



Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA

EVALUACION DE LAS TECNOLOGIAS
PARA LA PRODUCCION DE SNG Y
SU APLICACION EN MEXICO

161

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A N

Jorge Heras Acevedo

Enrique S. López Albarrán

José René Martínez Rodríguez

MEXICO, D. F.

1975



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas

Tesis Digitales

Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©

PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

CLAS. Tesis
ADQ. 1975
FECHA
PROC. M.T. 158



QUÍMICA

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA

PRESIDENTE : ALEJANDRO ANAYA DURAND
SECRETARIO : RUDI-PRIMO STIVALET CORRAL
VOCAL : GUILLERMO CARSOLIO PACHECO
SUPLENTE : MAYO MARTINEZ KAHN
SUPLENTE : MARIO RAMIREZ Y OTERO

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA: MEXICO, D.F.

SUSTENTANTES :

HERAS ACEVEDO JORGE

LOPEZ ALBARRAN ENRIQUE

MARTINEZ RODRIGUEZ JOSE RENE

ASESOR DEL TEMA :

RUDI-PRIMO STIVALET CORRAL

A handwritten signature in dark ink, appearing to read 'Stivalet', is written over a horizontal line. The signature is stylized with a large, sweeping initial 'S'.

A NUESTROS PADRES

SERES QUERIDOS

Y AMIGOS

I N D I C E

	Pág.
I. INTRODUCCION	
Objetivo	1
Alcance	3
Importancia	3
II. GAS NATURAL	
Historia	5
Definición	7
Estado Natural	7
Origen y Acumulación del Petróleo y Gas Natural	11
Proceso de Separación del Gas Natural y del Petróleo	14
Propiedades del Gas Natural e Hidrocarburos volátiles	15
Usos	60
III. GAS NATURAL SINTETICO	
Historia	62
Método de Obtención	71
Propiedades Químicas y Físicas	75
Ventajas del SNG en el empleo como energético	75
IV. ESTUDIO DE MERCADO	
Generalidades	77
La Demanda	82

	Pág.
La Oferta	101
Panorama Nacional	105
Materias Primas	110
Localización de la Planta	119
 V. PROCESOS PARA OBTENER GAS NATURAL SINTETICO A PARTIR DEL CARBON.	
Proceso Lurgi	123
Proceso Koppers-Totzek	131
Proceso Winkler	133
Proceso CGS (Aceptador de CO ₂)	135
Proceso Hygas	139
Proceso Bi-Gas	145
Proceso Synthane	146
Proceso M.W. Kellog Co. o Sal Fundida	149
Proceso Atgas	151
Proceso Union-Carbide-Batelle	156
Proceso Hydrane	158
Proceso U-Gas	160
Proceso Westinghouse	161
Proceso Wellman-Galusha	163
Elección de la Tecnología más apropiada para México	170

	Pág.
VI. BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA	
Introducción	171
Sección 100 (Gasificador)	171
Sección 200 (Conversión)	184
Sección 300 (Lavado Rectisol)	192
Sección 400 (Metanación)	198
VII. CONSIDERACIONES ECONOMICAS	211
VIII. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	219
BIBLIOGRAFIA	221

EVALUACION DE LAS TECNOLOGIAS PARA LA PRODUCCION
DE SNG Y SU APLICACION EN MEXICO

C A P I T U L O I

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

A) OBJETIVO

La sociedad industrial que hace suya la tecnología y la ciencia se organiza para el cada vez más efectivo dominio de la naturaleza, para la cada vez más efectiva utilización sobre sus recursos. Pero en medio de ese dominio se encontró con el hecho de que algún día sus recursos, sobre todo los no renovables se terminarían, obligandola a avanzar más en la tecnología buscando sustitutos, caso específico el de los energéticos.

La actual escasez mundial de los combustibles es propiciada por los mismos países productores de hidrocarburos, principalmente los de medio oriente y Venezuela, que se han agrupado en un poderoso bloque; la organización de países exportadores de petróleo (OPEP), para conseguir un pago más justo y una mayor distribución de las riquezas en las utilidades obtenidas por los grandes consorcios petroleros que durante mucho tiempo se caracterizaron por su política de explotación intensiva y en ocasiones irracional de los grandes yacimientos, ésta escasez de energéticos ha tenido graves repercusiones en la economía de los grandes consumidores de petróleo crudo.

Para resolver esta crisis, los países consumidores han impulsado la investigación sobre el aprovechamiento de los recursos renovables, entre ellos la energía solar, la eólica, la nuclear y la maremotriz. Sin

embargo, se estima que no será sino hasta el siglo XXI cuando se logren - avances significativos y prácticos que puedan aliviar la enorme presión - que actualmente recae sobre los combustibles fósiles.

También se esta dando un gran impulso al uso mayor de la ener-- gía geotérmica y a la introducción de reactores nucleares como fuente de suministro de energéticos. Los investigadores estiman que con los reactores denominados " breeders " (generadores de energía nuclear utilizando como materia prima uranio), actualmente en vías de experimentación, podrán a principios del siglo XXI resolver el problema de los energéticos - del hombre.

Una de las opciones más prometedoras y que probablemente aporta rá una gran cantidad de combustible para el periodo de 1985-2000 es la ga sificación del carbón para obtener sustituto de gas natural, gas natural-sintético ó SNG.

Actualmente, ya se tienen tecnologías para la producción de gas natural sintético, algunas de las cuales ya han sido probadas a escala in dustrial, el propósito de este trabajo es presentar y analizar los aspectos técnicos y económicos que han de considerarse para que en México se - monte una planta productora de SNG, con ello, no pretendemos montar una - planta de este tipo inmediatamente, ya que resultaría un fracaso económico, debido a que el gas natural existe y es más barato actualmente, sino empezar a estudiar algo que va a suceder en el futuro y que probablemente culmine con la instalación de una planta de SNG en México.

B) ALCANCE

En el desarrollo de la tesis, pretendemos hacer un estudio detallado de las diferentes tecnologías desarrolladas hasta la fecha, para la producción de SNG.

Para ello, tomaremos en cuenta factores como son: Posibles consumos en México, materias primas disponibles y en general, evaluar ventajas y desventajas de cada proceso.

Una vez elegida la tecnología más adecuada, buscaremos darle una capacidad y una localización a la planta de acuerdo a los recursos y necesidades nacionales.

Finalmente desarrollaremos, sobre la tecnología elegida, la ingeniería básica preliminar, para en base de ello hacer un breve estudio económico y poder obtener conclusiones.

C) IMPORTANCIA

Ante la evidencia de la escasez de energéticos derivados del petróleo y la necesidad imperiosa de los mismos, se ha hecho importante el desarrollo de nuevos métodos de obtención de combustibles de alto poder calorífico, aprovechando los recursos existentes.

Los estudios se han desarrollado aceleradamente y ya existen tecnologías probadas a nivel industrial para la producción de combustibles como el SNG.

La importancia de la tesis radica en iniciar estudios de adapta

ción de esas tecnologías a las condiciones en México, el cual en un futuro, también se verá afectado por la falta de energéticos.

C A P I T U L O I I

G A S N A T U R A L

A) HISTORIA

Las primeras manifestaciones del gas natural que se tienen son las de los llamados " fuegos eternos ", en el medio oriente, aproximadamente 3000 años A. C. y en el cáucaso en el séptimo siglo antes de nuestra era.

En el siglo VII de nuestra era, ya se explotaban los pozos de gas natural en Japón. En el siglo XVII, los pozos de gas que alcanzaban hasta 328 ft. de profundidad, eran perforados por un obrero que descendía en la punta de una cuerda y era sostenido en la boca del pozo. No fue sino hasta principios del siglo XIX cuando los métodos de perforación se perfeccionaron bajo la influencia de los chinos, los cuales, fueron los más grandes perforadores antes de los métodos modernos.

Varios siglos antes de cristo habían logrado perfeccionar métodos de perforación para obtener sal, muchas veces en estas perforaciones habían logrado encontrar gas natural, el cual era captado en la boca del pozo por varas de bambú y el gas era usado para alimentar las calderas de las salinas, aseguraba también la iluminación de calles, plazas, y el excedente se quemaba al aire libre.

En Europa las emanaciones de gas natural eran conocidas como " Fuentes de Fuego " ó " Fuentes Ardientes ", las cuales intrigaron verdaderamente a nuestros ancestros, pero en Europa nunca se llegó a la ex-

plotación real del gas natural en la Edad Media.

La industria del gas de hulla nació en Europa a fines del siglo XVIII y debía asegurar practicamente solo la iluminación de las ciudades.

Al mismo tiempo la industria del gas natural nacía y se desarrollaba en los Estados Unidos, La primera explotación fué hecha en 1821 en Fredonia, Nueva York. En dicha zona se usó para la iluminación de las calles.

En 1840 el gas natural se usaba en el Oeste de Pensylvania para extraer por evaporación, como en China, la sal contenida en aguas saladas.

En 1865 el gas natural fué usado para producir negro de carbón.

En 1870 una sociedad hace construir el primer gasoducto, el --- cual tenía una longitud aproximada de 25 millas y sirvió para alimentar - gas a Rochester, Nueva York, este gasoducto fué hecho usando madera de pino y tenía un diametro de 0.65 ft.

En 1872 se construyó otro gasoducto de 6.5 millas construido -- con tubos de fierro y fué construido entre Titusville y Newton en Pensilvania y servía para alimentar a particulares, los usos del gas natural se multiplican y en 1873 en Ohio se usa como combustible por primera vez, en la industria de la cerámica.

En 1874 se usó en la industria del hierro y del acero en Pittsburgh, durante este periodo se perforan muchos pozos para encontrar petróleo en Pensilvania, Nueva York, Ohio, Virginia Occidental, Indiana y al -

mismo tiempo se descubren importantes yacimientos de gas natural que sirve para alimentar hogares y fabricas de esas regiones y ciudades.

En los años de 1920 a 1930 se instalarón algunas tuberías de 22- a 24 pulgadas de diametro y operando a una presión de 400 a 600 psia, con el fin de llevar gas a areas industriales lejanas de la fuente productora del gas.

La mayor expansión tuvo lugar inmediatamente despues de la Segunda guerra Mundial, cuando varias grandes lineas se construyeron; el diámetro de las tuberías de dichas líneas llegó a 30 pulgadas y a una presión operable de 1000 psia.

Una combinación de factores como lo fueron, el bajo precio para este tipo de combustibles y el que se tenía de un aumento gradual de los otros tipos de combustibles y además con las buenas ganancias obtenidas -- por los iniciadores de la explotación del gas natural, contribuyeron entre sí para el desarrollo de esta nueva industria.

B) DEFINICION

El gas natural es un compuesto, el cual esta integrado principalmente por Metano (CH_4), con menores cantidades de Etano (C_2H_6), Propano (C_3H_8) y Butano (C_4H_{10}) y además de no hidrocarburos como Nitrogeno, Acido Sulfihídrico, Bioxido de Carbono, Helio y Vapor de Agua principalmente.

C) ESTADO NATURAL

El gas natural se puede encontrar como gas a presión en rocas po-

rosas bajo la superficie de la tierra, a menudo también se encuentran con petróleo crudo ó condensados en forma de solución y pueden describirse en terminos generales como la parte volátil del petróleo.

El petróleo y el gas son menos densos que el agua, por lo que generalmente se encuentran sobre ella y se presentan sobre cápsulas de rocas porosas ó trampas. Estas trampas pueden ser formadas por diferentes procesos geológicos, movimientos de la tierra, erosión y procesos de sedimentación que han creado estructuras favorables para la acumulación de petróleo y de gas.

El anticlinal es una estructura causada por una elevación de roca; fluidos que alcanzan el domo son retenidos por una cápsula de roca. - Figura II-1.

Una roca porosa atravesada por una falla a menudo se sella por lo que se forma una trampa en uno ó ambos lados de la falla. Figura II-2.

Una superficie sumergida puede ser truncada por erosión quedando una cápsula de roca como se muestra en la Figura II-3.

Así mismo el traslape sobre la base de la roca emergida puede ser sellada, Figura II-4.

En tales casos el granito pudo haber sido erosionado primero por acción sedimentaria y el petróleo pudo haberse encontrado en la roca sedimentaria ó en el granito erosionado.

Una trampa estratigráfica se presenta en un solo estrato sin -

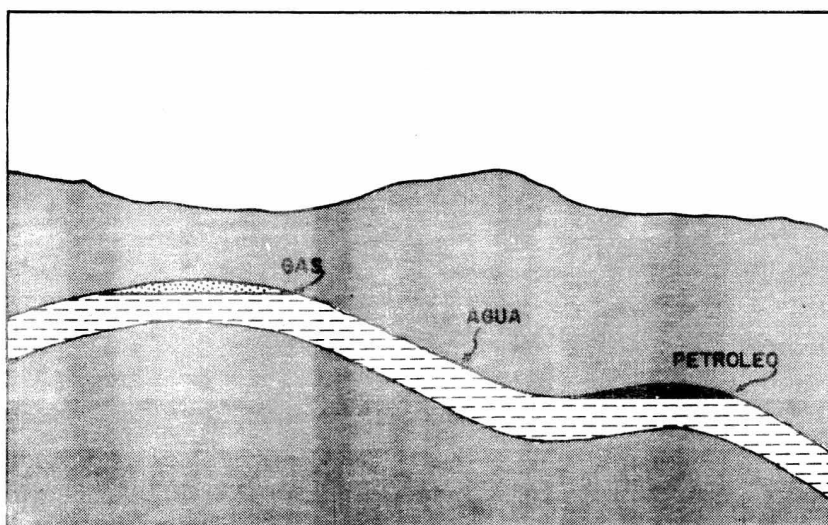


FIG.-II-1 ANTICLINAL

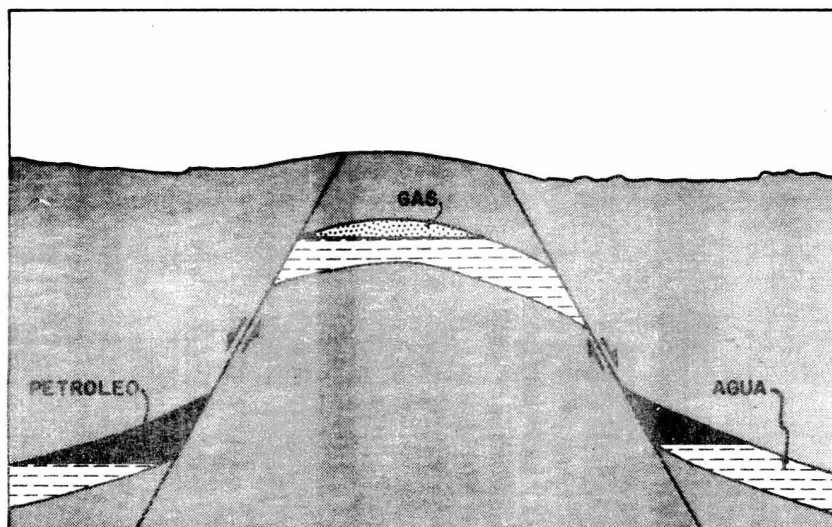


FIG.-II-2 TRAMPAS POR FALLAS

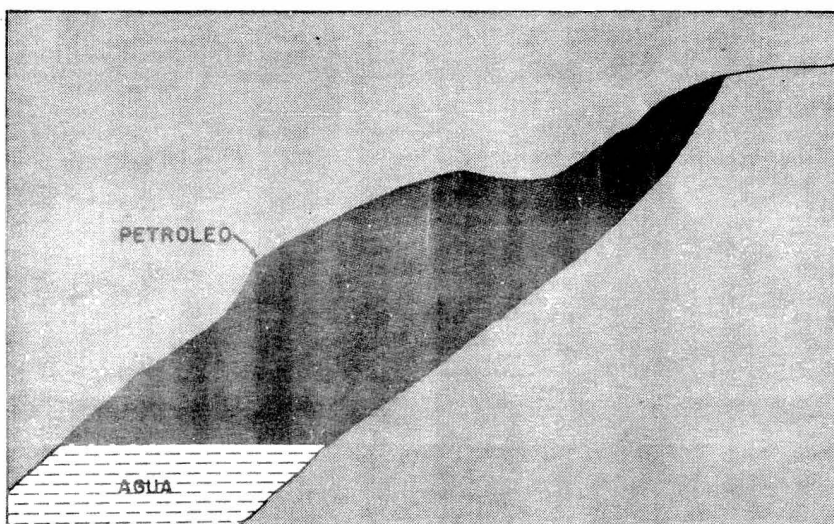


FIG.-II-3 TRAMPAS TRUNCADAS

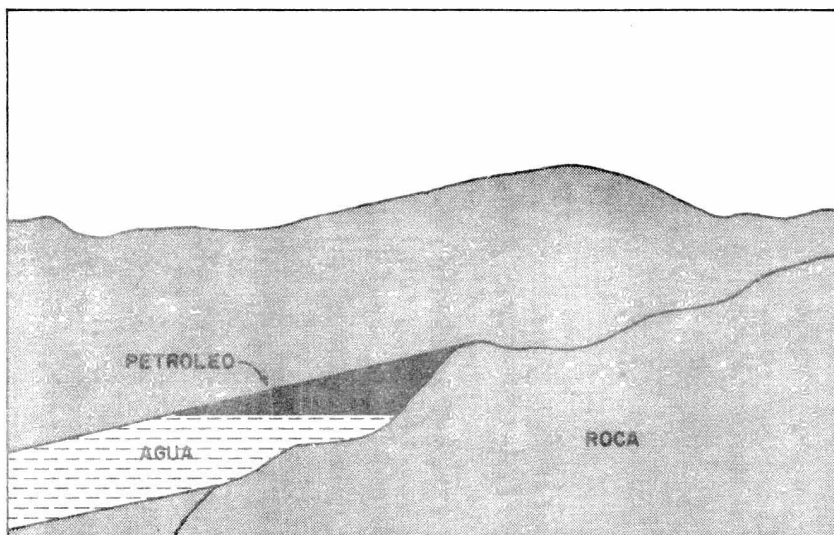


FIG.-II-4 TRAMPAS POR TRANSLAPE

otra estructura, cuando la porosidad y la permeabilidad se reducen en una parte y son suficientemente altas en otra parte para poder permitir la — acumulación de aceite y gas, Figura II-5. La arena a menudo reduce la porosidad y la permeabilidad en presencia de la pizarra.

En el domo de una porción de sal pueden existir reservas de petróleo como lo podemos ver en la Figura II-6. Muchas otras estructuras — complejas pueden formarse por otras fallas. Figura II-7.

ORIGEN Y ACUMULACION DEL PETROLEO Y GAS NATURAL.

Existen muchos libros y artículos sobre la geología del petróleo y del gas natural que dan teorías sobre su origen, sin embargo, aún — no existe una teoría completamente satisfactoria sobre su formación, la — más aceptada, es la que dice que el petróleo se formó a partir de aceites y grasas depositadas anaerobicamente y a no muy alta temperatura en antiguos sedimentos marinos.

El origen de los aceites grasos no se conoce de una manera concreta, pero éstos compuestos están extensamente distribuidos en cantidades importantes en la fauna y la flora marina.

El mecanismo de la formación del petróleo y del gas natural es complicado, pues debe explicarse su composición química compleja con las limitaciones evidentes de todos los datos geológicos conocidos. Las diversas teorías formuladas se basan en los siguientes fenómenos, Descomposición de los aceites grasos bajo presión, acción de los rayos alfa sobre — el metano u otros productos orgánicos, descomposición bacteriológica de —

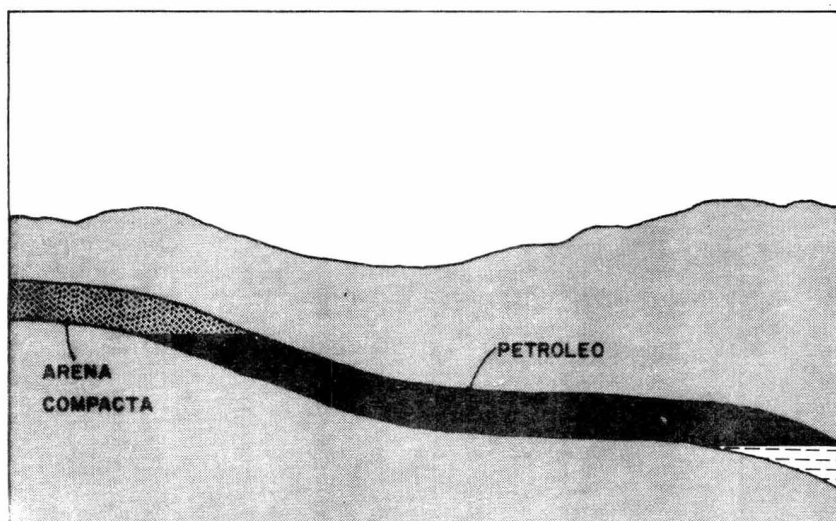


FIG.-II-5 TRAMPAS FORMADAS POR ARENA COMPACTA

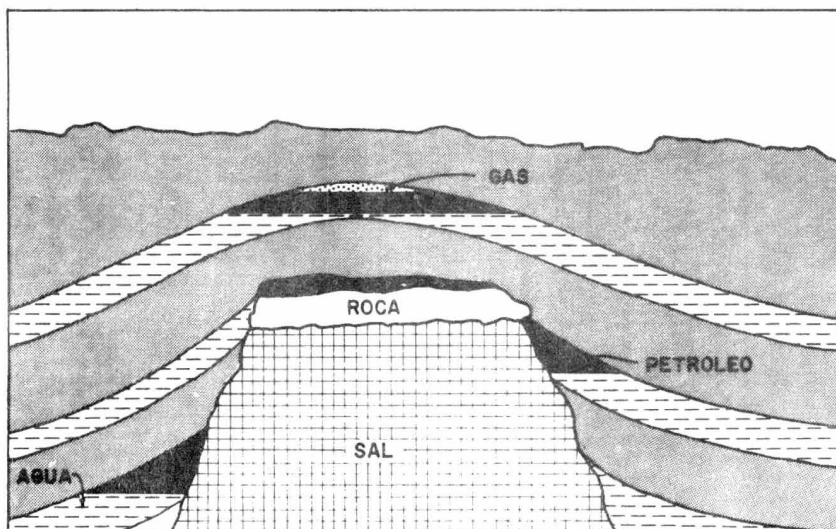


FIG.-II-6 RESERVAS EN EL DOMO DE SAL

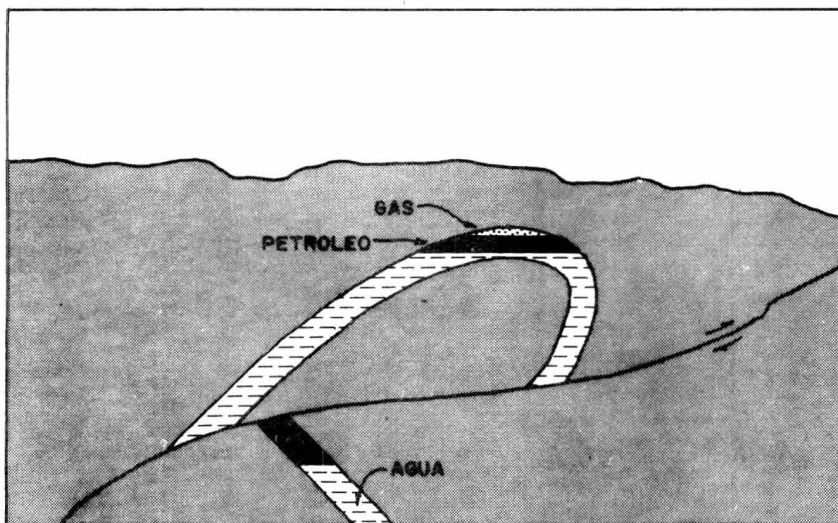


FIG.-II-7 ANTICLINAL QUEBRADO EN TRAMPAS POR FALLAS

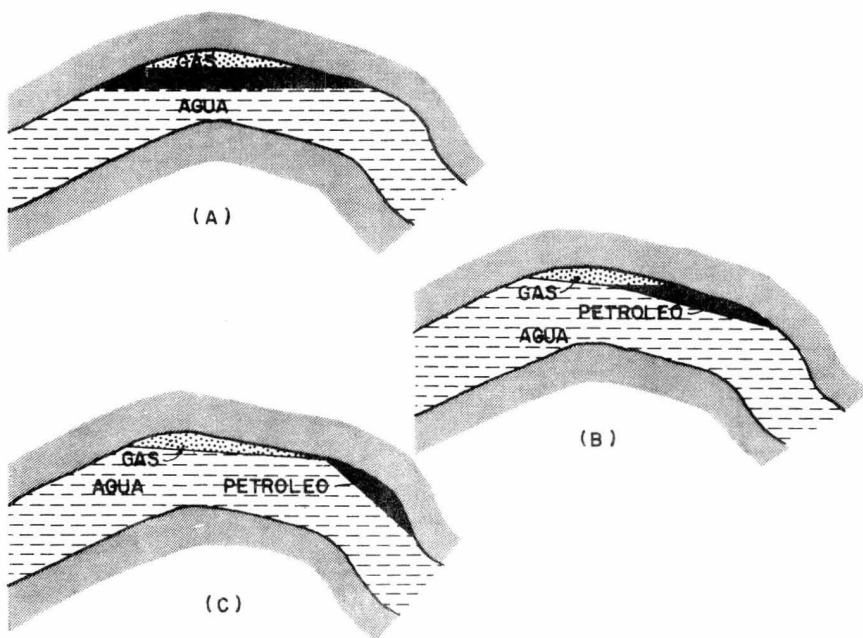


FIG.-II-8 TIPOS DE ACUMULACION HIDRODINAMICAS DE GAS Y PETROLEO

los detritus orgánicos depositados en los sedimentos marinos y acción catalítica de algunos minerales sobre betunes pesados en los estratos sedimentarios, sin embargo, ninguna de estas teorías pueden explicar la totalidad de las características físicas y químicas del petróleo y del gas natural.

Aunque existen teorías que consideran orígenes distintos para el gas natural y el petróleo, sin embargo, un examen de los gases disueltos en el petróleo crudo así como en hidrocarburos líquidos más pesados encontrados en campos productores de gas, son prueba suficiente para considerar al petróleo y al gas natural miembros de la misma familia, teniendo el mismo origen. La migración de petróleo y gas a las trampas creadas por estructura ó porosidad es relativamente fácil de imaginar. El petróleo una vez generado puede subir debido a su densidad a una barrera que puede ser una sección de poca permeabilidad donde queda atrapado.

Hubbert describe de una manera sencilla y acertada, la forma en que se acumula el petróleo y el gas bajo condiciones hidrodinámicas.

El agua es el vehículo por medio del cual el petróleo y el gas son conducidos del lugar donde se generan a las trampas. Además Hubbert muestra, Figura II-8, como es posible encontrar gas y petróleo por separado.

PROCESO DE SEPARACION DEL GAS NATURAL Y DEL PETROLEO.

En los primeros días de la industria del petróleo, el gas natural y el petróleo se consideraban sustancias diferentes. Este concepto -

surgió como consecuencia de que los pozos poco profundos producían gas natural ó petróleo; conforme aumentó la profundidad de los pozos generalmente se encontró que el gas natural acompañaba al petróleo y a los hidrocarburos líquidos.

La Figura II-9 muestra las condiciones típicas de los pozos poco profundos, donde la producción de petróleo y de gas natural eran operaciones distintas.

Después de 1925 las profundidades de los pozos alcanzaban 4000-ft ó más y la presión de esas reservas alcanzó 1800 psia ó más, a esta -- presión, suficiente gas natural se encontraba disuelto en el petróleo detal manera que era necesario colocar separadores de petróleo - gas en la cabeza del pozo donde era necesario conservar líquidos volátiles en el petróleo, Figura II-10.

Por esta época también se observó que los pozos profundos productores de gas natural producían una " Agua Blanca ". Este condensado ó nafta, fue aceptado como condensado de la fase gaseosa, empezando a utilizarse el termino de condensación retrograda. Figura II-11.

PROPIEDADES DEL GAS NATURAL E HIDROCARBUROS VOLATILES.

El comportamiento del gas natural deberá tratarse como una mezcla de hidrocarburos y no hidrocarburos; ésto hace que debamos tener un conocimiento profundo de las propiedades de él para su manejo adecuado.

Las propiedades del gas natural que son de mayor interés para -

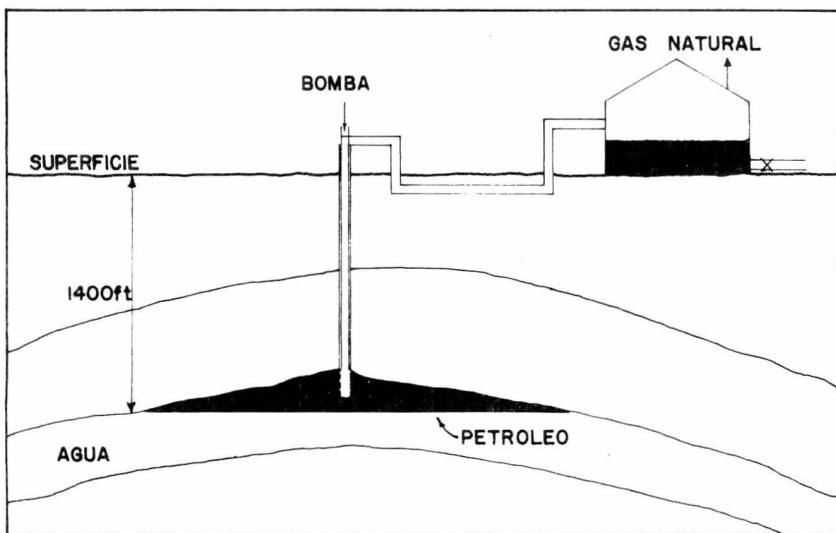
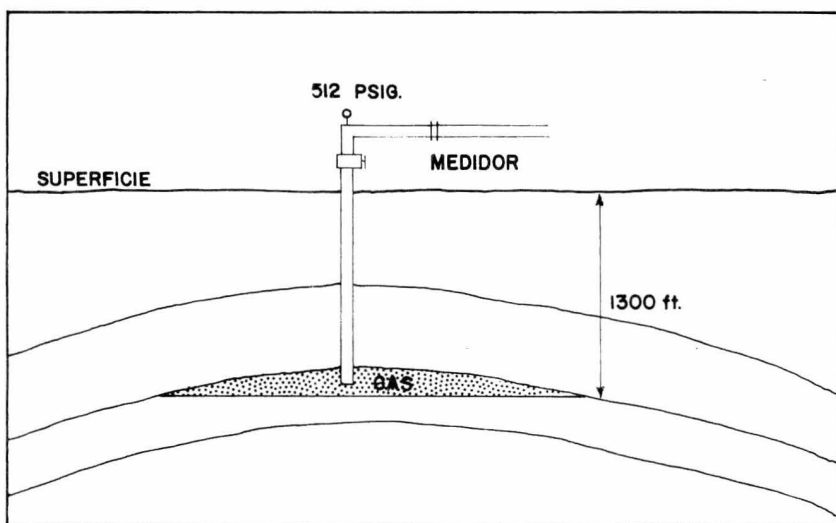
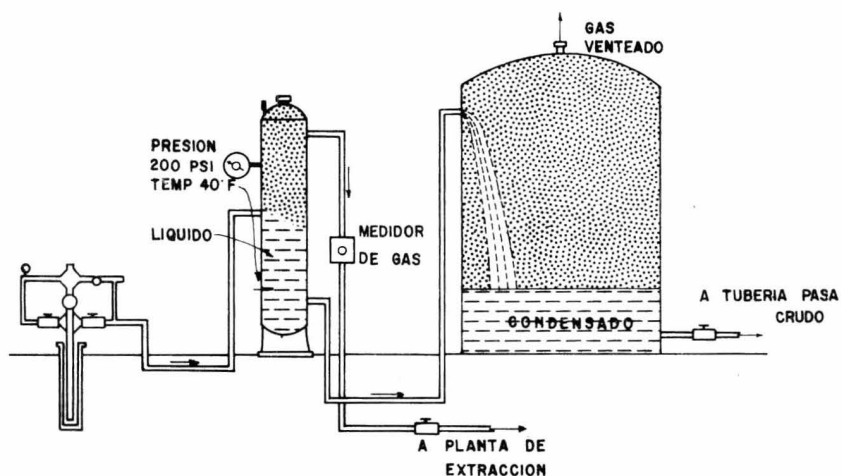


FIG.-II-9 POZOS POCO PROFUNDOS PRODUCTORES DE GAS NATURAL Y PETROLEO



PORCENTAJES MOLECULARES DE LAS CORRIENTES				
COMPONENTE	CORRIENTE ORIGINAL	GAS SEPA- RADO	GAS VEN- TEADO	LIQ. ALMA- CENADO
METANO	30.3	75.69	15.31	0.05
ETANO	13.1	17.76	35.54	1.35
PROPANO	9.4	5.19	30.67	5.03
I - BUTANO	1.8	0.27	4.15	2.15
N BUTANO	4.9	0.82	8.75	6.72
PENTANO	4.5	0.27	3.81	8.07
HEXANO	36.0	0.00	1.77	76.63
TOTALES	100.0	100.0	100.0	100.0

FIG.-II-10 PROCESO DE SEPARACION EN UN POZO PRODUCTOR DE PETROLEO CRUDO CON GAS NATURAL DISUELTO

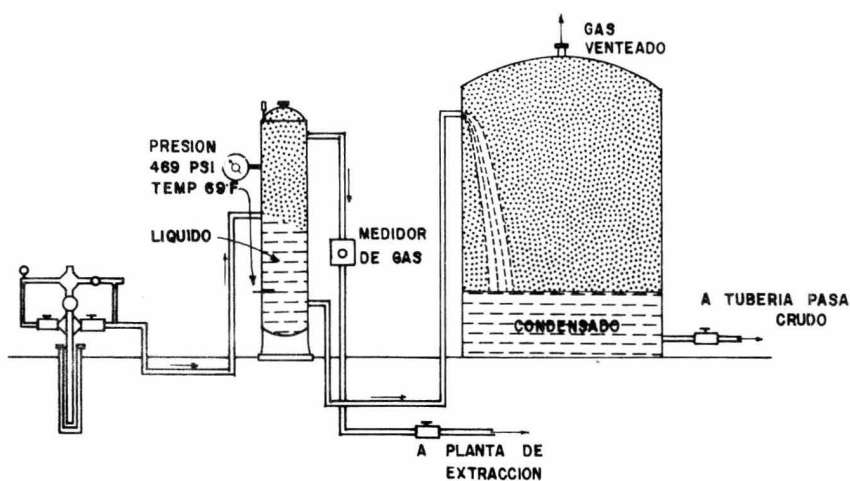


FIG.-II-II SEPARACION PARA UN POZO DE CONDENSADOS

PORCENTAJES MOLECULARES DE LAS CORRIENTES.				
COMPONENTE	CORRIENTE ORIGINAL	GAS SEPARADO	GAS VENTADO	LIQ. ALMACENADO
Metano	74.4	84.8	18.9	33.4
Etano	8.3	7.9	11.0	18.2
Propano	4.7	4.2	8.0	22.4
I- Butano	0.9	0.5	3.0	5.6
N- Butano	1.9	1.1	6.9	10.5
Pentano	1.4	0.3	7.3	5.7
Hexano	7.7	0.3	44.9	3.0
Dioxido de C	0.7	0.8	--	1.2
TOTALES	100.0	100.0	100.0	100.0

tratamientos de ingeniería son las siguientes:

- a.- Coeficientes de Difusión.
- b.- Factores de Compresibilidad.
- c.- Densidad.
- d.- Factores Termodinámicos como:
 - 1.- Capacidad Calorífica.
 - 2.- Calor Latente.
 - 3.- Entalpía de Mezclas.
- e.- Poder Calorífico.
- f.- Propiedades Críticas.
- g.- Límites de inflamabilidad.
- h.- Viscosidad.
- i.- Conductividad Térmica.

Las composiciones promedio del gas natural mexicano se encuentran en la Tabla II-1.

Las constantes físicas de los hidrocarburos constituyentes puros del gas natural estan dados en la Tabla II-2.

Para las predicciones de las relaciones PVT del gas natural - se pueden aplicar diferentes ecuaciones, entre ellas tenemos:

La ley de los gases ideales representada por la ecuación:

$$PV = n RT \quad (2 - 1)$$

donde:

P.- Presión del gas.

T A B L A I I - 1

COMPOSICIONES PROMEDIO DEL GAS NATURAL MEXICANO

Z O N A	S U R % MOL	N O R T E % MOL	P O Z A R I C A % MOL
BIOXIDO DE CARBONO	0.1	0.02	---
NITROGENO	0.07	0.17	---
METANO	92.80	95.65	92.70
ETANO	5.50	3.92	6.83
PROPANO	1.52	0.27	0.47
ISOBUTANO Y PESADOS	0.02	0.01	---
AZUFRE	5.15	---	5.15
PODER CALORIFICO			
NETO KCAL / M ³ A 20°C	8.900	8.930	8.900

G A S L . P .

M E Z C L A T I P I C A :

B U T A N O 80 %

P R O P A N O 20 %

T O T A L 100 %

No	Com	Gravidad específica	Densidad			Coeficiente de densidad	Factor Acentrí-	Factor de compresibilidad	Densidad base en			Calor específico		No
			lb/gal (en vacío)	lb/gal (en aire)	Gal / lb a 60°				Gravidad específica	ft ³ gas / lb	ft ³ / lb líquido	gas ideal	líquido	
1	Metil	0.355	2.5	2.5	6.4	—	0.0104	0.981	0.5539	23.65	59	0.5266	—	1
2	Etil	0.357	2.51	2.52	10.12	—	0.0152	0.986	1.0382	12.62	27.5	0.4097	0.8256	2
3	Prop	0.384	4.233	4.233	10.42	0.00152	0.1524	0.9820	1.5225	8.608	36.42	0.3681	0.5920	3
4	n-B	0.487	4.873	4.873	11.93	0.00117	0.2010	0.9667	2.0068	6.529	31.81	0.3867	0.5636	4
5	Isob	0.485	4.855	4.855	12.38	0.00119	0.1848	0.9696	2.0068	6.529	30.65	0.3872	0.5695	5
6	n-P	0.510	5.251	5.251	13.71	0.00087	0.2539	0.9549	2.4911	5.260	27.67	0.3883	0.5441	6
7	Isop	0.508	5.208	5.199	13.85	0.00090	0.2223	0.9544	2.4911	5.260	27.39	0.3827	0.5353	7
8	Neop	0.505	4.975	4.965	14.50	0.00104	0.1969	0.9510	2.4911	5.260	26.17	0.3866	0.554	8
9	n-H	0.540	5.535	5.525	15.57	0.00075	0.3007	—	2.9753	4.404	24.38	0.3864	0.5332	9
10	2-M	0.537	5.485	5.475	15.71	0.00078	0.2825	—	2.9753	4.404	24.15	0.3872	0.5264	10
11	3-M	0.569	5.577	5.568	15.45	0.00075	0.2741	—	2.9753	4.404	24.56	0.3815	0.507	11
12	Neoh	0.543	5.443	5.443	15.81	0.00078	0.2369	—	2.9753	4.404	24.01	0.3809	0.5165	12
13	2-E	0.555	5.555	5.546	15.51	0.00075	0.2495	—	2.9753	4.404	24.47	0.378	0.5127	13
14	n-H	0.682	7.738	7.728	17.46	0.00069	0.3498	—	3.4596	3.787	21.73	0.3875	0.5293	14
15	2-M	0.680	7.684	7.685	17.60	0.00068	0.3236	—	3.4596	3.787	21.57	0.3901	0.5223	15
16	3-M	0.6917	7.677	7.577	17.38	0.00069	0.3257	—	3.4596	3.787	21.84	0.3901	0.511	16
17	3-E	0.7028	7.859	7.850	17.10	0.00070	0.3095	—	3.4596	3.787	22.19	0.3901	0.5145	17
18	2-E	0.732	8.654	8.645	17.72	0.00072	0.2998	—	3.4596	3.787	21.41	0.395	0.5171	18
19	2-E	0.6773	5.647	5.637	17.75	0.00072	0.3048	—	3.4596	3.787	21.39	0.3906	0.5247	19
20	2-E	0.6976	5.816	5.805	17.23	0.00065	0.2840	—	3.4596	3.787	22.03	0.395	0.502	20
21	3-E	0.6946	5.791	5.782	17.30	0.00059	0.2568	—	3.4596	3.787	21.93	0.3812	0.4995	21
22	1-P	0.7283	5.893	5.883	19.39	0.00062	0.4018	—	3.9439	3.322	19.58	0.3876	0.5239	22
23	n-O	0.6919	5.819	5.810	19.63	0.00065	0.3596	—	3.9439	3.322	19.33	0.3731	0.5114	23
24	Diox	0.692	5.824	5.795	19.68	0.00065	0.3041	—	3.9439	3.322	19.28	0.3758	0.4892	24
25	Isop	0.727	6.017	6.008	21.32	0.00063	0.4355	—	4.4282	2.959	17.80	0.3840	0.5228	25
26	n-N	0.732	6.121	6.112	23.24	0.00055	0.4885	—	4.9125	2.667	16.33	0.3835	0.5208	26
27	n-D	0.7504	6.255	6.247	21.21	0.00070	0.1955	0.9557	2.4215	5.411	33.85	0.2712	0.4216	27
28	Cycl	0.7536	6.283	6.274	13.40	0.00071	0.2306	—	2.9057	4.509	28.33	0.3010	0.4207	28
29	Metil	0.7834	6.531	6.522	12.89	0.00068	0.2133	—	2.9057	4.509	29.45	0.2900	0.4332	29
30	Cycl	0.7740	6.453	6.444	15.22	0.00063	0.2567	—	3.3900	3.855	24.94	0.3170	0.4397	30
31	Etil	0.822	4.252	4.243	9.67	0.00189	0.0968	0.9938	0.9866	13.53	—	0.3622	—	31
32	Prop	0.8013	5.013	5.003	11.19	0.00164	0.1405	0.9844	1.4529	9.018	39.23	0.3541	0.585	32
33	1-B	0.8273	5.288	5.219	10.73	0.00098	0.1906	0.9704	1.9372	6.764	33.91	0.3548	0.535	33
34	Cis-	0.800	5.058	5.076	11.03	0.00107	0.1953	0.9661	1.9372	6.764	35.36	0.3269	0.5271	34
35	Trans	0.800	5.026	4.995	11.21	0.00120	0.2220	0.9662	1.9372	6.764	34.40	0.3654	0.5351	35
36	Isob	0.807	5.353	5.374	13.03	0.00089	0.1951	0.9539	1.9372	6.764	33.66	0.3701	0.547	36
37	1-P	0.858	5.354	5.406	9.86	0.00089	0.2925	0.9550	2.4215	5.411	29.13	0.3635	0.5196	37
38	1,2-	0.827	5.225	5.220	10.36	0.00113	0.2485	0.9691	1.8676	7.016	38.49	0.3458	0.5438	38
39	1,3-	0.824	5.220	5.211	11.21	0.00086	0.2323	0.9651	1.8676	7.016	36.69	0.3412	0.5079	39
40	Isop	0.815	5.20	5.171	11.21	0.00086	0.2323	0.9621	2.3519	5.571	31.67	0.357	0.5192	40
41	Acer	0.844	7.373	7.355	10.59	0.00266	0.2125	0.9291(15)	0.8900	14.57	—	0.3966	—	41
42	Ben.	0.8718	7.28	7.280	12.88	0.00250	0.2596	0.9031(15)	2.6969	4.858	35.82	0.2429	0.4098	42
43	Tolu	0.8718	7.28	7.259	14.61	0.00254	0.3169	—	3.1812	4.119	29.94	0.2598	0.4012	43
44	Etil	0.848	7.377	7.367	14.39	0.00355	0.3023	—	3.6655	3.574	26.37	0.2914	0.4218	44
45	o-X	0.857	7.243	7.234	14.66	0.00354	0.3278	—	3.6655	3.574	25.89	0.2782	0.4245	45
46	m-X	0.857	7.218	7.209	14.71	0.00354	0.3138	—	3.6655	3.574	25.80	0.2769	0.4083	46
47	p-X	0.8110	7.595	7.585	13.71	0.00357	—	—	3.5959	3.644	27.67	0.2711	0.4122	47
48	Styr	0.853	7.223	7.214	16.65	0.00354	0.2362	—	4.1498	3.157	22.80	0.2917	0.4141	48
49	Isop	0.7963	6.64	6.63	4.83	—	—	—	1.1063	11.84	78.6	0.3231(74)	0.594(7)	49
50	Metil	0.7943	6.62	6.61	6.96	—	—	—	1.5906	8.237	54.5	0.3223(74)	0.562(7)	50
51	Etil	0.801(13)	6.68	6.67	4.19	—	0.041	0.9995(15)	0.9871	13.55	—	0.2484(13)	—	51
52	Curk	0.827(16)	6.39	6.38	6.38	—	0.225	0.9943(15)	1.5195	8.623	59.5	0.1991(13)	—	52
53	Carb	0.797(15)	6.59	6.58	5.17	—	0.100	0.9903(15)	1.1765	11.14	73.3	0.2384(6)	—	53
54	Sulf	1.297(14)	11.65	11.64	5.50	—	0.246	—	2.2117	5.924	69.0	0.1457(7)	0.325(7)	54
55	Amm	0.612(13)	5.15	5.14	3.31	—	0.255	—	0.5890	22.28	114.7	0.5002(10)	1.114(7)	55
56	Acir	0.656(13)	7.14	7.13	4.06	—	—	0.9996(15)	1.0000	13.10	—	0.2400(9)	—	56
57	Hydr	0.07(13)	—	—	—	—	0.000	1.0006(15)	0.5995	188.2	—	3.428(13)	—	57
58	Oxyg	1.14(13)	9.50	9.49	3.37	—	0.0213	—	1.1648	11.86	—	0.2188(13)	—	58
59	Nitro	0.83(13)	6.74	6.73	4.16	—	0.040	0.9997(15)	0.9672	13.55	—	0.2482(13)	—	59
60	Nitro	1.414(13)	11.79	11.78	6.01	—	—	—	2.4481	5.352	63.1	0.1197(7)	—	60
61	Cloro	1.500	8.337	8.328	2.16	—	0.348	—	0.6220	21.06	175.6	0.4446(13)	1.0009(7)	61
62	Water	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	62
63	Helio	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	63
64	Hydro	0.835(14)	7.135	7.125	5.11	0.00339	—	—	1.2588	10.41	74.3	0.190(7)	—	64

V.- Volumen del gas.

n.- Número de moles.

T.- Temperatura del gas.

R.- Constante de los gases.

