

Universidad Nacional de Ingenieria

FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA



“ Utilización del Carbón Antracítico en la Industria Cerámica ”

T E S I S

PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO MECANICO

JORGE MACHARE ORDOÑEZ

PROMOCION: 1982 - 2

LIMA . PERU . 1993

INDICE

1. INTRODUCCION

1.1 Antecedentes

1.2 Objetivo

1.3 Finalidad

2. CONSIDERACIONES GENERALES SOBRE EL CARBON

2.1 Tipos de carbón y sus características

2.1.1 Clasificación

2.1.2 Propiedades físicas

2.1.3 Propiedades químicas

2.2 Yacimientos y ubicación geográfica

2.3 Características de los carbones peruanos

2.4 Proceso de gasificación del carbón

2.5 Tipos de gasificación

2.5.1 Gasificación Convencional

2.5.2 Gasificación Subterránea

3.- PROCESOS DE GASIFICACION Y GASIFICADORES

3.1 Proceso Lurgi

3.2 Proceso Winkler

3.3 Proceso Koppers Totzet

3.4 Proceso Wellman-Galusha

3.5 Nuevos Procesos

4.- IDENTIFICACION DE LA INDUSTRIA CERAMICA

4.1 Proceso de fabricación

4.2 Componentes básicos

4.2.1 Atomizador ATM-25

4.2.2 Secador vertical EVA-111

4.2.3 Horno de rodillos

4.3 Consumo de materia primas

4.4 Consumos energéticos

4.4.1 Consumo de combustible

4.4.2 Consumo de electricidad

4.4.3 Consumos energéticos por equipos

5.- BALANCE DE ENERGIA

5.1 Superficie de control "quemador-atomizador"

5.2 Superficie de control "gasificador"

5.3 Requerimiento de carbón

6.- CARACTERISTICAS TECNICAS DE LA INSTALACION

6.1 Conceptos sobre almacenamiento y manipuléo

6.2 Selección para almacenamiento y manipuléo en la planta

6.3 Gasificador

6.4 Quemador

6.5 Equipos auxiliares

7.- INCIDENCIAS

7.1 Medio-Ambiental

7.2 Socio-económica

7.3 Tecnológica

CONCLUSIONES

BIBLIOGRAFIA

AFENDICE

CAPITULO 1.- INTRODUCCION

En la actualidad nuestro país atraviesa por una grave crisis energética, generada por la falta de un plan coherente de desarrollo y el uso irracional de los recursos existentes. Somos una país profundamente dependiente del petróleo y sus derivados, esta sobredependencia y la declinación de la actividad petrolera en exploración y explotación han traído como consecuencia la disminución de nuestras reservas, las cuales se encuentran en el orden de 105 MMTEP (probadas más probables). Esta disminución en las reservas, los altos costos de operación, y la difícil situación financiera en la que se encuentra la empresa petrolera estatal, han traído como consecuencia la elevación del costo del combustible por encima del precio internacional, haciendo necesario la búsqueda de otras alternativas.

"No basta poseer abundantes y variadas reservas energéticas, ni aspirar niveles altos de consumo: lo importante para el Perú, es diversificar la oferta de productos Energéticos y cambiar el actual patrón de consumo en función de la estructura de reservas".

Nuestras reservas (probadas + probables) de petróleo son en magnitud, similares que las de carbón mineral

(Petróleo 105; Carbón 110 millones TEP. a las que si se adicionan las reservas posibles estaríamos bordeando 620 millones TEP), sin embargo el consumo está en relación de 1 a 300. Según el Plan Nacional de Energía, editado en Julio de 1990 por el Ministerio de Energía y Minas esta relación debe cambiar sustancialmente para el año 2010, hasta un nivel de 1 a 40. aunque no se menciona, pero este crecimiento debe ser básicamente sustentado por el sector industrial.

1.1 Antecedentes /

El carbón ha sido utilizado tradicionalmente en la generación de energía eléctrica en la mayoría de países industrializados, debido básicamente a la presencia in situ de este recurso, a su precio y a las técnicas de combustión, muy satisfactorias al momento de su utilización.

Hoy día el carbón sigue aún desempeñando un papel muy importante en la producción de energía (por ejemplo: el 37 % de la electricidad producida en la Comunidad Europea). Sin embargo los productores de energía ante una situación de precios competitivos y restricciones del medio ambiente ya no pueden pensar en la producción de energía quemando carbón pulverizado, razón por la cual es necesario pensar en nuevas tecnologías.

La gasificación y licuefacción del carbón han tenido en los últimos años un gran desarrollo, la elección de uso de estas dependerá de las temperaturas y presiones en los procesos a realizar. Se están haciendo investigaciones para procesos de gasificación de carbón a presiones elevadas (hasta 100 bar) para producir gas natural sintético, utilizando la aproximación por multietapas produciendo metano en cantidades considerables.

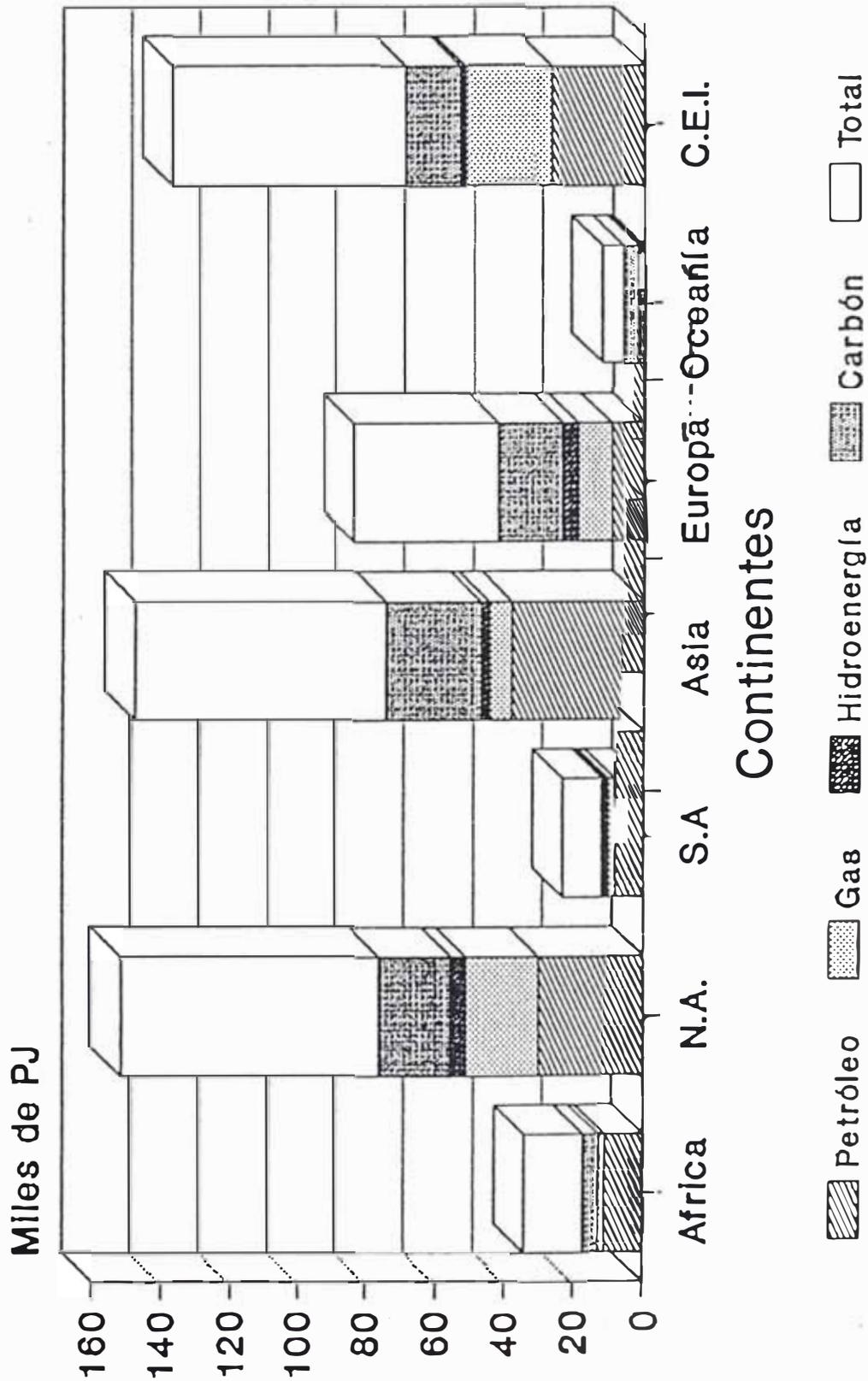
En la tabla 1.1 se puede apreciar la descomunal diferencia que existe en el uso del carbón entre los países desarrollados y los llamados en vías de desarrollo. Vemos que Latinoamérica solo utiliza la centésima parte del consumo mundial de Carbón, además teniendo una población 1.6 veces mayor que la de Norteamérica solo consume 1/4 de la energía de esta.

Aunque podrían parecer comparaciones no muy adecuadas debido a la diferencia en el grado de industrialización, la idea es mostrar la injusta distribución del uso de la energía: del mismo modo es conocido que a nivel del consumo doméstico, la relación es de 15 a 1, mientras que en comparación con los países de la Comunidad Europea la relación se encuentra en el nivel de 6 a 1. Se podría pensar que esta diferencia con respecto a nuestros países, está justificada por las diferencias climáticas existentes, sin embargo esta relación es aún mayor si se compara con las zonas Andinas, donde las condiciones climáticas son similares.

TABLA 1.1

OLADE		Area: INFORMACION MUNDIAL					Fecha: 16/06/93	
SIEE							Hora : 15:17:44	
Variables		Reportes			Salir			
Consumo	Pet=10(3) bbl	Gas=10(6) m3	Ele=GWh	Car=10(3) ton	Bio=10(3) bep			
Región	Fuente	1985	1986	1987	1988	1989	1990	
Améri.Latina	Petróleo	1747255	1743970	1761125	1835585	1858945	1870260	
	Gas Natural	94325	94330	96452	103597	108522	107829	
	Electricida	414252	409112	440044	435070	450801	447040	
	Carbón Mine	33240	32527	31118	31966	35294	33434	
	Biomasa	798684	773273	821825	802188	808398	697752	
Norteamérica	Petróleo	5693904	5925205	6055627	6270356	6289811	6191094	
	Gas Natural	549056	513282	542612	578053	606494	603162	
	Electricida	1086885	1143077	1171077	1181477	1203477	1254677	
	Carbón Mine	666150	663150	690864	722436	723150	722007	
	Biomasa	556831	556500	607515	601196	580090	580069	
Europa Occid	Petróleo	4164865	5768122	4321948	4381755	4396887	4481193	
	Gas Natural	222089	225866	239865	235199	246531	254974	
	Electricida	936944	963102	997102	1041102	1017502	1066302	
	Carbón Mine	365575	371147	374718	368147	409861	445719	
	Biomasa	224643	235884	237642	243731	250101	250108	
Europa Orien	Petróleo	3831244	3872316	3885286	3845655	3834846	3693616	
	Gas Natural	608050	641047	644602	674599	689042	694486	
	Electricida	487422	488735	526735	571135	571535	562735	
	Carbón Mine	796151	818008	821151	815580	779437	627149	
	Biomasa	327136	324975	312005	304078	304078	304194	
Medio Orient	Petróleo	932411	920882	937455	973483	995821	1083009	
	Gas Natural	56661	69215	76215	84880	86102	83658	
	Electricida	10400	10400	10400	10400	10400	10400	
	Carbón Mine	3143	3143	3286	3571	3714	3857	
	Biomasa	6485	6485	5765	5765	5765	5599	
Africa	Petróleo	598069	589422	616083	634097	664361	618245	
	Gas Natural	29108	30441	30664	32219	34441	36330	
	Electricida	81136	83540	78740	87140	89140	88340	
	Carbón Mine	91430	91715	97001	104430	105715	108001	
	Biomasa	734976	732094	714058	714642	714800	714642	
Asia y Austr	Petróleo	3493299	3628765	3590575	3760628	3878080	4191526	
	Gas Natural	99434	107212	115322	124210	135320	145430	
	Electricida	560480	610401	647601	640401	686801	707601	
	Carbón Mine	967296	1002153	1048296	1093583	1146726	1191869	
	Biomasa	1453041	1495259	1517301	1523815	1524715	1529039	
MUNDO	Petróleo	20461047	22448682	21168099	21701559	21918751	22128943	
	Gas Natural	1658723	1681393	1745732	1832757	1906452	1925869	
	Electricida	3577519	3708367	3871699	3966725	4029656	4137095	
	Carbón Mine	2922985	2981843	3066434	3139713	3203897	3132036	
	Biomasa	4101796	4124470	4216111	4195415	4187947	4081403	

Consumo Continental y Mundial de Energía



Fuentes de energía primaria

La tabla 1.2 es el Balance de energía primaria del Perú, en este podemos ver claramente la ínfima participación que tiene el carbón, en comparación con el resto de recursos energéticos.

La oferta interna bruta de carbón alcanza solo las 109 TEP, la cual solo representa un 0.7 % de la oferta interna bruta total, de 14,416 TEP.

La oferta de leña (que en este caso es similar a su consumo), es de 3,379 TEP que representa el 23 % lo cual no solo determina la dependencia de este recurso, sino también la falta de acceso de gran parte de la población a los productos energéticos comerciales.

Por otro lado como se verá más adelante en el Capítulo 7.1, el impacto Ambiental producido por la quema indiscriminada de leña es mucho más perjudicial que el uso del carbón con tecnologías apropiadas de combustión, que son las que nos ocuparán en el desarrollo del presente tema.

El sistema eléctrico de Latinoamérica es básicamente hidráulico, mientras que el utilizado en Norteamérica es básicamente térmico, es por esta razón que la utilización racional de combustibles fósiles en esta parte del continente tendrían repercusiones comparativamente muy moderadas sobre el medio ambiente.

TABLA 1.2

BALANCE DE ENERGIA PRIMARIA

Año 1987

PERU

Miles de TEP

	CARBON MINERAL	LEÑA	BOSTA YARETA	SAGAZO	PETROLEO CRUDO	GAS NATURAL	HIDRO ENERGIA	TOTAL E.P
1. PRODUCCION	76	3,379	256	317	8,243	927	1,170	14,367
2. IMPORTACION	25	0	0	0	280	0	0	305
3. V DE INVENTARIOS	8	0	0	0	131	0	0	139
4. OFERTA TOTAL	109	3,379	256	317	8,654	927	1,170	14,811
5. EXPORTACION	0	0	0	0	(156)	0	0	(156)
6. NO APROVECHADA	0	0	0	0	0	(239)	0	(239)
7. OFERTA INTERNA BRUTA	109	3,379	256	317	8,497	688	1,170	14,416
8. TOTAL TRANSFORMACION	(28)	(301)	0	(45)	(8,721)	(634)	(1,170)	(10,898)
8.1 COQUERIAS A. HORNOS	(28)	0	0	0	0	0	0	(28)
8.2 CARBONERAS	0	(301)	0	0	0	0	0	(301)
8.3 BIOMASA	0	0	0	0	0	0	0	0
8.4 REFINERIAS	0	0	0	0	(8,721)	0	0	(8,721)
8.5 PLANTAS DE GAS	0	0	0	0	0	(634)	0	(634)
8.6 CENTRALES ELECTRICAS S.P.	0	0	0	(45)	0	0	(1170)	(1215)
9. CONSUMO PROPIO	0	0	0	0	0	0	0	0
10. PERDIDAS	0	0	0	0	0	0	0	0
11. AJUSTES	(5)	0	0	(0)	224	(55)	(0)	164

1.2 Objetivo

Proponer el uso de un combustible alternativo al petróleo, el cual satisfaga los requerimientos propios del proceso industrial.

Por otro lado se busca disminuir la dependencia de un solo recurso energético (petróleo), sustituyendolo por otro (carbón) del cual tenemos grandes recursos. Asimismo demostrar que existen otros recursos no explotados, a los cuales se les puede dar un uso eficiente, todo esto para crear conciencia que debe ampliar el espectro de utilización de todos nuestros recursos energéticos.

1.3 Finalidad

Utilizar el carbón antracítico como combustible en la industria cerámica, CERAMICA LIMA S.A., la cual utiliza Petróleo como combustible en la línea de secado por atomización de la barbotina.

CAPITULO 2.- CONSIDERACIONES GENERALES DEL CARBON

En el presente capítulo se detalla la clasificación del carbón así como sus características físicas y químicas.

Se dará una visión general de los yacimientos y su ubicación geográfica así como las características de los carbones peruanos en relación con los de otros países y su proceso de gasificación.

2.1 Tipos de carbón y sus características

Las propiedades físicas y químicas son bastante disímiles entre uno y otro carbón, es muy difícil encontrar dos que tengan la misma composición aunque estos pertenezcan al mismo rango. A pesar de esto se ha logrado establecer características generales de sus parámetros de trabajo.

2.1.1 Clasificación /

Existen varios métodos para su clasificación, los cuales se basan en la calidad, uno de los más utilizados es el de la ASTM, esta clasificación la realiza tomando en cuenta la cantidad de carbón fijo y su poder calorífico. /

Lignito

Es el de menor concentración de carbono, se forma desde la turba, su coloración puede variar desde pardo claro hasta oscuro, tiene un alto contenido de humedad y bajo poder calorífico (2,000 a 5,000 KCal/Kg)

Sub-Bituminoso

Es de color negro opaco, a pesar que ya ha perdido algo de humedad tiene aún bajo poder calorífico.

Bituminoso

De material duro y compacto, presenta un color marrón brillante, su contenido de humedad se considera bajo y su poder calorífico alcanza 6,000 a 7,000 KCal/Kg.

Antracita

Se considera el último estado de evolución del carbón, es de color negro y el material es duro y frágil, posee bajo contenido de humedad y gran contenido de carbono, su principal característica es su alto poder calorífico (puede llegar hasta los 8,000 KCal/Kg.)

A continuación se muestran tres gráficos comparativos del porcentaje en la composición de cada uno de los materiales especificados.

2.1.2 Propiedades físicas

Las mas utilizadas son:

Poder Calorífico. /

Es la característica mas importante y pone de manifiesto su potencialidad térmica, este puede variar entre 3,000 y 8,300 KCal/Kg.

Temperatura de fusión de cenizas.-

Es la temperatura a la cual se plastifica o fluidifica en la parrila de los hornos.

Gravedad específica.- /

Relación entre peso de carbón y el peso de igual volumen de agua, generalmente estos valores oscilan entre 1.3 (bituminoso) y 1.5 (antracita), la ignición del carbón mejora cuando disminuye la gravedad, influyendo directamente en la velocidad de combustión. /

Dureza.- /

Los carbones difieren mucho en su dureza y esta se encuentra en relación directa con la estructura que poseen.

Triturabilidad.-

Es la facilidad de molienda que tiene el carbón, la presencia de materiales como pizarra y pirita aumentan la dificultad de trituración.

Características de coquificación.-

Esta es muy utilizada en la clasificación del carbón destinado a los hornos con propósitos siderúrgicos y metalúrgicos.

TABLA 2.1

PROPIEDADES	PROPIEDADES FISICAS			
	ANTRACITA	BITUMINOSO	SUB-BITU MINOSO	LIGNITO
Densidad	Muy alta	Muy baja		Alta
Color	Negro	----	----	Fardo
Brillo	Brillante	----	----	Opaco
Porosidad	Alta	Muy baja	----	Muy alta
Dureza	Baja	Muy alta	----	Baja
Reflectancia	Muy alta	----	----	Muy baja
Constituyentes	Pocos	----	----	Muchos

2.1.3 Propiedades químicas

Composición química.-

El Carbón está compuesto principalmente por Carbono, Oxígeno, Hidrógeno y Nitrógeno, los cuales varían según el grado de carbonificación: empezando por la madera pasando por la turba por el carbón bituminoso (hulla) hasta llegar a la antracita.

El Carbono está presente como carbón fijo y materia volátil, la relación carbón fijo y materia volátil es alta en la antracita y baja en el lignito. La materia volátil es el ingrediente que ayuda a producir energía calorífica, siendo el carbón fijo la fuente principal de calor. Las impurezas que comunmente se encuentran son: el azufre, cenizas o residuos no-combustibles.

TABLA 2.2

CLASIFICACION SEGUN LOS COMPONENTES QUIMICOS

PROPIEDADES	ANTRACITA	BITUMINOSO	SUB-BITUMINOSO	LIGNITO			
Hidrógeno	1.8	3.4	3.9	5.9	3.8	2.8- 3.1	
Oxígeno	0.7	2.2	1.8	10.6	12.2	13.2	12.1-12.4
Nitrógeno	0.5	1.5	0.9	2.0	1.0	1.3	0.7- 0.8
Azufre	0.5	1.7	0.5	4.3	0.3	0.4	0.5- 0.7
Agua	2.1	5.8	1.4	14.1	19.6	23.2	33.7-34.8
Cenizas	6.9	-19.6	2.8	13.9	3.8	4.0	6.2- 7.3

TABLA 2.3

PROPIEDADES QUIMICAS DEL CARBON

CLASIFICACION ASTM DEL CARBON

CLASE DE CARBON	CARBON FIJO %	MATERIA VOLATIL %	USOS PRINCIPALES
META-ANTRACITA	98	2	mezclado con bituminoso para fabricar Coke
ANTRACITA	92-98	2-4	generar potencia eléctrica
SEMI-ANTRACITA	86-92	8-14	en industrias químicas
BITUMINOSO			
BITUM DE BAJO VOLATIL	78-86	14-22	combustible en alto horno
BITUM DE MEDIO VOLATIL	69-78	22-31	
BITUM DE ALTO VOLATIL A	69	31	fabricación de Coke para producción de aceros
BITUM DE ALTO VOLATIL B			
BITUM DE ALTO VOLATIL C			generación eléctrica
SUB-BITUMONOSO			
SUB-BITUMONOSO A			para generar vapor
SUB-BITUMINOSO B			
SUB-BITUMINOSO C			gasificación y licuefacción
LIGNITO			
LIGNITO A			para centrales térmicas
LIGNITO B			gasificación y licuefacción

TABLA 2.4

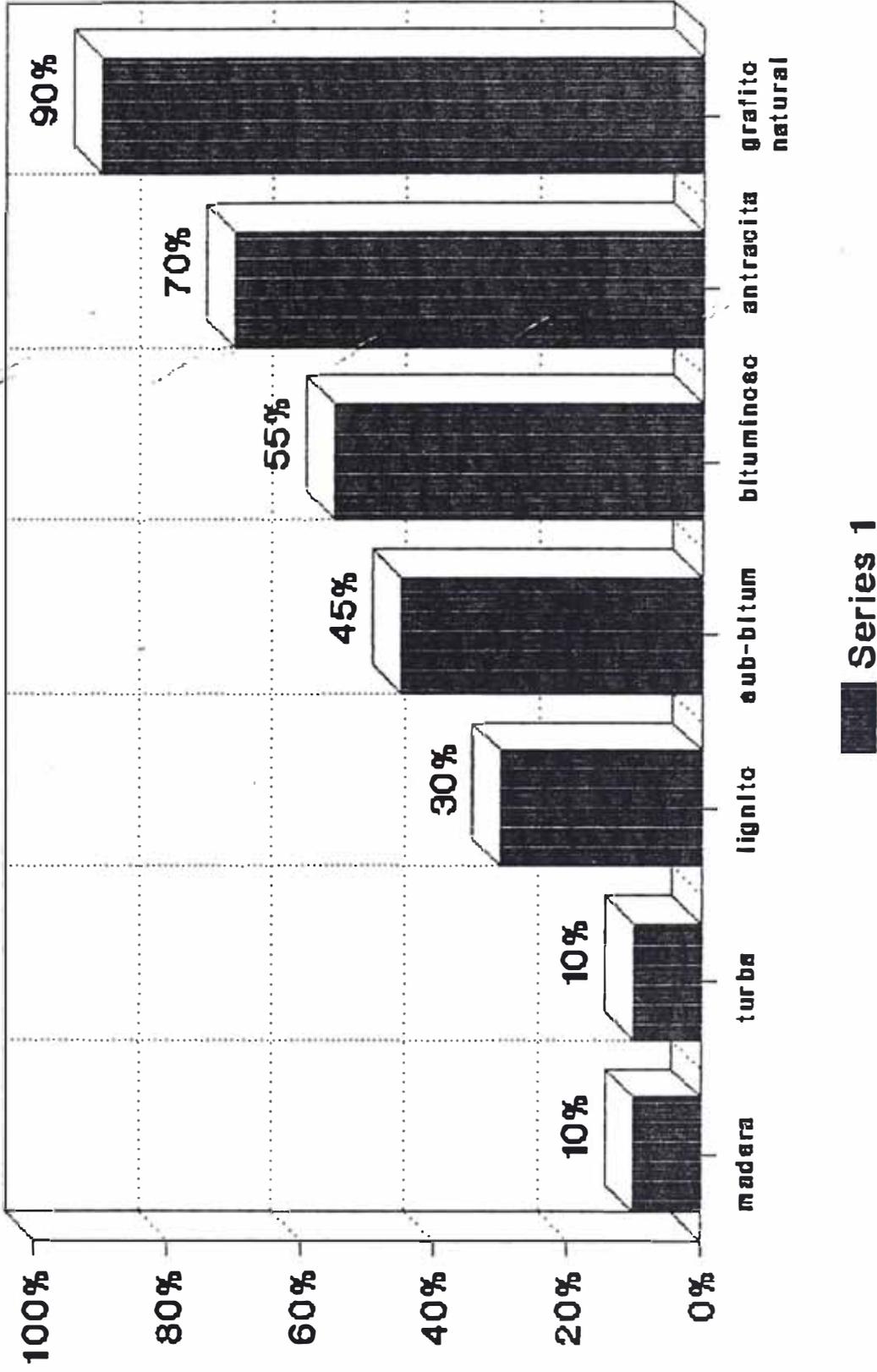
CAMBIOS EN LA COMPOSICION EN FUNCION DE SU RANGO

	LIGNITO	SUB-BITU MINOSO	BITUMINOSO	ANTRACITA
Carbón fijo %	47.4	59.5	66.0	93.8
Materia volátil %	40.0	40.5	34.3	8.2
Humedad natural %	30-40	10-25	7-15	2-6

En los gráficos 2.1, 2.2, 2.3, y 2.4 se puede observar fácilmente la variación en el contenido de Carbón fijo, humedad, cenizas y materia volátil, según el tipo de compuesto. Las diferencias en los valores existentes entre la tabla 2.4 y los **gráficos** indicados se debe que los carbones analizados son de distinta procedencia, que como se mencionó es muy difícil encontrar dos carbones con propiedades iguales, aunque estos pertenezcan al mismo rango, sin embargo las tendencias y valores de variación son similares.

