



D-10326

T
665.77

V 215



ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL

FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA

Analisis de la Operación de un
Gasificador de Cascarilla de Arroz

TESIS DE GRADO

Previa a la Obtención del Título de
INGENIERO MECANICO

Presentada por:

Luis Fernando Valverde Sánchez

Guayaquil - Ecuador

1 9 9 1



AGRADECIMIENTO

Al Ing. Jorge Duque, Director de Tesis por su invaluable ayuda y colaboración para la realización de este trabajo.

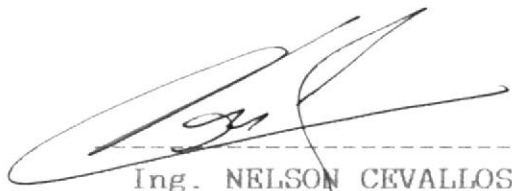
Al personal del C.E.T.E, por su ayuda desinteresada.



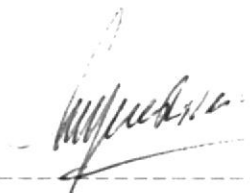
DEDICATORIA

- A DIOS
- A MIS PADRES
- A MIS HERMANOS
- A MIS AMIGOS

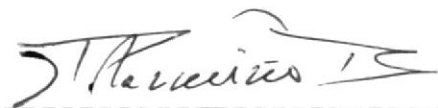




Ing. NELSON CEVALLOS
Decano de la Facultad .



Ing. JORGE DUQUE
Director de Tesis .



Ing. MARCO PAZMIÑO
Miembro del Tribunal .



Ing. FRANCISCO ANDRADE
Miembro del Tribunal .

DECLARACION EXPRESA

" La responsabilidad por los hechos, ideas y doctrinas expuestos en esta tesis, me corresponden exclusivamente; y, el patrimonio intelectual de la misma, a la ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL ".

(Reglamento de Exámenes y Títulos Profesionales de la ESPOL).



LUIS FERNANDO VALVERDE SANCHEZ.

RESUMEN.

En este trabajo se analiza el proceso de obtención de gas pobre para uso motriz a partir de cascarilla de arroz en un gasificador de tiro descendente sin garganta.

Con el fin de contribuir al desarrollo del área de la **Termogasificación**, se proporcionan datos técnicos sobre la operación del gasificador, para cuyo propósito se analizó:

- Cómo influye el flujo volumétrico de gas en los valores de temperaturas de la cama de cascarilla de arroz y en el consumo específico de cascarilla de arroz.
- La variación de las temperaturas en la cama de cascarilla con el paso del tiempo.
- Cómo influye el sitio por donde se inicie la combustión en la cama de cascarilla de arroz en el contenido de alquitrán del gas y en la

composición del mismo.

- De que manera el flujo volumétrico de gas y la altura de la cama de cascarilla de arroz influyen en la composición del gas.
- La velocidad a la que desciende la zona de fuego, a medida que el flujo volumétrico de gas aumenta.

Los mejores resultados se obtuvieron cuando se encendió la cama de cascarilla por la parte inferior. Los resultados obtenidos para este tipo de operación estuvieron en el rango: *Producción de gas* 28-45 m³/h , *Relación aire-combustible* 1.2-1.4 Kg_{aire}/Kg_{casc.a} , *Consumo específico de cascarilla de arroz* 7.0-12.0 Kg/h , *Composición del gas* % CO₂: 4.0-8.2 , % O₂: 0.8-1.4 , % CO: 4.8-7.8

INDICE GENERAL.

	<u>PAGS.</u>
RESUMEN -----	vi
INDICE GENERAL -----	viii
INDICE DE FIGURAS -----	xii
INDICE DE TABLAS -----	xvi
CAPITULO I	
INTRODUCCION -----	I
CAPITULO II	
OBJETIVOS -----	8
CAPITULO III	
PRINCIPIOS TEORICOS	
3.1. INTRODUCCION -----	10
3.2. TIPOS DE GASIFICADORES	
3.2.1. Gasificador de flujo ascendente -----	13
3.2.2. Gasificador de flujo descendente -----	16
3.2.3. Gasificador de flujo cruzado -----	23

3.3. CARACTERISTICAS DE LA CASCARILLA DE ARROZ	
3.3.1. Forma física de la cascarilla de arroz -----	29
3.3.2. Contenido de humedad -----	29
3.3.3. Contenido de volátiles -----	30
3.3.4. Contenido de cenizas de la cascarilla de arroz -----	39
3.3.5. Composición de la ceniza de la cascarilla de arroz -----	40
3.3.6. Contenido de energía -----	41
3.4. CONSIDERACIONES PARA EL DISEÑO DE UN GASIFICADOR DE CASCARILLA DE ARROZ.	
3.4.1. Consideraciones para el diseño de un sistema de remoción de cenizas -----	46
3.4.2. Consideraciones para la salida del gas -	51
3.4.3. Consideraciones para el diseño de trenes de limpieza -----	56
3.4.4. Inyección de aire -----	88
3.5. POSIBLES USOS Y PARAMETROS INVOLUCRADOS EN EL PROCESO DE GASIFICACION -----	92

CAPITULO IV

DESCRIPCION DEL EQUIPO EXPERIMENTAL Y PROCEDIMIENTO
EXPERIMENTAL.

4.1. INTRODUCCION -----	94
4.2. DESCRIPCION DEL EQUIPO EXPERIMENTAL	
4.2.1. Gasificador de flujo descendente -----	96
4.2.2. Tren de limpieza -----	99
4.3. INSTRUMENTACION EMPLEADA -----	103
4.4. PRUEBAS EXPERIMENTALES	
4.4.1. Consumo específico de cascarilla de arroz -----	105
4.4.2. Relación aire-combustible -----	105
4.4.3. Radio equivalente -----	106
4.4.4. Velocidad de descenso de la zona de fuego	107
4.4.5. Eficiencia de gasificación -----	108
4.4.6. Procedimiento -----	109
CAPITULO V	
DATOS OBTENIDOS Y ANALISIS DE RESULTADOS	
5.1. DATOS OBTENIDOS -----	112
5.2. RESULTADOS -----	152
5.3. ANALISIS DE RESULTADOS -----	165
CAPITULO VI	
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	
6.1. CONCLUSIONES -----	178
6.2. RECOMENDACIONES -----	182



PAGS.

APENDICES -----	188
REFERENCIAS -----	250

INDICE DE FIGURAS

<u>N</u>	<u>PAGS.</u>
1. GASIFICADOR DE FLUJO ASCENDENTE -----	14
2. GASIFICADOR DE FLUJO DESCENDENTE -----	17
3. TIPOS DE GASIFICADORES DE FLUJO DESCENDENTE ----	19
4. ZONA DE FUEGO FRENTE A LAS TOBERAS -----	21
5. GASIFICADOR DE FLUJO CRUZADO -----	25
6. TOBERA RECTANGULAR -----	26
7. TOBERA H.S.G -----	26
8. TOBERA ENFRIADA CON AIRE -----	27
9. CASCARILLA DE ARROZ -----	34
10. CASCARILLA DE ARROZ (X18) -----	34
11. SUPERFICIE EXTERIOR DE LA CASCARILLA DE ARROZ --	34
12. SUPERFICIE INTERIOR DE LA CASCARILLA DE ARROZ --	35
13. SECCION TRANSVERSAL DE LA CASCARILLA DE ARROZ --	35
14. SUPERFICIE EXTERIOR DE UNA CASCARILLA DE ARROZ DEPUES DE LA GASIFICACION -----	36
15. PROTUBERANCIA PARTICULAR DE CASCARILLA DE ARROZ ANTES DE LA GASIFICACION -----	36
16. PROTUBERANCIA PARTICULAR DE CASCARILLA DE ARROZ DESPUES DE LA GASIFICACION -----	37

<u>N</u>	<u>PAGS.</u>
17. SUPERFICIE INTERIOR DE LA CASCARILLA DESPUES DE LA GASIFICACION -----	37
18. RIZO PARTICULAR DE CASCARILLA DE ARROZ DESPUES DE LA COMBUSTION -----	38
19. CASCARILLA DE ARROZ BRIQUETADA BAJO DESCOMPOSICION TERMICA -----	38
20. CICLONES DE ALTA Y MEDIA EFICIENCIA -----	60
21. CURVAS DE EFICIENCIA PARA CICLONES DE ALTA EFICIENCIA -----	62
22. CURVAS DE EFICIENCIA PARA CICLONES DE MEDIA EFICIENCIA -----	62
23. DIMENSIONES RECOMENDADAS PARA CICLONES DE ALTA EFICIENCIA -----	63
24. COLUMNA DE PLACAS -----	68
25. PLACA DE CHOQUE -----	68
26. PLACA DE TAPONES -----	68
27. EFICIENCIA DE UN DEPURADOR DE PLACAS DE CHOQUE -	74
28. CURVA DE EFICIENCIA PARA UN DEPURADOR SECO DE CHOQUE -----	74
29. PLACA TAMIZ -----	75
30. DEPURADOR DE EMPAQUETADURAS -----	80
31. SISTEMAS DE DISTRIBUCION DE LIQUIDO -----	81
32. DEPURADOR DE AUTO-INDUCCION -----	83
33. FILTRO DE MANGAS -----	85
34. FILTRO CON MENBRANA DE PROTECCION -----	86

<u>N</u>	<u>PAGS.</u>
35. FILTRO CON CONO DE PROTECCION -----	86
36. FILTRO DE ACEITE, CON TELA DE PROTECCION -----	86
37. TOBERAS EN LAS PAREDES, GASIFICADOR DE FLUJO DESCENDENTE -----	88
38. TOBERA EN EL CENTRO, GASIFICADOR DE FLUJO DESCENDENTE -----	89
39. INYECCION DE AIRE CON ABERTURA CONTINUA -----	91
40. CENTRO ABIERTO, DIFUSION DE AIRE DENTRO DEL COMBUSTIBLE -----	95
41. ESQUEMA DEL SISTEMA DE GASIFICACION -----	175
42. FORMACION DE CANALES -----	175
43. RECOMENDACIONES -----	183
APENDICE A	
A.5. FRACCION DE ENERGIA EN COMPONENTES GASEOSOS ---	195
A.6. FRACCIONES DE PESOS DE LOS PRODUCTOS DE PIROLISIS COMO FUNCION DE LA TEMPERATURA -----	196
A.7. CONTENIDOS DE ALQUITRAN -----	196
APENDICE G	
G.1. GASIFICADOR -----	217
G.2. PARRILLA DEL GASIFICADOR -----	218
G.3. APOYO DE LA PARRILLA -----	219
G.4. CICLON SECO -----	220

<u>N</u>	<u>PAGS.</u>
G.5. CICLON HUMEDO -----	221
G.6. DEPURADOR -----	222
G.7. FILTRO SECO DE EMPAQUETADURAS -----	223
APENDICE H	
H. 1. SISTEMA DE GASIFICACION DE CASCARILLA DE ARROZ -----	225
H. 2. TREN DE LIMPIEZA -----	226
H. 3. INTERIOR DEL REACTOR DEL GASIFICADOR UTILIZADO	227
H. 4. CAMA DE CASCARILLA DE ARROZ EN ACCION -----	228
H. 5. DEPURADOR -----	229
H. 6. INTERIOR DEL DEPURADOR -----	230
H. 7. ALQUITRAN RETENIDO POR EL TREN DE LIMPIEZA ---	231
H. 8. PLACA AGUJEREADA DEL FILTRO SECO -----	232
H. 9. CASCARILLA DE ARROZ DEL REACTOR Y FILTRO SECO	233
H.10. PLACAS DETERIORADAS DEL FILTRO SECO -----	234
H.11. EQUIPO ANALIZADOR DE GASES (ORSAT) -----	235



INDICE DE TABLAS

<u>N.</u>	<u>PAGS.</u>
1. COMPONENTES DE LA CASCARILLA DE ARROZ -----	32
2. CANTIDAD DE CENIZAS EN LOS DIFERENTES COMBUSTIBLES SOLIDOS -----	39
3. COMPOSICION DE LA CENIZA DE CASCARILLA DE ARROZ	41
4. VALORES DE CALENTAMIENTO DE VARIOS COMBUSTIBLES	42
5. RANGOS DE EFICIENCIA DE CICLONES DE ALTA Y MEDIA EFICIENCIA -----	59
6. PESO MOLECULAR DE LOS COMPONENTES DEL GAS RESULTADO DE LA GASIFICACION -----	65
7. RESISTENCIA A LA TEMPERATURA DE VARIOS TEJIDOS	87
8. INSTRUMENTACION EMPLEADA -----	103
APENDICE A	
A.1. ANALISIS QUIMICO DE LA CASCARILLA DE ARROZ ----	190
A.2. VELOCIDADES DE LA PIROLISIS -----	190
A.3. AREAS DE INTERES Y AVANCES POR PROYECTO EN DIFERENTES NACIONES -----	191
A.4. VISCOSIDAD DINAMICA DE LOS COMPONENTES DE GAS POBRE, A VARIAS TEMPERATURAS -----	194

N

PAGS.