El gas natural sigue esta ley a bajas presiones y altas concentraciones de metano y se pueden predecir las relaciones PVT con un 5% ó más de error.

Ahora bien si se requiere mayor precisión en los cálculos ó las condiciones de presión son elevadas, la ecuación de los gases ideales se vuelve inadecuada debido a las suposiciones que se hacen para su determinación, como lo son, que el volumen de las moléculas es cero y que las -- fuerzas de interacción molecular no son ciertas.

Hay dos métodos comunes para corregir esta ecuación para obtener la relación PVT de los gases reales, el primero de ellos es insertar un factor de corrección, que es el factor de compresibilidad Z. Por lo -- tanto la Ley de los Gases Ideales queda:

$$PV = ZnRT \quad (2 - 2)$$

Esta ley es general y Z puede ser obtenida tanto gráfica como -- matemáticamente, como una función de la presión y de la temperatura y composición del gas. En las Figuras II - 12, 11 - 13, se encuentran las gráficas de Z vs. Presión Pseudoreducida; teniendo como parámetro la temperatura Pseudoreducida; dicha presión y temperatura pseudoreducidas se en---cuentran de la siguiente manera:

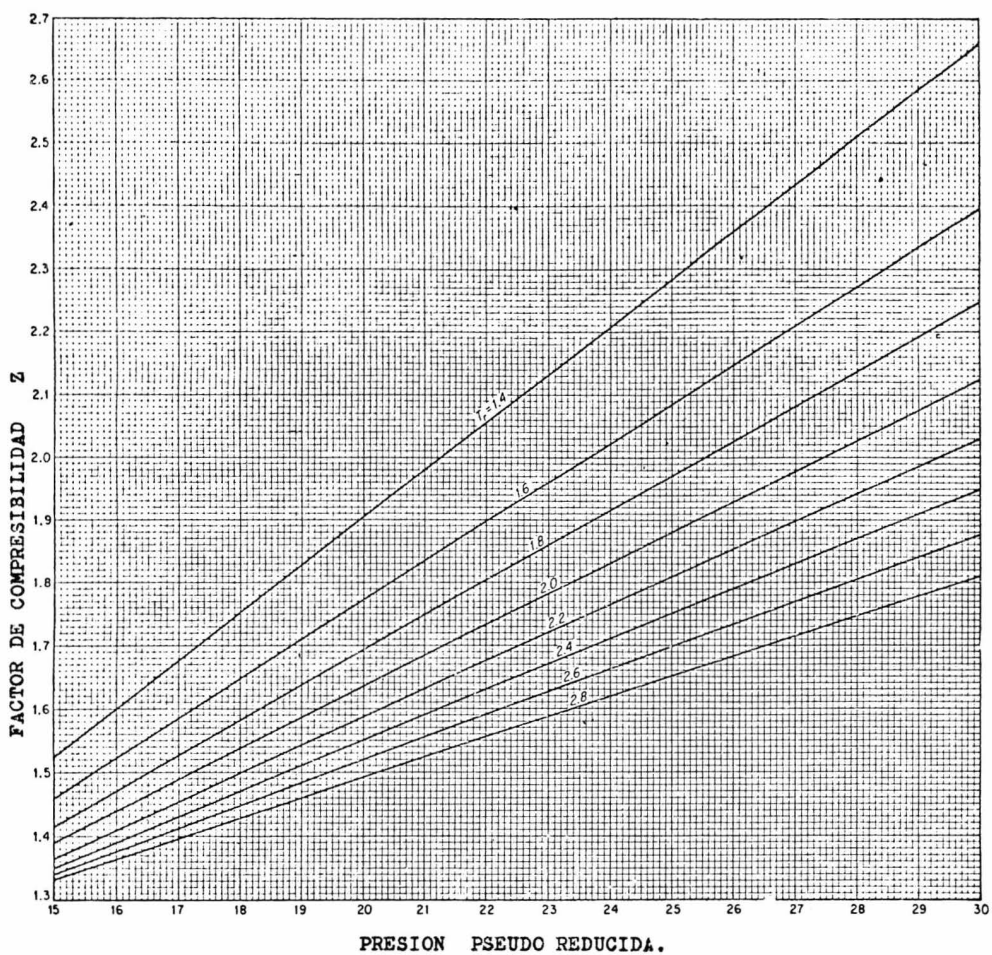


FIGURA II - 12 FACTORES DE COMPRESIBILIDAD PARA GASES NATURALES A PRESIONES DE 10,000 a 20,000 PSIA

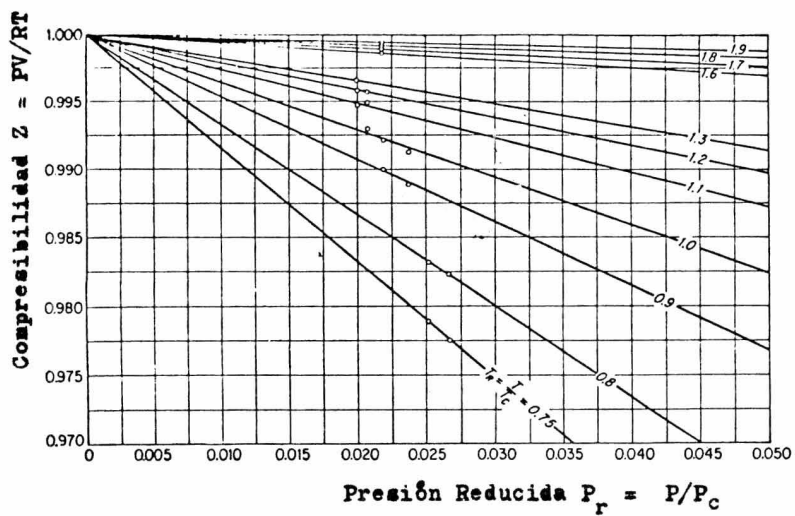


FIGURA II - 13 FACTORES DE COMPRESIBILIDAD PARA GAS NATURAL CERCA
DE LA PRESION ATMOSFERICA.

$$P'_R = P / P'_c \quad (2 - 3)$$

$$T'_R = T / T'_c \quad (2 - 4)$$

donde:

P'_R .- Presión Pseudoreducida.

P .- Presión del sistema (psia)

P'_c .- Presión Pseudocrítica (psia).

T'_R .- Temperatura Pseudoreducida.

T .- Temperatura del sistema (°R)

T'_c .- Temperatura pseudocrítica (°R).

La presión y la temperatura pseudocrítica se encuentran de la siguiente manera:

$$P'_c = \sum_{i=1}^n (y_i) (P_{ci}) \quad (2 - 5)$$

$$T'_c = \sum_{i=1}^n (y_i) (T_{ci}) \quad (2 - 6)$$

donde:

y_i .- Fracción mol del componente i en la fase gaseosa.

P_{ci} .- Presión crítica del componente i.

T_{ci} .- Temperatura crítica del componente i.

Ver Tabla II - 3.

El segundo método de predicción del componente sobre el comportamiento PVT con mayor exactitud consistió en usar ecuaciones con varios factores de corrección. Estas ecuaciones son las llamadas ecuaciones de esta-

Constituyente	Peso Mole- cular	Temp. Critica ° R	Presion Critica Psia.
Methane.....	16.04	343.3	673.1
Ethane.....	30.07	549.8	708.3
Propane.....	44.09	666.0	617.4
Isobutane.....	58.12	734.7	529.1
n-Butane.....	58.12	765.3	550.7
Isopentane.....	72.15	829.8	483
n-Pentane.....	72.15	845.6	489.5
Isohexane, 121*.....	86.17	880.9	450.5
Isohexane, 140*.....	86.17	896.5	440.1
n-Hexane, 155*.....	86.17	914.1	439.7
Isoheptane, 174*.....	100.20	937.6	417
Isoheptane, 194*.....	100.20	955.9	400
n-Heptane, 209*.....	100.20	972.3	396.9
Isooctane, 229*.....	114.22	999	379
Isooctane, 240*.....	114.22	1019	391
n-Octane, 258*.....	114.22	1024.9	362.1
n-Nonane.....	128.25	1071	331
n-Decane.....	142.28	1114	306
Helium.....	4.0	9.4	33.2
Air.....	29.0	238.4	547
Nitrogen.....	28.02	226.9	492
Oxygen.....	32.0	277.9	730
Carbon dioxide.....	44.01	547.7	1073
Hydrogen sulfide.....	34.08	672.4	1306

**TABLA II-3 PROPIEDADES CRITICAS DE LOS CONSTITUYENTES DEL
GAS NATURAL**

do, la más simple de ellas es la ecuación de Van der Waals, en la cual se incluyen correcciones por el volumen ocupado por las moléculas y las fuerzas de atracción intermoleculares.

$$(P + a/v^2) (V - b) = RT \quad (2 - 7)$$

Las constantes de Van der Waals "a y b" varían según los componentes y están dadas por la Tabla II - 4.

Muchas otras ecuaciones de estado han sido propuestas, éstas requieren de más constantes que deben ser determinadas de datos experimentales. Así tenemos la ecuación de Beattie - Bridgeman:

$$P = \frac{RT}{V^2} \left(1 - \frac{c}{VT^3} \right) \left[V + B_0 \left(1 - \frac{b}{V} \right) \right] - \frac{A_0 (1 - a/V)}{V^2} \quad (2 - 8)$$

donde:

a, b, c, A₀, B₀ son constantes dadas para cada uno de los constituyentes en la Tabla II - 4.

Una ecuación que ha sido muy empleada en la determinación de la relación PVT para gas natural es la de Benedict- Webb - Rubin.

$$P = RTd + (B_0 RT - A_0 - \frac{C_0}{T^2}) d^2 + (bRT - a) d^3 + a \alpha d^6 + \frac{c d^3}{T^2} \left[(1 + \gamma d^2) e^{-\gamma d^2} \right] \quad (2 - 9)$$

donde:

d.- Densidad molar

B₀, A₀, C₀, a, b, c, .- Son las constantes numéricas para compuestos puros y función de la composición para mezclas como el gas natural. Ver -

C O N S T A N T E S .

Substancias	Van der Waals		Beattie - Bridgeman					Benedict - Webb - Rubin							
	a	b	$A_0 \times 10^{-4}$	a	B_0	b	$c \times 10^{-4}$	A_0	B_0	$C_0 \times 10^{-4}$	a	b	$c \times 10^{-4}$	$\alpha \times 10^6$	$\gamma \times$
Methane.....	2.253	0.04278	8.5863	0.2972	0.8050	-0.2542	11.986	8,925 25	0.682401	275.763	2,984.12	0.867325	498.106	511.172	15
Ethane.....	5.489	0.06380	22.174	0.9389	1.506	+0.3078	84.08	15,670.7	1.00554	2,194.27	20,850.2	2.85393	6,413.14	1,000.14	30
Propane.....	8.664	0.08145	44.951	1.173	2.899	+0.6877	112.10	25,915.4	1.55884	6,209.93	57,248.0	5.77355	25,247.8	2,495.77	56
Isobutane.....	12.87	0.1142	62.614	1.7895	3.771	+1.233	280.27	38,587.4	2.20329	10,384.7	117,047	10.8890	55,977.7	4,414.96	87
n-Butane.....	14.47	0.1226	67.102	1.9481	3.944	+1.509	326.98	38,029.6	1.99211	12,130.5	113,705	10.2636	61,925.6	4,526.23	87
Isopentane.....	18.05	0.1417						4,825.36	2.56386	21,316.7	226,902	17.1441	136,025	6,967.77	118
n-Pentane.....	19.01	0.1460	106.570	2.4187	6.311	+2.236	373.70	45,628.8	2.51096	25,917.2	246,148	17.1441	161,306	7,439.32	121
n-Hexane.....	24.39	0.1735						5,443.4	2.84835	40,556.2	429,901	28.9032	296,077	11,553.9	171
n-Heptane.....	31.51	0.2534	205.600	3.2144	11.344	+3.072	373.70	66,070.6	3.18782	57,981.0	626,106	38.9917	483,427	17,903.6	230
Nitrogen.....	1.390	0.03913	5.0702	0.4192	0.8083	-0.1107	3.92								
Carbon dioxide.....	3.592	0.04267	18.880	1.1425	1.6781	+1.1590	61.66								
Hydrogen sulfide.....	4.431	0.04287													
Helium.....	0.03412	0.02370	0.08146	0.9586	0.2243	0	0.0037								
Water.....	5.464	0.03049													
Hydrogen.....	0.2444	0.02661	0.7448	-0.0811	0.3358	-0.6983	0.0171								
Ethylene.....	4.471	0.05714	23.200	0.7952	1.9473	+0.5762	21.19	12,593.6	0.891980	1,602.28	15,645.5	2.20678	4,133.60	731.661	23
Propylene.....	8.379	0.08272						23,049.2	1.36263	5,365.97	46,758.6	4.79997	20,083.0	1,873.12	46

TABLA II - 4 CONSTANTES DE ECUACIONES DE ESTADO.

Tabla II - 4.

Y para mezclas estan definidas como siguen:

$$B_o = \sum_{i=1}^n (y_i)(B_{oi}) \quad (2 - 10)$$

$$A_o = \left(\sum_{i=1}^n y_i R_{oi}^{1/2} \right)^2 \quad (2 - 11)$$

$$C_o = \left(\sum_{i=1}^n y_i C_{oi}^{1/2} \right)^2 \quad (2 - 12)$$

$$b = \left(\sum_{i=1}^n y_i b_i^{1/3} \right)^3 \quad (2 - 13)$$

$$a = \left(\sum_{i=1}^n y_i a_i^{1/3} \right)^3 \quad (2 - 14)$$

$$c = \left(\sum_{i=1}^n y_i c_i^{1/3} \right)^3 \quad (2 - 15)$$

$$\alpha = \left(\sum_{i=1}^n y_i \alpha_i^{1/3} \right)^3 \quad (2 - 16)$$

$$\gamma = \left(\sum_{i=1}^n y_i \gamma_i^{1/3} \right)^3 \quad (2 - 17)$$

Las constantes de cada uno de los constituyentes se encuentran - en la Tabla II - 4 .

Otras propiedades importantes son: La Difusión, la cual la podemos definir como un fenomeno irreversible, tendiente a establecer la uniformidad en las concentraciones y pueda considerarse como un movimiento estadístico de una clase de moléculas dentro de una mezcla de 2 ó más clases de moléculas, cuando existe un gradiente de concentración, temperatura ó presión. Este desplazamiento de masa es directamente favorecido por la excitación de las moléculas e inversamente favorecido por el tamaño de las moléculas que se desplazan.

Por el momento en que se igualan las concentraciones deja de --- haber difusión.

Para el manejo de la difusión se aplica la Ley de Fick, la cual tiene la siguiente expresión:

A) Para estado estable:

$$\frac{dN}{dt} = -DA \frac{dc}{dx} \quad (2 - 18)$$

B) Para estado inestable

$$\frac{dN}{dt} = -D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \quad (2 - 19)$$

En donde:

N.- Número de moles del componente gaseoso que se difunde.

t.- Tiempo.

A.- Area.

C.- Concentración del componente que se difunde.

x.- Distancia a través de la cual se lleva la difusión.

D.- Coeficiente de difusión.

El coeficiente de Difusión se puede predecir a partir del comportamiento de la moléculas. Guilliland ha correlacionado coeficientes de difusión para gases a 1 atmosfera de presión, por medio de la siguiente expresión.

$$D = \frac{0.0043 T^{3/2} \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{1/2}}{\left(V_A^{1/3} - V_B^{1/3} \right)^2 P} \quad (2 - 20)$$

En donde:

T.- Temperatura absoluta (°K)

M_a - Peso molecular del gas A

M_b - Peso molecular del gas B

V.- Volumen molar en el punto de ebullición normal cm^3/Mol .

P.- Presión total en atmosferas.

D.- Coeficiente de difusión del gas. cm^2/seg .

El exponente de la temperatura absoluta depende del tipo de molécula involucrada, el valor de $3/2$ empleado anteriormente se aplica para esferas ideales, existen otros valores para diferentes moléculas de otros modelos.

En la predicción de coeficientes de Difusión para un constituyente en una mezcla de multicomponentes, la ecuación de Wilke puede usarse:

$$D'_A = \frac{1 - y_A}{\frac{y_B}{D_{AB}} + \frac{y_C}{D_{AC}} + \frac{y_D}{D_{AD}} + \dots} \quad (2 - 21)$$

En donde:

D'_A .- Coeficiente de difusión promedio para el componente A en una mezcla.

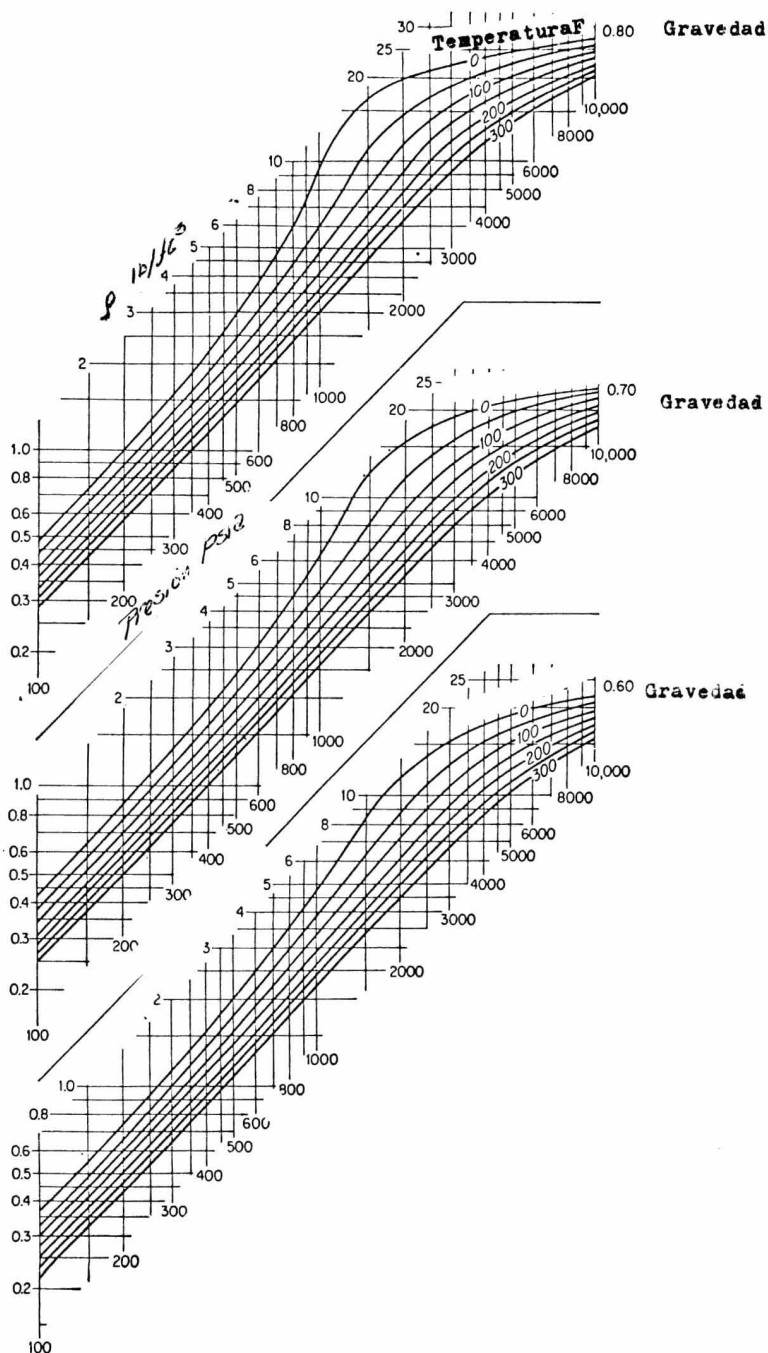
D_{AB} .- Coeficiente de difusión del componente A en el sistema AB

D_{AC} .- Coeficiente de difusión del componente A en el sistema AC

y_i .- Fracción mol de cada componente.

Densidad.- En la Figura II - 14, podemos encontrar la densidad de gases naturales como una función de temperatura, presión y gravedad del gas.

FIGURA II - 14 DENSIDAD DE GASES NATURALES.



PROPIEDADES TERMODINAMICAS

Los principios de la termodinámica encuentran amplia aplicación en correlacionar y predecir propiedades de gas natural: Por ejemplo el -- efecto de la presión sobre la entalpía de un gas puede ser calculada de -- los datos PVT.

El calor latente puede ser calculado de las curvas de presión -- de vapor.

Las propiedades de mayor interes son: El calor específico, calo -- res de vaporización y el efecto de la presión sobre la entalpía de flui -- dos compresibles.

Existen cartas de Entalpía - Entropía para gases naturales que -- permiten la predicción de los cambios de temperatura cuando éstos se ex -- panden ó se comprimen. La propiedad de los fluidos, la cual denota el ca -- lor requerido para aumentar ó disminuir su temperatura es la entalpía H, -- los cambios de entalpía con los cambios de temperatura T ó en la presión -- P para fluidos en una sola de las fases estan dados por la ecuación:

$$H_2 - H_1 = \int_1^2 c_p dT + \int_1^2 \left(\frac{\partial H}{\partial P} \right)_T dP \quad (2 - 22)$$

Los efectos de la temperatura únicamente sobre la entalpía es -- el calor específico a presión constante C_p .

$$C_p = \left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_P \quad (2 - 23)$$

El efecto de la presión únicamente sobre la entalpía esta dado -- por la siguiente ecuación:

$$\left(\frac{\partial H}{\partial P}\right)_T = V - T \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P \quad (2 - 24)$$

donde:

V = Volumen

$$\text{Para gases ideales} \quad \left(\frac{\partial H}{\partial P}\right)_T = 0 \quad (2 - 25)$$

Por lo tanto, se propone una ecuación alternativa en la cual los cambios de entalpía con respecto a la presión están relacionados con el factor de compresibilidad.

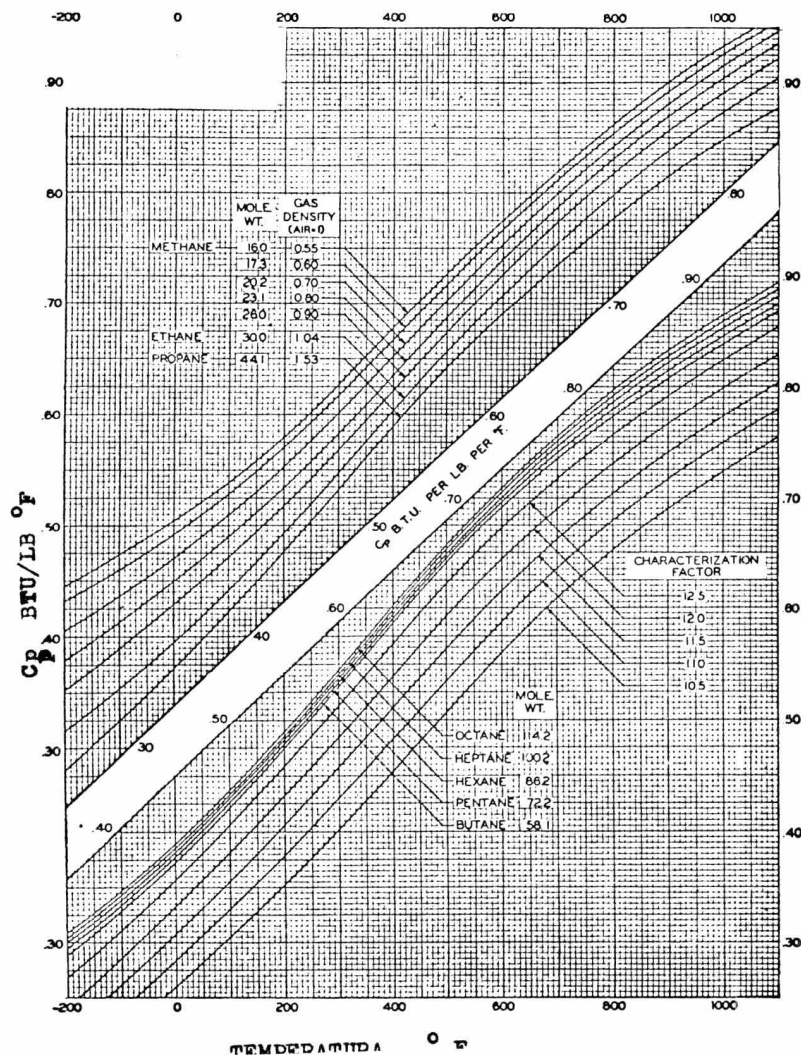
$$\left(\frac{\partial H}{\partial P}\right)_T = - \frac{RT^2}{P} \left(\frac{\partial Z}{\partial T}\right)_P \quad (2 - 26)$$

Los calores específicos son determinados experimentalmente en un calorímetro, usualmente a una atmósfera de presión. Para gases naturales - el calor específico a una atmósfera de presión es una función de la temperatura y de la gravedad del gas ó del peso molecular. En la Figura II - 15, se encuentra una gráfica para obtener estos valores. La gravedad del gas - es usada para identificar la línea de los diferentes calores específicos.

EFFECTOS DE LA PRESION SOBRE LA ENTALPIA Y EL CALOR ESPECIFICO

La ley de los estados correspondientes que establece que dos sus tancias deberán tener propiedades similares a condiciones correspondientes con referencia a una propiedad básica tales como la temperatura y la presión crítica, por ejemplo, a una temperatura doble de la temperatura crítica y una presión igual a 4 veces la presión crítica, el Metano y el Eetano deberán tener la misma desviación Z de la ley de los gases ideales, ha ser vido para correlacionar los efectos de la presión sobre la entalpía, tam---

FIGURA II - 15 CALORES ESPECIFICOS PARA HIDROCARBUROS GASEOSOS



bien ha sido conveniente el uso de la expresión - $\frac{\Delta H}{T}$, de tal forma que -- los efectos de la presión se obtengan a temperatura constante.

Esta variación se presenta en graficas donde se tiene la presión pseudoreducida y temperatura pseudoreducida del gas natural, en donde la segunda actúa como parámetro. Ver Figuras II - 16a y II - 16b.

La capacidad calorífica ó el calor isobárico es una función de - la presión para los gases reales. Existen gráficas como la mostrada en la Figura II - 17, en las cuales se pueden encontrar esas variaciones. En dicha gráfica se tabula el C_p a la presión atmosférica y a la presión de referencia, los otros parámetros son la temperatura y la presión reducida.

El calor específico a volumen constante C_v esta relacionado al calor específico a presión constante C_p para gases ideales de la siguiente manera:

$$C_p = C_v + R = C_v + 1.99 \text{ BTU/lb mol } ^\circ\text{F} \quad (2 - 27)$$

La relación C_p a C_v es conocida como k y es muy útil en el cálculo de compresiones adiabáticas para gases ideales, los cuales siguen la relación a entalpía constante.

$$PV^k = \text{Constante} \quad (2 - 28)$$

En la Tabla II - 2, estan dados los valores de la relación de - calores específicos.

El calor latente ó entalpía de vaporización para sustancias pu-

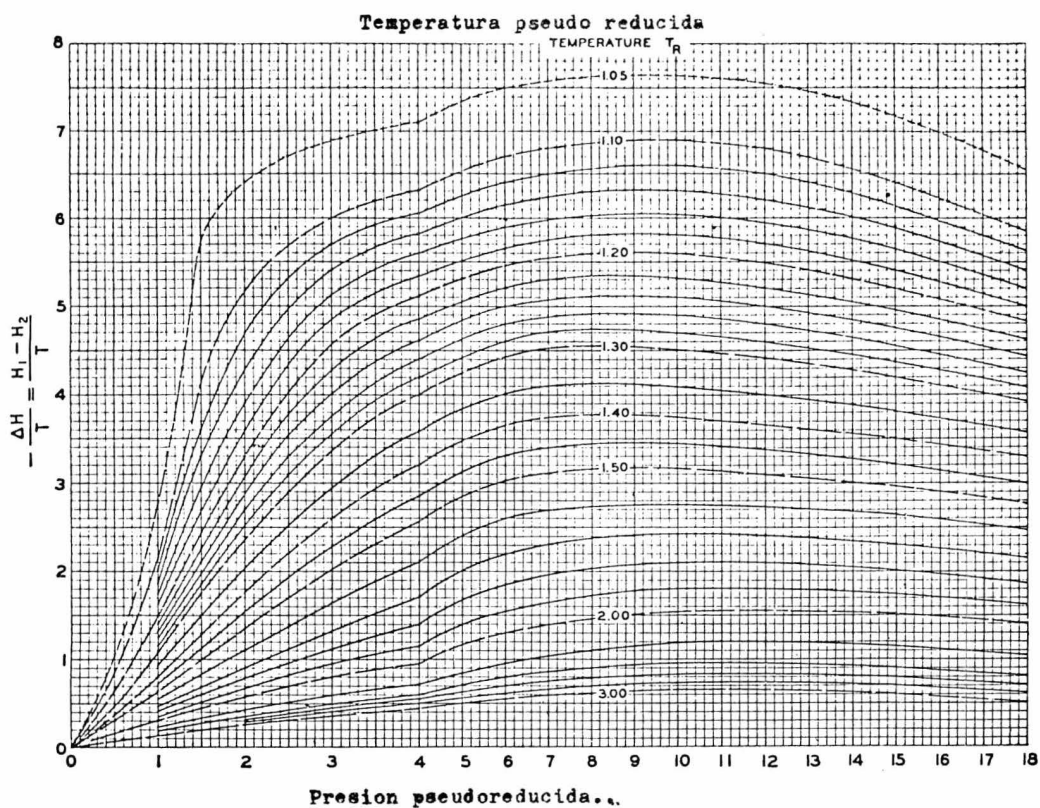


FIGURA II - 16 A . EFECTO DE LA PRESION SOBRE LA ENTALPIA DE GASES
NATURALES.

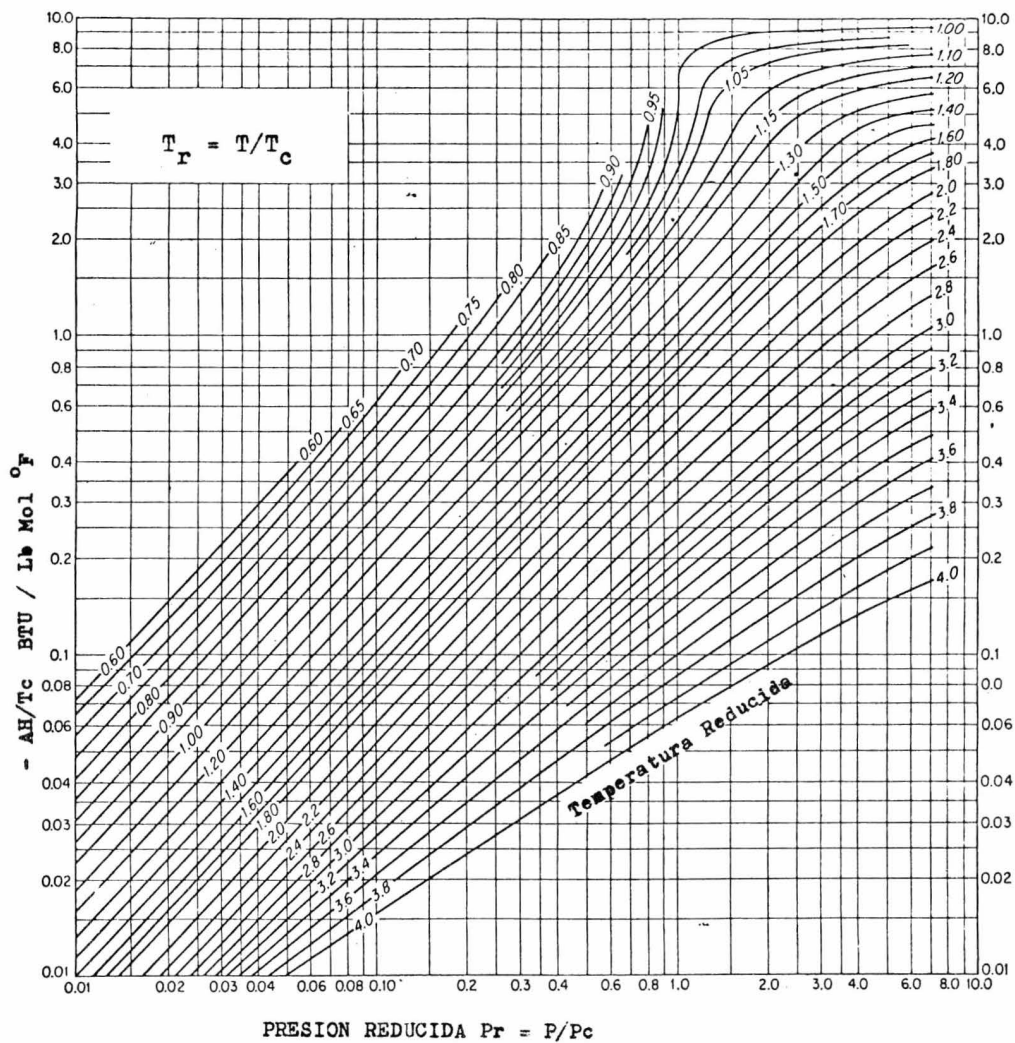


FIGURA II - 16 b EFECTO DE LA PRESION SOBRE LA ENTALPIA PARA GASES NATURALES

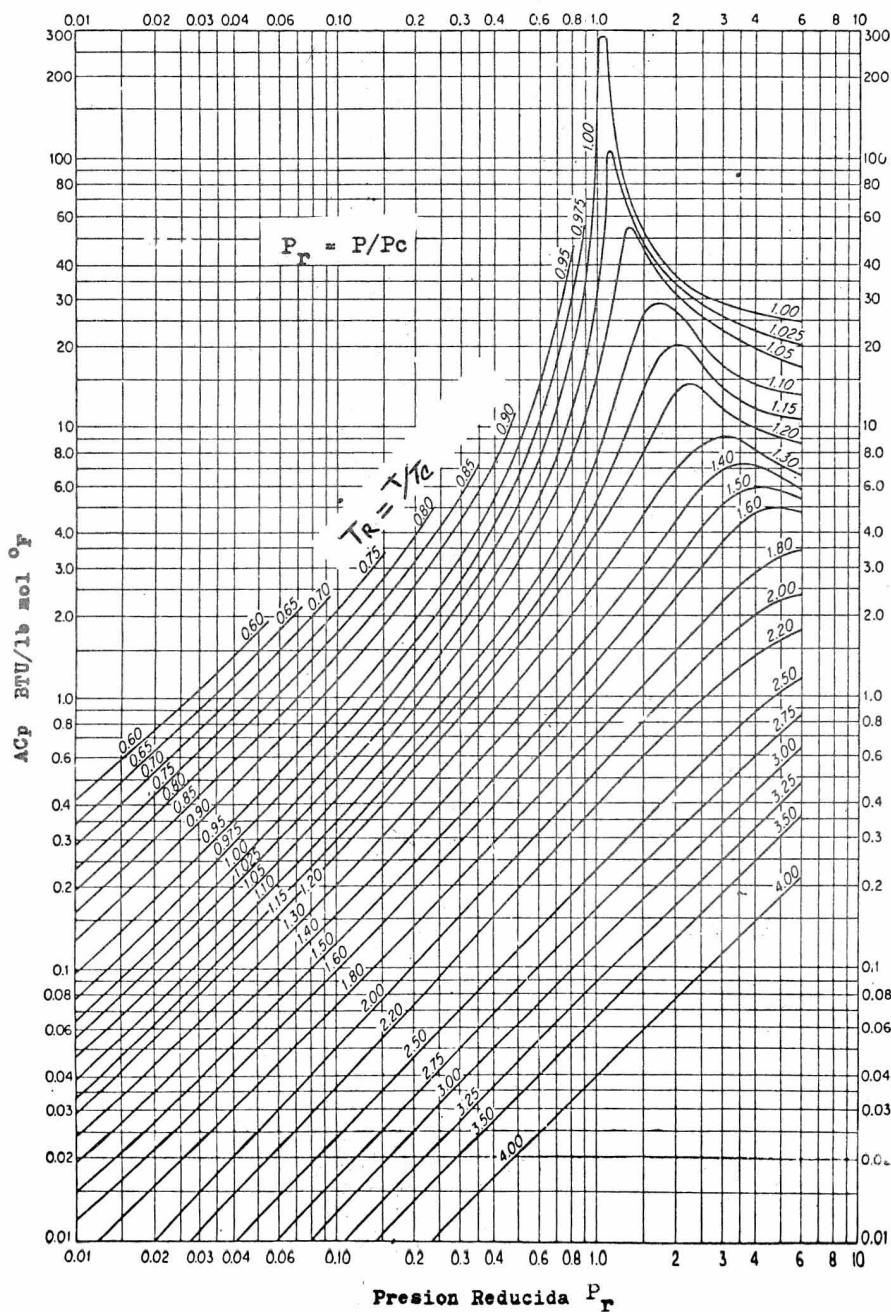


FIGURA II - 17 CORRECCIONES ISOTERMICAS POR PRESION PARA CAPACIDADES CALORIFICAS DE VAPORES.

ras es la energía necesaria para vaporizar una unidad de la sustancia a temperatura y presión constante. El calor latente está relacionado a la curva de presión de vapor por la ecuación de Clausius - Clapeyron.

$$\frac{dP}{dT} = \frac{\Delta H}{T \Delta V} = \frac{\Delta S}{\Delta V} \quad (2 - 29)$$

donde:

dP/dT = Pendiente de la curva de presión de vapor.

ΔH = Calor latente.

T = Temperatura absoluta.

ΔV = Aumento de volumen hasta vaporización.

ΔS = Incremento de entropía hasta vaporización.

Los diagramas de entalpía como función de la entropía, presión-ó temperatura son muy útiles en la práctica de la ingeniería. Existen diagramas de este tipo para gases naturales, los cuales están basados en los calores específicos dados en la Figura II - 15, la relación $\frac{\Delta H}{T}$ de las Figuras II - 16a y II - 16b y la relación de fugacidades f/P dada en la Figura II - 18, en donde f es la fugacidad y está definida por:

$$\ln f = \ln P - \int_0^P (1 - Z) / P \, dP \quad (2 - 30)$$

Y se presenta generalmente como una función de la presión y temperatura pseudoreducida.

Los diagramas Entalpía - Entropía se presentan en las Figuras - II - 19, II - 20, II - 21, II - 22.

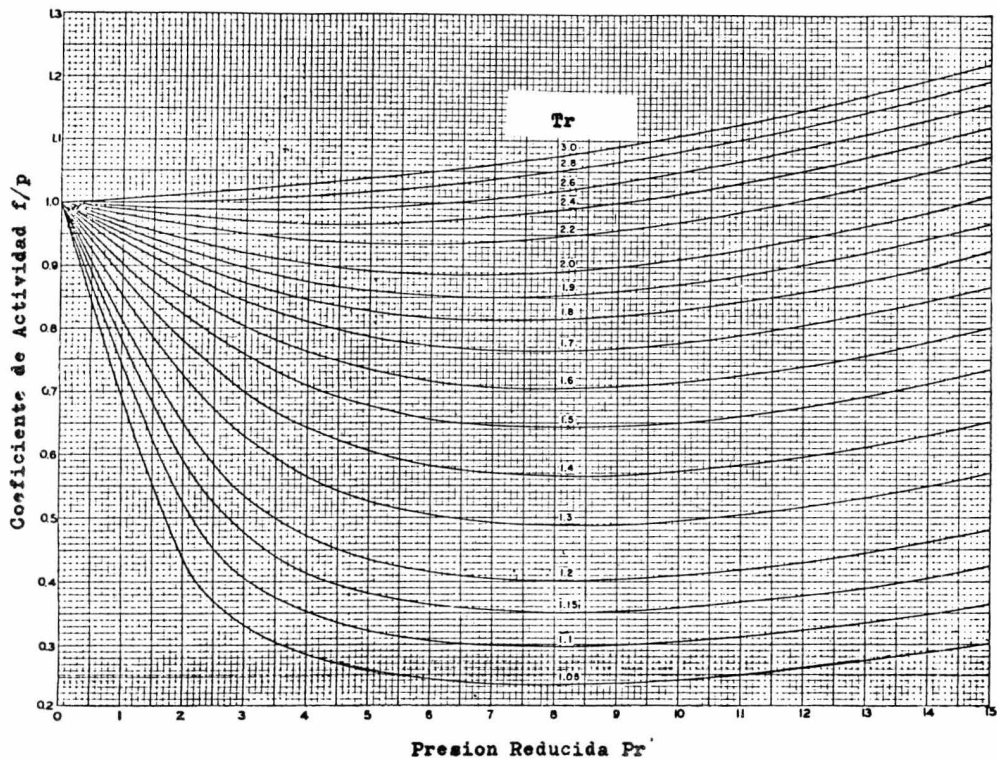
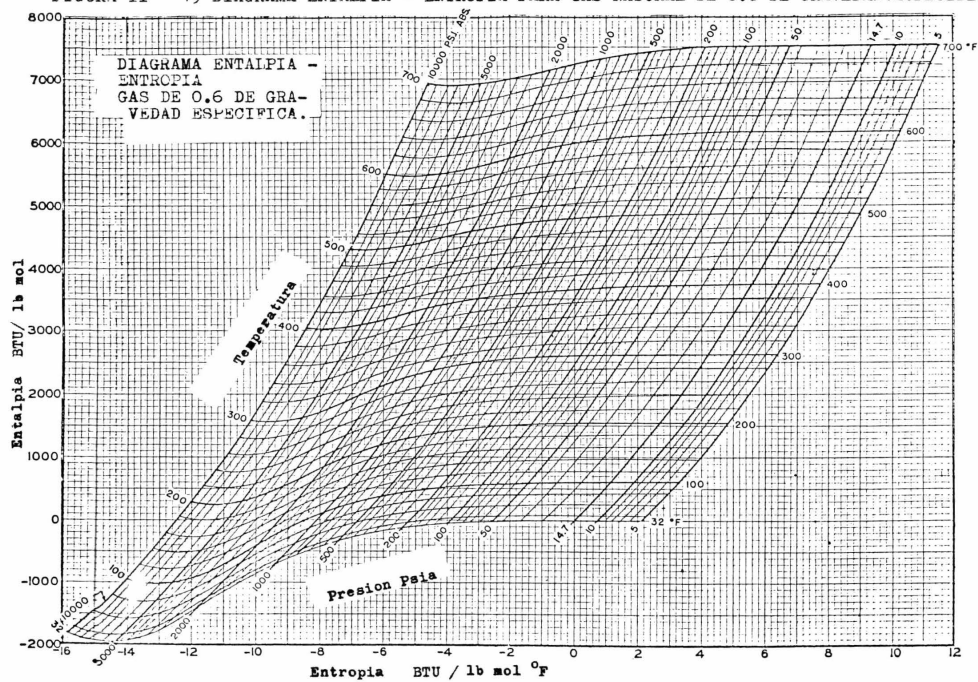


FIGURA II - 18 FUGACIDAD PARA GASES NATURALES

FIGURA II - 19 DIAGRAMA ENTALPIA - ENTROPIA PARA GAS NATURAL DE 0.6 DE GRAVEDAD.ESPECIFICA.



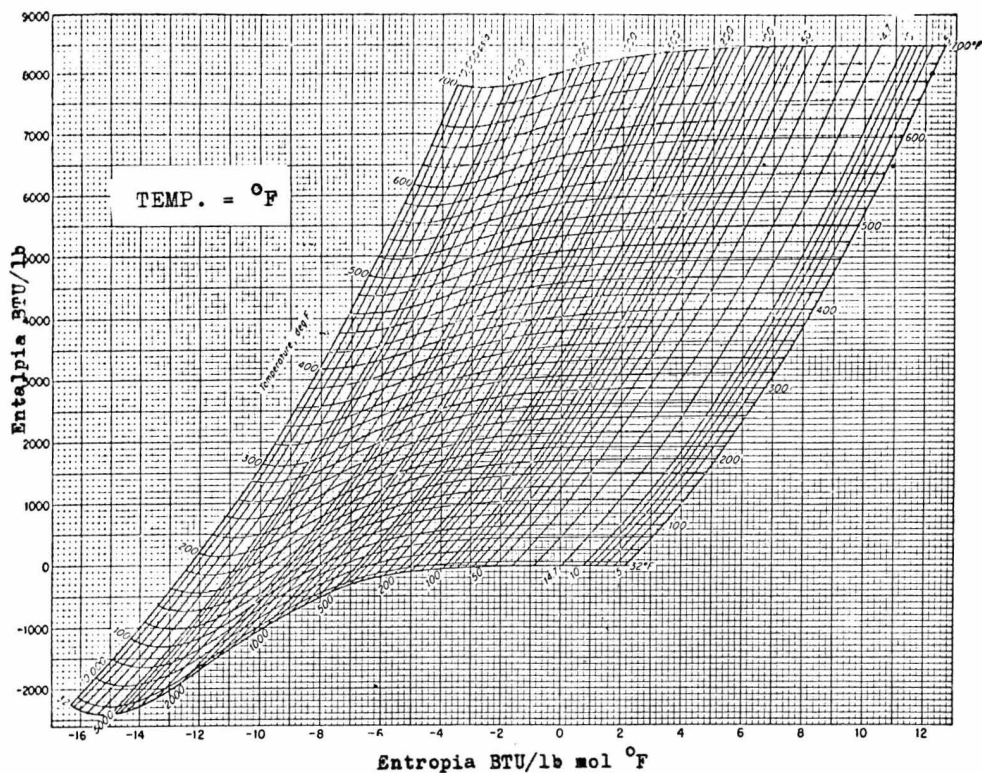


FIGURA II - 20 DIAGRAMA ENTALPIA - ENTROPIA PARA GAS NATURAL DE 0.7
DE GRAVEDAD ESPECIFICA.

