.27 PROCESO : LURGI - SNG/COAL

DESARROLLADO POR : Lurgi Mineralotechnik GmbH.

TIPO DE REACTOR : Lecho fijo.

PRESION Y TEMPERATURA : 350 a 450 psi y 1150°F a 1400°F.

MATERIA PRIMA : Oxígeno, vapor y carbón tamizado de cualquier grado, aunque los coquizables siguen probándose.

PRODUCTOS : Gas de alto contenido calorífico, de múltiples usos potenciales, de calidad GNS, así como breas, aceites, nafta y otros hidrocarburos.

COMPOSICION DEL GAS : CO 13%-21%, H₂ 20%-42%, H₂O 10%, CH₄ 5%-7%, CO₂ 13%-29% e impurezas.

CONTENIDO CALORIFICO : 970 BTU/PCS después de metanación y sin ella 302 - BTU/PCS para gases de medio valor calorífico y 180 BTU/PCS en gases de bajo poder calorífico.

CONDICIONES DE OPERACION : A la gasificación : de 340 a 360 BBTU/día, a vapor y generación de energía eléctrica de 85 a 100 BBTU/día, total 425 a - 460 BBTU/día.

Oxígeno 4,700 a 6,500 ton/día.

Vapor 800 a 1200 ton/día a condiciones de 500 psi y 750°F.

Agua 30,000 a 200,000 GPM a 20°F.

Alimentación : Agua 900 a 1500 ton/hora, potencia 60 MW (eléctrica y vapor)

Productos : GNS 250 MBTU/día.

Vapor 650 ton/hr a alta presión.

Nafta y otros 40 a 70 ton/hr.

Fenoles 3 a 6 ton/hr.

Amoniaco 150-200 ton/día.

Azufre, depende del carbón alimentado.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Comercial. Existen catorce plantas en el mundo, actualmente se produce la cuarta generación de reactores, pero la metanación a gran escala no ha sido puesta en prueba a nivel comercial. El proceso opera comercialmente desde 1936.

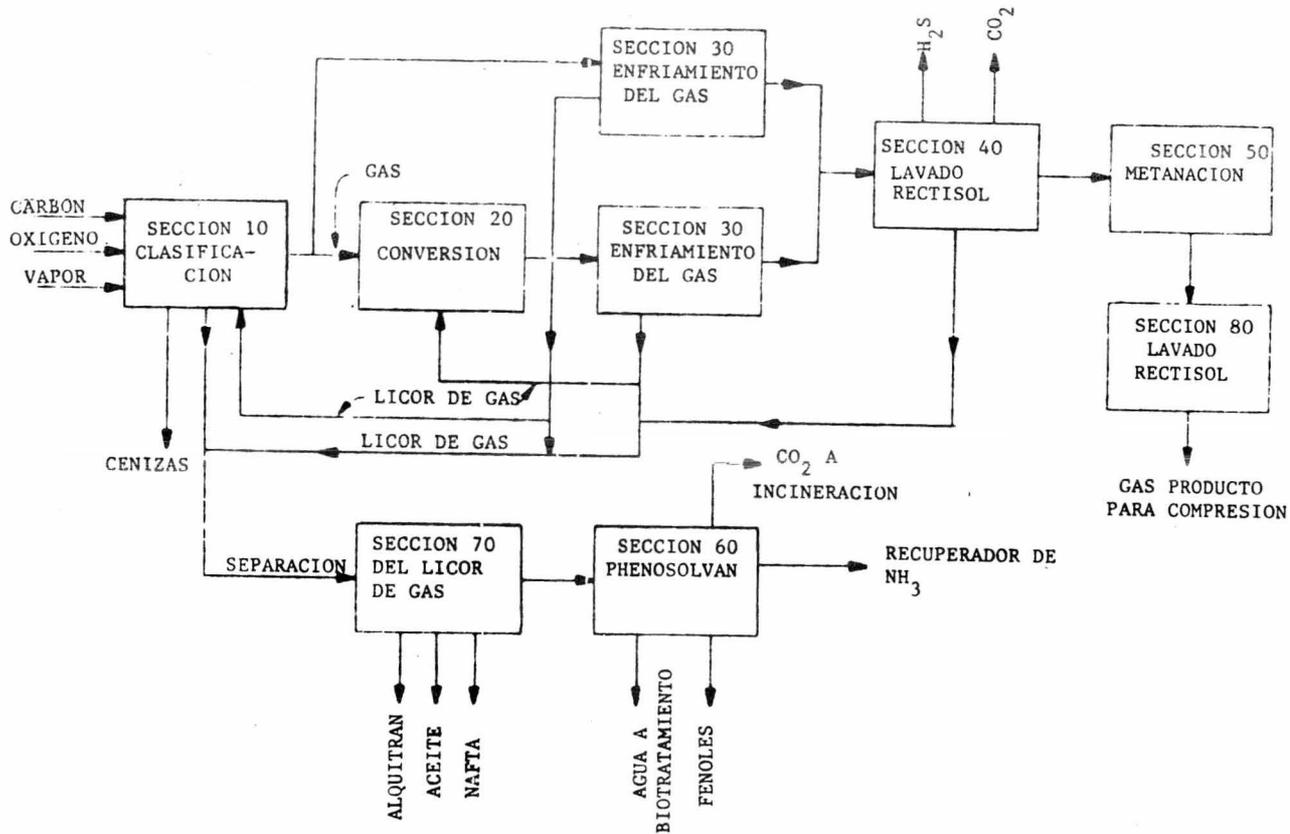


DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO LURGI

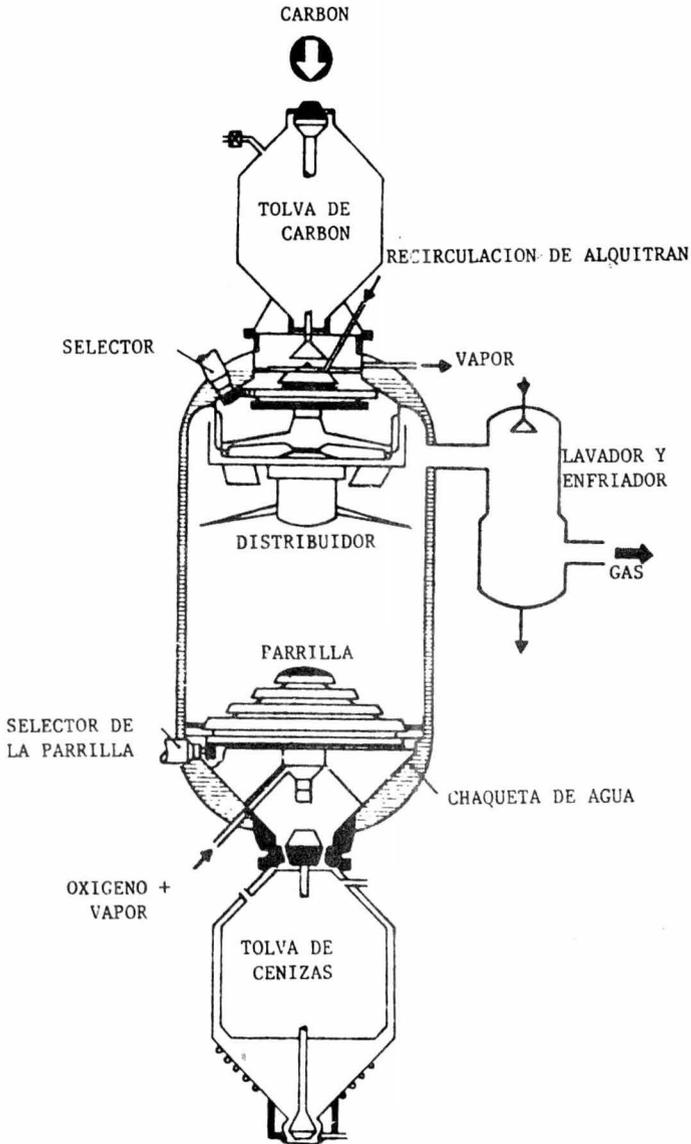
FACULTAD DE QUIMICA U.N.A.M.
 L.O.M. ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ
 TESIS PROFESIONAL 1976 FIG. 52

PRINCIPIOS DE LA GASIFICACION LURGI

Los principios de gasificación Lurgi son los mismos que los de cualquier otro proceso de gasificación, como se ha descrito en la literatura, lo que varía son las condiciones de operación. La gasificación del carbón en el proceso Lurgi se lleva a cabo en contracorriente con una mezcla de vapor-oxígeno a presión (de 20 a 30 atmósferas), es decir, el carbón que cae por gravedad desde la parte superior del gasificador, se encuentra con los gases calientes que suben, permitiendo así una buena transferencia de calor y masa, que da un buen rendimiento del proceso. La reacción de gasificación es endotérmica; por lo tanto, el calor tiene que ser suministrado, en el proceso Lurgi se obtiene por combustión parcial del carbón residual (char) con oxígeno. Debido a que las propiedades del carbón son diferentes para cada carbón, la composición final del gas producido varía. La gasificación se lleva básicamente por el contacto del carbón con un agente gasificador, el cual aparte de su función química, también es transportador de calor sensible, requerido para las reacciones.

La reacción de gasificación se lleva a cabo a temperaturas de 1150°F a 1400°F. Mientras el carbón se calienta hasta llegar a ese rango de temperatura y durante el proceso de gasificación, el carbón se volatiliza. Estos dos procesos, devolatilización y gasificación suceden simultáneamente, y de esta forma el primero influye al segundo.

Una de las variaciones del proceso es la reacción vapor/ O_2 que es la que gobierna la temperatura de la zona de combustión. Esta razón tiene que ser ajustada de manera que la temperatura sea lo suficientemente baja para que la ceniza no se funda y tiene que ser lo suficientemente alta para asegurar una completa gasificación del carbón.



GASIFICADOR PRESURIZADO LURGI

La temperatura máxima teórica es la temperatura de combustión a la cual se llegaría si todo el carbón se convirtiera en CO_2 , sin embargo, esta temperatura nunca se llega a alcanzar, ya que las reacciones nunca se llevan a cabo al 100%. Cuando se inician las reacciones de gasificación, la temperatura del gas se reduce considerablemente, debido a que se trata de reacciones endotérmicas. En el gasificador Lurgi la zona de combustión es relativamente delgada, del orden de 5 a 10 veces el tamaño de los trozos de carbón, esto significa que el tiempo de residencia en la zona de combustión del carbón y las cenizas es corto dependiendo del contenido de cenizas, de la capacidad del gasificador, del tamaño de los trozos de carbón introducido y de la reactividad del carbón. Este tiempo es del orden de 3 a 10 minutos, que es lo suficientemente corto para que las cenizas no alcancen la temperatura de fusión, de tal manera que aunque la temperatura de la zona de combustión es alta, las cenizas no llegan a formar escoria, aunque en general las cenizas contienen pequeños cúmulos fundidos y sinterizados. Con suficiente experiencia operacional, se puede juzgar de las propiedades del carbón y la ceniza, la influencia de la reacción vapor/ O_2 , en el comportamiento de las propiedades de la ceniza.

La relación vapor/ O_2 también tiene influencia en el comportamiento del gas. La cantidad de CO y H_2 depende de la calidad del carbón, pero casi no es afectada por la variación de la composición del agente gasificador.

No hay duda que la gasificación a alta presión es más eficiente que la que se lleva a cabo a presión atmosférica, por eso el rango de presiones a las que opera el proceso Lurgi es de 350 a 450 psi. En la selección de este rango se tomó en cuenta la economía del proceso, la tecnología disponible hasta el momento y el rendimiento de CH_4 . La tendencia general de los car-

bones, es la de aumentar el rendimiento de CH_4 con la presión hasta cierto valor donde el rendimiento se vuelve más o menos constante. En el proceso Lurgi los datos obtenidos hasta unos 400 psi., están basados en experiencias y para presiones mayores, se extrapolaron los datos. Este rango de presiones en el proceso Lurgi parece ser el más económico y el que da el mejor rendimiento de CH_4 , sin embargo, existen otros métodos de gasificación que utilizan presiones mucho mayores y más altas temperaturas que tienen un mejor rendimiento de CH_4 , pero estos métodos todavía se encuentran en la etapa de planta piloto de demostración.

DESCRIPCION DEL PROCESO

El camino del carbón a través del gasificador es el siguiente : El primer paso es el calentamiento y secado del carbón, a medida que el carbón cae dentro del gasificador, se calienta y la devolatilización se inicia. A partir de una temperatura de 1150°F a 1400°F en adelante, dependiendo del tipo de carbón, la devolatilización está acompañada por la gasificación del carbón residual (char). El tiempo mínimo de residencia del carbón para un buen resultado de las reacciones de gasificación a temperaturas de 1400°F a 1600°F , es aproximadamente una hora. La temperatura del gas y del carbón dependen de la región donde se encuentren dentro del gasificador, siendo la zona más caliente la de combustión, donde el carbón se quema para producir el calor necesario para la gasificación, en donde el carbón reacciona con el vapor para producir el gas, más arriba se encuentra la zona de carbonización, donde el carbón se calienta y se carboniza, con el calor sensible proporcionado por los gases que suben. La última zona es la de secado que es la más próxima al alimentador, aquí, el carbón es secado también con la ayuda de los gases calientes. Una vez fuera del gasificador, el gas que se encuentra a una temperatura de 700 a 1100°F depen

diendo del tipo de carbón, pasa a través de un limpiador, debido a que junto con el gas crudo salen cenizas y finos de carbón que son arrastradas, además, este gas contiene impurezas tales como el alquitrán, aceite, nafta, fenoles, amoniaco, etc. En el limpiador, el gas es enfriado hasta una temperatura a la cual el gas está saturado, de manera que los alquitranes de alto punto de ebullición se condensan y el agua del lavado contiene alquitrán al cual el carbón y las cenizas están adheridos. El gas saturado pasa a través de un intercambiador de calor en donde se recupera el calor subiendo la temperatura del gas de 320°F a 360°F. El condensado en el intercambiador es bombeado al enfriador y el líquido ácido sobrante pasa a un separador de alquitrán-líquido ácido. La mezcla de alquitrán y polvo de carbón se regresa al gasificador para cracking y gasificación.

Aproximadamente el 86% del carbón alimentado en el gasificador es gasificado y el carbón restante (14%) se quema en la zona de combustión con O_2 para producir el calor para la gasificación, transmitiéndolo en forma de calor latente por medio del agente gasificador que fluye hacia arriba para interactuar con el carbón que cae, esta técnica permite que sólo una pequeña cantidad de carbón no quemado quede en las cenizas.

Los siguientes pasos del proceso Lurgi dependen de la aplicación deseada para el producto, de igual forma que sucede con el resto de los procesos.