GRAFICO 2.1

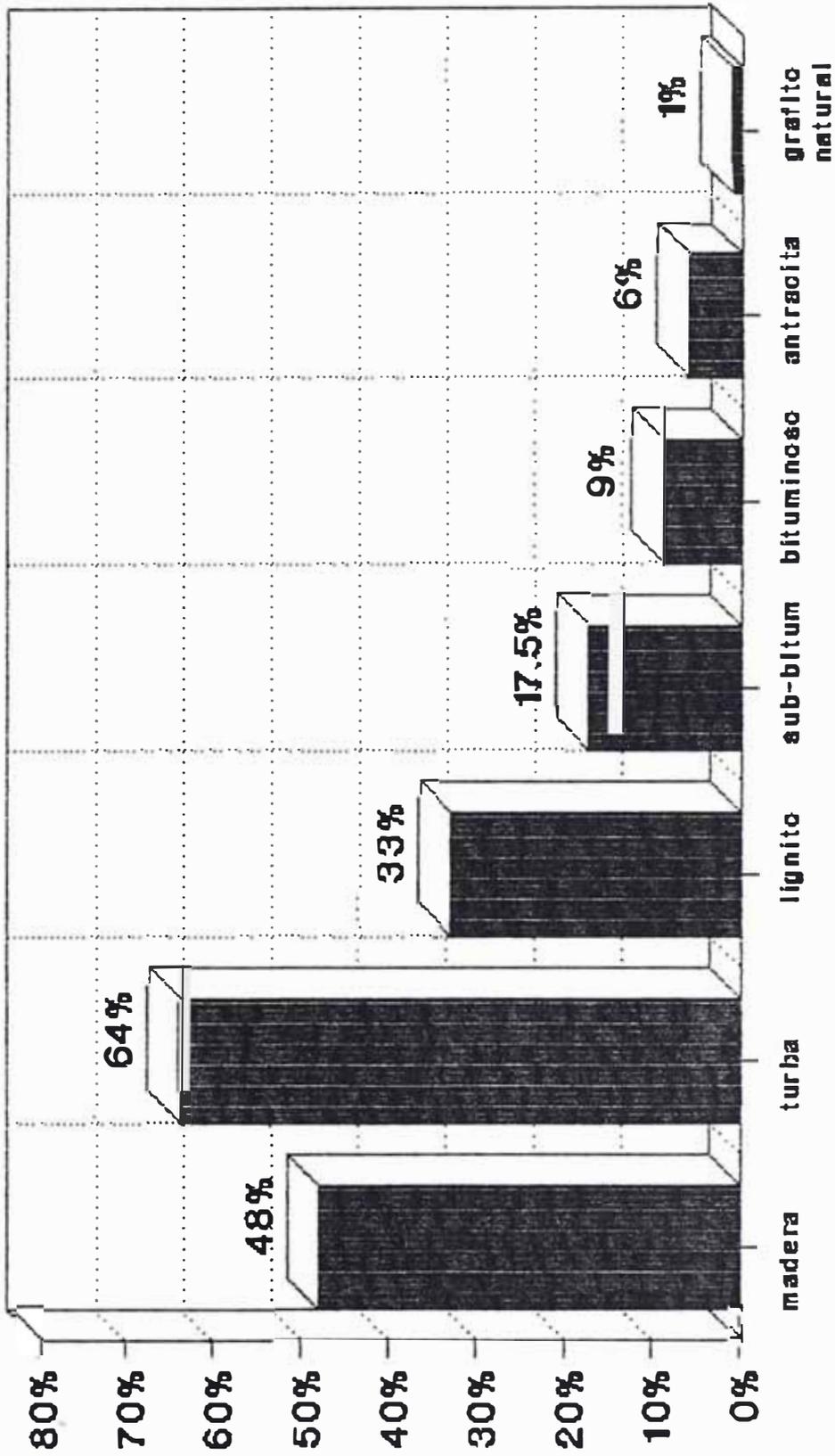
CARBON FIJO



CUADRO COMPARATIVO DEL PORCENTAJE DE CARBON FIJO

GRAFICO 2.2

CONTENIDO DE HUMEDAD

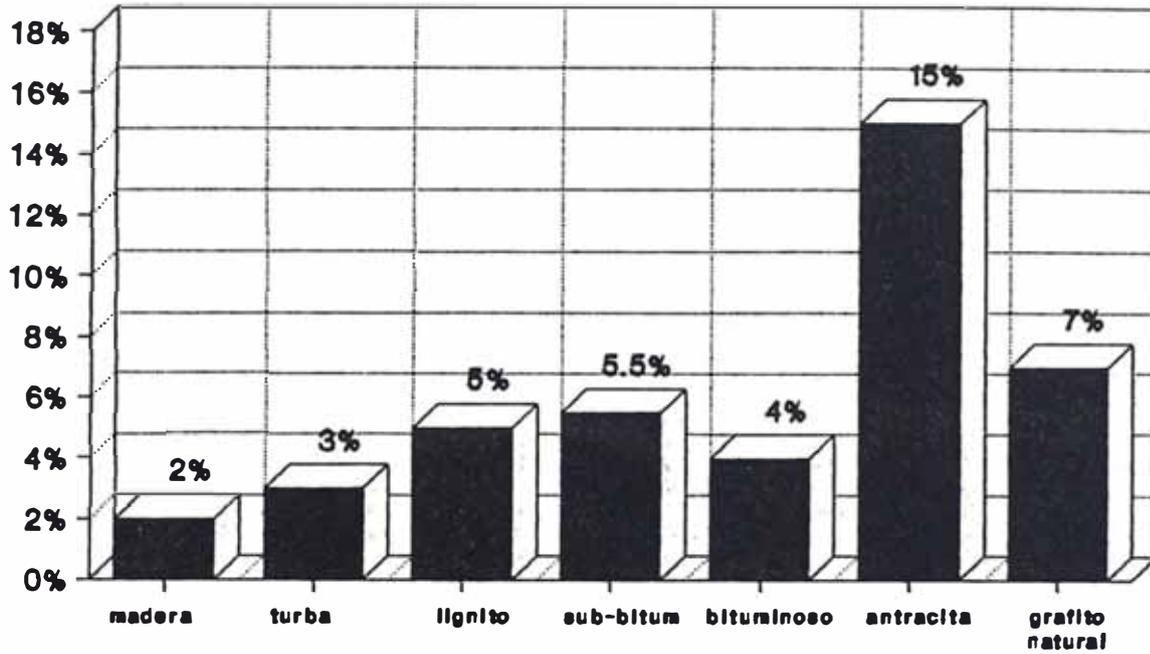


Series 1

CUADRO COMPARATIVO DEL PORCENTAJE DE HUMEDAD

GRAFICO 2.3

CENIZAS

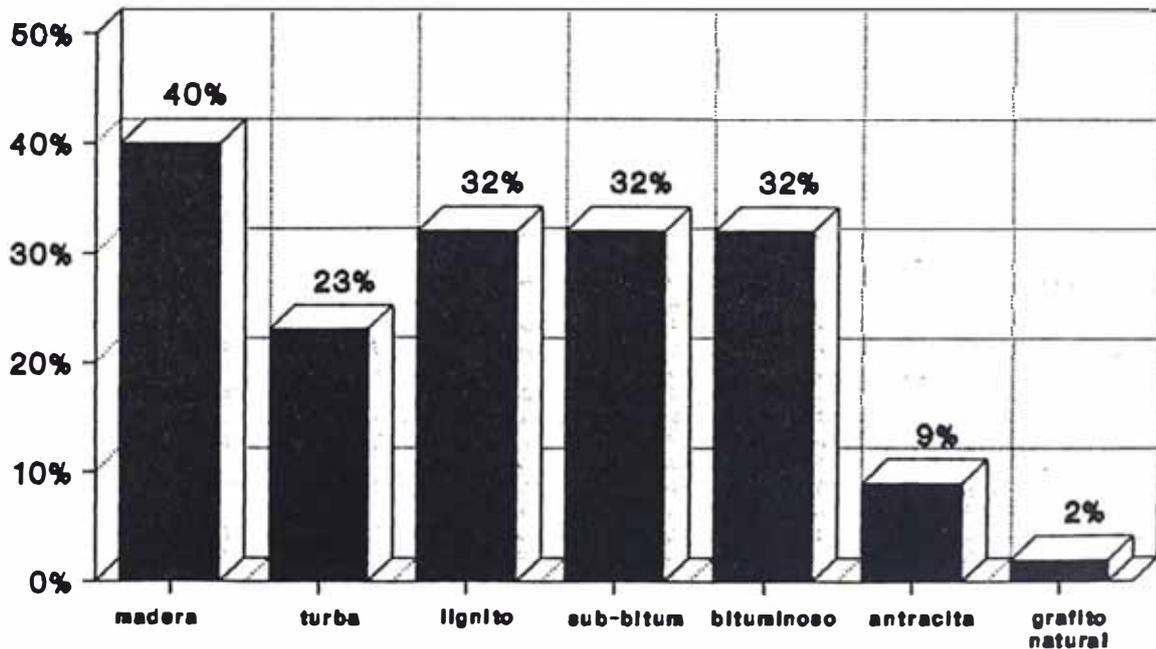


■ Series 1

CUADRO COMPARATIVO DEL PORCENTAJE DE CENIZA

GRAFICO 2.4

MATERIA VOLATIL



■ Series 1

CUADRO COMPARATIVO DEL PORCENTAJE DE MATERIA VOLATIL

2.2 Yacimientos de carbón y su ubicación Geográfica

Los yacimientos de carbón están ubicados a lo largo de nuestra sierra, en una franja que corre casi paralela al litoral. Se puede considerar que en la sierra Norte se encuentra carbón del tipo antracítico, en la sierra Central y Sur del tipo Bituminoso y en la sierra Sur del tipo Lignito (principalmente en la localidad de Faruro)

El éxito de una actividad minera de este tipo dependerá en gran parte de las facilidades que existan para el transporte del mismo, debido a que un componente importante en el costo del carbón es generado por el transporte, será entonces indispensable que se utilicen los medios mas adecuados para este, así como procurar que los caminos desde y hacia el puerto sean del nivel necesario para esta actividad.

Una alternativa interesante sería instalar los centros de transformación y utilización lo mas cercano posible a las minas, para reducir el costo del mineral, del mismo modo que podría utilizarse para la generación eléctrica de ciudades de mediana densidad poblacional que estén ubicadas en la cercanía de esta central.

Todos estos conceptos deberán ser analizados si es que se quiere explotar a nivel económico este recurso.

GRAFICO 2.5

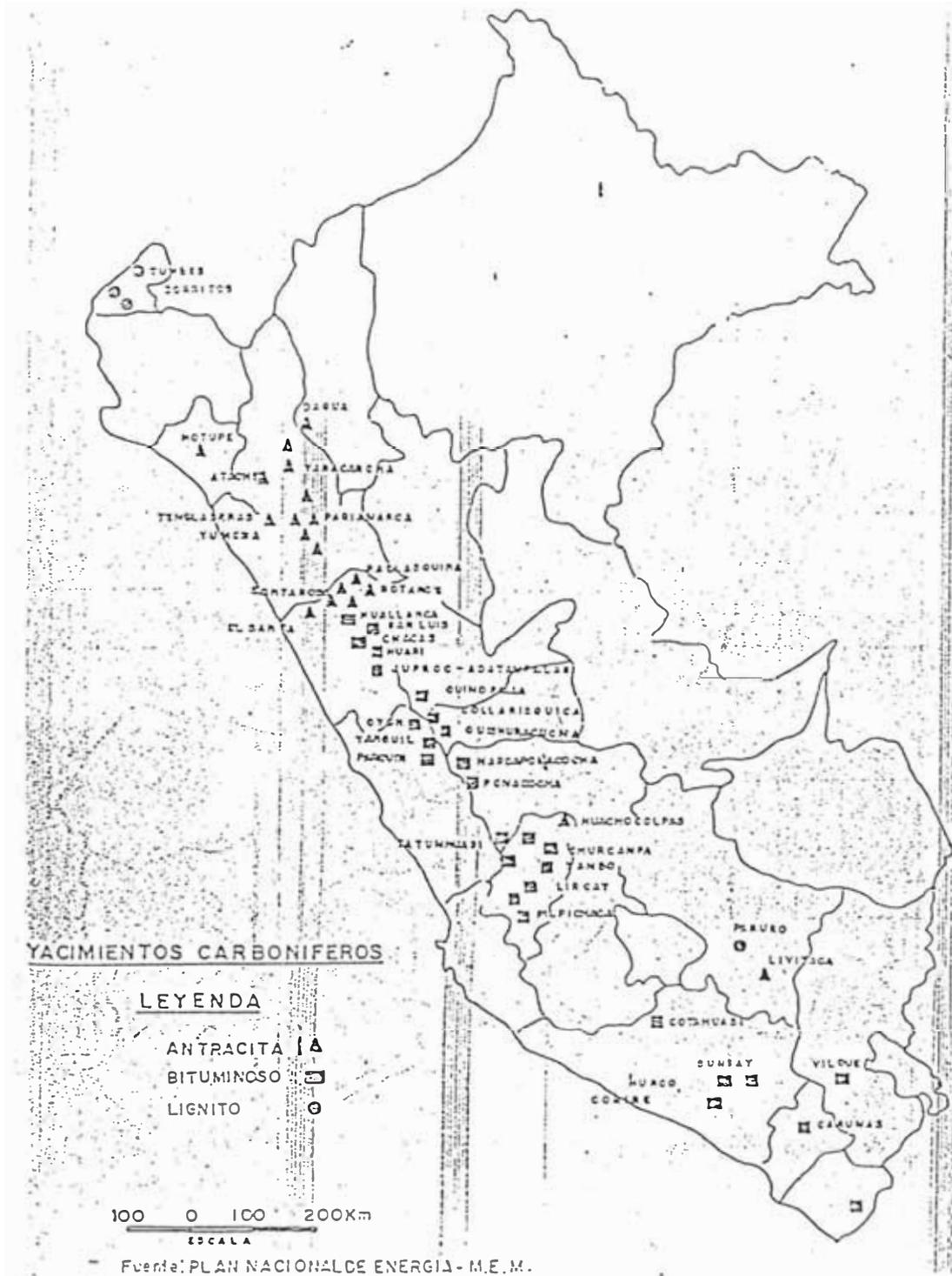


TABLA 2.5

UBICACION DE LOS PRINCIPALES YACIMIENTOS CARBONIFEROS PERUANOS

DEPOSITO	DEPARTAMENTO	PROVINCIA	DISTRITO	TIPO DE CARBON	ACCESO AL PUERTO
TUMBES	TUMBES	CMDTE VILLAR	ZORRITOS	LIGNITO	150 Km. de TALARA
YANACANCHA	CAJAMARCA	CAJAMARCA	LA ENCAÑADA	ANTRACITA	228 Km. de PACASMAYO
PIÑIPATA	CAJAMARCA	HUALGAYOC	HUALGAYOC	ANTRACITA	310 Km. de PACASMAYO
CUPISENIQUE	CAJAMARCA	CONTUMAZA	TRINIDAD	ANTRACITA	72 Km. de PACASMAYO
ALTO CHICAMA	LA LIBERTAD	OTUZCO	USQUIL	ANTRACITA	160 Km. de SALAVERRY

S A N T A

LA GALGADA	ANCASH	PALLASCA	TAUCA	ANTRACITA	114 Km. de CHIMBOTE
ANCOS	ANCASH	PALLASCA	TAUCA	ANTRACITA	104 Km. de CHIMBOTE
LA LIMEÑA	ANCASH	PALLASCA	STA. ROSA	ANTRACITA	103 Km. de CHIMBOTE
SAN CARLOS	ANCASH	PALLASCA	STA. ROSA	SEMI-ANTRACITA	104 Km. de CHIMBOTE
BUEN AMIGO	ANCASH	CARAZ	CARAZ	ANTRACITA	135 Km. de CHIMBOTE
TARICA	ANCASH	SIHUAS	SIHUAS	ANTRACITA	191 Km. de CHIMBOTE
SIHUAS	ANCASH	SIHUAS	QUICHES	ANTRACITA	213 Km. de CHIMBOTE
CONCHUCOS	ANCASH	PALLASCA	CONCHUCOS	ANTRACITA	240 Km. de CHIMBOTE
SAN MARCOS	ANCASH	HUARI	SAN MARCOS	ANTRACITA	495 Km. de CALLAO
HUALLANCA	HUANUCO	DOS DE MAYO	HUALLANCA	ANTRACITA	450 Km. de CALLAO
OBAS	HUANUCO	DOS DE MAYO	OBAS	BITUMINOSO	502 Km. de CALLAO
MARGOS	HUANUCO	HUANUCO	MARGOS	BITUMINOSO	455 Km. de CALLAO
GOYLLARIZQUIZGA	PASCO	D.A. CARRION	GOYLLARIZQUIZGA	SUB-BITUMINOSO	341 Km. de CALLAO
QUISHUARCANCHA	PASCO	D.A. CARRION	VILCABAMBA	SUB-BITUMINOSO	330 Km. de CALLAO
PILLAO	PASCO	D.A. CARRION	S.P. CALLAO	SUB-BITUMINOSO	375 Km. de CALLAO
YANAHUANCA	PASCO	D.A. CARRION	YANAHUANCA	SEMI-ANTRACITA	367 Km. de CALLAO
ALPAMARCA	PASCO	D.A. CARRION	YANAHUANCA	SEMI-ANTRACITA	342 Km. de CALLAO

O Y O N

PAMPAHUAY	LIMA	CAJATAMBO	OYON	BITUMINOSO	250 Km. de CALLAO
SAQUICOCHA	LIMA	CAJATAMBO	OYON	SUB-BITUMINOSO	246 Km. de CALLAO
GAZUNA	LIMA	CAJATAMBO	OYON	ANTRACITA	255 Km. de CALLAO
COCHAQUILLO	LIMA	CAJATAMBO	OYON	ANTRACITA	274 Km. de CALLAO
MATICACRA	LIMA	CAJATAMBO	OYON	ANTRACITA	250 Km. de CALLAO
ATACOCHA	LIMA	CAJATAMBO	OYON	ANTRACITA	250 Km. de CALLAO
PARQUIN	LIMA	CHANCAY	STA. LEONOR	ANTRACITA	252 Km. de CALLAO
MARAY	LIMA	CHANCAY	STA. LEONOR	ANTRACITA	255 Km. de CALLAO

J A T U N H U A S I

BUENO	JUNIN	CONCEPCION	SN J DE QUERO	SUB-BITUMINOSO	366 Km. de CALLAO
CACHINYS	JUNIN	HUANCAYO	YANACANCHA	SUB-BITUMINOSO	366 Km. de CALLAO

C H O N G O S A L T O

AMELIA	JUNIN	HUANCAYO	CHONGOS ALTO	SUB-BITUMINOSO	325 Km. de CALLAO
ZEPELIN	JUNIN	HUANCAYO	CHONGOS ALTO	SUB-BITUMINOSO	345 Km. de CALLAO
MURCO	AREQUIPA	CAYLLOMA	HUANCA	BITUMINOSO	195 Km. de MOLLENDO
SUMBAY	AREQUIPA	AREQUIPA	YURA	BITUMINOSO	210 Km. de MOLLENDO
CARUMAS	MOQUEGUA	MCAL. NIETO	CARUMAS	SEMI-ANTRACITA	210 Km. de ILO
PEBAS	LORETO	LORETO	INTUTO	LIGNITO	
CHAMBARA	LORETO	LORETO	INTUTO	LIGNITO	

TABLA 2.6

RESERVAS DE LOS DEPOSITOS CONOCIDOS (MILLONES TM)

DEPOSITO	CLASE DE CARBON	PROBADOS	PROBABLES	POSIBLES	TOTALES
TUMBES	LIGNITO	----	1.00	100.00	101.00
PIÑIPATA	ANTRACITA	----	----	50.00	50.00
YANACANCHA	BITUMINOSO	----	----	25.00	25.00
CUPISÑIQUE	ANTRACITA	----	----	24.00	24.00
ALTO CHICAMA	ANTRACITA	25.22	34.48	211.00	270.70

S A N T A

LA GALGADA	ANTRACITA	0.80	----	4.00	4.80
ANCOS	ANTRACITA	0.60	----	20.00	20.60
LA LIMEÑA	ANTRACITA	0.50	----	21.00	21.50
SAN CARLOS		----	----	2.00	2.00
BUENAVENTURA	ANTRACITA	0.02	0.02	15.30	15.33
TARICA	ANTRACITA	----	----	27.00	27.00
SIHUAS	ANTRACITA	----	----	27.00	27.00
CONCHUCOS	ANTRACITA	----	----	26.00	26.00
SAN MARCOS	ANTRACITA	----	----	25.00	25.00
HUALLANCA	ANTRACITA	0.04	3.00	25.00	28.04
GOYLLARISQUIZGA	SUB-BITUMINOSO	1.52	0.90	5.00	7.42
PILLAO	SUB-BITUMINOSO	0.01	----	2.00	2.01
YANAHUANCA	SEMI-ANTRACITA	0.00	0.02	0.50	0.52
QUISHUARCANCHA	SUB-BITUMINOSO	0.02	0.02	2.00	2.04
SAQUICOCHA	SUB-BITUMINOSO	----	----	1.80	1.80
COCHAQUILLO	ANTRACITA	----	----	20.25	20.25
GAZUNA	ANTRACITA	----	26.00	82.00	108.00
PARQUIN	ANTRACITA	----	----	4.00	4.00
PAMPAHUAY	BITUMINOSO	----	10.00	24.00	34.00

O Y O N

SAQUICOCHA	SUB-BITUMINOSO	----	----	1.80	1.80
COHAQUILLO	ANTRACITA	----	----	20.25	20.25
GAZUNA	ANTRACITA	----	26.00	82.00	108.00
PARQUIN	ANTRACITA	----	----	4.00	4.00
PAMPAHUAY	BITUMONOSO	----	10.00	24.00	34.00

J A T U N H U A S I

BUENO	SUB-BITUMINOSO	0.70		30.00	30.70
CACHINYS	SUB-BITUMINOSO	0.17	0.14	30.00	30.30

C H O N G O S A L T O

AMELIA	SUB-BITUMINOSO			1.50	1.50
ZEPELIN	SUB-BITUMINOSO			0.80	0.80
CARUMAS	SUB-BITUMINOSO			3.00	3.00

		29.61	111.56	941.20	1082.37
--	--	-------	--------	--------	---------

TABLA 2.7

RESERVAS POR CLASES Y TIPOS DE CARBON (MILLONES TM)

CLASE	PROBADOS	PROBABLES	POSIBLES	TOTALES
LIGNITO	----	1.00	100.00	101.00
BITUMINOSO	2.42	11.05	122.10	135.57
ANTRACITA	27.18	63.15	586.75	677.09
TOTAL	29.61	75.20	808.85	913.66

TIPO (BITUMINOSO Y SUB-BITUMINOSO)

COQUIZABLE	2.26	10.92	64.80	77.97
NO-COQUIZABLE	0.17	0.14	57.30	57.60
TOTAL	2.42	11.05	122.10	135.57

2.3 Características de los Carbones Peruanos

En las tablas 2.8, 2.9 y 2.10 se han incluido datos sobre humedad, carbón fijo, ceniza y materia volátil, así como algunos otros compuestos importantes tales como el azufre. Se muestra un análisis promedio para carbón del Alto Chicama así como una comparación de este con algunos otros importantes del mundo.

Si bien es cierto que para determinar que yacimientos de carbón serían los más adecuados de explotar se debería hacer un análisis riguroso de las alternativas, en principio se podría pensar en los yacimientos del Alto Chicama por las siguientes razones:

Foder Calorífico adecuado

Alto porcentaje de Carbón Fijo

Bajo porcentaje de materia volátil

Es el depósito de Antracita más grande, lo cual haría más rentable la explotación de este yacimiento

Su relativa cercanía al puerto

La tabla 2.10 hace la comparación entre las propiedades de algunos carbones peruanos con otros del mundo, en esta se puede apreciar que sus propiedades se encuentran dentro de rangos similares, de donde se deduce que sus parámetros de combustión deben bastante cercanos a estos, ya experimentados ampliamente

TABLA 2.8

CARACTERISTICAS DE ALGUNOS CARBONES PERUANOS

YACIMIENTO	CAPAS	HUMEDAD (%)	CARBON FIJO (%)	MATERIA VO-LATIL (%)	CENIZA (%)	AZUFRE (%)	PCal KCal/Kg.
TUMBES	4.00	13.50	25.00	29.00	28.00	5.00	3,500
CUPISTIQUE	3.00	5.00	75.00	6.00	10.00	0.60	6,750
PIÑIPATA	5.00	4.30	68.40	5.70	20.70	----	7,000
YANACANCHA		10.00	45.00	29.00	11.00	1.50	7,000
ALTO CHICAMA	10.00	8.50	70.50	2.40	20.00	1.89	6,846
S A N T A							
LA GALGADA	6.00	4.00	84.00	5.75	9.00	0.75	6,750
LA LIMEÑA	5.00	4.50	70.00	5.00	14.00	0.70	6,250
SAN CARLOS	6.00	4.50	82.50	3.50	9.50	0.60	6,750
BUENAVENTURA	1.00	4.50	85.00	3.50	8.50	0.80	6,750
TARICA-SIHUAS	2.00	5.50	----	5.00	10.00	----	6,750
BOYLLARISQUIZGA	4.00		45.00	27.00	31.00	3.00	6,100
	2.00		22.80	29.30	47.80	2.80	3,500
O Y O N							
PAMPAHUAY	5.00	6.00	70.00	19.00	9.00	0.75	7,300
GAZUNA	5.00	6.00	77.50	10.00	7.50	0.75	7,300
J A T U N H U A S I							
CELICA NEGRO BUENO	4.00	8.00	47.50	35.50	12.50	1.55	6,500
CACHINYS	4.00	5.50	47.70	29.30	23.00	6.00	6,500
C H O N G O S A L T O							
AMELIA	3.00		44.50	32.10	23.90	1.50	5,060
ZEPELIN	2.00		44.40	35.40	20.40	0.60	5,380
CARUMAS	3.00	4.00	62.00	23.50	4.00		

TABLA 2.9

ANALISIS INMEDIANTO DE CARBON DEL ALTO CHICAMA

AGUA %	MATERIA VO- LATIL %	CARBON FIJO %	CENIZA %	PODER CALORIFICO KCal/Kg.	AZUFRE %
8.36	4.04	70.8	16.8	6750	1.7

TABLA 2.10

CARACTERISTICAS DE LOS CARBONES PERUANOS EN COMPARACION CON OTROS

PAIS	CENIZAS	MATERIA VOLATIL % EN PESO	AZUFRE	HUMEDAD	PODER CALORIFICO KCal/Kg.
AUSTRALIA	7-14	20-35	0.8-0.8	1-3	6,150-6,940
SUDAFRICA	20-32	50-60	0.5-2.0	11-30	5,550-7,215
CANADA	8-20	20-35	0.3-0.8	6-8	6,382-7,770
COLOMBIA	8.5		0.65	9.3	6,540

YACIMIENTOS DE CARBONES PERUANOS

ALTO CHICAMA	6-10	2-4	0.5-3.0	4-6	7,000-7,500
JATUNHUASI	9-16	34-37	0.6-2.5	5-6	6,000-7,000
OYON	6-12	16-22	0.5-1.0	6	7,000-7,600
DEL SANTA	6-12	5-6.5	0.5-1.0	4	6,000-7,500

2.4 Proceso de gasificación del Carbón

Los reactantes básicos para efectuar la gasificación del carbón son: Carbón, vapor de agua y aire (u oxígeno), donde el carbón provee el carbono, el vapor provee el hidrógeno y el aire el oxígeno e hidrógeno, necesarios para la combustión.

Secado: Tiene por finalidad retirar el agua (que generalmente es recogida al momento del lavado), con el calor transferido de los gases generados.

Pirólisis: Se llama así al conjunto de reacciones químicas que descompone los sólidos en gases: O_2 , H_2O , CO , CO_2 , H_2 , CH_4 .

Gasificación: Está constituida por un conjunto de reacciones entre componentes gaseosos y entre estos y el carbón de acuerdo a las siguientes reacciones.