APENDICE B

B.1. PRODUCCION DE ARROZ Y CASCARILLA DE ARROZ EN EL ECUADOR -----	199
B.2. COMPOSICION QUIMICA DE LAS CASCARILLAS DE ARROZ -----	200
B.3. COMPOSICION QUIMICA DE LAS CENIZAS DE CASCARILLA DE ARROZ -----	200



CAPITULO I

INTRODUCCION.

En la tecnología de gas pobre, el gas combustible es generado en el lugar de uso, a partir de un combustible sólido de tipo carbonáceo o lignocelulósico (Refs.16, 18). Combustibles principales usados son el carbón mineral, la leña, el carbón vegetal y modernamente residuos agroforestales como la cascarilla de arroz (Ref. 13).

El proceso consiste en quemar parcialmente el combustible sólido dentro de un recipiente (reactor) hermético, por el que fluye un caudal controlado de aire atmosférico, el combustible fresco es introducido en un lecho compacto en donde desciende por gravedad, para el caso de la cascarilla de arroz se la introduce seca en estado natural, y para el caso de madera y carbón vegetal se introduce en trozos de tamaño de nueces (1 a 5 cm aproximadamente). Este al mismo tiempo pasa por varias etapas que lo secan, eliminan su material volátil y lo someten a un proceso de reducción y oxidación en la zona incandescente. El producto resultante contiene gases

combustibles (hidrógeno, metano y monóxido de carbono), gas inerte, vapores condensables y partículas en suspensión. Este gas generado se lo conoce como " Gas Pobre ", por su relativamente bajo poder calorífico. (Refs. 3, 4, 5, 13).

El gas pobre debe de ser acondicionado para su uso posterior. Para aplicación en motores debe enfriarse previamente, y despojarse de las partículas en suspensión, así como de los vapores condensables (alquitrán y similares). Por otro lado, si se desea quemar el gas pobre en una aplicación térmica directa, los requisitos de acondicionamiento de gas no son tan estrictos (Refs. 12, 13).

El conjunto generador de gas pobre y equipo para acondicionamiento del gas se conoce como Planta de Gas Pobre; si ésta se conecta a un equipo motriz (o térmico), el conjunto se denomina Planta de Fuerza a gas pobre (o térmica, según sea el caso).

La Gasificación de un combustible sólido, para producir gas combustible que va a ser empleado en la operación de una máquina de combustión interna no es una tecnología nueva, ya que esta fue usada bastante en Europa durante la segunda guerra mundial, sin embargo, esta tecnología ha sido desarrollada sobre las bases de madera y carbón.



vegetal y no sobre cascarilla de arroz (Refs. 5, 7, 14). En vista de que los residuos de cosechas están disponibles en la mayoría de los países en desarrollo, esto facilita que puedan ser usados como materia prima para la gasificación.

El uso de gas pobre de biomasa llegó a su clímax durante la segunda guerra mundial, debido a las restricciones en los combustibles fósiles. Se estima que en esta época alrededor de tres cuartos de millón de vehículos operaron con gasógenos a base de madera y carbón vegetal (Ref.13).

A causa de la crisis energética en 1973, el interés por la utilización de cascarilla de arroz como una fuente de energía es renovada (Ref.5). Para la generación de energía a pequeña escala, las líneas de gasificación atraen la atención más que una planta de vapor, la que es muy ineficiente y difícil mantenerla junto a un caldero.

El proceso de generación de gas combustible a partir de la cascarilla de arroz, involucra problemas como los siguientes (Refs. 3, 4, 12, 13):

- Sustancias contaminantes tales como alquitrán y polvo en el gas producido.



- Las cenizas resultan ser un problema, ya que su remoción no es tan sencilla, mas que nada en el caso de cascarilla de la arroz, en que la cantidad de cenizas es considerable.
- La humedad del combustible.
- Hay peligro de seguridad y sanidad en la operación de producción de gas pobre.
- La distribución de oxígeno es pobre debido al pequeño tamaño de las partículas.

En 1980, la producción de cascarilla de arroz en Indonesia era de 7 millones de toneladas ; el 10 % de la producción anual de cascarilla de arroz en el mundo. Una pequeña cantidad de esta, era usada para varios propósitos tales como, cocinas domésticas, fabricación de ladrillos y en la producción de carbón (Ref. 3, 11, 12).

En nuestro país en las zonas de Los Ríos y Manabí, que son las regiones en donde más se cultiva el arroz, se tiene gran cantidad de cascarilla de arroz, y toda es desechada y luego quemada a la intemperie con el único objetivo de reducir su volumen. Muy poca gente emplea la cascarilla de arroz como en el caso de Indonesia, debido a que tiene una densidad muy baja, lo cual hace inconveniente y costoso el transporte.

En Ecuador todas las piladoras son movidas por máquinas a

gasolina o diesel, ó para motores eléctricos. En áreas distantes hay mucho problema, ya que el suministro de combustible es escaso y el costo es muy elevado, de modo que almacenar cascarilla de arroz para luego emplearla como alternativa de fuente de energía puede tener un impacto significativo en la economía del pilado si puede ser utilizada en el lugar donde es producida.

La mayoría de las piladoras que existen en este país son de poca capacidad y tienen requerimientos de energía mecánica de 5 - 10 HP. (4 - 8 Kw) (Ref.10) . En vista de que 1 Kg de cascarilla de arroz seca puede servir para generar 3 Kw-hr de trabajo mecánico o eléctrico por medio de un motor de combustión interna, una piladora de las mencionadas requeriran alrededor de 25 Kg de cascarilla de arroz por cada hora de operación a gas pobre. Estas cifras son solo aproximadas y dependen del tipo de operación, pero permiten sin embargo apreciar el requerimiento de biomasa para una aplicación específica.

En lo que respecta a nuestro país, la implantación de esta tecnología podría tener consecuencias benéficas, pero también algunas desfavorables. El impacto que puede causar esta implantación debe analizárselo con los siguientes aspectos (Ref. 1, 2, 13):

- Disponibilidad de la materia prima.
- Adaptabilidad de la tecnología al medio.
- Aplicabilidad del gas pobre al área rural.
- Formas de dependencia tecnológica.
- Impacto ecológico.
- Costos y beneficios sociales.

De manera general puede decirse que una introducción racional de esta tecnología sería beneficiosa ya que permitiría generar fuerza motriz (electricidad, bombas de agua) en base a los combustibles generados localmente, permitiría además la construcción de equipos en talleres y artesanías locales, recirculando capitales en las propias zonas.

Para nuestro caso tenemos como una de las referencias más valiosas, las pruebas que se han realizado en la escuela (ESPOL) con gasificadores de carbón vegetal (Ref. 1).

En este trabajo se prueba un gasificador de tiro descendente sin garganta con el que los problemas asociados al uso de cascarilla como materia prima, quedarían solucionados en gran parte, ya que:

- No hay garganta u otro obstáculo que pueda impedir el flujo de sólidos.
- La succión de aire, es a lo largo de toda la sección



transversal del reactor, para evitar los puntos calientes.

- Remoción periódica de cenizas, con el sistema de remoción de cruz (Refs. 3, 11, 12).

Los resultados obtenidos en las pruebas realizadas con el sistema que se ha descrito brevemente, son presentados en esta tesis.



CAPITULO II.

OBJETIVOS.

El principal objetivo de este trabajo es contribuir al desarrollo de Sistemas de Gasificación de cascarilla de arroz para abastecimiento de fuerza motriz en las piladoras.

Entre otros objetivos planteados en este proyecto se tienen:

- 1 - Sentar las bases para la implantación de la tecnología, para lo que se determinarán parámetros de operación de un gasificador de tiro descendente sin garganta, que permitan obtener un gas de buena calidad (que pueda ser usado en una máquina de combustión interna), tales como:
 - Altura adecuada de la cama de cascarilla de arroz.
 - Velocidad de remoción de cenizas.
 - Relación aire-combustible conveniente.

- 2 - Selección de un tren de limpieza, que permita retener gran parte de las impurezas que salen del gasificador junto con el gas, en especial el alquitrán y partículas sólidas.

CAPITULO III

PRINCIPIOS TEORICOS.

3.1 INTRODUCCION.

Como se ha indicado anteriormente, la generación de gas pobre se basa en un proceso de termogasificación por el cual el material lignocelulósico (madera, cascarilla de arroz, y similares), es convertido en monóxido de carbono combustible, por intermedio de reacciones termoquímicas y termofísicas del combustible sólido, estas reacciones son: *pirólisis, reducción, combustión y oxidación* (Ref. 3, 15).

Un generador de gas es un aparato muy simple que consiste usualmente de un recipiente cilindrico donde se coloca el combustible, una entrada de aire, una salida de gas y una parrilla. Este puede ser construido de ladrillos refractarios y acero o en la forma más económica de concreto y barriles de aceite. Aunque el diseño y la operación de la planta sean adecuadas, la planta no es lo



suficientemente confiable ya que siempre va involucrar problemas de contaminación, no necesita mantenimiento riguroso, pero si una remoción periódica de cenizas y combustible sólido y el respectivo suministro del combustible sólido (continuo o periódico según sea el caso). El diseño de un productor de gas depende principalmente del hecho de como se lo va a emplear, es decir en condición estacionaria o portable y del combustible a ser gasificado. Gasificadores portables montados sobre camiones y tractores necesitan operar bajo un amplio rango de temperaturas y condiciones de presión; en tanto que una unidad estacionaria empleada para calentamiento, generación de electricidad o bombeo de agua, es operada bajo una presión estable en la mayoría de los casos, esto en cualquier caso es conveniente para generar gas limpio (apto para el uso en una máquina de combustión interna), dejando el generador a una temperatura moderada y conteniendo poca humedad como sea posible. Estas condiciones garantizan una alta eficiencia y una operación segura, y por lo general son difíciles de lograr. Además la elección del combustible y el modo de circulación del gas producido, tienen gran influencia en el tipo de dificultades a ser esperadas (Ref. 3, 7, 16).

Desafortunadamente las leyes básicas de la termodinámica, impiden diseñar un productor de gas que sea óptimo en todos los aspectos, ya que siempre existirán pérdidas de calor. En la práctica una decisión se toma en base a las propiedades deseadas, del gas y de la planta (Ref. 16):

- alta eficiencia,
- gas libre de alquitrán y
- excelentes capacidades de presión, que facilita el normal desarrollo de las reacciones termoquímicas del proceso de gasificación.

Un generador de gas montado en un automóvil, debe tener buena capacidad de presión (amplio rango de presiones para trabajo) y generar gas libre de alquitrán, el cual sale tan frío como sea posible. En tanto que el gas de un generador de gas, empleado en un quemador, puede tener alta temperatura y alto contenido de alquitrán, todo el tiempo que este esté quemando gas de combustión a la temperatura del aire, por encima del punto de condensación de los vapores de alquitrán.



3.2 TIPOS DE GASIFICADORES.

Existen varios tipos de gasificadores y se clasifican de acuerdo al movimiento del aire y de la masa sólida. Pero los gasificadores convencionales son de tipo vertical, en ellos el combustible sólido se desplaza por gravedad hacia abajo. Si la corriente de aire fluye hacia arriba, el gasificador se denomina de flujo ascendente o de contracorriente, si el aire fluye hacia abajo el gasificador se denomina de flujo descendente o de corriente paralela, y si el aire es introducido transversalmente se denomina de flujo cruzado (Ref. 14).

El flujo ascendente es usado para combustibles de bajo contenido de volátiles, en tanto que materiales con alto contenido de volátiles requieren de una operación a flujo descendente.

3.2.1 GASIFICADOR DE FLUJO ASCENDENTE.

Un gasificador de flujo ascendente tiene claramente definidas zonas para combustión parcial, reducción y destilación. El flujo de aire es opuesto al de combustible, e

introducido por el fondo del gasificador. El gas es sacado desde una gran cavidad como se indica en la figura 1.

El gasificador de flujo ascendente, alcanza la eficiencia más alta, debido a que el gas caliente pasa a través de la cama de combustible y sale del gasificador a una baja temperatura (Ref. 3).