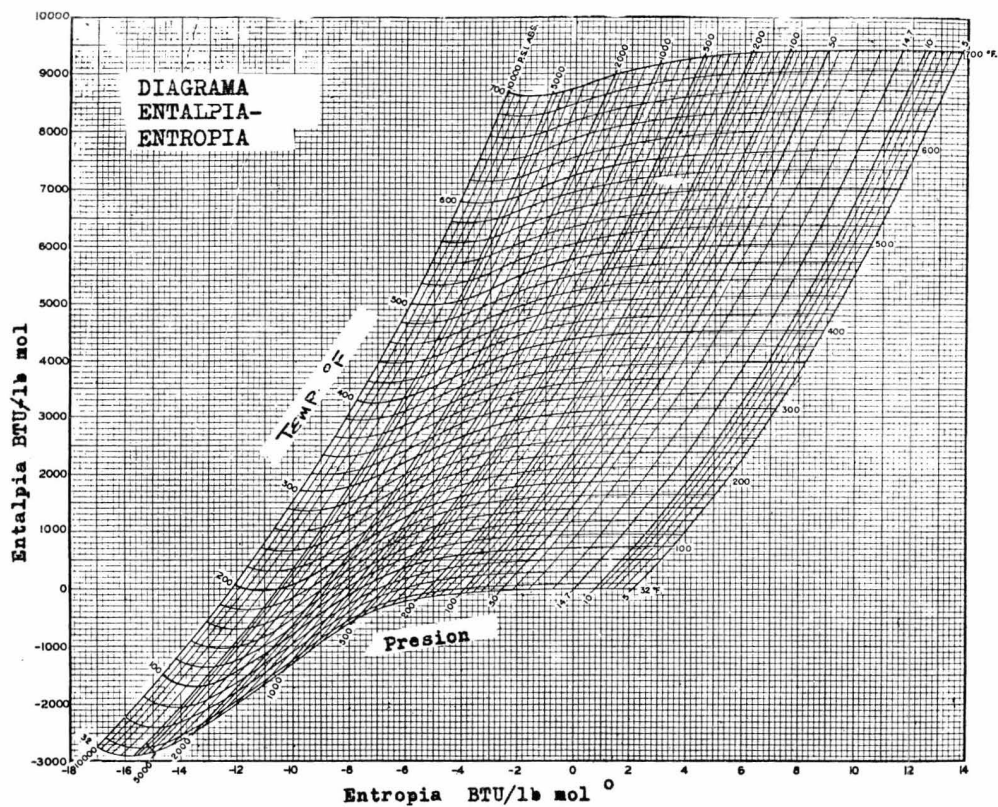


FIGURA II - 21 DIAGRAMA ENTALPIA - ENTROPIA PARA GAS NATURAL DE
0.8 DE GRAVEDAD ESPECIFICA.

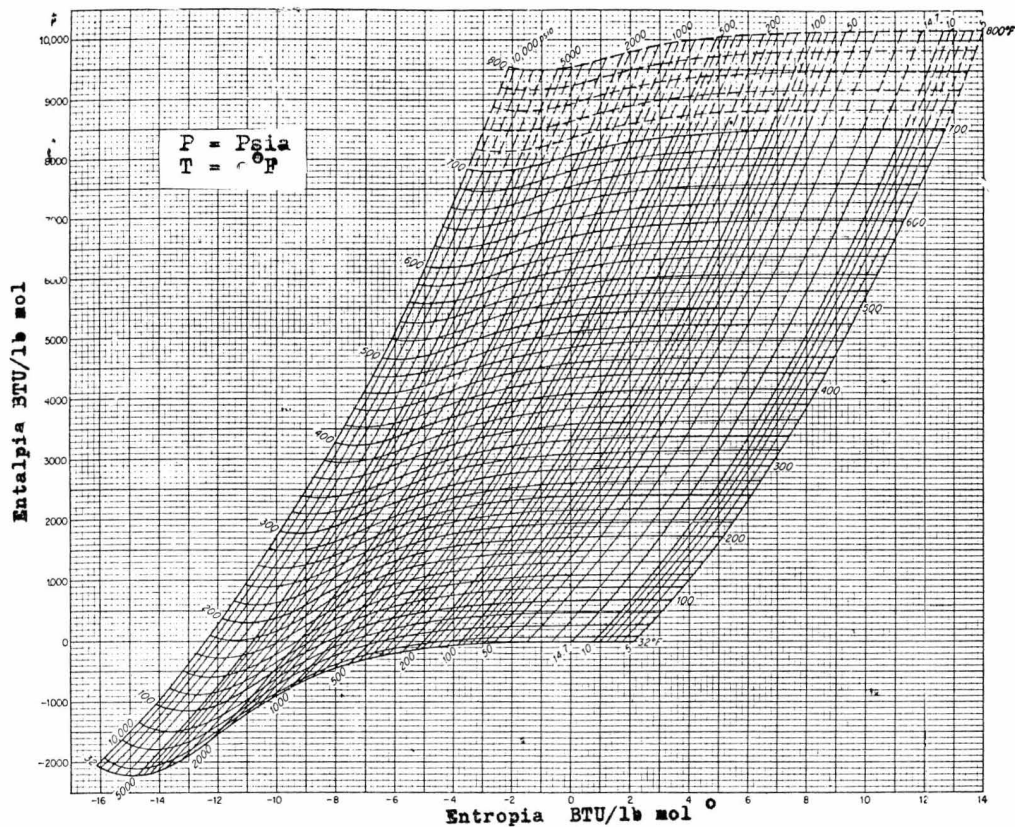


FIGURA II - 22 DIAGRAMA ENTALPIA - ENTROPIA PARA GAS NATURAL
 DE 0.7 DE GRAVEDAD ESPECIFICA CONTENIENDO 10 %
 DE NITROGENO

El gas natural es una mezcla y el cálculo de sus propiedades debe hacerse como tal. Una de las más importantes es la entalpía, la cual - esta influenciada por la concentración de cada uno de los componentes de la mezcla y cada uno de ellos tiene la influencia parcial sobre la entalpía total de la mezcla, de tal manera que:

$$H_{\text{MEZCLA}} = \sum_{i=1}^n (y_i) (H_i) \quad (2 - 31)$$

donde:

y_i .- Fracción mol del componente i

H_i .- Entalpía real del componente i

El cálculo de la entalpía de cada uno de los componentes puros se puede hacer mediante el uso de la siguiente ecuación:

$$H^{\circ} - H = RT_c \left[\left(\frac{H^{\circ} - H}{RT_c} \right)^{(0)} + W \left(\frac{H^{\circ} - H}{RT_c} \right)^{(1)} \right] \quad (2 - 32)$$

donde:

H° .- Entalpía ideal del fluido.

H .- Entalpía real del fluido.

T_c .- Temperatura crítica en una mezcla pseudocrítica.

$\left(\frac{H^{\circ} - H}{RT_c} \right)^{(0)}$.- Desviación de la entalpía por concepto de la presión

$\left(\frac{H^{\circ} - H}{RT_c} \right)^{(1)}$.- Desviación de la entalpía por concepto de la no esfericidad de las moléculas.

W .- Factor acéntrico.

H° la podemos encontrar en las Figuras II - 23 y II - 24.

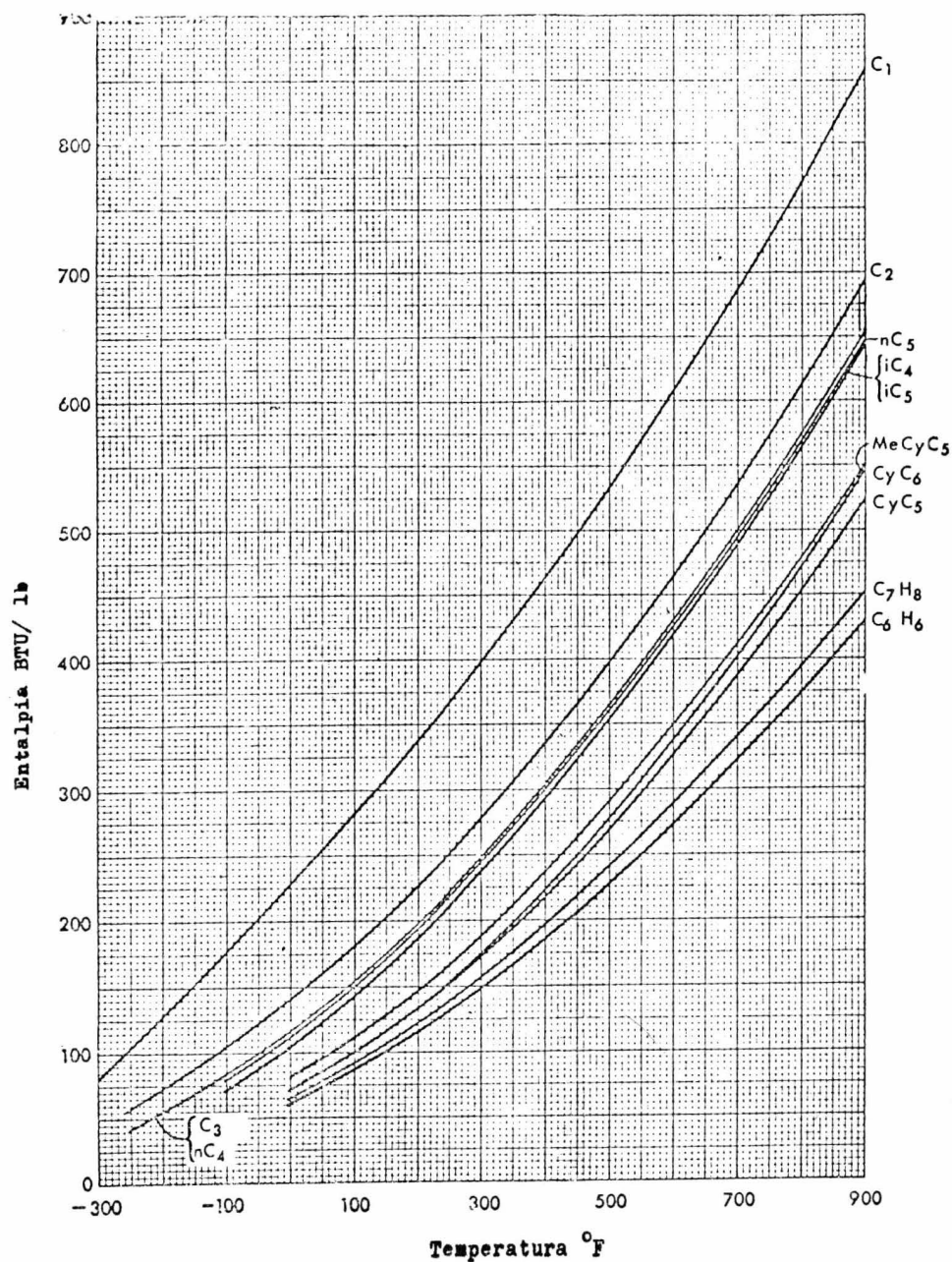


FIGURA II - 23 ENTALPIA IDEAL DE COMPONENTES GASEOSOS
Puros

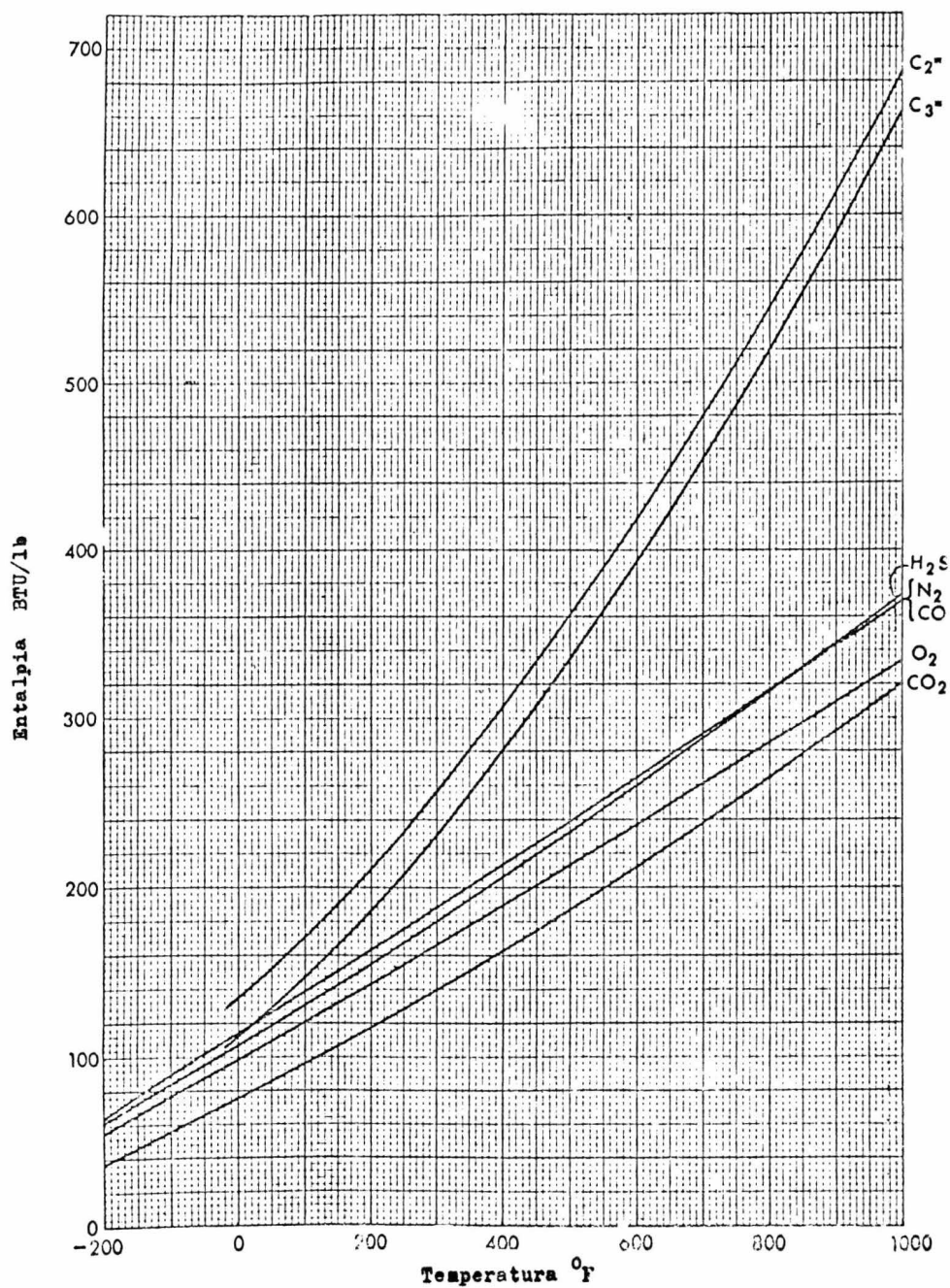


FIGURA II / 24 ENTALPIA IDEAL DE COMPONENTES GASEOSOS PUROS

$\left(\frac{H^o - H}{R T_c} \right)^{(a)}$ la encontramos en la Figura II - 25.

$\left(\frac{H^o - H}{R T_c} \right)^{(1)}$ la encontramos en la Figura II - 26.

El factor acéntrico lo encontramos en la Tabla II - 2.

PODER CALORIFICO

El poder calorífico es el calor liberado cuando una unidad de combustible es quemada bajo condiciones específicas. En la Tabla II - 2 - se encuentran los poderes caloríficos para cada uno de los constituyentes del gas natural como sustancia pura.

El poder calorífico de los diferentes gases naturales puede ser calculado a partir de el análisis del gas y del poder calorífico de cada uno de los constituyentes, suponiendo que los componentes siguen la ley - de los gases ideales ó volúmenes aditivos.

En los cálculos a seguir, aplican la siguiente ecuación:

$$\overline{P_c} = \sum_{i=1}^n (y_i)(P_{c_i}) \quad (2 - 33)$$

donde:

$\overline{P_c}$ = Poder calorífico del gas natural.

y_i = Fracción mol del componente i.

P_{c_i} = Poder calorífico del componente i.

Otra propiedad muy importante en el gas natural y sobre todo su manejo son los límites de inflamabilidad de la mezcla Aire - gas natural.

El aire y el gas natural en proporciones adecuadas inician una-

FIGURA II - 25 EFECTO DE LA PRESION SOBRE LA ENTALPIA.

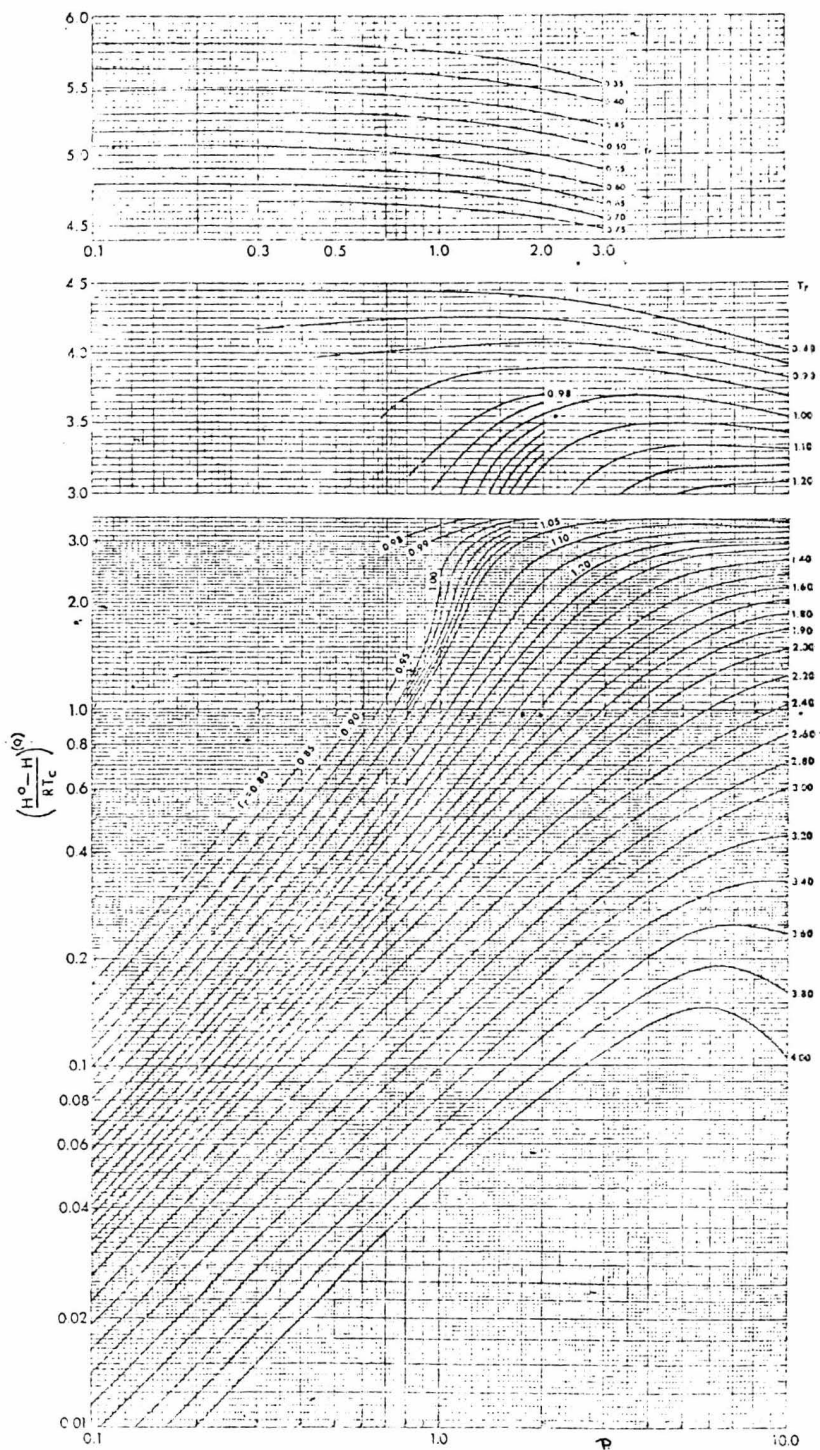
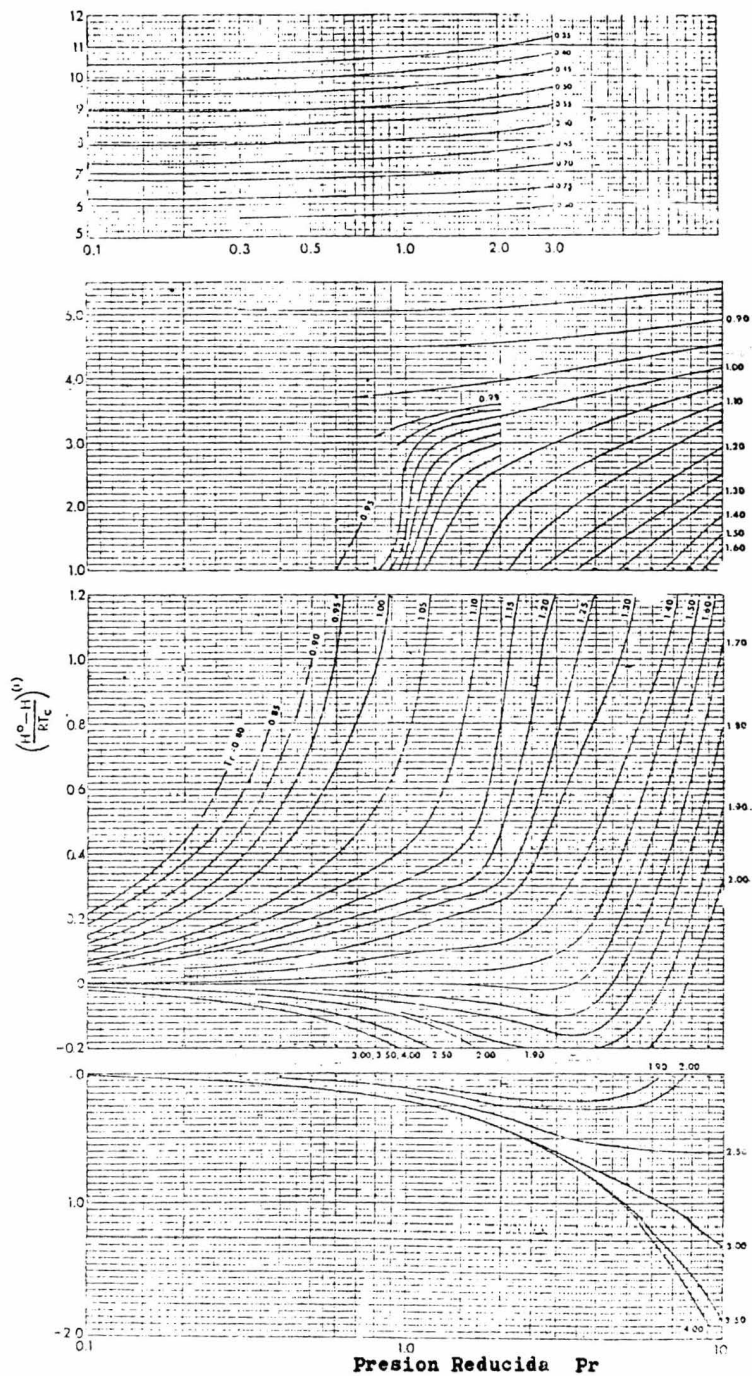


FIGURA II - 26 EFECTO DE LA PRESION SOBRE LA ENTALPIA (CORRECCION PARA FLUIDOS REALES)



ignición de la mezcla liberando calor y energía, el cual, es primero absorbido por los productos de combustión. El aumento de la temperatura de los gases, causan un aumento a la presión y bajo confinamiento puede dar como resultado una explosión.

Hay dos composiciones aire - gas natural que son los límites de inflamabilidad. El límite más bajo corresponde a la mínima concentración del gas combustible que soportaría la combustión; el límite mayor corresponde a la concentración máxima.

En la Tabla II - 2 se enlistan los límites de inflamabilidad mayor y menor para cada uno de los constituyentes del gas natural.

Los límites para cada uno de los diferentes gases naturales son calculados en base de sus diferentes composiciones por la fórmula:

$$\frac{n_1}{N_1} + \frac{n_2}{N_2} + \frac{n_3}{N_3} + \dots + \frac{n_n}{N_n} = 1 \quad (2 - 34)$$

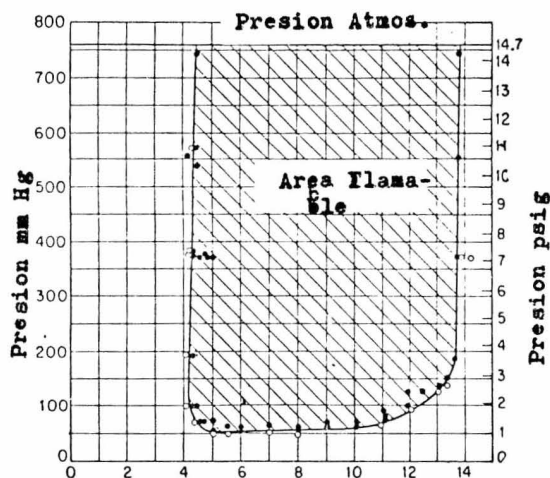
donde:

n = Porción de cada uno de los constituyentes en la mezcla en los límites más bajos en moles ó en % en volumen.

N = Límite inferior de cada uno de los constituyentes como constituyente puro en moles ó en % en volumen.

La influencia de la presión sobre los límites de inflamabilidad para el gas natural estan dados en las Figuras II - 27, II - 28.

Por último, cabe aclarar que los límites inferior y superior de inflamabilidad puede aumentarse por la adición de diluyentes, este efecto es debido en parte a la baja concentración de oxígeno en el aire.



Gas natural presente % en volumen

FIGURA II - 27 EFECTO DE LA REDUCCION DE PRESION BAJO LA PRESION ATMOSFERICA SOBRE LOS LIMITES DE INFLAMABILIDAD DE MEZCLAS GAS NATURAL - AIRE.

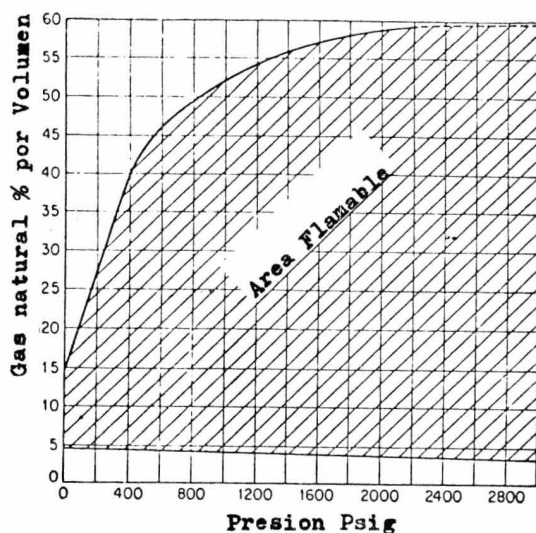


FIGURA II - 28 EFECTOS DEL AUMENTO DE PRESION ENCIMA DE LA PRESION ATMOSFERICA SOBRE LOS LIMITES DE INFLAMABILIDAD PARA MEZCLAS GAS NATURAL - AIRE.

VISCOSIDAD

Un conocimiento de la viscosidad es esencial en el estudio de la dinámica de fluidos y por lo tanto en los cálculos de ingeniería.

El concepto de viscosidad fué postulado primero por Isaac Newton y posteriormente verificada experimentalmente, por el flujo de fluidos a través de capilares por Poiseville.

La unidad de viscosidad absoluta es gr/cm-seg. y es conocida -- por poise. Otras unidades más comunes son los centipoises.

La viscosidad cinemática es la relación de la viscosidad absoluta a la densidad y la unidad común son los centistokes.

$$\frac{\mu}{\rho} = \frac{\text{Centipoise}}{\text{gr / cm}^3} = \text{Centistokes} \quad (2 - 35)$$

La viscosidad para gases a presión atmosférica están dados en la Figura II - 29.

La viscosidad de mezclas gaseosas puede ser calculada mediante la siguiente expresión:

$$\mu_m = \frac{\sum_{i=1}^n \mu_i y_i \sqrt{M_i}}{\sum_{i=1}^n y_i \sqrt{M_i}}$$

donde:

μ_m .- Viscosidad de la mezcla.

μ_i .- Viscosidad del componente i.

y_i .- Fracción mol del componente i.

M_i .- Peso molecular del componente i.

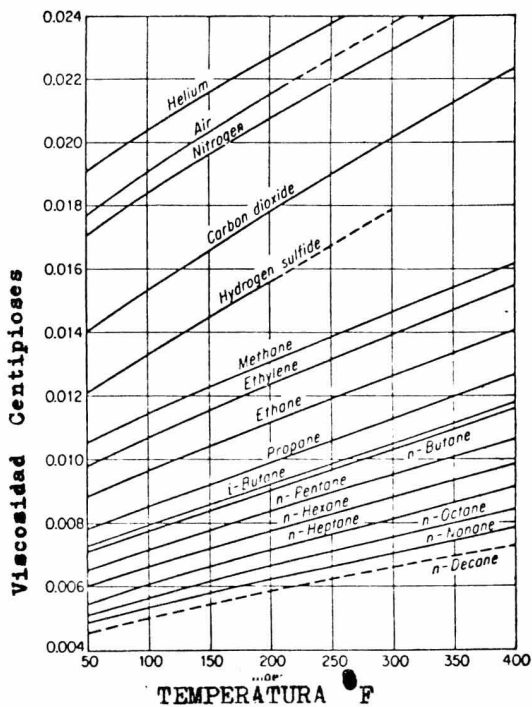


FIGURA II / 29 VISCOSIDAD DE GASES A LA PRESION ATMOSFERICA.

Para gas natural existen gráficas de la viscosidad contra la -- gravedad del gas, teniendo como parámetro a la presión, todo ésto para -- una temperatura dada y están presentadas en las Figuras II - 30 y II - 31.

CONDUCTIVIDAD TERMICA

La conductividad térmica es la propiedad fundamental de las sus tancias que gobiernan la transferencia de calor por conducción. Para los hidrocarburos constituyentes del gas natural como componentes puros, es-- tan dados los valores de conductividad en la Figura II - 32.

Para el caso del gas natural, el cual es una mezcla, existe una correlación para obtener la conductividad térmica de la mezcla y es:

$$K_m = \frac{K_1}{1 + A_{1,2} \frac{y_2}{y_1} + A_{1,3} \frac{y_3}{y_1} + A_{1,4} \frac{y_4}{y_1} + \dots} + \frac{K_2}{1 + A_{2,1} \frac{y_1}{y_2} + A_{2,3} \frac{y_3}{y_2} + A_{2,4} \frac{y_4}{y_2} + \dots} + \frac{K_3}{1 + A_{3,1} \frac{y_1}{y_3} + A_{3,2} \frac{y_2}{y_3} + A_{3,4} \frac{y_4}{y_3} + \dots} + \dots \quad (2 - 36)$$

donde: $k_1, k_2, k_3, \dots$ Son las conductividades térmicas de -- los componentes puros.

$y_1, y_2, y_3, \dots$ Son las fracciones mol de cada uno - de los componentes de la mezcla.

$$\text{y } A_{i,j} = A_{1,2}$$

$$A_{1,2} = \frac{1}{4} \left\{ 1 + \left[\frac{\mu_1}{\mu_2} \left(\frac{M_2}{M_1} \right)^{3/4} \frac{1 + S_1/T}{1 + S_2/T} \right]^{1/2} \right\}^2 \frac{1 + S_{1,2}/T}{1 + S_1/T} \quad (2 - 37)$$

donde: μ .- Viscosidad

M .- Peso molecular

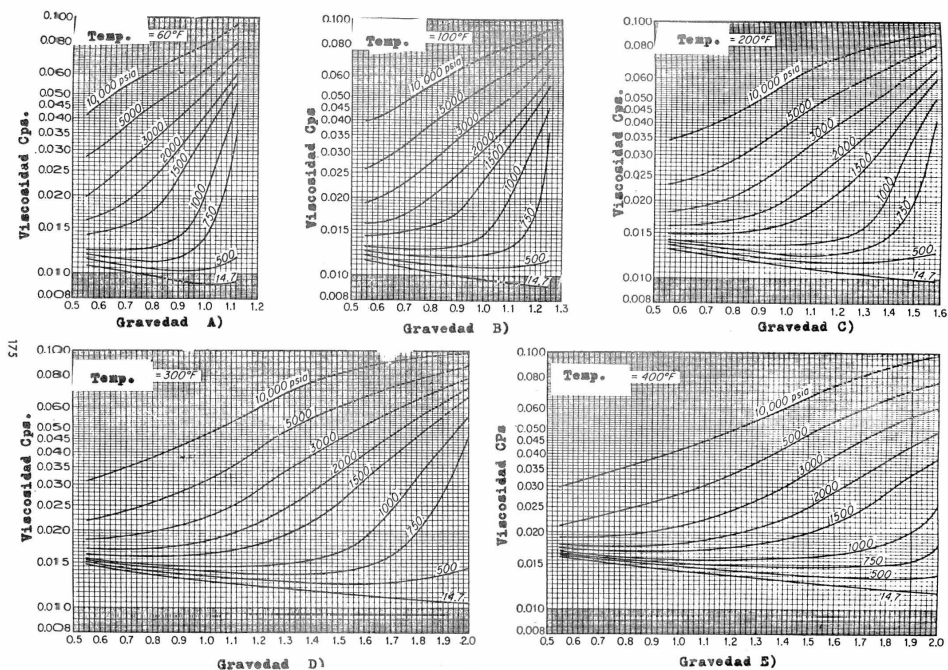


FIGURA II - 30 VISCOSIDAD PARA GASES NATURALES A) 60°F B) 100 C) 200 D) 300 E) 400°F

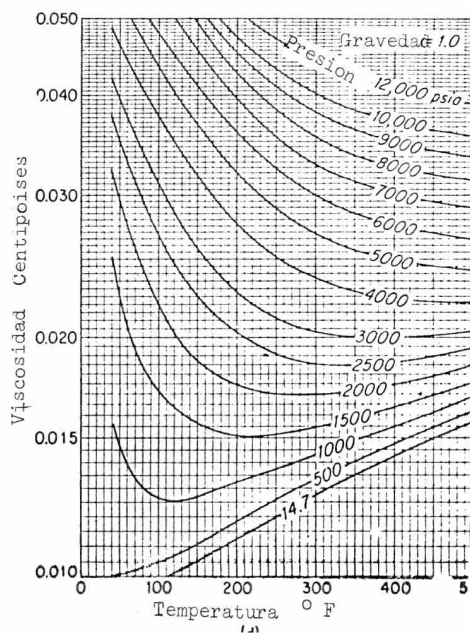
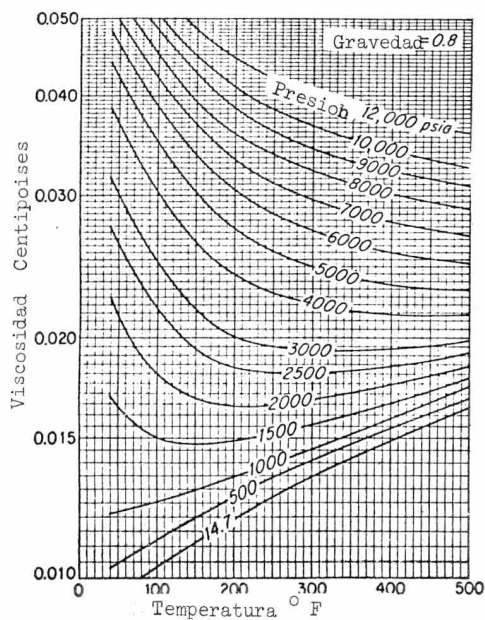
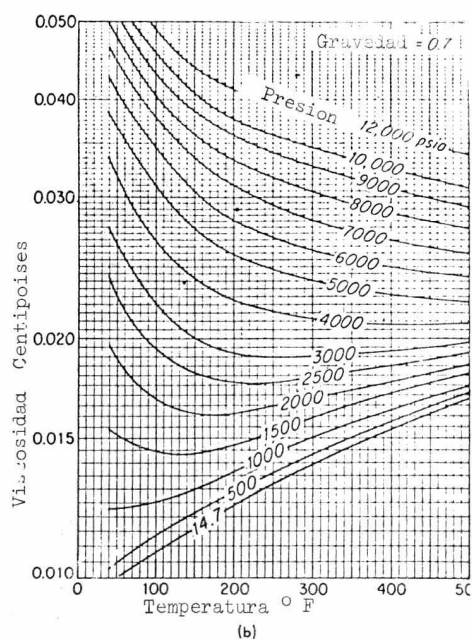
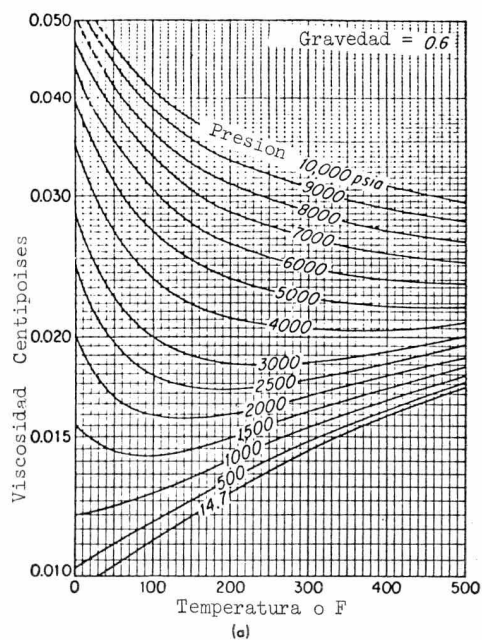


FIGURA II - 3/ VISCOSIDAD PARA GASES NATURALES DE LAS SIGUIENTES GRAVEDADES
ESPECIFICAS A) 0.6, B) 0.7, C) 0.8 , D) 1.0

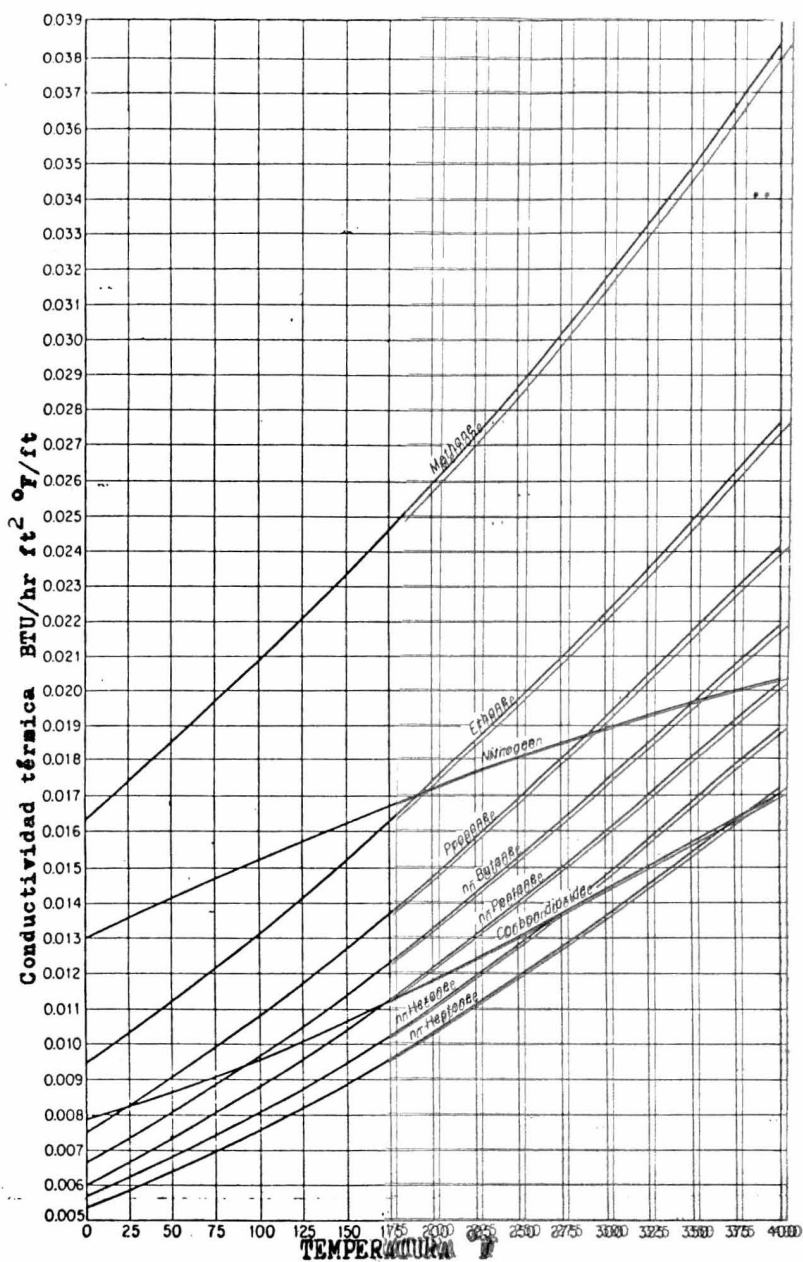


FIGURA II - 32 CONDUCTIVIDAD TERMICA DE GASES A PRESION ATMOSFERICA..

S .- Constante de Sutherland. Tabla II - 5

$S_{1,2}$.- $(S_1 S_2)^{1/2}$

T .- Temperatura absoluta $^{\circ}K$

USOS.- Anualmente se consumen cantidades enormes de gas natural como combustible para la producción de calor y energía y en menor proporción como materia prima, para la fabricación de numerosos productos químicos.

El consumo de gas natural es generalmente con fines industriales aunque cantidades considerables se emplean en el consumo doméstico.- Los productos químicos obtenidos del gas natural son: Negro de humo, --- hidrógeno, que se pueden obtener a partir de la fabricación del negro de humo y por la reacción directa del gas natural y de vapor de agua. Entre los productos químicos intermedios se puede citar: Etileno, Acetileno, - Propileno, Glicoles, Tolueno, Ac. Acético, Alcoholes, Cetonas, etc.

Estos productos intermedios intervienen fundamentalmente en la fabricación de cauchos sintéticos, plásticos, resinas, insecticidas y disolventes.

Los hidrocarburos que se obtienen del gas natural son principalmente: Propano, Butano y Pentano, éstos se venden como gasolina natural ó gasolina ligera y como gases del petróleo licuado (LP).

Estos productos se utilizan principalmente como aditivos en -- las gasolinas de refinería, combustibles para calefacción, componentes - para cauchos sintéticos y numerosos procesos químicos.

T A B L A I I - 5

CONSTANTES DE SUTHERLAND PARA GASES

G A S	S , ° K	INVESTIGADOR
METANO	198	RANKINE Y SMITH
ETANO	287	TITANI
PROPANO	341	TITANI
n - BUTANO	377	TITANI
n - PENTANO	382.8	TITANI
n - HEXANO	436.1	TITANI
NITROGENO	102.7	TRAUTZ Y BAUMANN
BIOXIDO DE		
CARBONO	274.0	SMITH

C A P I T U L O I I I

GAS NATURAL SINTETICO (S N G)

HISTORIA

Hasta la fecha han sido desarrollados diferentes procesos para la obtención de SNG, existen procesos que utilizan como materia prima principal: Nafta, gas licuado, petróleo crudo o bien carbón.

En Estados Unidos existen 10 plantas productoras de SNG, que tienen como materia prima derivados del petróleo, gas licuado o nafta, - 11 están en proyecto y 25 están suspendidas o canceladas debido al incierto futuro que presentan estas materias primas, de esto, podemos deducir que no es conveniente para México un proceso para producir SNG a partir de estas materias primas.

La materia prima más prometedora es el carbón, considerando - que en México disponemos de este energético, aún cuando no están cuantificadas exactamente nuestras reservas, ya que su uso se ha limitado a la industria siderúrgica, minero metalúrgica y eléctrica, consideramos que se debe planear su uso como energético a fin de planear y aliviar la carga que pesa sobre la industria petrolera, la cual proporciona un 92% de los energéticos en uso actualmente en México.

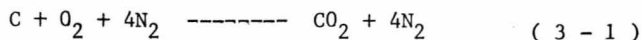
Por ello, enfocaremos nuestro estudio a la producción de SNG a partir del carbón.

Antiguamente el gas se obtenía calentando el carbón en ausen-

cia de aire, el gas se distribuía en varias ciudades para el alumbrado - de casas y calles, posteriormente en el siglo XIX la electricidad desplazó a el gas en el mercado del alumbrado, el cual se utilizó para usos domésticos.

A medida que el mercado del gas creció, se hizo necesario encontrar otros métodos mejores para surtir las demandas del gas, el proceso más ampliamente usado para fabricar gas era conocido como "gas de --- agua". El proceso era tipo ciclico, consistía en un lecho de antracita o coke que se calentaba quemando una parte del carbón en una cama con aire, los gases calientes que se desprendían calentaban el resto del carbón.

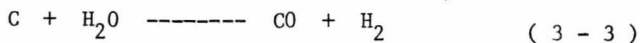
La reacción consistía en:



Cuando el carbón en la parte superior de la cama se calentaba, la reacción reversible comenzaba a ocurrir.



Cuando la cantidad de CO en el gas existente era considerable, se suspendía la entrada de aire y la cama de carbón caliente reaccionaba con vapor de agua según la siguiente reacción.



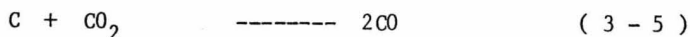
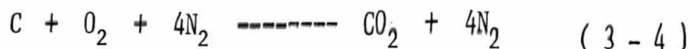
El calor requerido para esta reacción endotérmica, lo proporciona el carbón caliente, cuando la cama de carbón se enfriaba hasta el-

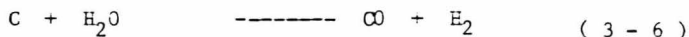
punto en que la reacción es lenta, se suspendía el flujo de vapor y volvía a repetirse el ciclo empleando aire.

El gas producido durante el proceso anterior tiene un poder calorífico de 300 BTU/ft^3 , por lo que se enriquecía; el proceso de enriquecimiento se llevaba a cabo también en un proceso cíclico, los gases de la última etapa del proceso anterior, los cuales contienen CO son que mados para calentar un recipiente que contiene ladrillos refractarios, cuando los ladrillos refractarios están suficientemente calientes, se detiene la entrada de gas y un aceite se introduce sobre los ladrillos calientes, aquí las moléculas del hidrocarburo se rompen en hidrocarburos con pesos moleculares menores, éstos se mezclan con el gas obtenido a partir del carbón para ajustar el poder calorífico.

El proceso "gas de agua" tiene muchas limitaciones, los procesos cíclicos son caros y problemáticos para operar y mantener, además la eficiencia del proceso es baja y el aceite empleado para enriquecer el gas aumenta considerablemente los costos.

Para evitar lo anterior se implantó un proceso en el cual el producto obtenido tenía un poder calorífico de 135 a 150 BTU/ft^3 , se eliminó el problema del transporte produciéndolo prácticamente en los puntos de consumo y en este proceso, la cama de carbón reaccionaba continuamente con una mezcla de aire y vapor, las reacciones simultáneas eran:





A pesar del bajo poder calorífico, el proceso para producir gas fue mucho menos costoso por unidad de calor que con el proceso "gas-de agua".

El desarrollo de nuevas y mejores tecnologías para la producción de combustibles sintéticos se ha hecho debido a la creciente demanda de energéticos y a la futura escasez de energéticos derivados del petróleo, las investigaciones tecnológicas han sido orientadas a la búsqueda de nuevos combustibles que sean capaces de sustituir a los anteriores y que puedan utilizar recursos naturales disponibles como lo es el carbón, el cual es un energético que no ha sido aprovechado en México.