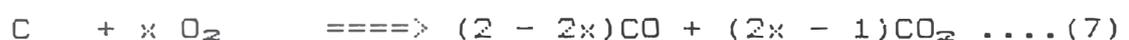
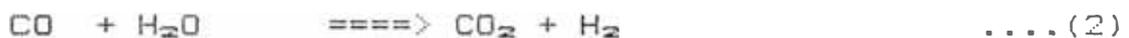
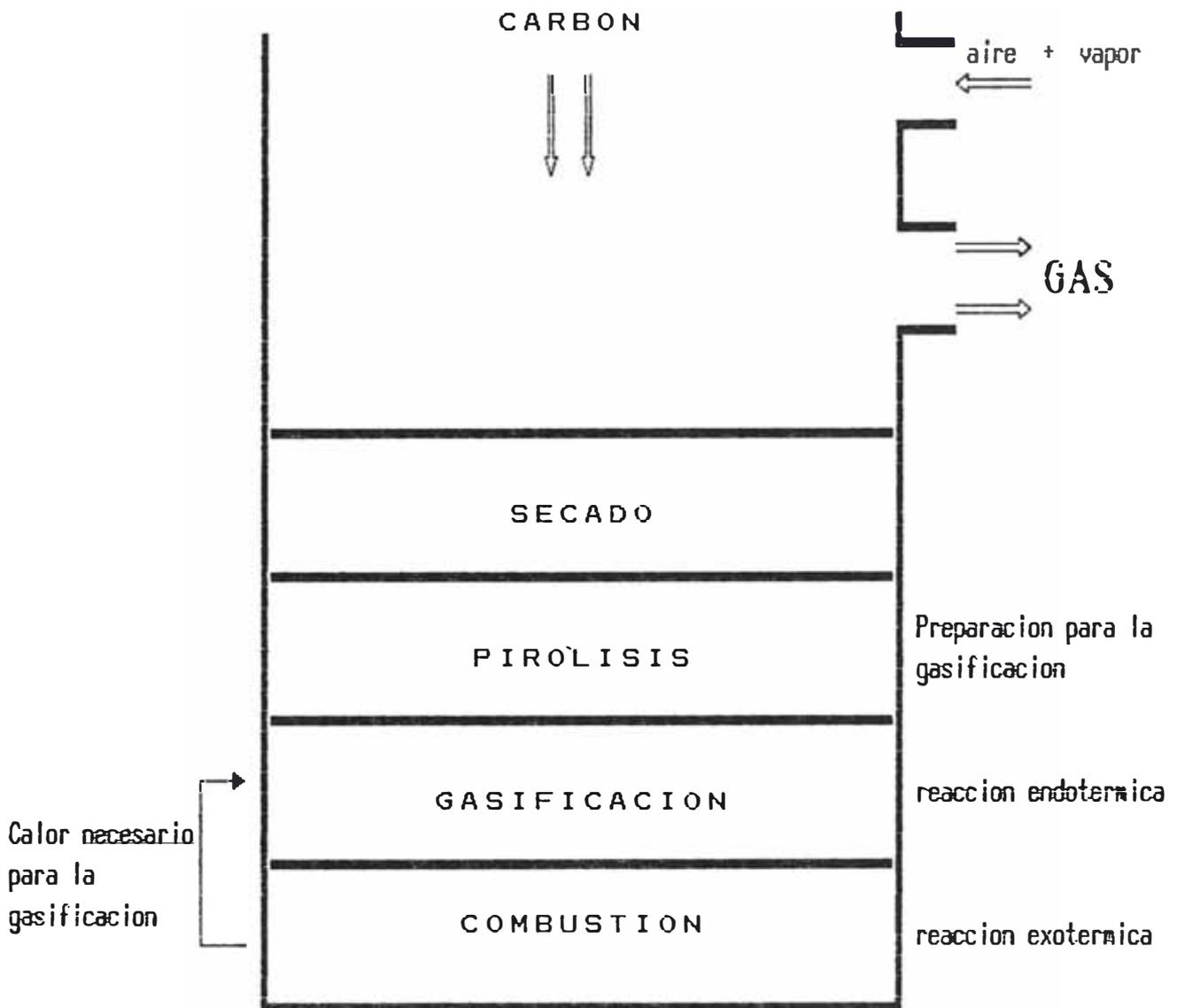


GRAFICO 2.7



ESQUEMA BASICO DE GASIFICACION

Es muy difícil determinar el punto exacto donde suceden estas reacciones, sin embargo se sabe que en los reactores de lecho fijo las reacciones 3 y 7 pueden ocurrir después de inyectado el agente gasificante.

Combustión: En los reactores de lecho fijo, las zonas donde es consumido rápidamente el oxígeno es mediante las reacciones 3, 4, y 7 denominadas zonas de combustión, en las cuales se producen altas temperaturas por cuanto se trata de reacciones exotérmicas. Este calor es transferido por los gases de combustión a la zona de gasificación donde las reacciones son endotérmicas.

2.5 Tipos de gasificación

2.5.1 Gasificación convencional

Existen tres procesos básicos de gasificación convencional uno para gas pobre ($5,600 \text{ KJ/Nm}^3$) y dos para poder calorífico medio ($11,200$ a $18,600 \text{ KJ/Nm}^3$) los componentes combustibles producidos por estos procesos son: monóxido de carbono, hidrógeno y metano. El metano tiene poder calorífico de $37,200 \text{ KJ/Nm}^3$, mientras que los otros tienen alrededor de $1/3$ de este valor. Los principales componentes no combustibles son: dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno y nitrógeno, el aire es utilizado como agente oxidante en el proceso de gas pobre mientras que en los procesos de gas de síntesis y el de KJ medio es utilizado oxígeno, y oxígeno + vapor, respectivamente.

Principales aplicaciones de los productos de la gasificación del carbón:

GAS KJ BAJO	- Gas combustible industrial
GAS DE SINTESIS	Sustitución de combustibles líquidos Materia prima en la industria química y fertilizantes
GAS KJ MEDIO	Tuberías de gas combustible industrial para calderas, hornos, plantas de ciclo combinado
GAS KJ ALTO	Sustitución de gas natural para usos domésticos e industriales

Las características y propiedades de los gases derivados del carbón dependen del diseño de cada proceso de gasificación. Estos procesos están en función del tipo de reactor y de lecho así como la temperaturas y presión de trabajo.

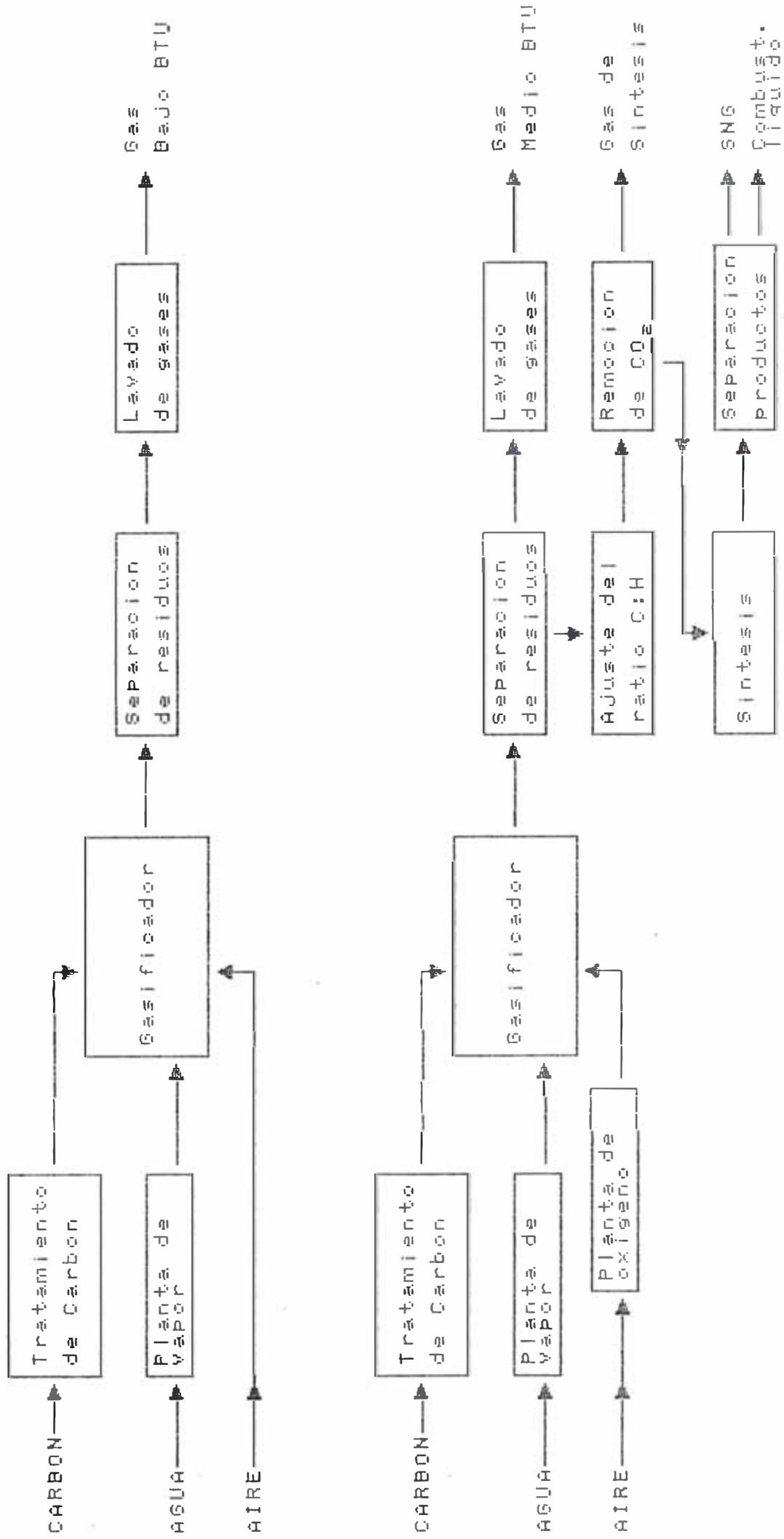
Los gráficos 2.6 y 2.7 se refieren a los distintos tipos de gasificación así como sus costos de operación. Se puede observar que en general el costo para Poder Calorífico alto es mayor que el de Poder Calorífico bajo, sin embargo la elección del tipo de gas a producir dependerá básicamente de los requerimientos del proceso.

Los tres tipos de lecho y sus características son:

TIPO	CARACTERISTICAS
FIJO (MOVIL) *	Excelente contacto en contracorriente Facilidad de gradientes térmicos Fobre ratio de transferencia No puede manejar finos Produce derivados no deseados
FULIDIZADO	Excelente transferencia de calor Diseño simple Gran desgaste Altas caidas de presión Dificultad para mantener gradientes de temperatura
ARRASTRE	Puede manejar sólidos aglomerantes Preciso control del tiempo de residencia Dimensiones robustas del reactor Diseño complicado del reactor

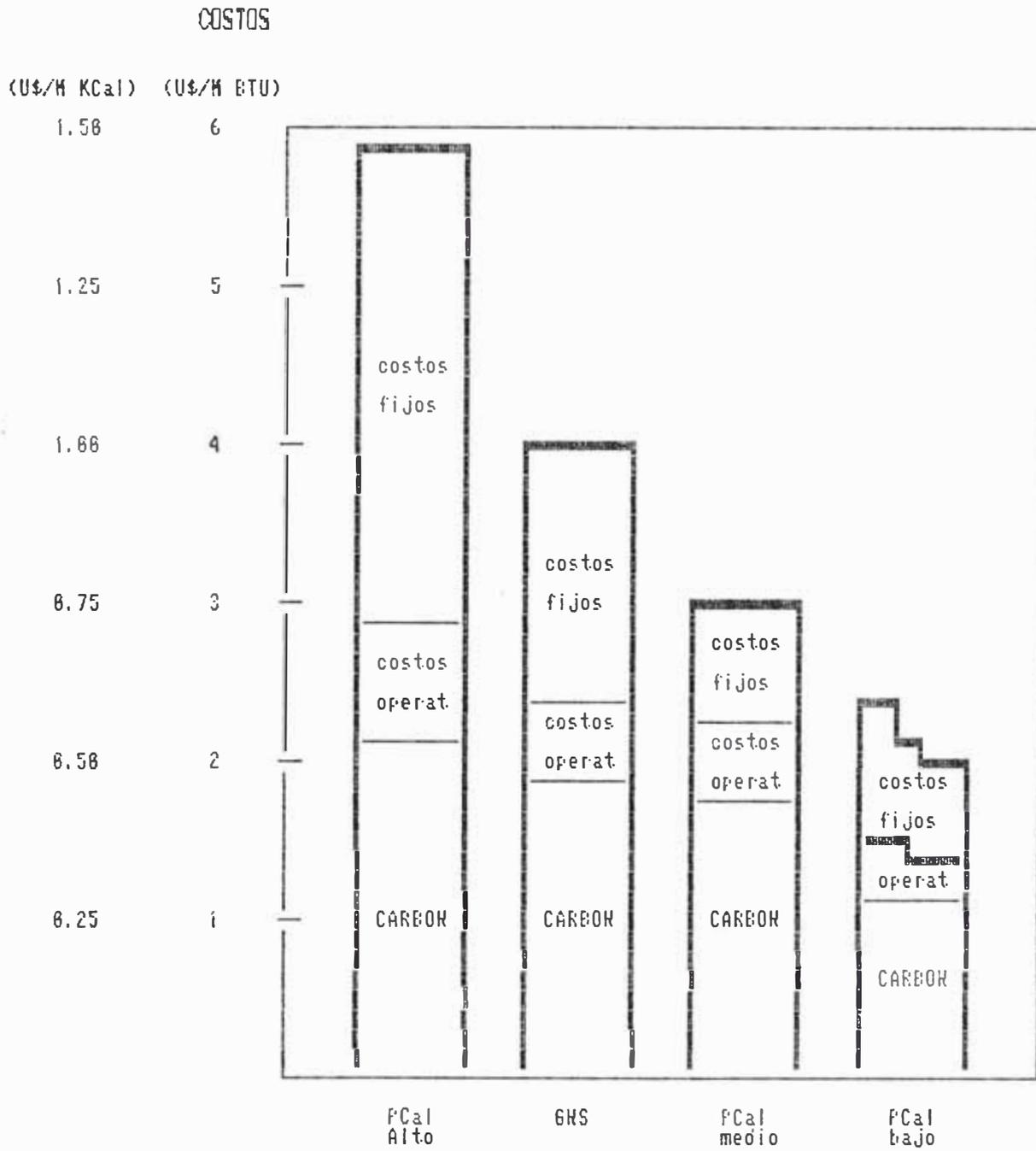
* Se denomina fijo (movil) debido a que la rotación de la parrilla es muy lenta y la finalidad de esta es eliminar las cenizas depositadas, la velocidad de rotación deberá ser entoces tal que elimine la misma cantidad de cenizas producida en el lecho.

GRAFICO 2. B



PROCESOS DE GASIFICACION DEL CARBON Y PRODUCTOS

GRAFICO 2.9



Analisis comparativa de costos de acuerdo al proceso de gasificacion

2.5.2 Gasificación Subterránea

La gasificación del carbón cuando todavía se encuentra bajo tierra, presenta mayores dificultades por cuanto las reacciones son controladas: por la calidad de carbón, dirección de flujo, forma del reactor, pérdida de calor y razón de "alimentación" impuestas por las condiciones subterráneas.

Existen dos procesos básicos de gasificación subterránea, clasificados de acuerdo al método empleado para penetrar al yacimiento de carbón, Estos son: Shaft y Shaftless. La razón principal para pensar en gasificación subterránea es la económica, debido a que en algunos casos puede ser demasiado oneroso retirar el carbón del yacimiento.

CAPITULO 3.- PROCESOS DE GASIFICACION

3.1 Proceso LURGI

Utiliza un gasificador de lecho fijo y ha gasificado con éxito gran variedad de combustibles, entre los cuales se encuentran: el coque, la antracita, los subbituminosos y el lignito. Aunque el gasificador se ha limitado sobre todo al uso de carbones no coquizantes de cierto tamaño.

Puede utilizar sopladores de aire para producir combustible gaseoso de poder calorífico bajo, o sopladores de oxígeno para producir un gas de poder calorífico medio o gas de síntesis.

La presión de trabajo del gasificador es de 23 a 30 atm. La hulla se alimenta en forma intermitente o por lotes por medio de tolvas. El oxígeno (aire) y el vapor se introducen en contracorriente a través de las rejillas para producir la gasificación del lecho de carbón en descenso. Las zonas de reacción son distinguibles, el gas se seca y precalienta en la zona superior por medio del gas caliente que sale del gasificador. La gasificación se presenta a temperaturas en el rango de 620 a 870 °C. El fondo del lecho está constituido por la zona de combustión en donde el oxígeno

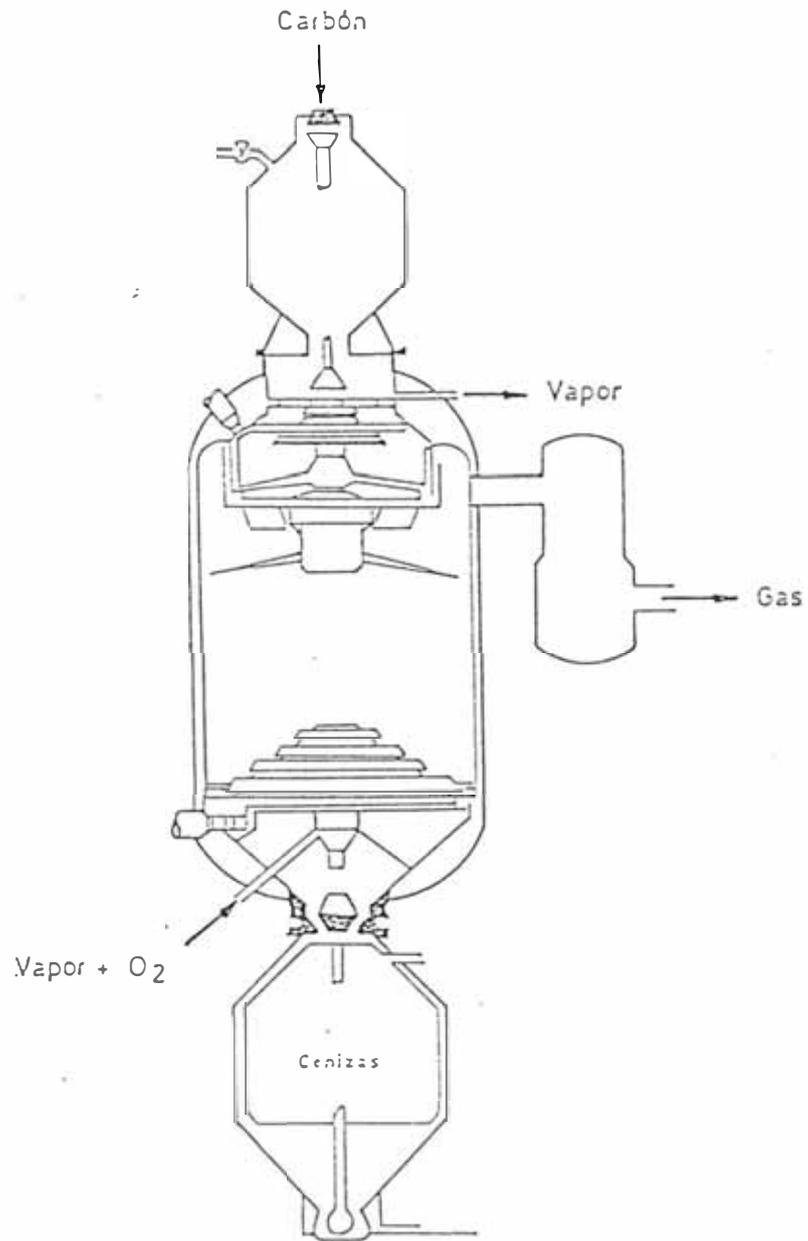
reacciona con el carbón con el objeto de producir el calor necesario para las reacciones.

El gas sale del gasificador entre 370 y 595 °C dependiendo del tipo de carbón. Este gas contiene productos de destilación como alquitrán aceite, nafta, fenoles, amoniaco y residuos de polvo de carbón. Este gas se lava y enfría a 180°C para ser llevado a una caldera de calor de deshecho, la solución de gas se envía a un separador de alquitrán-solución de gas. La solución se trata en una unidad fenol-solvente para extraer los fenoles, después se extrae el amoniaco, bióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno y finalmente se envía a la planta para el tratamiento biológico.

La composición del gas con el oxígeno soplado es:

Gas	% Vol base seca
C_2H_4	0.42
C_2H_6	0.62
CH_4	11.38
CO	20.24
	37.89
$N_2 + A$	0.33
CO_2	28.63
$H_2S + COS$	0.49

GRAFICO 3.1



GASOGENO LURGI

Después de separar los ácidos el gas puede emplearse como combustible o para producir gas natural sintético.

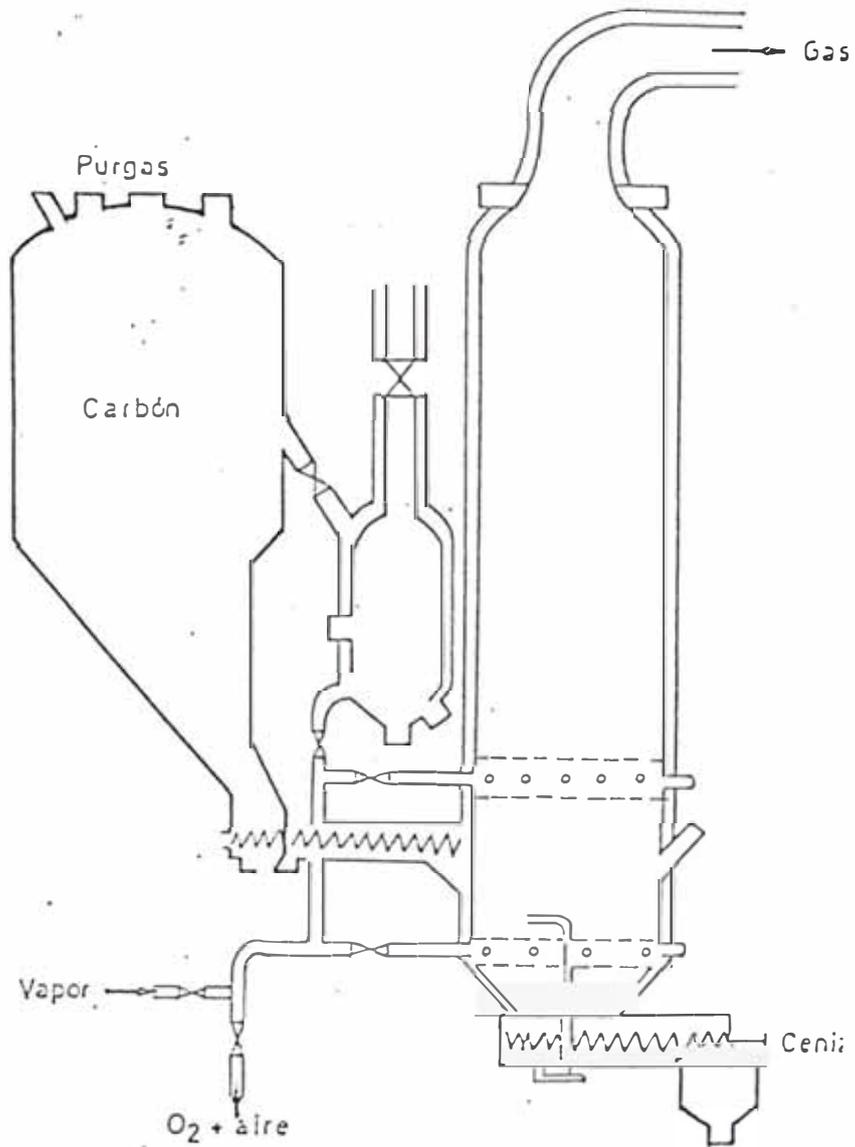
3.2 Proceso WINKLER

Empléa la técnica de lecho fluidizado. El carbón molido (0 a 9.5 mm) se seca hasta aproximadamente el 8% de humedad y se alimenta al gasificador por medio de un transportador helicoidal de velocidad variable. El carbón reacciona con oxígeno y vapor para producir gas rico en monóxido de carbono e hidrógeno. El gasificador opera a **presión** atmosférica y en un rango de temperatura de 815 a 1,010 °C con lo cual reacciona alquitrán e hidrocarburos.

Aproximadamente el 70% de la ceniza es arrastrada por el gas, la restante se extrae del fondo mediante un gusano de ceniza. Se introduce vapor secundario y oxígeno por encima del lecho, para hacer **reaccionar** el carbón no convertido arrastrado por el gas, el gas se enfría en un **radiador** en la **sección superior**, para evitar que las partículas de ceniza se fundan y se depositen en la salida.

El gas que sale del gasificador se pasa a través de la caldera de calor de deshecho, se elimina el polvo por medio de ciclones, lavado con agua y un precipitador electrostático, este se comprime y puede ser tratado posteriormente con sustitución de CO para producir amoniaco o gas natural sintético por metanación.

GRAFICO 3.2



GASOGENO WINKLER

3.3 Proceso KOPFERS TOTZET

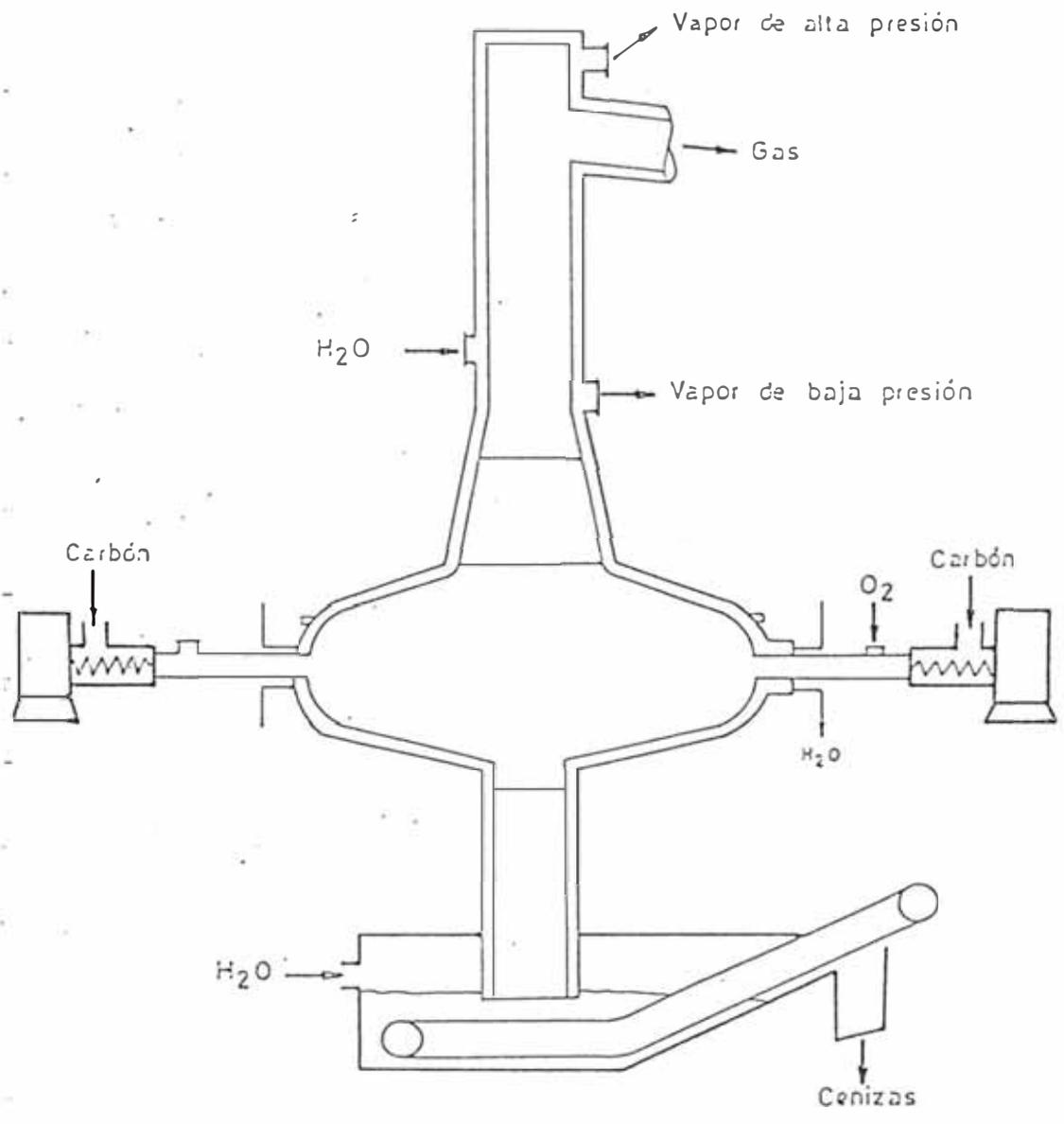
Pertenece a los gasificadores de arrastre y pueden gasificar una gran variedad de combustibles, incluyendo toda clase de hulla, **carbón**, coque de petróleo, alquitranes, residuos pesados y aceites ligeros y pesados. La conversión de sólidos a líquidos requiere solamente un cambio en los quemadores. Los quemadores de alimentación múltiple permiten amplias variaciones en la relación de operación. El proceso puede detenerse en forma completa en 30 minutos.