El gas crudo que sale del gasificador contiene una cantidad considerable de vapor, la cual se condensa en los pasos subsecuentes del proceso. El líquido ácido resultante ha estado en contacto con productos de la carbonización y consecuentemente contiene componentes solubles en agua, principalmente fenoles y ácidos grasos. En este proceso el líquido es tratado por extrac---

ción con un solvente orgánico que contiene oxígeno, de esta manera elimina los fenoles y el amoniaco, conteniendo menos de 20 ppm de los primeros y - 60 ppm del segundo. El proceso proporciona suficiente purificación del líquido como para reusarlo en el proceso o descargarlo sin temor a la contaminación. El proceso Fenosolvan ha sido utilizado en cerca de 30 plantas comerciales.

El proceso Lurgi, como se mencionó al principio, fue desarrollado para procesar carbones no coquizables, sin embargo, con el tiempo, carbones coquizables han sido usados en pruebas de planta piloto con gasificadores modificados para poder procesarlos. Un nuevo método para distribuir el carbón dentro del gasificador y unas aspas giratorias para destruir la capa de carbón aglomerado que se forma y puede impedir la gasificación al obstruir el paso del agente gasificador (vapor-oxígeno) han sido probados con éxito, ampliando el tipo de carbón que es posible tratar por el proceso Lurgi.

El proceso Lurgi descrito anteriormente para la producción de gas natural sintético, es uno de los esquemas de las diversas aplicaciones de este proceso de gasificación.

4.4.28 PROCESO : LURGI MODIFICADO

DESARROLLADO POR : British Gas Council, Scottish Gas Board, Lurgi, GmbH, Woodall-Duckham Ltd.

TIPO DE REACTOR : Lecho fijo.

PRESION : Mayor de 400 psi.

MATERIA PRIMA : Todo tipo de carbones.

PRODUCTOS : Gas de alto contenido calorífico tipo GNS una vez metanado.

DESCRIPCION DEL PROCESO : El carbón a tamaño apropiado se acomoda en una cama que baja a través del gasificador, donde es sometido a contacto con corriente de vapor y oxígeno que entra al reactor a través de una malla móvil en el fondo. Los gases formados fluyen a través de la cama produciendo la carbonización y el secado del carbón. Se emplean grandes cantidades de vapor para prevenir el sobrecalentamiento, produciéndose así un gas rico en hidrógeno, debido a la presión empleada, parte del gas es hidrogenado, produciéndose metano que se adiciona al destilado del carbón y liberando calor que se adiciona a la cama y teniendo por lo mismo bajos requerimientos de oxígeno.

VARIACIONES AL PROCESO : Este es una modificación del proceso Lurgi para carbones no coquizables.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Planta comercial en Escocia modificando las instalaciones Lurgi. Los resultados aún no se han publicado, aunque la fecha de terminación del proyecto fue fijada para 1974.

4.4.29 PROCESO : MC DOWELL WELLMAN

DESARROLLADO POR : Mc Dowell Wellman Engineering Company.

TIPO DE REACTOR : Lecho fijo, alta presión y gran diámetro.

PRESION : 300 psi.

MATERIA PRIMA : Carbón altamente coquizable, vapor, aire u oxígeno.

DESCRIPCION DEL PROCESO : Diseño y construcción de un gasificador que opera en la forma similar al proceso Lurgi, incluyendo los sistemas de alimentación de carbón, eliminación de cenizas, remoción de los gases calientes y distribución de la planta. El Sistema opera tanto con aire como vapor y puede ser utilizado también con oxígeno.

Es un proceso que opera en forma novedosa para alimentación de carbón seco, y elimina más eficientemente la ceniza.

VARIACIONES AL PROCESO : Aún no determinada.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Diseño de un reactor de 25 pies de diámetro y 300 psi para operar con carbones altamente coquizables. La simulación en computadora ha sido concluida.

4.4.30 PROCESO : FIXED BED PRESSURIZED PRODUCER GAS GENERATOR

DESARROLLADO POR : Morgantown Energy Research Center (MERC), ERDA.

TIPO DE REACTOR : Lecho fijo.

PRESION Y TEMPERATURA : 300 psig, 2400°F en la parte inferior y de 800°F a 1200°F a la salida.

MATERIA PRIMA : Carbón coquizable, vapor y aire.

PRODUCTOS : Gas de bajo contenido calorífico.

COMPOSICION DEL GAS (Promedio) : CO 20%, CO₂ 10%, H₂ 16%, N₂ 50%, CH₄ 2.5% e impurezas, todo en volumen %.

VALOR CALORIFICO : 130 - 167 BTU/PC.

DESCRIPCION DEL PROCESO : El gas es producido pasando vapor y aire continuamente a través de una cama incandescente de carbón o coque. Este sistema opera desde 1925 en el área comercial, aunque su uso declinó por el uso del gas natural. Se planeó una planta piloto para explorar el uso de carbones coquizables en cama fija, en la cual el gasificador tiene 42 pulgadas de diámetro interno y 24 pies de altura. El carbón se alimenta cerca del techo del gasificador. La ceniza es eliminada por medio de una malla, cuya temperatura se regula con el insuflado de aire y vapor, a la vez que se previene la aglomeración. Se usa un agitador enfriado con agua para controlar la aglomeración de la cama, así como para evitar que la temperatura en un punto suba más de 1500°F, lo cual dañaría al absorbente.

VARIACIONES AL PROCESO : Puede ser aplicada al carbón tal como sale éste de la mina. El gas puede ser limpiado en caliente.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Se estudia el uso del gas para combustión - en turbinas después de su lavado. El reactor produce 10^4 pcs/hr a 1100°F - usando carbón altamente coquizable, vapor y aire. Se estudia el uso comercial de diferentes absorbentes.

4.4.31 PROCESO : TOSCOAL

DESARROLLADO POR : The Oil Shale Corp.

TIPO DE REACTOR : Pirólisis, rotatorio.

PRESION Y TEMPERATURA : De 800°F a 1000°F .

MATERIA PRIMA : Carbón.

PRODUCTOS : Nafta, carbón residual, gas de bajo contenido calorífico y aceite.

COMPOSICION DEL GAS : Mezcla de CO_2 36%-50%, H_2 1%-8%, CO 18%, CH_4 16%-24%

CONTENIDO CALORIFICO : 600 BTU/PCS (incluye CO_2 , H_2S).

DESCRIPCION DEL PROCESO : Carbón triturado y seco es precalentado con gas de chimenea caliente recirculado y se introduce a un tambor rotatorio donde el carbón es sometido a pirólisis a la temperatura de carbonización por medio de calentamiento con esferas de material cerámico. Las bolas se separan del carbón residual y se transfieren a un calentador. El carbón residual producido tiene un 50% del peso del carbón alimentado y representa un 80% del contenido calorífico del mismo. Los gases de la pirólisis son enfriados para condensar el aceite, y los productos líquidos son fraccionados para obtener nafta y otros residuos. El gas es empleado en el mismo proceso como combustible en los calentadores de las esferas cerámicas, después de su limpieza para eliminar compuestos de azufre. El gas sobrante de este proceso de calentamiento es recirculado al precalentador de carbón,

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Planta piloto operando 25 ton/día en Golden, Colorado, en base a carbón sub-bituminoso y planta de 1000 ton/día en Parachute Creek. Se planea la construcción de una planta operando 66000 ton/día.

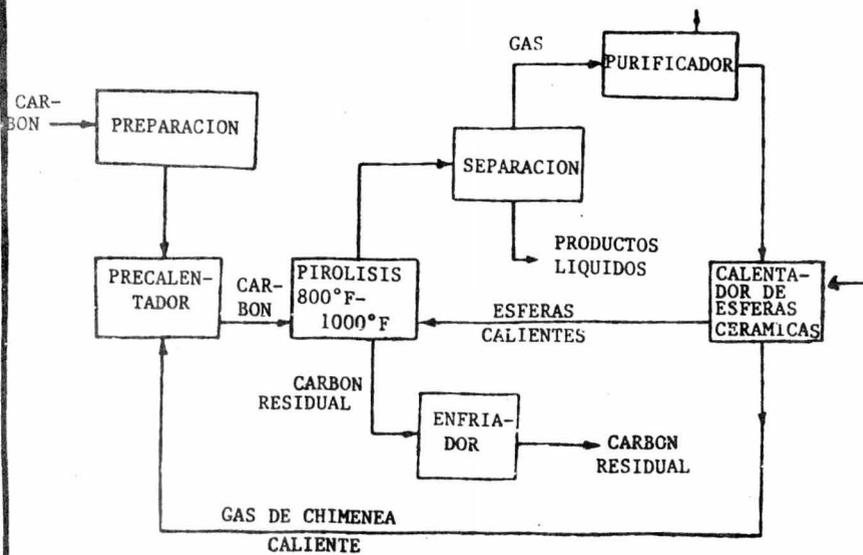


DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO TOSCOAL

4.4.32 PROCESO : SOLVENT REFINED COAL (SRC)

DESARROLLADO POR : The Pittsburgh & Midway Coal Mining Co.

TIPO DE REACTOR : Horno para disolución.

PRESION Y TEMPERATURA : 815°F y 1000 psi.

MATERIA PRIMA : Hidrógeno, carbón, solventes orgánicos.

PRODUCTOS : Combustibles sólidos y líquidos libres de azufre y cenizas, el gas producido se recircula en el proceso.

COMPOSICION DEL GAS : No especificada por ser recirculado en el proceso.

DESCRIPCION DEL PROCESO : Carbón a malla -200 seco se mezcla con solventes derivados del carbón junto con punto de fusión entre 500°F y 800°F. El lodo, junto con hidrógeno, se calienta a 815°F y 1000 psi para completar la disolución de la materia orgánica. El consumo de hidrógeno varía de 15,000 a 80,000 pcs/ton carbón. El gas del horno de disolución es separado a alta presión (995 psia) y a 625°F, enviando los líquidos y los sólidos a un filtro rotatorio donde el carbón no disuelto es removido y el filtrado sometido a destilación al vacío, también el disolvente se somete al mismo proceso para su recirculación. La fracción residual de la destilación es un líquido caliente con un punto de solidificación de 300°F llamado "solvent refined coal", el cual tiene un valor calorífico de 16,000 BTU/lb. El gas del depósito a alta presión es separado para eliminar los gases ácidos, antes de ser recirculado al horno de disolución. En el proceso, todo el azufre inorgánico contenido junto con un 60% del azufre de origen orgánico y la mayor parte de las cenizas, son separados del carbón. Los sólidos del sistema de filtración son secados para recuperar el solvente, mientras que los sólidos secos conteniendo entre 35% y 55% del carbón no disuelto, son quemados en un combustor fluidizado, generando vapor. Los gases sulfurosos son sometidos a un proceso clave para eliminar azufre en su estado elemental.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Planta piloto de 50 ton/día operando en el Estado de Washington.

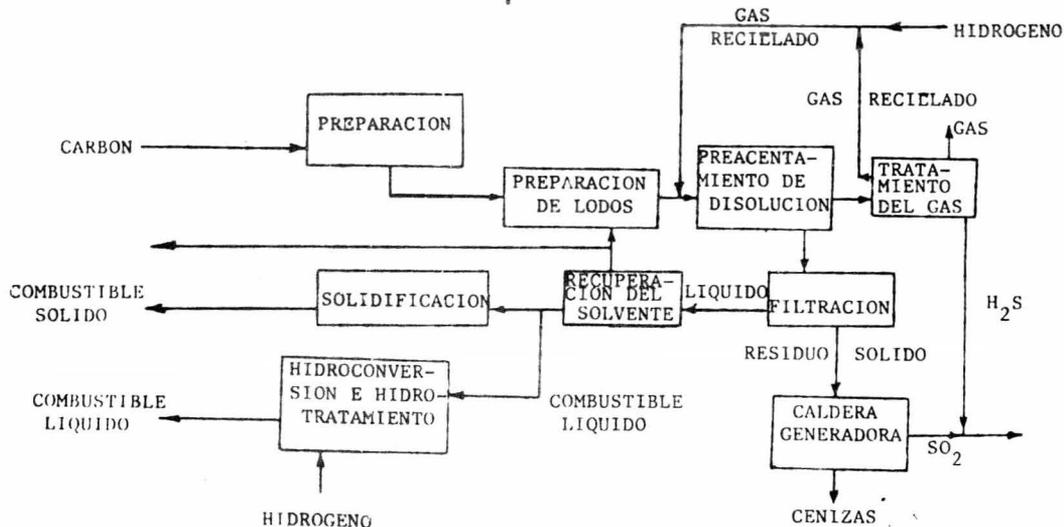


DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO SOLVENT REFINED COAL (SRC)

4.4.33 PROCESO : NARC

CONSTRUCTOR : North American Rockwell Corp.

REACCION : Carbón con aire (no vapor) en Na_2CO_3 fundido a 1800°F y de 5 a 10 atmósferas. Azufre y cenizas se remueven externamente con una corriente circulante.

GAS PRODUCIDO : Bajo contenido calorífico.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Probado (a 1 atm) en una unidad de 200 lb/hr. Se planeó una planta piloto de 5 ton/hr con Northeast Utilities Services Co.

NOTAS : Esta compañía se encuentra también experimentando la tecnología de motores de propulsión para emplear carbón e hidrógeno ya que al mezclar los dos se produce la hidrogenación directa de esos productos y alcanzando una eficiencia térmica de hasta 75%, lo cual es bastante elevado en comparación con otros procesos.

4.4.34 PROCESO : ROCK GAS

DESARROLLADO POR : Rockwell International Corp., Atomic International Division.

TIPO DE REACTOR : Horno de sales fundidas.

PRESION Y TEMPERATURA : 1800°F y de 150 a 300 psig.

MATERIA PRIMA : Carbón de 12,000 BTU/lb.

PRODUCTOS : Gas de bajo contenido calorífico y gas de síntesis.

CONTENIDO CALORIFICO : 150 BTU/pc, si es gas de síntesis 300 BTU/pc.

DESCRIPCION DEL PROCESO : El horno con carbonato de sodio fundido recibe el carbón y lo oxida parcialmente, gasificando y produciendo CO , CO_2 y H_2O , junto con materias volátiles. Debido a la alta transferencia de calor, la gran área de contacto y a los efectos catalíticos de los compuestos de azufre disueltos en el baño, el tiempo de residencia es mínimo. El carbonato

de sodio es recirculado después de un ciclo de limpieza que permite eliminar los compuestos de azufre en una planta Claus. Según el uso que se dé al gas producido, éste puede ser sometido a dos tipos de procesos:

a) El gas es expandido en turbinas de gas produciendo energía de compresión, para posteriormente ser quemado en calderas de vapor y producir energía eléctrica.

b) El gas es quemado con exceso de aire comprimido y los productos son pasados a una turbina de gas, la cual produce energía de compresión. El calor sensible del gas que sale de la turbina se recupera produciendo vapor para generar energía eléctrica.