Existen tecnologías para convertir carbón en gas natural sintético (SNG), sin embargo el costo del SNG fabricado por gasificación -- del carbón es mayor al precio actual del gas natural.

En la Figura III-1 se presentan las rutas para producir combustibles a partir del carbón.

La producción de gas natural sintético se lleva a cabo por -- dos rutas:

Una ruta produce gas de bajo poder calorífico solamente (100- a 250 BTU/ft³), el proceso consiste en un tratamiento previo del carbón, sigue una gasificación en la cual la generación de gas se lleva a cabo -- por la reacción de vapor de agua con carbón, el calor necesario para lle

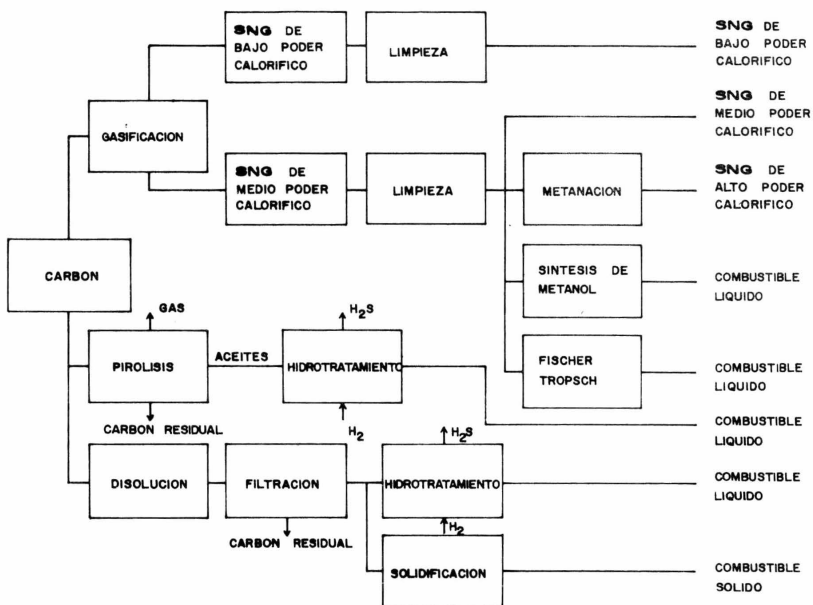


FIG.-III-1 RUTAS PARA PRODUCIR COMBUSTIBLES A PARTIR DE CARBON

var a cabo esta reacción, lo proporciona simultáneamente una introducción de aire y finalmente una limpieza del gas, la cual se lleva a cabo en una torre de absorción en donde eliminamos H_2S y CO_2 , el gas producido contiene cantidades considerables de nitrógeno introducido por el aire empleado para la combustión del carbón.

La segunda ruta produce gas de medio (250 - 550 BTU/ft³) o alto (950 - 1000 BTU/ft³) poder calorífico, el proceso consiste en un tratamiento previo del carbón, sigue una gasificación en la cual la generación del gas se lleva a cabo por la reacción de vapor de agua con carbón, el calor necesario lo proporciona una introducción simultánea de aire u oxígeno.

Si se quiere producir SNG de medio poder calorífico se utiliza oxígeno para la generación del gas, de aquí el gas pasa a una limpieza en un absorbedor, en donde se elimina el H_2S y el CO_2 , quedando el gas listo para utilizarse.

Si se quiere producir gas de alto poder calorífico se puede -- utilizar aire u oxígeno para la generación del gas, este gas pasa a una sección de conversión, en donde se aumenta la relación H_2/CO , lo cual es conveniente para una mayor generación de metano, posteriormente, de la sección de conversión pasa el gas a una sección de limpieza en donde por medio de una torre de absorción se elimina el H_2S y parte del CO_2 , ya que otra parte del CO_2 se utiliza en la siguiente sección que es la de metanación para aumentar el poder calorífico del gas, posteriormente el gas pasa a otro absorbedor donde se elimina gran parte del CO_2 quedan

do el SNG listo para utilizarse.

La obtención de combustibles líquidos a partir del carbón se lleva a cabo por tres rutas principales:

En la primera el carbón es tratado y gasificado, convertido a una relación estequiométrica adecuada de H_2/CO y limpiado en un absorbedor para eliminar el H_2S y parte del CO_2 en la misma forma como se lleva a cabo para producir SNG de alto poder calorífico, posteriormente se obtiene un hidrocarburo líquido por medio de la síntesis de metanol o bien por medio del proceso Fischer - Tropsch.

La segunda ruta para producir hidrocarburos o combustibles líquidos consiste en una pirolisis por medio de la cual al calentar el carbón obtenemos gas y aceites, posteriormente tratamos esos aceites con hidrógeno para extraerles el azufre y obtener el combustible líquido, este proceso produce grandes cantidades de gas, que deben emplearse para que resulte este proceso económicamente factible.

La tercera ruta consiste en mezclar el carbón previamente molido con un disolvente, esta suspensión posteriormente se filtra eliminando impurezas, se elimina el solvente, obtenido un aceite pasado crudo, ese aceite se trata con hidrógeno para eliminar el azufre, obteniendo un combustible líquido limpio.

En este último proceso, podemos obtener un combustible sólido si la suspensión antes del tratamiento con hidrógeno para eliminar el azufre se enfría.

En la Tabla III - I, se encuentran los principales procesos para convertir carbón a combustibles gaseosos.

Existen varios procesos probados para producir gas sintético a nivel comercial de bajo poder calorífico a partir del carbón, esos procesos son:

- 1) Proceso Lurgi
- 2) Proceso Koppers - Totzek
- 3) Proceso Winkler

Estos procesos ya han sido desarrollados a escala planta piloto para la producción de SNG de alto poder calorífico.

El proceso Lurgi es el que generalmente se está empleando para producir SNG a nivel comercial en los Estados Unidos.

Las plantas en construcción a escala comercial en los E.U.A. - son de un tamaño tal que producirán al menos 250 MMSCFD, lo cual es suficiente para proporcionar 1000 megawatts de potencia y serán operables al menos durante 330 días por año, existen 12 plantas en E.U.A. que serán terminadas antes de 1980.

Un gran número de plantas serán construídas para producir SNG de bajo y de medio poder calorífico, por lo que, este gas contendrá principalmente monóxido de carbono, hidrógeno y en muchos casos metano. El poder calorífico oscilará entre 150 y 450 BTU/ft³, dependiendo si se emplea aire u oxígeno en el gasificador.

T A B L A I I I - 1

PRINCIPALES PROCESOS PARA CONVERTIR CARBON A COMBUSTIBLES GASEOSOS.

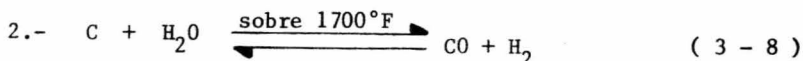
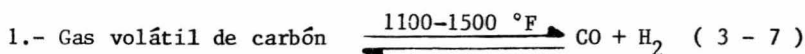
PROCESO	PODER CALORIFICO			PRESION DE OPERACION		
	BAJO	MEDIO	ALTO	BAJA	MEDIA	ALTA
HIDROGASIFICACION						
BI - GAS	X	X	X			X
HYDRANE		X	X			X
HYGAS	X	X	X			X
GASIFICACION						
ATGAS	X	X	X	X		
ACEPTADOR DE CO ₂		X	X		X	
KOPPERS - TOTZEK		X	X	X		
LURGI	X	X	X		X	
MOLTEN SALT		X	X			X
SYNTHANE	X	X	X			X
U - GAS	X				X	
UNION CARBIDE		X	X		X	
WELLMAN - GALUSHA	X	X	X	X		
WESLINGHOUSE	X				X	
WINKLER	X	X	X	X		

Los tres procesos probados a escala comercial para la producción de gas sintético de bajo y medio poder calorífico en E.U.A. se ilustran en la Tabla III - 2.

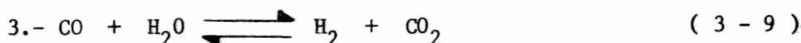
Los procesos en desarrollo que producirán SNG con un poder calorífico de 136 a 450 BTU/ft³ en los E.U.A. se ilustran en la Tabla III - 3.

METODO DE OBTENCION.

Existen cinco reacciones químicas que se deben considerar en la producción de SNG a partir del carbón, tomados en un posible orden de ocurrencia, esas 5 reacciones son:



El calor que hay que suministrar es de 58,400 BTU/lb mol de H₂O reaccionando a 1700 °F.



La reacción anterior sólo nos da 14,100 BTU/lb mol de H₂O reaccionando a 1500 °F



En esta reacción una alta presión y una relativa baja temperatura favorecen la formación de metano, buenas productividades se obtienen a 1700 °F, ya que a esta temperatura no se mantiene la reacción de vapor de agua - carbón (3-8).

T A B L A I I I - 2

PROCESOS PROBADOS A ESCALA COMERCIAL

PROCESO	DESCUBRIDOR	GASIFICADOR		AGENTE OXIDANTE	PODER CALORIFICO BTU/ ft ³
		PSIG	TEMP.		
Lurgi	Lurgi GmbH	450	1700	oxígeno	300
Lurgi	Lurgi GmbH	400	1700	aire	180
Koppers- Totzek	Koppers	atmos.	3300	oxígeno	300
Winkler	Winkler	atmos.	1700	oxígeno	275
Winkler	Winkler	atmos.	1700	aire	120

Nota:

Las unidades de poder calorífico de los diferentes procesos-
antes mencionados, son las correspondientes al gas crudo del
gasificador.

T A B L A I I I - 3

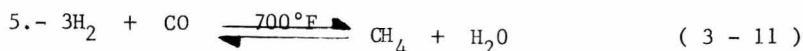
PROCESOS EN DESARROLLO

PROCESO	DESCUBRIDOR	GASIFICADOR PSIG	TEMP.	AGENTE OXIDANTE	PODER CALORIFICO BTU / CF
BI - GAS	BITUMINOUS COAL R.	1000	2700	oxígeno	370
BI - GAS	BITUMINOUS	1000	2700	aire	175
SYNTHANE	BU. of MINES	1000	1800	oxígeno	400
ATGAS	APPLIED TECH. CORP.	ATMS.	2600	oxígeno	450
HYGAS	I. of GAS TECH	1000	1750	oxígeno	375
HYGAS	I. of GAS TECH	1000	1750	aire	235
HYDRANE	BU. of MINES	ATM	1500	calor externo	825
ACEPTOR DE CO ₂	CONSOAL COAL	150	1600	dolomita	440
U - GAS	I. of GAS TECH	350	1900	aire	150
MOLTEN SALT	M. W. KELLOG	1200	1700	oxígeno	330
U. CARBIDE	CHEM. CONS. C.	100	1800	aire	150
WELLMAN - GALUSHA	WELLMAN ENG.	ATM	1100	oxígeno	268
WELLMAN - GALUSHA	WELLMAN ENG.	ATM	1100	aire	168
WESTING - HOUSE	WESTINGHOUSE research L.	ATM	1600	aire	136

NOTA:

Todas las unidades de poder calorífico corresponden al gas-crudo del gasificador.

El calor desprendido de la reacción (3 - 10) es de 39,200 BTU /lb mol y puede proporcionar parte del calor requerido para la reacción- 3 - 8 .



Esta reacción es fuertemente exotérmica (94,200 BTU/lb mol) pero como se debe conducir a temperatura relativamente baja, el calor de reacción no se puede utilizar para la reacción 3 - 8 por la baja temperatura de esta reacción, sin embargo se puede utilizar para generar vapor.

Las cuatro primeras reacciones se llevan a cabo en el gasificador, ocurriendo las dos primeras en mayor escala, en algunos procesos el calor para la reacción endotérmica de carbón - vapor de agua (reacción - 3 - 8), se obtiene por combustión de parte del carbón con oxígeno puro.

Por ser el oxígeno caro en algunos programas de desarrollo, se está empleando calor externo en lugar de oxígeno para promover la reacción, ya que si se emplea aire se obtiene gas de bajo poder calorífico, introduciendo además nitrógeno en el SNG producido.

El monóxido de carbono y el hidrógeno se forman en reacciones de gasificación y pueden reaccionar juntos sobre un catalizador para formar metano. Para consumir todo el monóxido de carbono es necesario tener una relación de tres moles de hidrógeno por una mol de monóxido de carbono, sin embargo, la cantidad de hidrógeno formado por el carbón reaccionando con oxígeno y vapor de agua no es suficiente para obtener esa relación, afortunadamente esta relación se puede aumentar al valor deseado -

agregando vapor de agua al gas que sale del gasificador llevándose a cabo la reacción de conversión (3 - 9).

Durante la reacción de metanación (en la cual tres moles de hidrógeno reaccionan con una mol de CO a 700 °F para producir una mol de CH_4 y una mol de H_2O) una cantidad considerable de calor se desprende y una gran cantidad de hidrógeno se transforma en H_2O , por ello un objetivo del proceso consiste en reducir al máximo la cantidad del gas hecha en el reactor metanador.

Propiedades Químicas y Físicas.- Las propiedades del SNG se -- ajustan según el proceso a las condiciones deseadas, los componentes del SNG son básicamente los mismos que los del gas natural.

Ventajas del SNG en el empleo como energético.

- 1.- El SNG es un combustible menos contaminante que cualquier hidrocarburo.
- 2.- Podemos obtener SNG de alto, medio y bajo poder calorífico dependiendo de las necesidades y de la materia prima disponible.
- 3.- Presenta ventajas sobre los combustibles líquidos en su facilidad de manejo, mayor limpieza y eliminación total de almacenamiento.

4.- Presenta ventajas sobre el carbón en la facilidad de manejo y de transporte.

Desventajas del SNG en el empleo como energético.

1.- El precio en la producción del SNG actualmente es mayor -- que los combustibles a los cuales podría sustituir.

2.- El SNG de bajo poder calorífico contiene CO e hidrógeno -- por lo que es un gas altamente tóxico e inflamable, presentando además características explosivas, por ello no se recomienda para uso doméstico.

C A P I T U L O I V

E S T U D I O D E M E R C A D O

Como se sabe, el mundo de hoy contempla una demanda de energía cuyo crecimiento hace prever, a mediano y largo plazo, graves problemas en la producción y distribución de los energéticos de naturaleza no renovable.

Los energéticos que se consumen a nivel mundial, según el orden de importancia son:

- 1.- Los hidrocarburos (petróleo y gas natural)
- 2.- El carbón mineral.
- 3.- La hidroeléctricidad.
- 4.- La energía nuclear.
- 5.- La geotermia.

Para tener una idea del crecimiento tan grande del consumo de energía en la actualidad podemos decir que se tiene una tasa de crecimiento del 5% anual, la cual es superior a la tasa de crecimiento de la población, el cual fue de 2.5%.

La mayor parte del consumo de energía se concentra en los países capitalistas desarrollados, los cuales se abastecen de sus propios recursos y de la importación que hacen de éstos de los países subdesarrollados.

El comercio internacional de energéticos esta basado principal

mente en el crudo, debido a factores tales como: Facilidad de transporte y almacenamiento, cosa que no sucede con otros energéticos como el gas natural, del cual su almacenamiento y transporte dependen básicamente del avance técnico para licuarlo y por esto el gas natural sólo figura como energético en usos cercanos a su lugar de producción.

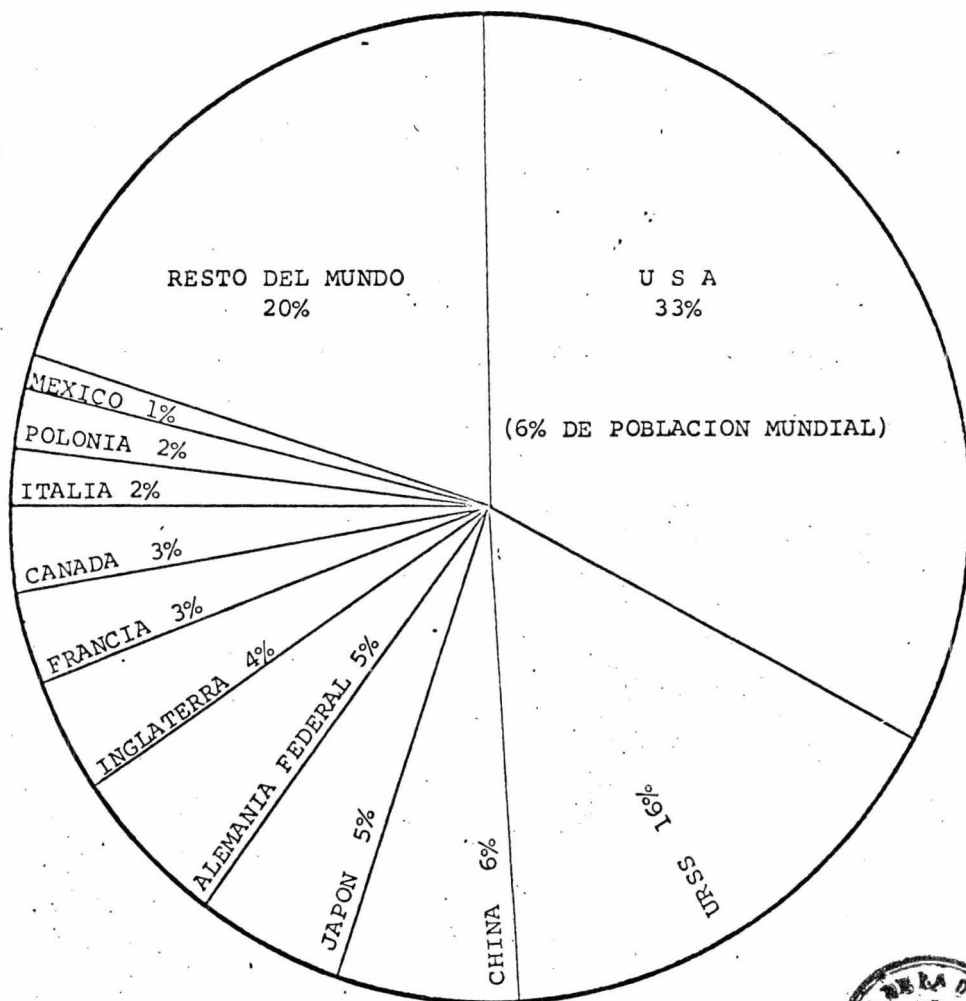
Sí tomamos en cuenta la distribución porcentual de energéticos; Figura IV - 1. Se observa como en Estados Unidos con solo el 6% de la población mundial, consume el 33% de la energía total mundial. En cambio -- países latinoamericanos en conjunto como lo son Argentina, México, Brasil y Venezuela consumen el 3% del total de la energía con una población del 5% del total mundial.

De aquí que el consumo percapita, Figura IV - 2, presenta también grandes diferencias. Así en E.U.A. tiene 180×10^6 BTU por habitante (45.36×10^6 Kcal/habitante), en tanto que en México se tiene 23×10^6 BTU/habitante (5.796×10^6 Kcal/habitante).

La disponibilidad de energéticos en México y éstos a bajo precio, ha permitido fomentar el desarrollo industrial del país, al permitir la creación de economías externas vía la infraestructura de servicios e instalaciones.

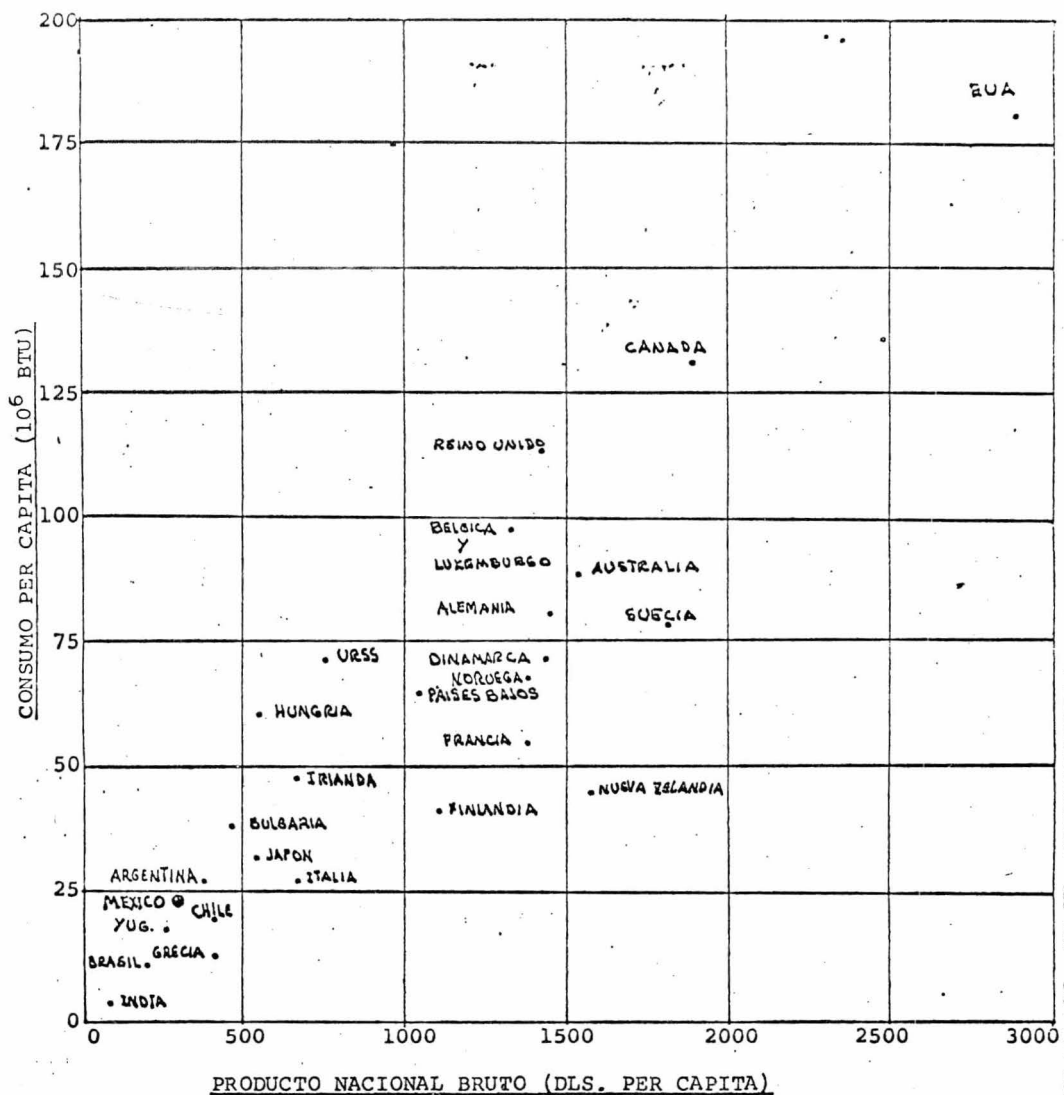
Hasta el año de 1970 el país fué autosuficiente en su producción y su consumo de energía (excepto en gas licuado), con pequeñas importaciones, sin embargo, estas fueron en aumento, hasta el segundo semestre de 1974 que México volvió a ser autosuficiente en crudo y empezó a ex

FIGURA IV - 1 CONSUMO MUNDIAL DE ENERGETICOS.



QUIMICA

FIGURA IV -2 CONSUMO DE ENERGIA



portar, esto fué debido a los descubrimientos de los campos petroleros -- del istmo.

El dinamismo con que ha crecido el sector energético en México es impresionante, al grado de superar su crecimiento al Producto Interno Bruto de 1972.

Ahora bien, para hacer una investigación de la demanda de la -- energía en México, es necesario hacer primero una separación de la energía en lo que se desglosa, esto es: Hay que dividir la utilización de la energía en México y es en dos etapas, la primaria y la secundaria.

La energía primaria se define como aquella que esta potencialmente contenida en todos los energéticos como los hidrocarburos, el carbón, la energía hidráulica, nuclear y geotermia, en el momento en que se incorporan a la economía.

La energía secundaria, es la energía contenida potencialmente en los energéticos, cuando estos llegan al consumidor final. Su valor es igual al de la energía primaria, con deducción de la energía necesaria para llevarla al lugar de consumo.

El consumo de la energía secundaria mide la disponibilidad para la economía, que se manifiesta en la producción de bienes y servicios.

En cambio la energía primaria representa la realidad de lo demandado, de aquí que el presente estudio se hace en base de la energía --

primaria.

Ahora bien, en el presente estudio no pretendemos abarcar el to tal de los energéticos, sino que lo enfocaremos a aquellos energéticos — que pueden ser sustituidos por gas natural, del cual después de un crecimiento relativamente lento, se ha ampliado su uso y en la actualidad proporciona una quinta parte de toda la energía empleada en el mundo.

Por otro lado, debido a la etapa de desarrollo tecnológico y so cial por la cual atravieza el país, se observa una tendencia a demandar — cada vez mayores cantidades de gas en detrimento de la demanda de combustible.

El presente estudio de la demanda de gas deberá ser tomado con la flexibilidad que requiere un mercado tan variable como lo es el consumo de los energéticos.

A) L A D E M A N D A

El consumo de gas natural en el país, con fines energéticos, durante el período de 1964 a 1972, tuvo una tasa de crecimiento de 11% ---- anual y las cantidades se presentan en la Tabla IV - 1.

T A B L A IV - 1

CONSUMO DE GAS NATURAL EN EL PERIODO 1964-1972

AÑO	S C F / AÑO	M m ³ / AÑO	B T U / AÑO
1964	2.848 X 10 ¹¹	8.0598 X 10 ⁶	2.706 X 10 ¹⁴
1965	3.124 X "	8.8409 X "	2.969 X "
1966	3.223 X "	9.1211 X "	3.063 X "
1967	3.541 X "	1.0021 X 10 ⁷	3.365 X "
1968	3.710 X "	1.0499 X "	3.526 X "
1969	4.312 X "	1.2203 X "	4.098 X "
1970	4.587 X "	1.2981 X "	4.359 X "
1971	4.817 X "	1.3632 X "	4.578 X "
1972	5.301 X "	1.5001 X "	5.038 X "

S C F .- Pies cúbicos estandar

M m³ .- Miles de metros cúbicos

La proyección del consumo de gas natural para el periodo 1975-2000 se cálculo en base de una regresión lineal, mediante las siguientes

ecuaciones: $y_i = \hat{\alpha} + \hat{\beta} x_i$

$$\hat{\beta} = \frac{\sum_{i=1}^n x_i y_i - \frac{\sum_{i=1}^n x_i \sum_{i=1}^n y_i}{n}}{\sum_{i=1}^n x_i^2 - \frac{(\sum_{i=1}^n x_i)^2}{n}}$$

$$\hat{\alpha} = \bar{y} - \hat{\beta} \bar{x}$$

Para el coeficiente de correlación se tiene:

$$\hat{r} = \frac{n \sum_{i=1}^n x_i y_i - \sum_{i=1}^n x_i \sum_{i=1}^n y_i}{\left[n \sum_{i=1}^n x_i^2 - \left(\sum_{i=1}^n x_i \right)^2 \right] \left[n \sum_{i=1}^n y_i^2 - \left(\sum_{i=1}^n y_i \right)^2 \right]}^{1/2}$$

Aplicando se tiene:

AÑO	X_i	Y_i	$X_i Y_i$	X_i^2	Y_i^2
1964	0	2.848×10^{11}	0	0	8.111×10^{22}
1965	1	3.124	3.124×10^{11}	1	9.759
1966	2	3.223	6.446	4	1.038×10^{23}
1967	3	3.541	1.062×10^{12}	9	1.253
1968	4	3.710	1.484	16	1.376
1969	5	4.312	2.156	25	1.859
1970	6	4.587	2.752	36	2.104
1971	7	4.817	3.371	49	2.320
1972	8	5.301	4.240	64	2.810
TOTAL	36	3.546×10^{12}	1.624×10^{13}	204	1.454×10^{24}

$$\hat{\beta}_3 = 3.4273 \times 10^{10}$$

$$\hat{\alpha} = 2.5695 \times 10^{11}$$

Por lo tanto la ecuación esta dada por:

$$Y_i = 2.5695 \times 10^{11} + 3.4273 \times 10^{10} x_i$$

Ahora sacaremos el coeficiente de correlación

$$\hat{r} = 0.89$$

Ya obtenidos los valores de estas variables, podemos nosotros sacar la proyección.

Los resultados de la proyección se muestran en la Tabla IV - 2.

T A B L A I V - 2

PROYECCION DE LA DEMANDA DE GAS HASTA EL AÑO 2000

AÑO	S C F / A Ñ O	M m ³ / A Ñ O	B T U / A Ñ O
1975	6.3395 X 10 ¹¹	1.7941 X 10 ⁷	6.0252 X 10 ¹⁴
1976	6.6823	1.8911	6.3510
1977	7.0250	1.9880	6.6766
1978	7.3677	2.0850	7.0024
1979	7.7105	2.1820	7.3282
1980	8.0532	2.2790	7.6539
1981	8.3959	2.3760	7.9796
1982	8.7386	2.4730	8.3053
1983	9.0814	2.5700	8.6311
1984	9.4241	2.6670	8.9568
1985	9.7668	2.7640	9.2825
1986	1.0109 X 10 ¹²	2.8610	9.6082
1987	1.0452	2.9580	9.9340
1988	1.0795	3.0550	1.0260 X 10 ¹⁵
1989	1.1137	3.1520	1.0585
1990	1.1480	3.2490	1.0911
1991	1.1823	3.3460	1.1237
1992	1.2165	3.4429	1.1563
1993	1.3194	3.5400	1.1888
1994	1.2851	3.6370	1.2214

1995	1.3194	3.7339	1.2540
1996	1.3536	3.8309	1.2866
1997	1.3979	3.9279	1.3191
1998	1.4222	4.0249	1.3517
1999	1.4565	4.1219	1.3843
2000	1.4907	4.2189	1.4169

El gas natural tiene usos no energéticos como por ejemplo en - la producción de arrabio por el método del "hierro - esponja " (patente-mexicana), el cual utiliza una mezcla de gas natural y vapor de agua como reductor, se usa también en la fabricación de negro de humo, además - de centenares de productos químicos intermedios como: Etileno, Acetileno, Propileno, Glicoles, Tolueno, Acido Acético, Alcoholes y Cetonas.

Estos productos intermedios intervienen fundamentalmente en la fabricación de cauchos sintéticos, plásticos, resinas, insecticidas y disolventes.

El consumo de gas natural en este tipo de usos a partir de --- 1964 hasta 1972, esta dado por la Tabla IV - 3.

T A B L A IV - 3

CONSUMO DEL GAS NATURAL CON USOS NO ENERGETICOS. PERIODO
DE 1964 - 1972

AÑO	S C F / A Ñ O	M m ³ / A Ñ O	B T U / A Ñ O
1964	3.300 X 10 ⁹	9.339 X 10 ⁴	3.136 X 10 ¹²
1965	3.374	9.5484	3.206
1966	4.116	1.1648 X 10 ⁵	3.912
1967	4.635	1.3117	4.405
1968	6.192	1.7523	5.885
1969	1.294 X 10 ¹⁰	3.6620	1.229 X 10 ¹³
1970	1.542	4.3639	1.465
1971	1.587	4.4912	1.508
1972	1.757	4.9723	1.669

S C F .- Pies cúbicos estandar

M m³ .- Miles de metros cúbicos

El incremento anual promedio en los consumos anteriores es - del 26.3% por lo que se tendrá un mercado potencial muy grande y muy fuerte en un futuro en el consumo no energético del gas natural.

La proyección del consumo de gas natural para consumo no energético se calcula de la siguiente manera usando una regresión lineal.

AÑO	X_i	Y_i	$X_i Y_i$	X_i^2	Y_i^2
1964	0	3.30×10^9	0	0	0
1965	1	3.37	3.37×10^9	1	1.1384×10^{19}
1966	2	4.11	8.23	4	1.6941
1967	3	4.63	1.39×10^{10}	9	2.1483
1968	4	6.19	2.47	16	3.8340
1969	5	1.29×10^{10}	6.47	25	1.6744×10^{20}
1970	6	1.54	9.95	36	2.3778
1971	7	1.58	1.11×10^{11}	49	2.5186
1972	8	1.75	1.40	64	3.0870
TOTAL	36	8.3417	4.59×10^{11}	204	1.0540×10^{21}

$$\hat{\beta} = 2.0912 \times 10^9$$

$$\hat{\alpha} = 9.037 \times 10^8$$

La ecuación de regresión queda de la siguiente manera:

$$y_i = 9.037 \times 10^8 + 2.0912 \times 10^9 X_i$$

El coeficiente de correlación es:

$$\hat{e} = 0.96$$

Los datos obtenidos proyectados hasta el año 2000 se muestran en la Tabla IV - 4.

T A B L A IV - 4

PROYECCION DE LA DEMANDA DE GAS NATURAL PARA CONSUMO NO
ENERGETICO.

AÑO	S C F / A Ñ O	M m ³ / A Ñ O
1975	2.3907 X 10 ¹⁰	6.7657 X 10 ⁵
1976	2.598	7.3574
1977	2.8089	7.9492
1978	3.0181	8.5412
1979	3.2272	9.1330
1980	3.4363	9.7247
1981	3.6454	1.0316 X 10 ⁶
1982	3.8545	1.0908
1983	4.0636	1.1500
1984	4.2728	1.2092
1985	4.4819	1.2684
1986	4.6919	1.3276
1987	4.9000	1.3867

1988	5.1093	1.4459
1989	5.3183	1.5051
1990	5.5275	1.5643
1991	5.7366	1.6234
1992	5.9457	1.6826
1993	6.1548	1.7418
1994	6.3639	1.8010
1995	6.5731	1.8602
1996	6.7822	1.9194
1997	6.9913	1.9785
1998	7.2005	2.0377
1999	7.4096	2.0969
2000	7.6187	2.1561

Los datos que se muestran en la Tabla IV - 4 fueron comparados - con algunas proyecciones hechas por las organizaciones que las usan y no - corresponden, ésto es debido a que en el periodo estudiado estaba apenas - en vías de desarrollo la industria que usa el gas como insumo.

Por lo tanto, la proyección fué corregida para dar la siguiente:

AÑO	S C F / A Ñ O	M m ³ / A Ñ O
1975	2.098 X 10 ¹⁰	5.9373 X 10 ⁵
1976	2.238	6.3335
1977	2.387	6.7552
1978	2.546	7.2052

1979	2.716	7.6863
1980	2.897	8.1985
1981	2.897	8.1985

S C F.- Pies cúbicos estandar

M m³ .- Miles de metros cúbicos

Consideramos que a partir de 1981 el consumo de gas natural - con uso no energético, permanecerá constante, ya que no se preveen expansiones en este tipo de mercado.

Otro energético muy usado tanto en el ramo industrial como en el ramo doméstico (representan el 8.6% de la demanda nacional de energéticos primarios) es el gas licuado, en el cual México nunca ha sido autosuficiente. En 1972 del consumo de gas licuado se importó casi el 40% --- (entre Pemex y particulares), por lo que se puede decir que es en verdad un producto que puede ser sustituido por el gas natural con grandes ventajas.

La demanda de gas licuado en el país con uso energético fué:

Ver Tabla IV - 5.

T A B L A I V - 5

CONSUMO DE GAS LICUADO EN MEXICO EN EL PERIODO 1964 - 1972

AÑO	S C F / A Ñ O	M m ³ / A Ñ O	B T U / A Ñ O
1964	4.6187 X 10 ⁷	1.3071 X 10 ³	3.4327 X 10 ¹³
1965	5.5511	1.5710	4.1257
1966	6.2779	1.7766	4.6658
1967	6.8021	1.9250	5.0554
1968	7.0656	1.9996	5.2513
1969	7.5666	2.1413	5.6236
1970	8.0096	2.2667	5.9528
1971	8.0444	2.2766	5.9787
1972	9.5125	2.6921	7.0698

S C F.- Pies cúbicos estandar

M m³ .- Miles de metros cúbicos

APLICANDO REGRESION LINEAL

AÑO	X_i	Y_i	$X_i Y_i$	X_i^2	Y_i^2
1964	0	4.6187×10^7	0	0	2.1332×10^{15}
1965	1	5.5511	5.5511×10^7	1	3.0815
1966	2	6.2769	1.2575×10^8	4	3.9412
1967	3	6.8021	2.0406	9	4.6268
1968	4	7.0656	2.8262	16	4.9923
1969	5	7.5666	3.7833	25	5.7253
1970	6	8.0096	4.8058	36	6.4153
1971	7	8.0444	5.6311	49	6.4712
1972	8	9.5125	7.6100	64	9.0488
TOTAL	36	6.3448×10^8	2.8509×10^9	204	4.6436×10^{16}

$$\hat{\beta} = 5.2163 \times 10^6$$

$$\hat{\alpha} = 4.9632 \times 10^7$$

La ecuación de regresión queda de la siguiente manera:

$$\hat{Y}_i = 4.9632 \times 10^7 + 5.2163 \times 10^6 \times X_i$$

El coeficiente de correlación es:

$$\hat{\rho} = 0.978$$

Proyectando hasta el año 2000 se tiene la Tabla IV - 6.

T A B L A IV - 6

PROYECCION DE LA DEMANDA DE GAS LIGUADO HASTA EL AÑO 2000.

AÑO	S C F / A Ñ O	M m ³ / A Ñ O	B T U / A Ñ O .
1975	1.0701 X 10 ⁸	3.0284 X 10 ³	7.9532 X 10 ¹³
1976	1.1223	3.1761	8.3411
1977	1.1744	3.3236	8.7321
1978	1.2266	3.4713	9.1163
1979	1.2787	3.6187	9.5035
1980	1.3309	3.7664	9.8915
1981	1.3931	3.9141	1.0279 X 10 ¹⁴
1982	1.4353	4.0619	1.0667
1983	1.4874	4.2093	1.1055
1984	1.5395	4.3571	1.1443
1985	1.5917	4.5045	1.1830
1986	1.6439	4.6522	1.2218
1987	1.6961	4.8000	1.2606
1988	1.7482	4.9474	1.2993
1989	1.8004	5.0951	1.3381
1990	1.8525	5.2426	1.3768
1991	1.9047	5.3903	1.4156
1992	1.9569	5.5380	1.4544
1993	2.0090	5.6855	1.4931
1994	2.0612	5.8332	1.5319
1995	2.1134	5.9809	1.5707

1996	2.1655	6.1284	1.6094
1997	2.2177	6.2761	1.6482
1998	2.1699	6.4238	1.6870
1999	2.3220	6.7190	1.7645
2000	2.3742	6.7190	1.7645

S C F .- Pies cúbicos estandar

Otro energético de mucha demanda y que se puede sustituir por el gas natural sintético es el combustóleo, cuyo consumo de 1964 - 1972 está indicada en la Tabla IV - 7. El cual presenta un incremento de 2.8% anual promedio.

T A B L A IV - 7

CONSUMO DE COMBUSTOLEO EN MEXICO EN EL PERIODO 1964-1972

AÑO	S C F / A Ñ O	M m ³ / A Ñ O	B T U / A Ñ O
1964	2.6436 X 10 ⁸	7.4814 X 10 ³	2.9764 X 10 ¹⁴
1965	2.5774	7.2940	2.9019
1966	2.8988	8.2036	2.2637
1967	3.3814	9.5693	3.8071
1968	3.1555	8.9301	3.5528
1969	3.6844	1.0427 X 10 ⁴	4.1482
1970	3.3119	9.3727 X 10 ³	3.7289
1971	3.8175	1.0804 X 10 ⁴	4.2981
1972	4.2546	1.2041	4.7902

S C F .- Pies cúbicos estandar.

M m³ .- Miles de metros cubicos.

Una proyección de la demanda de combustóleo se puede hacer —
haciendo regresión lineal y la calculamos de la siguiente manera:

AÑO	X_i	Y_i	$X_i Y_i$	X_i^2	Y_i^2
1964	0	2.6436×10^8	0	0	6.9886×10^{16}
1965	1	2.5774	2.5774×10^8	1	7.1685
1966	2	2.8988	5.7976	4	8.4030
1967	3	3.3814	1.0144×10^9	9	1.1434×10^{17}
1968	4	3.1555	1.2629	16	9.9572×10^{16}
1969	5	3.6844	1.8422	25	1.3575×10^{17}
1970	6	3.3119	1.9871	36	1.0969
1971	7	3.8175	2.6723	49	1.4573
1972	8	4.2546	3.4037	64	1.8102

$$\hat{\beta} = 1.8837 \times 10^7$$

$$\hat{\alpha} = 2.2549 \times 10^8$$

La ecuación de regresión queda de la siguiente manera:

$$Y_i = 2.5440 \times 10^8 + 1.8837 \times 10^7 \times i$$

El coeficiente de correlación:

$$\hat{r} = 0.84$$

La proyección de la demanda de combustóleo esta dada por la Ta-
bla IV - 8.

T A B L A IV - 8

PROYECCION DE LA DEMANDA DE COMBUSTOLEO HASTA EL AÑO 2000

AÑO	S C F / A Ñ O	M m ³ / A Ñ O	B T U / A Ñ O
1975	4.6209 X 10 ⁸	1.3077 X 10 ⁴	5.2027 X 10 ¹⁴
1976	4.8094	1.3611	5.4148
1977	4.9977	1.4143	5.6269
1978	5.1861	1.4677	5.8390
1979	5.3745	1.5210	6.0511
1980	5.5628	1.5743	6.2631
1981	5.7512	1.6276	6.4753
1982	5.9396	1.6809	6.6874
1983	6.1279	1.7342	6.8994
1984	6.3136	1.7867	7.1085
1985	6.5047	1.8408	7.3236
1986	6.6930	1.8941	7.5356
1987	6.8814	1.9474	7.7478
1988	7.0698	2.0007	7.9599
1989	7.2582	2.0541	8.1720
1990	7.4439	2.1066	8.3811
1991	7.6349	2.1607	8.5961
1992	7.8233	2.2140	8.8082
1993	8.0116	2.2673	9.0202
1994	8.2000	2.3206	9.2324

1995	8.3884	2.3739	9.4450
1996	8.5767	2.4272	9.6565
1997	8.7651	2.4805	9.8686
1998	8.9535	2.5338	1.0080×10^{15}
1999	9.1418	2.5871	1.0293
2000	9.3302	2.6404	1.0505

B) L A O F E R T A

B. 1.- G A S N A T U R A L

La producción de gas natural durante los años pasados (1964 - 1973) tuvo incrementos considerables, debido a la explotación que se -- efectuó en los pozos productores de gas ya descubiertos, así como la recuperación del gas ya asociado.

Para los próximos años, esta tendencia decrecerá considerablemente por que no se han descubierto campos importantes en los últimos 15 años.

Para analizar la oferta se supone que se instalarán los compresores suficientes para agotar las reservas de los campos de gas y tam-bién se supone la total recuperación del gas asociado de los campos de -aceite.

En la Tabla IV - 9 se presenta la estructura de la oferta del -gas natural.

T A B L A IV - 9

ESTRUCTURA DE LA OFERTA DE GAS NATURAL

AÑO	SCF / AÑO	Mm ³ / AÑO	DEMANDA SCF / AÑO	DEFICIT SCF / AÑO
1975	5.0437 X 10 ¹¹	1.4274 X 10 ⁷	6.3395 X 10 ¹¹	1.2958 X 10 ¹¹
1976	5.1664	1.4621	6.2823	1.5159
1977	5.5308	1.5652	7.0250	1.4942
1978	6.1974	1.7538	7.3677	1.1703
1979	6.4515	1.8258	7.7105	1.2590
1980	6.8848	1.9484	8.0532	1.1684
1981	6.9970	1.9802	8.3959	1.3989
1982	6.8749	1.9456	8.7386	1.8637
1983	6.7782	1.9182	9.0814	2.5032
1984	6.5406	1.8510	9.4241	2.8835
1985	6.3459	1.7959	9.7668	3.4209
1986	6.0060	1.6997	1.0109 X 10 ¹²	4.1035
1987	5.8806	1.6642	1.0452	4.5517
1988	5.6606	1.6019	1.0795	5.1344
1989	5.3506	1.5142	1.1138	5.7871
1990	5.0415	1.4267	1.1481	6.4390

S C F .- Pies cúbicos estandar

M m³ .- Miles de metros cúbicos

De la Tabla IV - 9 podemos ver que se tiene un déficit de gas - natural a partir del año de 1975, llegando a ser alarmante en el año de - 1990, en el cual existe un déficit del 56 % de la demanda y ésto sin in- cluir el gas natural de uso no energético.

B. 2.- G A S L I C U A D O

La oferta de gas licuado está estructurado de la siguiente mane-
ra:

AÑO	SCF/AÑO	Mm ³ /AÑO	DEMANDA SCF/AÑO	DEFICIT SCF/AÑO
1975	1.048 X 10 ⁸	2.9658 X 10 ³	1.0701 X 10 ⁸	(2.21 X 10 ⁶)
1976	1.223	3.4611	1.1223	1.007X 10 ⁶
1977	1.990	5,6317	1,1744	8.151X 10 ⁷
1978	2,142	6,0619	1.2266	9,154X 10 ⁷
1979	2,857	8.0853	1.2787	1.57 X 10 ⁸
1980	2,952	8.3542	1.3309	1.62
1981	2,937	8.3117	1.3831	1.55
1982	1,994	8.4730	1,4353	1.55
1983	2,979	8.4306	1.4874	1.49

S C F .- Pies cúbicos estandar

() .- Significa déficit.

M m³ .- Miles de metros cúbicos

Sin parentesis indica superhavit.

De la Tabla anterior se puede ver que México tendrá superhavit - de gas licuado, por lo que se puede considerar poco probable sustituirle antes de 1990.

B.- C O M B U S T O L E O

La oferta de combustoleo se presenta en la Tabla IV - 10.

T A B L A IV - 10

ESTRUCTURA DE LA OFERTA DE COMBUSTOLEO EN MEXICO

AÑO	SCF/AÑO	Mm ³ /AÑO	DEMANDA SCF/AÑO	DEFICIT SCF/AÑO
1975	4.176 X 10 ⁸	1.1818 X 10 ⁴	4.6209 X 10 ⁸	(4.449 X 10 ⁷)
1976	4.276	1.2101	4.8094	(5.333)
1977	4.578	1.2956	4.9977	(4.197)
1978	5.130	1.4518	5.1861	(5.610 X 10 ⁶)
1979	5.340	1.5112	5.3745	(3.450)
1980	5.699	1.6128	5.5628	1.362 X 10 ⁷)
1981	5.792	1.6391	5.7512	4.080 X 10 ⁶)
1982	5.692	1.6108	5.9396	(2.476 X 10 ⁹)
1983	5.612	1.5882	6.1297	(5.159)
1984	5.493	1.5545	6.3136	(8.206)
1985	5.210	1.4744	6.5047	(1.294 X 10 ⁸)

S C F , - Pies cúbicos estandar

M m³ , - Miles de metros cúbicos

El parentesis significa déficit ()

Sin parentesis significa superhavit

Como se puede ver, a partir del año de 1982; año en el que se - tiene autosuficiencia en combustóleo, empieza a existir un fuerte déficit, al grado de que en 1985 existe un 20% de déficit para la demanda de ese - año.