Este proceso produce un gas limpio, gas combustible desulfurizado o gas de síntesis, que pueden ser convertidos en productos químicos o en gas natural sintético.

El carbón secado de 2% a 8% de humedad, según la clase y pulverizado en un 70% u 80% en una malla menos de 200, se **introduce** con oxígeno y vapor en quemadores opuestos. La presión de gasificación se encuentra ligeramente por encima de la atmosférica, las temperaturas de reacción son de 1,815 a 1,927 °C en los quemadores. Las temperaturas de salida del gas se encuentran alrededor de los 1,500 °C

Aproximadamente del 50% al 70 % de la ceniza de carbón cae al fondo del gasificador a un tanque templador de escoria la restante es arrastrada con el gas como ceniza fina. El gas que sale del gasificador puede ser templado directamente con agua para solidificar las escorias arrastradas. El gas pasa entonces a través de una caldera

GRAFICO 3.3



GASOGENO KOPERS-TOTZET

de calor de deshecho para producir vapor de alta presión, superior a 105 Kg/cm^2 . Después de salir de la caldera de calor de deshecho, el gas se limpia y se enfría en equipo tradicional de lavado o en lavadoras de Venturi. Si el gas se va a comprimir a presiones elevadas para sintetizar productos químicos o para producir un gas natural sintético, se emplean precipitadores electrostáticos para una limpieza posterior. El gas después se desfulzuriza, para satisfacer especificaciones.

3.4 Proceso WELLMAN-GALUSHA

Este proceso utiliza gasógeno de tipo lecho fijo, el cual opera a presión ligeramente mayor que la atmosférica, empleando como agente gasificante: aire y vapor de agua.

El carbón que desciende a través de las tuberías de la tolva de alimentación, ingresa al gasógeno por la parte superior del reactor en la zona denominada de "secado" donde entra en contacto con los gases calientes, generados en el mismo.

Estos gases calientes primero evaporan la humedad y luego desprenden materia volátil contenida en el carbón, de tal manera que estas pasan a formar parte de la corriente gaseosa que sale del reactor. Como resultado de ello queda un sólido seco y desvolatilizado denominado semi-coque, el cual continúa fluyendo lentamente hacia abajo a una velocidad que es determinada por el flujo de aire que ingresa a la unidad, el cual fija la velocidad de

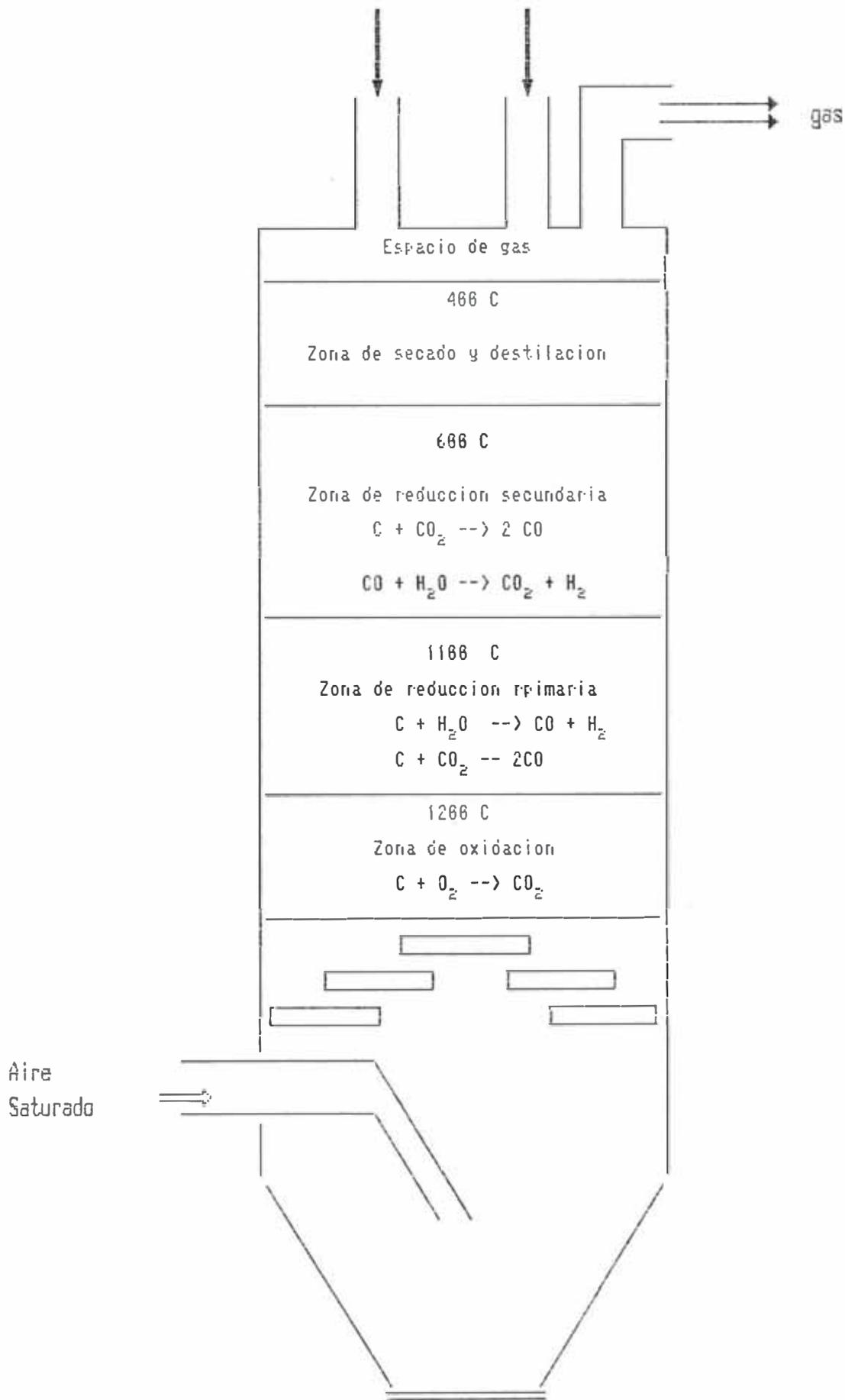
gasificación del carbón, luego de este proceso el semi-coque pasa a través de dos zonas más. La segunda zona es de reducción, tanto primaria como secundaria, donde el dióxido de carbono, producido más abajo y el vapor de agua que ingresa con el aire, son reducidos a monóxido de carbono e hidrógeno respectivamente. Adicionalmente parte del monóxido de carbono reacciona con el vapor de agua en esta zona. El calor que soporta estas reacciones endotérmicas es producido en la tercera zona, denominada zona de oxidación, en donde el carbono del semi-coque se oxida produciendo dióxido de carbono. La reacción es sostenida por el aire, el cual está saturado con vapor de agua que ingresa por debajo de esta zona.

El carbón que se quema en la zona de oxidación descansa sobre el lecho de cenizas, producido en la combustión del semi-coque. Este lecho de cenizas a su vez es soportado por una parrilla excéntrica que gira lentamente. La velocidad de giro de la parrilla es determinada de tal manera que las cenizas se remueven a la misma velocidad que se producen, manteniéndose así la altura del lecho de cenizas constante.

El aire que sostiene la combustión pasa primero por el tope de la chaqueta de enfriamiento, donde al fluir sobre la superficie del agua caliente absorbe vapor de agua, de tal manera que queda prácticamente saturado, luego ingresa al reactor del gasógeno por debajo de la parrilla fluyendo hacia arriba a través del lecho de cenizas.

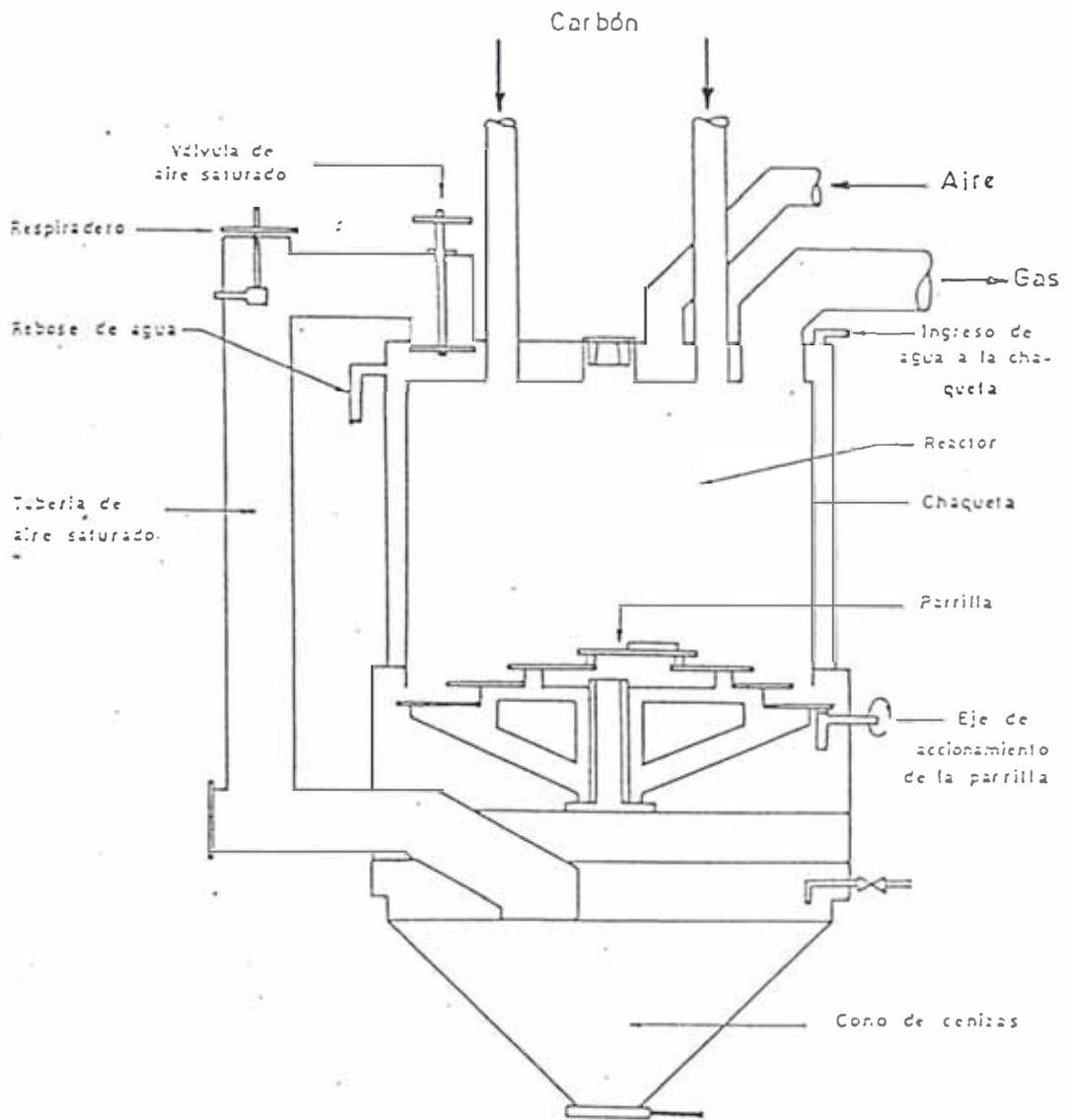
GRAFICO 3.4

Carbon



ZONAS DE REACCION EN GASOGENO WELLMAN-GALUSHA

GRAFICO 3.5



GASOGENO WELLMAN-GALUSHA
(REACTOR)

Si el aire ingresara seco al reactor, la temperatura de la zona de oxidación se elevaría a tal punto que excedería la **temperatura de** fusión de cenizas, lo que traería como resultado la formación de "clinkerers".

El vapor de agua modera la temperatura de la zona de oxidación al reaccionar con el carbono del semi-coque, encima de esta zona, produciendo hidrógeno y monóxido de carbono como se mencionó anteriormente.

Las cenizas que se remueven del reactor a través de la parrilla giratoria, caen dentro de un cono de cenizas que se ubica en la parte inferior del gasógeno. El gas producido en el reactor contiene algunas partículas sólidas, humedad y materia volátil.

El gasógeno Wellman-Galusha es capaz de operar con un amplio rango de combustibles, incluyendo coque, Carbones antracíticos, bituminosos y sub-bituminosos, lignito, turba y madera. Para los carbones de alto rango y el coque, el gasógeno es capaz de producir su propio vapor, para los carbones de bajo rango es necesario que el vapor sea suministrado externamente.

3.5 Nuevos procesos

La investigación se lleva a cabo sobre todo para desarrollar procesos de gasificación de carbón a presiones elevadas, 70 a 100 atm. para producir gas natural sintético,

Muchas veces se emplea la aproximación por multietapas, en donde el carbón se desvolatiliza en la primera etapa para producir gas rico en metano, el alquitrán resultante se gasifica en las siguientes etapas, para producir gas de síntesis caliente, que se emplea para desvolatilizar el carbón de la primera etapa. Además de la producción de metano, hay otras ventajas aparentes, como la de mayor carga de **carbón** por unidad de volumen de reactor y un gas producido a presión elevada para la distribución. Estos nuevos procesos son Hygas, Bigas, Sintane, CO₂ Acceptor, etc.

CAPITULO 4.- IDENTIFICACION DE LA INDUSTRIA

4.1 Proceso de fabricación

CERAMICA LIMA SA es una industria dedicada a la fabricación de azulejos. La nueva planta utiliza un proceso de MONOCOCCION mediante el cual "cuerpo" llamado bizcocho (compuesto básicamente por Arcilla, a la cual se le adiciona agua, y toma el nombre comercial de Barbotina) es prensado y esmaltado para luego pasar a un proceso de quema.

Este proceso de Monococción ha reemplazado al de Bicocción que era utilizado tradicionalmente, en el cual el bizcocho después del secado pasa a la primera "quema", a continuación se esmalta y es sometido a la segunda "quema".

Esta tecnología de Monococción implantada recientemente ha logrado un significativo ahorro energético.

El proceso se muestra en el gráfico 4.1, en el cual se puede distinguir las cuatro etapas principales:

Preparación de mezcla y molienda

Secado por atomización

Secado del cuerpo, prensado y esmaltado

Cocción, clasificado y empaçado

GRAFICO 4.1

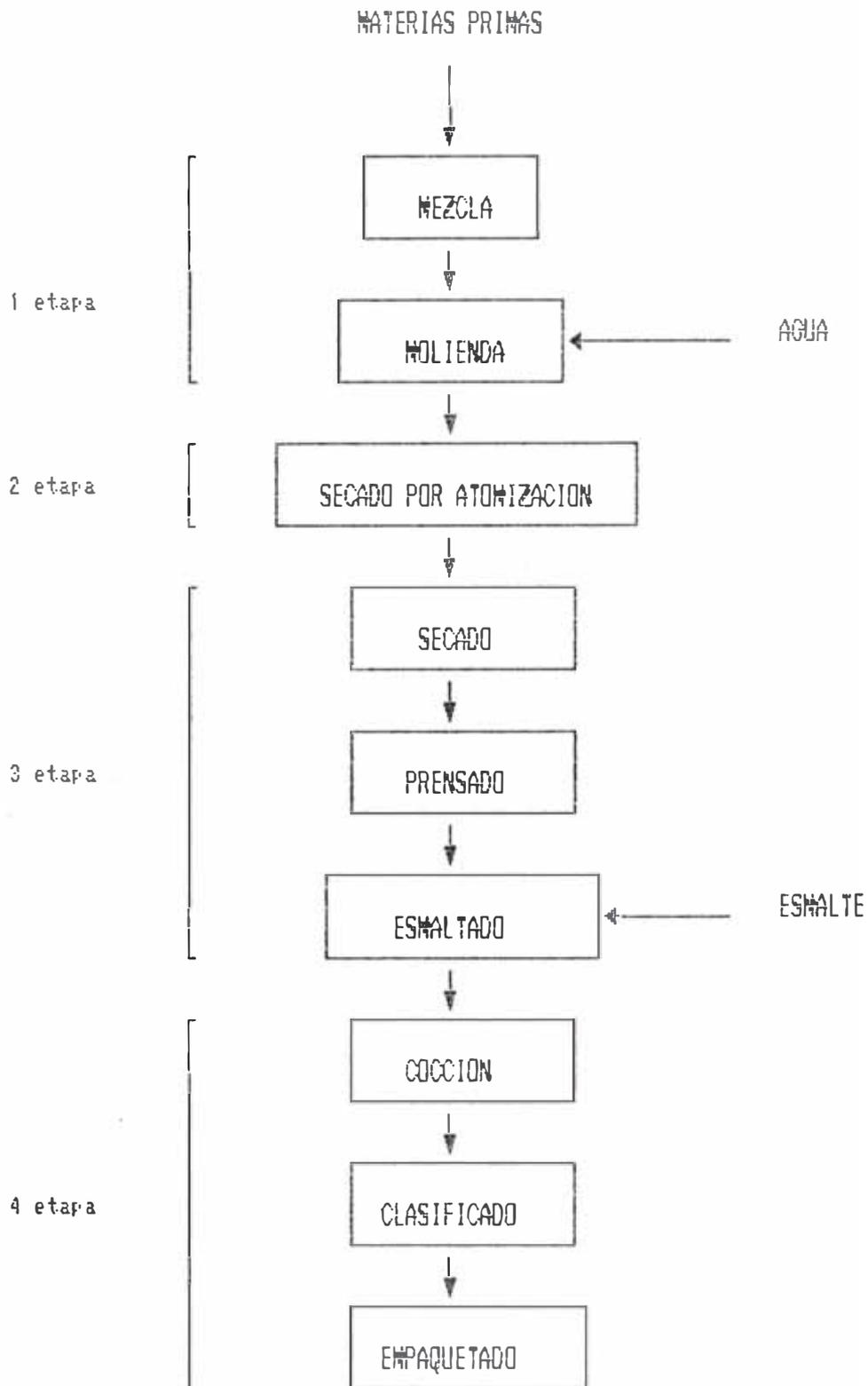


DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO DE MONOCOCCION

4.2.1 Atomizador ATM-25

La torre de atomización ATM-25, es un secador tipo SPRAY que prepara polvo cerámico, mediante la atomización y secado de la barbotina.

El proceso de secado es continuo y automático, el consumo de combustible (MF-40) es regulado de acuerdo a las variaciones de la carga, manteniendo fija la temperatura (101 °C) la relación aire combustible se mantiene constante.

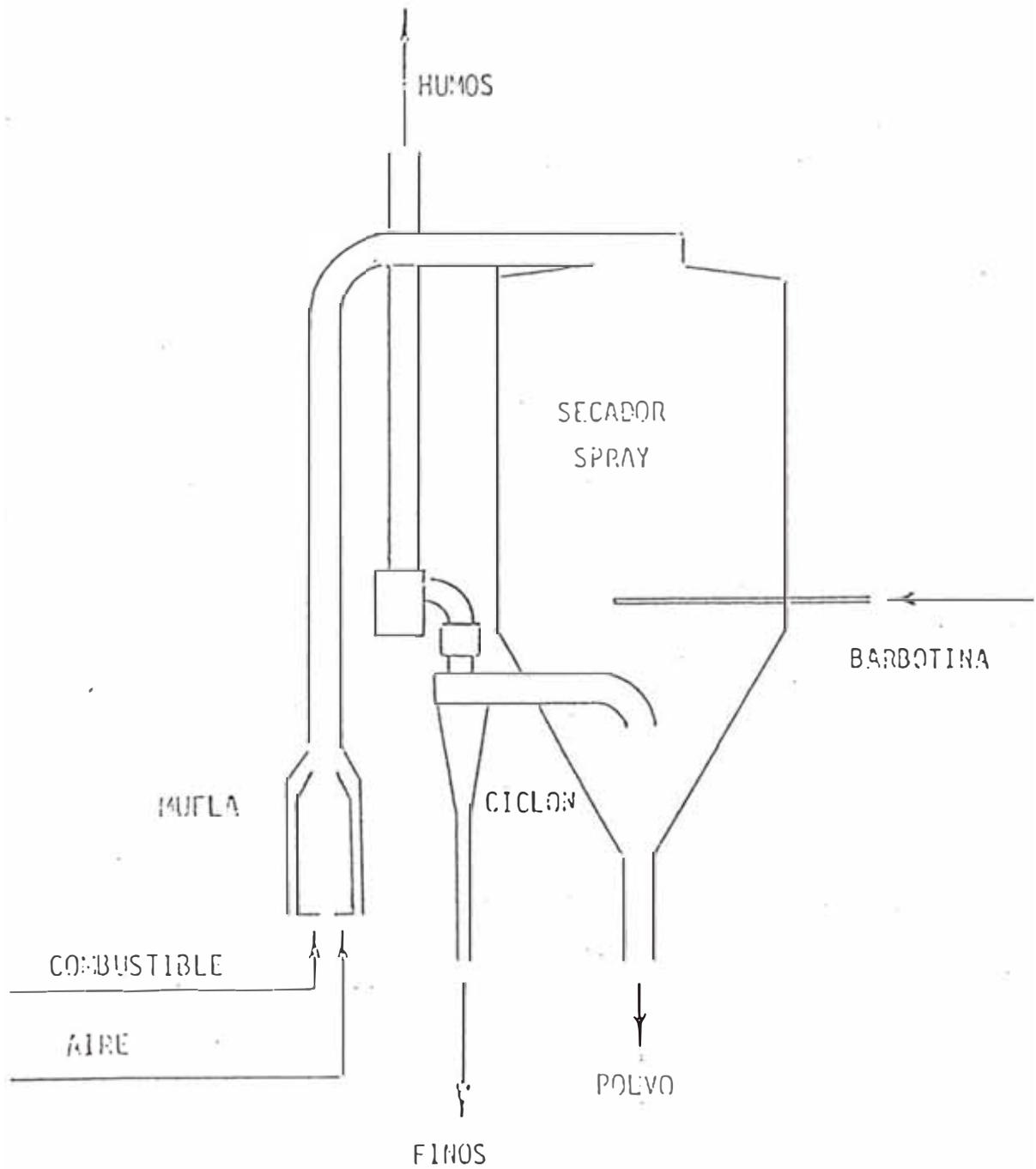
La barbotina ingresa al atomizador por medio de unas lanzas concéntricas, en donde recibe los gases calientes, en este punto el mineral es secado y pulverizado para luego descender, de aquí es dirigido hacia los siguientes procesos para la fabricación del cerámico.

TABLA 4.1

Datos de diseño:

Potencia térmica	2'500,000	Kcal/Kg.
Máxima agua evaporada	3,000	l/h
Temp entrada del aire	400-600	°C
Temp salida del aire	70-90	°C
Consumo específico	800-850	Kcal/l H2O
Máximo caudal de barbotina	9,000	l/h
Máxima presión de barbotina	30	atm.
Humedad del polvo	1-8.5	%
Fabricante		SACMI-IMOLA

GRAFICO 4.2



ESQUEMA DEL ATOMIZADOR ATM-25

4.2.2 Secador Vertical EVA-111

El secador es una torre vertical aislada por cuyo interior circulan gases calientes que reducen la humedad del bizcocho en aproximadamente de 5 a 0.2 % .

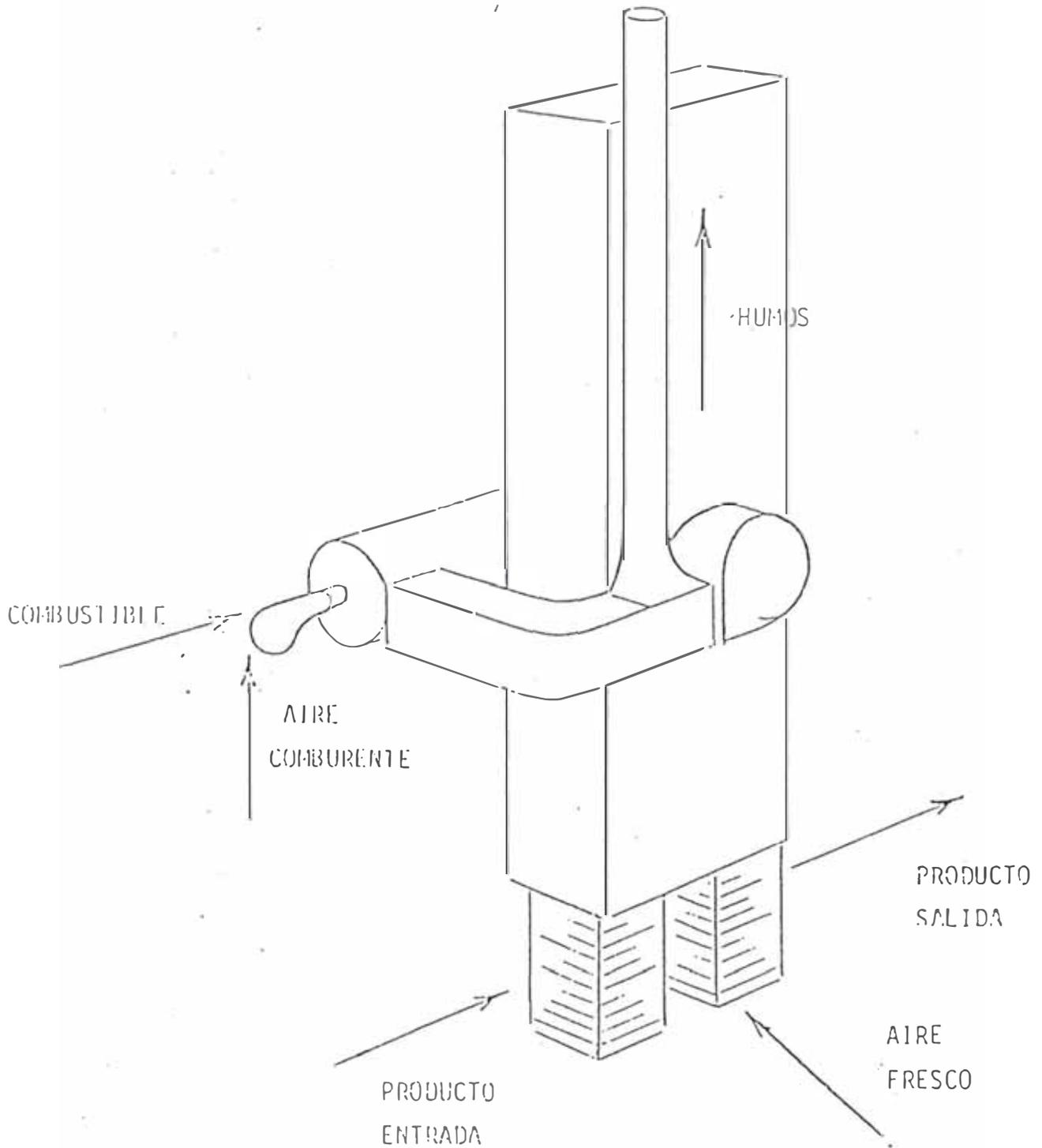
Los gases de secado (130 °C) se obtienen mediante la combustión del GLP mas el aporte de los gases recirculantes.

Los gases recirculados constituyen la mayor parte de los gases saturados a la salida de la cámara de secado que han sido deshumedecidos con la adición de aire fresco, la otra parte de los gases deshumedecidos se pierden por la chimenea. El secador tiene dos regímenes de funcionamiento: el primero cuando está produciendo cuerpos prensados secos y el segundo cuando está detenido el sistema, el control de estos dos estados es automático y se logra manteniendo la temperatura de ingreso del secador en 130 °C y 100 °C respectivamente, mediante la regulación del combustible.

TABLA 4.2

Potencia térmica instalada	375,000	Kcal/h
Máximo consumo gas	45	Nm ³ /h
Consumo específico	60-80	KCal/Kg.
Presión línea de gas	0.5-8	Kg/cm ²
Consumo de aire comprimido	300	Nl/min
Máxima humedad de entrada	8	
Humedad de salida	0.5	
Fabricante		SACMI-IMOLA

GRAFICO 4.3



ESQUEMA DEL SECADOR VERTICAL EVA-111

4.2.3 Horno de Rodillos

La estructura del horno de rodillos es metálica tipo modular ligera y ampliamente dimensionada.