VARIACIONES AL PROCESO : Uso de los dos ciclos termodinámicos, de acuerdo a los intereses del constructor.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Planta piloto de 5 ton/hr. El proyecto se inició en 1975 y tiene una duración de 40 meses. De los resultados que se obtengan dependerá su aplicación a escala comercial.

4.4.35 PROCESO : COAL SOLUTION GASIFICATION

DESARROLLADO POR : Stone and Webster.

MATERIA PRIMA : Todo tipo de carbón excepto antracita, hidrógeno, energía atómica, vapor.

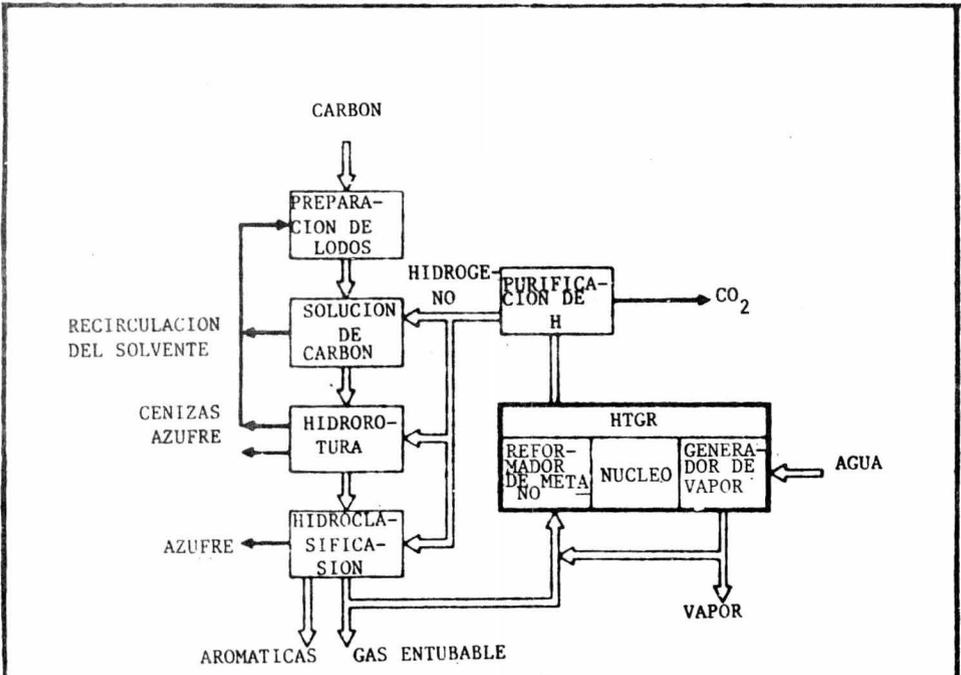
PRODUCTOS : Gas de alto contenido calorífico tipo GNS y líquidos aromáticos ligeros.

CONTENIDO CALORIFICO : 1000 BTU/PCS después de hidrogasificación de los destilados.

DESCRIPCION DEL PROCESO : La tecnología química y un reactor nuclear (HTGR) son empleados. Carbón pulverizado, seco, es mezclado con un solvente derivado del carbón formando un lodo. Después de la solubilización y algunas separaciones para recirculación, los flujos de gases y líquidos son sometidos

dos a conversi3n con hidr3geno para transformar los mon3meros producidos en la primera etapa a destilados de peso molecular ligero . Los solventes son separados del residuo, mientras que las cenizas, destilados ligeros y el carb3n no convertido, son enviados a un horno de lecho fluido.

Los productos destilados son sometidos a hidrogasificaci3n donde los l3quidos son convertidos a metano junto con los l3quidos arom3ticos. El gas rico en metano, despu3s de limpieza para eliminaci3n de CO₂ y H₂S, son presentados como GNS.



PROCESO DE GASIFICACION STONE & WEBSTER/GULF

El hidrógeno requerido es fabricado a partir del GNS obtenido en el proceso, haciéndolo reaccionar con vapor en un reformador catalítico convencional. _

El reactor atómico provee el calor y el vapor requeridos por el proceso a través de la circulación de helio del reactor al reformador. El gas rico en hidrógeno se somete a conversión y remoción de CO_2 para ajustarse a un contenido de 89% mol de H_2 , que es comprimido y recirculado al proceso.

El uso del reactor permite no usar O_2 , reduciendo los costos de operación.

Para una planta usando un reactor atómico de alta temperatura enfriado por helio con capacidad de 3000 MW (th) y alimentación de 32,800 ton/día de carbón, los productos serán 590 BBTU/día de gas, 120 BBTU/día de líquidos aromáticos.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Pruebas intermitentes para evaluar las condiciones de reacción y la cinética de la interacción carbón - líquido.

4.4.36 PROCESO : IN SITU COAL GASIFICATION

DESARROLLADO POR : Texas Utilities Services Inc.

TIPO DE REACTOR : No hay.

PRODUCTOS : Gas de bajo contenido calorífico.

DESCRIPCION DEL PROCESO : Se emplea tecnología de gasificación subterránea desarrollada en la Unión Soviética.

Se pretende gasificar depósitos profundos de lignito en Texas. Las perforaciones se iniciarán en abril de 1975 y se emplean dos estaciones generadoras de 575 MW cada una.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Desarrollado en la URSS desde 1933 y operan dos plantas en forma continua. Se planea una planta piloto para iniciar -

sus operaciones en 1976, aunque se prevee que por la escasez de tubería las operaciones puedan ser iniciadas hasta 1977.

4.4.37 PROCESO : COAL CON

DESARROLLADO POR : Union Carbide.

TIPO DE REACTOR : Hidrogenación no catalítica en lecho fluidizado.

PRESION Y TEMPERATURA : 1000 psi máximo, de 472°C a 556°C.

MATERIA PRIMA : Carbón bituminoso con alto o bajo contenido de azufre, sub bituminoso o lignito, vapor y oxígeno.

PRODUCTOS : Gas de alto contenido calorífico y combustibles líquidos.

COMPOSICION DEL GAS : Gas de medio contenido calorífico.

CONTENIDO CALORIFICO : 750 BTU/PC sin metanación y el líquido 5.5 MBTU/b.

DESCRIPCION DEL PROCESO : El carbón se alimenta al reactor y es sujeto a - reacción con el gas de alto contenido de hidrógeno y caliente en un lecho - fluidizado, produciendo un gas que después es enfriado para separar los pro ductos condensables. El carbón residual es sometido a reacción con vapor y oxígeno o aire para producir el hidrógeno necesario en la reacción.

Los gases producidos son sometidos a limpieza para eliminar el contenido de sólidos y gases ácidos, mientras que los productos líquidos son fraccionados para su presentación comercial. Limpiando adecuadamente el hidrógeno, se - logra una mayor concentración del mismo (hasta un 90%) y con ella una mayor presión parcial acelerando la cinética de la reacción de hidrogenación. El tiempo de residencia para los sólidos varía de 7.4 a 46.2 minutos, mientras que para el gas en lecho es de 16.7 a 36.2 segundos con una velocidad de - fluidización de 0.17 a 0.53 p/seg.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Iniciado en 1936. En 1950 se operaron ya ins talaciones de 500 ton/día de carbón. Se planea la instalación de una planta comercial para procesar 5000 ton/día en 1980, que suministrará el combusti--

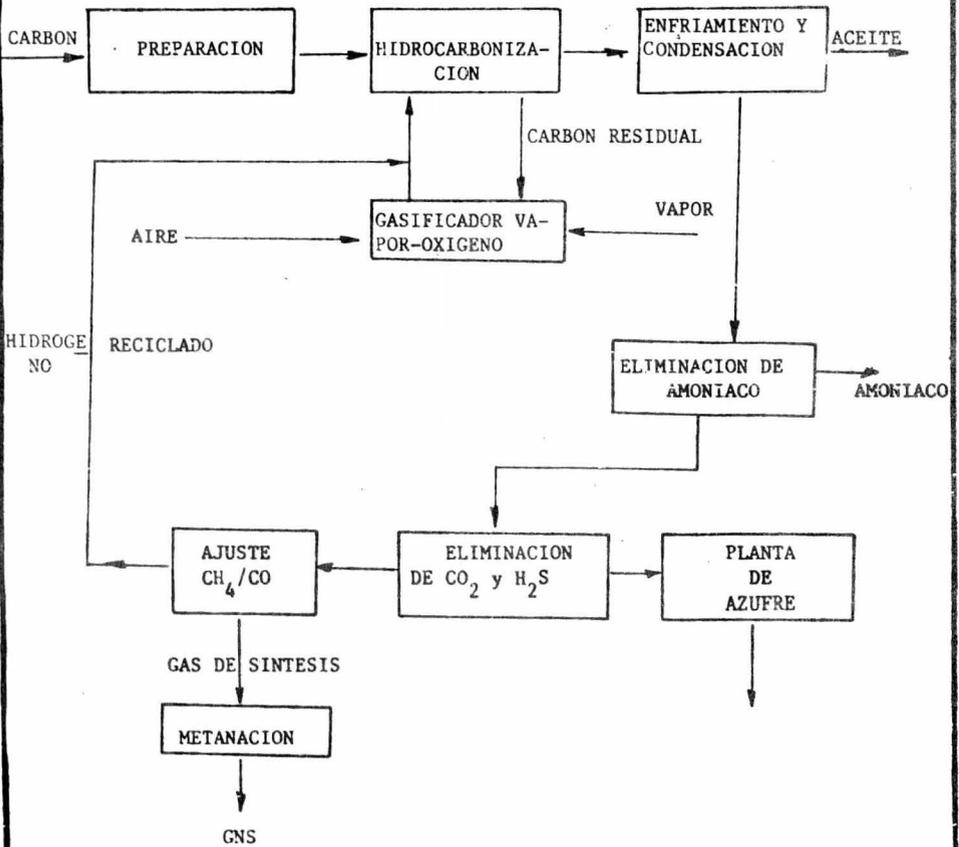


DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO COAL CON

ble para una planta de 2000 MW. La determinación de las variables y su interacción fue efectuada en una planta piloto de 20 ton/día de lignito.

4.4.38 PROCESO : RUMMEL

DESARROLLADO POR : Union Rheinische Kraftstaff, West Germany.

TIPO DE REACTOR : Recipiente cilíndrico.

PRODUCTOS : Gas de bajo contenido calorífico.

DESCRIPCION DEL PROCESO : Combustible y medio gasificador son inyectados a través de doce entradas tangenciales al gasificador cilíndrico y sobre el baño de escoria, provocando a su vez un mejor contacto entre la escoria y el carbón alimentado. La escoria es separada y enfriada en agua. La capacidad demostrada de la planta es de 560,000 PC/hr de gas de síntesis.

El carbón es alimentado en forma pulverizada al reactor, reaccionando rápidamente con los agentes gasificadores.

VARIACIONES AL PROCESO : Sistema de insuflado de aire y doble cuba, separando las zonas de gasificación y combustión.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Se ha demostrado a 560,000 pc/hr y se planea para una capacidad de 680,000 PC/hr.

4.4.39 PROCESO : HYDRANE

DESARROLLADO POR : U.S. Bureau of Mines.

TIPO DE REACTOR : Lecho fluidizado en dos etapas.

PRESION Y TEMPERATURA : 1000 psi y de 1430°F a 1800°F.

MATERIA PRIMA : Carbón bituminoso o cualquiera de menor rango sin pretratamiento previo, vapor y oxígeno.

PRODUCTOS : Gas de alto contenido calorífico tipo GNS después de metanación.

COMPOSICION DEL GAS (promedio) : CH₄ 73.2, H₂ 22.9, CO 3.9 (mol %) base seca después de metanación.

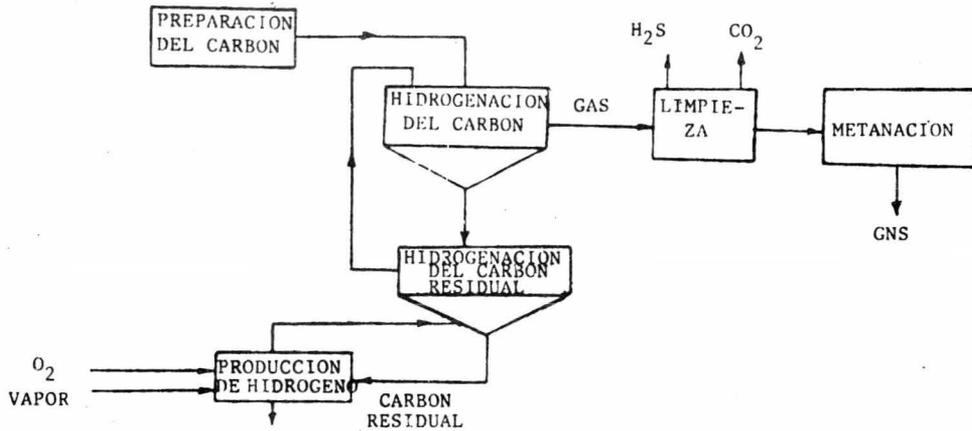


DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO HYDRANE

CONTENIDO CALORIFICO : De 826 BTU/PCS a 960 BTU/PCS después de metanación.

DESCRIPCION DEL PROCESO : El carbón es introducido al reactor en fase diluida donde se pone en contacto con los gases intermedios calientes compuestos fundamentalmente de hidrógeno y metano en proporciones iguales, produciendo un gas con más de 66% de metano antes de la purificación y un carbón residual muy activo y altamente poroso sin propiedades aglomerantes. El carbón de la fase diluida es sometido a reacción con hidrógeno puro para producir el gas que se alimenta a la fase diluida. El hidrógeno es producido en una reacción del gas de síntesis en un reactor presurizado de lecho fluido que emplea el carbón residual del gasificador, vapor y oxígeno, aunque este elemento podría provenir de cualquier otro proceso.

El gas del reactor contiene finos de carbón, vapor de agua, metano, hidrógeno, ácido sulfhídrico, monóxido de carbono y nitrógeno, y por ello es pasado a un ciclón para remover los finos y a limpieza para eliminar las diversas impurezas y residuos. Los gases ácidos incluido el H_2S se eliminan a base de lavados con solución carbonatada.

VARIACIONES AL PROCESO : Eliminación de la fabricación de hidrógeno, así como variaciones al equipo.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Planta piloto de 10 lb/hr con reactores sincronizados. Se estudia la posibilidad de llevar el proceso a una escala mayor. Se espera que la planta piloto con capacidad de 24 ton/día esté en operación para 1980.