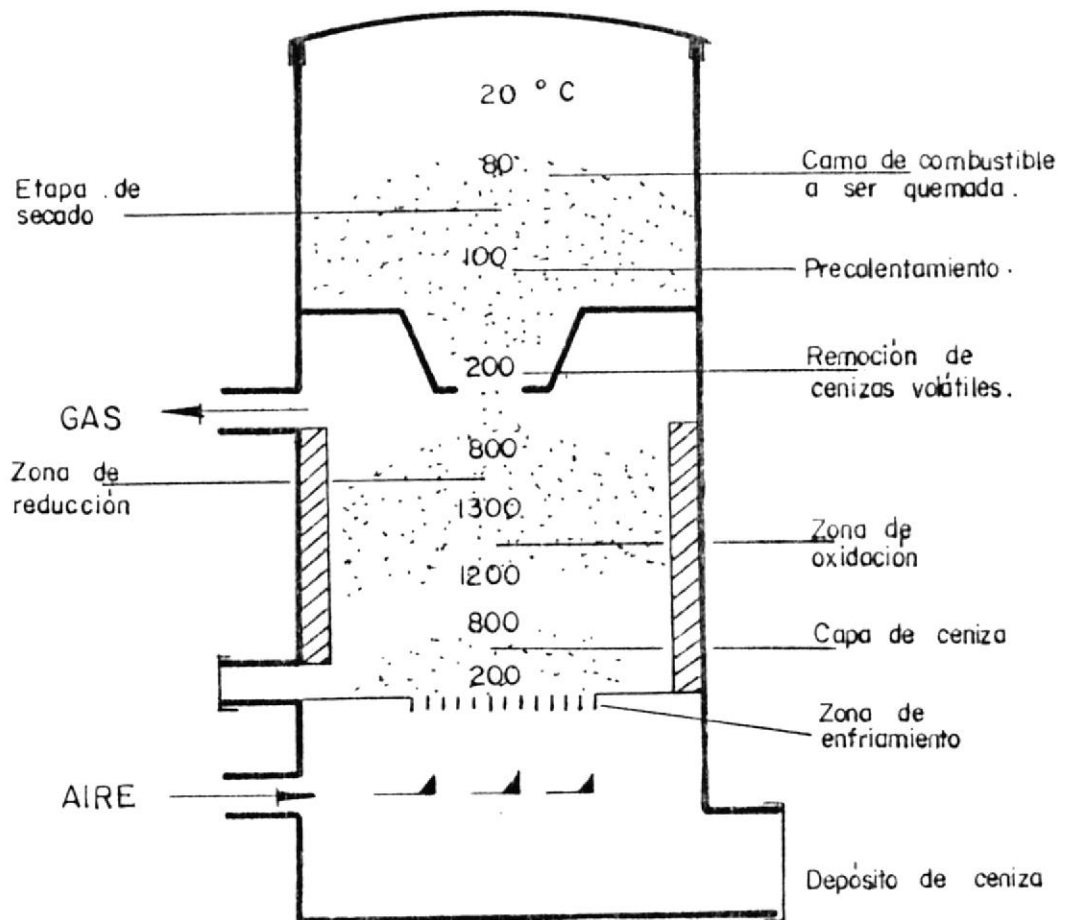


fig.1 GASIFICADOR DE FLUJO ASCENDENTE.

El calor sensible entregado por el gas, es usado para secar y precalentar el combustible, antes de que alcance la zona de reducción y por consiguiente se pierda (Ref. 3, 14, 16).

La mayoría de los gasificadores de flujo ascendente, son operados con una corriente de aire húmedo, para incrementar la calidad del gas y mantener la temperatura por debajo del punto de fusión de la ceniza.

Punto importantes en el diseño de un gasificador de flujo ascendente son (Ref. 16):

1. El método de alimentación del aire.
2. La posición de la salida del gas.
3. El tipo y dimensiones de la parrilla.
4. Punto medio de vaporización del agua, para el chorro de aire húmedo.
5. Revestimiento de la zona de llama.
6. La tasa específica de gasificación esperada.
7. La altura de la cama de combustible.



3.2.2 GASIFICADOR DE FLUJO DESCENDENTE.

Los vapores de alquitrán que salen de un gasificador de flujo ascendente, no dan lugar a rupturas de piezas en una máquina de combustión interna, pero sin embargo obstaculizan seriamente la operación de esta máquina. En este tipo de gasificadores, el aire fluye en sentido descendente a través de la cama de combustible sólido, y el gas es sacado cerca del fondo, tal como se ve en la figura 2 (Refs 3, 14).

Lo que persigue este diseño es que, en vista de que los aceites retenidos y los vapores entregados por el combustible sólido fuera de la zona de destilación, son altamente inestables a altas temperaturas; a la salida del gas ellos deben de pasar a través de la zona de combustión parcial, en donde una gran cantidad de estos componentes podrían destruirse y reducirse a productos gaseosos no condensables antes que salgan del gasificador.

Por lo indicado anteriormente es que, los gasificadores de flujo descendente son empleados con mayor confiabilidad para el caso

de la cascarilla de arroz. Aunque el principio general de esta idea parece convencer, en la práctica esta requiere alguna experiencia y habilidad para lograr generar gas libre de alquitrán, bajo condiciones de equilibrio en este tipo de gasificador.

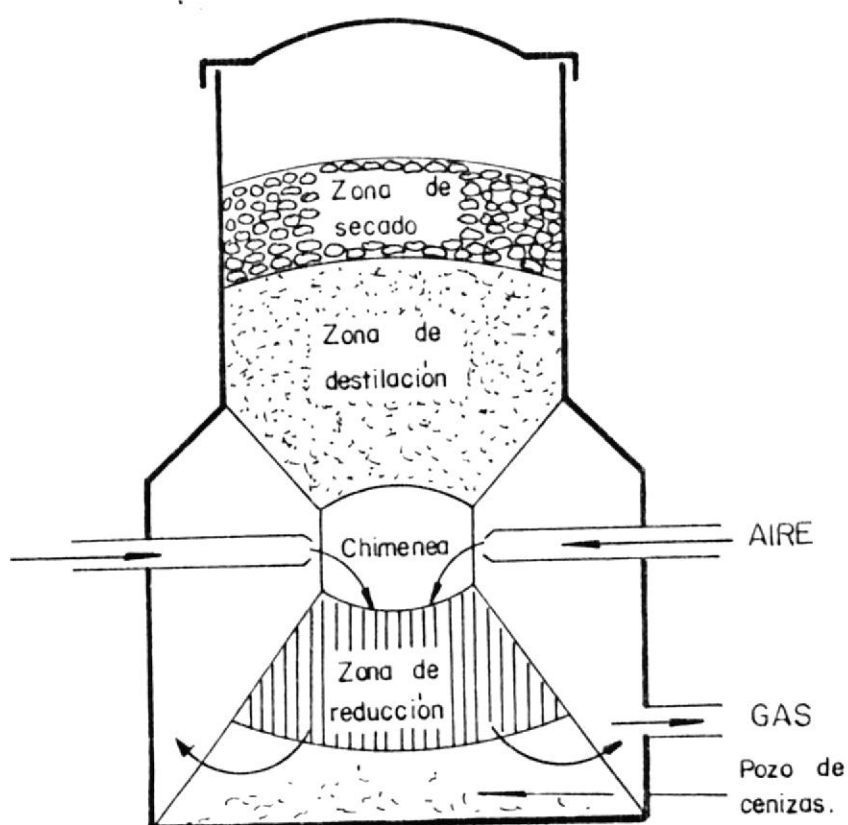


fig. 2 GASIFICADOR DE FLUJO DESCENDENTE .

Puntos de importancia a considerarse en el diseño de un gasificador de flujo descendente son (Ref.16):

1. El diseño de la zona de combustión.
2. La alimentación de aire.
3. Diseño de la parrilla.

Dos parámetros que determinan la cantidad de alquitrán, son entre otros, el método de inyección de aire y la geometría de la zona de combustión parcial. Estos gasificadores tienen una reducción de sección transversal, por encima de la cual se introduce el aire.

En general 4 diferentes tipos de gasificadores de flujo descendente se han desarrollado en los últimos 50 años (Ref.3):

1. Toberas en la pared y garganta convencional, (fig. 3a).
2. Tobera intermedia, dirigida hacia abajo y garganta convencional (fig 3b).
3. Tobera intermedia, dirigida hacia arriba y garganta convencional (fig 3c).
4. Toberas en la pared y placa de cierre (fig 3d).

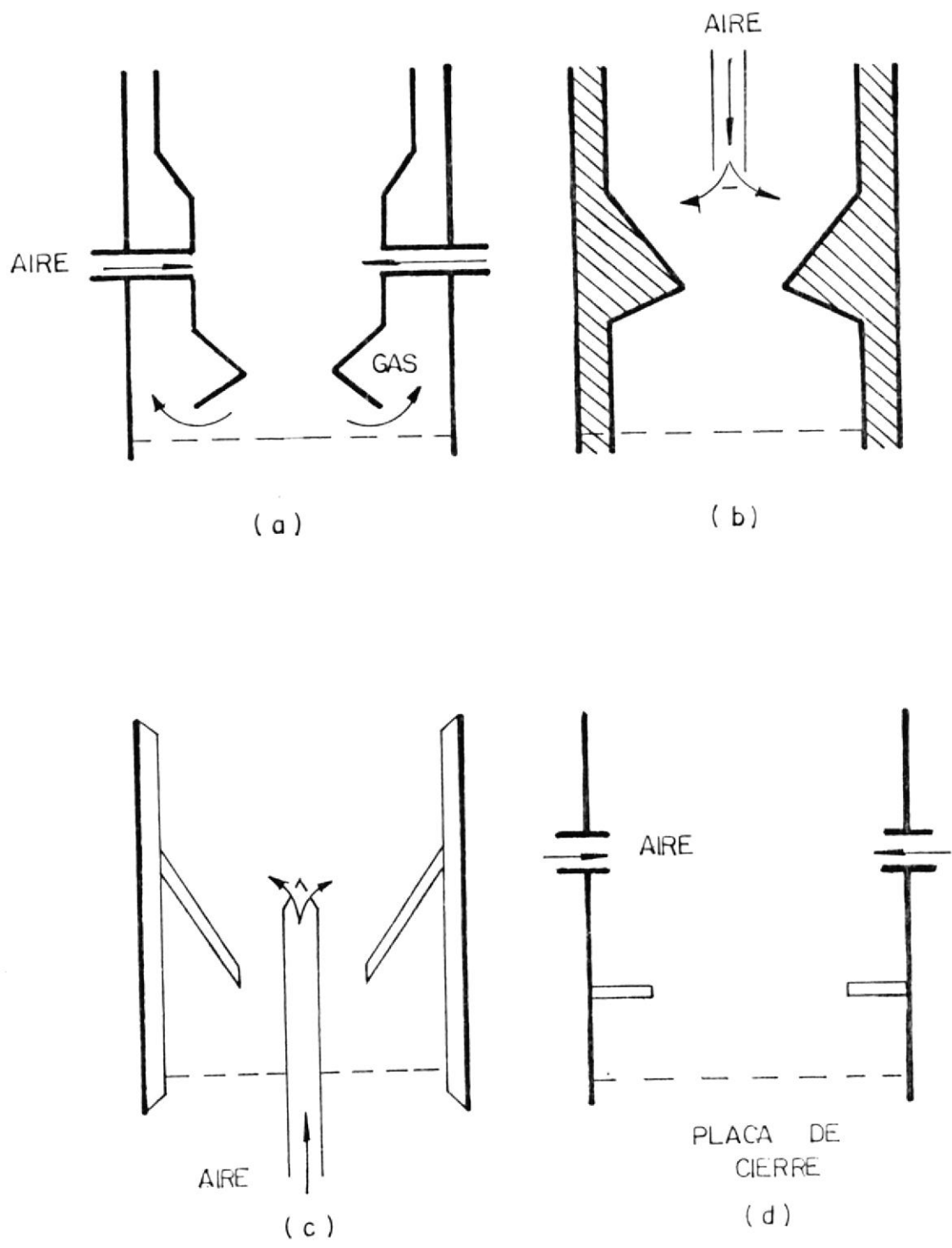


fig. 3 TIPOS DE GASIFICADORES DE FLUJO DESCENDENTE .