PANORAMA NACIONAL.

Comparando la oferta y la demanda de los energéticos estudiados, se ve que México no tendrá problema alguno por falta de energía hasta el año de 1981.

A partir de este año será necesario empezar a importar combustóleo para satisfacer la demanda de los energéticos estudiados.

En la Tabla IV - 11 se presenta un cuadro donde se muestran los déficits de gas natural y combustóleo, así como el superhavit esperado de gas licuado, todo ello expresado en unidades de BTU / AÑO.

T A B L A IV - 11

PANORAMA NACIONAL DE FALTA DE ENERGETICOS EN MEXICO 1980 - 1990

AÑO ENERGETICO	GAS NATURAL	COMBUSTOLEO	GAS LICUADO
	B T U / A Ñ O	B T U / A Ñ O	B T U / A Ñ O
1980	(1.1099×10^{14})	1.5334×10^{13}	1.2048×10^{14}
1981	(1.3289×10^{14})	4.5936×10^{12}	1.1548×10^{14}
1982	(1.7705×10^{14})	(2.787×10^{13})	1.1584×10^{14}
1983	(2.188×10^{14})	(5.808×10^{13})	1.1085×10^{14}
1984	(2.739×10^{14})	(9.232×10^{13})	$1.094 \times 10^{14}\#$
1985	(3.2498×10^{14})	(1.457×10^{14})	$1.072 \times 10^{14}\#$
1986	(3.8993×10^{14})	(4.121×10^{14})	$1.0514 \times 10^{14}\#$
1987	(4.3241×10^{14})	$(7.504 \times 10^{14})\#$	$1.0307 \times 10^{14}\#$
1988	(4.8777×10^{14})	$(1.366 \times 10^{15})\#$	$1.0104 \times 10^{14}\#$
1989	(5.4977×10^{14})	$(2.487 \times 10^{15})\#$	$9.905 \times 10^{13}\#$
1990	(6.1170×10^{14})	$(4.527 \times 10^{15})\#$	$9.710 \times 10^{13}\#$

El parentesis significa déficit ()

Sin parentesis indica superhavit

El asterisco # es estimado en base de importaciones probables -
de gas licuado y consumo total de la reserva petrolera.

El déficit del país en los energéticos estudiados en BTU/AÑO - será el siguiente:

T A B L A VI - 12

DEFICIT DE GAS NATURAL CON USOS ENERGETICOS

AÑO	S C F / A Ñ O	M m ³ / A Ñ O	B T U / A Ñ O
1982	9.8985 X 10 ¹⁰	2,8013 X 10 ⁶	8,9087 X 10 ¹²
1983	1.8447 X 10 ¹¹	5.2205	1,6603 X 10 ¹⁴
1984	2.8543	8,0777	2.5689
1985	4,0388	1.1430 X 10 ⁷	3.6350
1986	7,7431	2,1913	6.9688
1987	1,1996 X 10 ¹²	3.3949	1.0797 X 10 ¹⁵
1988	1.9475	5,5114	1,7525
1989	3,2732	9,2632	2,9459
1990	5.6027	1.5856	5,0425

S C F , - Pies cúbicos estandar

M m³ , - Miles de metros cúbicos

En la Tabla anterior se da también el volumen de gas natural - sintético que cubrirá ese déficit, dicho volumen es calculado en base al poder calorífico de 900 BTU/ft³

A esta cantidad de gas deberá aumentarse la cantidad de gas natural que se consume con fines no energéticos.

Los resultados finales se presentan en la Tabla IV - 13.

T A B L A IV - 13

CONSUMO PROBABLE DE GAS SINTETICO NATURAL

AÑO	S C F / A Ñ O	M m ³ / A Ñ O
1982	1.2795 X 10 ¹¹	3.6213 X 10 ⁶
1983	2.1344	6.0404
1984	3.1440	8.8975
1985	4.3285	1.2250 X 10 ⁷
1986	8.0328	2.2734
1987	1.2285 X 10 ¹²	3.4767
1988	1.9764	5.5932
1989	3.3021	9.3449
1990	5.6316	1.5937 X 10 ⁸

S C F .- Pies cúbicos estandar

M m³ .- Miles de metros cúbicos

De la tabla anterior se puede ver que en 1990 se tiene un déficit de energía para los energéticos estudiados de más de un 50%.

Para prevenir este déficit se estan aumentando los trabajos exploratorios para encontrar nuevos pozos productores de gas, sobre todo en la región norte del país, donde se presenta la mayor escasez de este energético, aún no se tienen resultados de estos trabajos.

Una alternativa para satisfacer esta demanda sería el importar gas licuado y gasificarlo posteriormente en México, sin embargo, consideramos que existe otra que no debe descuidarse y es la de que México produzca sus propios energéticos, por ello debe iniciar estudios previos a la posible instalación de plantas productoras de SNG cuya capacidad sería de 200 - 300 MMSCFD cada una, esto es por que se a visto en estudios realizados en los Estados Unidos de que es la capacidad óptima.

Estos estudios previos consistirian en la instalación de una pequeña planta piloto en donde podrian determinarse las condiciones exactas del proceso.

M A T E R I A S P R I M A S

La materia prima principal en la producción de SNG es el carbón mineral, del cual hablaremos a continuación:

SINTESIS HISTORICA

La explotación del carbón en México data de fines del siglo pasado y principios del presente. En esas épocas se empezaron a explotar — las primeras minas de las cuencas carbóníferas de Sabinas.

En ese entonces, el carbón se utilizaba principalmente en la industria minera y como combustible para el movimiento de los ferrocarriles.

La industria siderúrgica comenzó a utilizarlo en forma importante en el año de 1900.

. La producción de carbón llegó a alcanzar un máximo de 1,400.000 toneladas, con un promedio aproximado de 600,000 toneladas para el periodo comprendido entre los años de 1890 y 1910.

Sin embargo, poco tiempo después, la inestabilidad política del país y sobre todo el advenimiento de las locomotoras operadas por diesel-ó petróleo, hicieron bajar bruscamente la producción de carbón al grado - de que en el año de 1916 solo se produjeron 300,000 toneladas.

A partir de entonces, la producción ha ido siempre en aumento,- principalmente como resultado de las demandas impuestas por el desarrollo de la industria siderúrgica. Sin embargo, su diversificación no se ha uti

lizado en forma apreciable, ni como energético en la producción de energía eléctrica, ni como materia prima en la industria de la carboquímica.

La utilización del carbón actualmente se divide de la manera si guiente:

GENERACION DE ENERGIA ELECTRICA	8,6 %
INDUSTRIA MINERA	1.4 %
INDUSTRIA SIDERURGICA	90.0 %

RESERVAS DE CARBON MINERAL.

México cuenta con 13,000 Km² de cuencas carboníferas, en las - cuales existe carbón coquizable de primera calidad para la producción de gas natural sintético. Estas cuencas se localizan en la parte norte central y oriental del estado de Coahuila. Ver Figura IV - 3 y IV - 4.

Estas cuencas forman parte del conjunto fisiográfico que los - mineros llaman ó conocen como región carbonífera de Sabinas.

De esta región geologicamente es la sección principal y más -- económicamente importante de una gran cuenca conocida con el nombre gené rico de " Cuenca Carbonífera de Coahuila . que también se encuentra re-- presentada en el extremo noreste de Coahuila (Río Escondido) en la mar gen oeste de Nuevo León (Lampazos) y posiblemente en algunas localiza-- ciones aisladas (Ojinaga, Casas Grandes) de la parte noroeste de Chi-- huahua.

FIGURA IV - 3 PRINCIPALES CUENCAS CARBONIFERAS DE MEXICO.

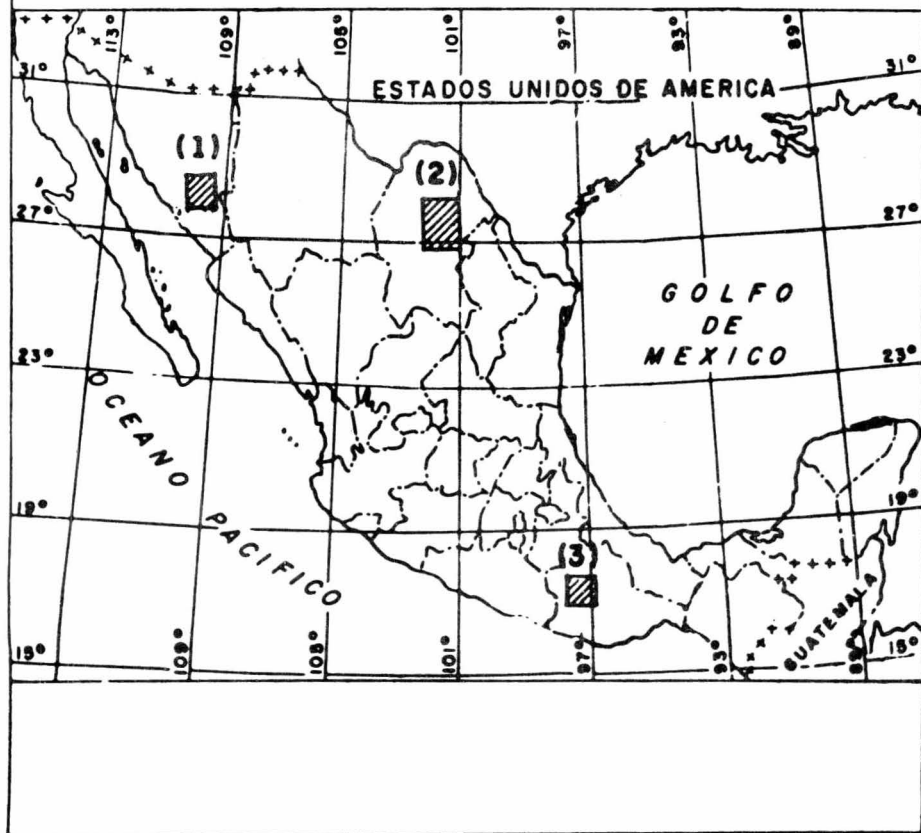
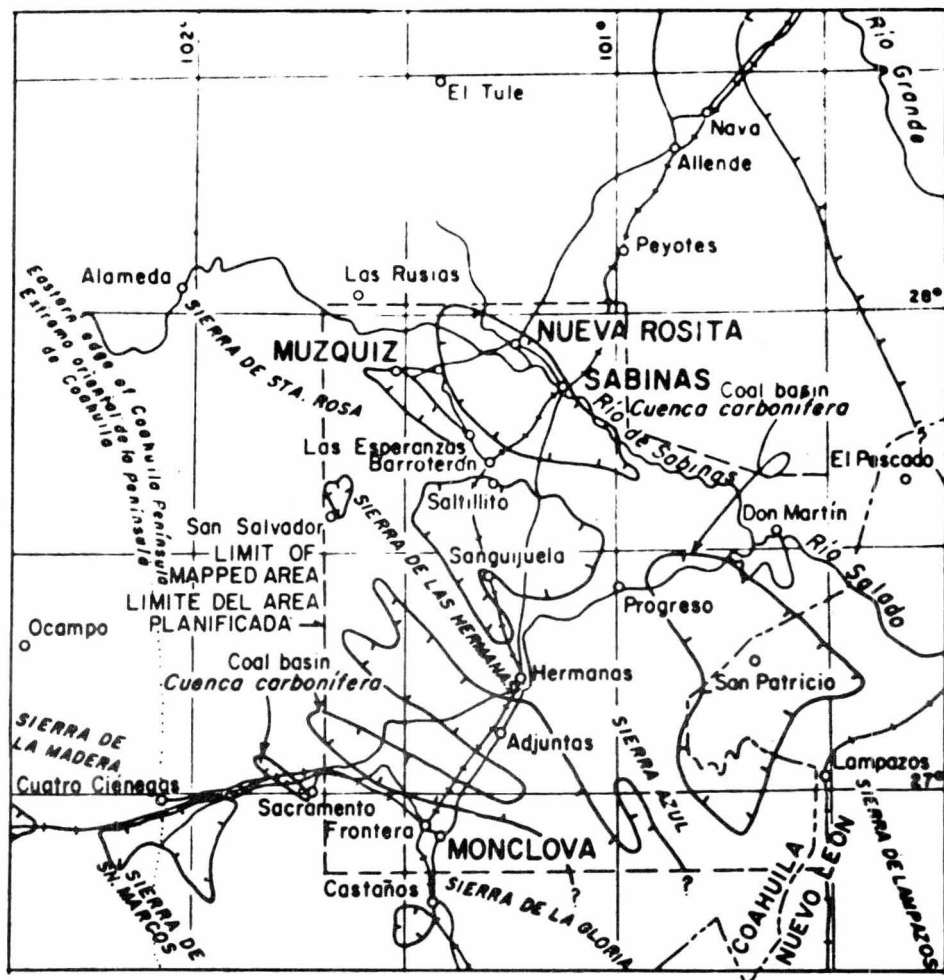


FIGURA IV - 4 CUENCAS CARBONIFERAS EN EL ESTADO DE COAHUILA.



De las 7 cuencas que constituyen la región carbonífera de Sabinas solamente dos (Sabinas y Esperanzas), con una extensión de 122,600 - hectáreas, se considera que han sido regularmente explotadas y explora--das. De las cinco restantes que en conjunto suman 455,900 hectáreas, so--lo una de ellas (Saltillito) ha sido medianamente explorada e incipien--te explotada, dos más (Adjuntas y Monclova) se consideran prácticamen--te inexplotadas.

Estas cuencas son sindinales en su mayor parte, estan forma--das por una secesión de estratos sedimentarios, que incluyen tres unida--des (San Miguel, Olmos y Escondido), en base de uno de los estratos, - el Olmos es donde se presenta el carbón en forma de manto que los mine--ros de la región lo conocen como el " doble manto ", nombre que recibe - por que generalmente incluye una capa, delgada a mediana de roca estéril conocida localmente como " roca intermedia ".

Cuando este " doble manto " tiene un espesor promedio de 1.80 a 2.00 mts. y la capa de roca intermedia un máximo de 20 a 30 cms. se dice que el carbón puede ser explotado económicamente a gran escala.

De los 90 a 100 millones de toneladas de carbón que se ha producido en México hasta la fecha, el 70% a provenido de la cuenca de Sabinas, el resto o sea el 30% de las cuencas de Esperanzas y Saltillito.

El carbón de la región de Coahuila es de volatílidad media a--baja y tiene un promedio de 20% de materias volátiles, 53% de carbón fijo y 23% de cenizas. Su peso específico es de 1.56.

México cuenta con otras dos regiones carbóníferas de considerable extensión superficial en Oaxaca (Figura IV - 3 y IV - 5) y la otra en el estado de Sonora (Figura IV - 6) pero hasta la fecha no han resultado de valor comercial, tanto de los centros de producción que estan bastante alejados como son los centros siderúrgicos como el que sus reservas son limitadas, su condición geológico - estructural es complicada y lo que es más importante es que todavía su carbón es del tipo antracítico como es el caso de Sonora ó antracítico - bituminoso y en su mayor parte no coquizable como lo es el caso de Oaxaca.

Tanto el carbón de Oaxaca en el sureste de México, como el del estado de Sonora en el noroeste del país, han sido poco explorados, ya - que no se han necesitado dentro del desarrollo económico del país, consecuentemente no se entrará en su descripción geológica.

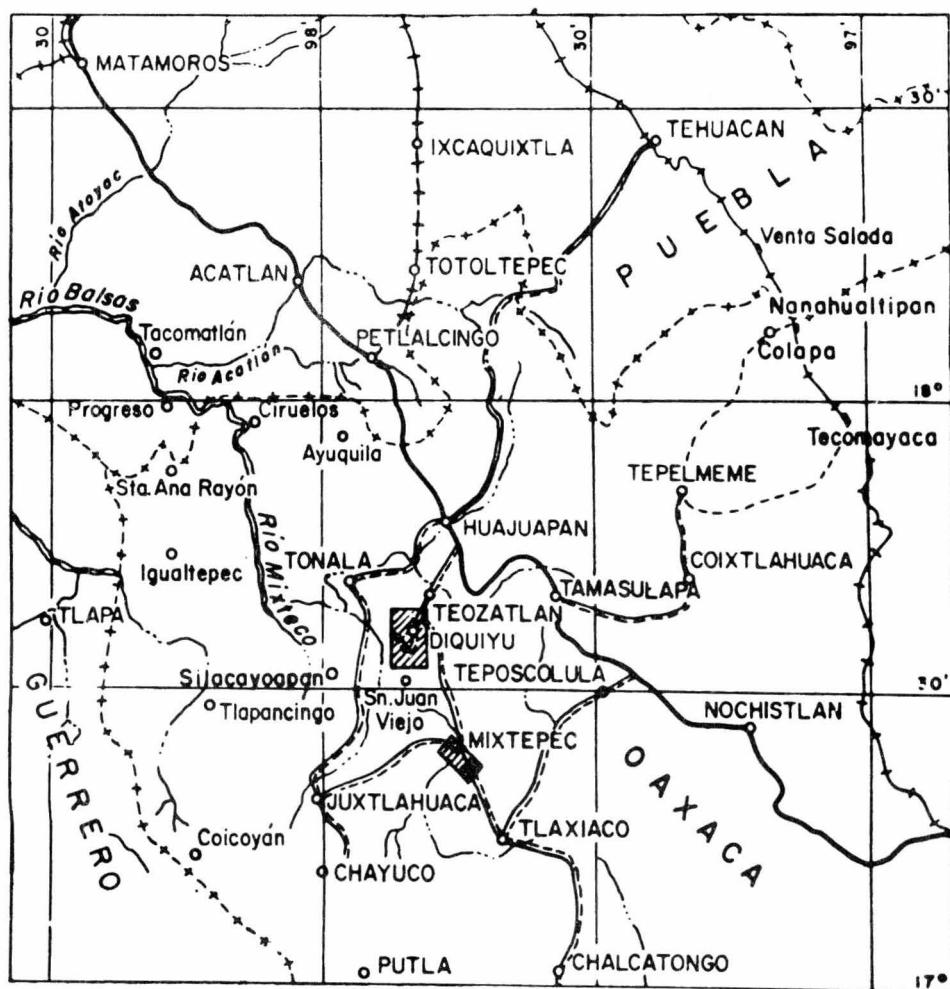
El panorama nacional de las reservas de carbón es incierto. Pero se tienen los siguientes datos proporcionados por el Consejo Nacional de Recursos Naturales No Renovables.

T A B L A IV - 14

RESERVAS DE CARBON MINERAL EN MEXICO (MILLONES DE TONELADAS)

ESTADO	POSITIVAS	PROBABLES	POSIBLES	TOTAL
COAHUILA	242.0	615.0	2913.0	3770.0
SONORA	4.4	11.2	27.0	42.6
OAXACA	13.1	52.7	60.5	126.3

FIGURA IV - 5 CUENCAS CARBONÍFERAS EN EL ESTADO DE OAXACA.



Las reservas positivas se ven realmente bajas en comparación - con las reservas posibles, ésto es por que en el caso del carbón no existe una política definida que obligue a las compañías privadas que lo ex-plotan, ha hacerlo en forma integral, racional de los yacimientos conce-didos.

Sin embargo, conviene aclarar que con la implantación de metó-dos de extracción más eficaces y permitiendo aumentos de precios razona-bles, se podría incrementar en forma considerable las reservas proporcio-nales a la profundidad fijada para su explotación, llegando entonces a - alcanzar las reservas posibles.

Hay estimaciones que dicen que con un mejor conocimiento de -- Río Hondo y Lampazos en el norte y la evaluación minuciosa de las cuen--cas de Oaxaca y Sonora, las reservas de carbón en México podrían incre--mentarse y convertirse este combustible en un elemento de equilibrio en - el balance nacional de energéticos.

De lo anterior y sabiendo que con 300 - 350 millones de tonela-das de carbón coquizable sería más que suficiente para abastecer durante 25 años a la industria siderúrgica, cuyas demandas de carbón crecen a -- una tasa anual del 9%; y de éste que es el consumo más importante podemos decir ó concluir que hay carbón suficiente como para que se convierta en gas y este en un combustible que equilibre la balanza nacional de energé-ticos en un futuro a largo plazo.

LOCALIZACION DE LA PLANTA

Para la localización de la planta se tomarán en cuenta tres aspectos, los cuales se consideran los más importantes y son:

- 1.- Abastecimiento de materia prima.
- 2.- Principales centros potenciales de consumo.
- 3.- Facilidades de distribución en la zona elegida.

Como se ha visto, la materia prima principal en la producción de SNC es el carbón y la zona carbonífera más importante del país es la que se localiza en el estado de Coahuila (Ver Figura IV - 3), el anterior, además de lo caro que es el transporte de carbón debido a lo voluminoso, nos lleva a localizar la planta en el estado de Coahuila. Esto es siguiendo el punto número 1 mencionado anteriormente.

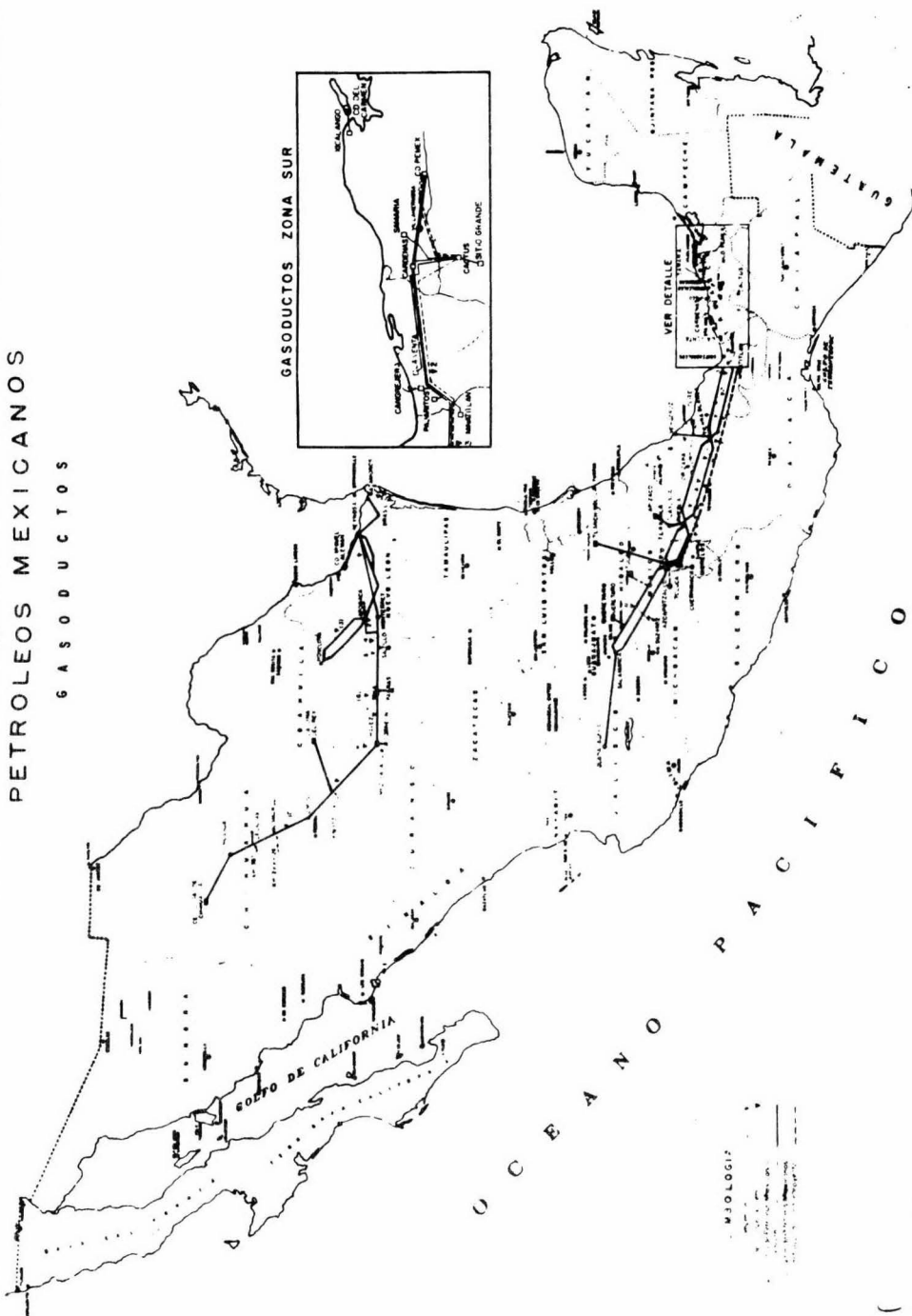
Por lo que respecta a el segundo punto, se puede decir que en el norte de la República Mexicana se tiene un mercado potencial de gas muy grande, al grado de que Pemex esta estudiando la posibilidad de enviar gas natural desde el sureste de la República hasta el norte, debido a la escasez que presenta este energético en dicha zona industrial.

El norte de la República cuenta además con una serie de gasoductos que interconectan los principales centros de consumo. Esto se puede ver en la Figura IV - 7.

Un análisis más profundo es el presentado en el cuadro de decisiones (Tabla IV - 15) donde se ve fácilmente que la localización más adecuada es en el estado de Coahuila.

FIGURA IV - 7 RED DE GASODUCTOS EN MEXICO.
PETROLEOS MEXICANOS

GASODUCTOS



T A B L A IV - 15
CUADRO DE DESICIONES

FACTIBILIDADES	CENTRO DE LA REP.		SONORA		COAHUILA		OAXACA	
	P	F	P	F	P	F	P	F
Carreteras transitables	A	A	I	A	A	A	I	I
Ferrocarril a menos de 50 Km.	A	A	A	A	A	A	I	A
Disponibilidad adecuada de <u>ma</u>	A	A	I	A	A	A	I	A
no de obra calificada								
Disponibilidad de materia <u>pri</u>	I	I	A	A	A	A	A	A
<u>ma</u> cercana								
Disponibilidad de medios ace-	A	A	I	A	A	A	I	I
cuados de distribución del —								
gas								
Disponibilidad de servicios	A	A	A	A	A	A	A	A
Establecimiento por política-	I	I	A	A	A	A	A	A
de descentralización								

Significado de claves:

P .- En el presente

F .- En el futuro

A .- Adecuado

I .- Inadecuado

Para elegir la localización ya dentro del estado de Coahuila, - nos basamos nuevamente en dos puntos de importancia.

a) Lugares cercanos a las minas de carbón, para así tener los - mínimos costos de transporte.

b) Se deberá elegir una ciudad que tenga gasoductos, para que - de ahí se pueda distribuir adecuadamente sin nuevas inversiones a los cen tros de consumo.

Observando las Figuras IV - 3 y IV - 7 se puede ver que Monclo- va llena ambos requisitos, siendo un lugar apropiado para la localización de la planta de SNG.

C A P I T U L O V

PROCESOS PARA OBTENER GAS NATURAL SINTETICO A PARTIR DEL CARBON

I.- PROCESO LURGI

Este proceso se empezó a desarrollar desde 1930 aproximadamente y la primera planta se construyó en 1936, hasta la fecha existen 14 - plantas construidas, de las cuales la mayor instalación se encuentra en Sasolburg, Sudafrica en donde estan operando 13 gasificadores, algunas - de las más recientes instalaciones de plantas empleando el proceso Lurgi, produciendo gas de bajo ó medio poder calorifico son:

LOCALIZACION	AÑO DE LA INSTALACION	No DE GASIFICADORES
Sasolburg, Sudafrica	1954	10
Dorsten, Alemania	1955	6
Melbourne, Australia	1956	6
Daud Khel, Paquistán	1957	2
Coleshill, Inglaterra	1963	5
Seúl, Corea	1963	3
Sasolburg, Sudafrica	1966	3
Westfield, Escocia	1969	4
Luenen, Alemania	1969	5

En Estados Unidos, Existen plantas en estudio, las cuales estan siendo designadas para una producción de 250 MMSCFD, ellas son:

COMPANIA	LOCALIZACION
Texas Eastern Trasmision Corp. y Pacific Lighting Service Co.	Nuevo México
El Paso Natural Gas Co.	Nuevo México
Panhandle Eastern Pipeline Co.	Wyoming
Michigan - Wiscosin	North Dakota
Nothern Natural and Cities Service	Montana/Wyoming

El proceso Lurgi emplea carbón molido, el cual puede tener un contenido de cenizas superior a un 36% en peso, el sistema de gasificación del carbón se considera como un reactor de lecho movil, con una alimentación a contracorriente de una mezcla de vapor - oxígeno a una presión de 400 psia aproximadamente, este proceso es el único que opera a alta presión probado comercialmente, ésto constituye una ventaja, ya que el gas en la mayoría de los casos será procesado posteriormente a una elevada presión.

El reactor de la Figura V - 1. Consiste en un número de cámaras colocadas verticalmente, ellas son de el domo a la base: Una cámara donde se encuentra el carbón, una cámara - compuerta para controlar el paso de carbón, cámara enchaquetada productora del gas, cámara compuerta para controlar el paso de cenizas y cámara extinguidora de cenizas.

Localizada cerca del domo de la camara productora del gas se encuentra un distribuidor del carbón, por medio del cual el carbón se introduce uniformemente a el reactor, de la misma manera, una reja rotatoria -

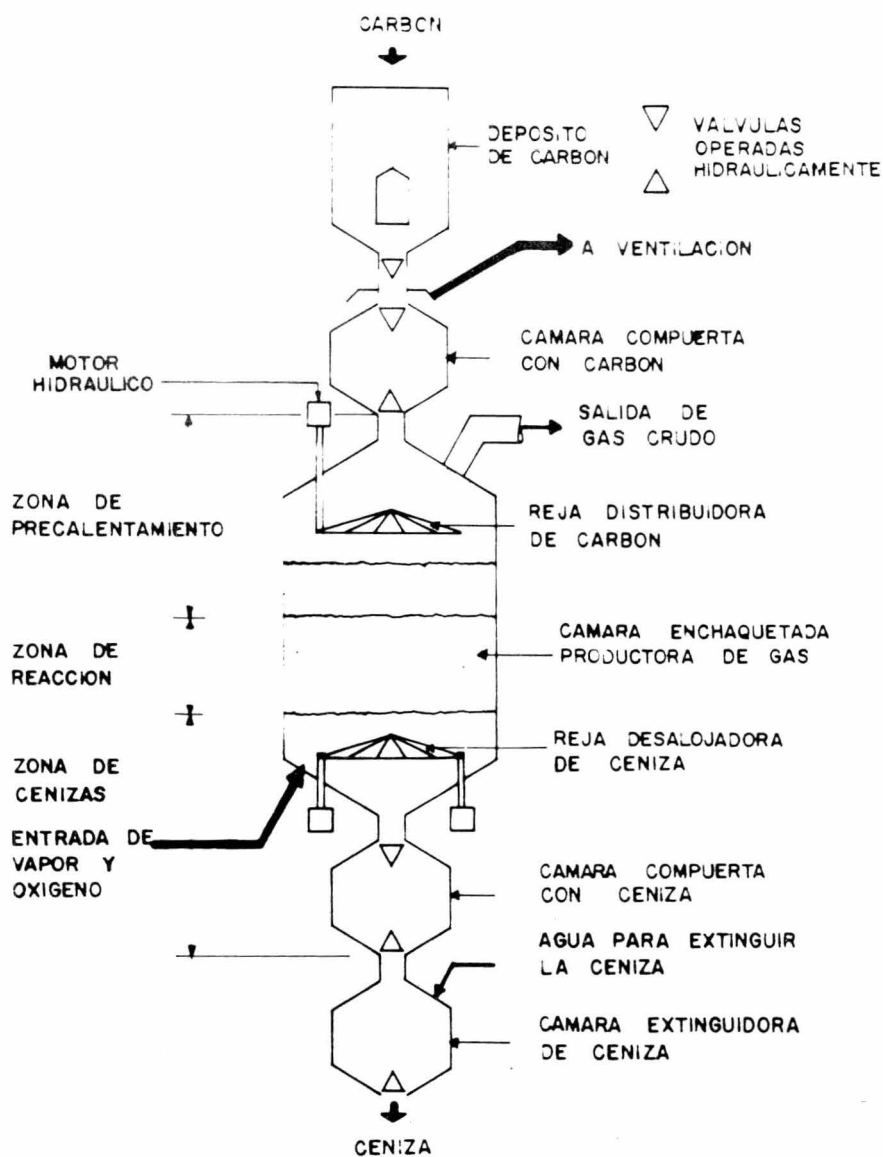


FIG.-V-1 GASIFICADOR EN EL PROCESO LURGI

colocada cerca de la base elimina continuamente las cenizas de la cámara productora de gas hacia la cámara - compuerta de cenizas y además introduce la mezcla vapor - oxígeno.

El carbón previamente molido cae a través de la camara productora del gas, este lecho de carbón esta ligeramente en movimiento y cambiando continuamente de posición, entrando carbón y saliendo ceniza.

La mezcla vapor - oxígeno se introduce cerca de la base de el - productor de gas, abajo de la reja eliminadora de ceniza y es precalentada por la alta temperatura de la ceniza que abandona la zona de reacción.

El gas producido a una alta temperatura y el vapor sin reaccionar que abandona la zona de reacción es enfriado al pasar a través de - la parte superior del lecho de carbón, precalentandolo y volatilizando - los componentes ligeros del carbón fresco antes de que entre a la zona de reacción a alta temperatura.

La entrada de carbón y la salida de ceniza se controlan por un sistema de tolva con compuerta, lo que permite una operación continua del gasificador bajo presión, durante aquellos períodos en los cuales las tolvas de carbón y cenizas son depresionadas por un sistema de ventéio.

Por otro lado una planta nos debe proporcionar oxígeno gaseoso con una pureza de 98%, el vapor requerido se surte por hervidores, además de que se genera vapor saturado en las chaquetas de los generadores - de gas y en el proceso de metanación.

El gas producido en esta primera fase del proceso de gasifica-

ción es baja en metano, además contiene cantidades apreciables de derivados del carbón como: Alquitrán, nafta, fenol, amoniaco, polvo de carbón y vapor sin reaccionar.

Todos los procesos siguientes. Figura V - 2 . Excepto las conversión y metanación son necesarias para eliminar y recobrar esos derivados del carbón, la conversión de gas y metanación constituyen los pasos para adicionar metano a el gas crudo.

Para ajustar la relación de hidrógeno - monóxido de carbono necesaria para la síntesis del metano, aproximadamente un 48% del gas crudo pasa a la unidad de conversión donde todo el monóxido de carbono en presencia de un exceso de vapor de agua se transforma a dióxido de carbono e hidrógeno, al mezclarse este gas con el gas sin convertir, el contenido de hidrógeno y monóxido de carbono es estequiométricamente correcto para la producción de metano por la reacción de metanación catalítica.

Las corrientes de gas convertido y sin convertir son enfriadas y combinadas en una unidad recuperadora de calor para poder recuperar los hidrocarburos pesados y el vapor sin reaccionar.

A continuación sigue una unidad de lavado con Rectisol en donde se elimina el dióxido de carbono, los compuestos de azufre y otras impurezas en la corriente gaseosa, a estas condiciones los compuestos de azufre se eliminan como H_2S , el cual posteriormente se convierte en azufre.

La corriente de gas después de pasar por la sección de lavado con Rectisol, pasa a la unidad de metanación, donde por medio de la reac-

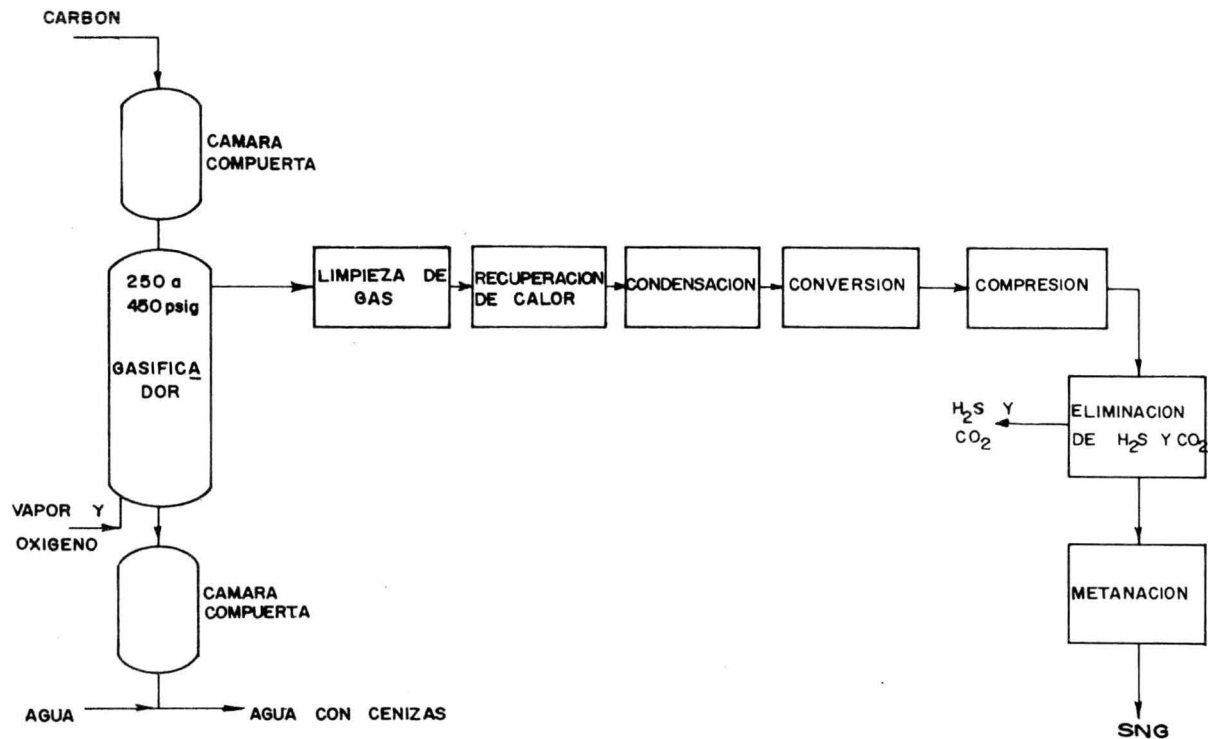


DIAGRAMA SIMPLIFICADO DEL PROCESO LURGI	
FIG.-V-2	TESIS PROFESIONAL J. HERAS E. LOPEZ R. MARTINEZ
AGOSTO 75	

ción catalítica de metanación, el monóxido de carbono y el hidrógeno producen metano, cerca del 60% del metano que constituye el SNG final, se — produce durante este paso, el agua químicamente formada en la reacción de metanación se condensa y se recupera para alimentarse a un hervidor, el — gas formado regresa a la sección que elimina dióxido de carbono de la unidad de lavado con Rectisol.

Después de eliminar dióxido de carbono, el SNG se comprime a — una presión de 1000 psig y pasa a una tubería para transportarlo, el producto tendrá la siguiente composición aproximadamente:

COMPONENTE	% VOLUMEN
CO ₂	1.24
H ₂	0.84
CH ₄	96.83
N ₂	1.09
	100.00

A 14.7 psia, 60 °F y seco

El poder calorífico mayor es: 978 BTU/ft³

El poder calorífico menor es: 881 BTU/ft³

Se obtiene alquitrán, nafta de varias unidades del proceso, esos hidrocarburos son bajos en contenido de azufre (0.1 a 0.3 % en peso de — azufre), una parte de ellos se utiliza quemándolos en la planta de gasificación como medio de calentamiento.

Las grandes cantidades de exceso de vapor, el cual se requiere para el paso de la gasificación, son condensadas y obtenidas en varias partes del proceso, esas aguas condensadas tienen fenoles, CO_2 , H_2S , y NH_3 , no son apropiadas para uso directo.

La unidad de extracción del fenol trata esa agua eliminada recuperando fenoles por extracción a contra corriente, incluyendo a esta unidad del proceso.

Existe una sección la cual elimina CO_2 , H_2S y NH_3 , del agua. — Aunque el agua que sale de esta sección esta relativamente libre de materiales fenolicos (30 ppm), aún no es apropiada para volver a emplearse en la planta, por eso se requiere de un bio - tratamiento para eliminar los fenoles existentes antes de emplearse en una torre de enfriamiento.

Por el empleo de la reacción de metanación, el SNG producido -- por este medio, aumenta el poder calorífico de 450 BTU/ft^3 hasta 900 BTU/ft^3 , aunque hasta la fecha no existen unidades funcionando de metanación en plantas comerciales, La Cia. Lurgi afirma con certeza que las pruebas a escala piloto han sido tan desarrolladas como para considerarse un éxito en un equipo a escala comercial, los cuales ya se están construyendo - y pronto estaran en operación en los E.U.A.

Los gasificadores Lurgi tambien pueden operar empleando aire en lugar de oxígeno como agente oxidante, esto produce un gas de bajo poder calorífico del orden de 125 a 150 BTU/ft^3 .

II.- PROCESO KOPPERS - TOTZEK

Este proceso puede operar continuamente para la gasificación de una amplia variedad de materia prima que incluye toda calidad de carbones, alquitrán, petróleo, coke, aceites ligeros y pesados, el cambio de la alimentación de sólido a líquido involucra un cambio en la cabeza de los quemadores.

El gasificador, Figura V - 3, puede operar con todo tipo de carbón sin tratamiento previo, el carbón es secado y pulverizado, una mezcla homogénea de oxígeno y de carbón pulverizado se introduce al gasificador a través de quemadores coaxiales. La temperatura de reacción en la descarga del quemador es de 3300 a 3500 °F y la presión en el gasificador es la atmosférica, el carbón es gasificado completamente e instantáneamente, los gasificadores comerciales emplean 2 ó 4 quemadores, los de 4 quemadores pueden manejar al día 850 TON/DIA de materia prima.

Las cenizas caen en agua y se extinguen, mientras una parte de ellas son transportadas por el gas producido; alrededor del gasificador circula agua de enfriamiento produciendo vapor de baja presión.

El gas que sale del gasificador está compuesto de: monóxido de carbono e hidrógeno, no contiene metano; dicho gas se pasa a través de agua con el fin de que solidifiquen las cenizas que traiga y evitar que estas se solidifiquen en las paredes del recuperador de calor, que es el equipo siguiente por donde pasa el gas, donde es limpiado de las impurezas, al burbujearlo se tienen pérdidas de calor, pero es preferible a que se tengan incrustaciones en el equipo de recuperación de calor. Este

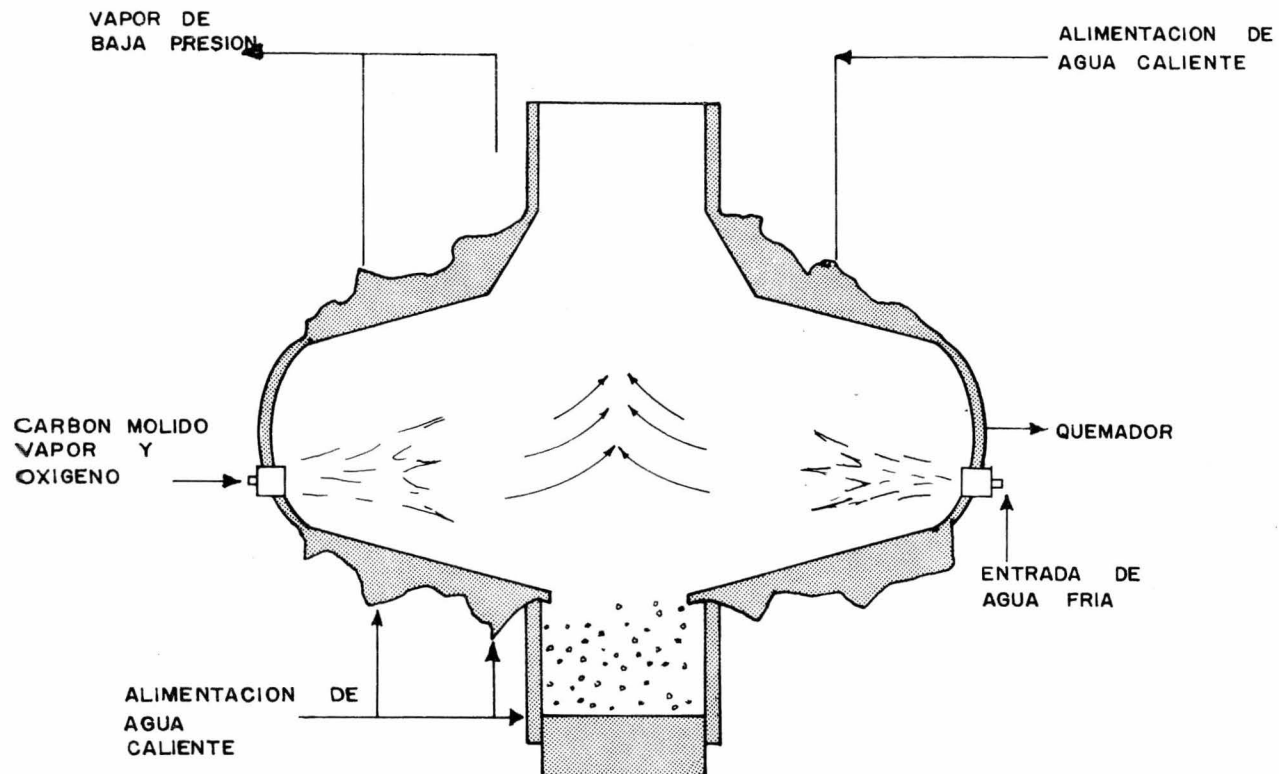


FIG.-V -3 GASIFICADOR DEL PROCESO KOPPERS - TOTZEK

gas es entonces convertido y metanado después de una compresión a 450 -- psig y una eliminación de H_2S ; es metanado para producir gas de alto poder calorífico, después se elimina el CO_2 y se deshidrata quedando en -- condiciones de transportarse por tubería.

Este proceso puede operar para producir gas de medio poder calorífico, es el proceso probado a escala comercial, con un poder calorífico de 300 BTU/ft³. En este caso el gas no es convertido ni metanado.

En la Figura V - 4, se ilustra un diagrama simplificado de este proceso para la gasificación del carbón.

III.- PROCESO WINLKER

Generalmente este proceso se emplea para producir gas de bajo poder calorífico, este gas producido se emplea en la producción de metanol, amoniaco e hidrocarburos ligeros por medio del sistema Fischer - Tropsch, ó bien este gas puede ser convertido parcialmente a monóxido de carbono y posteriormente metanado para producir gas sintético de alto poder calorífico.