El horno está formado por 25 módulos de 2.20 mts. de longitud, la estructura de cada modulo está formada por una serie de pórticos arriostrados entre sí por la vigas que conforman el cajón del horno, el revestimiento aislante está prensado para ofrecer la máxima capacidad aislante sin que esto suponga una pérdida de características tal como la resistencia mecánica, al fuego, al choque térmico y a la atmósfera del horno. Por otra parte la utilización de materiales de baja densidad y gran resistencia al choque térmico disminuye la inercia térmica del horno y permite reducir los tiempos de parada puesta en marcha.

TABLA 4.3

Datos de funcionamiento:

Numero de quemadores	24	
Potencia instalada del horno	42	KW
Presión aire de combustión	50	mm CA
Presión de gas en quemador	100-200	mm CA
Combustible		GLP

4.3 Consumo de materias primas

Las materias primas utilizadas en la composición del bizcocho son: Arcillas de diferentes calidades, en un 70 a 80% y el resto de chamota (recuperación de material roto en la planta).

Las materia primas utilizadas en la composición del esmalte son: Fritas (20% importado, resto nacional), caolines, óxido de zinc, feldespato, pigmentos, etc.

La capacidad de producción es de 60,000 m²/mes.

4.4 Consumos energéticos

4.4.1 Combustible

Los combustibles usados en la planta, son MF-40 (en el atomizador) y GLP (para hornos y secador).

Según estadísticas de la fábrica el consumo promedio mensual es de la siguiente forma:

TABLA 4.4

COMBUSTIBLE	CONSUMO (gal)	PCI (KCal/Kg)	TEP	%
MF-40	12,900	10,040	44.5	41%
GLP	28,000	10,950	65.0	59%
TOTAL	40,900		109.5	100%

CELIMA posee en la actualidad dos tanques de 24,000 y 12,000 gal. de capacidad para almacenar MF-40, utilizado como ya se mencionó en el atomizador.

Además dispone de 2 esferas de 35,000 gal. cada una para almacenar GLP, el cual es utilizado en el secador vertical.

4.4.2 Consumo de electricidad

De acuerdo a las estadísticas el consumo correspondiente a 18 meses (Enero-Junio) fué de 578,319 KWh lo cual corresponde a una máxima demanda promedio de 944 KW. CELIMA cuenta con una planta de transformación de electricidad de 2,100 KVA distribuido en un total de tres transformadores, dos de 800 KVA c/u y otro de 500 KVA, estos transformadores son alimentados por la red primaria a 10,000 Voltios y es transformada a 380 Voltios.

Para fines de emergencia Celima cuenta con dos grupos electrógenos, uno para la línea de mayólicas y otro para los pisos de cerámicos

4.4.3 Consumos energéticos por equipos

Atomizador ATM-25

Consumo MF-40	62.5	gal/h
Consumo específico	897	Kcal/Kg H ₂ O evaporada
Producción	3,619	Kg/h polvo cerámico seco
Rendimiento		%

Secador vertical EVA-111

Consumo GLP	8.4	gal/h	
Consumo específico	1787	Kcal/Kg	H ₂ O evaporada
Producción	129.6	m ² /h	
Rendimiento		%	

Horno de rodillos

Consumo GLP	31	gal/h	
Cosumo específico	457	Kcal/Kg]	
Producción	104.8	m ² piso ceram./h	

CAPITULO 5.- BALANCE DE ENERGIA

Definamos en primer término que la sustitución energética propuesta ha sido planteada para el Atomizador, el cual ya fué definido en el Capítulo 4, la razón para escoger este equipo es que aquí se produce la parte mas consistente del proceso.

En este punto el gas entra en contacto con el mineral, por esta razón con la presente hipótesis no solo quedaría demostrada la factibilidad de sustitución energética, sino además que el combustible planteado no perjudica la calidad del producto.

Podría pensarse en realizar una sustitución para la planta en general, sin embargo esto solamente traería como consecuencia definir un sistema mas complejo en el abastecimiento y suministro de carbón a los equipos, estas alternativas se discuten en el Capítulo 6.

En el presente Capítulo se va a realizar el Balance de energía para obtener la cantidad de carbón requerido por el proceso, como se mencionó este va a reemplazar el combustible utilizado actualmente, que es un derivado del petroleo

Para evaluar esta posibilidad de sustitución deben tomarse las siguientes consideraciones:

- * Factibilidad química
- * Identificación de capacidades
- * Balance térmico

* Factibilidad química

Debido a que el gas de carbón entra en contacto directo con el mineral al momento del Secado, deberá garantizarse que esto no perjudique la calidad del producto.

Básicamente el elemento que puede causar efectos perjudiciales es en este caso el Azufre contenido en el gas. Por este motivo vamos a analizar la participación de este en cada uno de los casos.

Contenido de azufre en Hidrocarburos: (*)

Hidrocarburo	N° 4	N° 5	N° 6	Alta Viscosidad.
Contenido de Azufre (%)	0.5	0.6	1.0	1.2

(*) Datos extraídos del Boletín Técnico 006-88, editado por el Departamento Comercial de PETROPERU

En el cuadro anterior se observa que el porcentaje de azufre los hidrocarburos producidos por PETROPERU varían en un rango de 0.5 a 1.2 %.

Veamos ahora el análisis elemental para una muestra carbón:

C	:	72.2	% en peso
	:	0.95	
N	:	0.43	
	:	0.70	
O	:	3.30	
Material incomb:		21.00	
Humedad	:	1.42	
TOTAL	:	100.00	

El carbón mostrado anteriormente producirá un gas de las siguientes características:

	:	6.2	% peso
S	:	0.4	%
Material incomb:		92.1	%
H ₂ O	:	1.3	%
TOTAL	:	100.00	%

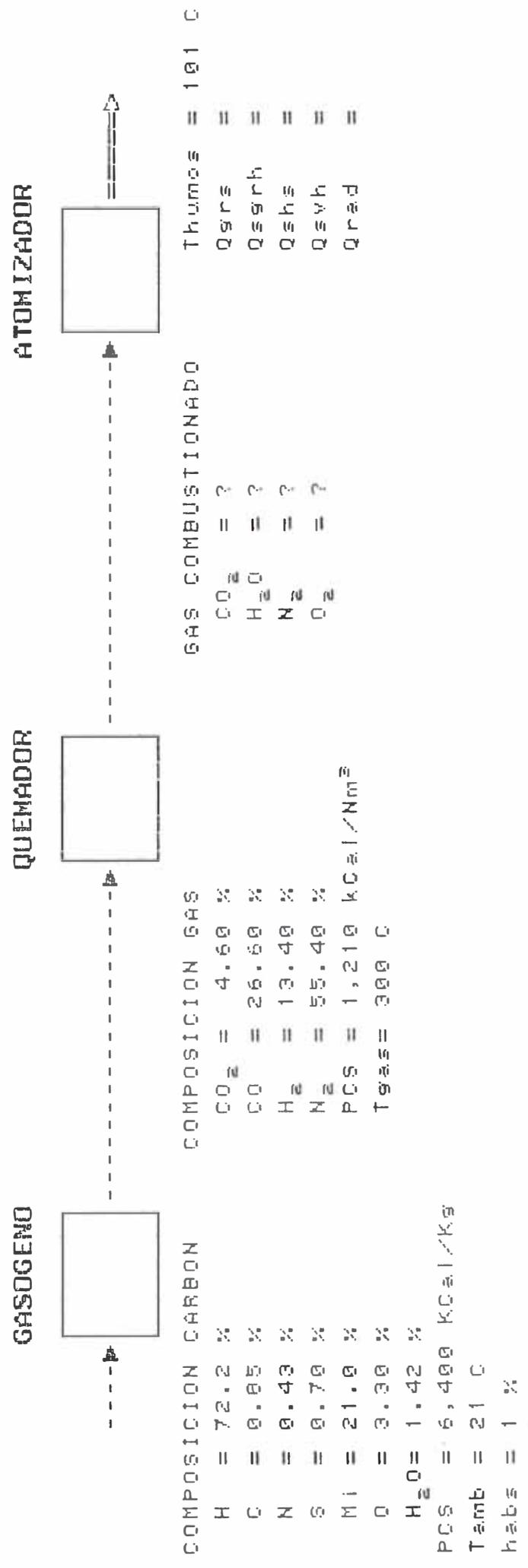


DIAGRAMA DE BLOQUES
(Planteamiento de trabajo)

En la composición del gas se puede apreciar, que la cantidad porcentual de azufre que ingresa al Atomizador es bastante reducida (menos de 0.4 %), mientras que **para** los hidrocarburos este porcentaje es de mayor magnitud, esta sola condición sería suficiente **para afirmar** que efectivamente no va a perjudicar al producto ni tampoco va a formar un ambiente corrosivo dentro del Atomizador, sin embargo por otro lado, siendo el interior un ambiente donde existe humedad debe verificarse que la presencia de azufre no vaya a reaccionar **para convertirse en** ácido sulfúrico, para que suceda esto debe cumplirse que la temperatura a presión atmosférica no este por debajo del "Punto de Rocio" que es igual a 150 °C, como se mencionó los gases están a 600 °C, con lo que también se verifica que no existe la posibilidad de "Lluvia ácida".

Otra condición que debe mencionarse es que al **utilizar** carbón en lugar de petróleo exista la posibilidad que residuos sólidos pasen a formar parte del proceso, con lo que se vería deteriorada la calidad del producto cerámico, esta eventualidad queda descartada al utilizarse ciclones a la salida del gasógeno, los cuales son capaces de dejar el gas limpio.

Como se ha demostrado existe compatibilidad química y la sustitución del combustible no va a afectar tanto al proceso como al producto.

*** Identificación de capacidades**

De la Tabla 4.1 tenemos que la potencia térmica del Atomizador es del orden de las $2,500 \times 10^3$ KCal/Kg, y es en este punto donde deberá estar sustentado este requerimiento. Para este efecto la cantidad y calidad de carbón utilizado deberá estar dentro del rango permisible para el equipo a utilizar. Del Balance térmico se desprende la cantidad de carbón necesaria para cumplir con las exigencias del proceso, y es en este punto donde debe certificarse si está dentro del rango permisible, esto se analizará en el acápite 5.2.

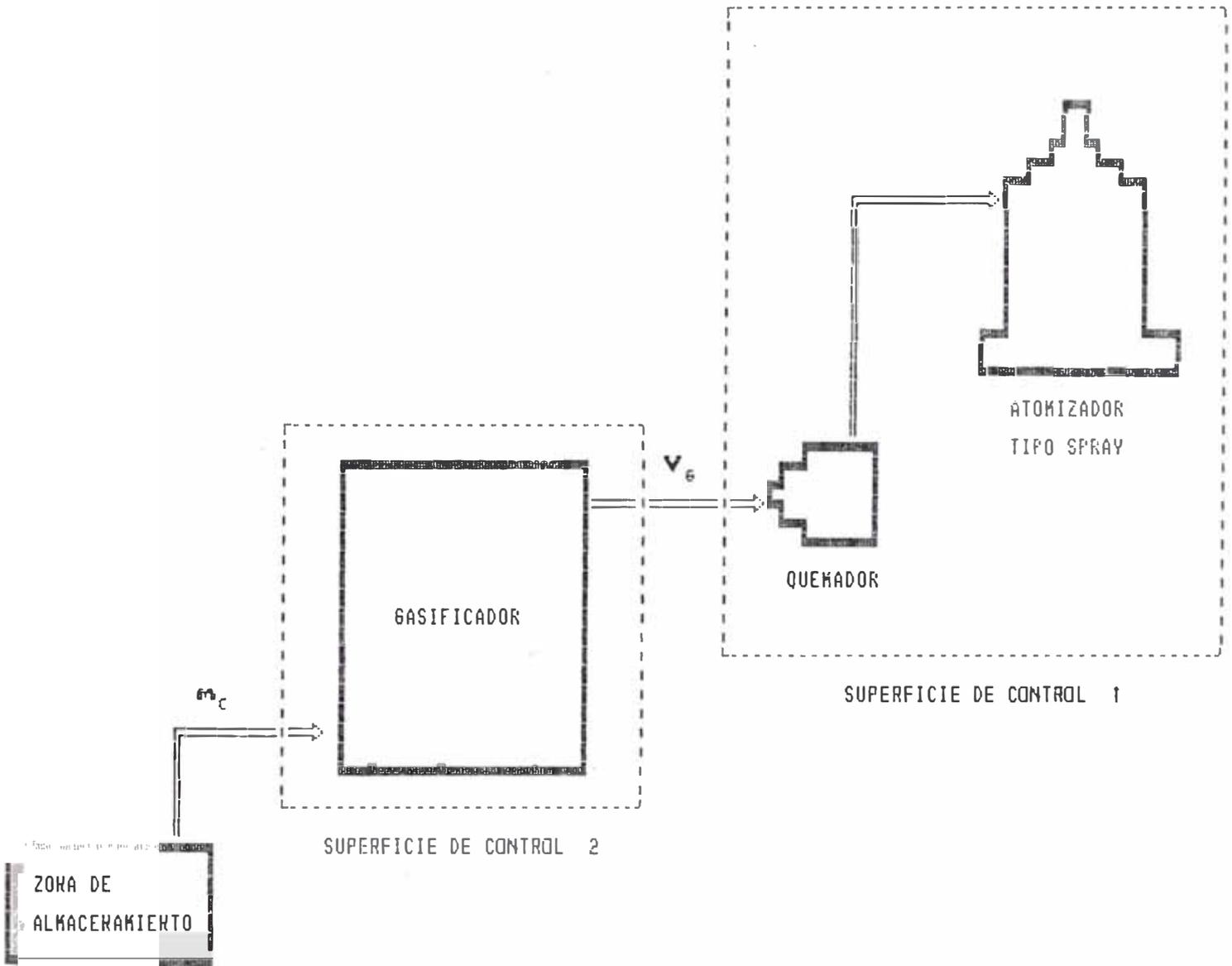
*** Balance térmico**

Para este efecto se definen dos superficies de control de acuerdo al Gráfico 5.2, las cuales son especificadas de la siguiente manera:

SUPERFICIE DE CONTROL 1.-

La cual está conformada por el arreglo Quemador-Atomizador, aquí son conocidas las condiciones a la salida del atomizador, debido a que los parámetros deberán ser los mismos que existen en la actualidad, para que se cumpla con el proceso. Del mismo modo la sumatoria de calores entrantes al Quemador, los cuales están en función de la cantidad de gas requerido para cumplir con el proceso, debe

GRAFICO 5.2



SUPERFICIES DE CONTROL

ser igual a la sumatoria de los calores salientes del Atomizador.

Conociendo el volumen de gas requerido pasamos a superficie de control 2, donde se va a hallar la cantidad de carbón requerida.

SUPERFICIE DE CONTROL 2.

Esta se ha definido en el Gasificador, en el cual ingresa Carbón, aire y vapor de agua y sale cenizas, parte de carbón no quemado, y esencialmente Gas, este ingresa al quemador para combustionar e ingresar al Atomizador para realizar el pulverizado de la Barbotina. En esta superficie de control ya ha sido definido el volumen de Gas con lo que es factible encontrar la cantidad de carbón requerida.

Las superficies de control han sido escogidas en función de los parámetros conocidos y teniendo en consideración los que están por definir.

El Gráfico 5.1 muestra el planteamiento de **trabajo mediante** un diagrama de bloques donde se define la forma como se va a realizar el Balance energético.

Para realizar el Balance energético es necesario definir que tipo de Gasógeno se va a utilizar, debido a que de esto dependerá el tipo de gas que se va a **obtener** así como su uso y características, principalmente el Poder Calorífico.

En la tabla 6.1 se muestra los Gasógenos mas utilizados, de acuerdo a esto y para el uso que es requerido se ha optado por utilizar un Gasógeno tipo Wellman-Galusha, la explicación en detalle se encuentra en el acápite 6.3, este gasógeno va a proveer un gas con un Poder Calorífico 1210 KCal/Kg (tipo Gas pobre), el cual como se mostró en el Gráfico 2.9 tiene un menor costo de producción de gas.

A continuación se detalla el tipo de carbón a utilizar y algunos otros parámetros.

Carbón del Alto Chicama	FCal - 6,400 KCal/Kg.
Gas de gasógeno	FCal - 1,210 KCal/Kg.
- Temperatura salida gas	Temp 300 °C

Relaciones conocidas en procesos de gasificación:

- 1.23 Nm³ aire / Nm³ gas
- 4.25 Nm³/hora (gas) / Kg/hora (carbón)
- 1.83 Nm³ humos secos / Nm³ gas
- 2.03 Nm³ humos húmedos / Nm³ gas
- 2.98 Kg aire / Kg carbón
- 3.18 Kg agua / kg carbón

Condiciones a la salida del atomizador

- Temperatura de salida de humos = 101 °C
- Temperatura salida de granulado= 40 °C

Condiciones a la entrada del atomizador

Temperatura de la barbotina = 30 °C

Calor específico de barbotina = 0.26 KCal/Kg

Condiciones a la entrada del gasógeno

Temperatura ambiente = 21 °C

Humedad absoluta aire = 1.00 %

Entalpía del vapor = 610 KCal/Kg

Calor específico del aire = 0.24 KCal/Kg

Otros valores

Entalpía del gas = 645 KCal/Kg

Calor específico del gas = 0.25 KCal/Kg

Temperatura a la salida del quemador = 600 °C

Con los valores definidos hasta este momento estamos en capacidad de realizar el análisis de combustión del gas de gasógeno en el quemador, así como realizar el Balance térmico para definir el requerimiento de carbón.

Parte importante en cualquier propuesta como la presente es la verificación a nivel térmico, sin embargo estos valores son hallados analíticamente, razón por la cual **será** necesario verificarlos al momento de realizar Ingeniería de detalle, para posteriormente realizar los últimos ajustes al momento de la ejecución del proyecto.

REACCION DEL GAS EN EL QUEMADOR

En las reacciones mostradas no se ha considerado la participación de azufre, debido a que su porcentaje es muy reducido, y no afecta el cálculo de los coeficientes.

Composicion volumetrica del GAS a la entrada

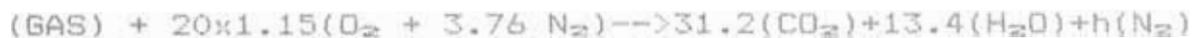
CO ₂	4.60%
CO	26.60%
H ₂	13.40%
	55.40%

Reaccion del gas con aire estequiometrico (100 moles de gas)



a -	20.00
-	31.20
c -	13.40
	130.60

Reaccion real del gas con 15 % de exceso de aire



i -	3.00
h	141.88

Productos de la reaccion real del gas con 15 % de exceso de aire



Composicion real del gas luego de la combustion

		Composicion porcentual
CO ₂	31.20	16%
H ₂ O	13.40	7%
N ₂	141.88	75%
O ₂	3.00	2%
		100%

5.1.- BALANCE DE ENERGIA PARA EL VOLUMEN DE CONTROL 1
(entrada al quemador - salida del atomizador)

SUMATORIA de calores entrantes (al quemador)

Calor de combustion del gas

$$Q_{comb} = 1210 \text{ Kcal/Nm}^3 \times V_g \text{ Nm}^3$$

$$Q_{comb} = 1210.00 \times V_g \quad \text{KCal}$$

Calor sensible del gas

$$Q_{sg} = C_{pm} \text{ KCal/Nm}^3 \text{ } ^\circ\text{C} \times V_g \text{ Nm}^3 \times (300-21)$$

$$Q_{sg} = 69.75 \times V_g \quad \text{KCal}$$

Calor sensible del aire seco

$$Q_{sas} = 1.23 \text{ Vg Nm}^3 \times C_{pa} \text{ KCal/Nm}^3 \text{ } ^\circ\text{C} \times (21-21)$$

$$Q_{sas} = 0.00 \quad \text{KCal}$$

Calor sensible de humedad del aire

$$Q_{sha} = 1\% \times (1.23 \times V_g) \times 610$$

$$Q_{sha} = 7.50 \times V_g \quad \text{KCal}$$

SUMATORIA de calores salientes (del atomizador)

Calor sensible del granulado seco

$$Q_{sgrs} = 3618 \text{ Kg} \times 0.26 \text{ KCal/Kg } ^\circ\text{C} \times (40-21)$$

$$Q_{sgrs} = 17873 \quad \text{KCal}$$

Calor sensible de humedad del granulado

$$Q_{shgr} = 170 \text{ Kg} \times 1 \text{ KCal/Kg } ^\circ\text{C} (40-21) \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Q_{shgr} = 3230 \quad \text{KCal}$$

Calor sensible de humos secos

$$Q_{shs} = 1.83 \times V_g \text{ Nm}^3 \times 0.31 \text{ KCal/Nm}^3 \text{ } ^\circ\text{C} \times (101-21)$$

$$Q_{shs} = 45.38 \times V_g \quad \text{KCal}$$

- Calor sensible (del vapor de agua) en humos

* Evaporable de la barbotina

$$2407.00 \text{ Kg.}$$

* Formada en combustión

$$= (2.03 - 1.83) \times Vg$$

$$= 0.20 \times Vg$$

* Humedad del aire

$$= 0.1 \times 1.23 \times Vg \text{ m}^3$$

$$= 0.012 \times Vg$$

$$Q_{svh} = (2407 + 0.212 (Vg Dg)) \text{ Kg} \times h_{vap} \text{ (KCal/Kg)}$$

$$Q_{svh} = 1552515 + (117.76 \times Vg)$$

- Pérdidas por radiación + otros (*) (orden del 20 %)

$$Q_{rad} = 468000$$

(*) Obtenido del balance energético efectuado a las actuales instalaciones

SUMA DE CALORES ENTRANTES = SUMA DE CALORES SALIENTES

Resolviendo:

$$Vg = 1816 \text{ m}^3/\text{h}$$

5.2.- BALANCE DE ENERGIA PARA EL VOLUMEN DE CONTROL 2
(Gasificador)

SUMATORIA de calores entrantes (al gasificador)

- Calor sensible del carbón

$$Q_{sc} = C_c \text{ KCal/Kg } ^\circ\text{C} \times m_c \text{ Kg} \times (T_s - T_e) ^\circ\text{C}$$

$$Q_{sc} = 0.00$$

- Calor sensible de aire fresco

$$Q_{saf} = (2.98 \times m_c) \text{ Kg} \times C_a \text{ KCal/Kg}^\circ\text{C} \times (T_{aire} - T_{amb})$$

$$Q_{saf} = 0.00$$

- Calor sensible del agua en la chaqueta

$$Q_{sach} = (3.18 \times m_c) \times C_{agua} \times (T_{agua} - T_{amb})$$

$$Q_{sach} = 0.00$$

- Calor de combustión del carbón

$$Q_{cc} = P_{cal} \text{ KCal/Kg} \times m_c \text{ Kg}$$

$$Q_{cc} = 6400.00 \times m_c$$

- Calor de humedad del aire

$$Q_{ha} = 1\% \times (2.98 \times m_c) \text{ KgNm}^3/\text{Kg} \times$$

$$(\text{haire}) \text{ KCal/Kg De Kg/Nm}^3$$

$$Q_{ha} = 16.53 \times m_c$$

SUMATORIA de calores salientes (del gasificador)

- Q sensible del gas seco

$$Q_{sgs} = C_p \text{ KCal/Nm}^3 \text{ } ^\circ\text{C} \times V_g \text{ Nm}^3 \times (300 - 21)^\circ\text{C}$$

$$Q_{sgs} = 93736.21 \text{ KCal}$$

- Q sensible de humedad del gas

$$Q_{shg} = (0.42 \times mc) \text{ Kg} \times h \text{ KCal/Kg}$$

$$Q_{shg} = 271 \times mc \text{ KCal}$$

- Q sensible de cenizas

$$Q_{sc} = C_p \text{ KCal/Kg}^\circ\text{C} \times (230 - 21)^\circ\text{C} \times mc \text{ Kg}$$

$$Q_{sc} = 14 \times mc$$

- Q sensible de agua en la chaqueta

$$Q_{sach} = C_p \text{ KCal/Kg}^\circ\text{C} \times (95 - 21)^\circ\text{C} \times m(\text{agua})$$

$$Q_{sach} = 220940 \text{ KCal}$$

- Q de reacción (energía química del gas)

$$Q = PCS \text{ KCal/Nm}^3 \times V_g \text{ Nm}^3$$

$$Q = 1693859 \text{ KCal}$$

- Q de carbón no quemado

$$Q_{cnq} = (0.227mc) \text{ Kg}_{cen} \times 0.062 \text{ Kg}_{carb}/\text{Kg}_{cen} \times \\ \times 6400 \text{ KCal/Kg}$$

$$Q_{cnq} = 90 \times mc \text{ KCal}$$

- Pérdidas por radiación + otros (**) (orden de 7 a 8 %)

$$Q_{rad} = 240000$$

(**) Proporcionados por el fabricante

SUMA DE CALORES ENTRANTES = SUMA DE CALORES SALIENTES

Resolviendo:

$$mc = 471 \text{ Kg de carbón/h}$$

EFICIENCIA TERMICA GLOBAL

$$N_{tg} = \frac{PCS_{\text{gas}} \text{ KCal/Nm}^3 \times V_g \text{ Nm}^3}{PCS_{\text{carb}} \text{ KCal/Kg} \times mc \text{ Kg}}$$

$$N_{tg} = \frac{1816 \times 1210}{416 \times 6400}$$

$$N_{tg} = 73\%$$

Vamos a conciliar si la capacidad requerida por el gasógeno para la producción de gases, se encuentra en los límites permisibles.

De datos del fabricante:

- Capacidad de proceso = 1.5 Ton/hora (de carbón)
- Puede gasificar todo tipo de carbón antracítico, osea hasta un nivel máximo de 8,000 KCal/Kg (según especificaciones ASTM)
- Temperatura máxima salida de gases 350 °C

Con los datos anteriores determinaremos el máximo Calor de combustión que es capaz de proveer el gasógeno

Tiempo base: 1 Hora

$$\text{Calor de combustión} = 1,500 \text{ Kg} \times 8,000 \text{ KCal/Kg}$$

$$\text{Calor de combustión} = 12,000 \times 10^3 \text{ KCal}$$

Parámetros de trabajo en la instalación:

Tiempo base: 1 Hora

$$\text{Cantidad de carbón requerida} = 471 \text{ Kg}$$

$$\text{Poder Calorífico del carbón} = 6,400 \text{ KCal/Kg}$$

$$\text{Temperatura de salida de gases} = 300 \text{ }^\circ\text{C}$$

como se observa, todos los parámetros se encuentran bajo los límites permisibles del equipo

Entonces:

$$\text{Calor de Combustión} = 471 \text{ Kg/h} \times 6,400 \text{ KCal/Kg}$$

$$\text{Calor de Combustión} = 3,014 \times 10^3 \text{ KCal}$$

Con esto se aprecia que el calor requerido para efectuar el proceso se encuentra debajo del límite máximo que es capaz de ofrecer esta instalación, por lo que se demuestra que es térmicamente consistente la hipótesis de poder sustituir el combustible actualmente utilizado.

Como paso seguido se va a evaluar la conveniencia económica del uso del combustible planteado.

5.3.- Requerimiento de Carbón y cuadro comparativo del consumo de combustible del Atomizador ATM-25

Consumo actual MF-40	62.5 gal/h
Agua evaporada	2407 kg H ₂ O/h
Consumo específico	897 KCal/kg H ₂ O evaporada

Cuadro comparativo

Combustible	Consumo	Cons. especific. KCal/kg H ₂ O evap
MF-40	62.5 gal/h	897
Antracita	0.471 ton/h	912

Costo actual MF-40

Precio del combustible 32.82 U\$/bbl

$$\text{costo} = 62.5 \text{ gal/h} \times 32.82 \text{ U\$/bbl} \times 1 \text{ bbl}/40 \text{ gal}$$

$$\text{costo} = 51.82 \text{ U\$/h}$$

Costo proyectado con antracita

$$\text{costo} = 0.471 \text{ ton/h} \times 37.82 \text{ U\$/ton}$$

$$\text{costo} = 17.81 \text{ U\$/h}$$

Ahorro anualizado por concepto de combustible

$$\text{ahorro} = (51.28 - 17.81) \text{ U\$/h} \times 16 \text{ h/d} \times 30 \times 12$$

$$\text{ahorro} = 192,787 \text{ U\$/año}$$

Si tomamos en consideración que el precio interno del carbón en Colombia es de 12.56 U\$/ton, el ahorro sería mucho mayor, un precio similar podría alcanzarse en nuestro país una vez

que la actividad carbonifera estuviese lo suficientemente desarrollada.