Hay que tener en cuenta, que no puede ser menospreciado el problema asociado con las altas temperaturas alrededor de las toberas y área de la garganta, ya que estas originan a menudo agrietamientos o pueden causar derretimiento en los materiales de fabricación, que para la mayoría de los casos son metal y cerámica. La placa de cierre que se indica en la figura 3-d, resulta ser una solución para evitar la acumulación de esfuerzos térmicos en el área de la garganta. La garganta y la posición de la entrada de aire determinan como se lleva a cabo la eliminación de material volátil, del gas producido; es por ello que es necesario considerar esto en el diseño del sistema de gasificación. En la figura 4 se muestra en esquema la zona de oxidación formada frente a las paredes de las toberas. Junto a las paredes y en el centro de la cama de combustible sólido, se obtienen sitios a los que no penetra oxígeno, por lo que estos puntos resultan tener bajas temperaturas. Los productos de la destilación (materiales volátiles), pasan a través de los puntos mencionados y no son quemados por no haber presencia de oxígeno; por lo que para

gasificación de cascarilla de arroz no se justifica el empleo de toberas de inyección de aire, ya que el gas resultante tiene gran cantidad de material volátil, y por consiguiente no se lograrían las temperaturas para que tengan lugar las reacciones en las diferentes zonas (Ref. 16).

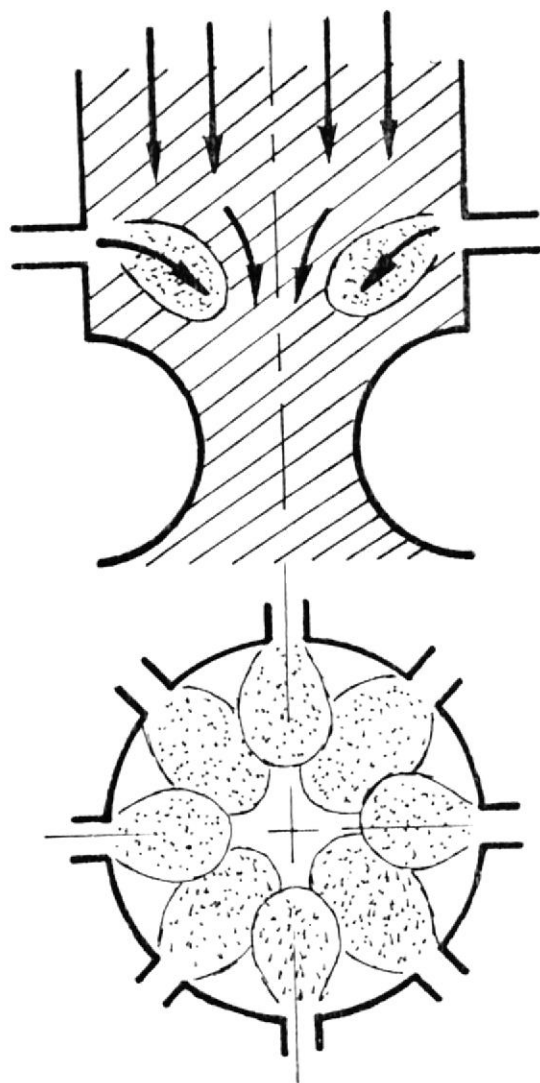


fig. 4

ZONA DE FUEGO
FRENTE A LAS
TOBERAS.



Los sistemas con toberas en las paredes son más susceptibles a la liberación de vapores alquitranosos que los modelos con toberas en el medio, y además alcanzan mejor zona de oxidación cuando trabajan con garganta. Hay que tener en cuenta que pequeños cambios en el diámetro de la garganta o en la placa de cierre y la posición de la entrada de aire, puede cambiar drásticamente la composición del gas y la producción de alquitrán (Ref.16).

Entre las ventajas de este tipo de gasificadores, pueden mencionarse que:

Este tipo de gasificador puede trabajar con altas razones específicas de gasificación, comparadas con las empleadas en los de tipo ascendente y a flujo cruzado, lo que representa una ventaja ya que permite obtener mayores producciones volumétricas de gas. En estos gasificadores se puede utilizar y aprovechar el área de la parrilla de mejor manera que en los de flujo ascendente, ya que en ellos la zona caliente esta en contacto con la parrilla, en tanto que en los de tipo flujo ascendente la zona caliente esta muy distante de la parrilla; además el tiempo requerido

para encender el combustible y preparar la planta para lograr la temperatura de trabajo, y así conseguir un gas de buena calidad con la respectiva reducción de alquitrán, es menor que en los gasificadores de flujo ascendente (Ref. 3, 16).

3.2.3 GASIFICADOR DE FLUJO CRUZADO.

Estos gasificadores, a pesar de tener ciertas ventajas sobre los gasificadores de flujo ascendente y descendente, no son los ideales para la gasificación de cascarilla de arroz. Entre sus desventajas tenemos (Ref. 16):

1. Alta temperatura del gas de salida.
2. Poca reducción de CO_2 .
3. Alta velocidad del gas, por consiguiente, tiempo de permanencia del gas en el gasificador extremadamente corto .

En la mayoría de los casos, en los gasificadores de flujo cruzado, el depósito de cenizas, zonas de llamas y reducción no están encontradas separadas por una parrilla, tal como en el caso de los gasificadores de flujo

ascendente y descendente, lo cual limita el tipo de combustible a emplearse para la operación, ya que deben de tener bajo porcentaje de cenizas, como es el caso de la madera, carbón vegetal, coke, etc., lo que descarta la posibilidad de que estos gasificadores sean empleados para trabajar con cascarilla de arroz como combustible, una de las ventajas de estos gasificadores es que permiten obtener elevadas temperaturas en la zona de combustión (sobre los 2 000 °C), lo que garantiza que las sustancias volátiles sean quemadas en parte. Este tipo de gasificadores requieren de menor tiempo que los otros gasificadores para empezar a producir gas, este tiempo normalmente es de 5-10 minutos. La concentración deseada de la zona de combustión se logra de mejor manera, por intermedio de una tobera simple, la cual es en la mayoría de los casos enfriada por agua y raramente enfriada por aire. La manera en que sale el chorro de aire y la velocidad de este chorro, determinan la extensión de la zona de combustión. No obstante el peligro de que el combustible se queme rápidamente, siempre esta presente, y tiene que ver mucho la ubicación de la parrilla vertical frente a

la salida del gas, la zona de combustión puede extenderse muy rápido y esto ocurre fácilmente cuando se incrementa la velocidad del aire y la cantidad de aire introducida a la zona de oxidación fig. (5), (Ref.16).

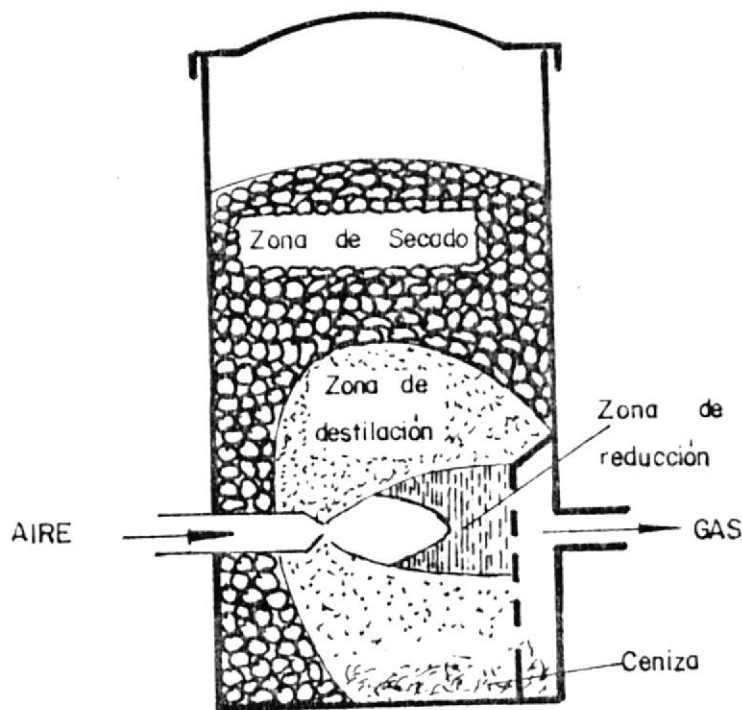


fig. 5

GASIFICADOR DE FLUJO CRUZADO.

En este tipo de gasificadores son de mucho interés las toberas múltiples, estas toberas tienen incorporado sistemas de enfriamiento y

en algunos casos equipos para la inyección de vapor. En la figura (6) se puede observar un diseño, el cual tiene un orificio rectangular plano, este diseño se lo emplea para evitar turbulencia y remolinos, y además el ancho de la corriente de aire plana no se esparce rápidamente, esto permite lograr una zona de oxidación relativamente pequeña a altas temperaturas (Ref.16).

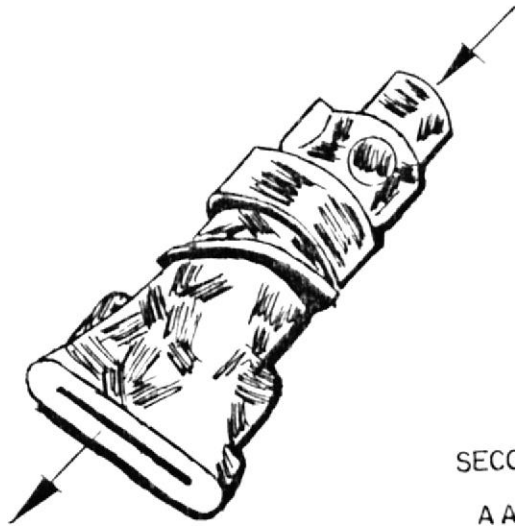


fig. 6

TOBERA RECTANGULAR

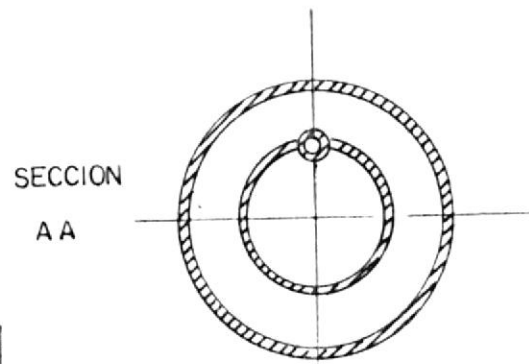
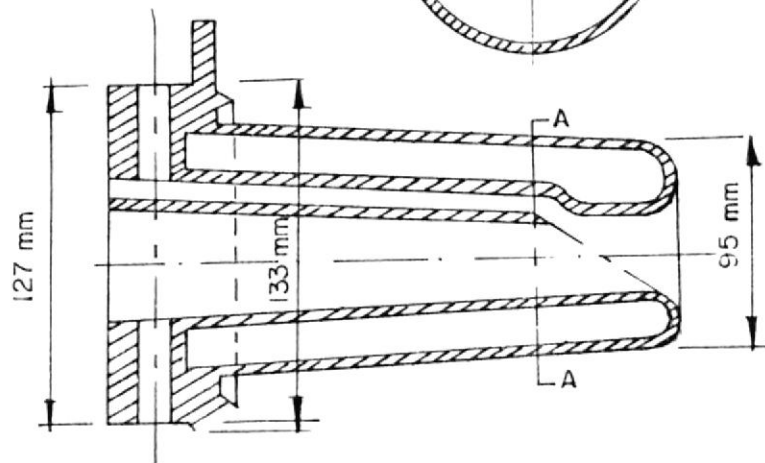


fig. 7

TOBERA H.S.G.



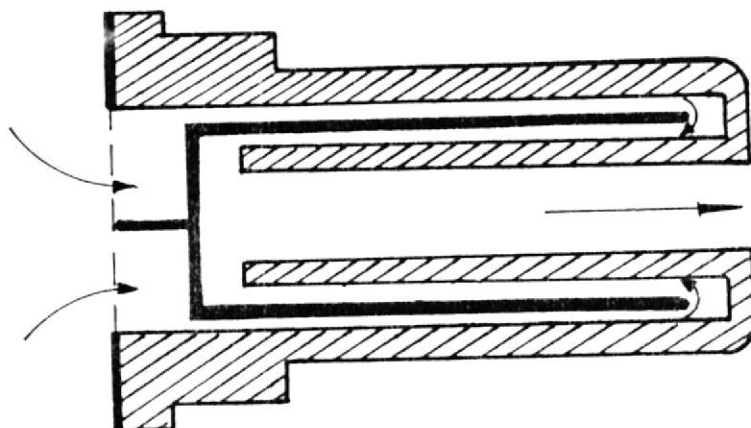


fig. 8

TOBERA - ENFRIADA CON AIRE

En la figura (7) se muestra una tobera enfriada con agua, empleada en sistemas de gasificación de altas velocidades, la misma que fue usada por primera vez en el Sur de Africa; este diseño tiene un canal de inyección de vapor, para aumentar la producción de hidrógeno y reducir por enfriamiento la zona de combustión en caso de ser necesario. Otro diseño es el de la figura (8), esta tobera es enfriada con aire,



originalmente fue usada en Francia; esta consiste de tres tubos concéntricos arreglados en forma tal que, el aire entrante es el agente refrigerante, el grado de enfriamiento esta directamente relacionado con la temperatura de la zona de fuego (Ref. 16).