El gasificador es de lecho móvil alimentado por carbón molido - (0 a 3/8 In, Mesh), a una velocidad de alimentación regulable, aquí el carbón reacciona con vapor de agua y oxígeno ó aire produciendo un gas de medio ó bajo poder calorífico.

El gasificador opera a presión atmosférica y a una temperatura de 1500 - 1850 °F, debido a esta alta temperatura todo el alquitrán e hidrocarburos pesados reaccionan.

Cerca de un 70% de las cenizas son transportadas por el gas y un 30% de ellas se elimina por la base del gasificador, el carbón sin reaccionar que es transportado por el gas gasificado se vuelve por una segunda corriente de vapor y oxígeno en la parte superior del gasificador, donde existe la máxima temperatura, para prevenir que partículas de cenizas se depositen en la salida del gasificador, el gas es enfriado antes de que abandone el gasificador.

El gas que sale del gasificador pasa a través de una sección en donde se obtiene calor al enfriar más el gas, la ceniza se elimina por medio de un ciclón y un precipitador electrostático, el gas se comprime y se convierte parcialmente para aumentar su composición de hidrógeno y disminuir su cantidad de CO, posteriormente se purifica, se metana, se deshidrata y si es necesario se comprime para trasladarlo por tubería.

Un diagrama simplificado de este proceso se encuentra en la Figura V- 5.

IV.- PROCESO C G S (ACEPTADOR DE CO_2)

La primera característica de este proceso, es que la gasificación se lleva a cabo por medio de una mezcla de dolomita y carbón .

La dolomita proporciona el calor necesario para la reacción carbón - vapor de agua en dos formas, una es por medio de calor que se obtiene por su calcinación y otra cuando el óxido de calcio reacciona con CO_2 , obtenido por la reacción carbón - vapor de agua.

Esto permite la operación del sistema de gasificación sin nece-

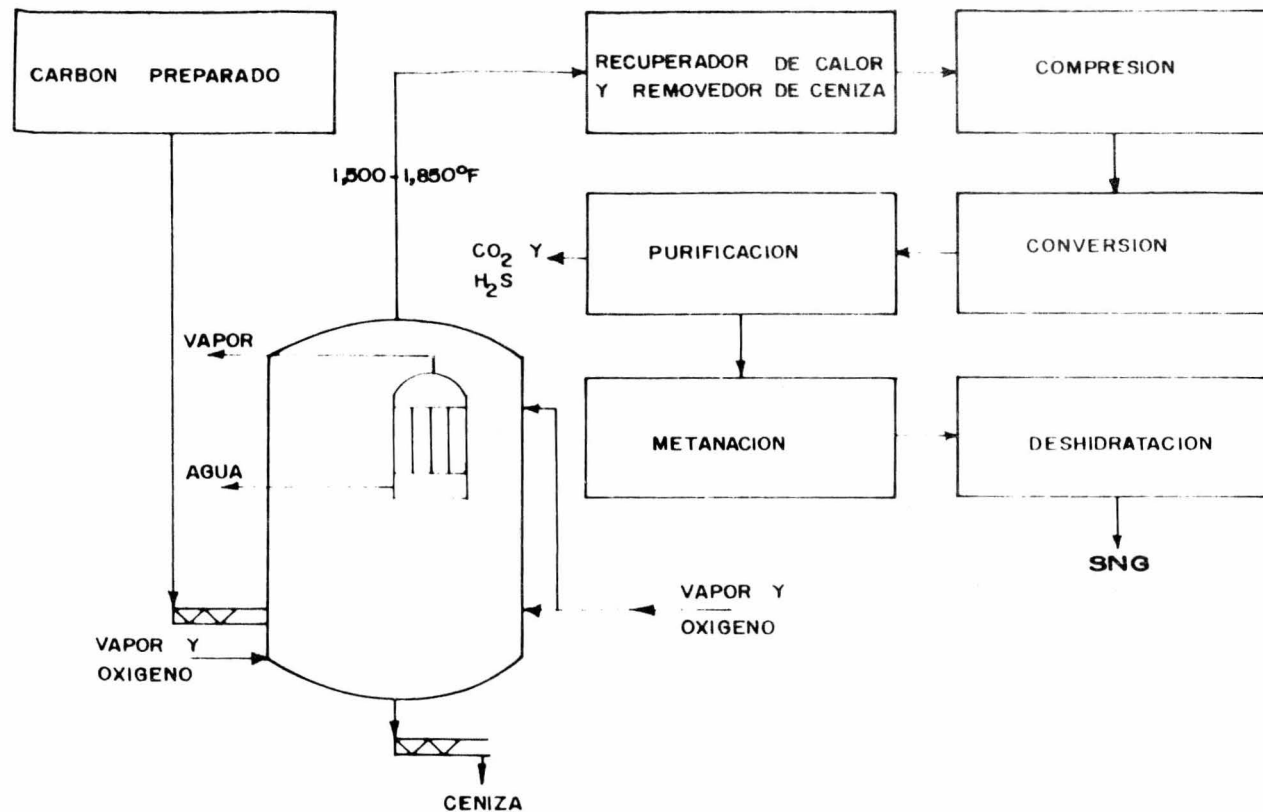


DIAGRAMA SIMPLIFICADO DEL PROCESO WINKLER

FIG.-V-5

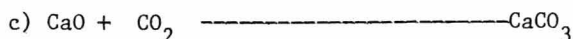
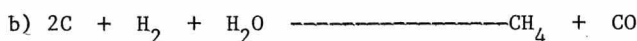
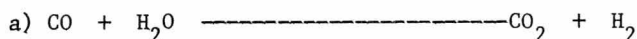
AGOSTO 75

TESIS PROFESIONAL
J. HERAS
E. LOPEZ
R. MARTINEZ

sidad de oxígeno ó hidrógeno.

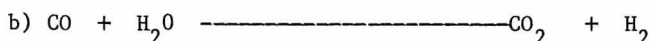
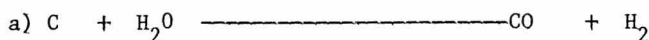
En el primer reactor denominado eliminador de volátiles, se alimenta carbón y dolomita caliente, aquí existe una presión de 300 a 400 ---psig, también se alimenta vapor de agua y el gas del siguiente reactor, --los cuales se ponen en contacto con la dolomita y el carbón.

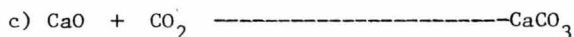
En el eliminador de volátiles existen dos lechos distintos, uno--consiste en carbón y dolomita parcialmente gasificados y el otro contiene -dolomita esencialmente, esta última se encuentra abajo de la primera, las--siguientes reacciones se llevan a cabo en el eliminador de volátiles:



El carbón principalmente consumido de la base de la cama superior (Dolomita - Carbón), del eliminador de volátiles, se transfiere a un se--gundo reactor llamado gasificador en donde de nuevo entra en contacto con -vapor de agua y dolomita caliente, al igual que en el primer reactor, exis--ten dos lechos en el gasificador, compuestos el de la parte superior por do--lomita - carbón y el de la parte inferior por dolomita esencialmente.

En el gasificador se llevan a cabo las siguientes reacciones:





El gas que sale del domo del gasificador entra a la base del eliminador de volátiles y sale por el domo como gas producto, hasta aquí se ha desarrollado este proceso a escala piloto, para una planta comercial produciendo gas de alto contenido calorífico, esta corriente gaseosa sería purificada, metanada y posteriormente comprimida a la presión deseada.

El carbón que no ha sido consumido se transfiere del gasificador a un tercer recipiente denominado regenerador al igual que la dolomita que reaccionó en el eliminador de volátiles y en el gasificador, aquí se quema el carbón a una temperatura de 1940 °F haciéndole pasar aire, - el calor de esta reacción calcina la dolomita convirtiéndola de carbonato a óxido de calcio, esta dolomita calcinada se recircula a la primera parte que es el eliminador de volátiles y el gasificador, los gases de producto de la regeneración son venteados a la atmósfera después de eliminarle las cenizas, en una planta comercial esos gases se enfriarían -- primero para recuperar energía.

Las condiciones de operación son: El eliminar de volátiles opera a 1500 °F, el gasificador a 1575 °F y el regenerador a 1940 °F, la -- presión en los tres equipos esta entre 150 - 300 psia, en el gasificador y el eliminador de volátiles las condiciones de operación se limitarían a 1600 °F y 300 psia ya que de lo contrario la dolomita en forma de óxido de calcio fundiría, como la velocidad de reacción carbón - vapor de agua para carbón bituminoso es lenta a 1600 °F, no se recomienda emplear este tipo de carbón, sino emplear lignito ó subbituminoso los cuales son

generalmente de 10 a 20 veces más reactivos con vapor que el carbón bituminoso.

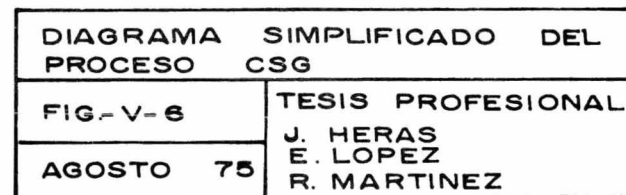
Un diagrama de flujo de este proceso se encuentra en la Figura V - 6.

V.- PROCESO HYGAS

En este proceso el carbón es pulverizado secado y precalentado en caso de ser necesario, este precalentamiento consiste en pasar aire - ligeramente caliente a través del carbón, con el fin de eliminar las partículas de la superficie y reducirle las propiedades aglutinantes, este tratamiento desperdicia una pequeña cantidad del poder calorífico del carbón, por lo que, un objetivo del programa de la planta piloto consiste en minimizar o eliminar la operación de pretratamiento.

El carbón pretratado se mezcla con un aceite ligero y la mezcla resultante se bombea a el reactor principal, el cual opera a una presión de 1000 psig y a una temperatura entre 1600 - 1800 °F, al entrar la mezcla a la primera sección del reactor, llamado hidrogasificador, el aceite ligero de la mezcla se vaporiza y se recupera, dejando en libertad al carbón, el cual cae a través de una corriente ascendente de vapor de agua e hidrógeno, ocurriendo la gasificación, a esas condiciones una cantidad considerable de carbón reacciona con el hidrógeno convirtiendolo en metano, el gas producido es una mezcla de metano, CO_2 , H_2 , CO , H_2S y otras impurezas.

El gas se limpia con una solución de carbonato de potasio a una presión de 1000 psig para eliminar CO_2 y H_2S , posteriormente el gas-



AGOSTO 75

R. MARTINEZ

pasa a través de un metanador, el cual, contiene un lecho de un catalizador, el gas producido, formado por metano principalmente a 1000 psig de presión queda listo para transportarse.

En el hidrogasificador se consume aproximadamente la mitad del carbón, el resto sale por la base, el carbón pasa a través de una sección de electrogasificación a las condiciones de temperatura y presión del hidrogasificador, aquí el carbón entra en contacto con vapor sobrecalentado, una corriente eléctrica se pasa a través del carbón para proporcionarle el calor necesario para la reacción vapor de agua - carbón, esta reacción produce CO e H_2 , empleado en el hidrogasificador para producir metano, estos gases salen por el domo del electrogasificador, por la base sale el carbón que no reacciona y algunas cenizas, esto se hace pasar por agua y la mezcla se reduce a la presión atmosférica desechandose.

Otras dos maneras de producir el hidrógeno requerido en el hidrogasificador además del electrogasificador son: El gasificador de oxígeno, en donde el calor para la reacción de vapor con carbón parcialmente consumido, para formar H_2 y CO lo proporciona la combustión de parte de este carbón con oxígeno.

El otro medio es el proceso fierro - vapor de agua, en donde el H_2 se forma al reaccionar el vapor con el fierro, el óxido de fierro-formado se pone en contacto con el gas, formado por la combustión carbón vapor de agua y aire, este gas reduce al óxido de fierro a fierro y así se completa el ciclo.

En las Figuras V - 7, - 8, - 9 se encuentran los diagramas sim

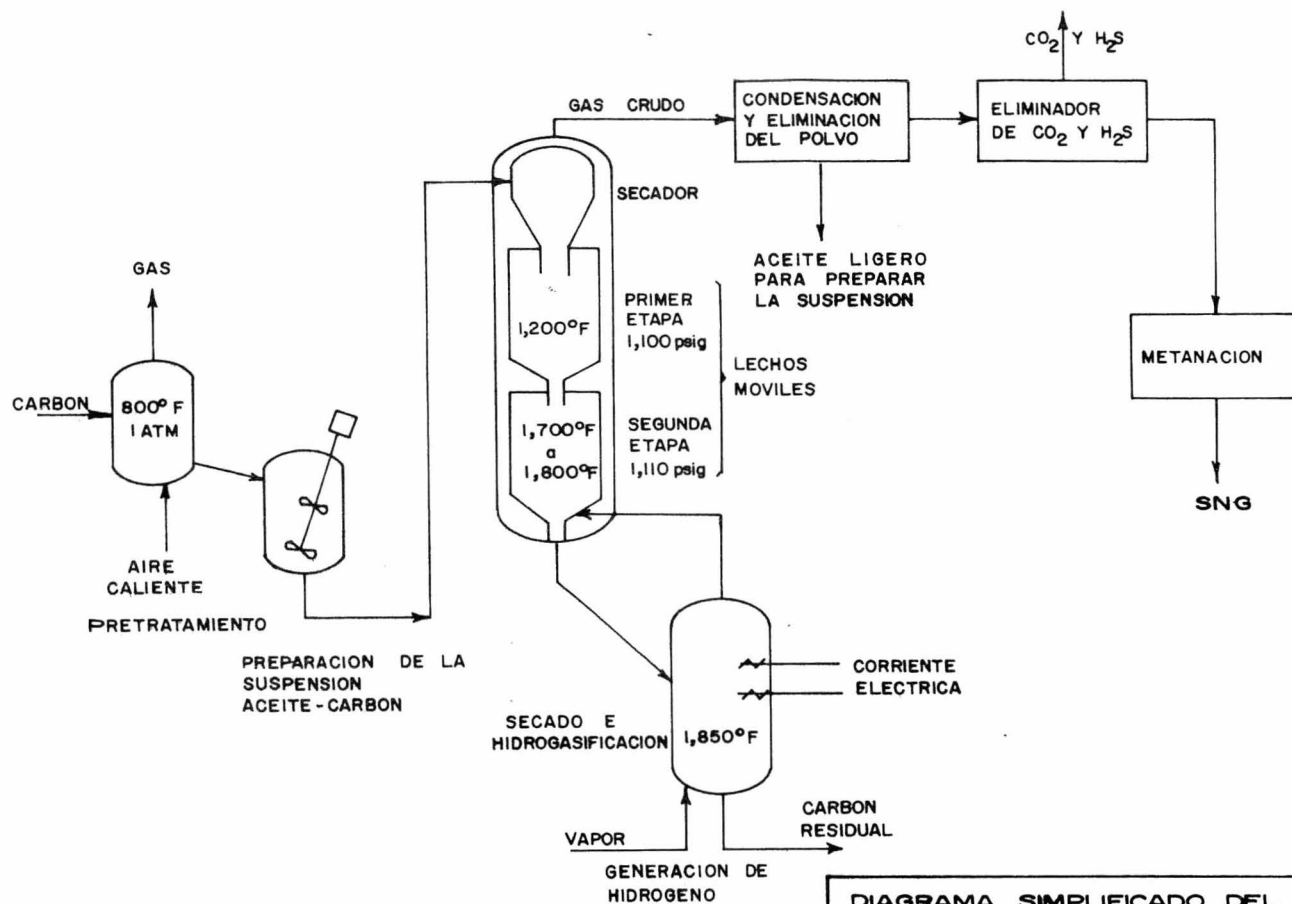


DIAGRAMA SIMPLIFICADO DEL PROCESO HYGAS (ELECTROTÉRMIICO)

FIG.-V-7

AGOSTO 75

TESIS PROFESIONAL
J. HERAS
E. LOPEZ
R. MARTINEZ

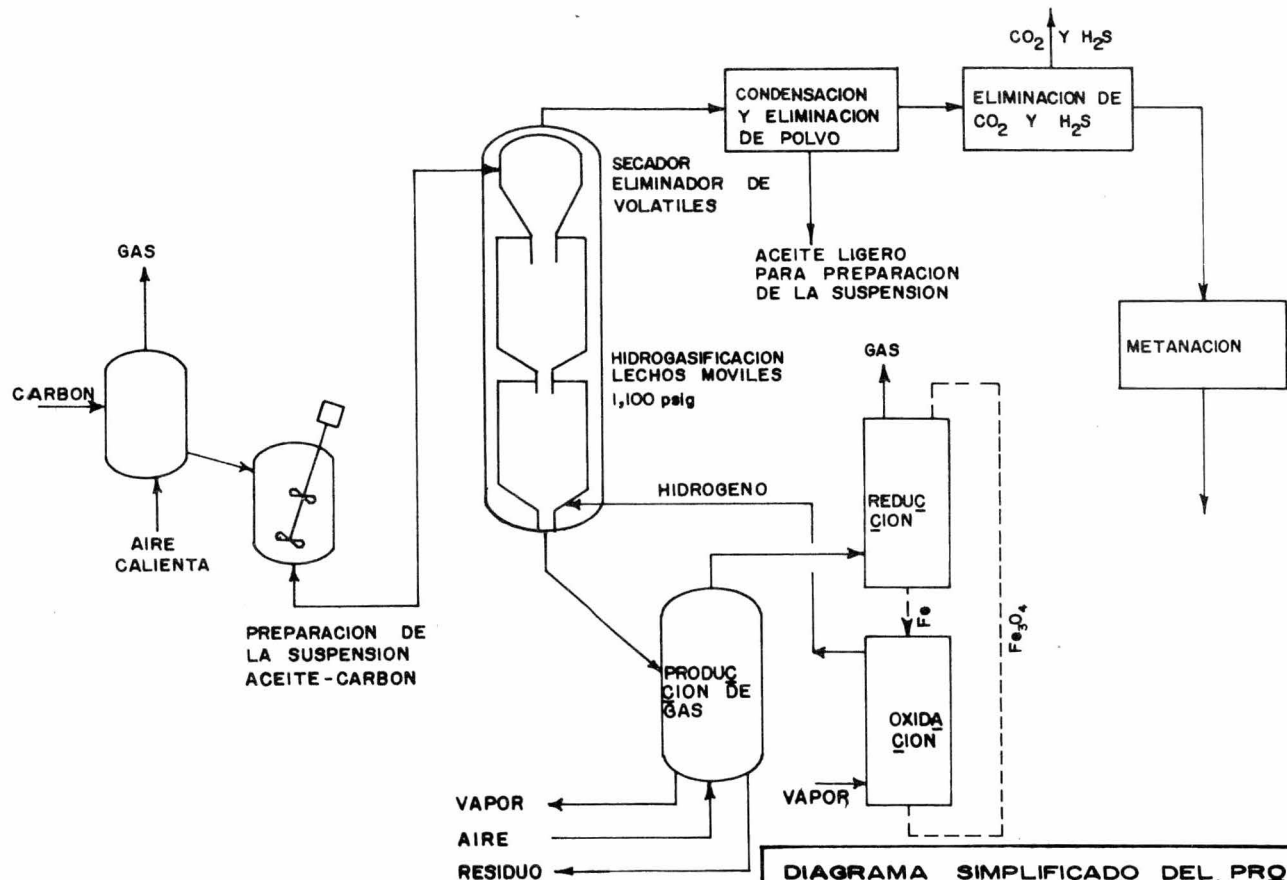


DIAGRAMA SIMPLIFICADO DEL PROCESO HYGAS (VAPOR-HIERRO)

FIG.-V-8

AGOSTO 76

TESIS PROFESIONAL
J. HERAS
E. LOPEZ
R. MARTINEZ

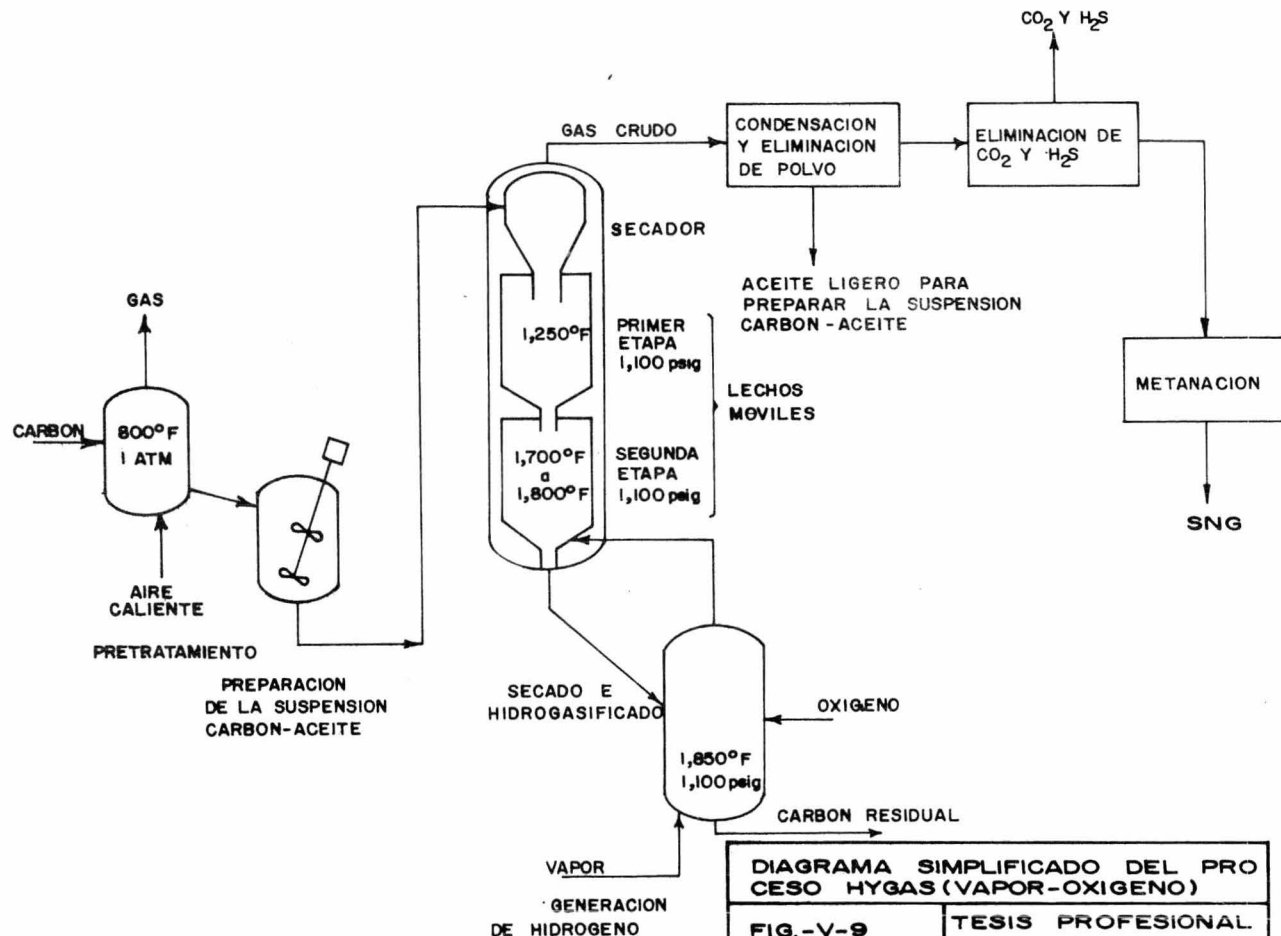


DIAGRAMA SIMPLIFICADO DEL PROCESO HYGAS (VAPOR-OXIGENO)

FIG.-V-9

AGOSTO 75

TESIS PROFESIONAL.

J. HERAS

E. LOPEZ

R. MARTINEZ

plificados de estos procesos.

Cerca de 32 KWH de electricidad se requieren para producir --- 1000 ft³ de gas natural sintético en el proceso que emplea electrogasificador para producir hidrógeno.

Este proceso tiene problemas en la manera de alimentar el carbón a el hidrogasificador, el cual esta a una presión de 1000 psig, entre las ventajas de este proceso se encuentran:

1) Se elabora el gas a una presión elevada, eliminando la necesidad de compresores.

2) El gas crudo que sale del reactor contiene un alto contenido de metano, eliminando así el costo de la sección de metanación.

VI.- PROCESO BI - GAS

En este proceso el carbón es pulverizado y secado, posteriormente se alimenta a un gasificador de dos etapas a una presión a 1100 -- psig, la alimentación se realiza por la parte superior del gasificador y entra en contacto con una corriente de gas de síntesis ascendente caliente producido en la sección inferior y el gas es parcialmente convertido en metano y más gas de síntesis, parte del carbón residual es transportado por el gas producido por la parte superior del gasificador, aquí el carbón es completamente gasificado por reacción de vapor de agua en presencia de oxígeno. Esto produce el gas de síntesis necesario en la parte superior del gasificador.

La escoria producida cae en un recipiente con agua, eliminandose

periodicamente las partículas depositadas. La temperatura en la parte superior del gasificador es de 1700 °F y en la parte inferior de 1700 °F.

El gas crudo que sale del gasificador esta libre de polvo y pasa a través de un convertidor donde reacciona el CO con vapor de agua para formar H_2 y CO_2 , de aquí pasa sobre un sistema para eliminar el H_2S , posteriormente pasa a través de secadores antes de transportarlo como -- gas natural sintético.

Un diagrama simplificado de este proceso se encuentra en la Figura V - 10. Este proceso presenta algunas ventajas como lo son el utilizar materia prima de cualquier tipo de carbón, todo el carbón que se alimenta a el gasificador se consume, los principales subproductos son escoria y azufre.

VII.- PROCESO SYNTHANE

El proceso consta de un pretratamiento del carbón, un gasificador, un convertidor, una purificación del gas y una metanación.

El carbón se alimenta a un reactor para quitarle las propiedades aglutinantes por medio de vapor de agua y oxígeno, este reactor opera a una presión de 1000 psig y a una temperatura de 750 °F, de aquí el carbón pretratado junto con alguna materia volátil desprendida del carbón y un exceso de vapor sin reaccionar se alimenta por el domo del gasificador, el cual es un reactor de lecho móvil. El gasificador opera a una presión de 1000 psia y a una temperatura de 1800 °F, aquí el carbón reacciona con vapor y oxígeno para formar CH_4 , CO , H_2 , CO_2 .

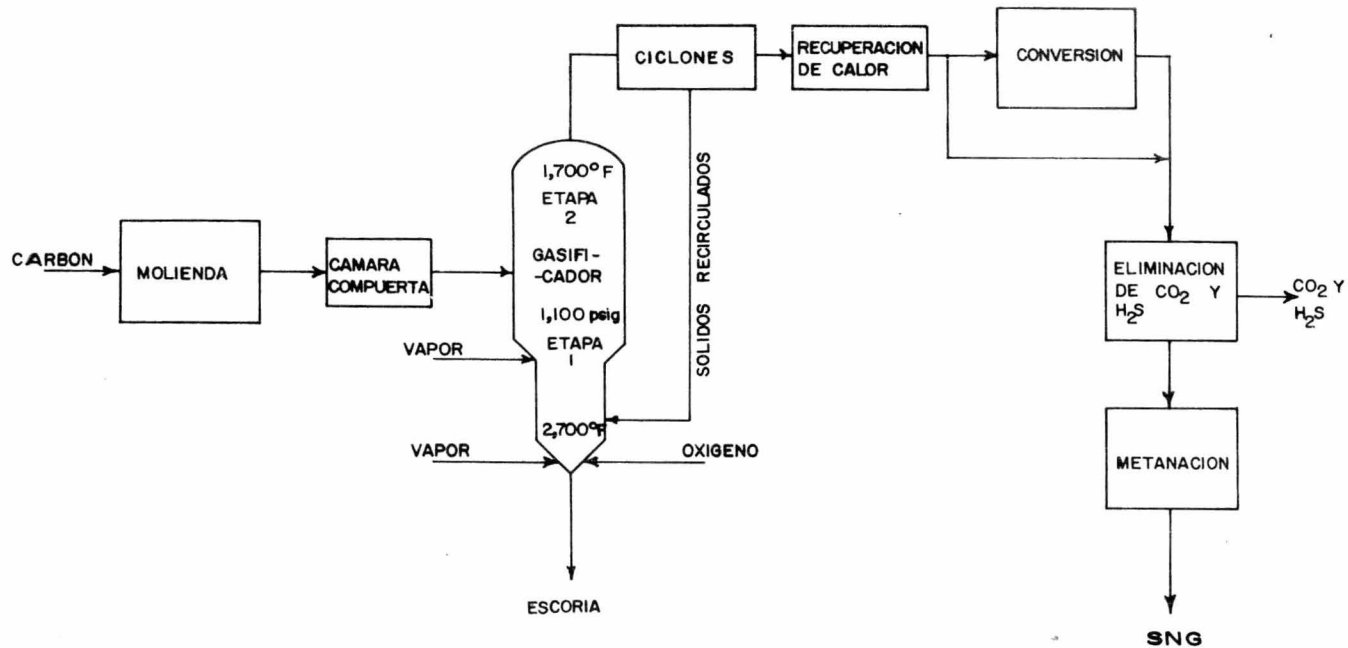


DIAGRAMA SIMPLIFICADO DEL PROCESO BI-GAS	
FIG.-V-10	TESIS PROFESIONAL J. HERAS E. LOPEZ R. MARTINEZ
AGOSTO 75	

Sin embargo no todo el carbón reacciona y aproximadamente un 30% del contenido de carbón acompaña al carbón residual, el carbón residual puede ser quemado para generar el vapor requerido en el proceso. Sin embargo, esta parte del proceso aún no esta satisfactoriamente desarrollada.

El gas que abandona el gasificador contiene vapor de agua, polvo, hidrógeno, metano, hidrocarburos pesados, H_2S , CO y CO_2 . El primer paso para tratar este gas consiste en eliminar partículas solidas y aceites, para ello se emplea un filtro, donde se atrapa polvo y además se extingue el gas muy caliente que sale del gasificador.

El gas limpio se divide en dos corrientes, 1/3 del gas se envía al convertidor mientras que las 2/3 partes restantes pasan por un by pass. En el convertidor, el vapor reacciona con monóxido de carbono, para formar hidrógeno y dióxido de carbono, con el hidrógeno formado se ajusta la relación H_2 / CO a 3:1, la cual es apropiada para la metanación.

Las corrientes combinadas de gas son enfriadas a 300 °F, empleando agua de enfriamiento antes de enviarlas al sistema de purificación.

El sistema de purificación emplea una solución caliente de carbonato de potasio para eliminar el CO_2 a menos de 1% en la corriente de salida y el H_2S y el azufre se reducen a menos de 1 ppm.

La corriente de gas pasa ahora a un reactor metanador, el cual

contiene como catalizador Niquel Raney rociado sobre el exterior de tubos de acero, dentro de los tubos circula Dowtherm para eliminar calor y conserva la temperatura del catalizador entre $716 - 752^{\circ}\text{F}$, al ponerse en contacto con el catalizador, el CO y el H_2 forman metano y vapor de agua.

El gas que sale del metanador se enfria para eliminar agua y queda listo para transportarse.

Un diagrama simplificado se encuentra en la Figura V - 11.

VIII.- PROCESO M.W. KELLOG CO. Ó SAL FUNDIDA

Este proceso únicamente se encuentra probado a escala laboratorio. El proceso Kellog se basa en la gasificación, por medio de Na_2CO_3 fundido, del carbón el cual no necesita previo tratamiento. La sal actúa como catalizador de la reacción vapor de agua - carbón y además proporciona el calor necesario para la reacción. La temperatura en el gasificador es de 1830°F y la presión es de 405 psia.

El Na_2CO_3 fundido al salir del gasificador, transporta al azufre que contenía el carbón, ya que la sal reacciona con el H_2S y otros compuestos azufrados y sulfurados.

En la sección de precalentamiento, el carbón se quema por medio de aire; esta combustión aumenta la temperatura de la sal fundida hasta 2200°F proporcionando así el calor necesario para recalentar la sal la cual regresa a la sección de gasificación.

Continuamente se drena una corriente de sal fundida hacia una

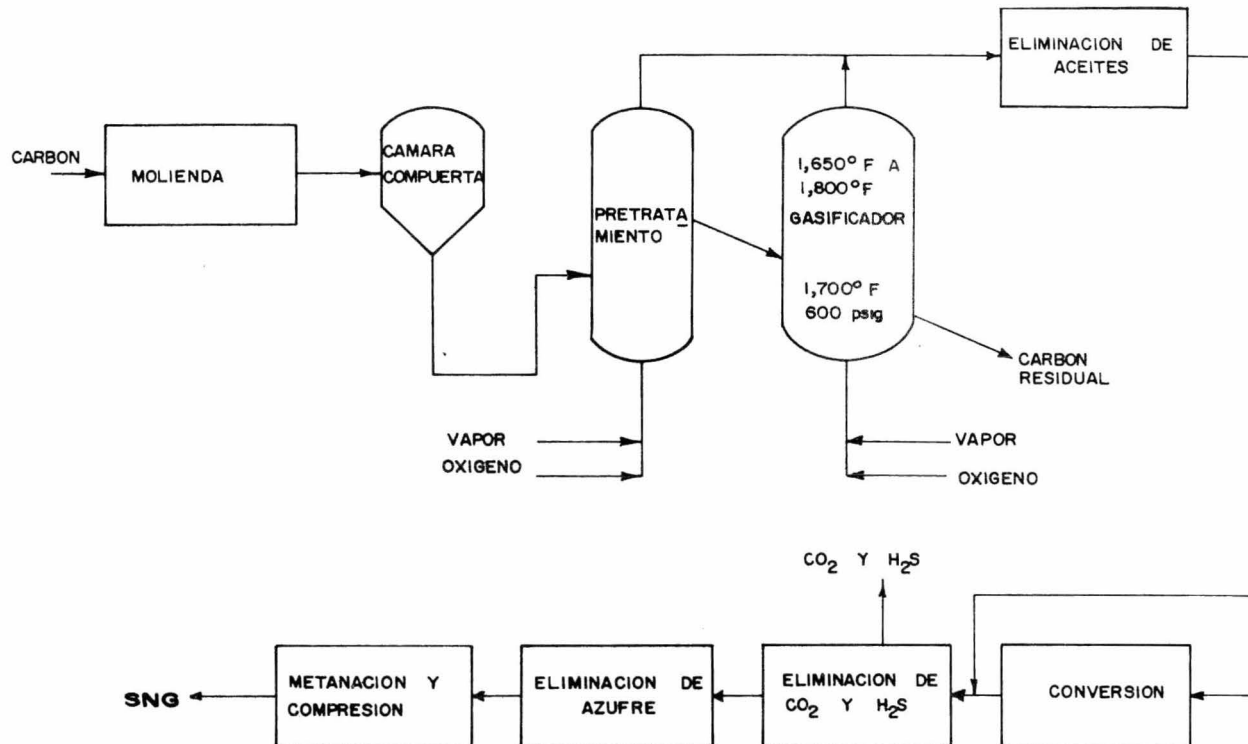


DIAGRAMA SIMPLIFICADO DEL PROCESO SYNTHANE	
FIG.-V-11	TESIS PROFESIONAL J. HERAS E. LOPEZ R. MARTINEZ
AGOSTO 75	

sección, donde se eliminan las cenizas, el contenido de cenizas de esta corriente es de 8% en peso, para eliminar las cenizas, primero la corriente se enfría hasta 444 °F empleando una corriente de bicarbonato de sodio, resultando una mezcla de partículas sólidas fundidas esta corriente se flashea a presión atmosférica (desde 400 psia), para separar las cenizas, la mezcla se filtra y también el carbón de la solución de Na_2CO_3 .

La solución después de filtrarse fluye hacia una torre de carbonatación donde reacciona el CO_2 , la cantidad de carbonato excede los límites de solubilidad y una parte precipita, por medio de filtración se separan las partículas sólidas, las cuales regresan a el gasificador, mientras que la solución se recircula a la torre de extinción.

Los pasos siguientes después de salir el gas del gasificador son una conversión catalítica, purificación, metanación catalítica y una compresión a la presión deseada.

Un diagrama simplificado de este proceso se encuentra en la Figura V -12, este proceso aún se encuentra en desarrollo, ya que aún presenta problemas como dificultades al eliminar las cenizas, además requiere de una gran cantidad de calor para fundir y disociar el bicarbonato de sodio que regresa a el gasificador de la sección donde se elimina la ceniza.

IX.- PROCESO ATGAS

En este proceso se inyecta carbón molido y seco con vapor den-

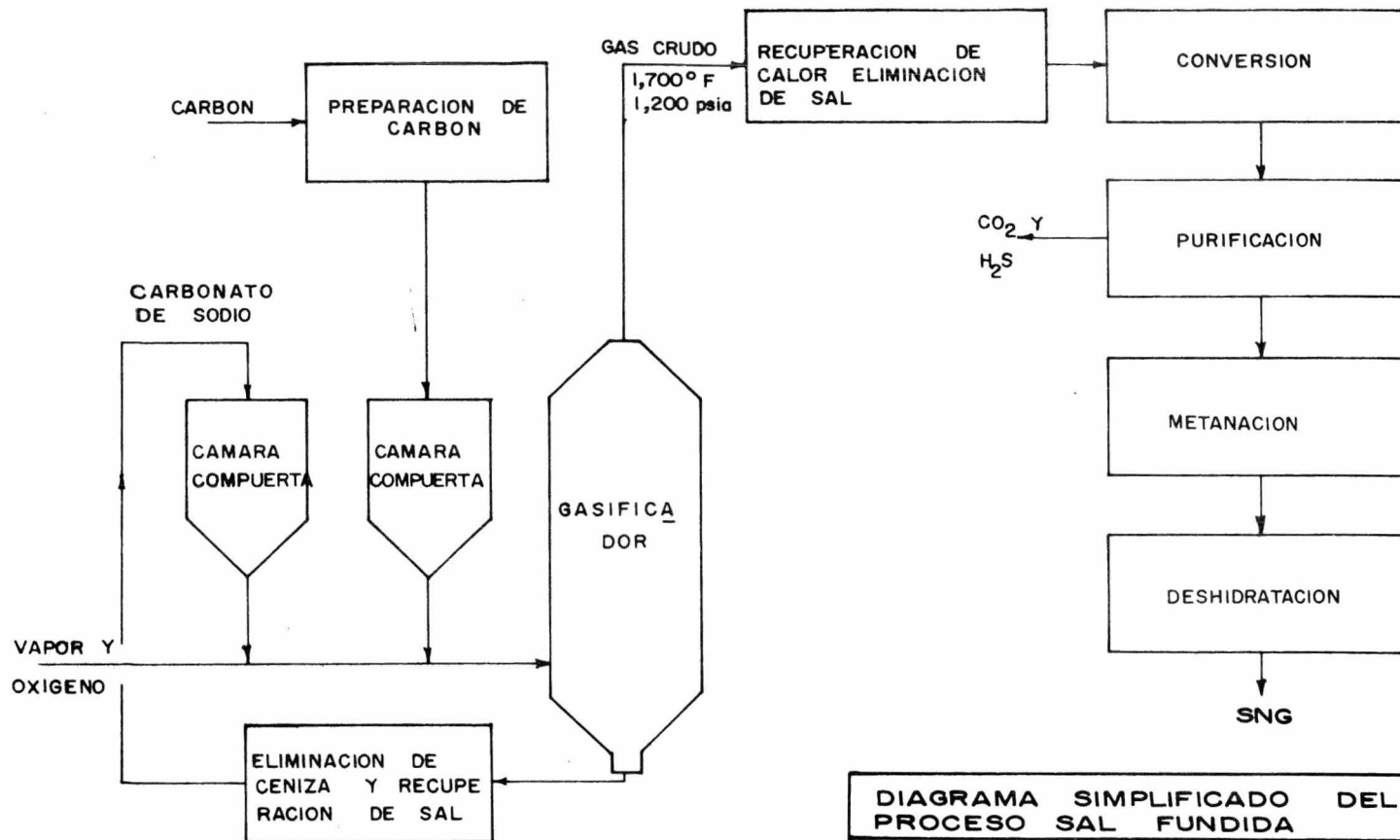


DIAGRAMA SIMPLIFICADO DEL
PROCESO SAL FUNDIDA

FIG.-V-12

AGOSTO 75

TESIS PROFESIONAL
J. HERAS
E. LOPEZ
R. MARTINEZ

tro de un recipiente con fierro fundido, por otro lado se inyecta oxígeno, el vapor disociado y el cracking térmico del carbón generan un gas - crudo esencialmente formado por hidrógeno y monóxido de carbono cuando - emplea oxígeno. El azufre del carbón se elimina al reaccionar este con - el fierro y la escoria que permanece cubriendo la superficie del fierro - fundido eventualmente se drena para eliminar el azufre y las cenizas, - el fierro fundido limpio de impurezas se alimenta nuevamente.

Las condiciones de operación del gasificador son 2600 °F de -- temperatura y a la presión atmosférica, el gas crudo que sale del gasifi- cador pasa a través de un sistema recuperador de calor, el polvo se eli- mina en un precipitador electrostático.

El gas se comprime hasta 600 psia y pasa a través de un conver- tidor de monóxido de carbono para que la relación H_2/CO quede aproximadamente 3:1, posteriormente se elimina el dióxido de carbono, el gas purifi- cado se metana, seca y comprime a la presión deseada para transportar- lo.

En este proceso se puede utilizar todo tipo de carbón y no es- necesario pretratarlo antes de alimentarlo al proceso, además todo el -- carbón se gasifica no existiendo carbón residual.

Este proceso solamente se encuentra probado a escala laborato- rio. Un diagrama del gasificador se encuentra en la Figura V - 13 y un - diagrama simplificado del proceso se encuentra en la Figura V - 14.