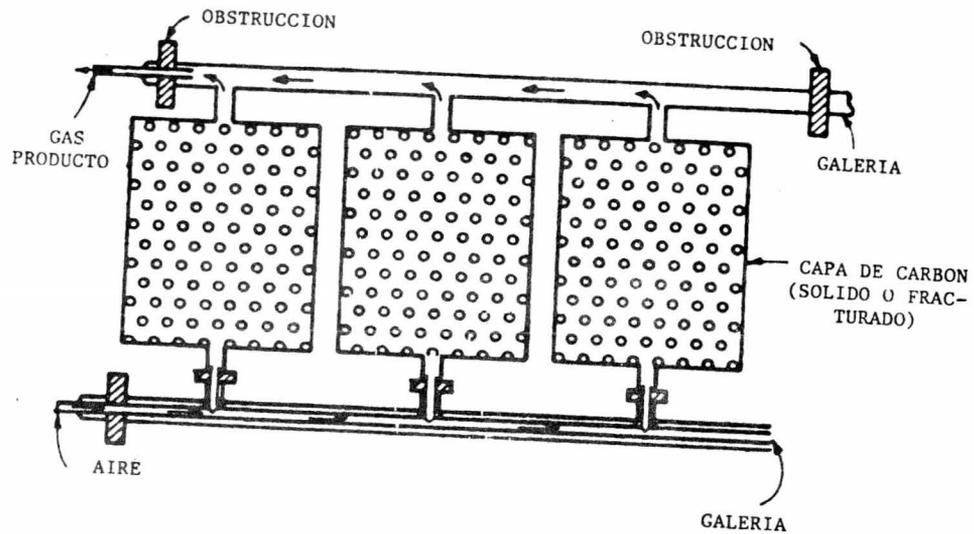
4.4.40 PROCESO : GASIFICACION SUBTERRANEA

DESARROLLADO POR : U.S. Bureau of Mines.

TIPO DE REACTOR : No hay.

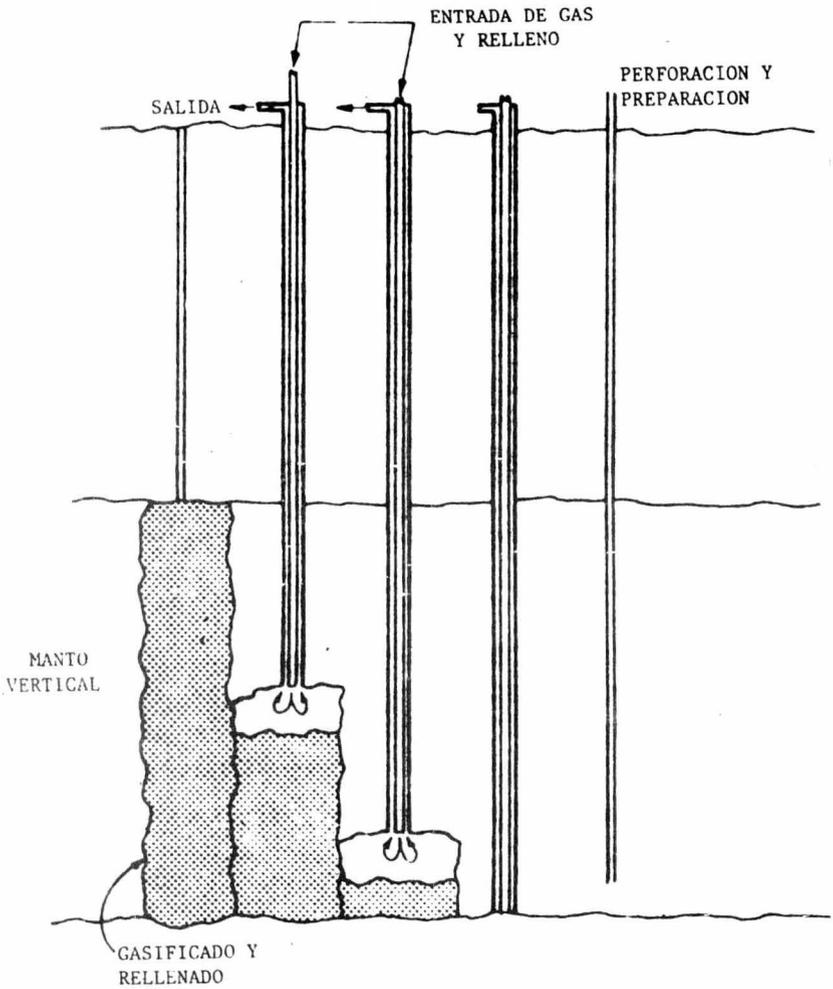
MATERIA PRIMA : Carbón in situ, aire.

PRODUCTOS : Gas de bajo contenido calorífico, mezcla de CO y H_2 más impurezas.

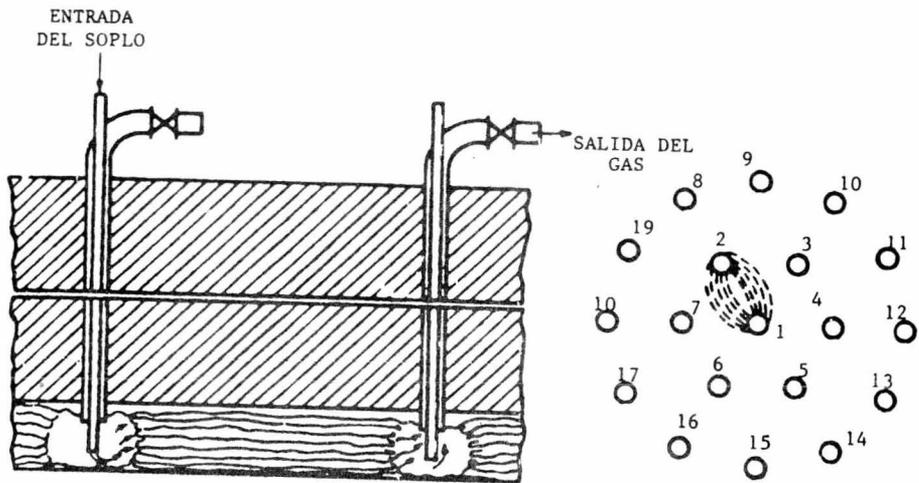


METODO DE LAS CAMARAS

FACULTAD DE QUIMICA	U.N.A.M.
I.Q.M.	ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ
TESIS PROFESIONAL	1976 FIG. 59



SISTEMA VERTICAL DE PERFORACIONES CIEGAS
(MANTOS MUY CRUOSOS Y VERTICALES)

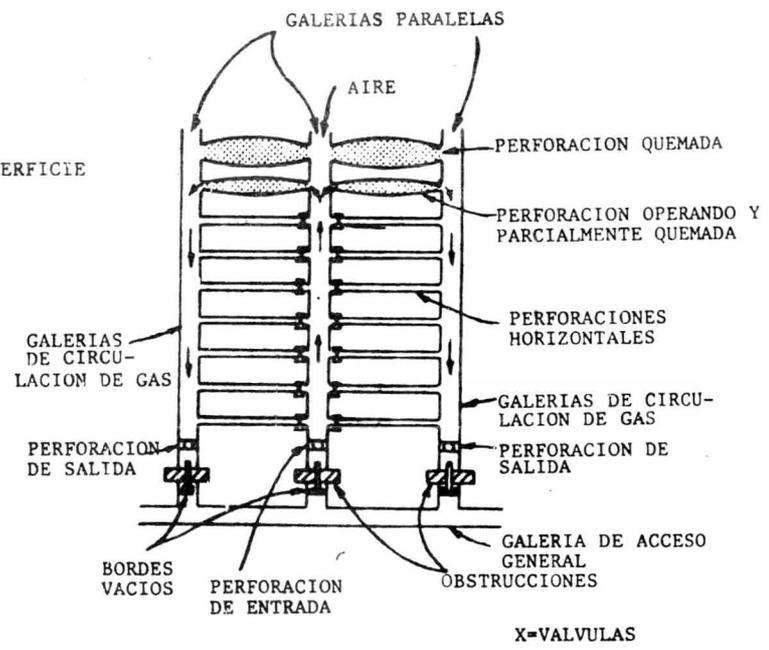
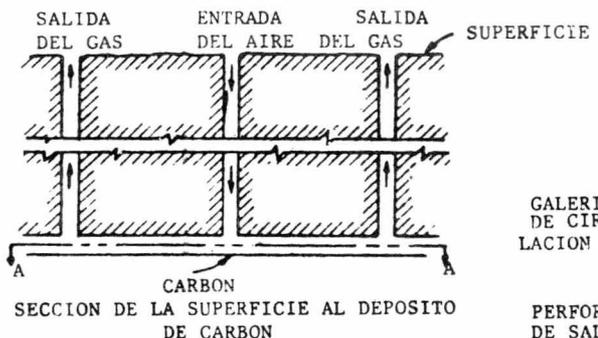


METODO DE PERCOLACION

(a) SECCION DE LA PERFORACION

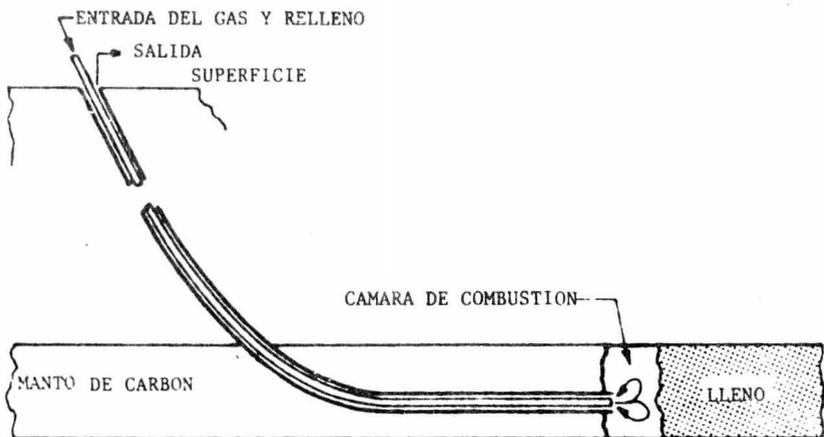
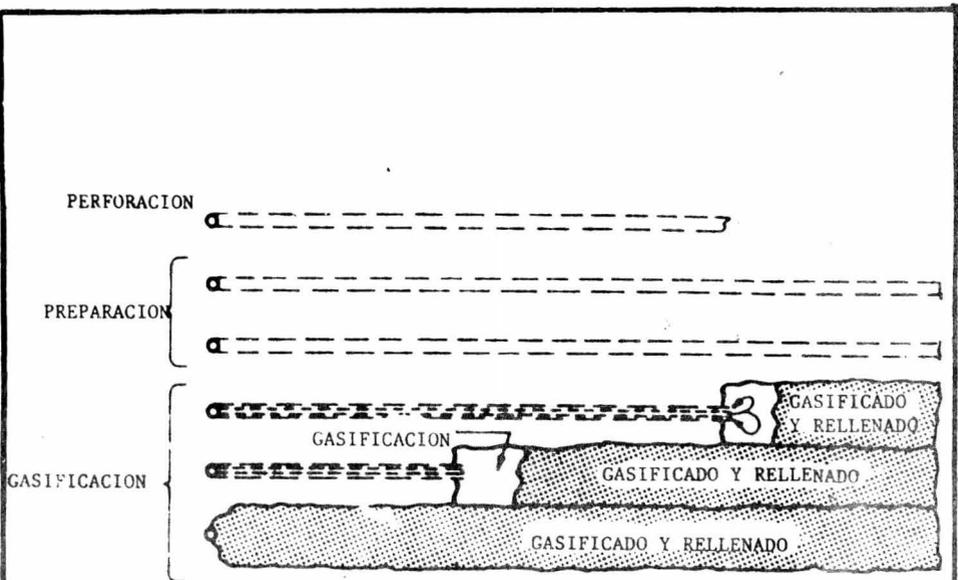
(b) PLAN DE PERFORACION

FACULTAD DE QUIMICA	U.N.A.M.
I.Q.M.	ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ
TESIS PROFESIONAL	1976 FIG. 01



METODO DEL PRODUCTOR CON PERFORACIONES

FACULTAD DE QUIMICA U.N.A.M.
 I.C.M. ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ
 TESIS PROFESIONAL 1976 FIG. 62



SISTEMA DE PERFORACIONES CIEGAS Y RELLENO
(PARA MANTOS DELGADOS)

CONTENIDO CALORIFICO : 100 a 200 BTU/pc.

DESCRIPCION DEL PROCESO : El carbón en sus yacimientos es hidrofracturado y sometido a una corriente de aire, entrando en una combustión controlada para producir esencialmente CO, el gas producido una vez limpio es útil para generar energía eléctrica. Se espera que el metano de los depósitos sirva para incrementar el poder calorífico del gas obtenido. Existe un gran número de variantes que han sido aplicadas a este tipo de gasificación, y la explicación de ellas requiere un estudio aparte.

VARIACIONES AL PROCESO : Existe la posibilidad de aplicar también vapor y oxígeno directamente a los depósitos. Estas pruebas no han sido totalmente reportadas.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Pruebas efectuadas en Hanna, Wyoming, produciendo 750,000 pc de gas/día. Se han efectuado pruebas con diversas variantes.

4.4.41 PROCESO : SYNTHANE

DESARROLLADO POR : U.S. Bureau of Mines.

TIPO DE REACTOR : Lecho fluidizado.