El gas que sale del gasificador de flujo cruzado, es obtenido en forma diferente con respecto a los otros tipos de gasificadores, ya que en estos un conducto de ventilación o un agujero sencillo practicado en las paredes es suficiente en la mayoría de los casos. En general, esto es importante para el diseño de la parrilla vertical de desfogue, en esta región es de considerar la cantidad de particulas gruesas y finas, extraídas por la corriente de gas a elevadas velocidades, y que no son transportadas fuera del gasificador.

3.3 CARACTERISTICAS DE LA CASCARILLA DE ARROZ.

Las propiedades de la cascarilla de arroz, de acuerdo a su importancia e influencia sobre la calidad del gas producido, pueden ser ordenadas de la siguiente manera (Ref.3):

- a- Forma física de la cascarilla de arroz.
- b- Contenido de humedad.
- c- Materia volátil.
- d- Contenido de cenizas.
- e- Composición de la ceniza.
- f- Contenido de energía.

3.3.1 FORMA FISICA DE LA CASCARILLA DE ARROZ.

La mejor manera de conocer la forma física de la cascarilla de arroz es sin lugar a dudas, observando las imágenes micrográficas que se muestran en las figuras (9 - 19).

3.3.2 CONTENIDO DE HUMEDAD.

El contenido de humedad a que se hace referencia, es un indicativo de la cantidad de agua que se halla en la cascarilla, esto es el porcentaje de masa de agua de la masa total de la cascarilla. Después que el arroz es secado junto a la cascarilla, esta cascarilla es normalmente obtenida con un contenido de humedad, cuyo rango es de 12 -16 % , este contenido de humedad permite alcanzar altas eficiencias y buenos rendimientos en cualquier



gasificador de cascarilla de arroz. Sin embargo para gasificadores de flujo descendente, se recomienda que la humedad de la cascarilla de arroz debe de estar entre 6 y 12 % (Ref.14). Hay que tener muy en cuenta que la humedad de la cascarilla de arroz no puede ser elevada, porque de ser así, se corre el riesgo de no conseguir en la cama de cascarilla, las temperaturas que permitan que las reacciones propias de la gasificación acontezcan, y además mientras mayor sea la humedad del combustible sólido, mayor será la cantidad de material volátil que se obtiene, tornando por consiguiente muy complicada la labor de limpieza del gas. Mas detalles sobre la influencia del contenido de humedad de varios combustibles empleados en gasificación a contraflujo fueron citados por JENKINS (1980), REDDING (1980), y KAUPP Y GOSS (1981). (Ref. 3, 14).

3.3.3 CONTENIDO DE VOLATILES.

Todo proceso de gasificación produce un amplio rango de gases, tal como:

CO, CO₂, CH₄, C₂H₂, C₂H₄, C₂H₆, C₃H₈, C₄H₁₀, N₂, H₂, HO₂(g), NO₂, NO, O, O₂, N, H, y además vapores condensables que componen los hidrocarburos (Ref.3)

La mayoría de los residuos agroforestales, poseen normalmente, un elevado contenido de material volátil, este material volátil es liberado durante la destilación del combustible sólido en el reactor del gasificador y se compone principalmente de una porción gaseosa y una porción líquida, que por lo general consisten en:

Porción gaseosa:

- metano
- monóxido de carbono
- dióxido de carbono
- etileno

Porción líquida:

- ácido acético
- alquitrán soluble en agua.
- un conjunto de aceites espesos y no solubles que conforman el alquitrán no soluble.

De la porción líquida pueden separarse la Creosota y la Brea . Esto puede dar origen a la formación de depósitos de residuos alquitranosos, tanto en el gasificador como en



la línea de gas pobre. Por lo que estos compuestos deben de eliminarse de alguna manera, previo a su uso en motores (Ref.13).

La cantidad de materia volátil, cenizas y residuos de carbón en la ceniza, son determinados por calentamiento de una muestra de la biomasa a una temperatura específica. Sin embargo la distribución del producto es fuertemente dependiente de la temperatura, razón de calentamiento y tipo de horno. El análisis aproximado no es una herramienta confiable para juzgar la utilidad de una biomasa como un combustible eficiente. Para la cascarilla de arroz se tiene el siguiente análisis aproximado (Ref.3, 14):

(% masa, cascarilla de arroz seca). (3).	
<i>Ceniza</i>	15,8 - 23,0
<i>Material volátil</i>	56,4 - 69,3
<i>Mezcla de carbón</i>	12,7 - 17,4

TABLA # 1.

Existen dos métodos que se utilizan mucho para el análisis de pirólisis de carbón, y son el método FISCHER y el GRAY - KING ASSAYS. Estos métodos permiten la predicción de la fracción de Brea + Aceites livianos y de agua despedida (Ref. 3,14). Este análisis aproximado, exige que las razones H/C y O/C sean determinadas, ya que las expresiones que permiten predecir las fracciones de masa de materiales volátiles líquidos, están dadas en función de estas razones. Sobre esto se pueden citar las expresiones a que hace mención KAUPP (Ref.3), para la evaluación de fracciones de materiales volátiles en cascarilla de arroz a una temperatura de 500 °C :

$$\text{Alquitrán + Aceites livianos (\% \text{ masa }) = 29,1 \text{ H/C} - 12,1$$

$$\text{H}_2\text{O (\% \text{ masa }) = 19,7 \text{ O/C} + 1,64$$

Este tipo de expresiones resultan ser importantes, en el momento del análisis de un proceso de gasificación, ya que permiten concluir si las temperaturas a las que se está trabajando permiten lograr la destilación total del combustible sólido, que es un factor del que depende la calidad del gas.

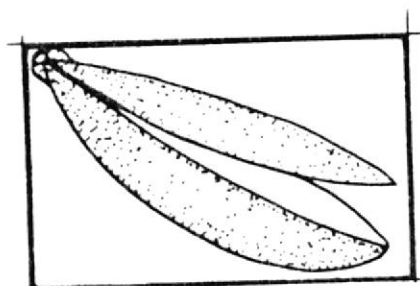


fig. 9 CASCARILLA DE
ARROZ .

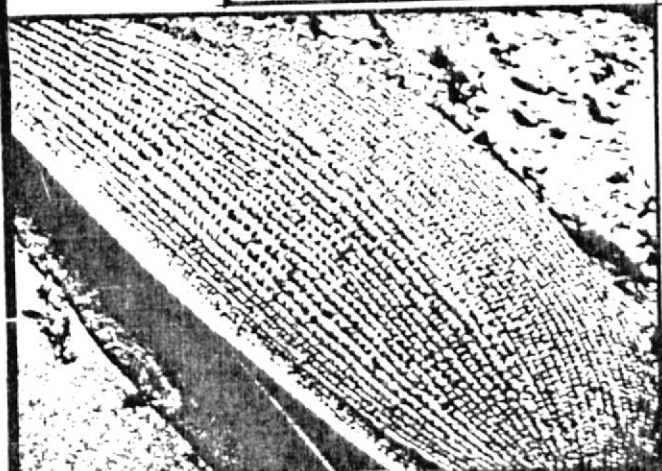


fig. 10
CASCARILLA DE
ARROZ (X 200)



fig. 11 SUPERFICIE EXTERIOR
DE LA CASCARILLA DE ARROZ (X 250)

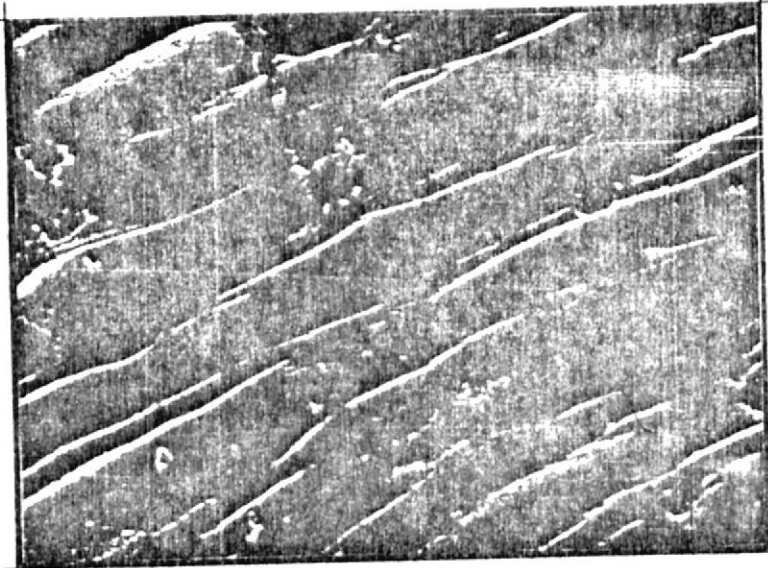


fig. 12 SUPERFICIE INTERIOR DE LA
CASCARILLA DE ARROZ (X 200)

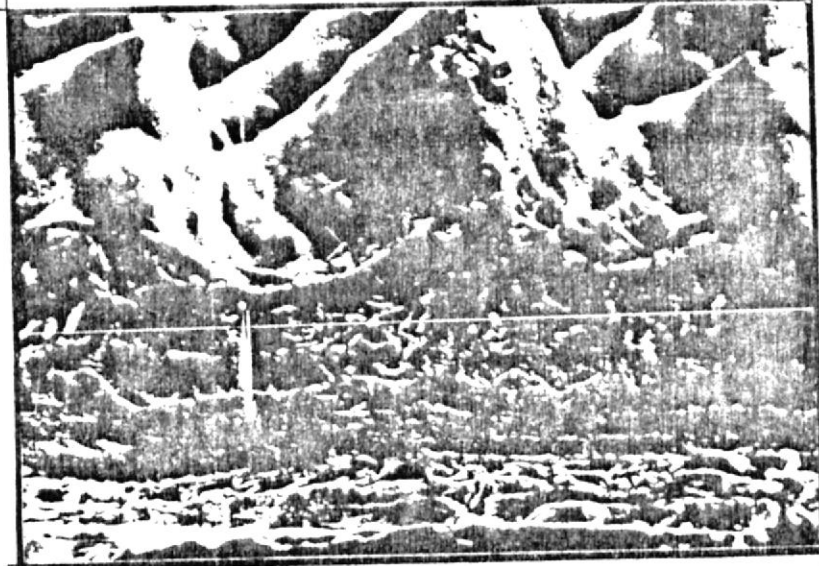


fig. 13 SECCION TRANSVERSAL DE LA
CASCARILLA DE ARROZ (X 550)

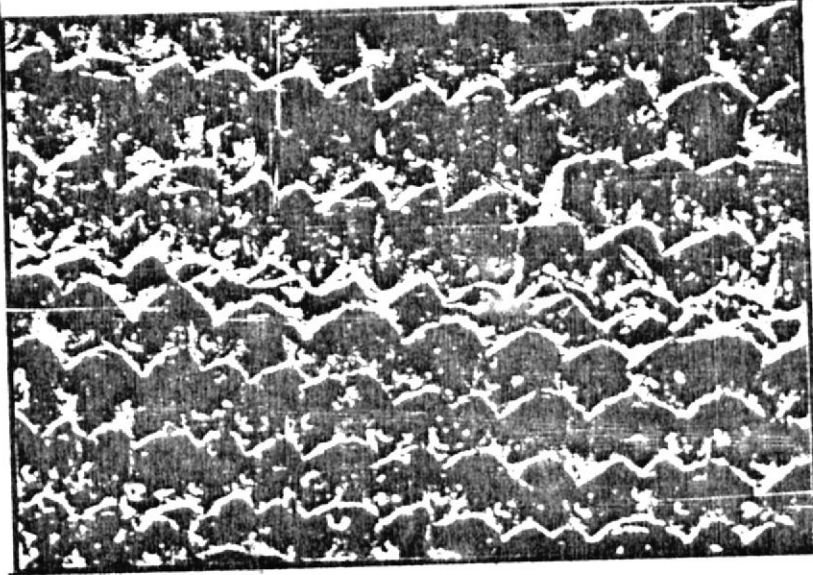


fig. 14 SUPERFICIE EXTERIOR DE
CASCARILLA DE ARROZ LUEGO DE
LA GASIFICACIÓN (X 100)