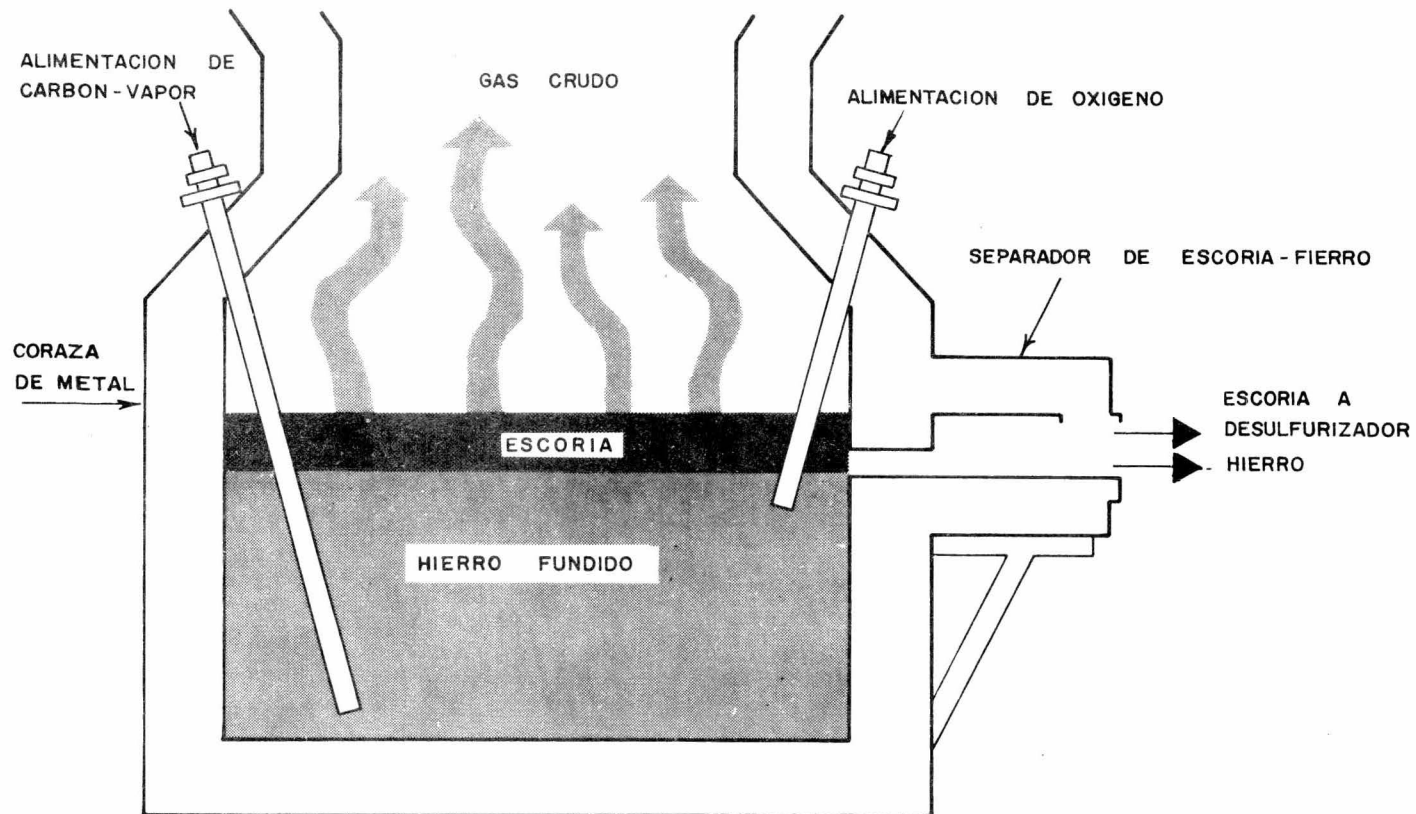


FIG.- V -13 GASIFICADOR DEL PROCESO ATGAS

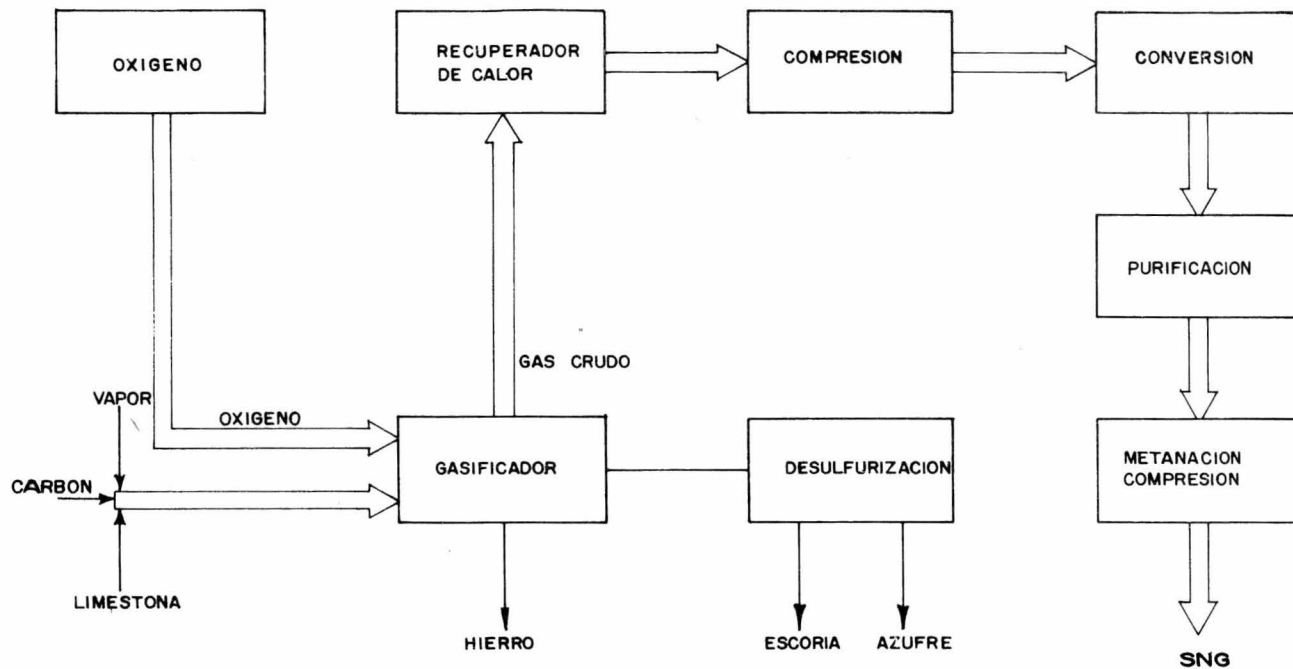


DIAGRAMA SIMPLIFICADO DEL PROCESO ATGAS	
FIG.-V-14	TESIS PROFESIONAL J. HERAS E. LOPEZ R. MARTINEZ
AGOSTO 75	

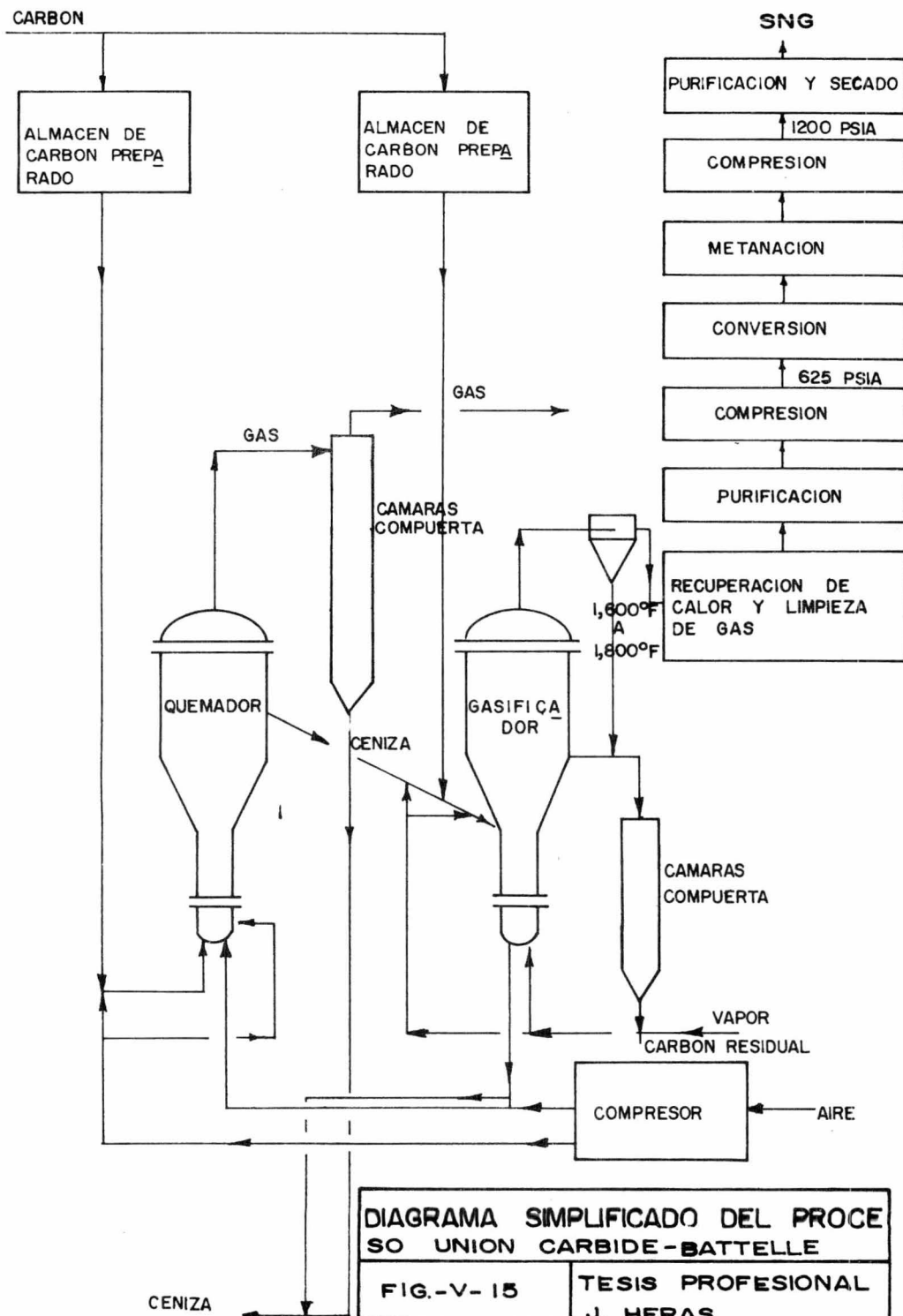
X.- PROCESO UNION - CARBIDE - BATELLE

Participando en el desarrollo de este proceso Batelle's Engineering, estableció un proceso a partir de los quemadores de lecho móvil desarrollados por Union Carbide Corp. Aunque aún se encuentra a escala-laboratorio el desarrollo de este proceso, existe una planta piloto en - construcción que producirá 25 ton/día. Esta planta piloto será operada - por Batelle y constará solamente del paso de gasificación, con el fin de evaluar técnicamente este paso y posteriormente convertir este gas a gas natural sintético de alto poder calorífico por medio de una conversión- y una metanación.

El diagrama simplificado de este proceso se encuentra en la Figura V - 15, consta de un gasificador de dos etapas de lecho móvil.

El calor requerido para la gasificación lo proporciona la com-bustión del carbón con aire, esta combustión se lleva a cabo en un quemador de lecho móvil, el calor para las reacciones de gasificación se produce por recirculación de cenizas de carbón caliente del quemador a el - gasificador.

Durante la combustión, el carbón residual se quema y simultaneamente existe un aglomeramiento de ceniza - carbón residual calientes que se alimentan a el gasificador, proporcionando así el calor necesario para que se lleve a cabo la reacción carbón - vapor de agua, estas cenizas aglomeradas después de dar calor sensible en el gasificador regresan a - el quemador para moderar la temperatura en el quemador y son recalenta--das para regresar al gasificador.



La velocidad de combustión aumenta rápidamente con la temperatura y la combustión es completa a temperaturas superiores a 1800 °F.

Las temperaturas de operación son de 2050 °F en el quemador y 1800 °F en el gasificador, la presión de ambos es de 100 psig. Bajo esas condiciones de operación la velocidad de recirculación de las cenizas es de 20 a 40 veces la velocidad de carbón alimentado a el gasificador.

Durante la combustión se generan gases apropiados para emplear se en una turbina.

XI.- PROCESO HYDRANE

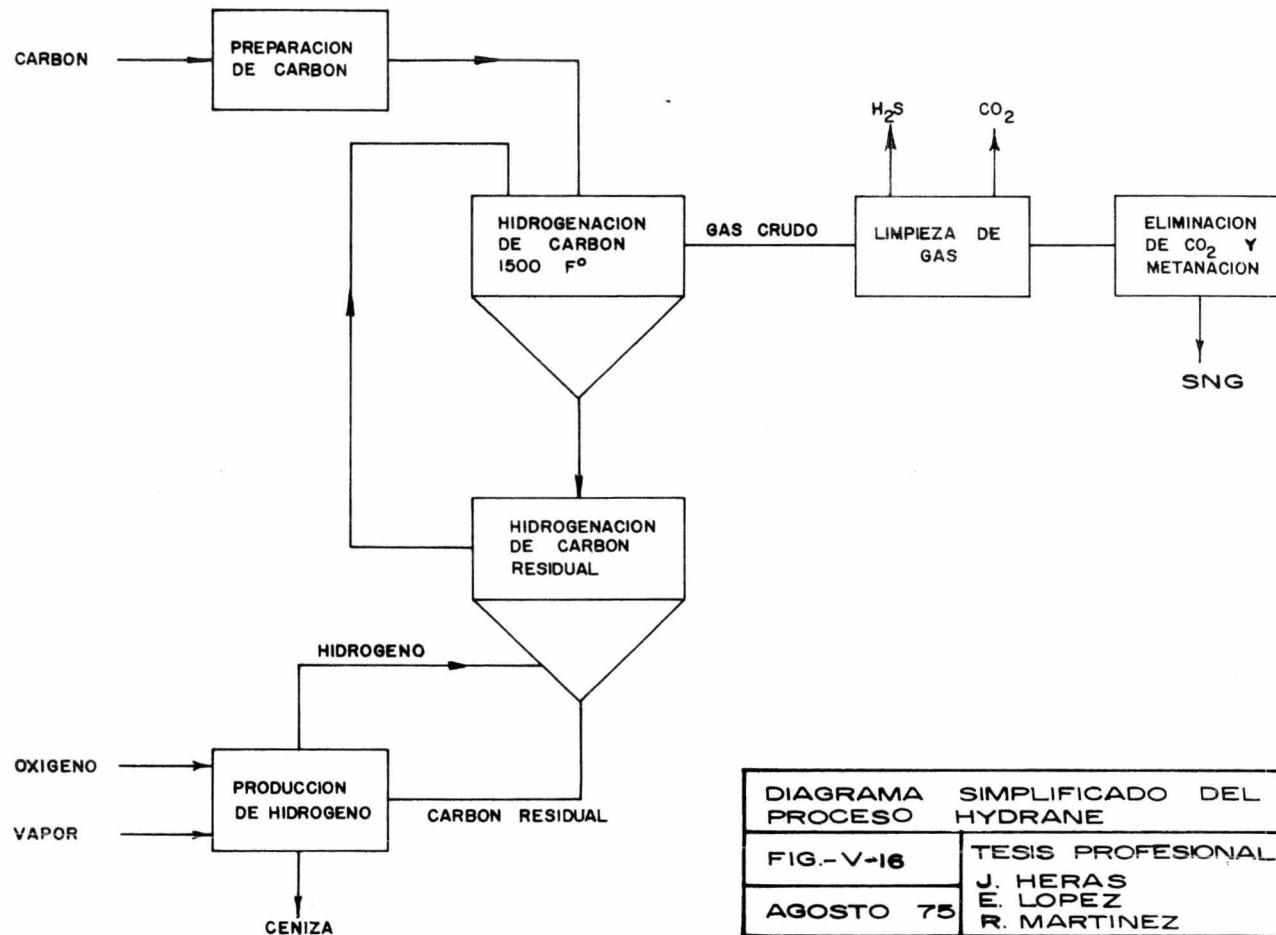
El proceso Hydrane es un proceso de hidrogasificación de carbón se basa en la reacción de carbón sin tratamiento previo con hidrógeno para formar metano.

Este proceso no requiere una metanación posterior, el gas crudo producido contiene un alto porcentaje de metano.

El diagrama simplificado de este proceso se encuentra en la Figura V - 16, se basa en dos zonas de reacción de hidrogasificación.

El carbón pulverizado se alimenta a el reactor hidrogenador en donde se pone en contacto con una corriente de gas caliente constituido por aproximadamente 50% de metano y 50% de hidrógeno, el carbón no es necesario tratarlo previamente, las paredes del reactor estan a 1500 °F, - cerca del 20% de el carbón se convierte a metano en esta sección.

El carbón residual se alimenta a otro hidrogenador en donde se



pone en contacto con hidrógeno para formar metano, este metano con un exceso de hidrógeno se alimenta a el primer reactor.

El carbón residual del segundo hidrogenador pasa a un generador de hidrogeno el cual se emplea en el proceso.

El gas crudo producido en el hidrogenador se trata para eliminar H_2S , como no se introduce oxígeno a el sistema de gasificación, los óxidos de carbono en el gas son unicamente los desprendidos por el carbón, como esta cantidad es pequeña se simplifica mucho el eliminar CO_2 y CO .

XII.- PROCESO U - GAS

En este proceso se alimenta de carbón molido a una sección de pretratamiento, en donde se eliminan las propiedades aglutinantes por medio de aire, este equipo opera a una presión de 350 psig y una temperatura de 800 °F.

De la sección de pretratamiento, el carbón se alimenta a un gasificador de lecho móvil, el cual opera a una presión de 350 psig y una temperatura de 1900 °F, a este gasificador se introducen vapor de agua y aire y se elimina la ceniza.

Los gases producidos en la sección de pretratamiento del carbón y el gasificador se combinan y se pasan a través de un ciclón para eliminar impurezas sólidas, el gas crudo caliente posteriormente pasa a través de un sistema recuperador de calor y posteriormente se le elimina el azufre, finalmente el gas pasa a través de una turbina para regenerar la ener

gía disponible, ya que el gas se encuentra a 350 psig y se va a reducir a una menor presión, ya que este gas es de bajo poder calorífico y se le utiliza en un lugar cercano.

Un diagrama simplificado de este proceso se encuentra en la Figura V - 17.

Este proceso unicamente ha sido probado a escala piloto para la producción de SNG de bajo poder calorífico.

XIII.- PROCESO WESTINGHOUSE

Este proceso consiste en dos gasificadores de lecho móvil en serie. El primer gasificador opera entre 1300 a 1700 °F. Aquí el carbón - previamente molido es secado, eliminando volátiles, desulfurado y parcialmente hidrogasificado con gas producido en el segundo gasificador.

De aquí el carbón, además de otras impurezas sólidas, son — transportados por una corriente de gases calientes del combustor ó segundo gasificador, los gases fluyen a una velocidad superior a 15 ft/seg.

En el primer gasificador existen sólidos recirculados que caen del domo hacia la bse, estando en contracorriente con los gases calientes que vienen del combustor ó segundo gasificador, la velocidad de recirculación de estos sólidos es 100 veces la alimentación del carbón. Estos sólidos evitan aglutinamiento del carbón cuando le elimina los volátiles, el calor requerido para la gasificación carbón - vapor de agua, lo proporciona los gases calientes que vienen del combustor.

Una cal se le agrega a el eliminador de volátiles - desulfuri-

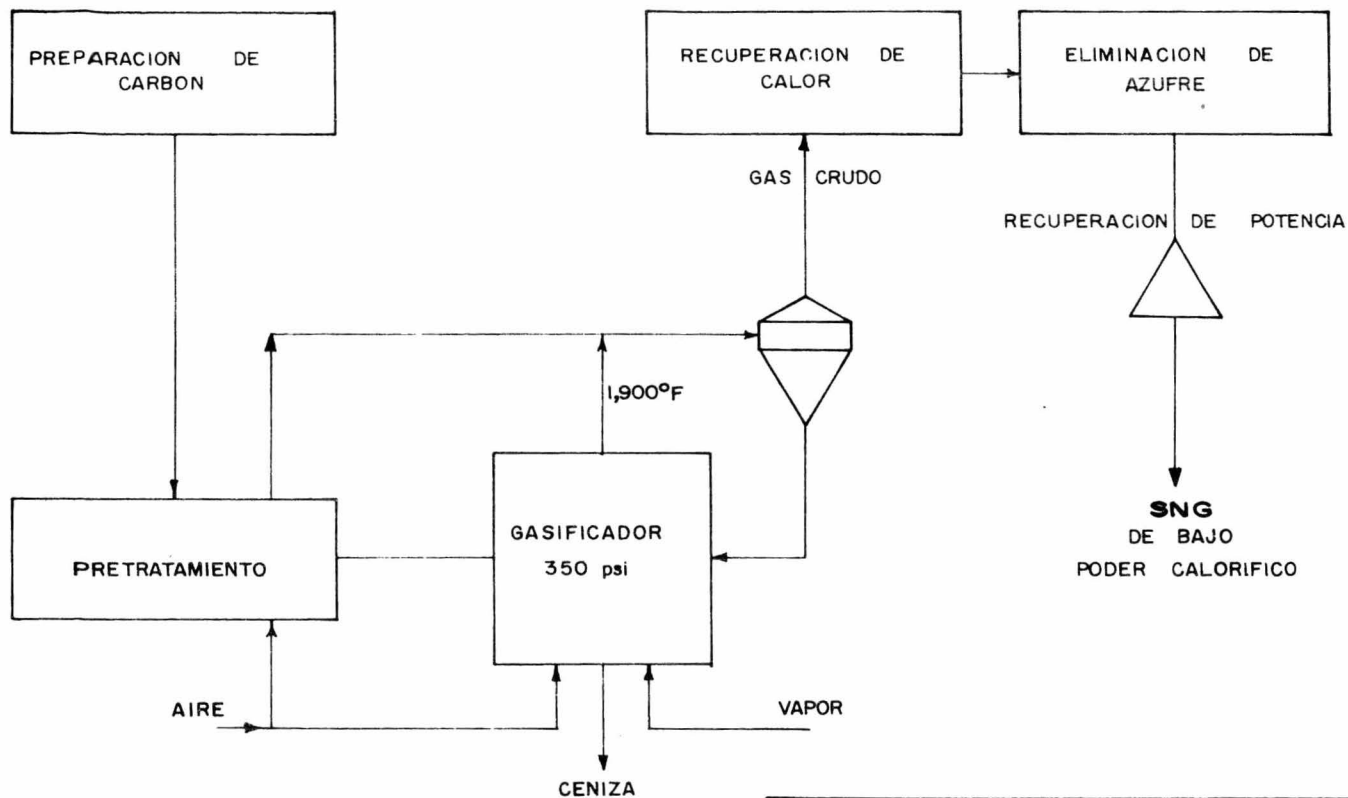


DIAGRAMA SIMPLIFICADO DEL PROCESO U-GAS	
FIG.-V-17	TESIS PROFESIONAL J. HERAS E. LOPEZ R. MARTINEZ
AGOSTO 75	

zador para eliminar el azufre que se encuentra presente como H_2S , posteriormente el gas crudo que sale del primer gasificador ó eliminador de volátiles - desulfurizador pasa a un ciclón donde se le eliminan los residuos de carbón que se alimentan a el segundo gasificador, en donde son gasificados con aire y vapor de agua a 2100 °F, la ceniza resultante se elimina por la base del combustor.

El gas limpio pasa a una unidad recuperadora de calor, quedando listo para transportarse, este gas tiene bajo poder calorífico, aproximadamente 136 BTU/ft³.

Un diagrama simplificado de este proceso se encuentra en la Figura V - 18.

Este proceso unicamente ha sido desarrollado para producir SNG de bajo poder calorífico, sus trabajos aún se encuentran a escala laboratorio.

XIV.- PROCESO WELLMAN - GALUSHA

En este proceso el carbón es previamente molido, se seca y se alimenta por el domo de un gasificador que tiene un distribuidor. Por la base del gasificador se alimenta una mezcla de vapor de agua - oxígeno, existen gasificadores con ó sin agitación. Este agitador se encuentra ligeramente abajo de la superficie del lecho del carbón con movimiento horizontal manteniendo así uniforme el lecho.

Las condiciones de operación de el gasificador son una presión atmosférica y una temperatura de 1000 a 1200 °F, la ceniza se elimina —

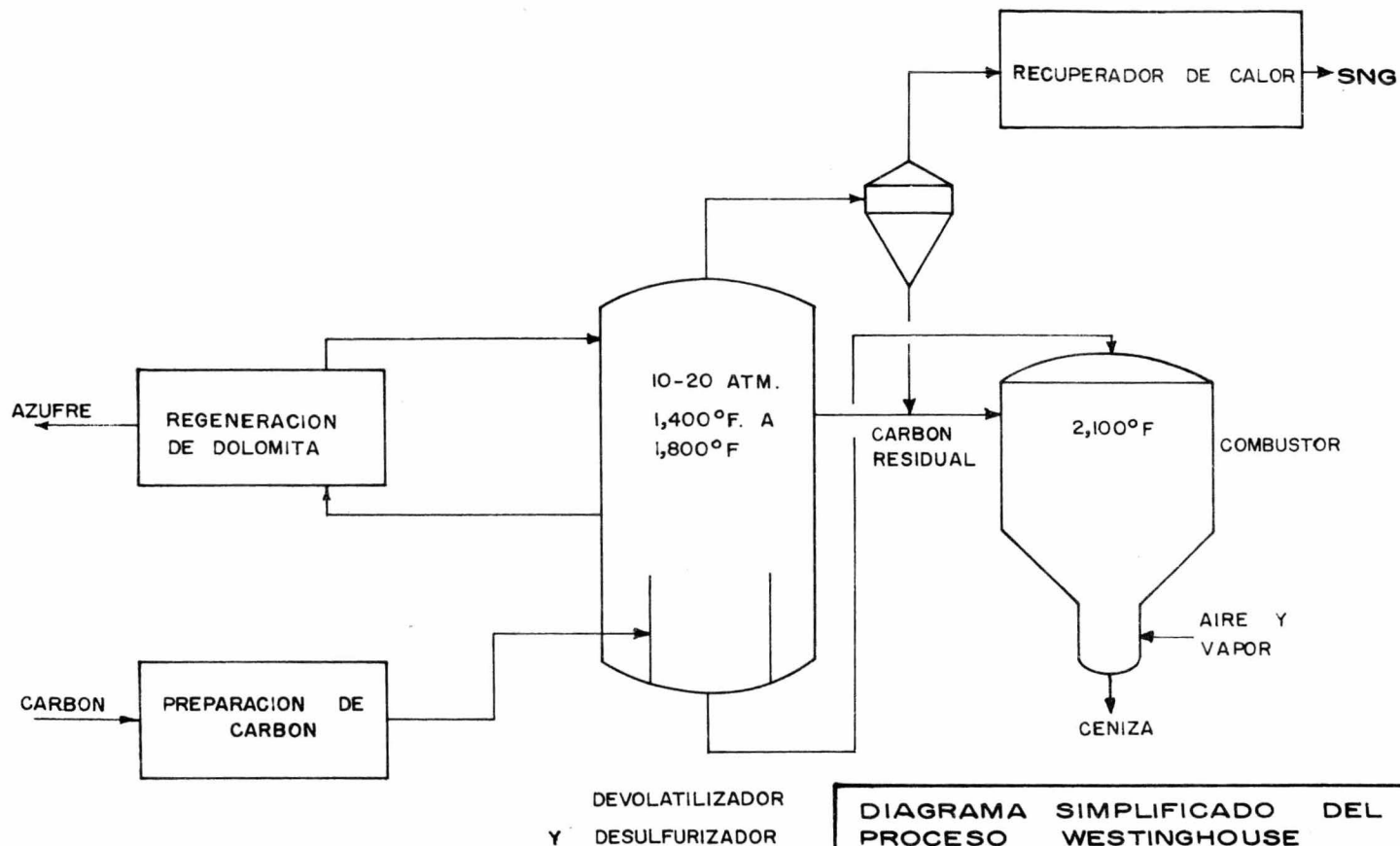


DIAGRAMA SIMPLIFICADO DEL PROCESO WESTINGHOUSE	
FIG.-V-18	TESIS PROFESIONAL
AGOSTO 75	J. HERAS E. LOPEZ R. MARTINEZ

continuamente por la base del reactor.

En este proceso se puede emplear aire para sustituir a el oxigeno, produciendo gas crudo de bajo poder calorífico.

El gas crudo que abandona el gasificador pasa a una sección - donde se elimina el polvo que lleva, posteriormente, pasa a una sección recuperadora de calor.

El gas es comprimido y los siguientes tratamientos se le hacen con el fin de aumentarle su poder calorífico, para ello, es convirtiendo parte del gas a hidrógeno para ajustar la relación H_2/CO a 3:1 el gas - es finalmente purificado, metanado y deshidratado, quedando listo para transportarse a su lugar de consumo.

Un diagrama ~~sumplificado~~ simplificado de este proceso se ilustra en la Figura V - 19.

En las tablas V - 1 y V - 2 se encuentra una comparación de - los diferentes procesos para la gasificación de carbón, en la Tabla V-1 se encuentran los procesos probados comercialmente, en la Tabla V - 2 - los procesos que se encuentran en el desarrollo aún de planta piloto ó laboratorio.

Debemos aclarar que la diferencia básica entre las diferentes tecnologías se encuentran en el gasificador de carbón, el resto de los procesos ó sea la eliminación de partículas sólidas, la conversión para aumentar la cantidad de hidrógeno en el gas crudo y disminuir la canti-

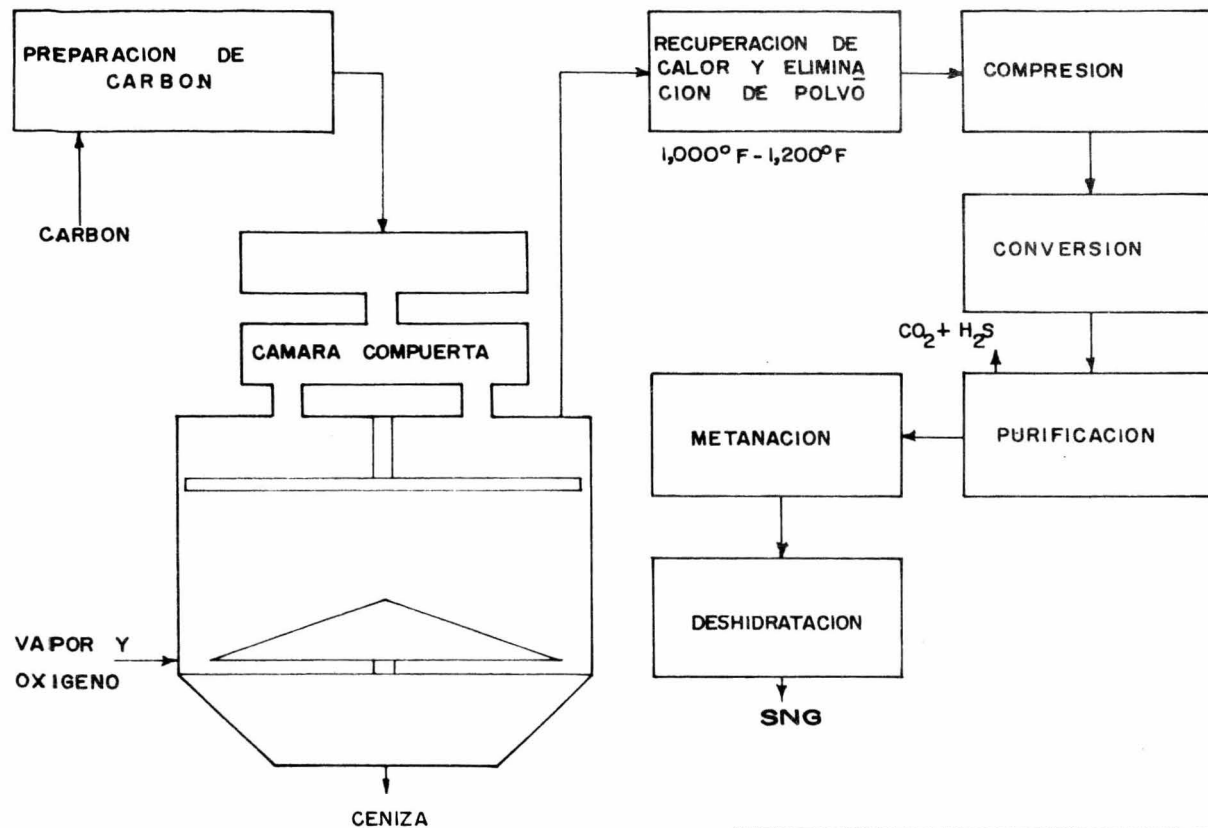


DIAGRAMA SIMPLIFICADO DEL
PROCESO WELLMAN-GALUSHA

FIG.- V-19

AGOSTO 75

TESIS PROFESIONAL
J. HERAS
E. LOPEZ
R. MARTINEZ

TABLA V - 1

PROCESOS PROBADOS COMERCIALMENTE

NOMBRE	PROCESO LURGI	PROCESO KOPPERS - TOTZEK	PROCESO WINKLER
Descubridores y Patrocinadores	Lurgi GmbH	Koppers GmbH	Winkler
Base del proceso	El gasificador consiste en un número de cámaras colocadas verticalmente, ellas son del domo a la base: Una cámara donde se almacena carbón, una cámara-compuerta para controlar el paso de carbón, cámara enchaquetada productora del gas, cámara-compuerta para controlar el paso de las cenizas, en la base del gasificador se alimenta una mezcla de vapor de agua - oxígeno.	El gasificador consiste en unos quemadores coaxiales laterales, por donde se alimenta el carbón, oxígeno y vapor de agua, - el carbón es gasificado casi completa e instantaneamente, el producto sale por la parte superior del gasificador y por la parte inferior salen cenizas.	El gasificador presenta una alimentación de carbón y dos alimentaciones de vapor de agua y oxígeno en sus partes laterales inferiores, aquí el carbón se gasifica, existe otra zona de reacción en la parte superior del gasificador, donde se vuelve a alimentar vapor y oxígeno para que reaccionen con los gases calientes producidos en la parte inferior del gasificador.
Plantas Piloto	14 plantas instaladas hasta la fecha.	16 plantas en operación	16 plantas en operación
Planes futuros en E.U.A.	Existen 5 plantas a escala industrial en construcción.	Se realizan estudios para la posible instalación de plantas industriales.	Se realizan estudios para la posible instalación de plantas industriales.
Materia Prima	Todo tipo de carbón excepto aquel fuertemente aglutinante	Todo tipo de carbón, alquitrán, hidrocarburos pesados, coque.	Todo tipo de carbón.
Productos	SNG, como subproductos aceite pesado y azufre.	SNG y azufre.	SNG y azufre.
Ventajas del proceso	1.- Este proceso es el más probado a escala comercial 2.- Requiere poco consumo de oxígeno. 3.- Opera a presión el gasificador, por ello el gas crudo no necesita una compresión para seguirlo procesando.	1.- Solamente se tienen de subproductos azufre y escoria. 2.- Se puede alimentar gran variedad de materia prima 3.- Se puede modificar la alimentación a otro proceso, realizando un cambio ligero en el gasificador.	1.- Se pueden agregar hidrocarburos líquidos en la gasificación del carbón. 2.- No se producen hidrocarburos y alquitranes como subproductos.
Desventajas del Proceso	1.- Requiere de una planta productora de O ₂ 2.- Requiere compresión para el SNG producido. 3.- Requiere carbón molido.	1.- Opera a baja presión (atmosférica) 2.- Requiere planta productora de O ₂ 3.- Alta temperatura de operación en el gasificador 3000 °F 4.- Requiere gran metanación, ya que el gas crudo del gasificador casi no contiene metano 5.- Requiere alta compresión para el SNG producido. 6.- Aún no existen plantas en construcción.	1.- Requiere planta productora de O ₂ 2.- Opera a baja presión (atmosférica) 3.- Requiere un secado previo el carbón. 4.- El 70 % de la ceniza acompaña al gas crudo. 5.- Requiere metanación, ya que sólo el 2 % de CH ₄ se produce en el gasificador. 6.- Requiere una alta compresión para el SNG producido. 7.- Aún no existen plantas en construcción ni funcionando a escala industrial.
Típica composición del gas crudo	% Mol Seco	% Mol Seco	% Mol Seco
CH ₄	10	0	2
H ₂	38	36	35
CO	24	56	48
H ₂ S	--	6	15
CO ₂	28	--	--
# de gasificadores para planta de 250 MMSCFD	25 - 30	18 - 20	10 - 20

PROCESOS EN ELA Y DE DESARROLLO
PACCORAL ALONSO
Instituto de Gas Technology

INSTITUTE OF GAS TECHNOLOGY

El borogomo se produce por cuarcizaje de las tres rocas - las gneiss, el gneiss micáceo, y el gneiss granítico - a través de un proceso de metamorfismo. Este proceso implica la transformación de las rocas a altas temperaturas y presiones, lo que resulta en la formación de minerales de cuarzo. El borogomo es un tipo de gneiss que se encuentra en la zona de contacto de las rocas y el magma.

PRODUCED BY U.S. Consolidation Coal Company

Consolidation Coal Company

El calor necesario para llevar a cabo la licuación de los gases se produce al vapor de agua y propano. La densidad de estos gases es menor que la del agua, por lo que al estar dentro de la cámara cubren la parte superior de la misma. El licuador al poder condensar un aludador de vapor y un refrigerador de alcohol.

PROCESS BY - GAS
Distillation Coal Research.

Discussions Coal Research.

[illegible]

THE BUREAU OF
THE ARMY OF THE UNITED STATES
OF AMERICA

The Bureau of Mines.

El carbon negro de alta pureza al Grafiteador recibe un tratamiento previo, el carbon negro es tratado mediante un proceso de oxidación y reducción, para eliminar las impurezas y obtener un carbon negro de alta pureza. El carbon negro de alta pureza se utiliza para la fabricación de ánodos de grafite.

PROCESSO N. 7. KELLOG.
N. 7. KELLOG.

H. W. KELLOGG.

La gestación del cerebro se realiza al ponerse en contacto con una masa de vapor de agua — el vapor siendo catalizada por ondas de radio — en un tubo de vidrio que se calienta por medio de un horno eléctrico. Después de haber estado en el CO fundido el salir del extractor tampoco al salir "que tiene el cerebro".

PROCESS ATLAS
Applied Technology Corp.

Applied Technology Corp

En este proceso se proyecta carbón molido y acero, vapor de agua y oxígeno a un recipiente con hierro fundido. Se genera una gran cantidad de escoria, el cual reacciona con el hierro, quedando en forma de escoria en la superficie del hierro, donde se genera eventualmente.

PROCESSO UNION CARBIDE
Union Carbide

Union Carbide

Da este proceso el calor fúguese para la gelificación, porción a un consumidor del carbón con el sistema de la bomba. Como en un quemador, este carbón caliente pasa a otro reactor en donde se pone en contacto con vapor de agua para calentar el gas crudo.

PROCESO HYDRATE.
The bureau of mines.

The bureau of mines.

Se basa este proceso en la reacción de carbón alta tratado con hidrógeno para formar "gasos", del contacto con el gas con el carbón para producir "gasos" y "gasos" en una "gas" con aproximadamente 50% de hidrógeno y 50% de dióxido de carbono, y el "gas" nuevo en la "gas" con carbón en otro "gasificador", produciendo "gas" crudo.

PROCESO U - GAS
Institute of Gas Technol)

Institute of Gas Technology

El carbón proveniente incluido se alimenta a al domo de un altísimos de la zona de la caldera, en la cual el proceso en contacto con el carbón produce la formación de gas rindo.

PROCESS TESTINGHOUSE
Westinghouse Research Labs

Westinghouse Research Labs

Este proceso consiste en dos Galilíades de hecho móvil se sitúa en el primer Galilíade o cabin precaliente donde se calienta el líquido de control y el segundo Galilíade en donde se calienta con aire y vapor de agua.

PROCESSO WELLMAN CALUSHA.
Wellman Engineering Co.

Rollman Engineering Co.

En este proceso el carbón previsional debe de "satisficador" por la base "tipo de agua oxígeno" producidos se constantemente eliminados por la bi

dad de CO de tal manera que la relación H_2 : CO sea de 3:1, la eliminación de CO_2 y H_2S y la metanación, son básicamente iguales en todos los procesos.

Estas tablas comparativas se hicieron con el fin de facilitar la selección de tecnología más apropiada para México.

ELECCION DE LA TECNOLOGIA MAS APROPIADA PARA MEXICO

Analizando los diferentes procesos para la obtención de SNG a partir del carbón, podemos concluir lo siguientes.

1.- Unicamente tres procesos han sido probados comercialmente en el mundo, estos son: Proceso Lurgi, Proceso Koppers - Totzek y Proceso Winkler, entre ellos debemos seleccionar el más apropiado, ya que -- consideramos poco prometedor el realizar un estudio de un proceso aún -- en etapa de desarrollo y adaptarlo a las necesidades nacionales en una escala comercial.

2.- El proceso más probado comercialmente, ya que existen 5 - plantas en construcción en los Estados Unidos, las cuales producirán -- 250 MMSCFD cada una, es el proceso Lurgi, entre los dos procesos aún se encuentran en estudio su posible instalación a escala industrial en los Estados Unidos.

3.- Considerando lo anterior y además teniendo en cuenta que -- no existen limitaciones en el empleo de la materia prima (el carbón de la cuenca carbonífera de Coahuila no presenta propiedades fuertemente -- aglutinantes), consideramos que el proceso Lurgi es el que resulta más apropiado para la posible instalación en México de una planta productora de SNG a partir de carbón mineral.

C A P I T U L O V I

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

INTRODUCCION

En base a la tecnología que se considera más adecuada (Proceso LURGI) a continuación desarrollaremos un balance de materia y energía de la planta.

La base de cálculo es una producción de 290 MMSCFD de gas a la salida de la planta.

Para dicho balance dividimos la planta en cuatro secciones, según el proceso que se lleva a cabo en cada una de ellas, estas secciones son:

SECCION 100	GASIFICADOR DE CARBON
SECCION 200	CONVERSION DE GAS CRUDO
SECCION 300	LAVADO RECTISOL
SECCION 400	METANACION

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA. SECCION 100 (GASIFICADOR).

CORRIENTE



Componente : Carbón sólido a 77° F y 0 psig

Composición : Carbón fijo 53%

Mat. Volátil 20%

Cenizas 23%

Otros 4%

$$w_1 = 460.6 \text{ ton/hr de carbón} = 1,015,438.76 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE

2

Componente : Vapor de agua a 410 psig sobrecalentado 1055.4°F se debe -
alimentar vapor en una relación H_2O/C de 2.16

$$w_2 = (2.16) (w_1)$$

$$w_2 = 2.193,347.72 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE

3

Componente : Oxígeno de límites de batería a 410 psig y 900°F

La relación de $O_2/C = 0.29$

de tal forma que :

$$w_3 = (0.29) (w_1)$$

$$w_3 = 294,477.24 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE

4

Componente : Cenizas a la salida del reactor

$$w_4 = 203,087.75 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE

5

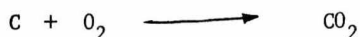
Componente : Gas crudo a 1700°F y 380 psig.

La productividad se lleva a cabo de la siguiente manera:

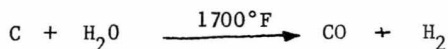
El total de la materia volátil (20%) reacciona según la siguiente ---
reacción:



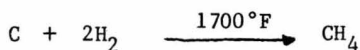
Del carbón fijo el 13.58% reacciona con oxígeno en la cama de carbón para dar CO_2 según la siguiente reacción:



el 56 % de carbón fijo reacciona con agua para dar hidrógeno y monóxido de carbono según la siguiente reacción a 1700°F.



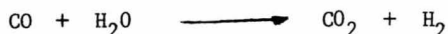
el 22.65 % también del carbón fijo reacciona con hidrógeno para dar metano según la siguiente reacción:



el 7.17 % restante reacciona para dar aceites pesados, nafta y alquitrán.

Las cenizas que lleva el carbón alimentado son extraídas por la base del reactor.

Otra reacción que se lleva a cabo es entre el monóxido de carbono producido y agua para dar dióxido de carbono e hidrógeno según la siguiente reacción:



El 54.9 % del CO producido reacciona según la reacción anterior.

El 12.57 % del hidrógeno producido reacciona con los residuos de carbón, así como el hidrógeno y el azufre para dar aceites pesados.

La Tabla VI - 1 se presenta el balance de materia en el reactor.

T A B L A V I - I

COMPONENTE	E N T R A D A		S A L I D A	
	lb mol/hr	lb masa	lb mol	lb masa
Mat. Volátil	16923.97	203087.75	-----	-----
Carbón fijo	44848.54	538138.54	-----	-----
Cenizas	-----	233550.91	-----	30463.16
Otros	-----	40617.55	-----	-----
H ₂ O	121852.65	2193347.72	56413.26	1015438.76
Oxígeno	9202.41	294477.24	-----	-----
CO	-----	-----	19075.01	534100.48
CO ₂	-----	-----	30120.96	1325322.24
CH ₄	-----	-----	10154.39	162470.20
H ₂	-----	-----	39094.39	78188.78
H ₂ S	-----	-----	507.72	17262.46
AC. Pesados	-----	-----		136911.61
				3300157.69

De tal manera que la composición a la salida del gasificador -
se tiene:

	Y
CO	0.1632
CO ₂	0.4057
CH ₄	0.0496
H ₂	0.0238
H ₂ S	0.00527
Nafta, Aceite, etc.	0.04184

H_2O	0.3104
	1.0044

Para el balance de calor en los gasificadores se calcularon -- los calores de reacción para cada una de las reacciones que se llevan a cabo en él.

Para el cálculo se usó este sistema que a continuación se enun-
cia:

Se dispone de los datos de calor de formación de cada una de - las sustancias a 25°C por lo que se requiere el siguiente método:

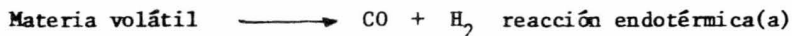
1.- Enfriamiento de los reactivos hasta la temperatura de --- reacción.

2.- Reacción a 25°C

$$\Delta H_{\text{reac}} = (\sum \Delta H_{\text{fi}})_{\text{prod.}} - (\sum \Delta H_{\text{fi}})_{\text{reac.}}$$

3.- Calentamiento de los productos.

Para la reacción (a)



$$\Delta H_1 = - 498,314,893.9 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_2 = + 955,609,108.3 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_3 = + 278,809,020.3 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_t = + 736,103 \text{ 235.1 BTU/hr}$$

Para la reacción (b)



reacción exotérmica (b)

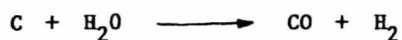
$$\Delta H_1 = - 203,179,141.5 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_2 = - 1174,131,529.0 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_3 = + 148,578,999.4 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_t = - 1228,731,672.0 \text{ BTU/hr}$$

Para la reacción (c)



reacción endotérmica (c)

$$\Delta H_1 = - 852,867,014.5 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_2 = + 1433,992,462.0 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_3 = + 587,752.712.1 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_t = + 1168,648,160.0 \text{ BTU/hr}$$

Para la reacción (d)



reacción exotérmica (d)

$$\Delta H_1 = - 658,308,948.1 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_2 = - 411,384,704.8 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_3 = + 750,236,619.1 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_t = - 319,457,083.8 \text{ BTU/hr}$$

Para la reacción (e)



reacción exotérmica (e)

$$\Delta H_1 = - 398,837,943.5 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_2 = - 326,973,311.6 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_3 = + 242,588,319.8 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_t = - 483,222,935.3 \text{ BTU/hr}$$

Para la reacción (f)



$$\Delta H_1 = - 31,892,900.57 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_2 = - 4,400,403.86 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_3 = + 5,768,199.87 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_t = - 30,525,104.56 \text{ BTU/hr}$$

Las reacciones que se llevan a cabo para dar los aceites pesados, alquitrán y nafta también tienen una liberación de calor de -----
52,584.14 BTU/100 lb de carbón alimentado.

De tal manera que se tiene :

$$\Delta H = - 52,584.14 \left(\frac{1,015,438.76}{100} \right) = - 533,959,739.2 \text{ BTU/hr}$$

También se tiene que tomar en cuenta el calor que absorben los reactivos al entrar al reactor :

Para el carbón el cual se alimenta a 25°C (77°F)

$$Q = + 447,017,974.1 \text{ BTU/hr}$$

Para el oxígeno el cual se alimenta a 900°F

$$Q = + 54,183,812.23 \text{ BTU/hr}$$

Para el vapor de agua, el cual entra sobrecalentado a 1500°F

$$Q = + 171,207,849.0 \text{ BTU/hr}$$

El calor a eliminar en el reactor está dado por:

Reacción (a)	+	736,103,235.1
Reacción (b)	-	1,228,731,672.0
Reacción (c)	+	1,168,648,160.0
Reacción (d)	-	319,457,033.8
Reacción (e)	-	483,222,935.3
Reacción (f)	-	30,525,104.5
	-	533,959,739.2
	+	447,017,974.1
	+	54,183,812.23
	+	171,207,849.0

$$\Delta H = - 18,735,454.5 \quad \text{BTU/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 53$ Condensados a 420 psig y 200°F

$$w_{53} = \frac{Q_{\text{gasificador}}}{Q_{\text{vapor}}}$$

$$q_{\text{vapor}} = C_p (449 - 200) + \lambda$$

$$\lambda / 420 \text{ psig} = 1,204.7 \text{ BTU/lb}$$

$$C_p \text{ vapor} = 1.0 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$Q_{\text{vapor}} = (1.0) (249) + 1,204.7 = 1,453.7 \text{ BTU/lb}$$

$$w_{53} = 12,888.12 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 54$ Vapor de agua a 420 psig y 452°F

$$w_{54} = w_{53}$$

$$w_{54} = 12,888.12 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 6$ Cenizas

$$w_6 = 30,463.16 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 7$ Gas crudo limpio a 1700°F y 370 psig

Es el gas que después de salir del gasificador es pasado por un filtro con el fin de limpiarlo, dejando libre de las cenizas que llegó a arrastrar.

$$w_7 = w_5 - w_6$$

$$w_7 = 3,300,157.69 - 30,463.16 = 3,269,694.53 \text{ lb/hr}$$

La composición en masa para el gas crudo queda de la siguiente manera:

		Y Fracción Masa
CO	534,100.48 lb/hr	0.1633
CO ₂	1,325,322.24	0.4054
CH ₄	162,470.20	0.0497
H ₂	78,188.78	0.0239
H ₂ S	17,268.46	0.0528
Aceite, nafta, etc.	136,911.61	0.0415
H ₂ O	1,015,438.76	0.3106
	<u>3,269,694.53</u>	<u>0.99978</u>

CORRIENTE $\diamond 8$ Gas crudo limpio a 1500°F y 368 psig

Se pretende al bajar la temperatura que el alquitrán presente en el gas crudo condense y pueda ser separado de la corriente.

El 51.86 % de los aceites pesados son alquitrán, el 14.4 % es-

nafta y el 33.74 % es aceite.