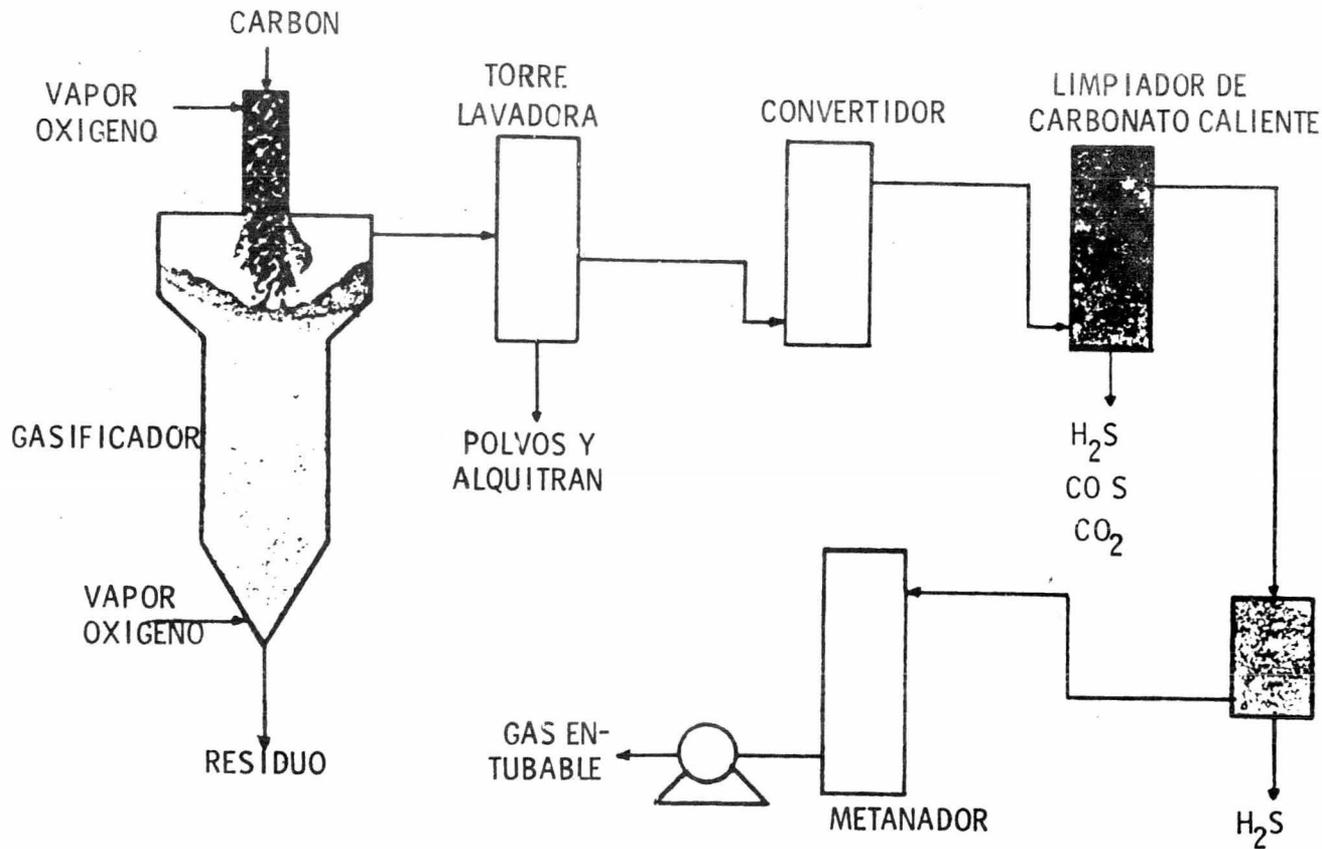
PRESION Y TEMPERATURA : 800°F en el pretratamiento y 1800°F en el gasificador, 1000 psi.

MATERIA PRIMA : Todo tipo de carbón, vapor y oxígeno o aire.

PRODUCTOS : Gas de alto contenido calorífico tipo GNS, brea, carbón residual.

COMPOSICION DEL GAS (promedio) : CO 10.5%, CO₂ 18.2%, H₂ 17.5%, H₂O 37.1%, CH₄ 15.4% antes de metanación.

CONTENIDO CALORIFICO : 405 BTU/PCS en base seca y sin metanación.



PROCESO SYNTHANE

FACULTAD DE QUIMICA U.N.A.M.
 I.Q.M. ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ
 TESIS PROFESIONAL 1976 FIG. 64

DESCRIPCION DEL PROCESO : Carbón a malla 20 es presurizado a 1000 psi en una tolva, se alimenta al reactor de lecho fluidizado para su pretratamiento que destruye las propiedades aglomerantes por oxidación superficial. El carbón ya tratado se alimenta por la parte superior del gasificador y es sometido a contacto a contracorriente con el gas que sube del lecho del gasificador. Una mezcla de O_2 y vapor se inyecta en el fondo del gasificador para reaccionar con el carbón, quedando tan solo 30% del carbón original sin reaccionar. El carbón no reaccionante, junto con los finos del carbón recuperado de los gases es quemado para generar el vapor y la energía eléctrica requerida por la planta. El gas producido requiere ser limpiado para la eliminación de compuestos de azufre, y así ser sometido a conversión, ajustando la relación H_2/CO de 1.7 a 3.1 y poder ser metanizado. Del metano producido, un 68% es obtenido en el gasificador y el resto en la metanación.

VARIACIONES AL PROCESO : Dos procesos son empleados durante la metanación, llamados Hot Gas (HG) y Tube Wall (TW), los cuales usan catalizador de níquel pero en diferentes condiciones de operación. De igual forma hay constantes cambios para mejorar tanto el equipo como el proceso. Si se usa aire en lugar de O_2 se produce gas de bajo contenido calorífico.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Planta piloto de 72 ton/día en operación con las pruebas de gasificación y produciendo 1.4 mpcs/día, en Bruceton, Pa.

4.4.42 PROCESO : SYNTHOIL

DESARROLLADO POR : U.S. Bureau of Mines.

TIPO DE REACTOR : Lecho fijo, catalítico.

PRESION Y TEMPERATURA : $850^\circ F$ y 2000 psig, 4000 psig.

MATERIA PRIMA : Carbón e hidrógeno.

PRODUCTOS : Aceite combustible, gas.

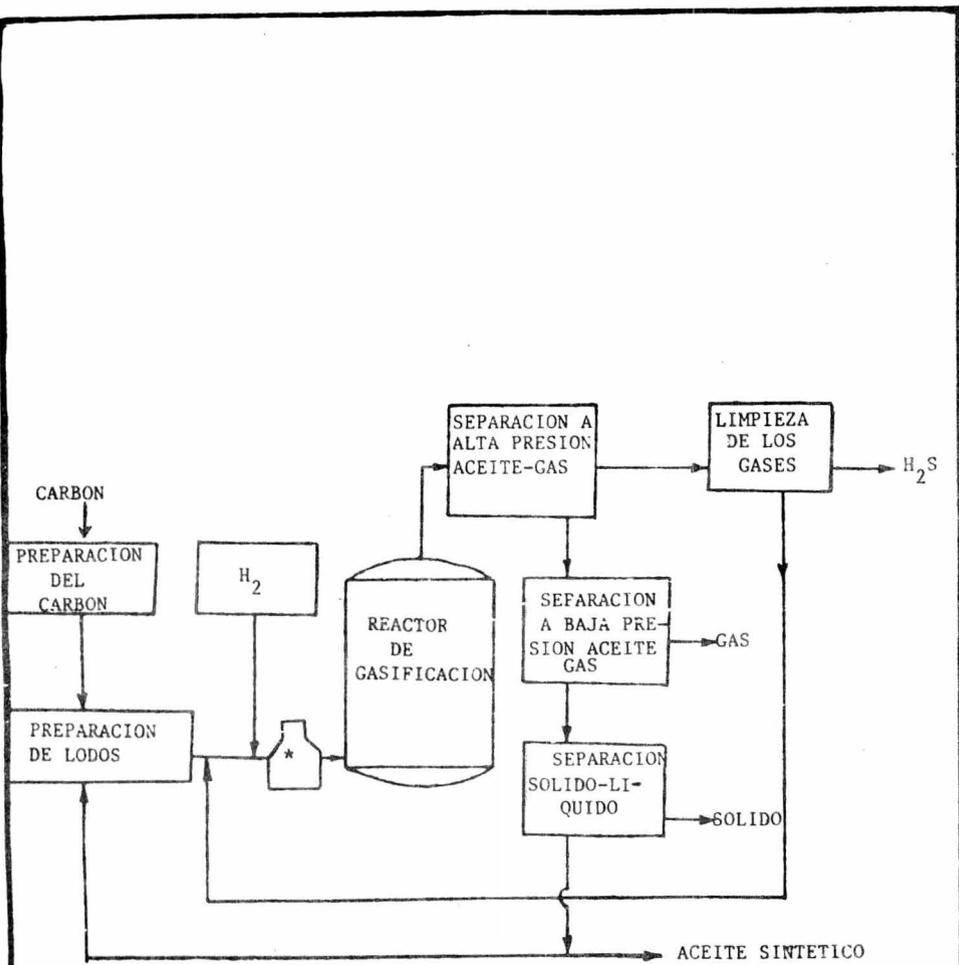


DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO SYNTHOIL

* PRECALENTADOR

FACULTAD DE QUIMICA	U.N.A.M.
I.Q.M.	ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ
TESIS PROFESIONAL	1976 FIG. 65

DESCRIPCION DEL PROCESO : Carbón molido y seco es mezclado con aceite producido en el proceso y en forma de lodo es inyectado al reactor catalítico a través de un flujo turbulento de hidrógeno. El efecto combinado de hidrógeno, catalizador y turbulencia da la licuefacción y desulfurización del carbón. El catalizador es comercial de cobalto-molibdeno con alúmina y activado con sílice.

El tiempo de residencia del lodo es de menos de 14 minutos y la presión de gota del reactor 150 psi. El producto pasa a través de depósitos a alta presión donde el gas es separado y reciclado después de remover H_2S y NH_3 .

El lodo resultante es operado para remover residuos y centrifugado para su mayor purificación.

CONDICIONES EXPERIMENTALES : Operando con carbón de Kentucky.

LIQUIDOS ALIMENTADOS : 140 lb/mol-pie cúbido de reactor.

LOCOS ALIMENTADOS : 45% carbón / 55% aceite reciclado.

HIDROGENO RECICLADO : 125 PCS/hr.

PRESION : 4000 psi.

TEMPERATURA : 845°F.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Probado en planta piloto de 5 lb/hr, y se probó otra de 0.5 ton/día con producción de 1.5 BBL/día de aceite y se planea la instalación de otra planta piloto de 10 ton/día.

4.4.43 PROCESO : WELLMAN - GALUSHA

TIPO DE REACTOR : Lecho fijo y baja presión.

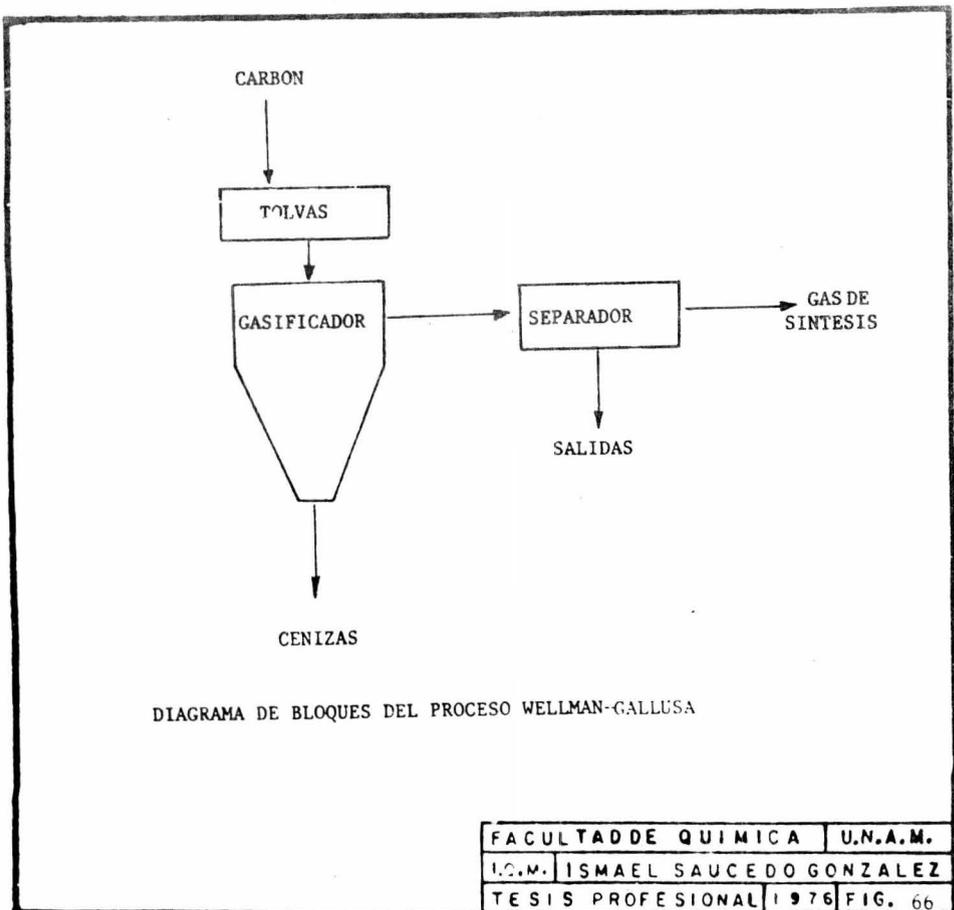
PRESION Y TEMPERATURA : Presión atmosférica y temperatura de combustión del carbón.

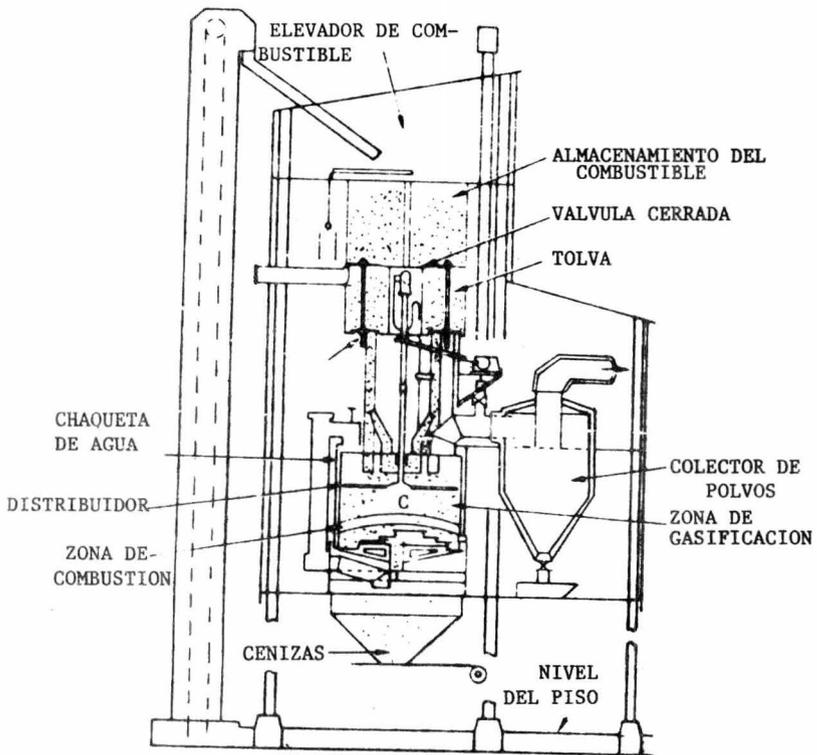
MATERIA PRIMA : Carbones de todo tipo, pero los coquizables requieren pretratamiento. Vapor y oxígeno o aire enriquecido.

PRODUCTOS : Gas de síntesis, susceptible de ser transformado a GNS.

DESCRIPCION DEL PROCESO : Operación similar al sistema de presión atmosférica de Lurgi, aunque las restricciones al tamaño de las partículas son más severas por operar a presión atmosférica, por lo cual se requieren tamaños entre 1/2 y 2 pulgadas.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Comercial. Ampliamente usado en complejos industriales.





GENERADOR DE GAS COMBUSTIBLE WELLMAN-GALUSHA

4.4.44 PROCESO : LOW BTU NON POLLUTING FUEL GAS

DESARROLLADO POR : Westinghouse Electric Corporation.

TIPO DE REACTOR : Lecho fluidizado en dos etapas.

PRESION Y TEMPERATURA : 1400°F a 2100°F y de 150 a 300 psi.