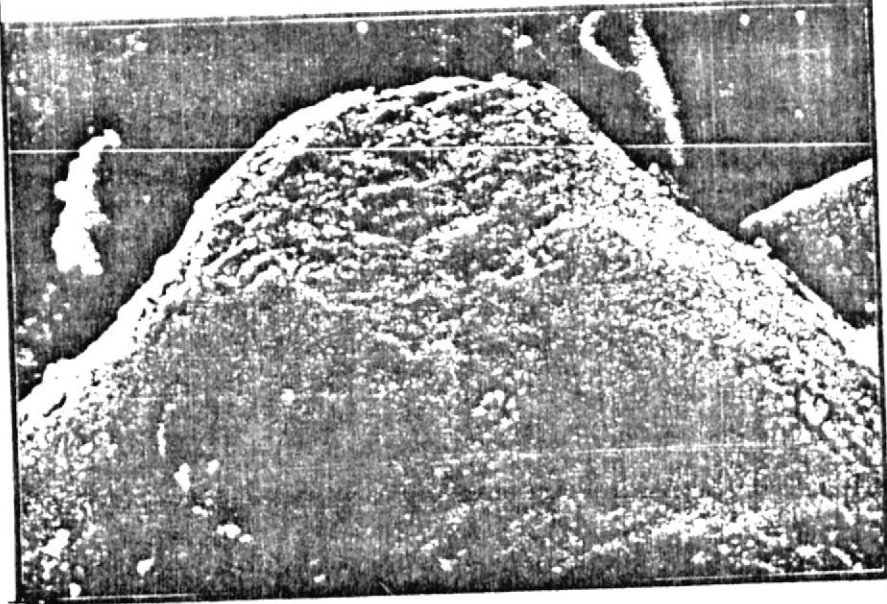


fig. 15 PROTUBERANCIA PARTICULAR DE CASCARILLA
ANTES DE LA GASIFICACIÓN (X 1000)

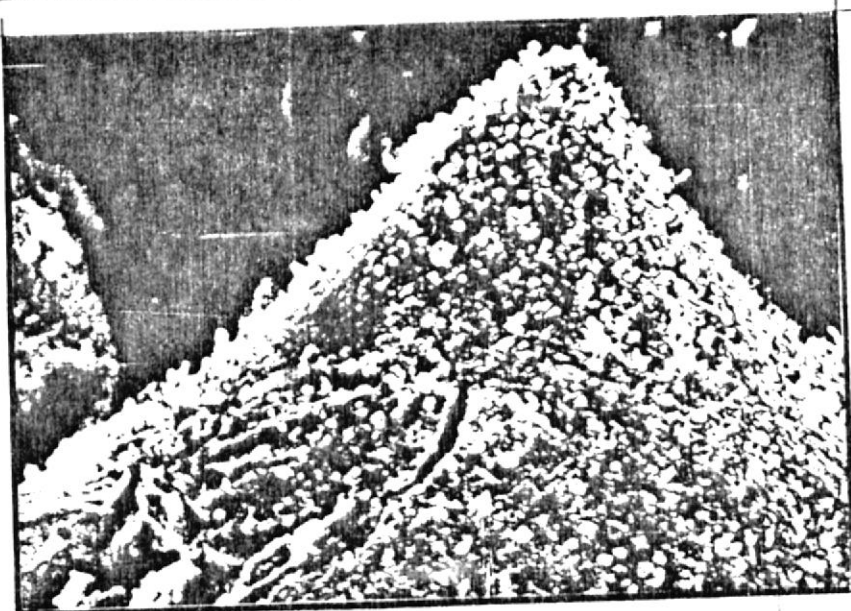


fig. 16 PROTUBERANCIA PARTICULAR DE CASCARILLA
DE ARROZ DESPUES DE LA GASIFICACION (X 1000)

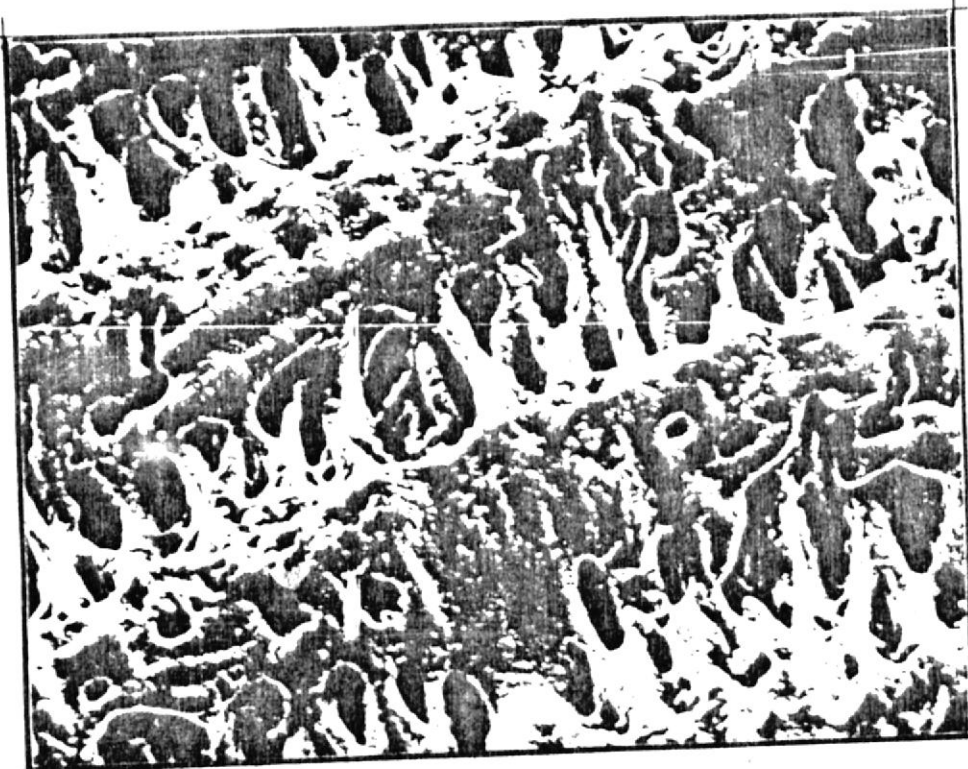


fig. 17 SUPERFICIE INTERIOR DE LA CASCARILLA
DESPUES DE LA GASIFICACION (X 370)

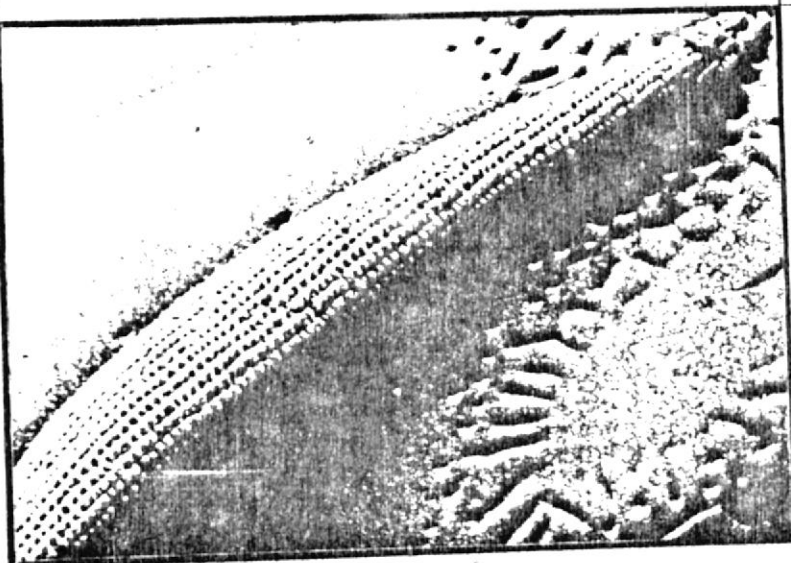


fig. 18 RIZO PARTICULAR DE CASCARILLA
DE ARROZ (blanco) DESPUES DE LA
COMBUSTION (X 18)

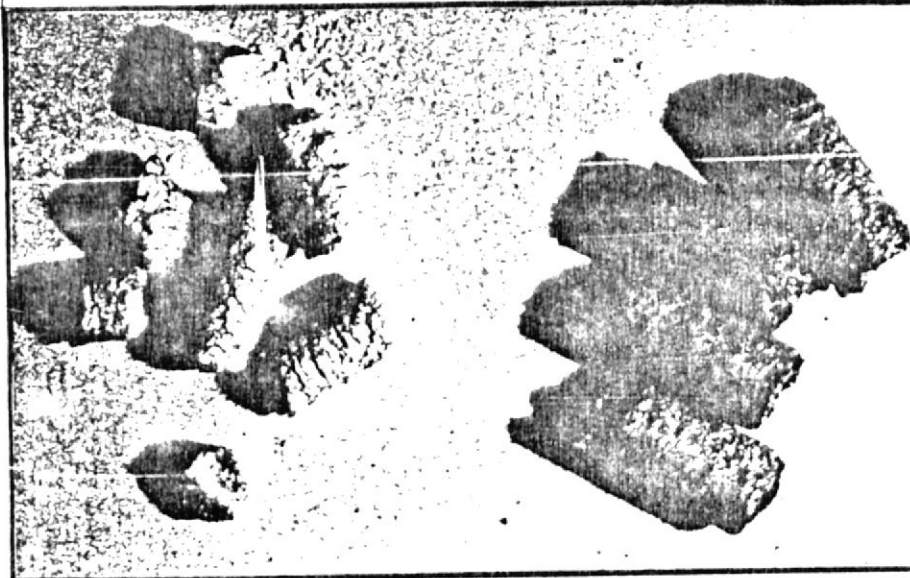


fig. 19 CASCARILLA DE ARROZ BRIQUETADA
BAJO DESCOMPOSICION TERMICA .

3.3.4 CONTENIDO DE CENIZAS DE LA CASCARILLA DE ARROZ.

La cascarilla de arroz tiene alto contenido de cenizas (15,8 - 23 %), un punto de fusión que por lo general esta entre (800 - 1650 °C), y una temperatura de ablandamiento de 1440 °C, hay que indicar que los valores de temperatura de fusión y ablandamiento dependen de la composición de la ceniza. A continuación se presenta una tabla, en donde constan el contenido de cenizas de varios combustibles sólidos que se pueden emplear en gasificación (Ref.14).

COMBUSTIBLE.	CENIZAS. % Fracción de masa.
<i>Paja de alfalfa.</i>	6,0
<i>Cáscara de almendra.</i>	4,8
<i>Paja de cebada.</i>	10,3
<i>Vaina de hava.</i>	10,2
<i>Tuza de maiz.</i>	1,5
<i>Tallo de maiz.</i>	6,4
<i>Bagazo de algodón.</i>	17,6
<i>Tallo de algodón.</i>	17,2
<i>Pepa de durazno.</i>	0,9
<i>Pepa de ciruela.</i>	0,5
<i>Pepa de oliva.</i>	3,2

COMBUSTIBLE.	CENIZAS. % Fracción de masa.
<i>Basura.</i>	10,4
<i>Cascarilla de arroz.</i>	15,8 - 23,0
<i>Cáscara de nueces.</i>	1,1
<i>Cubierta de trigo.</i>	7,4
<i>Trozos de madera.</i>	0,2
<i>Aserrín de madera.</i>	0,3 - 3,0

TABLA # 2.

3.3.5 COMPOSICION DE LA CENIZA DE CASCARILLA DE ARROZ.

Esta es una de las características más importante en el proceso de gasificación de cascarilla de arroz, ya que permite analizar si el proceso se está llevando a las temperaturas adecuadas para cada una de las zonas, en especial en la zona de oxidación; para realizar este análisis habría que recolectar las cenizas al final de la prueba y tomar como referencia los datos de composición que se dan en la siguiente tabla (Ref.3):



Especie.	% Fracción de peso.
SiO_2	90 - 97
CaO	0,2 - 1,5
MgO	0,1 - 2,0
K_2O	0,6 - 1,6
Na_2O	0 - 1,75
P_2O_5	0,3
SO_2	0,1 - 1,13
Cl	0,15 - 0,4
Fe_2O_3	0 - 0,4
MnO_2	Despreciable.

TABLA # 3.

3.3.6 CONTENIDO DE ENERGIA.

La cascarilla de arroz tiene valores de calentamiento en el rango de 15,0 - 16,2 MJ/Kg, estos valores son una representación del contenido energético del combustible seco (Ref.14). Estos valores de calentamiento son bajos comparados con los valores de otros combustibles, como se ve en la tabla (4).