Por otro lado el agotamiento de las reservas mundiales de Petroleo determinará que el **precio** internacional de este tenderá a aumentar en forma mucho mas acelerada que el del carbón, debido a que sus reservas mundiales son mucho mayores, y su agotamiento está previsto para dentro de muchas décadas.

GRAFICO 5.3

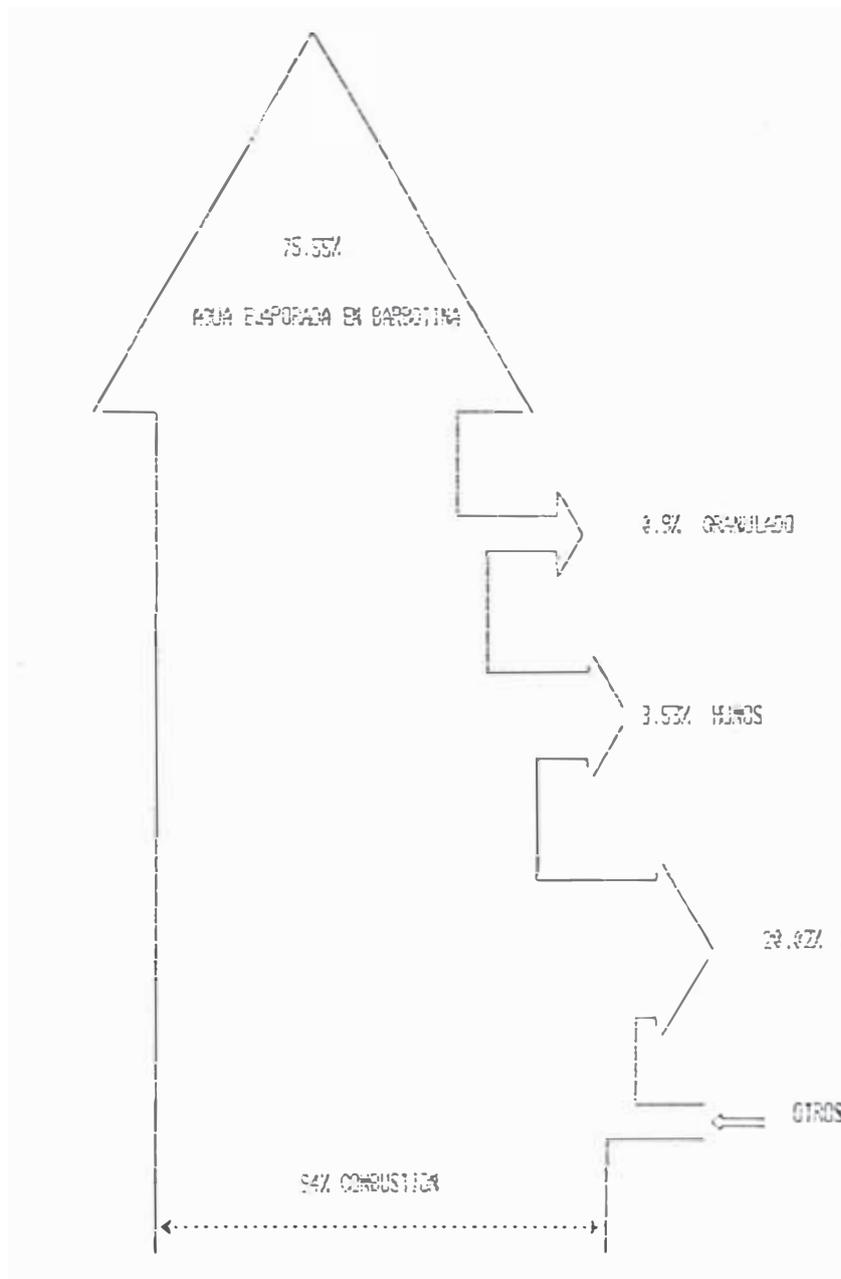


DIAGRAMA SANKEY DEL ATOMIZADOR

GRAFICO 5.4

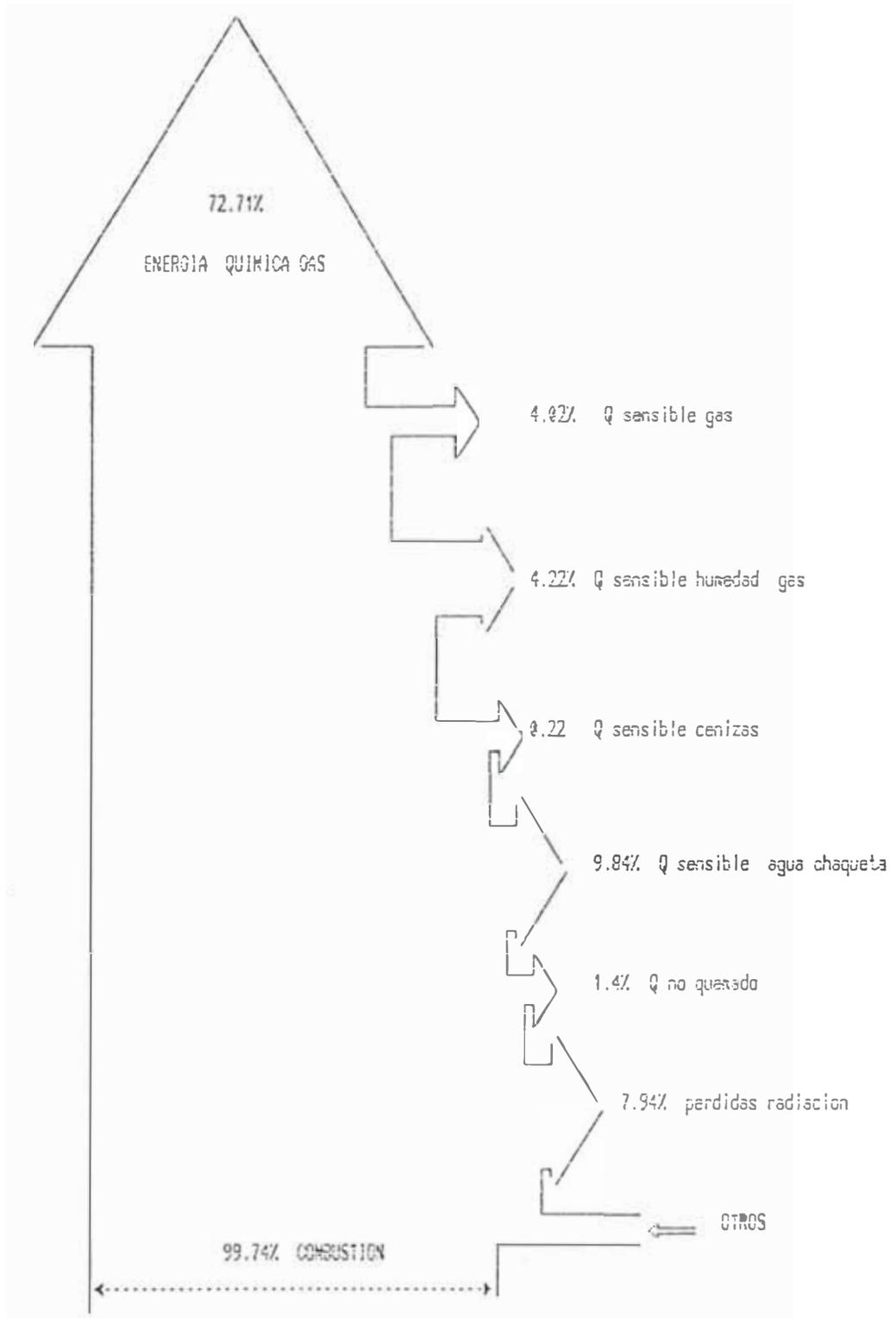


DIAGRAMA SANKEY DEL GASOGENO

Calores en porcentaje variando el Poder Calorífico del Gas

TABLA 5.2

VOLUMEN DE CONTROL I (QUEMADOR-ATOMIZADOR)

CALORES ENTRANTES (en porcentaje)

Fcal	870	970	1070	1170	1210	1270	1340
(KCal/Nm ³)							
Qcomb =	91.84	92.62	93.27	93.81	94.00	94.27	94.55
Qsg =	7.36	6.60	6.08	5.90	5.42	5.18	4.92
Qsas =	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Qsha =	0.79	0.72	0.65	0.60	0.58	0.56	0.53
	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
Vol Gas = (Nm ³)	2604	2309	2075	1883	1816	1724	1628

TABLA 5.3

CALORES SALIENTES (en porcentaje)

Fcal	870	970	1070	1170	1210	1270	1340
(KCal/Nm ³)							
Qsgrs =	0.72	0.74	0.75	0.76	0.76	0.77	0.77
Qsgrh =	0.13	0.13	0.14	0.14	0.14	0.14	0.14
Qshs =	4.33	4.33	3.96	3.64	3.53	3.37	3.20
Qsvh =	75.44	75.44	75.49	75.54	75.55	75.58	75.60
Qrad =	19.35	19.35	19.66	19.92	20.02	20.15	20.28
	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
EF/T/GLB	69%	71%	72%	73%	73%	73%	74%

Calores en porcentaje variando el Poder Calorífico del Carbón

TABLA 5.4

VOLUMEN DE CONTROL II (GASIFICADOR)

CALORES ENTRANTES (en porcentaje)

Pcal (KCal/Kg)	2000	3000	4000	5000	6400	7000	7500
Qsc	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Qsaf	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Qsach	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Qcc	99.18	99.45	99.59	99.67	99.74	99.76	99.78
Qha	0.82	0.55	0.41	0.33	0.26	0.24	0.22
	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
M Carb (Kg)	1671	1058	774	611	471	429	399

TABLA 5.5
CALORES SALIENTES (en porcentaje)

Fcal		2000	3000	4000	5000	6400	7000	7500
Qsgs	-	3.61	3.81	3.91	3.97	4.02	4.04	4.05
Qshg		13.43	8.98	6.74	5.40	4.22	3.86	3.60
Qsc		0.71	0.47	0.35	0.28	0.22	0.20	0.19
Qsach		8.51	8.98	9.22	9.36	9.64	9.52	9.55
Q		65.22	68.84	70.66	71.75	72.71	73.00	73.21
Qcnq		1.40	1.40	1.40	1.40	1.4	1.40	1.40
Qrad		7.12	7.52	7.72	7.84	7.94	7.97	7.99
		100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
EF/T/GLB		66%	69%	71%	72%	73%	73%	73%

GRAFICOS
CALORES EN EL QUEMADOR

GRAFICO 5.5

CALOR DE COMBUSTION DEL GAS vs PCal

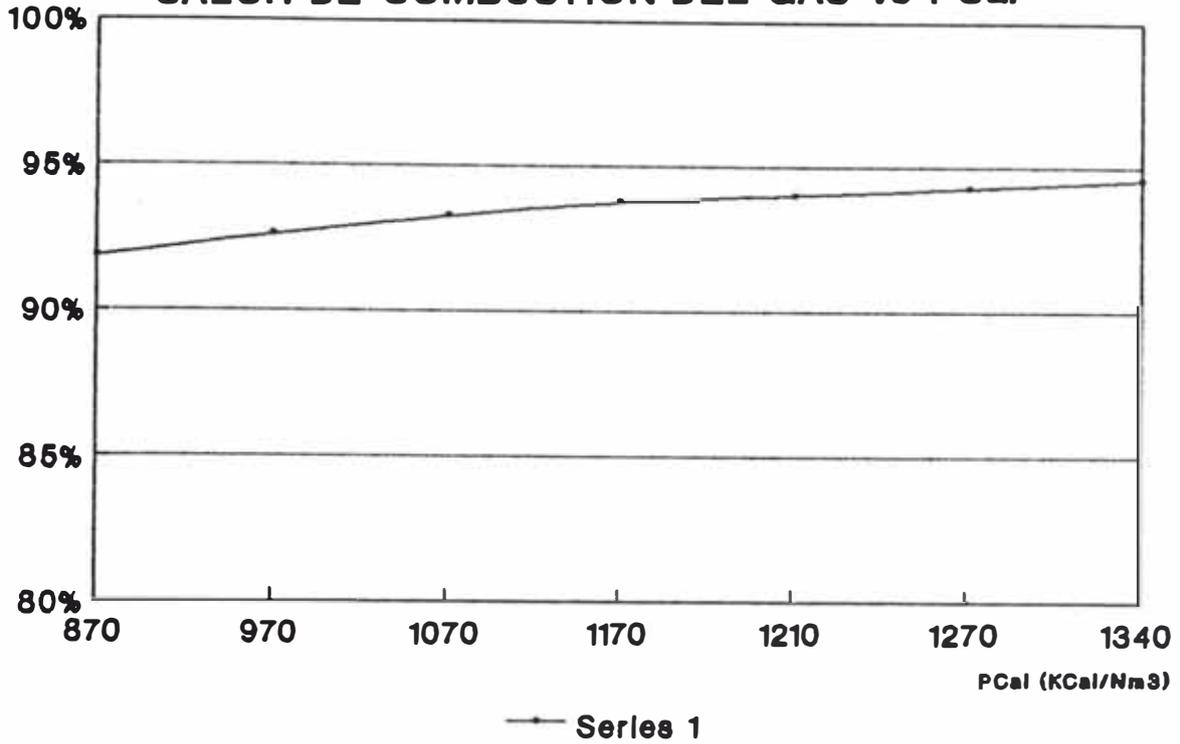
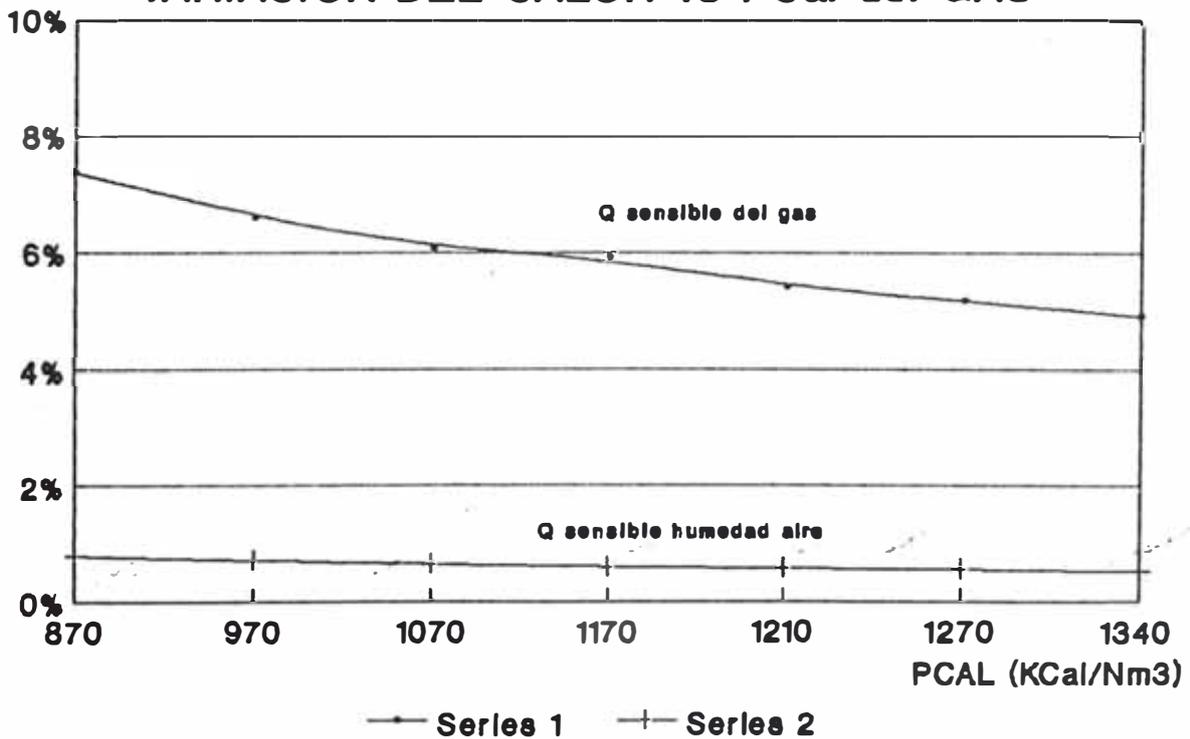


GRAFICO 5.8

VARIACION DEL CALOR vs PCal del GAS



GRAFICOS

CALORES EN EL ATOMIZADOR

GRAFICO 5.7
VARIACION DEL CALOR DEL GRANULADO vs PCal GAS

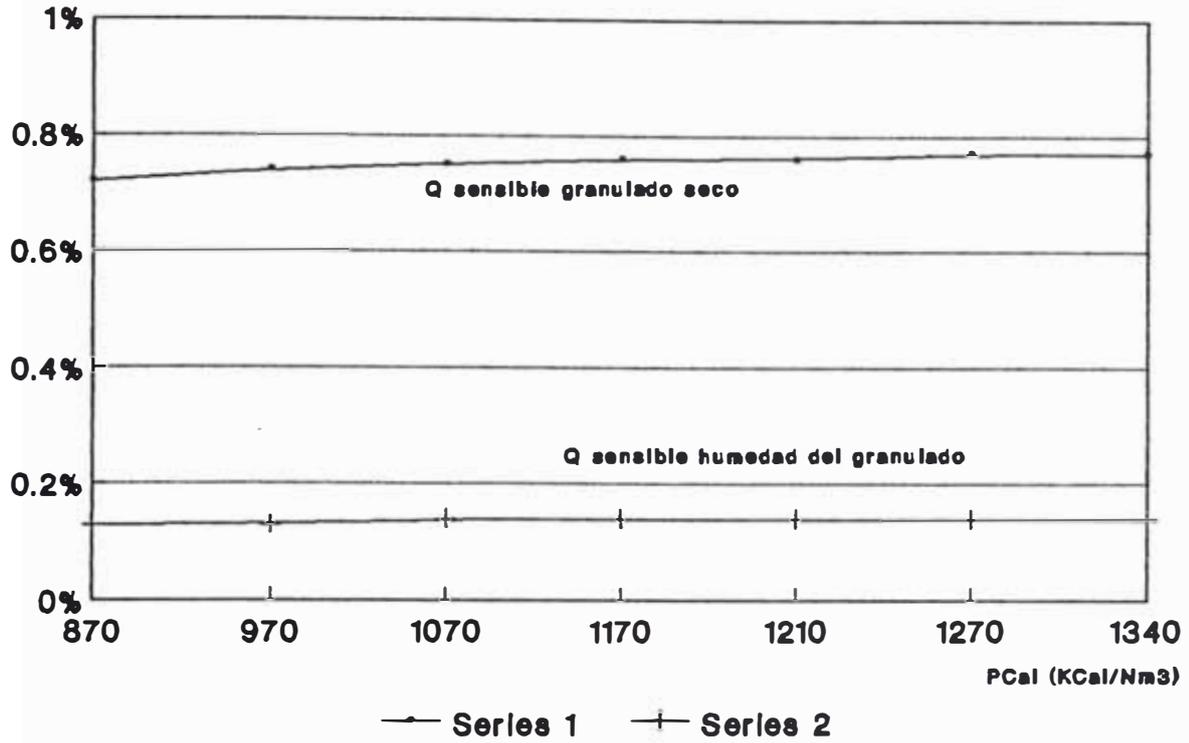


GRAFICO 5.8

VARIACION Qsensible humos secos vs PCal

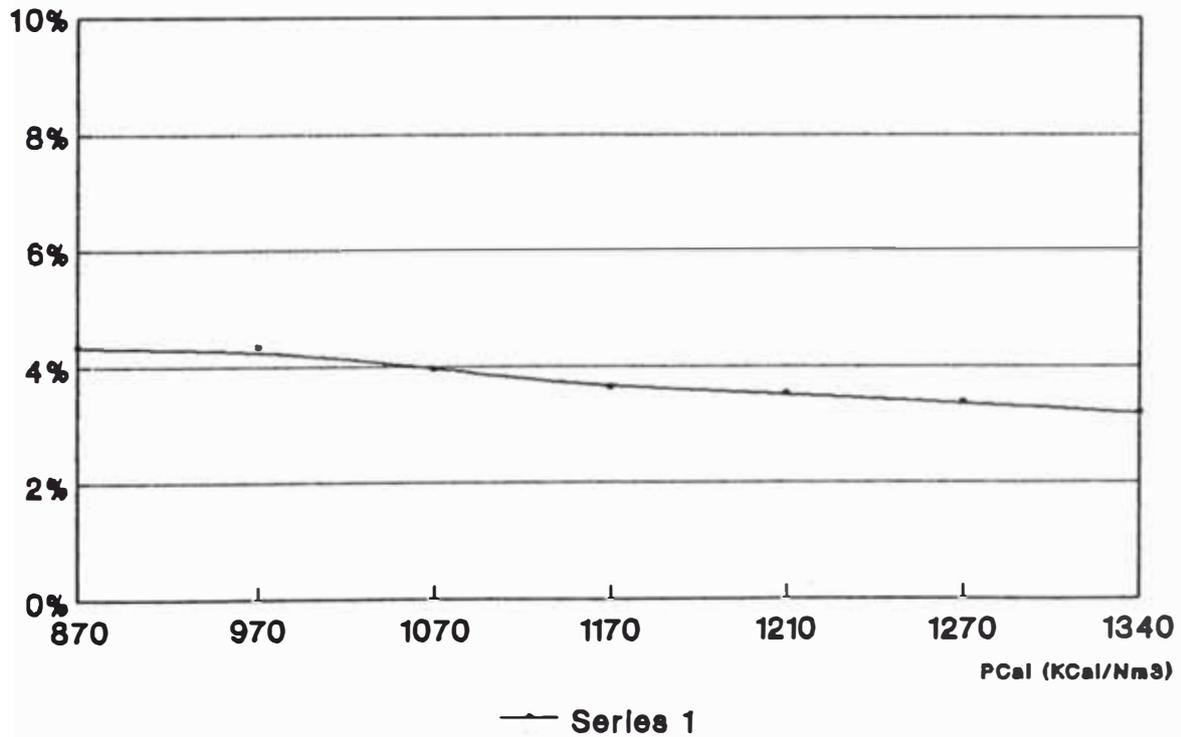


GRAFICO 5.9

VARIACION Qsensible de vapor en humos radiacion vs PCal

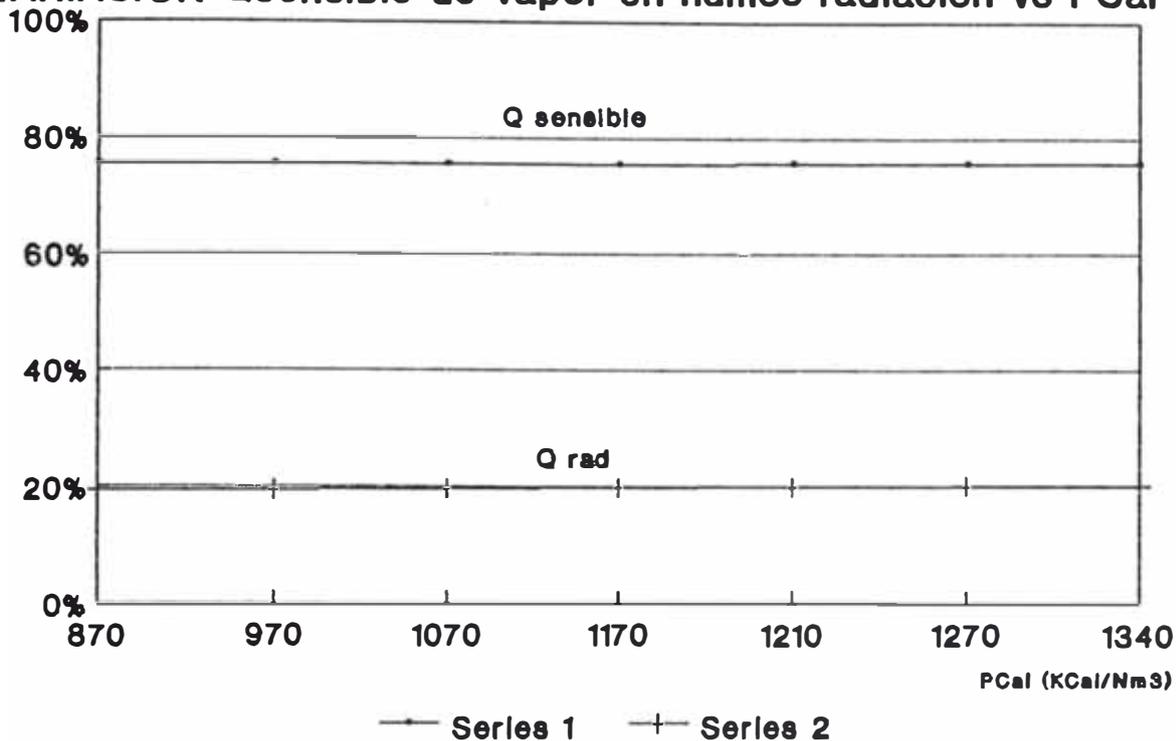
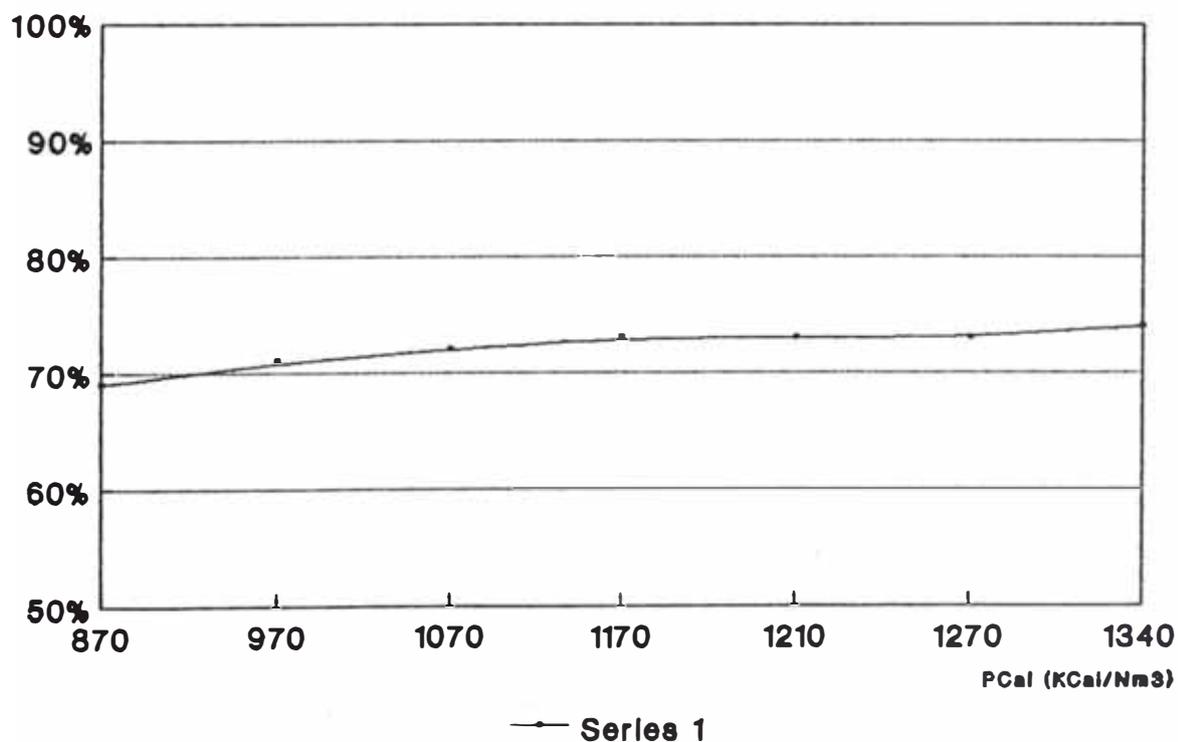


GRAFICO 5.10

VARIACION DE EFICIENCIA TERMICA GLOBAL vs PCal



CAPITULO 6.- CARACTERISTICAS TECNICAS DE LA INSTALACION

6.1 Conceptos sobre almacenamiento y manipuléo

Del mismo modo que otros combustibles no es necesario pensar en sistemas sofisticados, además las instalaciones para el manipuléo de cenizas y carbón deben ser lo mas simple posibles.