MATERIA PRIMA : Carbón bituminoso o sub-bituminoso, lignito o turba, vapor y aire.

PRODUCTOS : Gas de bajo contenido calorífico, útil como combustible limpio para generar energía eléctrica.

DESCRIPCION DEL PROCESO : Carbón molido se introduce a un secador-precaldador que prepara el carbón para ser introducido a una torre con CaO circulante, que devolatiliza y desulfuriza el carbón. De la torre, el gas pasa a ciclones para así separar los finos del gas, este último está listo para ser empleado como combustible en turbinas, mientras que los finos y el carbón residual son introducidos al gasificador. El gasificador recibe parte de los gases del devolatilizador, aire y vapor, con los cuales gasifica el carbón residual produciendo un gas que se circula al devolatilizador para hacerlo reaccionar con el carbón seco. Las cenizas son eliminadas del fondo del gasificador.

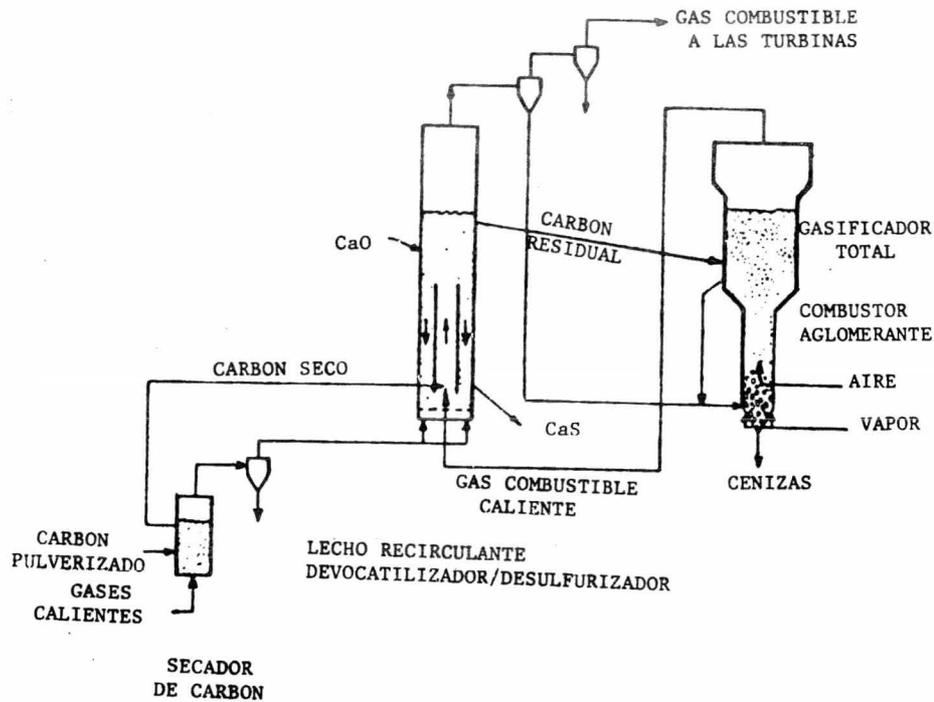
SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Planta piloto de 1200 lb/hr ya diseñada. - Se diseña otra planta para operar 50 ton/hora con capacidad de producción de 100-130 MW, la cual se espera esté en operación en 1978.

4.4.45 PROCESO : WD/GI

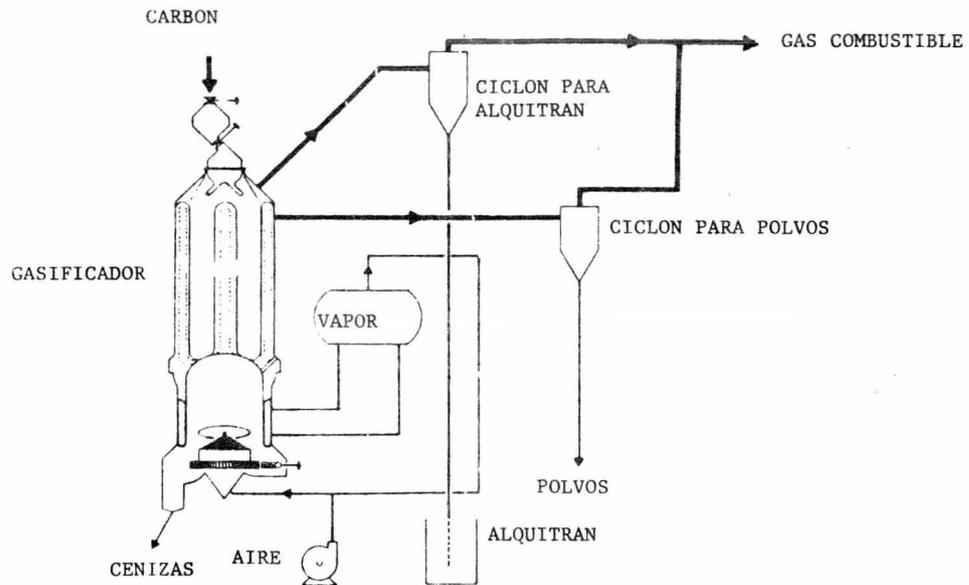
DESARROLLADO POR : Woodall - Duckham Ltd.

TIPO DE REACTOR : Lecho fijo descendente, en dos etapas,

PRESION Y TEMPERATURA : 1 atmósfera y 1200°F.

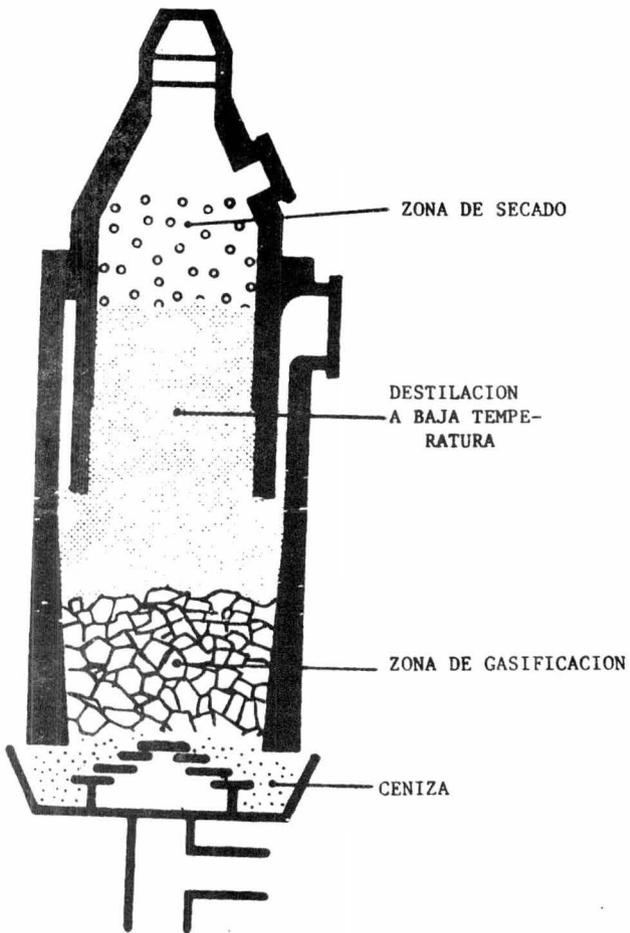


PROCESO WESTINGHOUSE DE GASIFICACION EN ETAPAS MULTIPLES



PROCESO WD/GI

FACULTAD DE QUIMICA U.N.A.M.
 I.Q.N. ISMAEL SAUCEDO GONZALEZ
 TESIS PROFESIONAL 1976 FIG. 69



GASIFICADOR WD/GI EN DOS ETAPAS

MATERIA PRIMA : Todo tipo de carbones sin tratamiento previo, aire y vapor.

PRODUCTOS : Gas de bajo y medio contenido calorífico.

CONTENIDO CALORIFICO : 300 BTU/pc el gas de medio contenido calorífico.

DESCRIPCION DEL PROCESO : El carbón es introducido al reactor y la materia volátil es evaporada por los gases calientes ascendentes y el carbón calentado. Las paredes son también calentadas para prevenir la aglomeración del carbón sobre ellas. De esta forma el carbón ha formado partículas semi-coquizadas o carbón residual que entra a la etapa inferior donde el carbón es gasificado a temperaturas cercanas al punto de fusión de las cenizas por la corriente de vapor y aire. Las cenizas son enfriadas con exceso de vapor y aire, que a su vez son precalentados.

El gas producido es sometido a limpieza para su uso.

VARIACIONES AL PROCESO : Aplicado en acerías como fuente de gas de bajo contenido calorífico.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Desarrollado en Italia desde 1950 y existen 100 unidades instaladas, operando comercialmente.

4.4.46 PROCESO : PANINDCO

TIPO DE REACTOR : Gasificador con flujo laminar.

MATERIA PRIMA : Carbón, oxígeno o aire y vapor.

PRODUCTOS : Gas de bajo contenido calorífico.

DESCRIPCION DEL PROCESO : Carbón pulverizado es suspendido en el gas frío y alimentado por la parte superior del gasificador que es un recipiente cilíndrico vertical. Oxígeno precalentado o una mezcla vapor-oxígeno se inyecta por zonas simétricamente dispuestas en torno al carbón alimentado, mientras que más vapor se alimenta en torno a los anteriores y en la parte inferior del reactor, evitando así la escoriación de las cenizas. El gas producido se extrae por la parte inferior del gasificador junto con las cenizas.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Planta experimental operando 1600 lb/hr en Rouen, Francia, desde 1950. No se tienen más reportes al respecto.

4.4.47 PROCESO : WILPUTTE LOW BTU FUEL GAS

DESARROLLADO POR : Wilputte Corporation.

TIPO DE REACTOR : Lecho fijo a contracorriente, pirólisis.

MATERIA PRIMA : Carbón bituminoso o lignito.

PRODUCTOS : Gas de bajo contenido calorífico.

DESCRIPCION DEL PROCESO : Carbón a menos de cuatro pulgadas es alimentado por la parte superior y a contracorriente con los gases. Los gases fluyen a través de una zona de cenizas hasta la zona de combustión, en la cual el carbón residual de la pirólisis es quemado con CO_2 . En el fondo de la cama de carbón, que está en contacto con la zona de combustión, el carbón reacciona con CO_2 formando CO . El oxígeno reacciona con vapor para formar H_2 , CO o CO_2 . En la mitad de la cama, el carbón reacciona con CO_2 para dar CO y en la parte superior del carbón es pirolizado para formar hidrocarburos volátiles y carbón residual. Debido a que el carbón coquizable pasa a través de un estado plástico a 850°F , se usa un agitador rotatorio para evitar la aglomeración. El movimiento descendente es de 4 P/hr y el tiempo de residencia del carbón de dos horas, que para el gas es de 0.4 segundos.

El gas producido pasa a un ciclón para separar los finos y a calderas, donde se recupera el calor, mientras que el azufre es removido por el proceso Holmes-Stretford.

SITUACION TECNOLOGICA ACTUAL : Wilputte fabrica equipo para plantas de producción de gas a partir de carbón.

4.5 INVESTIGACION Y DESARROLLO DE LA TECNOLOGICA DEL CARBON

La investigación realizada hasta la fecha sobre la tecnología del carbón re presenta uno de los esfuerzos más importantes realizados en todo el mundo - para la solución de la problemática planteada por la carencia de energéti--cos.

Ya anteriormente se han apuntado los montos de las inversiones dedicadas a la investigación de gasificación de carbones. Por la magnitud de esas in--versiones no es arriesgado afirmar que es muy probable que la investigación sobre carbones ocupa uno de los renglones más importantes en los países - - desarrollados.

De igual forma que se han invertido recursos económicos, los recursos huma--nos empleados para el estudio que nos importa han generado núcleos de inves--tigación y trabajo muy importantes en diversas partes del mundo. Por la accesibilidad de la información y la cercanía con nosotros, en las páginas siguientes se encontrarán listas sobre las instituciones que se dedican o de--dicaron en el pasado próximo a la investigación sobre gasificación de carbo--nes y temas afines. No se pretende en ningún caso que estas listas sean - exhaustivas, pero si que incluyan a los grupos de estudio o investigación - más importantes en América, a partir de los cuales se genera la mayor parte de la tecnología en el área que nos interesa.

En cada caso se indica el nombre de la institución y el área que estudia o investiga. En algunos casos, como es lógico, se encontrará que una sola - institución aparece en varias listas, y ello es debido a que sus activida--des se diversifican a las áreas en las cuales se les incluye.

TABLA 14

CONSTRUCTORES DE PLANTAS DE DEMOSTRACION HASTA 1975

	FONDOS :
Air Products and Chemicals, Inc.	\$ 550,873
Argonne National Laboratory	300,000
Arthur D. Little, Inc.	780,879
Bechtel Corp.	413,205
Colorado School of Mines	278,675
Eyring Research Institute	207,710
Fluor Utah, Inc.	2' 307,887
ITT Research Institute	264,062
National Bureau of Standards	875,600
Oak Ridge National Laboratory	200,000
Pittman Associates, Inc.	658,400
Ralph M. Parsons Co.	736,740
U. of Denver Research Institute	211,144
U. of North Dakota	3' 356,000
U. of Utah	1' 583,727
Virginia Polytechnic Institute and State U.	216,653
U.S. Steel Corporation	1' 925,000

INSTITUCIONES DEDICADAS AL ESTUDIO DE LA LICUEFACCION DE CARBON

Bureau of Mines Interagency Agreement
Dow-Chemical Co.
FMC Corporation
Fluor Engineers and Constructors, Inc.
Hydrocarbon Research, Inc.

...

TABLA 14 (CONTINUACION)

INSTITUCIONES DEDICADAS AL ESTUDIO DE LA LICUEFACCION DE CARBON

Ilok Coal Powder Technology
 Oak-Ridge National Laboratory
 The Pittsburgh and Midway Coal Mining Co.
 U.S. Bureau of Mines
 (Bartlesville Energy Research Center)

INSTITUCIONES DEDICADAS AL ESTUDIO DE LA PRODUCCION DE GAS DE ALTO CONTENIDOCALORIFICO A PARTIR DE CARBON

Applied Technology Corp.	AT GAS
Babcock & Wilcox	
Battelle's Columbus Laboratories	Cenizas autoaglo- merantes
Bituminous Coal Research, Inc.	Bi-Gas
Chem Systems, Inc.	COG Refinery
Cogas Development Co.	CO-Gas
Conoco Coal Development Co.	
Consolidation Coal	CO ₂ Aceptor
C.F. Braun & Co.	CO-Gas
Garret R & D Co.	Pirólisis rápida
Institute of Gas Technology	Hy-Gas en sus tres versiones
Lurgi	Lurgi

INSTITUCIONES DEDICADAS AL ESTUDIO DE LA PRODUCCION DE GAS DE BAJO CONTENIDOCALORIFICO A PARTIR DE CARBON

Air Products and Chemicals, Inc.
 Applied Technology Corp.