COMBUSTIBLE	VALOR DE CALENTAMIENTO (MJ/Kg)
<i>Gasolina</i>	43,6
<i>Carbón mineral (bituminoso)</i>	36,0
<i>Carbón (amorfo)</i>	32,7
<i>Carbón de madera</i>	30,0
<i>Madera</i>	20,0
<i>Cascarilla de arroz</i>	15,0-16,2
<i>Estiércol de ganado vacuno.</i>	14,6

VALORES DE CALENTAMIENTO DE VARIOS COMBUSTIBLES.

TABLA # 4.

Aunque resulte paradójico, el contenido de energía de un combustible tiene poca influencia sobre el proceso de gasificación. Sólo una mala interpretación de lo que es la gasificación, nos llevaría a afirmar que los combustibles de alto contenido energético son mejores que los de baja energía, para gasificar (Ref.14).

Características importantes en los combustibles sólidos son:

La reactividad del combustible y la fracción de la energía del combustible expendida en las pérdidas de calor causada por radiación,

convección y evaporación de la humedad propia del combustible.

El contenido de energía del combustible empleado en la gasificación, es menor que el que se conoce como valor de calentamiento. El C, H, y O influyen mucho en el proceso de gasificación, estos tres elementos representan el 99,3 % de la fracción combustible de la cascarilla de arroz. En caso de que la combustión tubiese lugar con más del 100 % de aire teórico, por cada Kg de cascarilla de arroz quemado se estaría generando 0,423 Kg de agua (Ref.14). El proceso de gasificación de cascarilla de arroz no debe generar esta cantidad de agua, porque de ser así parte del H se combina con C y con ello se formaría gran cantidad de hidrocarburos en la zona de destilación (Ref.3). La energía perdida por radiación, convección y evaporación del combustible húmedo puede ser considerable, toda esta energía proviene desde la zona de oxidación que es un proceso netamente exotérmico. A más de las pérdidas mencionadas, se tienen las pérdidas del tren de limpieza debido a la remoción de hidrocarburos altamente condensables que

acompañan la corriente de gas. Es por ello que en un sistema de cascarilla de arroz - máquina, sólo cerca de 9 MJ de energía son extraídos en cada Kg de cascarilla gasificada.

Para instalaciones de pequeña escala con máquinas a gasolina o diesel, que operan con una eficiencia de 15 %, 2 Kg de cascarilla de arroz son necesarios, para generar la misma potencia al freno (Ref.14).

3.4 CONSIDERACIONES PARA EL DISEÑO DE UN GASIFICADOR DE CASCARILLA DE ARROZ.

Los conocimientos sobre gasificación adquiridos durante la segunda guerra mundial, permitieron establecer parámetros para el diseño de gasificadores de cascarilla de arroz, como los que se mencionan mas adelante en este párrafo. Durante la segunda guerra mundial un gasificador de flujo descendente tenia las siguientes características de operación (Ref.3):

- a- En gasificadores con reactor, de 40 cm de diámetro, el rendimiento de gas era de $200 \text{ Nm}^3\text{h}^{-1}$.
- b- Para esta época los gasificadores operaban,

- con madera, carboncillo, coke o antracita, y no existía problemas con la remoción de cenizas. La cantidad de residuo generado por la gasificación, era solamente de 1 - 5 % de la masa del combustible sólido introducido.
- c- La alta densidad del combustible sólido ($250 - 300 \text{ kg m}^{-3}$ para la madera, $500 - 800 \text{ kg m}^{-3}$ para carbón), hizo necesario el diseño de un sistema de alimentación de combustible sólido, por intermedio de una tolva ubicada en la parte superior del generador de gas.
 - d- Una pequeña caja de fuego (reactor) y una garganta localizadas apropiadamente en un gasificador de flujo descendente, permitían el desarrollo de una zona de fuego homogénea, contribuyendo a la separación parcial de alquitrán y la disociación del agua.

En tanto que un gasificador de cascarilla de arroz típico tiene las siguientes características de operación (Ref.3):

- a- El combustible usado tiene por naturaleza un alto contenido de cenizas (15 % - 23 % por masa) y una densidad baja 100 kg m^{-3} .
- b- Un gasificador con reactor de 1.5 m de diámetro, permite lograr normalmente



rendimiento de $200 \text{ Nm}^3\text{h}^{-1}$.

- c- Luego de la gasificación, los residuos representan de 30 - 40 % del volumen inicial de alimentación y de 25 -35 % de la masa inicial. Lo que crea la necesidad del diseño de un sistema de remoción de cenizas.
- d- La baja densidad de la cascarilla de arroz, crea la necesidad de que se emplee una tolva grande o un mecanismo de alimentación continua.

De todo lo mencionado se puede observar que tres son los parámetros que más influyen en el diseño de gasificadores de cascarilla de arroz, estos son los siguientes:

- a- Remoción continua de la ceniza.
- b- Velocidad superficial del gas.
- c- Diámetro del gasificador.



BIBLIOTECA

3.4.1 CONSIDERACIONES PARA EL DISEÑO DE UN SISTEMA DE REMOCION DE CENIZAS.

A causa de la gran cantidad de cenizas que se obtiene durante el proceso de gasificación, esta debe ser removida, para evitar

acumulación, por lo que se requiere del uso de un sistema de remoción de cenizas continuo o periódico.

De gasificadores experimentales, con reactor de 15 cm de diámetro sometidos a pruebas, se ha obtenido que (Ref.3):

- Si la cama de cascarilla de arroz no es agitada, el sobrante retenido es el 67 % del volumen inicial de la alimentación introducida.
- Si la cama de combustible es agitada, los residuos retenidos representan el 37 % del volumen de cascarilla de arroz empleada.

Normalmente una vez carbonizada la cascarilla de arroz, las cenizas son descargadas dentro de un depósito, estas ocupan el 32 % del volumen de la cascarilla de arroz empleada, y tienen una densidad volumétrica de 117 kg m^{-3} (seca básicamente). La fracción de volumen ocupado por las cenizas es denotado por, E (m^3/m^3). La velocidad de carbonización total de residuos y cascarilla de arroz en el gasificador, V_c (m s^{-1}), es definida en



función de la razón de cascarilla de arroz consumida, R (kg h^{-1}), el diámetro del gasificador, d (m), la densidad volumétrica de la cascarilla de arroz, ρ (Kg m^{-3}) y la fracción de volumen, E . Cuya expresión es (Ref. 3):

$$V_c = \frac{1,27 \cdot E \cdot R}{d^2 \cdot \rho} \quad (1)$$

Esta fue obtenida como resultado del análisis de varias curvas experimentales, en donde el termino 1,27 es una constante que permite obtener, a partir de la idealización (1) valores similares a los reales, de acuerdo con esta expresión la velocidad de carbonización es mayor para gasificadores pequeños.

Según KAUPP A. (Ref.3), para el diseño del sistema de remoción de cenizas, los parámetros a considerarse son:

- Tasa de remoción de cenizas.
- Caída de presión a través de la parrilla.
- Material de construcción.
- Forma de introducción del combustible.

- Costos de construcción y mantenimiento.
- Densidad volumétrica del combustible.
- Distribución del combustible.
- Velocidad superficial del gas y campo de flujo.

En general existen 4 opciones para realizar la remoción de cenizas:

- a- Sin parrilla, en donde la remoción de cenizas se hace una vez terminada la prueba.
- b- Con parrilla fija, permitiendo remoción periódica de la ceniza, por medio de un removedor giratorio que esta en contacto con la parrilla.
- c- Sistema mecánico de parrilla que rota, permitiendo remoción periódica.
- d- Sistema mecánico de parrilla que rota, permitiendo remoción continua de cenizas.

La opción (a), se usa generalmente para combustibles con muy bajo contenido de cenizas, y no es aplicable para gasificación continua de cascarilla de arroz, por la gran cantidad de cenizas generadas durante el proceso.

Las opciones (b) y (c), son muy empleadas en el caso de gasificación de cascarilla de arroz, pero hay que tener mucho cuidado con la velocidad de carbonización que por lo general es elevada ($0,4 - 1,8 \text{ m h}^{-1}$). La velocidad de carbonización, es la velocidad a la que la zona de fuego avanza, y no debe de ser elevada, porque de ser así, se corre el riesgo de que el gas que sale del reactor no sea bien depurado y además que las zonas de gasificación se lleven a cabo muy rápido, y con ello no se efectúen las reacciones correspondientes. El proceso de gasificación de cascarilla de arroz no puede llevarse a cabo en presencia de exceso de cenizas, por lo que se emplean los sistemas de remoción. No esta de más indicar que, un sistema de remoción continua de cenizas permite llevar a cabo un proceso de gasificación mas confiable.

Un buen sistema de remoción de cenizas, debe cumplir con los siguientes criterios (Ref.3):

- a- Este debe remover las cenizas en cualquier forma (suelta, bulto, mezclada con pequeñas porciones de escoria).
- b- La razón de remoción de cenizas debe de



ser controlable.

c- La remoción de cenizas debe ser tal que, a medida que la alimentación de cascarilla de arroz se efectue, se pueda mantener constante la altura de la cama de combustible seco en el reactor, y además el sistema de remoción de cenizas debe de ser capaz de remover ceniza pesada.

d- El diseño debe de ser simple.

3.4.2 CONSIDERACIONES PARA LA SALIDA DEL GAS.

Uno de los mayores obstáculos, para el uso de gasificadores junto a una máquina de combustión interna, son las impurezas que acompañan al gas cuando sale del gasificador. En general no es difícil generar un gas combustible; no obstante, la gran cantidad de vapor de agua, alquitrán, y partículas de carbón sólido que pasan por el tren de limpieza junto con la corriente de gas, causan serias dificultades en los aparatos de limpieza del gas y en la máquina de combustión interna. En esta sección se trata de dar a entender cuan importante es la separación de

partículas finas de la corriente de gas. Una baja velocidad superficial de salida del gas, y una pequeña zona vertical desocupada bajo la parrilla *, facilitan la separación de las cenizas que acompañan al gas a la salida del reactor.

Las asunciones que permiten la simplificación de una representación de la velocidad terminal de una partícula son (Ref.3):

- a- La partícula es esférica y rígida, y no existe deslizamiento entre la partícula y el gas.
- b- El gas es homogéneo cerca de las partículas.
- c- La velocidad es baja, para poder considerar despreciables los efectos de la inercia.
- d- El campo de flujo es laminar.

Es obvio que la asunción (a), no se cumple para las partículas de las cenizas de cascarilla de arroz. HEISS (1952), anuncio que estas partículas no eran esféricas, y que la velocidad terminal de ellas depende de su orientación.

Las expresiones que permiten tener una idea de las características del gas de salida, y de la salida del mismo son:

1. Para determinar la velocidad terminal de una partícula que se halla en un campo laminar, se emplea el teorema de STOKES si $Re < 0,2$, para lo que se requiere que el diámetro de las partículas cumpla con:

$$\phi < \left[\frac{3,6 \mu}{(\rho_p - \rho_g) \rho_g \cdot g} \right]^{1/3} \quad (2)$$

$$\phi \leq 1 \times 10^{-4} \text{ m}$$

μ Viscosidad del gas producido (a cierta temperatura), (Kg m s^{-1}).

ρ_g Densidad del gas, (Kg m^{-3}).

ϕ Diámetro de las partículas, (m).

g Gravedad, (m s^{-2}).

ρ_p Densidad de la ceniza de la cascarilla de arroz. (Depende de la cantidad de carbón que va en la ceniza), (Kg m^{-3}).



La densidad de las cenizas de la cascarilla de arroz, generalmente esta entre 2000 y 2300 kg m^{-3} .

La velocidad terminal de estas particulas esta dada por:

$$u_{\infty} = \frac{(\rho_p - \rho_a) g \phi^2}{18 \mu} \rho_p \quad (3)$$

Si llegaramos a asumir que las particulas se aceleran desde $v = 0$ a u_{∞} dentro de la corriente de gas, tendríamos:

$$u(t) = \frac{(\rho_p - \rho_a) g \rho_p \phi^2}{18 \mu} \left[1 - e^{-\frac{18 \mu}{\rho_p \phi^2} t} \right] \quad (4)$$

de donde obtenemos:

$$t^* = \frac{4,6 \phi^2 \rho_p}{18 \mu} \quad (5)$$

En donde, t^* , es el tiempo necesario para que las particulas logren el 99 % de su velocidad terminal. En tanto que la distancia recorrida por la particula,

cuando alcanza el 99 % de su velocidad terminal es:

$$h = 0,785 \mu_{e.t}^* \quad (6)$$

2. Para el caso de partículas con diámetros $d > 0,1$ mm, el teorema de STOKES, no puede ser aplicado; para este caso deberá de aplicarse expresiones que relacionen el tamaño de una esfera con su velocidad, y entre las más usadas tenemos:

$$\frac{1}{8} C_D \phi^2 \rho_a \mu_{e.t}^{*2} = \frac{\pi}{6} (\rho_a - \rho_a) g \phi^{*3} \quad (7)$$

$$C_D = \frac{24}{Re} (1 + 0,15 Re^{0,687}) \quad (8)$$

$$Re = \frac{\rho_a \mu_{e.t} \phi^*}{\mu} \quad (9)$$

C_D Coeficiente de arrastre; para la región transicional ($0,2 \leq Re \leq 500$), este está dado por la expresión (8), y para flujo turbulento ($Re > 500$), C_D es aproximadamente constante, $C_D = 0,44$



Este sistema de ecuaciones debe de ser resuelto por iteración, para hallar la velocidad terminal de las partículas. Estas expresiones ayudan a realizar un mejor diseño del gasificador, ya que permiten establecer la distancia vertical bajo la parrilla $*$, por intermedio de la expresión (6).