Aunque que podría **pensarse** en la utilización de gran cantidad de mano de obra (por su bajo costo), el carbón debe ser manipulado mecánicamente, en la medida de lo posible, para evitar su degradación.

En la fase de almacenamiento, el carbón sufre permanentemente un proceso de oxidación con la consiguiente pérdida de poder calorífico, especialmente si el carbón es fino. La oxidación se acelera cuando aumenta **la temperatura**, la cual de no ser controlada, podría inducir a combustiones espontaneas, y a pérdidas mas grandes de poder calorífico.

Para evitar este **riesgo**, el cual se puede **producir** generalmente en pilas de **gran tamaño** (mayores de 200 ton., en cuyo caso se debería utilizar un sistema de ventilación) la ruma debe ser compactada, disminuyendo así el contacto con el aire.

El proceso de oxidación ocurre hasta los 6 a 12 meses después de extraído el mineral, razón por la cual los stocks antiguos mantenidos como reserva, deben ser retenidos debido a que sufrirán deterioros mas lentos que los carbones de entregas mas recientes, los cuales deben ser utilizados primero. Debido a esta especial característica será necesario contradecir el principio "primero en llegar primero en salir" normalmente aplicado, cuando es necesario rotar el stock.

A continuación se muestra la variedad de sistemas de manipuléo usados mayormente, para los cuales se hará una breve descripción.

El manipuléo del carbón depende de la:

- Demanda de los equipos de combustión
- Del tamaño del carbón
- Del contenido de humedad libre

El manipuléo también está influenciado por la capacidad del carbón de soportar la degradación por impacto y por el clima, en almacenamiento a cielo abierto.

Los equipos de manipuléo mas utilizados son:

- 1.- Transportadores de tornillo
2. Elevadores de cangilones

Los rangos de capacidad son de hasta 30 ton. por hora.
Pueden ser operados verticalmente ó en ángulo de 60°

Son apropiados para ser utilizados todos los **carbones** industriales.

3.- Transportadores de fajas

Mayormente utilizados para el manipuléo de carbón pero también pueden ser utilizados para cenizas.

4.- Cargadores de palas

Normalmente son utilizados en forma parcial, por lo que se pueden también considerar para otros usos.

5.- Transportadores de cadenas de arrastre

Este tipo de transportadores tiene una velocidad promedio de hasta 29 m/min. y pueden manipular hasta 500 ton/hora de carbón a inclinaciones de hasta 45°

6.- Sistema monorriel

Diseñado para transferir carbón ó cenizas de un lugar a otro por medio de un **agarrador** sujeto a un **carro** suspendido ó automáticamente controlado. Al aplicar este **sistema** se deben **tomar** en cuenta las características del carbón a manipular.

7.- Transportadores vibradores

El principio de operación es que las partículas pueden avanzar en una serie de saltos pequeños si están en contacto con una superficie vibratoria. Son apropiados

para carbón y ceniza, las sustancias abrasivas calientes son soportadas sin dificultad, pero no deben ser utilizados para extraer ceniza de un horno ó caldero. El movimiento del material es 0.3 - 0.4 m/seg. y con ángulos de inclinación de hasta 20°

8.- Sistema de transporte neumático

Existen dos tipos en general: fase diluida y fase densa. La más utilizada para este tipo de trabajo es el de fase diluida.

En el tipo de fase diluida el carbón es succionado a alta velocidad, esta se encuentra en el orden de 25 m/seg, mientras que en la fase densa el carbón es empujado a baja velocidad, del orden de 2.5 m/seg.

Los transportadores neumáticos de fase densa generalmente requieren presiones positivas entre 0.14 y 0.83 MPa, dependiendo del tamaño y la distancia de los transportadores, la operación eficiente del sistema depende de la cantidad de aire comprimido suministrado para vencer la resistencia por fricción en la línea de transporte.

6.2 Recepción y almacenamiento

Dependiendo del tipo de planta de gasificación y los requerimientos existen los siguientes tipos de instalación:

Instalación de unidades simples

Instalación de unidades múltiples puntos de recepción múltiples

Unidades múltiples con un punto de recepción simple

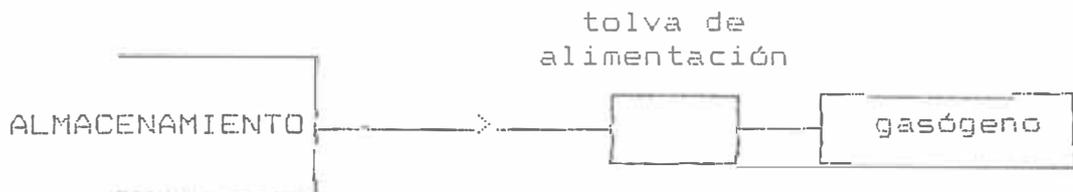
Unidades de recepción múltiple de carbón, directo a la planta o al Stock

La elección de estas opciones dependerá de las condiciones y complejidad que sea requerida para la satisfacción de las necesidades, las instalaciones a nivel de Ingeniería de detalle pueden llegar a **ser** tan complejas como sea imaginable, incluyendo tecnologías como las que ya **fuéron** definidas como el transporte en fase diluida y fase densa, y el proceso podrá tener, en el abastecimiento y producción la inclusión de Controladores Lógicos Programables, con lo cual evidentemente se obtendría una total optimización de la planta.

En el presente trabajo se utilizará una "Instalación de unidades simples", debido a que el gas de **carbón** será utilizado solo en una parte del proceso.

Esquema de Instalación de unidades simples

GRAFICO 6.1



A : Area de recepción y almacenamiento

B : Silo de alimentación directa al gasógeno

Capacidad recomendada $2 \times \text{FCM}$

FCM : Flujo de carbón máximo

Recepción del mineral.-

Con respecto al patio de recepción y almacenamiento:

El area de descarga debe ser un sitio libre de vegetación y materiales extraños con un terreno a nivel del suelo y con una ligera inclinación para el drenaje, y con piso de cemento.

Es recomendable tener un Stock de carbón que satisfaga el funcionamiento a plena carga por unos 20 días, considerando que el abastecimiento de este combustible en nuestro país es aún incipiente.

Se va a considerar que la planta trabaja 16 horas diarias a plena carga, de acuerdo a esto necesitaríamos almacenar:

$$\text{Stock} = 0.471 \frac{\text{ton}}{\text{h}} \times 16 \frac{\text{h}}{\text{d}} \times 20 \text{ d}$$

$$\text{Stock} = 150.72 \text{ ton}$$

Este Stock cumple con las recomendaciones de almacenamiento, según las cuales, los pilados deben ser en la medida de lo posible menor de 200 ton. para evitar la eventualidad de combustión espontanea.

Dimensionamiento del patio de almacenamiento.-

A continuación se va a determinar el area necesaria para el pilado de carbón:

Densidad promedio de carbón 1.2 ton/m³

La altura y ancho recomendado es de 4 m.

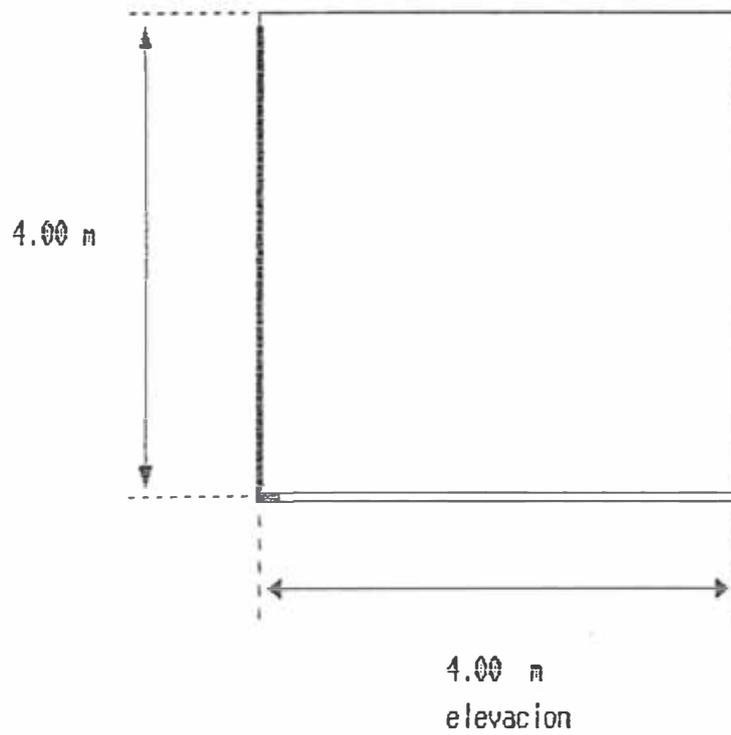
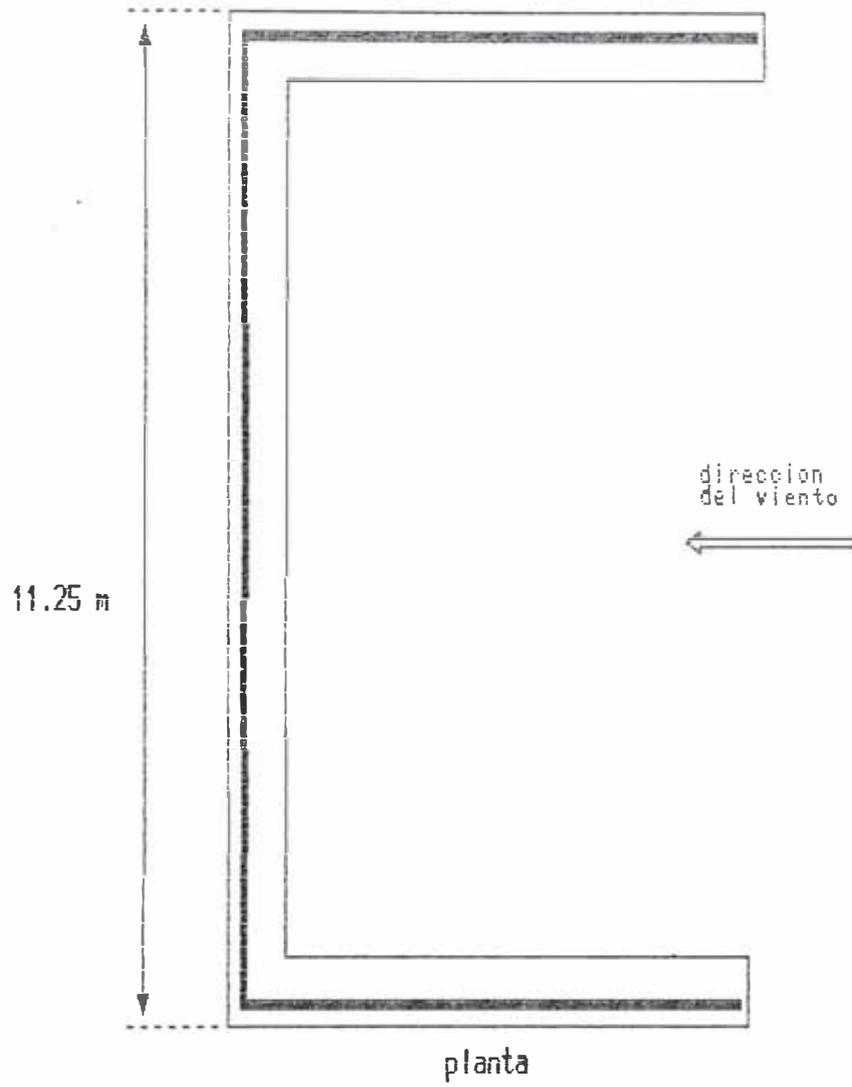
Entonces:

$$L = \frac{1.2 \text{ ton/m}^3 \times 150 \text{ ton}}{4 \text{ m.} \times 4 \text{ m.}}$$

$$L = 11.25 \text{ m.}$$

Ver Gráfico 6.2

GRAFICO 6.2



DISPOSICION DE LA ZONA DE ALMACENAMIENTO

Tolva de alimentación del gasógeno.-

Esta según especificaciones debe **almacenar un** mínimo de 100 **horas** de producción **máxima** carga. El revestimiento **interno de** la tolva será de mayólicas para disminuir la fricción del material al momento de la descarga.

La tolva deberá estar **bajo nivel** del piso y poseer una rejilla en boca de la recepción **para** impedir que **ingresen** los carbones de **mayor** tamaño, estos **son** posteriormente **triturados** manualmente **sobre la rejilla** para conseguir el tamaño adecuado .

La carga de la tolva de alimentación se realizará por medio de palas mecánicas, las cuales transportarán el carbón del **area de** almacenamiento hasta esta, **sin embargo** de acuerdo a las condiciones, es factible **que** un volquete descargue directamente, obviamente la ventaja de esto es la disminución del manipuléo, lo que **evitará** una mayor degradación del mineral, y por otro lado disminuye el costo, **sin embargo** esto no se podrá hacer necesariamente en **forma** periodica, debido **que** sería necesario coordinar exactamente **abastecimiento** con el requerimiento lo cual es bastante difícil ya que la incertidumbre en la producción y transporte es muy difícil **eliminar** **las** actuales condiciones.

Dimensionamiento de la Tolva de Carga

Consumo de carbón a máxima demanda = 471 Kg/h

Volumen (para 100 horas) = 47.1 ton

$$\text{Vol} = \frac{0.471 \text{ ton/h} \times 100 \text{ h}}{1.2 \text{ ton/m}^3}$$

$$\text{Vol} = 39.25 \text{ m}^3$$

$$39.25 = \frac{h}{3} (B + b + \sqrt{B \times b})$$

$$\text{para: } h = 2.5 \text{ m.}$$

$$B = 3.0 \text{ m.}$$

$$b = 1.0 \text{ m.}$$

reemplazando:

$$\text{Vol tr. piram.} = \frac{2.5}{3} (3 + 1 + \sqrt{3 \times 1})$$

$$\text{Vol tr. piram.} = 4.7 \text{ m}^3$$

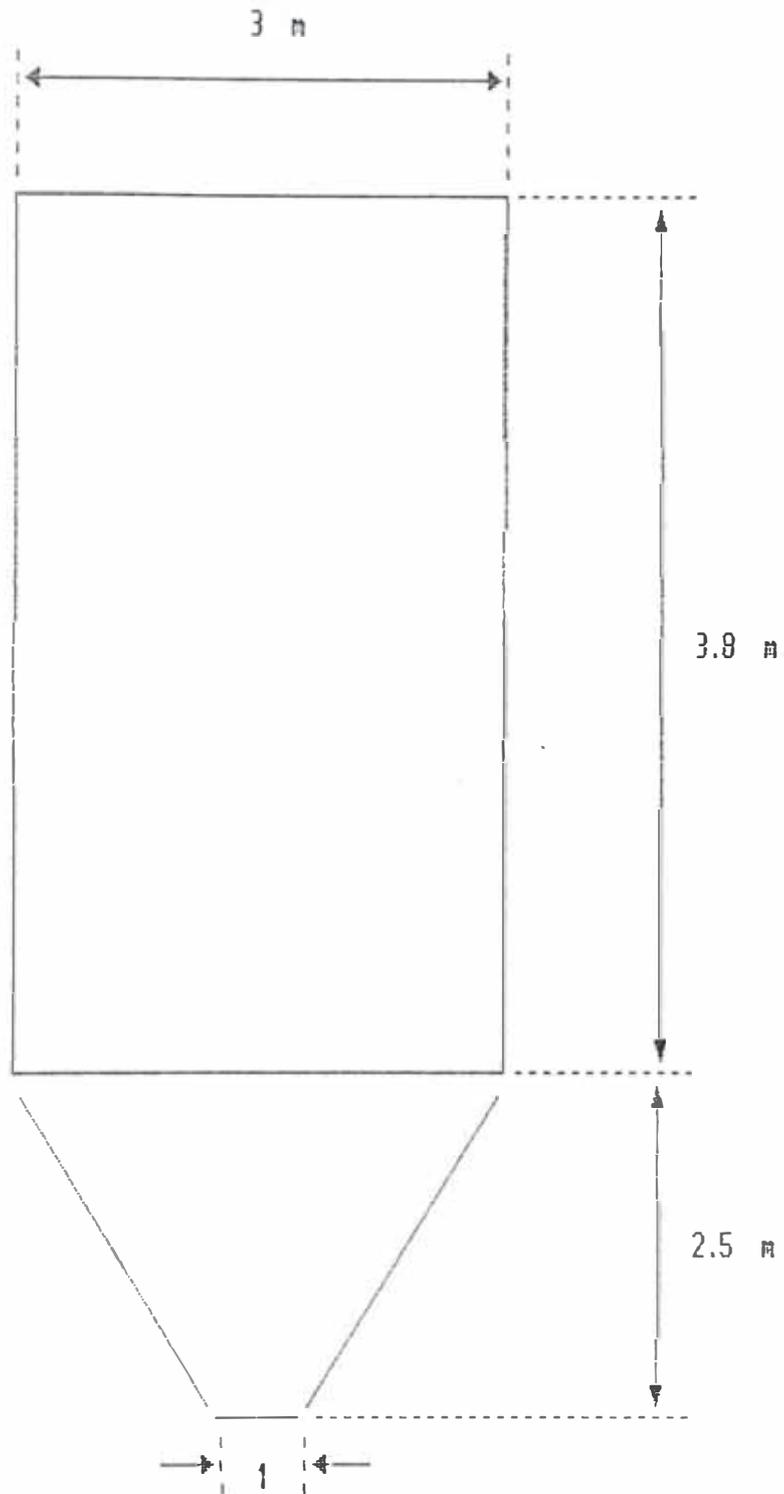
$$\text{Vol paralelp} = 39.25 - 4.7$$

$$\text{Vol paralelp} = 34.47 \text{ m}^3$$

$$H \text{ paralelp.} = \frac{34.47}{9} \implies H \text{ paralelp} = 3.8 \text{ m.}$$

Ver Gráfico 6.3

GRAFICO 6.3



CORTE TRANSVERSAL SILO DE CARGA

6.3.- Gasificador

En la tabla 6.1 se muestra esquemáticamente las características de algunos de los gasógenos más utilizados. Existen en la actualidad una gran variedad de gasógenos con sus respectivos procesos de gasificación, sin embargo se han tomado los mostrados en la tabla como base de selección debido a que son los más genéricos y pueden ser adaptados fácilmente a gran diversidad de procesos.

Para la selección del gasógeno será necesario tener las siguientes premisas:

6.3.1 En nuestro país no se ha desarrollado aún la utilización del carbón, por esto es adecuado pensar en tecnologías que puedan ser fácilmente adaptadas a otros procesos, no donde sea necesario exactamente la utilización del combustible en función de sus productos.

6.3.2 Es preferible contar con una instalación que sea capaz de gasificar diversos tipos de combustibles sólidos.

6.3.3 - Considerando que para que exista el interés hacia una sustitución energética, debe existir además un beneficio económico, el equipo elegido debe ser tal de satisfacer con los requerimientos del proceso y a la vez ser el de menor costo.

6.3.4 - Dependiendo del tipo de gasógeno, el gas producido puede tener un uso específico, por esto la selección

deberá considerar necesariamente el uso final del equipo, tomando en consideración los requerimientos del proceso.

Con las premisas señaladas y los tipos de gasógenos mostrados en la Tabla 6.1, tenemos suficientes elementos de juicio para seleccionar el mas adecuado.

- De 6.3.1, los gasógenos que cumplen con esta condición son: Winkler, Kopers-Totzet y Wellman-Galusha, el gasógeno Lurgi tiene generalmente equipos mas específicos para determinados procesos.

- De 6.3.2, los que cumplen con esta premisa son Lurgi, Kopers-Totzet y Wellman-Galusha.

- Según 6.3.3, los gasógenos Lurgi y Wellman-Galusha son de tipo Lecho Fijo, que generan Gas Pobre y como se mostró en el Gráfico 2.7 es el que tiene un menor costo total, sin embargo el tipo Lurgi trabaja a presiones del orden de 20 a 30 atm. lo que requiere de equipo pesado, con el consiguiente incremento en el costo.

- De la consideración 6.3.4, y observando la parte inferior de la Tabla 6.1 vemos que el tipo Wellman-Galusha, es el que produce Gas Pobre (KJ bajo), el cual es utilizado como combustible industrial.

Del análisis efectuado se puede concluir que para este caso el gasógeno mas adecuado es de tipo Wellman-Galusha.

TABLA 6.1

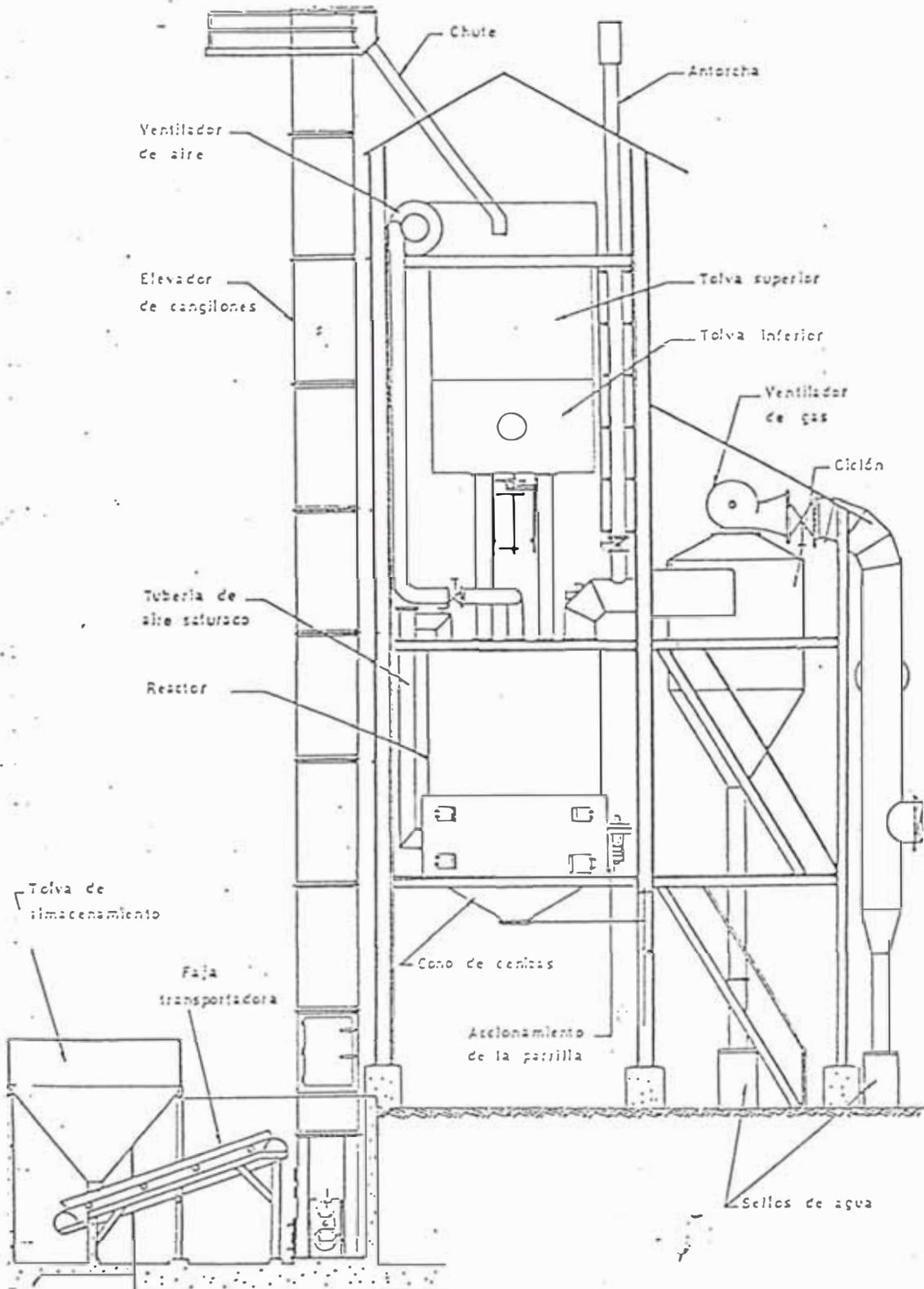
CARACTERISTICAS DE LOS GASOGENOS MAS UTILIZADOS

CARACTERISTICAS	LURGI	WINKLER	KOPERS-TOTZET	WELLMAN-GALUSHA
Tipo de Lecho				
Fijo	*			*
Fluidizado		*		
De Arrastre			*	
Combustible				
Madera				*
Lignito	*	*	*	*
Bituminoso	*		*	*
Sub-Bitum.	*		*	*
Antracita	*		*	*
Coque	*		*	*
Alquitranes			*	
Presion de trabajo				
Atmosferica		*	*	*
Mayor 28 atm	*			
Gas producido				
Gas Pobre	*			*
Gas sintesis	*		*	
GNS		*	*	

USOS PRINCIPALES DEL GAS DE ACUERDO AL TIPO DE GAS PRODUCIDO

	KJ bajo	KJ medio	Gas de sintesis	KJ alto
Gas combustible industrial	*			
Sustitucion comb. liquidos			*	
Materia prima en fertilizantes			*	
Gas combustible para calderas		*		
Gas para ciclo combinado		*		
Sustitucion en usos industriales				*

GRAFICO 6.4



CORTE TRANSVERSAL GASIFICADOR WELLMAN-GALUSHA

En el Gráfico 6.4 se muestra un corte del **gasógeno**, con el sistema de alimentación, sistema de eliminación de cenizas y otros.

Todos los equipos pertenecientes a la planta de gasificación ocupan un area de 145 m² aprox. (según especificaciones del fabricante), el patio de almacenamiento requiere un area de 11.25 m. x 4 m. (de gráfico 6.3) es decir **45 m²**, en total será necesario un area adicional solo para instalaciones de la planta de alrededor de 200 m², también debe considerarse areas de tráfico de los vehículos. CELIMA tiene un area en desuso **2 Hectareas**, adicionalmente cuando se realizó la visita a la planta existían tratos preliminares de adquirir un terreno valdío que está ubicado en la parte posterior.

6.4.- Quemador

Para la selección del Quemador se ha considerado los producidos por la Marca Hauck, los cuales presentan una gran variedad de modelos **para** combustionar gases y líquidos. Aunque en general los quemadores pueden trabajar en amplios rangos de temperatura y presión, de acuerdo a la regulación que sea requerida, se ha considerado la utilización de esta marca debido a que son los mas modernos dentro su tipo y su rango, por otro lado son lo suficientemente versatiles como para poder variar la calidad del gas de producido

A continuación detallan las características mas importantes.

Modelo NMG Mix Gas Burners.-

Diseñado para donde sea requerido larga vida
Utiliza aire precalentado a 425 °C
Puede combustionar Gas o Petroleo
El rango de capacidad es de 55,000 a 6×10^6 KCal/h

Modelo MBG Metal Burner Gas Series

Utiliza aire a condiciones atmosféricas
Baja producción de NOx
Utilizado esencialmente en hornos

Modelo SSVG Silicon Carbide

Baja producción de NOx
Alta velocidad de salida de llama
Requiere aire precalentado a 425 °C
Utilizado esencialmente en hornos de tunel a temperaturas de 1300 °C

Modelo AIG High Pressure Gas-Air Inspirator

Mantiene automáticamente ratio Gas-Aire
No requiere compresor para el aire
La operación, sea manual o automática, está regulada por una válvula simple
Ofrece la posibilidad de inspirar el aire necesario para la combustión utilizando la energía del gas

Es conocido que los quemadores en **general** poseen **gran versatilidad** tanto con respecto al tipo de producto a combustionar como en temperatura y capacidad de producción, esta característica **proporciona un rango** bastante amplio para la elección del mismo.

Para el caso que nos ocupa y de las **características** mostradas se puede concluir que el mas adecuado es el Modelo AIG, debido a que las otras opciones por un lado requieren de la utilización de aire precalentado, y son mas bien, recomendados en el uso de hornos.