TABLA 14 (CONTINUACION)

INSTITUCIONES DEDICADAS AL ESTUDIO DE LA PRODUCCION DE GAS DE BAJO CONTENIDOCALORIFICO A PARTIR DE CARBON

Battelle's Pacific Northwest Laboratories
 Bituminous Coal Research, Inc.
 British Gas Corporation
 Columbus Engineering, Inc.
 City College of the City University of New York
 Combustion Engineering Inc.
 Consolidation Coal Company
 Eyring Research Institute
 Foster Wheeler Energy Corp.
 Gilbert Associates. Inc.
 Institute of Gas Technology
 Koppers
 Mc Dowell Wellman Engineering Co.
 M.W. Kellog Company
 Pittsburgh and Midway Coal Mining Co.
 Rockwell International, Atomic Int. Division
 Tennessee Valley Authority
 Texas Utilities Services Co.
 Westinghouse Electric Corp.
 Wilputte
 Winkler

INSTITUCIONES DEDICADAS AL ESTUDIO DE LA PRODUCCION DE ENERGIA ELECTRICA APARTIR DE CARBON

Argonne National Laboratory
 Arnold Engineering Development Center

TABLA 14 (CONTINUACION)

INSTITUCIONES DEDICADAS AL ESTUDIO DE LA PRODUCCION DE ENERGIA ELECTRICA A
PARTIR DE CARBON

Arco Everett Research Laboratory, Inc.
 Bureau of Mines Interagency Agreement
 Combustion Power Co., Inc.
 Evans and Robbins, Inc.
 General Electric Co., Space Science Laboratory
 Leland Stanford Junior University National Science Foundation
 Massachusetts Institute of Tehcnology
 Mitre Corp.
 M.W. Kellog Co.
 National Bureau of Standards, Inorganic Materials Division
 National Research Development Corp.
 Stanford Research Institute
 University of Tennessee Space Institute
 Westinghouse Electric Corp.
 Westinghouse Research Laboratories

OTRAS INSTITUCIONES INTERESADAS EN LA TECNOLOGIA DEL CARBON

PROYECTO O TEMA

Avco Corporation	Proyecto ARC Processing
Battelle Memorial Institute	Estudios diversos, limpieza de gases
Brigham Young University	Entrained Coal Gasification
C.F. Braun & Co.	Contratista para Evaluación Técnica
Colorado Interstate	Trabajo Conjunto con Garrett
Commonwealth Edison Co.	Demostración de Gasificación

TABLA 14 (CONTINUACION)

OTRAS INSTITUCIONES INTERESADAS EN LA TECNOLOGIA DEL CARBON

El Paso Natural Gas Co.	Planta Comercial
Franklin Institute	High Temperature Reactions
Bilbert Associates	Gas de Bajo Contenido Calorífico
Instituto Mexicano de Investigaciones Siderúrgicas	Gasificación de Carbones
Lawrence Livermore Laboratory	In Situ Coal Gasification
LERC and Sandia Laboratories	In Situ Coal Gasification
Melpar Inc.	Acetylene from Anthracite
Montana State College	Low Temperature Carbonization
Northern Illinois Gas Company	Gas de Alto Contenido Calorífico
Pennsylvania State University	Special Purpose Coals
Spencer Chemical Co.	Low-Ash Coal
Stanford Research Institute	Introduction Heating of Coal
Union Carbide	Proceso Conjunto con Battelle
Univeristy of Wyoming	Multiple Catalyst for Gasification
USS Engineers and Consultants Inc.	Clean Coke Process
West Virginia University	Computer Optimization of Gasifica tion Process

CAPITULO V

R E C O M E N D A C I O N E S

Durante la labor de recopilación de la información que se incluye en este - trabajo se han hecho algunas observaciones, que serán anotadas a continua-- ción, las cuales servirán de base para las recomendaciones.

5.1 OBSERVACIONES

1. La tecnología empleado para gasificar carbón ha sido probada técnica y económicamente, encontrándose a la disposición en diversos países.
2. Algunos de los pasos de tratamiento de los gases de carbón no han sido completamente probados en gran escala, como es el caso de la metana--- ción, y se sigue aún trabajando sobre su desarrollo.
3. Los procesos de gasificación de carbón han demostrado ser aplicables - sólo en ciertas regiones donde las condiciones geográficas y geológi-- cas lo permiten, como el caso de África del Sur y de Australia.
4. Debido a la falta de información respecto al monto real y característi-- cas de los carbones mexicanos, no es posible recomendar algún proceso_ en particular para nuestro país.
5. Los procesos de gasificación de carbón tienen una serie de aplicacio-- nes en varias áreas productivas, permitiendo la obtención de una gran_ cantidad de sustancias orgánicas e inorgánicas.
6. La tecnología de gasificación representa una importante alternativa en la solución a los problemas de contaminación originados por los combus_ tibles fósiles.
7. Los factores limitantes más comunes en los procesos de gasificación, - son los siguientes :

- a) El sistema de carga empleado debe permitir el manejo de materiales en estado sólido, en lodos y en suspensión, pasando generalmente - de presión atmosférica a condiciones de alta presión.
 - b) El uso de lechos fijos origina grandes problemas en el escalamien- to de las plantas, limitando las capacidades de los reactores.
 - c) El uso de lechos fluidizados permite la operación con materiales - no aglomerantes. Para usar materiales aglomerantes se requiere in cluir etapas de pretratamiento en el incremento consecuente en cos tos.
 - d) La transferencia de calor se ve limitada por la necesidad de ope-- rar con materiales de alta resistencia a la corrosión y erosión, - los cuales no siempre tienen las características térmicas adecua-- das.
8. En un proceso, los principales factores que afectan la eficiencia de la gasificación son :
- a) Cantidad de calor gasificado, como función de las presiones parcia les de los agentes gasificantes y de las variables del proceso.
 - b) Cantidad de energía incluida en la transformación.
 - c) Eficiencia de gasificación del carbono.
 - d) Precalentamiento en el carbón y los agentes gasificantes.
 - e) Pérdidas de calor.
9. En las condiciones actuales y considerando la producción de 200 a 300 MMPCD de GNS, la inversión de la planta sería de 3125 millones de pe- sos al menos y tendría costos de operación superiores a los de Pemex.
10. Una planta con la producción señalada en el inciso anterior consumiría tanto carbón como la producción nacional de 1973.

5.2 RECOMENDACIONES

1. Se deben realizar investigaciones para definir los montos y características de los depósitos mexicanos de carbón, los cuales son en la actualidad inciertos.
2. Se debe caracterizar los carbones mexicanos. Para esa caracterización los aspectos que deben investigarse son, entre otros :
 - a) Análisis completo.
 - b) Contenidos de azufre y otras impurezas (incluso las trazas).
 - c) Tipo y cantidad de materia volátil presente.
 - d) Cantidad y tipo de cenizas presente, señalando claramente sus puntos de ablandamiento y fusión, así como su comportamiento en lechos fijos, fluidizados y en baños fundidos.
 - e) Porosidad.
 - f) Expansión térmica.
 - g) Contenido calorífico.
 - h) Características de aglomeración.
 - i) Pruebas de resistencia mecánica.
 - j) Comportamiento durante su calentamiento en diferentes atmósferas, - señalando los mecanismos cinéticos de las transformaciones.
3. Se deben realizar pruebas de laboratorio y de ser posible en planta piloto para definir en proceso los siguientes aspectos :
 - a) Tipo de materia prima a emplear (rango y propiedades aglomerantes - principalmente).
 - b) Agentes gasificadores más adecuados en cada caso.
 - c) Tipo de contacto a emplear en los reactores.
 - d) Presión y temperatura más recomendables.
 - e) Tiempo de residencia para un porcentaje de conversión de carbón escogido con criterio de costos.

- f) Tipos de escorias a manejar, si las hay.
 - g) Otros mecanismos de eliminación de los elementos indeseables.
 - h) Uso de catalizadores y cuáles son más recomendables en caso de emplearse.
 - i) Tipo de gas producido.
 - j) Equipo y procesos anexos de tratamiento de los gases.
 - k) Práctica de producción recomendable (continua, discontinua, con soplos alternados, etc).
4. Con las condiciones actuales de nuestro país, no es recomendable la instalación a corto o mediano plazo de una planta para la producción de GNS.
5. En contraste con lo anteriormente citado, es conveniente estudiar la posible aplicación de la tecnología de gasificación de carbón en las tres áreas que se mencionan a continuación, las cuales son alternativas interesantes de desarrollo :
- a) Uso de los procesos de gasificación subterránea para la explotación de yacimientos a grandes profundidades y en los de formas irregulares en zonas cercanas a la superficie, los cuales no han podido ser explotados con la tecnología de minas tradicional.
 - b) Uso de los procesos de gasificación para el procesamiento de desechos urbanos (siendo así la materia prima los desechos orgánicos e incluso estiércol) y algunos desechos industriales orgánicos.
 - c) Aplicación de la tecnología de gasificación de carbón a la producción de hierro esponja.
6. Los organismos gubernamentales, la industria privada, las instituciones de enseñanza superior y los centros de investigación deben coordinar sus esfuerzos para que la investigación realizada origine un aprovechamiento más racional de los recursos naturales y redunde en el provecho económico del país.

INDICE DE FIGURAS

		PAGINA
1	Diagrama de bloques del procesado de carbón mineral para la obtención de combustibles limpios	16
2	Métodos de contacto	31
3	Tipos de contacto en diversos procesos	32
4	Tipos de recubrimientos para gasificadores con etapas a bajas temperaturas	36
5	Recubrimientos para procesos con etapas a altas temperaturas	39
6	Recubrimientos para procesos con baños fundidos	40
7	Proceso Amine	56
8	Proceso Carbonato Caliente	59
9	Diagrama de Flujo Típico de los procesos Purisol, Fluor y Selexol	61
10	Proceso Rectisol	63
11	Proceso Stretford	67
12	Deshidratación con glicoles	69
13	Absorbedores de Lecho Fijo	71
14	Proceso Phosam	73
15	Planta Claus de limpieza de gases	74
16	Metanación Adiabática	78
17	Metanación Reciclada	80
18	Sistema de metanación con enfriamiento rápido	82
19	Metanación combinada de enfriamiento rápido y recirculación	83
20	Metanación catalítica en tubos del USBM	85
21	Metanación con lecho fluidizado	87
22	Metanador de Lecho Fluidizado	88
23	Diagrama esquemático de metanación en lodos	90
24	Diagrama de flujo del proceso de metanación PEDU	92
25	Planta de gas de bajo contenido calorífico para generación de vapor y gas combustible	97
26	Energía de salida en la producción de vapor y gas combustible.	97
27	Diagrama de bloques para el sistema de producción de vapor y energía eléctrica	99
28	Energía de salida para el sistema de producción de vapor y energía eléctrica	99
29	Diagrama de bloques de un proceso de preparación de gas combustible limpio típico	105
30	Diagrama de bloques del proceso At-Gas	124
31	Gasificado Babcock and Wilcox - Du Pont	127
32	Proceso de cenizas aglomerantes de Union Carbide y Battelle	129
33	Proceso Bi-Gas	131
34	Diagrama de bloques del proceso CSF	135
35	Diagrama de flujo para el proceso CO ₂ acceptor	138

INDICE DE FIGURAS
(continuación)

36	Diagrama de bloques del proceso Winkler	140
37	Gasificador Winkler	141
38	Diagrama de bloques del proceso COED	144
39	Diagrama de bloques del proceso Garrett R.C.	147
40	Diagrama de bloques del proceso GE-Gas	150
41	Diagrama de bloques del proceso H-Coal	152
42	Proceso Hy-Gas con sus fuentes posibles de hidrógeno	155
43	Balace del proceso Hy-Gas	156
44	Proceso Hy-Gas electrotérmico	163
45	Proceso Hy-Gas con gasificación hierro-vapor como fuente de hidrógeno	165
46	Proceso Hy-Gas vapor-hierro	167
47	Diagrama esquemático del reactor Redox del proceso hierro-vapor	169
48	Diagrama del proceso U-Gas	171
49	Diagrama simplificado del proceso de gasificación Kellogg	174
50	Proceso de Gasificación Koppers-Totzek	177
51	Sección del gasificador Koppers-Totzek	179
52	Diagrama de bloques del proceso Lurgi	183
53	Gasificador presurizado Lurgi	185
54	Diagrama de bloques del proceso Toscoal	193
55	Diagrama de bloques del proceso SRC	195
56	Proceso de gasificación Stone & Webster/Gulf	198
57	Diagrama de bloques del proceso Coalcon	201
58	Diagrama de bloques del proceso Hydrane	203
59	Método de las cámaras	205
60	Sistema vertical de perforaciones ciegas	206
61	Método de percolación	207
62	Método del producto con perforaciones	208
63	Sistema de perforaciones ciegas y relleno	209
64	Proceso Synthane	211
65	Diagrama de bloques del proceso Synthoil	213
66	Diagrama de bloques del proceso Wellman-Galusha	215
67	Generador de gas combustible Wellman-Galusha	216
68	Proceso Westinghouse con etapas múltiples	218
69	Proceso WD/GI	219
70	Gasificador WD/GI en dos etapas	220

INDICE DE TABLAS

		PAGINA
1	Clasificación de carbones por rangos	19
2	Carbones norteamericanos típicos	21
3	Carbones mexicanos y sus yacimientos	22
4	Refractarios para los procesos de gasificación de carbones	42
5	Análisis de gases combustibles	45
6	Procesos de limpieza por absorción química	57
7	Procesos Purisol, Fluor, Selexol, Rectisol y Sulfinol	62
8	Procesos Giammarco-Vetrocoke y Stretford.	65
9	Condiciones de operación de una planta de gasificación de carbón	95
10	Resumen de costos y producción para procesos de gasificación de carbón escogidos	116
11	Costos del proceso Lurgi	117
12	Detalle de Costos de capital para procesos escogidos	121
13	Composición de los gases del proceso Hy-Gas	154
14	Instituciones dedicadas a la institución y desarrollo de la tecnología de carbón	224