Considerando que a 1500°F y 368 psig condensa el total del alquitrán, el calor que deberá ser eliminado está dado por la siguiente ex presión:

$$q = w_8 C_p \Delta T + w_{\text{alquitrán}} \lambda_{\text{alquitrán}}$$

El cálculo del C_p de la mezcla está dado por la siguiente ex presión:

$$C_{p \text{ mezcla}} = \sum_{i=1}^n (C_{pi} Y_i)$$

COMPONENTE	FRACCION MASA	C_p BTU/lb°F	$C_p Y_i$
CO	0.1633	0.28	0.045
CO ₂	0.4054	0.305	0.1237
CH ₄	0.0497	1.65	0.8184
H ₂	0.0239	3.45	0.0821
H ₂ S	0.0052	0.33	0.0017
Alquitrán, aceite, nafta, etc.	0.0415	0.41	0.01715
H ₂ O	0.3106	0.57	<u>0.1769</u>
			1.265

De la tabla anterior se tiene:

$$C_{p \text{ mezcla}} = 1.265 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

El calor de condensación del alquitrán es

$$\lambda_{1500^\circ\text{F}} = 118 \text{ BTU/lb}$$

$$w_{\text{alquitrán}} = w_{11} = 71,002.36 \text{ lb / hr}$$

El calor a eliminar es:

$$q_8 = (3,269,694.53) (1.265) (1700-1500) + (71,002.36) (118)$$

$$q_8 = 835,610,994.5 \text{ BTU/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 9$ Condensados a 250 psia y 200 °F

El calor que los condensados pueden eliminar es:

$$q_{\text{vap}} = C_p \Delta T + \lambda \text{ a } 250 \text{ psia}$$

$$q_{\text{vap}} = (1.0) (401.5 - 200) + 945$$

$$q_{\text{vap}} = 1,146.5 \text{ BTU/lb}$$

El flujo de agua que se requiere es:

$$w_9 = q_8 / q_{\text{vap}}$$

$$w_9 = \frac{835,610,994.5 \text{ BTU/hr}}{1,146.5 \text{ BTU/lb}}$$

$$w_9 = 728,836.45 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 10$ Vapor de agua a 250 psia

$$w_{10} = w_9$$

$$w_{10} = 728,836.45 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 11$ Alquitrán a 1500°F

$$w_{11} = (0.5186) (w_{\text{aceite}})$$

$$w_{11} = (0.5186) (136,911.61)$$

$$w_{11} = 71,002.36 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 12$ Gas crudo a 1500°F y 365 psig

El gas crudo es enviado a la sección de conversión con el fin-
de ajustar la relación H_2 / CO para la metanación.

$$w_{12} = w_7 - w_{11}$$

$$w_{12} = 3,269,694.53 - 71,002.36$$

$$w_{12} = 3,198,692.17 \text{ lb / hr}$$

La composición del gas al dejar la sección de gasificación es:

	lb	Fracción Masa Y
CO	534,100.48	0.1669
CO ₂	1,325,322.24	0.4143
CH ₄	162,470.20	0.0508
H ₂	78,188.78	0.0244
H ₂ S	17,268.46	0.0054
Aceite, nafta, etc.	65,909.25	0.0206
H ₂ O	<u>1,015,438.76</u>	<u>0.3174</u>
	3,198,698.17	0.9998

El diagrama de flujo de proceso para la sección de gasificación se presenta en la Figura VI - 1 .

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA, SECCION 200 (CONVERSION)

En esta sección se pretende aumentar la relación H_2 / CO a los límites de 3.8 - 4.0 para tener una metanación efectiva.

El 48% del gas crudo pasa al reactor de la "Shift Conversión"- por lo tanto la corriente $\diamond 12$ se divide en dos que son la $\diamond 13$ y $\diamond 14$.

CORRIENTE $\diamond 13$ Gas crudo a 1500 °F

$$w_{13} = 0.52 w_{12}$$

$$w_{13} = (0.52) (3,198,698.17) = 1,663,323.048 \text{ lb/hr}$$

La composición de esta corriente es igual a 12

CORRIENTE $\diamond 14$ Gas crudo a 1500°F para la conversión

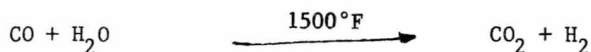
$$w_{14} = (0.48) (w_{12}) = w_{12} - w_{13}$$

$$w_{14} = 1,535,375.122 \text{ lb/hr}$$

La composición es igual a la corriente 12

CORRIENTE $\diamond 15$ Gas convertido a 1500°F y 350 psig

La reacción que se lleva a cabo en el convertidor es:



Se tiene reportado que esta reacción se lleva a cabo en un 80-81 % sobre catalizador de $Fe_2O_3 - Cr_2O_3$ y no tiene reacciones secundarias.

En la Tabla VI - 2 se presenta el balance de materia en el reactor.

T A B L A V I - 2

COMPONENTE	ENTRADA		SALIDA	
	lb mol/hr	lb/hr	lb mol/hr	lb/hr
CO	9,156.0	256,368.0	1,739.45	48,704.5
CO ₂	14,458.0	636,154.6	21,894.89	963,375.16
CH ₄	4,874.1	77,985.6	4,874.10	77,985.60
H ₂	18,765.3	37,530.6	26,187.15	52,374.30
H ₂ S	243.70	8,285.8	243.70	8,285.80
Nafta y aceite	-----	31,636.4	-----	31,636.44
H ₂ O	27,078.3	<u>487,410.4</u>	19,661.81	<u>353,912.58</u>
		1,535,371.5		1,536,274.48

La relación $H_2 / CO = 15.05$

La composición en masa y en base húmeda de la corriente a la salida del reactor es:

	Y_i
CO	0.03170
CO ₂	0.6270
CH ₄	0.0503
H ₂	0.0341
H ₂ S	0.0054
NAFTA Y ACEITE	0.0206
H ₂ O	<u>0.2304</u>
	0.9995

Balance de calor en el reactor:

Esta reacción es exotérmica y el calor desprendido es de 14,100

BTU/lb mol de agua reaccionando a 1500°F.

De tal forma que:

$$q = (-14,100 \text{ BTU/lb mol H}_2\text{O}) (w_{\text{H}_2\text{O}})$$

$$w_{\text{H}_2\text{O}} = 7,416.55 \text{ lb mol/hr}$$

El calor a eliminar en el reactor es:

$$q_r = 104,573,355 \text{ BTU/hr}$$

CORRIENTE 16 Condensados a 250 psia y 200 °F

$$q = 1,146.5 \text{ BTU/lb}$$

$$w_{16} = q_r / q = \frac{104,573,355 \text{ BTU/hr}}{1,146.5 \text{ BTU/lb}} = 91,210.95 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE 17 Vapor de agua a 250 psia y 400.97 °F

$$w_{17} = w_{16}$$

$$w_{17} = 91,210.95 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE 18 Gas crudo frío a 340 psig y 500 °F

El gas que no pasa por el reactor se pasa por un enfriador con el fin de separar los aceites pesados.

$$w_{18} = w_{13} = 1,663,323.048 \text{ lb/hr}$$

El calor a eliminar está dado por la siguiente expresión:

$$q_p = w_{18} C_p \text{ MEZCLA } \Delta T + w_{\text{ACEITE}} \lambda_{\text{ACEITE}}$$

El calor específico de la mezcla está dado por la siguiente expresión:

$$C_p \text{ mezcla} = \sum_{i=1}^n C_{pi} y_i$$

$$C_p \text{ mezcla} = 0.5323$$

El calor latente de los aceites es:

$$\lambda_{\text{aceite}}^{500^\circ\text{F}} = 110 \text{ BTU/lb}$$

El aceite total es:

$$w_{\text{aceite}} = (0.3374) w_{\text{pesados}}$$

$$w_{\text{aceite}} = (0.3374) (136,911.61) = 46,193.98 \text{ lb/hr}$$

El aceite en la corriente es:

$$w_{\text{aceite } 18} = (0.52) (46,193.98) = 24,020.86 \text{ lb/hr}$$

De tal forma que el calor q es:

$$q_{18} = 888,029,153.1 \text{ BTU/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 19$ Condensados a 200 °F y 250 psia.

$$\lambda_{\text{Cond.}}^{250 \text{ psia}} = 1,146.5 \text{ BTU/lb}$$

$$w_{19} = q_{18} / \frac{888,029,153.1}{1,146.5} = 774,556.6 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 20$ Vapor de agua a 250 psia

$$w_{19} = w_{20}$$

$$w_{20} = 774,556.60 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 21$ Aceite a 500°F

$$w_{21} = 24,020.86 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 22$ Gas crudo a 340 psig y 500 °F

$$w_{22} = w_{18} - w_{21}$$

$$w_{22} = 1,663,323.048 - 24,020.86 = 1,639.302.18 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 23$ Gas convertido a 340 psig y 500 °F

El gas convertido es enfriado con el fin de eliminar los aceites que lleva.

El calor por eliminar en esta corriente está dado por:

$$q_{23} = w_{23} C_p \text{ mezcla } (\Delta T) + w_{\text{aceite}} \lambda_{\text{aceite}}$$

$$w_{23} = 1,536,274.48 \text{ lb/hr}$$

$$C_p \text{ mezcla} = \sum_{i=1}^n C_{pi} Y_i = 0.6228 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$w_{\text{aceite}} = 46,193.98 - 24,020.86 = 22,173.12 \text{ lb/hr}$$

$$\lambda_{\text{aceite}} = 110 \text{ BTU/lb}$$

$$q_{23} = 959,230,784.3 \text{ BTU/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 24$ Condensados a 250 psia y 200 °F

El calor que pueden aceptar los condensados es:

$$\lambda = 1,146.5$$

El flujo de condensados es:

$$w_{24} = q_{23} / \lambda$$

$$w_{24} = \frac{959,230,789.3}{1,146.5} = 836,660.08 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 25$ Vapor de agua a 250 psia

$$w_{25} = w_{24} = 836,660.08 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 26$ Aceite a 500°F

$$w_{26} = 22,173.12$$

CORRIENTE $\diamond 27$ Gas convertido a 340 psig y 500 °F

$$w_{27} = w_{23} - w_{26}$$

$$w_{27} = 1,514,101.36 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE 28 Aceite a 500°F fuera de límites de batería

$$w_{28} = w_{26} + w_{21}$$

$$w_{28} = 22,173.12 + 24,020.86$$

$$w_{28} = 46,193.98 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE 29 Gas convertido con la relación correcta ----

H₂/CO hacia el lavado Rectisol a 340 psig y 500 °F

$$w_{29} = w_{27} + w_{22}$$

$$w_{29} = 1,514,101.36 + 1,639,302.188$$

$$w_{29} = 3,153,403.548 \text{ lb/hr}$$

La composición de esta corriente está dada en la Tabla siguiente:

te:

	lb	Y	lb mol
CO	326,436.75	0.1035	11,658.45
CO ₂	1,652,542.72	0.5240	37,557.78
CH ₄	162,470.10	0.0515	10,154.38
H ₂	93,032.47	0.0295	46,516.24
H ₂ S	17,265.40	0.0054	507.80
NAFTA	19,715.25	0.0064	-----
H ₂ O	<u>881,940.73</u>	<u>0.2797</u>	48,996.71
	3,153,403.42	0.9999	

Esta corriente ya tiene la relación correcta de H₂/CO la cual-

es: 3.98

El diagrama de flujo de proceso para la sección de conversión-
se presenta en la Figura VI - 2 .

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA. SECCION 300 (LAVADO RECTISOL)

En esta sección se hace un lavado al gas, con el fin de eliminar el H_2S así como una cierta cantidad del CO_2 la cual es casi el 50% - del que lleva la corriente $\diamond 29$.

Al mismo tiempo debido a que la absorción del H_2S y CO_2 en etanolaminas (el cual es el solvente) se lleva a cabo a $250^\circ F$, se tiene la condensación de nafta presente en la corriente.

CORRIENTE $\diamond 30$ Gas convertido con la relación correcta de -- H_2 / CO a $390^\circ F$ y 335 psig

$$w_{31} = w_{29}$$

$$w_{31} = 3,153,403.42 \text{ lb/hr}$$

Esta corriente pasa por dos cambiadores de calor, el 301 E y - el 306 E, en el primero de ellos se eleva la temperatura de los gases -- que salen por el domo del absorbedor hasta $485^\circ F$

El cálculo de esta carga térmica es:

$$q = w_{33} C_{pmezcla} \Delta T$$

$$q = (1,408,210.68) (0.662) (235) =$$

$$q = 219,075,335.5 \text{ BTU/hr}$$

El calor que libera la corriente de gas está dado por la siguiente expresión:

$$q_{30} = w_{30} C_{pmezcla} \Delta T + w_{H_2O} \lambda_{H_2O} + w_{nafta} \lambda_{nafta}$$

$$w_{30} = 3,153,403.42 \text{ lb/hr}$$

$$T_1 = 500 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 390 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$w_{H_2O} = 881,940.73 \text{ lb/hr}$$

$$w_{\text{nafta}} = 19,715.25 \text{ lb/hr}$$

$$\lambda \Big|_{H_2O}^{335 \text{ psig}} = 1,203.7 \text{ BTU/lb}$$

$$\lambda \Big|_{\text{nafta}}^{335 \text{ psig}} = 129.53 \text{ BTU/lb}$$

$$C_{\text{mezcla}} = \sum_{i=1}^n (C_{pi} y_i) = 0.5387 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

Sustituyendo en la ecuación se tiene:

$$q_{30} = 1,251,007.000$$

CORRIENTE $\diamond 31$ Nafta líquido y agua a 390 °F fuera de límites de batería.

$$\begin{aligned} w_{31} &= w_{H_2O} + w_{\text{nafta}} \\ &= 881,940.73 + 19,715.25 \\ &= 901,655.98 \text{ lb/hr} \end{aligned}$$

CORRIENTE $\diamond 32$ Gas convertido a Lavado Rectisol a 390 °F y --
332 psig

$$\begin{aligned} w_{33} &= w_{31} - w_{32} \\ w_{33} &= 3,153,403.42 - 901,655.98 \\ w_{33} &= 2,251,747.44 \text{ lb/hr} \end{aligned}$$

La composición de esta corriente es la siguiente:

COMPONENTE	lb	lb mol	Y_i	y_i
CO	326,436.75	11,658.45	0.1449	0.1095
CO ₂	1,652,542.72	37,557.78	0.7339	0.3530
CH ₄	162,470.10	10,154.38	0.0721	0.0954
H ₂	93,032.47	46,516.24	0.0413	0.4372
H ₂ S	<u>17,265.40</u>	<u>507.80</u>	<u>0.0077</u>	<u>0.0048</u>
	2,251,747.44	106,394.65	0.9999	0.9999

CORRIENTE $\diamond 33$ Gas convertido limpio a 250 °F y 320 psig el-
50 % del CO₂, se absorbe junto con el total de H₂S que contenía la co-
rriente.

COMPONENTE	lb	lb mol	Y_i	y_i
CO	326,436.75	11,648.45	0.2318	0.1338
CO ₂	826,271.36	18,778.89	0.5867	0.2156
CH ₄	162,470.10	10,154.38	0.1154	0.1166
H ₂	<u>93,032.47</u>	<u>46,516.24</u>	<u>0.0661</u>	<u>0.5340</u>
	1,408,210.68	87,107.96	1.0000	1.0000

CORRIENTE $\diamond 34$ Gas convertido y limpio a 485°F y 315 psig

La corriente $\diamond 33$ pasa por el intercambiador 301 E absorbiendo el calor liberado por la corriente $\diamond 29$, en este intercambiador y calentándose hasta 485 °F

$$q_{33} = 219,075,335.5 \text{ BTU/hr}$$

$$w_{34} = w_{33}$$

$$w_{34} = 1,408,210.68 \text{ lb/hr}$$

$$\Delta T = \frac{q}{w_{34} C_{p \text{ mezcla}}}$$

$$C_{p \text{ mezcla}} = \sum_{i=1}^m (C_{pi} y_i) = 0.662 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T = \frac{219,075,335.5}{(1,408,210.68) (0.662)} = 235^\circ\text{F}$$

$$T = 235 + 250 = 485^\circ\text{F}$$

CORRIENTE $\diamond 35$ Condensados a 250 psia y 200°F

$$w_{35} = \frac{1,251,007.00 - 219,075,335.5}{1,146.5}$$

$$w_{35} = 900,071.23 \text{ lb / hr}$$

CORRIENTE $\diamond 56$ Vapor a 250 psia y 400.95°F

$$w_{56} = w_{35}$$

$$w_{56} = 900,071.23 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 57$ DEA a 320 psig y 300°F

$$w_{57} = 2,439,476.5 \text{ lb/hr}$$

Con la siguiente concentración (en % Masa)

$$\text{CO}_2 - 20 \%$$

$$\text{DEA} - 80 \%$$

CORRIENTE $\diamond 58$ DEA a desorbedores (Fuera de límites de bate
ría)

$$w_{58} = 3,283,013.26 \text{ lb/hr}$$

Con la composición siguiente:

COMPONENTE	% MASA
CO ₂	40.0
H ₂ S	0.52
DEA	59.48

La corriente  pasa a la sección de metanación, en la ---
cual se produce casi el 60 % del metano que finalmente lleva el SNG.

El diagrama de flujo de proceso para la sección de Lavado con Dietanolamina (Lavado Rectisol) se presenta en la Figura VI - 3.

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA. SECCION 400 (METANACION).

El gas lavado es pasado a esta sección con el fin de aumentar su contenido de metano. Esta última sección de la planta es con el fin de darle mayor poder calorífico al SNG. En esta sección se produce casi el 60 % del metano contenido en el SNG final.

Al entrar a esta sección, la corriente $\diamond 34$ se divide en dos corrientes y la presión es reducida a 290 psig.

El 40 % de la corriente $\diamond 34$ sigue la corriente $\diamond 36$ es decir:

CORRIENTE $\diamond 36$ Gas limpio a 485 °F y 290 psig

Por lo tanto

$$w_{36} = (0.4) (w_{35})$$

$$w_{36} = 563,284.27 \text{ lb/hr}$$

La composición es la misma de la corriente 34

CORRIENTE $\diamond 37$ Gas limpio a 485 °F y 280 psig

El 60 % de la corriente $\diamond 34$ sigue esta corriente:

$$w_{37} = w_{35} - w_{36}$$

$$w_{37} = 844,926.41 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 38$ Gas metanado recirculado a 290 psig y 945°F

$$w_{38} = 355,403.56 \text{ lb/hr}$$

Con la siguiente composición en masa:

	Y_i
CO	0.0222
CO ₂	0.0241
CH ₄	0.6886
H ₂	0.0053
H ₂ O	0.2598

CORRIENTE $\diamond 39$ Mezcla de gas metanado con gas limpio a 700°F

$$w_{39} = w_{36} + w_{38}$$

$$w_{39} = 918,687.83 \text{ lb/hr}$$

La concentración final de la corriente

	Y_i	y_i
CO	0.1042	0.0827
CO ₂	0.2552	0.1288
CH ₄	0.2708	0.3760
H ₂	0.0293	0.3265
H ₂ O	0.0695	0.0858

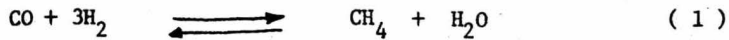
La relación H₂/CO = 3.94

CORRIENTE $\diamond 40$ Gas metanado

$$w_{40} = w_{39}$$

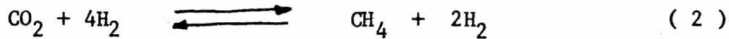
$$w_{40} = 918,687.83 \text{ lb/hr}$$

La formación de metano a partir de CO y H₂ procede de acuerdo-
a la siguiente reacción:



Esta reacción se lleva a cabo a 700 °F y 285 psig en un 95 %.

Para reducir al mínimo el contenido de hidrógeno entra al reactor un exceso de CO_2 , el cual es utilizado para reducir el hidrógeno a bajo contenido. Esto es posible por la siguiente reacción:



En la Tabla VI - 3 se presenta el balance de materia en el reactor:

T A B L A VI - 3

COMPONENTE	ENTRADA		SALIDA	
	lb mol	lb	lb mol	lb
CO	4,945.16	138,464.65	2,233.55	6,539.42
CO_2	7,706.22	339,073.76	6,826.79	300,378.97
CH_4	22,482.43	359,718.89	24,629.46	394,071.47
H_2	19,523.31	39,046.62	2,143.59	4,287.18
H_2O	5,129.65	92,333.84	11,846.10	213,229.95

La composición a la salida del reactor es:

COMPONENTE	Y_i
CO	0.0051
CO_2	0.1494
CH_4	0.0469

$$H_2 \quad 0.5391$$

$$H_2O \quad 0.2593$$

El cálculo del calor de la reacción se hace de igual manera --
que en la sección de gasificación:

Para la reacción (1)

$$\Delta H_1 = - 76,313,990.09$$

$$\Delta H_2 = - 392,969,865.10$$

$$\Delta H_3 = + 67,922,850.97$$

$$\Delta H_t = - 401,361,004.20 \text{ BTU/hr}$$

Para la reacción (2)

$$\Delta H_1 = - 22,141,642.16$$

$$\Delta H_2 = - 63,013,052.25$$

$$\Delta H_3 = + 19,006.688.23$$

$$\Delta H_t = - 66,148,006.18 \text{ BTU/hr}$$

El calor total generado por la reacción es q_{40}

$$q_{40} = 467,509,010.4 \text{ BTU/hr}$$

El aumento de temperatura está dado por:

$$\Delta T = \frac{Q}{w C_p \text{ mezcla}}$$

$$C_p \text{ mezcla} = \sum_{i=1}^m C_{pi} y_i = 0.9275 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T = 548.6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

CORRIENTE 41 gas metanado a 841.5 °F y 280 psig

$$w_{41} = 918,687.83 \text{ lb/hr}$$

El calor cedido en el intercambiador:

$$q = w_{41} C_p \text{ mezcla } \Delta T$$

$$C_p \text{ mezcla} = 0.9275 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$q_{41} = 346,306,228.8 \text{ BTU/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 42$ Mezcla de gas metanado y gas limpio a 700°F
y 278 psig.

Al mezclarse la corriente que sale del primer metanador con -
un 60 % de la corriente que viene del lavado Rectisol se tiene:

$$w_{42} = w_{37} + w_{41}$$

$$w_{42} = 1,763,614.24 \text{ lb/hr}$$

$$w_{37} C_p (\Delta T) = w_{41} C_p (\Delta T)$$

Despejando la temperatura y sustituyendo los datos se tiene:

$$T = 700.23^\circ\text{F}$$

La concentración de esta corriente es:

COMPONENTE	Y_i	y_i
CO	0.1148	0.0738
CO ₂	0.4517	0.1849
CH ₄	0.2784	0.3134
H ₂	0.0340	0.3070
H ₂ O	0.1209	0.1210
H ₂ / CO =	4.16	

CORRIENTE $\diamond 43$ Gas metanado a $1,203.17^\circ\text{F}$ y 268 psig

$$w_{43} = w_{42}$$

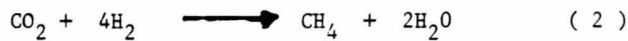
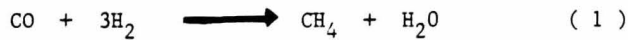
$$w_{43} = 1,763,614.24 \text{ lb/hr}$$

En la Tabla VI - 4 se presenta el balance de materia en el reactor:

T A B L A V I - 4

COMPONENTE	ENTRADA		SALIDA	
	lb mol	lb	lb mol	lb
CO	7,230.81	202,462.91	722.48	20,229.57
CO ₂	18,105.10	796,624.55	16,070.33	707,094.68
CH ₄	30,686.88	490,990.20	39,220.81	627,533.03
H ₂	29,981.44	59,962.88	2,425.88	4,851.76
H ₂ O	11,845.60	213,220.96	22,409.71	403,374.92

Las reacciones son las siguientes :



La composición es la siguiente

	Y_i
CO	0.0089
CO ₂	0.1988
CH ₄	0.4581
H ₂	0.0300
H ₂ O	0.2772

El balance de calor en el segundo metanador es el siguiente:

Para la reacción (1)

$$\Delta H_1 = - 112,049,874.5 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_2 = - 577,019,612.7 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_3 = + 99,734,920.6 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_t = - 589,364,828.4 \text{ BTU/hr}$$

Para la reacción (2)

$$\Delta H_1 = - 50,609.467.8 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_2 = - 144,029.833.7 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_3 = + 43,675,970.7 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_t = - 150,963,330.8 \text{ BTU/hr}$$

El calor que absorbe la corriente es:

$$q_{43} = 740,328,159.2 \text{ BTU/hr}$$

El incremento de temperatura en la corriente es:

$$\Delta T = \frac{q_{43}}{C_p \text{ mezcla } w_{43}}$$

$$C_p \text{ mezcla} = \sum_{i=1}^n C_{pi} y_i = 0.8344 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$T = 503.17 \text{ } ^\circ\text{F}$$

La temperatura a la salida del reactor

$$T = 1,203.17 \text{ } ^\circ\text{F}$$

CORRIENTE 44 Gas metanado a 400 °F y 264 psig

$$w_{44} = w_{43}$$

$$w_{44} = 1,763,614.24 \text{ lb/hr}$$

La carga térmica del intercambiador es:

$$q_{44} = w_{44} C_p \text{ mezcla } (\Delta T) + w_{H_2O} \lambda_{H_2O}$$

$$w_{H_2O} = 403,374.92 \text{ lb/hr}$$

$$\lambda_{H_2O} \Big|_{264 \text{ psig}} = 1,202 \text{ BTU/lb}$$

$$q_{44} = 1,666,768,170 \text{ BTU/lb}$$

CORRIENTE 45 agua a 400°F

$$w_{45} = 403,374.92 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 46$ Gas metanado seco a 400 °F y 260 psig

$$w_{46} = w_{44} - w_{45}$$

$$w_{46} = 1,360,239.32 \text{ lb/hr}$$

Con la siguiente composición:

COMPONENTE	y_i
CO	0.0124
CO ₂	0.2750
CH ₄	0.6712
H ₂	0.0415

CORRIENTE $\diamond 47$ SNG limpio a 360 °F y 230 psig

La absorción de CO₂ se lleva a cabo en un 69 % de tal forma que la concentración en el domo del absorbedor es:

COMPONENTE	lb mol	% VOL.
CO	722.48	1.52
CO ₂	4,981.80	10.52
CH ₄	39,220.81	82.83
H ₂	2,425.88	5.13
	47,350.97	100.00

$$w_{47} = 871,813.71 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 48$ SNG recirculado a 360 °F y 230 psig

El 29 % de la corriente $\diamond 47$ es recirculado al primer metanador, por lo tanto:

$$\begin{aligned} w_{48} &= (0.29) (w_{47}) \\ &= 252,825.97 \text{ lb/hr} \end{aligned}$$

CORRIENTE $\diamond 49$ SNG recirculado a 410 °F y 300 psig

$$w_{49} = w_{48}$$

$$w_{49} = 252,825.97 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 50$ Vapor de agua a 310 psig y 421 °F

$$w_{50} = 102,577.59 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 51$ SNG húmedo a 250 psig y 415 °F

$$w_{51} = w_{49} + w_{50}$$

$$w_{51} = 355,403.56 \text{ lb/hr}$$

Esta corriente pasa por el calentador para elevar su temperatura hasta 945 - 950 °F, el calor que absorbe es:

$$q_{51} = w_{51} C_p \text{ mezcla } (945 - 410)$$

$$q_{51} = 177,116,252.6$$

$$C_p \text{ mezcla} = \sum_{i=1}^n (C_{pi} y_i)$$

$$C_p \text{ mezcla} = 0.9315$$

En este cambiador el gas salido del metanador se enfría hasta:

$$\Delta T = \frac{Q}{w_{43} C_p \text{ mezcla}} = 120.35 \text{ °F}$$

$$T = 1,203.17 - 120.35 \text{ °F} = 1,082.82 \text{ °F}$$

CORRIENTE $\diamond 52$ SNG a torre lavadora a 360 °F y 230 psig

En esta torre se elimina el CO₂ hasta un 1.16 % en volumen.

$$w_{52} = w_{47} - w_{48}$$

$$w_{52} = 618,987.74 \text{ lb/hr}$$

Con la misma composición de la corriente 47 .

CORRIENTE 55 SNG a compresor a 360 °F y 200 psig

El solvente usado en esta torre es una solución de sosa al 15%
Aquí se absorbe el 90 % de 3,536.73 lb mol.

COMPONENTE	lb mol	% VOL.	lb
CO	511.01	1.68	14,308.28
CO ₂	353.67	1.16	15,561.48
CH ₄	27,846.77	91.49	445,548.32
H ₂	1,724.16	5.66	3,449.32
	<u>30,486.11</u>		<u>478,867.4</u>

El peso molecular promedio de este gas es:

$$\overline{PM} = \sum_{i=1}^n (PM_i y_i) = 15.7322 \text{ lb/lb mol}$$

La densidad a condiciones estandar (68 °F, 1 Kg/cm²)

$$\rho = (PM/359) (492/528) (14.22/ 14.7) (1/1)$$

$$\rho = 0.0395 \text{ lb/ft}^3 \text{ estandar}$$

El volumen del gas producido es :

$$Q = 12,123,225.32 \text{ SCFh}$$

El volumen de producción por día al 100% de capacidad de la —
planta es:

$$Q = 290 \text{ MMSCFD}$$

CORRIENTE 61 DEA de regeneración a 265 psig y 300 °F

$$w_{56} = 1,951,581.2 \text{ lb/hr}$$

limpia totalmente de CO_2

CORRIENTE $\diamond 58$ Condensados a 230 psia y 200 °F

$$\lambda = 1,200.1 \text{ BTU/lb}$$

$$q = C_p \text{ H}_2\text{O} (193.7) + 1,200.1 = 1,393.8 \text{ BTU/lb}$$

$$w_{58} = \frac{q_{44} - q_{51}}{q} = 1,068,770.2 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 59$ Condensados a 600 psia y 200 °F

$$\lambda_{600} = 1,203.7 \text{ BTU/lb}$$

$$q = C_p \text{ H}_2\text{O} (\Delta T) + \lambda = 1,471.9 \text{ BTU/lb}$$

$$w_{59} = \frac{q_{41}}{q} = 235,278.36 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 60$ Vapor a 600 psia y 486.20 °F

$$w_{60} = w_{59}$$

$$w_{60} = 235,278.36 \text{ lb/hr}$$

CORRIENTE $\diamond 62$ Vapor a 230 psia y 393.7 °F

$$w_{62} = w_{58}$$

$$w_{62} = 1,068,770.2 \text{ lb/hr}$$

El diagrama de flujo para el proceso de la sección de metanación se presenta en la Figura VI - 4.

Al respecto de esta sección de síntesis de metano, cabe hacer-

la aclaración de que no ha sido experimentado a escala comercial. Pero ya se tienen plantas en etapa de diseño que toman en cuenta esta sección.

El poder calorífico del gas producido está dado por la ecuación (2 - 33) que es:

$$P_c = \sum_{i=1}^n (y_i) (P_{ci})$$

En la tabla siguiente se presenta el cálculo del poder calorífico neto del gas producido.

COMPONENTE	y_i	P_{ci} (BTU/ft ³)	$y_i P_{ci}$
CO	0.0168	321.13	5.394
CO ₂	0.0116	-----	-----
CH ₄	0.9149	1,009.70	923.774
H ₂	0.0560	324.13	18.151
			947.319 BTU/ft ³

El poder calorífico del gas es : 947.319 BTU/ft³

Todas y cada una de las propiedades de este gas producido pueden ser calculadas por las ecuaciones y métodos propuestos en el capítulo II.

C A P I T U L O V I I

CONSIDERACIONES ECONOMICAS

Hablar de un estudio económico de una planta productora de SNG, como tal, es imposible en esta época en la que no podemos justificar una planta, debido a factores como los siguientes:

- 1.- Se tienen actualmente fuentes de energéticos a menor precio que el gas sintético.
- 2.- El SNG no es la única alternativa, ni siquiera la más económica, de proveer al país de energéticos en el futuro.
- 3.- Para la época, en la cual podríamos justificar la planta (por mercado únicamente), no sabemos qué condiciones económicas la rijan, es decir: no podemos predecir factores como: Desarrollo Tecnológico, aumento de costos, etc., -- que influyen definitivamente en un estudio económico.

En el presente trabajo únicamente vamos a presentar algunas -- consideraciones económicas, tales como: inversión requerida, (en el año 1975) y una estimación de costos de producción.

Un estimado de la inversión en equipo en plantas productoras -- de SNG de alto poder calorífico, en la década 1975-1985 es de 1700 MMP\$- para una planta cuya capacidad es de 250 MMSCFD de gas.

Para otras capacidades la inversión en equipo puede ser estimada mediante la siguiente correlación.

$$\frac{\text{Inversión Planta A}}{\text{Inversión Planta B}} = \left(\frac{\text{Capacidad A}}{\text{Capacidad B}} \right)^{0.75} \quad \text{--- (7 - 1)}$$

Por medio de la ecuación (7 - 1) podemos estimar la inversión de la planta de 290 MMSCFD de la manera siguiente:

$$\text{Inversión (290 MMSCFD)} = \left(\frac{290 \text{ MMSCFD}}{250 \text{ MMSCFD}} \right)^{0.75} 1700 \text{ MMP\$}$$

$$\text{Inversión (290 MMSCFD)} = 1900.16 \text{ MMP\$}$$

La estimación de la inversión puede hacerse de la manera siguiente:

Inversión en tubería se considera el 30% del costo del equipo.

La instrumentación de la planta se considera el 15% de la inversión en equipo.

Los edificios y estructuras 20% de la inversión en equipo.

Se considera el 10% de la inversión en todo lo que respecta a las facilidades requeridas por la planta (oficinas administrativas, baños de personal, calles, espuelas de ferrocarril, bodegas, tanques de almacenamiento, etc.)

Por lo que se refiere a costos indirectos como son los de ingeniería básica, detallada y construcción, se considera el 35% de la inversión en capital.

Los resultados se presentan en la Tabla VII - 1

T A B L A V I I - 1

Estimación de la Inversión.		MMP\$
Costo del Equipo Instalado		1,900.16
Costo en Tubería y accesorios		570.05
Costo Instrumentación		285.02
Costo Edificio y Estructuras		880.03
Costo Facilidades		<u>190.00</u>
	Subtotal	3,325.26
Costos Indirectos		
Ingeniería y Construcción		1,163.84
Preoperación y Arranque (3.9%)		130.00
Contingencia (10.0%)		<u>330.00</u>
	Subtotal	1,623.84
	*Inversión Total	4,949. 1

* Pesos de 1975

Por lo que se refiere a los costos de producción podemos hablar de ellos en base estimativa debido a que actualmente no existe ninguna planta a escala comercial, por lo que no se cuenta con datos basados en operación real. Por ello se deben considerar con las debidas reservas.

Los costos de producción se dividen en dos básicamente.

1.- Costos variables

2.- Costos fijos

Los costos variables son aquellos que dependen básicamente del volumen de producción y su valor estimado se presenta en la Tabla VII-2.

T A B L A V I I - 2
Costos Variables de Producción

	Unidad	Precio P\$/ unidad	Consumo Unidad/ MMSCF	Costo Variable P\$/ MMSCF
Carbón	Tons.	250	1.588	397.0
Oxígeno	Ft ³	0.5	1167.75	583.87
Vapor	Tons.	25	3.43	85.76
Servicios (Se considera global)				1,900.00
Catalizador y Químicos requeridos				<u>400.00</u>
Total Costo Variable				3,366.63

Los costos fijos representan todos aquellos conceptos que no - dependen directamente del volumen de producción.

Los conceptos involucrados en este renglón son los siguientes:

- a) Supervisión.- En este renglón se considera a todo el personal calificado del cual depende la producción.

A continuación se presentan las personas consideradas en supervisión y su costo.

<u>PUESTO:</u>	<u>PS/MES:</u>
1 Gerente de Planta	15,000.00
1 Superintendente de Producción	12,000.00
2 Secretarias	6,000.00
8 Ingenieros de Turno	60,000.00
4 Supervisores de Area	34,000.00
4 Supervisores	20,000.00

Los beneficios de la Supervisión se consideran como el 35% de la percepción mensual.

b) Mano de Obra.- El personal obrero considerado para los tres turnos, se muestra en la siguiente tabla.

MANO DE OBRA PLANTA DE SNG

<u>Categoría</u>	<u>PS/Día</u>
16 Operadores A	175.80
20 Operadores B	150.75
8 Operadores C	110.63
5 Operadores A B	150.75

Al igual que en el caso de Supervisión se considera un 35% por concepto de beneficios.

c) Mantenimiento.- Los costos de mantenimiento se consideran como el 4% de la inversión en equipo.

d) Indirectos.- En este renglón se consideran los siguientes puntos:

- Administración a nivel de planta.
- Mano de Obra Indirecta.
- Personal de Almacén.
- Contabilidad Planta.
- Comunicaciones
- Enfermería.
- Servicio de Comedor
- Vigilancia.
- Relaciones Industriales.
- Laboratorio.

Se estima que el costo de los conceptos anteriores representa el 10% del costo total de producción hasta aquí citados.

e) Depreciación.- Los costos de depreciación se calcularon por el método de la Línea Recta y a 10 años.

En la Tabla VII - 3 los costos de producción, considerados para el año de 1975.

T A B L A V I I - 3

Costos de Producción

(Base 1975)

<u>Costos Variables</u>	<u>P\$</u>
Materias Primas	102,076,491.00
Servicios	181,830,000.00
Catalizador y químicos	<u>38,280,000.00</u>
Total Costos Variables	322,186,491.00
 <u>Costos Fijos</u>	
Supervisión	2,381,400.00
Mano de Obra	788,570.00
Mantenimiento	76,000,000.00
Indirectos	40,135,000.00
Depreciación	<u>494,910,000.00</u>
Total Costo Fijo	614,214,970.00
 Costo Total	936,401,461.00
Costo Unitario (P\$/SCF)	3.22
*Costo Unitario (P\$/SCF)	1.52
*Sin incluir Depreciación	

De la tabla anterior podemos observar que el costo de producción por M³ estandar es de 3.22 pesos, considerando la depreciación y -- sin considerarla es de 1.52 pesos.

El precio de venta de este gas sería tremendamente elevado en comparación con el gas que actualmente consumimos lo que hace no factible la inversión en la época actual.

C A P I T U L O V I I I

C O N C L U S I O N E S Y R E C O M E N D A C I O N E S

1) En vista del aumento incontenible de las demandas de energéticos que hasta un futuro previsible continuará apoyandose en los combustibles suministrados por la industria petrolera, es necesario diversificar las fuentes de energía.

2) En México a pesar de la gran demanda de gas natural se considera que no sería factible ni a corto ni a mediano plazo instalar plantas de gasificación de carbón, sin embargo tomando en cuenta la futura - escasez de energéticos, consideramos que debemos iniciar estudios previos a la instalación de plantas productoras de gas natural sintético, lo --- cual a largo plazo probablemente sea factible y necesario.

3) La utilización del carbón como energético tendría prioridad en la generación de energía eléctrica ya que implicaría menores inversiones con respecto a las necesarias para obtener gas natural sintético.

4) El conocimiento que actualmente tenemos de las reservas de carbón es insuficiente para una planeación adecuada de su utilización ya sea en la industria siderúrgica, en la generación de energía eléctrica ó en la gasificación de carbón, por lo que recomendamos intensificar los trabajos de exploración en las cuencas carboníferas que se conocen - hasta la fecha con el fin de incrementar las actuales reservas positivas, así como el resto del país para localizar y cuantificar otras reservas -

de cuencas carboníferas.

5) Consideramos que las reservas calculadas de carbón podrán incrementarse sustancialmente si se logra producir a mayores profundidades ó si se logra producir con mayor eficacia para evitar grandes desperdicios de carbón durante su extracción, por el empleo de métodos inadecuados, sobre esto pensamos que la nación debe dictar lineamientos de tipo obligatorio para las compañías explotadoras en México.

6) Debemos introducir al país tecnologías que permitan el máximo aprovechamiento de los recursos naturales no renovables y acelerar la capacitación de personal técnico en el campo de los energéticos.

7) Consideramos que los precios reducidos de los energéticos no son el factor determinante para incrementar el desarrollo de una nación y los costos de este insumo representan un porcentaje reducido para la iniciativa privada, además sabemos que cada vez es más difícil la obtención de energéticos a partir de recursos naturales no renovables ya que cada día se encuentran a mayor profundidad de la tierra, especialmente los hidrocarburos, por ello creemos que la gasificación de carbón tendrá posibilidad de realizarse en México antes de finalizar el presente siglo.

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

- 1.- Alarcón M. Sigberto. Evaluación Económica de Proyectos. Revista - IMIQ. Julio 1972. México D. F.
- 2.- Arevalo Arriola Jorge. Evaluación Económica del Anteproyecto para - la fabricación de Oxido de Magnesio. Tesis. U.N.A.M. 1975. Méxi- co D. F.
- 3.- Asociación Mexicana de Ingenieros Mecánicos y Electricistas. Panora ma de los hidrocarburos en México. Conferencia. México D. F.
- 4.- Bazán Navarrete Gerardo y Mondragón Mejía Francisco. Demanda de ener géticos en el año 2000. Revista IMIQ. Nov. 1974. México D. F.
- 5.- Bodle William W. y Vyas Kirit C. Clean Fuels from coal. The oil and Gas Journal. August 26, 1974. U.S.A.
- 6.- Bresier Sidney A y Ireland John D. Substitute Natural Gas: Processes, equipment, costs. Reprint from Chemical Engineering. October 16, — 1972. U.S.A.
- 7.- Byron E. Short, Kent Harry L. y Walls Hugh A. Pressure Enthalpy ---- Charts for Selected Engineering Substances. Gulf Publishing Co. 1970. U.S.A.

- 8.- Centro Latinoamericano de Demografía. Boletín demográfico Año VII, No. 14. Julio 1974. Santiago de Chile, Chile.
- 9.- Collier's Encyclopedia. Collier's Book Company. Volumen 15. 1961. Londres, Inglaterra.
- 10.- Comisión de Energéticos. El carbón mineral. 1975. México D. F.
- 11.- Consejo de Recursos naturales no renovables. Geología, reservas y - Petrografía de los carbones mexicanos para la siderurgia. Boletín - No. 70. México D. F. 1970.
- 12.- Del Castillo Arturo. Políticas sobre la producción de energéticos - en la República Mexicana. Revista IMIQ. Nov. 1974. México D. F.
- 13.- Enciclopedia Universalis France. Editeur a Paris. Volumen 7. 1970. Paris, Francia.
- 14.- Fluor Engineers and Constructors, Inc. Coal Garification Technology. Technology Department Solid Fuels Report. February 1974. U.S.A.
- 15.- García Moreno C. Gabriel. Algunas consideraciones sobre la localización de Plantas Industriales.
- 16.- Goodholm P. R. Coal Gasification, An alternative in clean Energy Production. Combustion. March 1974. U.S.A.

- 17.- Happel John y Jordan Donald G. Chemical Process Economics, Second - Edition. Marcel Dekker, Inc. 1975.
- 18.- Instituto Mexicano del Petróleo. Energéticos, panorama actual y -- perspectivas. 1974. México D. F.
- 19.- Instituto Mexicano del Petróleo. Manual de evaluación de proyectos de la Industria Petrolera. Subdirección de Estudios Económicos y - Planeación Industrial. 1974. México D. F.
- 20.- Katz Donald L. y otros. Handbook of Natural Gas Engineering. Mc. - Graw - Hill Book Co. Inc. 1959. U.S.A.
- 21.- Kern Donald Q. Process Heat Transfer. Mc. Graw - Hill Book Co. - Inc, 1950. U.S.A.
- 22.- Lara Sosa Héctor R. Criterios de Selección de Energéticos para ma- yor Eficacia de la operación y Mantenimiento de los Equipos y Sistemas. Revista IMIQ Nov. 1974. México D. F.
- 23.- Liebig Frausto Alberto, Prieto Morales Alberto y Rucker Koehling -- Manfred. Curso de Evaluación de Proyectos Industriales. Facultad- de Ingeniería, U.N.A.M. Febrero 1975. México D. F.
- 24.- Lurgi Mineraloltechnik Gwbh. Clean Fuel gas from coal. Lurgi Express Information. U.S.A.

- 25.- Moeller F. W., Roberts H. y Britz B. Methanation of coal gas for -
SNG. Hydrocarbon Processing. April 1974. U.S.A.
- 26.- Mondragón Mejía Francisco. Obtención de gas natural Sintético a --
partir de carbón mineral. Revista Mexicana del Petróleo. Nov. - -
Dic. 1973. México D. F.
- 27.- Morrison Robert Thornton y Boyd Robert Neilson. Organic Chemistry,
Second Edition. Allyn and Bacon, Inc. 1966 U.S.A.
- 28.- Perry Harry. Coal Conversion Technology. Chemical Engineering, --
July 22, 1974. U.S.A.
- 29.- Perry John H. y otros. Chemical Engineers ' handbook. Mc. Graw -
Hill Book Co. Inc. 1963. U.S.A.
- 30.- Peters Max S. y Timmerhaus Klaus D. Plant Design and Economics for-
Chemical Engineers, Second Edition. Mc. Graw - Hill Book Co. Inc.-
1968. U.S.A.
- 31.- Petróleos Mexicanos. Memoria de labores 1974. México D. F.
- 32.- Rase Howard F. y Barrow M.H. Project Engineering of Process Plants.
John Wiley and Sons, Inc. October, 1968. London, England.
- 33.- Riegel E. R. Química Industrial. Ed. Grijalbo, S. A. 1964. Barcelona,
España.

- 34.- Salas Guerra Guillermo P. Carbón, Energía Nuclear y Geotermia. Re
vista IMIQ. Nov. 1974. México D. F.
- 35.- Salas Guerra Guillermo P., Ojeda Rivera Jesús. Algunas considera--
ciones sobre el carbón en el problema energético nacional. Revista
Mexicana del Petróleo. Agosto - Septiembre 1973. México D. F.
- 36.- Salkeld J. Natural Gas Grows in world use. Hydrocarbon Processing.-
April 1971. U.S.A.
- 37.- Sawistowski H. y Smith W. Método de cálculo en los procesos de trans_
ferencia de materia Ed. Alhambra, S. A. 1967. Madrid España.
- 38.- Schmidt Aloix X. y List Harvey L. Material and Energy Balances. ---
Prentice - Hall, Inc. 1962. U.S.A.
- 39.- Selmec. Manual de datos técnicos. 1971. México, D. F.
- 40.- Smith J.M. Chemical Engineering Kinetics Second Edition. Mc Graw -
Hill Book Co. Inc. 1970. U.S.A.
- 41.- Tirade A. Adalberto. Selección de la capacidad de plantas y equipos
de proceso. Revista IMIQ. Junio 1967. México, D. F.
- 42.- Wall Jim. NG/LNG/SNG Handbook. Hydrocarbon Processing. April 1973.
U.S.A.