El Modelo AIG High Pressure Gas Inspiratur es capaz de utilizar la propia energía del gas para inspirar el aire necesario **para** la combustión, este es regulado automáticamente según el requerimiento de la planta. Dispone de dos sistemas de regulación de aire, los cuales pueden ser utilizados de acuerdo a la elección; el primero consiste en un Gauge para la presión del gas, este a su vez controla una válvula tipo globo, y es recomendado para presiones elevadas; el segundo sistema consiste en un indicador el cual regula una Válvula con el Dial, mostrando la apertura aproximada para el paso del gas al inspirador, este tipo es usualmente utilizado para bajas presiones.

6.5.- Equipos auxiliares

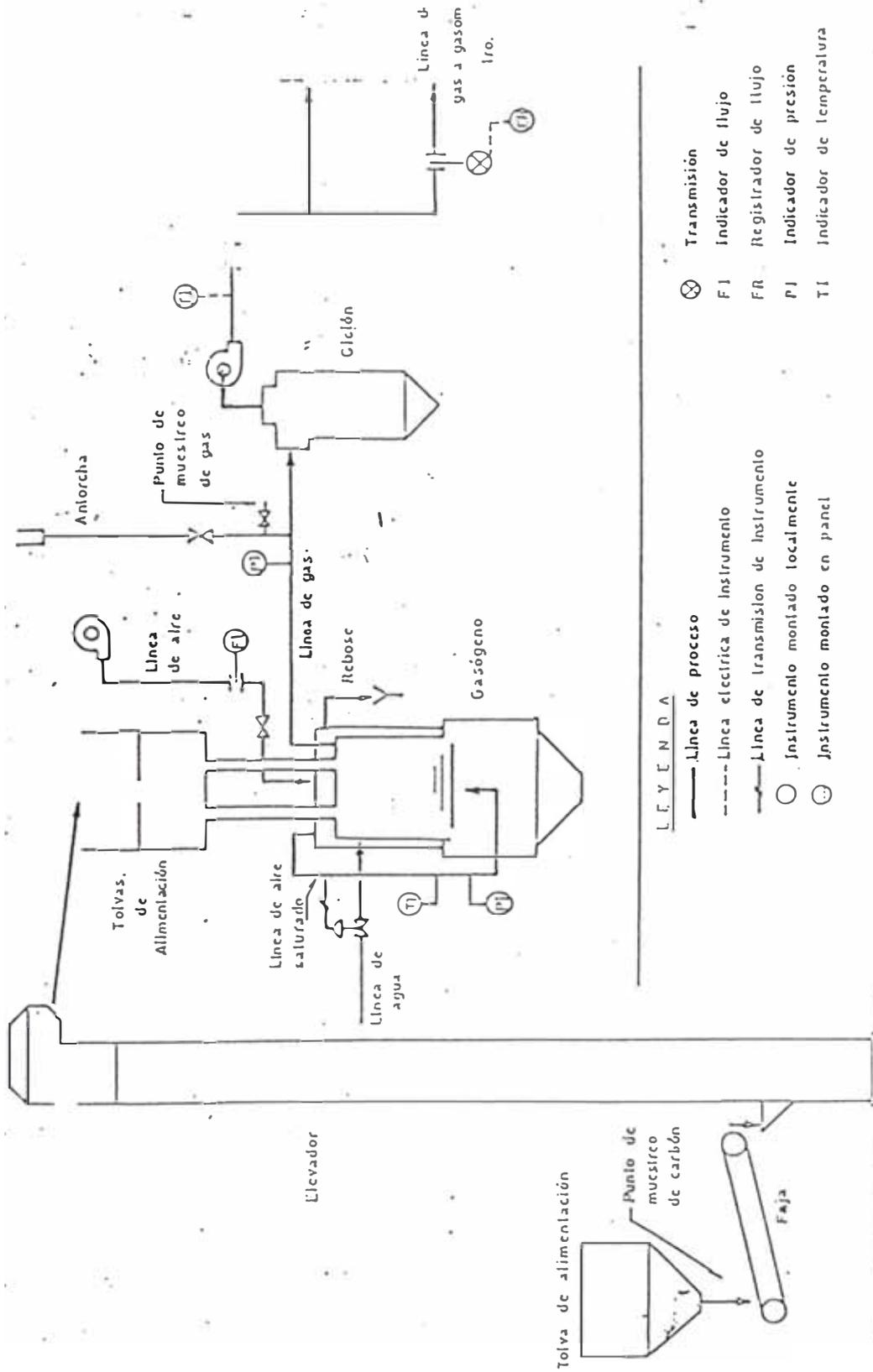
En la figura 6.6 tenemos una disposición típica para este tipo de plantas, la selección de estos equipos serán materia de un trabajo posterior a nivel de Ingeniería de detalle, debido a que como su nombre lo dice se trata de equipos auxiliares, consta básicamente de:

Chimenea-Antorcha

Una válvula utilizada como punto de muestreo del gas Ciclón, donde removido la mayor parte del polvo, quedando el gas prácticamente limpio; el polvo desciende en el ciclón y se dirige hacia el sello de agua. El gas sale por la parte superior.

Ventiladores, uno es utilizado para el suministro de aire y el otro para dar desplazamiento al gas.

GRAFICO 6.6



PLANTA DE GASIFICACION Y EQUIPOS AUXILIARES

CAPITULO 7.- INCIDENCIAS

7.1 Incidencia Medio-ambiental

En el nuevo contexto de "Desarrollo Sustentable" es necesario tomar en consideración las múltiples manifestaciones de degradación de la Biósfera tales como: polución de cursos de agua, lagos, mares y Océanos, deforestación, salinización y desertificación de suelos, exterminación de especies animales y vegetales, contaminación atmosférica, por cambio de la composición de gases en la tropósfera, con la lógica consecuencia sobre la estratósfera como la disminución de la capa de ozono.

Es de suma importancia el control del efecto invernadero, debido a las emisiones de CO₂, a continuación veremos algunos valores proyectados sobre las alteraciones que sufrirían nuestra atmósfera de seguir la tendencia actual de consumo:

Aumento de concentración de CO₂ en la atmósfera, con un crecimiento anual del 0.3% equivalente a un 35% de aumento en los próximos 100 años.

Calentamiento de la tierra, a una temperatura promedio de 30°C en el año 2100.

Aumento del nivel de los océanos como consecuencia

del calentamiento (año 2100), en 0.65 m. con una dispersión fluctuante entre 0.3 y 1 m.

El progresivo calentamiento de la tierra estaría dando para el año 2030 un aumento de la temperatura promedio de 1 a 2°C. Se calcula que, aún con una drástica e imposible reducción en las emisiones de CO₂ en un 80%, sería de esperar un efecto de arrastre en los próximos años de 0.1 °C por década, o sea un ritmo de calentamiento dos veces más rápido que el de los pasados 100 años. De acuerdo a estos valores podría esperarse para el 2030 una elevación del nivel del mar en unos 50 cm., vale la pena considerar que una elevación del nivel en 1 m. provocarían inundaciones que obligarían al desplazamiento de no menos de 300 millones de habitantes, principalmente de las zonas costeras.

Todo este panorama es necesario analizarlo dentro de su real contexto para no incurrir en errores de apreciación. Las emisiones de CO₂ debido al uso de combustibles fósiles se eleva a 5,170 millones de toneladas (5.17 Gt), los cuales son producidas de la siguiente forma:

USA y Canadá	48.2%
Europa Occidental	26.7%
Países en desarrollo	12.2%

Como se puede apreciar los llamados "Países en Desarrollo" producimos apenas el 12.2% de CO₂, sin embargo las restricciones financieras para el desarrollo de proyectos

con combustibles fósiles y otros, son muy grandes debido a la nueva corriente de preservación del medio ambiente, la cual ha sido impuesta a los países pobres, sin considerar que en estos, la principal preocupación debería ser mejorar la calidad de vida de la población.

A continuación vamos a considerar alguno de los métodos mas conocidos para el tratamiento de residuos por quema de carbón.

El tratamiento de los residuos de la combustión es parte importante en cualquier proyecto de generación de energía, por esta razón se van a mencionar los mas importantes, y que son los recientemente implementados.

Existen en la actualidad varios métodos para el lavado de gases, los cuales son mostrados a continuación.

Proceso NOXSO:

Este proceso ha sido desarrollado en el Pittsburgh Energy Technology Center (PETC) con la cooperación US. Department of Energy (DOE).

Utiliza un solvente regenerable el cual remueve en un 90% el SO₂ y un 70-90% de NO_x simultaneamente con el flujo de un gas, el solvente es una Gamma-albúmina impregnada con carbonato de sodio.

Mediciones de eficiencia de SO₂ y NO_x para 2000 horas de operación

Eficiencia de Remoción

GAS	RANGO	PROMEDIO
SO ₂	83-99	90.1
NO _x	65-95	80.2

Sistema SNRB:

Es un proceso patentado por la B&W, el cual combina una tecnología de remoción de partículas de SO_x por medio de una reducción selectiva catalítica y para el control de emisión de NO_x un hogar tipo Jet-pulse de alta temperatura, la ventaja de este proceso estriba en la integración de tecnologías para el control de emisiones, en un módulo simple.

Sistema CANSOLV:

Es el que ha tenido mayor éxito hasta el momento, diseñado por la Carbide de Canadá, permite extraer no solo el 95% del óxido de azufre contenido en humos sino que es capaz de mejorar el rendimiento energético de las centrales térmicas. En la actualidad el 15% de la energía de una central térmica se pierde en los gases de combustión, este método puede reducir estas a un 9% utilizando parte de ese calor para alimentar el lavado de gases.

Este sistema utiliza una amina acuosa, (de la cual, las características de la molécula no han sido dadas a conocer), el solvente queda pulverizado por los humos de combustión bajo la forma de millares de gotitas de 10 a 20 micrómetros de diametro, cada una de estas gotas se comporta como una esponja que absorbe el óxido de azufre. El solvente se modifica y no deja escapar el SO₂.

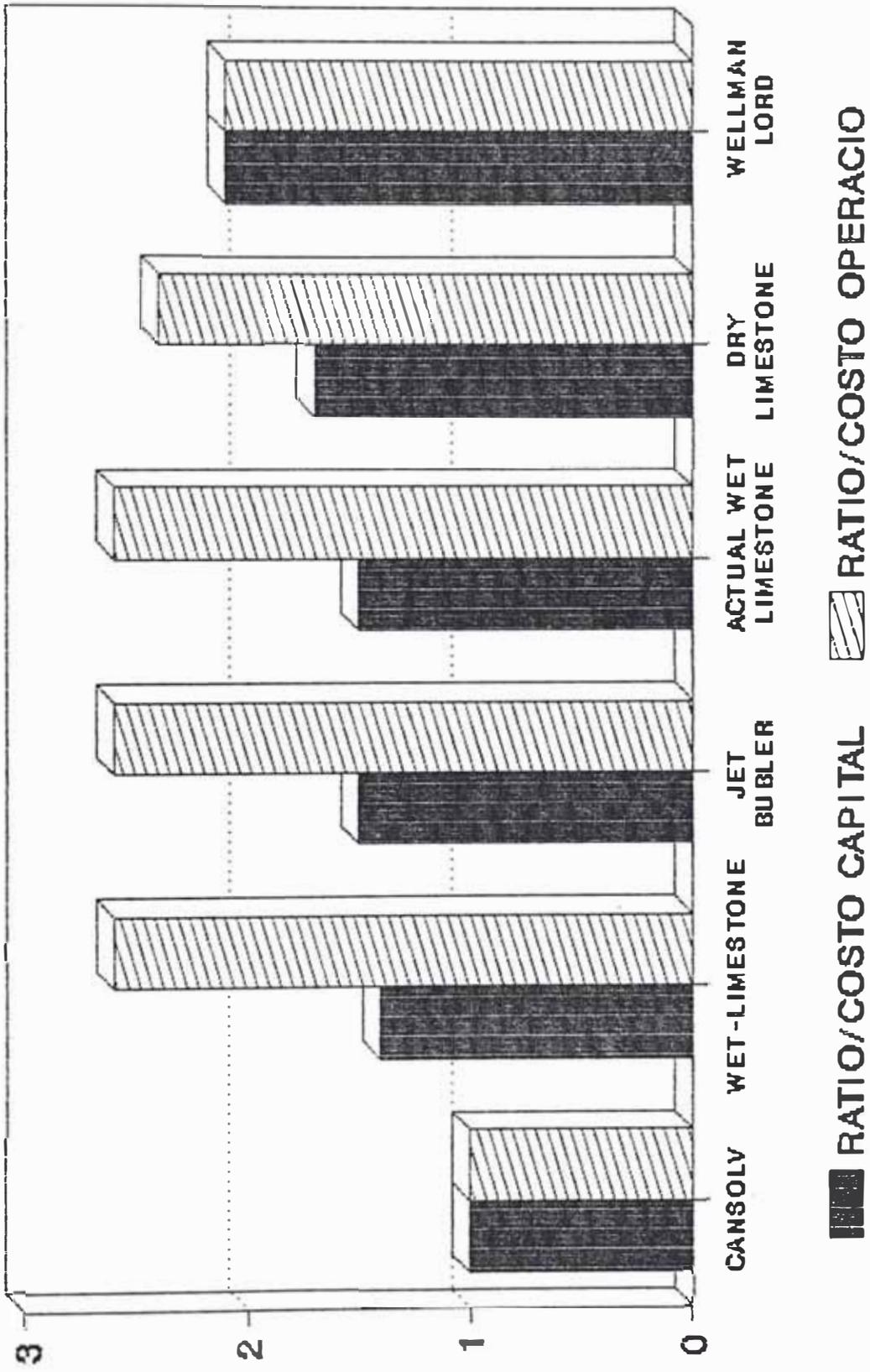
La primera ventaja de este método es que el humo de las chimeneas no llega a lograr una mezcla "explosiva" con la lluvia natural. Además permite recuperar varias toneladas de óxido de azufre, para ser utilizado en la fabricación de ácido sulfúrico.

En el gráfico 7.1 se se presentan los costos comparativos del método Cansolv y otros actualmente utilizados.

Con respecto al monóxido de carbono, que es en la actualidad el de mayor preocupación, existen estudios bastante avanzados para la disminución de su efecto nocivo.

En el Japón ha sido recientemente desarrollado un sistema, mediante el cual se envía este gas a tierra, donde reacciona con los compuestos de esta y se descompone, perdiendo sus características perjudiciales. Hasta el momento este método parece ser el mas prometedor.

FIGURA 7.1
COSTOS COMPARATIVOS DEL CANSOLV Y OTROS METODOS



Sin embargo la solución parece estar encaminada por la disminución de la deforestación de las zonas rurales y la disminución del uso de la leña como recurso energético de las comunidades campesinas, debido a que la quema de bosques tiene un desprendimiento inicial violento de **carbono**, seguido por una emisión lenta (por varias décadas). Al momento de efectuar el incendio solo una fracción de este se quema (20 -25 %), el resto permanece como "carbón de leña" inerte durante siglos y otra fracción se descompone en microorganismos con el consecuente desprendimiento de CO₂.

Desde sus orígenes, el planeta, ha sufrido permanentes ciclos de calentamiento-enfriamiento, manejados por un mecanismo de autoregulación aún desconocido.

Está comprobado que siempre han habido cambios climáticos naturales, aunque no se sabe porque. El aumento de concentración de CO₂ del orden de 80 ppm. que se produjo a lo largo de 10,000 años, hasta el comienzo de la era industrial, ha sido prácticamente alcanzado en los últimos 200 años.

De lo mencionado anteriormente podemos deducir que es altamente probable que sea una conjunción de los cambios naturales y la actividad humana. Es por esta razón que cualquier recurso energético a explotar se haga en forma racional, y en todo caso los países que tienen en su balance

energético un alto ingrediente térmico sea este sustituido por otros de menor efecto contaminante.

En las tablas 7.1, 7.2, 7.3, 7.4 siguientes se muestra, el real efecto contaminante que tiene actualmente el carbón frente a otros recursos energéticos utilizados en nuestro país.

Se han considerado los diferentes sectores en los cuales son utilizados estos recursos, y veremos que el ingrediente contaminante actual del carbón es mínimo.

TABLA 7.1

PERU - Carbón Mineral
AÑO : 1990

ACTIVIDAD	PARTICULAS (PART) ton	ANHIDRIDO SULFUROSO (SO2) ton	OXIDO NITROGENO (NOX) ton	DE HIDROCARBUROS (HC) ton	MONOXIDO CARBONO (CO) ton	BIOXIDO CARBONO (CO2) 10(3)ton
Generación Eléctr.	0	0	0	0	0	0
Refinería	0	0	0	0	0	0
No Aprovechado	0	0	0	0	0	0
Industrial	1137	266	525	35	70	161
Residencial+Comer.	0	0	0	0	0	0
Transporte	0	0	0	0	0	0
Agr, Pes, Min+Constr	195	46	90	6	12	28
T O T A L -- -->	1332	312	615	41	82	189

TABLA 7.2

PERU - Transporte
AÑO : 1990

FUENTE	PARTICULAS (PART) ton	ANHIDRIDO SULFUROSO (SO2) ton	OXIDO NITROGENO (NOX) ton	DE HIDROCARBUROS (HC) ton	MONOXIDO CARBONO (CO) ton	BIOXIDO CARBONO (CO2) 10(3)ton
Gas Natural	0	0	0	0	0	0
Gasolinas/Alcohol	2227	601	11470	16147	41982	3504
Kerosene y Turbo	43	0	1064	404	1574	668
Diesel Oil	2602	2060	11926	2819	47160	3289
Fuel Oil	29	6	213	36	39	227
T O T A L ---->	4900	2667	24673	19406	90756	7689

TABLA 7.3

PERU - Residencial + Comercial, Servicios, Publico
AÑO : 1990

FUENTE	PARTICULAS (PART) ton	ANHIDRIDO SULFUROSO (SO2) ton	OXIDO NITROGENO (NOX) ton	DE HIDROCARBUROS (HC) ton	MONOXIDO CARBONO (CO) ton	BIOXIDO CARBONO (CO2) 10(3)ton
Petróleo	0	0	0	0	0	0
Gas Natural	16	45	70	8	17	106
Carbón Mineral	0	0	0	0	0	0
Leña	143448	3835	38355	7671	7671	9974
Productos de Caña	0	0	0	0	0	0
Gas Licuado	61	0	260	25	64	324
Kerosene y Turbo	2085	1228	1938	285	198	2222
Diesel Oil	261	265	988	54	78	389
Fuel Oil	76	50	198	10	14	78
Carbón Veoetal	0	0	0	0	0	0
T O T A L ---->	145967	5424	41810	8053	8041	13093

TABLA 7.4

PERU - Agroindustria, Pesquería, Minería, Construcción, Otros
AÑO : 1990

FUENTE	PARTICULAS (PART) ton	ANHIDRIDO SULFUROSO (SO2) ton	OXIDO NITROGENO (NOX) ton	DE HIDROCARBUROS (HC) ton	MONOXIDO CARBONO (CO) ton	BIOXIDO CARBONO (CO2) 10(3)ton
Petróleo	0	0	0	0	0	0
Gas Natural	0	0	0	0	0	0
Carbón Mineral	195	46	90	6	12	28
Leña	0	0	0	0	0	0
Productos de Caña	12774	342	3416	683	683	444
Gas Licuado	1	0	5	0	1	6
Gasolinas/Alcohol	27	7	141	199	517	43
Kerosene y Turbo	11	10	37	2	3	15
Diesel Oil	273	216	1250	295	4942	345
Fuel Oil	195	41	1458	246	267	1553
T O T A L ---->	13476	661	6396	1432	6424	2434

7.2 Incidencia Socio-económica ^{6/11}

Como se mencionó al principio, el presente trabajo ha tenido por objeto buscar una alternativa de sustitución del petróleo por otra fuente energética. Las actividades petroleras en nuestro país han sido bastante desarrolladas, a pesar que los trabajos de exploración fueron prácticamente suspendidos debido al aislamiento internacional generado en determinado momento, es difícil pensar en la actual situación **realizar** grandes inversiones en este campo, existiendo **siempre** la incertidumbre propia de esta actividad.

Por este motivo que nuestro desarrollo debe estar orientado al cambio de estructuras, para así llegar a explotar el gran potencial energético que poseemos no solo en el sector carbonífero.

La utilización a nivel industrial de nuestras reservas de carbón sería capaz de generar el capital requerido para los estudios de prospección en el sector, y su posterior explotación.

^{6/11} Los yacimientos de carbón se encuentran en una de las zonas más deprimidas económicamente por lo que una actividad de este tipo **generaría gran** cantidad de puestos de trabajo en la propia actividad minera así como en la comercialización y transporte.

7.3 Incidencia tecnológica

La gran variedad de tipos de gasificación utiliza diferentes tipos de equipamiento lo que debería generar una transferencia tecnológica y un posterior trabajo de investigación sobre el tema.

Aunque este ya ha sido muy estudiado en otros países, donde tradicionalmente se utilizó como fuente principal de generación, no determina que solo se recurra a la compra de equipos, debido a que los carbones, aunque tengan propiedades similares deben ser experimentados para poder determinar correctamente sus parámetros de funcionamiento.

Para esto será necesario contar con un ente directriz en las investigaciones, este papel debería ser asumido por la Universidad, la cual necesitaría contar con ambientes, equipos e instrumentos adecuados para realizar las pruebas de combustión y gasificación.

CONCLUSIONES

1.- En América Latina en conjunto se consume el 1% de Carbón del mundo, del mismo modo se consume el 8% de Petróleo, para una población de casi de la población mundial, esto demuestra la sobredependencia en la que incurrido en el uso de Petróleo. Si estas cifras comparan con los patrones de consumo de Estados Unidos, la relación de consumo de energía es del orden de de 1 a 15. Por este motivo es que deben buscarse soluciones nativas a los problemas internos de la región.

2.- El carbón ha sido utilizado tradicionalmente como generador de energía en los países que han logrado desarrollo industrial, sin embargo las tecnologías utilizadas en los inicios de la Revolución Industrial tuvieron como característica el uso de equipos de muy baja eficiencia. Por este motivo hoy que existen tecnologías apropiadas para el uso eficiente de combustibles, necesario ampliar el espectro de productos energéticos a utilizar.

3. La gasificación de combustibles sólidos, es especial del carbón, son hoy en día una alternativa de generación para los llamados "Países en Desarrollo", tanto en la generación

de energía eléctrica, como en la industria, básicamente en localidades donde no existe otra alternativa.

4.- El tema que ha ocupado en el presente trabajo ha querido demostrar que es perfectamente factible replantear el uso en nuestro país de otros recursos, de los cuales tenemos grandes reservas aún sin explotar. El propósito ha sido no sólo demostrar que es técnicamente posible sino además económicamente conveniente.

5.- Con respecto al proceso de gasificación en sí, es necesario tener claramente definido que para obtener resultados satisfactorios se debe cumplir estrictamente condiciones como: tamaño de carbón, este deberá estar dentro de las especificaciones para el tipo de lecho, en caso contrario el manejo de "finos" puede ser un problema al momento de la utilización, a pesar de esto siempre llegan a introducirse parte de estos, los cuales son extraídos posteriormente por medio de ciclones, para así obtener un gas limpio.

6.- Del Balance y análisis de requerimiento de carbón efectuado para la Industria CELIMA se ha podido comprobar que de realizarse la sustitución energética podría lograrse un ahorro por costo de combustible del orden de los 190,000 U\$ por año, lo cual pone en evidencia la ventaja económica que se obtendría al utilizar este recurso. Con una adecuada planificación y convenientes líneas de financiamiento, esta

planta estaría en posibilidad de empezar a operar dentro de unos tres años aproximadamente.

7.- En el gráfico 5.3 (Diagrama Sankey del Atomizador) se observa que el 75.55% del calor obtenido de la combustión del gas, es utilizado en evaporar el agua existente en la Barbotina, la función del Atomizador es precisamente la de retirar el agua y pulverizar el mineral para que este se encuentre en las condiciones necesarias para el proceso.

8.- Del gráfico 5.4 (Diagrama Sankey de Gasógeno) se concluye que la distribución del calor es lo suficientemente adecuada par su operación ya que el 72.1% del calor que ingresa es convertido en energía química del gas, el que posteriormente va a combustionarse para entrar al proceso.

9.- El calor de combustión del gas va incrementando conforme aumenta el Poder Calorífico, sin embargo puede llegar a participar de los calores ingresantes hasta un 95% como máximo para luego tener una trayectoria asintótica.

10.- Con la Eficiencia térmica global sucede algo similar que en el caso anterior y esto es evidente, debido a que existe un límite máximo de eficiencia que es posible conseguir, la obtenida para este tipo de disposición se encuentra dentro del rango.

11.- Como se ha podido apreciar el Gasógeno tipo Wellman-Galusha, ofrece ventajas en comparación a los otros, tanto

por el tipo de energético a utilizar, el cual puede gasificar desde madera, pasando por la turba hasta llegar al carbón antracítico y coque, como por el costo del gas producido (tipo gas pobre), debido al tipo de lecho utilizado.

12.- La intención fundamental del presente trabajo ha sido crear un marco dentro del cual puedan realizarse futuras investigaciones para desarrollar el sector carbonífero nacional. Será entonces esta una de las pocas formas de dotar de energía localidades alejadas, las cuales difícilmente podrán integrarse al sistema.

RECOMENDACIONES

1.- Disminuir la cantidad de agua en la Barbotina, en la actualidad se maneja un 71% en base seca de agua, no será fácil disminuir arbitrariamente la cantidad de agua, debido a que esto traería problemas al momento del transporte y bombeo, sin embargo se puede conseguir una fluidez adecuada con el uso de defloculantes, lo cual permitiría reducir el porcentaje de agua hasta un 50%.

2.- La chimenea principal del horno de monococción descarga los humos a la atmósfera, estos podrían ser recuperados para formar parte del proceso, y así disminuir el consumo de combustible.

3. Analizar si los costos y suministro de carbón importado, así como la inversión, pudiera dar en un comienzo ventajas sobre el carbón nacional, evidentemente deberá trazarse un esquema que permita impulsar la actividad minera nacional en esta área.

4. Deberá implementarse laboratorios y planta piloto para pruebas de gasificación para conocer exactamente las propiedades de los carbones peruanos.

5. Desarrollar cursos a nivel universitario y técnico para contar con el personal adecuado para el manejo de este producto energético

BIBLIOGRAFIA

- 1.- Advisory Committee on Technology Innovation
Energy for Rural Development.
National Academy Press.
1981
2. Araujo y Olivera
Revisando la Planificación del Sector
Eléctrico Brasileiro.
OLADE
1991
3. Arroyo Victor
Parámetros óptimos de gasificación en el gasógeno
WELLMAN-GALUSHA de SIDERPERU.
UNMSM
1989
- 4.- British Gas (BGL)
Clean Power Series.
LURGI
1992
- 5.- CENERGIA
Operación de Demostración CELIMA
1987
- 6.- Clean Power Series
British Gas Lurgi
1992

- 7.- Comisión de Integración Eléctrica Regional
Preservación Ambiental
CIER
1991
- 8.- Dierstein Philippe
Los Problemas de Gestión y de Selección de Inversiones
en los Sistemas Hidroeléctricos.
OLADE
1991
- 9.- Dorregaray Fernando
Conservación y Administración de la Energía
Post-Grado UNI
1992
- 10.- International Energy Agency
Energy Balances.
OECD
1987
- 11.- Malone, Black & Veatch
Economics of Fluid Bed, Pulverized Coal and Spreader
Stoker Steam Generators.
Council of Industrial Boiler Owners Fluidized Bed
Seminar.
1985
- 12.- Mc. Lean Hunter Publication
Coal, Handling & Transportation
1991

13.- Meadows, Meadows & Behrens

The Limits to Growth

Club of Rome's

1972

14.- Ministerio de Energía y Minas

Plan Nacional de Energía

1990

15.- OLADE

Sistema de Información Económica Energética

1992

16.- UNU

Energy Statistics Yearbook

1991

17.- Publicación Española

Uso Limpio del Carbón

18.- Ramage Janet

Energy

British Publication

1975