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

1. PEQUEÑO LAROUSSE TECNICO
Tomás de Galiana Mingot
Editorial Olimpia, México, D.F., 1975
Páginas 210, 517
2. OBTENCION DE GAS NATURAL SINTETICO A PARTIR DE CARBON MINERAL.
Primer Seminario de Ingeniería Química Aplicada a la Industria
Petrolera.
3. CONSIDERACIONES SOBRE LA SITUACION ENERGETICA EN MEXICO
Ing. Antonio García Rojas
Asociación Mexicana de Geofísicos de Exploración
4. TOTAL ENERGY CONCEPT BASED ON LOW BTU GAS
J.G. Patel, J.W. Loeding
Artículos de Simposio : Efficient Use of Fuels in the Metallurgical
Industries, Chicago, 1974
5. REACTIONS OF CARBON WITH CARBON DIOXIDE AND WITH STEAM
R.B. No. 9, IGT. C.G. von Fredersdorff. Chicago, Ill. Mayo 1955.
6. GASIFICATION OF PULVERIZED COAL IN SUSPENSION.
R.B. No. 7. C.G. von Fredersdorff, E.J. Pyrcioch, E.S. Pettyjohn.
Enero 1957.
7. PIPELINE GAS FROM COAL BY METHANATION OF SYNTHESIS GAS.
R.B. No. 31, IGT, AGA. H.A. Dirksen and H.R. Linden. Julio 1963.
8. BI-GAS PROGRAM ENTERS PILOT PLANT STAGE.
R.J. Grace y R.L. Zahradnik. Cuarto simposio de Gas Entubable Sin-
tético. AGA. Octubre 30-31, 1972.
9. THE SYNTHANE PROCESS - RESEARCH RESULTS AND PROTOTYPE PLANT DESIGN
A.J. Forney y J.P. McGee. Cuarto Simposio AGA de Gas Engubable Sin-
tético. Chicago, Ill. Octubre 30-31, 1972.
10. THE GARRETT RESEARCH AND DEVELOPMENT COMPANY PROCESS FOR THE CONVER-
SION OF COAL INTO LIQUID FUELS.
Allan Sass. 65a. Reunión Anual de AIChE. Nov. 29, 1972.
11. THE ROUTE TO SNG FROM COAL. The Lurgi Process.
Cuarto Simposio de Gas Entubable Sintético. Octubre 30, 31, 1972.
12. PRODUCTION OF GAS FROM WESTERN SUB-BITUMINOUS COALS BY THE GARRET
FLASH PYROLYSIS PROCESS.
H.G. McMath, R.E. Lumpkin y A. Sass. 66a. Reunión Anual de AIChE.
Philadelphia, Pa. Noviembre, 1973.
13. CLEAN FLUID FUELS FROM COAL AND WASTES.
A.J. Forney, W.P. Haynes. Publicado por ASME. Enero 2, 1973.
14. METHANATION FOR COAL GASIFICATION.
A.L. Lee. Institute of Gas Tehcnology. Chicago, Ill. Septiembre
10-14, 1973.

B I B L I O G R A F I A
(continuación)

15. STATUS OF HYGAS PROCESS.- Operating Results.
B.S. Lee. Quinto Simposio AGA de Gas Entubable Sintético. Octubre 29-31, 1973
16. EXPERIENCE WITH MATERIALS IN HYGAS COAL GASIFICATION PILOT PLANT.
Kenneth C. Youngblut. Simposio de Refinerías de Petróleo, National Association of Corrosion Engineers-Corrosion/73. Anaheim, Calif. Marzo 19-23, 1973.
17. THE HYGAS PROCESS.
F.C. Schora, B.S. Lee, J. Huebler. 12ava Reunión Mundial de Gas. Gnice 73.
18. THE GARRETT PYROLISIS PROCESS.
D.E. Adam, S. Sack and A. Sass. 66ava Reunión Anual de AIChE. Philadelphia, Pa. Noviembre 15, 1973.
19. COAL GASIFICATION. TECHNICAL AND HISTORICAL BACKGROUND
F.C. Schora. IGT. 1973.
20. COAL GASSIFICATION : EVALUATING THE BI-GAS SNG PROCESS.
W.P. Hegarty, and B.E. Moody. Chemical Engineering Progress. Vol. 69, No. 3. P. 37-42. Marzo 1973.
21. AGA. COAL GASIFICATION RESEARCH.
F.C. Schora, IGT. Quinto Simposio de Gas Entubable Sintético. Chicago, Ill. Octubre 29-31, 1973.
22. AN UPDATING OF THE HYGAS PROCESS.
F.C. Schora. IGT. Presentado en AGA Operating Section Transmission Conference. El Paso, Texas. Abril 16,18, 1973.
23. STATEMENT ON PROSPECTS FOR COAL GASIFICATION EXPANSION.
Jack Huebler. IGT. Mayo 7, 1976.
24. IGT U-GAS (CLEAN UTILITIY GAS) PROCESS.
J.W. Loeding, C.L. Tsaros. IGT. Septiembre 10-14, 1976.
25. METHANATION FOR COAL GASIFICATION.
Anthony L. Lee. Simposio de Combustibles Limpios a Partir de Carbón. Septiembre 10-14, 1973.
26. CLEAN FUELS FROM COAL.
Artículos del Simposio. Efectuado en IGT. Septiembre 10-14, 1973.
27. SUBSTITUTE NATURAL GAS FROM HYDROCARBON LIQUIDS. SNG SYMPOSIUM I
Papers. Institute of Gas Technology. Chicago, Ill. Marzo 12-16, 1973.
28. BATTELLE LOOKS AT COAL GASIFICATION.
Iron and Steel Engineer. Noviembre 1974. Págs. 89, 93 y 94.
29. EXXON DEFERS GASIFICATION PILOT PLANT.
Exxon Corporation. Noviembre 27, 1974.

B I B L I O G R A F I A
(continuación)

30. CLEAN FUELS FROM COAL - AN ALTERNATIVE TO SNG.
F.L. Jones and K.S. Vorres, Babcock and Wilcox Co.
31. SYNTHETIC FUELS ACTIVITIES IN THE WESTERN HEMISPHERE.
Presentado por Dr. L.E. Swabb, Jr. en la German Society for Mineral Oil Science and Coal Chemistry. Convención Anual. Hamburgo, Alemania. Septiembre 30 - Octubre 3, 1974.
32. COAL GASIFICATION - A KEY PROCESS FOR COAL CONVERSION.
Paul F.H. Rudolph. Conferencia sobre Hidrocarburos Sintéticos en la AIME. Reunión Anual de AIME. Dallas, Tex. Febrero 24-27, 1974.
33. LOW BTU GASIFICATION OF COAL, PHASE I : AN EVALUATION FOR ELECTRIC POWER GENERATION.
R.L. Hahn, R.C. Patterson, IEEE-ASME-ASCE. Conferencia Conjunta de Generación de Energía. Miami Beach, Florida. Sept. 15-19, 1974.
34. GASIFICATION OF CHAR WITH SULFUR DIOXIDE. TECHNICAL PAPER.
N.J. Kertamus, M.A. Paisley y W.L. Sage. Reunión Nacional de ACS. Agosto 27, 1974.
35. THE GASIFICATION OF COAL.
Harry Perry. Scientific American. Vol. 230, No. 3, Marzo 1974. P. 19.
36. CLEAN ENERGY FROM COAL.
Frank C. Schora.
IGT. 9a Conferencia de IECE. San Francisco. Agosto 26-30, 1974.
37. CONVERSION OF COAL TO GAS BY FIXED-BED PROCESS.
Industrial Heating. Noviembre, 1974. P. 44-49.
38. PROGRESS IN FLUIDIZED-BED METHANATION.
E.K. Kiehl, D.L. Stewart and R.C. Streeter. Sexto Simposio de Gas Entubable Sintético. AGA-OCR-IGA. Chicago, Ill. Oct. 28, 1974.
39. REFRACTORIES AND INSULATION. REFRACTORIES FOR COAL GASIFICATION AND LIQUEFACTION PROCESSES.
Dr. Roy E. Dial. Industrial Heating. Noviembre, 1974. P. 53-60.
40. COAL TECHNOLOGY : KEY TO CLEAN ENERGY.
OCR U.S. Department of the Interior. Reporte Anual 1973-1974.
41. COAL GASIFICATION RESEARCH AT GENERAL ELECTRIC - PAST AND PRESENT.
A.M. Bueche y P.H. Kydd. Sexto Simposio de Gas Entubable Sintético. Chicago, Ill. Octubre 28-30, 1974.
42. GAS-FROM-COAL : AN UPDATE.
Chemical Engineering, Marzo 4, 1974. P. 70-73.
43. THE ECONOMICS OF COAL CONVERSION SYSTEMS.
P. Wellman y S. Katell. U.S. Bureau of Mines. Publicación No. SPE 5097.
44. STATUS OF COAL LIQUEFACTION AND GASIFICATION TECHNOLOGY.
W.R. Epperly. Guilford Center Engineering Symposium. Greensboro, North Carolina. Febrero 20, 1974.

B I B L I O G R A F I A
(continuación)

45. CATALYSIS OF COAL GASIFICATION AT ELEVATED PRESSURE.
W.P. Haynes, S.J. Gasior y A.J. Forney. Bureau of Mines, U.S.
Department of the Interior. Pittsburgh, Pa. 1974.
46. MATERIAL SELECTION... COAL GASIFICATION PILOT PLANT.
K.C. Youngblut. Institute of Gas Technology. 1974.
47. CO₂ ACCEPTOR GASIFICATION PROCESS.
Carl E. Fink. 77a. Reunión Nacional de AIChE. Pittsburgh, Pa.
Junio 3-7, 1974.
48. COAL GASIFICATION POSES DEMANDING MATERIAL REQUIREMENTS.
Materials Engineering. Julio, 1974.
49. CONVERSION OF COAL TO GAS BY THE K-T SUSPENSION PROCESS
Frank Farnsworth J., y D. Michael Mitsak. Industrial Heating.
Noviembre 1974. P. 38-43.
50. CURRENT LIST OF OFFICE OF COAL RESEARCH CONTRACTS.
OCR, Diciembre 20, 1974.
51. THE "NEW" COAL GASIFICATION TECHNOLOGY.
Frank C. Schora, Bernard S. Lee, David J. Tobin. Conferencias
sobre Hidrocarburos Sintéticos en la Reunión Anual de AIME.
Dallas, Tex. Feb. 24-27, 1974.
52. RESULTS FROM HYGAS DEVELOPMENT.
B.S. Lee And F.S. Lau. 77a Reunión Nacional de AIChE. Pittsburgh,
Pa. Junio 2-5, 1974.
53. HYGAS PILOT YIELDS OPERATING DATA.
Bernard S. Lee. IGT. Oil and Gas Journal. Feb. 11, 1974 P. 75,76.
54. A BATTELLE ENERGY PROGRAM REPORT. THE GASIFICATION OF COAL.
L.K. Mudge, G.F. Schiefelbein, C.T. Lee y R. H. Moore. Battelle
Pacific Northwest Lab. Julio 1974.
55. EFFICIENT USE OF FUELS IN THE METALLURGICAL INDUSTRIES.
Artículos de Simposio. Institute of Gas Tehcnology. Chicago, Ill.
Diciembre 9-13, 1974.
56. SHAPING COAL'S FUTURE THROUGH TECHNOLOGY. 1974-1975.
Office of Coal Research, 1975.
57. A SURVEY OF R&D PROJECTS DIRECTED TOWARD THE CONVERSION OF COAL TO
GASEOUS AND LIQUID FUELS.
American Gas Association, Inc. (1974-1975). IGT.
58. PROCESO LURGI
Reporte del Proyecto "Gasificación de Carbones Mexicanos y Otros La
tinoamericanos" patrocinado por la Organización de Estados Americanos.
Dr. Ignacio Alvarez Elcoro. IMIS. Nov. 1975.

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

(continuación)

59. THE LURGI PRESSURE GASIFICATION.
Heinz Miller. (Erdöl & Kohle, Vol. 28, No. 2, Feb. 1975).
60. CONVERSION OF COAL TO HIGH VALUE PRODUCTS.
Paul F.H. Rudolph and Peter K. Herbert. Presentado en el Congreso de Ingeniería Química, Londres. Mayo 14-15, 1975.
61. PROCESO HYGAS.
Reporte No. 3. "Proyecto de Gasificación de Carbones Mexicanos y otros Latinoamericanos", patrocinado por la Organización de Estados Americanos. Dr. Ignacio Alvarez Elcoro. IMIS. Diciembre 1975
62. STATUS OF THE HYGAS PROGRAM
Bernard S. Lee. Séptimo Simposio de Gas Entubable Sintético. Chicago, Illinois. Octubre 27-29, 1975.
63. STATUS OF THE STEAM-IRON PROGRAM.
P.B. Tarman. Séptimo Simposio de Gas Entubable Sintético, IGT. Chicago, Illinois. Octubre 27-29, 1975.
64. GAS PROCESS USES COAL AS FEEDSTOCK.
Iron and Steel Engineer, Febrero de 1975.
65. ECONOMICAL LOW BTU INDUSTRIAL FUEL GAS PROCESS.
Wilputte Co., Full Dimension Services. Enero de 1975.
66. NUEVAS TECNICAS PARA EL USO DE CARBON
Industrial World en Español, Sept. 1975. Pags. 30, 31, 46.
67. OIL AND GAS FROM COAL
Neal P. Cochran, Scientific American, V. 234, No. 5, May 1976.
68. SOME ASPECTS OF COAL RESEARCH.
Chem. Tech. Mayo 1972. George R. Hill.
69. OIL AND GAS JOURNAL.
The Lurgi Process Route Makes SNG from Coal. Enero 22 de 1973.
Paul F. Rudolph.
70. OIL AND GAS JOURNAL
SNG Special Report. Junio 25 de 1973.
71. OIL AND GAS JOURNAL.
SNG Process Passes Pilot-Plant Test. Abril 9 de 1973.
72. CHEMICAL ENGINEERING.
Substitute National Gas : Processes, Equipment, Costs. Sydney A. Biesler y John D. Fieland. Octubre 16, 1972.
73. PEMEX Y LA CRISIS DE ENERGETICOS.
XI Convención Anual de la Asoc. Nal. de Ingenieros Petroleros. Francisco Mondragón Mejía.

Las personas interesadas podrán consultar las siguientes publicaciones del United States Bureau of Mines sobre gasificación de carbones y temas relacionados :

Report of Investigation (RI)

4164	4957	5666	5911	6126	7618
4171	4971	5673	5913	6147	7644
4584	4997	5704	5956	6363	7793
4733	5030	5719	5996	6364	7796
4738	5038	5803	6000	6424	7965
4775	5046	5808	6027	6605	8612
4808	5161	5824	6035	6721	
4865	5367	5830	6042	7209	
4926	5420	5843	6085	7284	
4940	5605	5908	6117	7408	

O.P.

231	117-66	157-71
518	63-67	179-71
623	113-67	17-72
631	14-68	69-72
86-66	36-68	

O.F.R.

11-72	165-72
17-72	30-73
139-72	160-73
145-72	

Inf. Circ.

229	7417	8049	8309
3193	7430	8054	8526
3603	7518	8069	8551
6992	7565	8098	
7190	7647	8119	
7241	7825	8165	
7322	7920	8193	
7352	7965	8234	
7367	7970	8237	
7415	8008	8275	

Bull.

415	614
498	622
581	631
598	

TPR

24	49	77
----	----	----

T.P.

613	666	698
654	687	