3.4.3 CONSIDERACIONES PARA EL DISEÑO DE TRENES DE LIMPIEZA.

Los trenes de limpieza, tienen la función de retener la mayor cantidad de impurezas que salen del gasificador junto con el gas. Los componentes que más suelen emplearse para la constitución de los trenes de limpieza son:

- A- Ciclones.
- B- Depuradores.
- C- Filtros.

Para el diseño de trenes de limpieza, es importante conocer cuanto alquitrán puede ser transportado por el flujo de gas, en vista de que esto determina el método a emplearse para la remoción de alquitrán, y permite realizar

el dimensionamiento de los componentes a emplearse.

Hay que tener en cuenta el uso final que se va a dar al gas, ya que de ello depende el grado de purificación. En la selección de los diferentes componentes, ya sea para uso en quemadores o en máquinas de combustión interna, se debe tener en cuenta lo siguiente:

- 1- Mantenimiento que requiere el sistema de limpieza a seleccionar.
- 2- Destrucción y corrosión del tren de limpieza, quemador y máquina de combustión interna.
- 3- Caída de presión a lo largo del sistema de limpieza y consumo de energía eléctrica o mecánica que implica el sistema.
- 4- Contaminación del ambiente.
- 5- Tipo de sistema gasificador - máquina.
(Portable o Estacionario).
- 6- Costos.
- 7- Disponibilidad de agua.
- 8- Posición donde se colocará cada componente.

A continuación se indican características de diseño de los posibles componentes de un tren de limpieza (Ref.16):

A. CICLONES.

Un ciclón es por definición un colector de impurezas que no tiene partes móviles, en donde el flujo de gas a la velocidad que entra, es transformado en remolino. La separación de impurezas de la corriente de gas, ocurre por la presencia de fuerzas centrífugas dentro del ciclón. Las partículas que van con la corriente de gas, una vez que entran al ciclón chocan con las paredes y van a terminar en un colector de cenizas, que siempre está en la parte inferior del ciclón. En la mayor parte de los casos el ciclón, es el primer componente luego de la salida de la corriente de gas del gasificador. Normalmente estos componentes son empleados para la separación de partículas sólidas del flujo de gas. Hay dos tipos de ciclones: **SECOS Y HUMEDOS**. Entre los ciclones seco y húmedo la única diferencia es que los ciclones húmedos tienen un flujo atomizado de líquido que puede ser agua o aceite, en tanto que los otros no

tienen este flujo, los ciclones húmedos tienen la función de quitar a la corriente de gas las partículas sólidas que el ciclón seco no pudo retener (Ref.3). En general los ciclones se clasifican de acuerdo a las dimensiones del cuerpo en (Ref.16):

- Ciclones de media eficiencia.
- Ciclones de alta eficiencia.

Los rangos de eficiencia para ambos tipos de ciclones se indican en la tabla # 5.

Tamaño de partículas. (micrón).	Media. (eficiencia en colección) %	Alta. (eficiencia en colección) %
< 5	< 50	50 - 80
5 - 20	50 - 80	80 - 95
15 - 40	80 - 95	95 - 99
> 40	95 - 99	95 - 99

RANGOS DE EFICIENCIA DE CICLONES DE ALTA Y MEDIA EFICIENCIA.
TABLA # 5.

En el diseño de un ciclón se debe de considerar, que la altura del ciclón, H, debe

de cumplir con lo siguiente, $5.5 D < H < 12 D$, donde, D , es el diámetro del cuerpo del ciclón; además se recomienda que el ángulo entre las secciones rectangular y cónica del cuerpo no debe ser mayor de 15° . La longitud del ducto de salida del gas, debe ser ligeramente mayor o igual que el ancho del ducto de entrada del gas, si es rectangular, y en caso de ser circular el ducto de entrada del gas, deberá de considerarse el diámetro, Fig (20), (Ref.16).

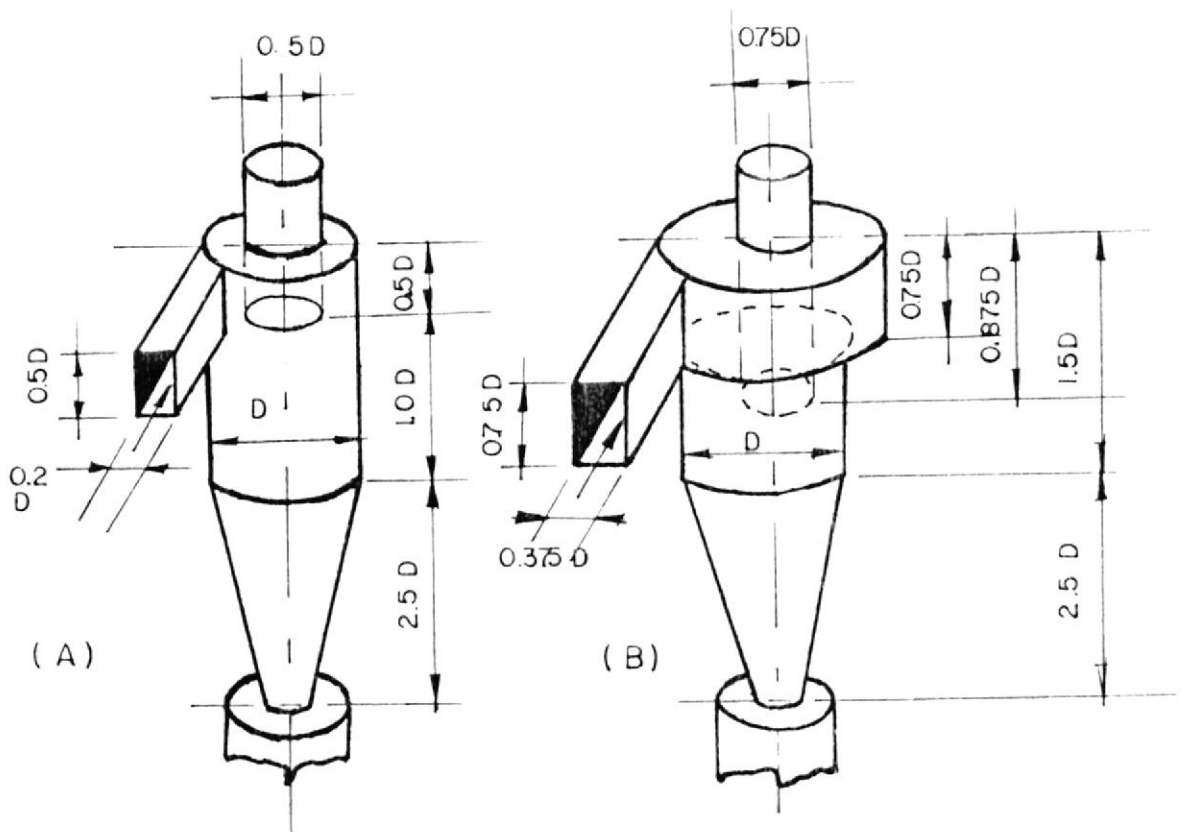


fig . 20 CICLONES DE ALTA (A) Y MEDIA (B) EFICIENCIA .

La eficiencia de un ciclón depende mucho de la velocidad de entrada del gas. Los ciclones a más de limpiar el gas, lo enfrían a través de la expansión que sufre el gas.

En el diseño se debe tener además en cuenta lo siguiente (Ref.16):

La eficiencia de un ciclón aumenta con el incremento en:

- 1- Densidad de las partículas.
- 2- Velocidad de entrada del gas al ciclón.
- 3- Longitud del cuerpo del ciclón.
- 4- Número de revoluciones dentro del ciclón (2-10 son normales para un ciclón de alta eficiencia).
- 5- Diámetro de las partículas.
- 6- Cantidad de impurezas (mg/m^3).
- 7- Acabado superficial de las paredes del ciclón.

La eficiencia de un ciclón decrece con el incremento en:

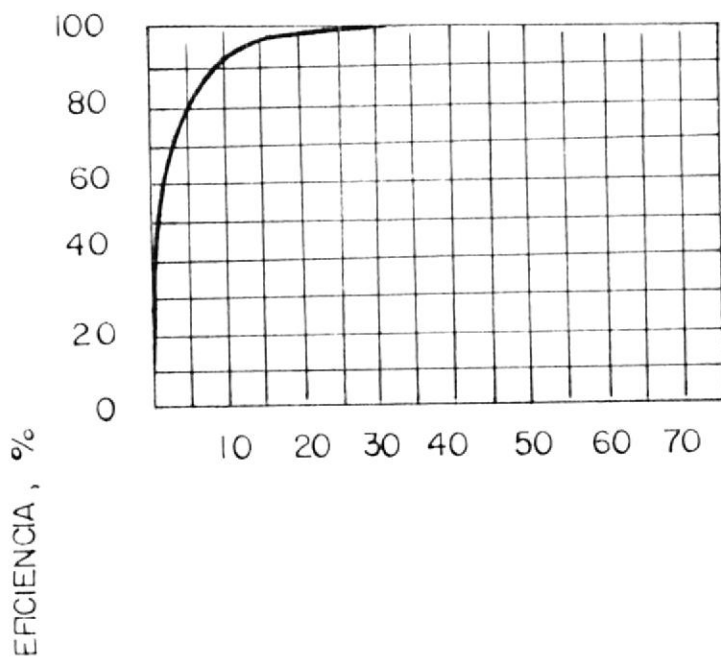
- 1- Viscosidad el gas.
- 2- Diámetro del ciclón.
- 3- Dimensiones de la sección transversal de

los ductos de entrada y salida del gas.

4- Area de entrada.

5- Densidad del gas.

En los gráficos (21) y (22) se puede observar como varia la eficiencia del ciclon con el tamaño de las particulas que conforman las impurezas del gas.



CURVAS DE EFICIENCIAS PARA LOS CICLONES (A) Y (B)

fig. 21 (A)

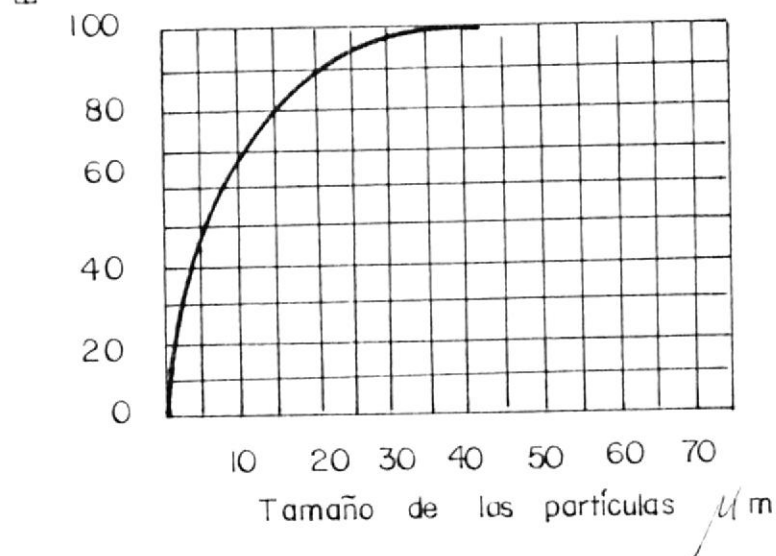


fig. 22 (B)

Para los ciclones de alta eficiencia, se recomiendan las dimensiones que se muestran en la figura (23), (Ref.16).

Las velocidades de los gases en los ciclones, depende mucho de la naturaleza del gas, sobre esto se recomiendan valores mínimos de velocidad del gas, de acuerdo al tipo de contaminante.

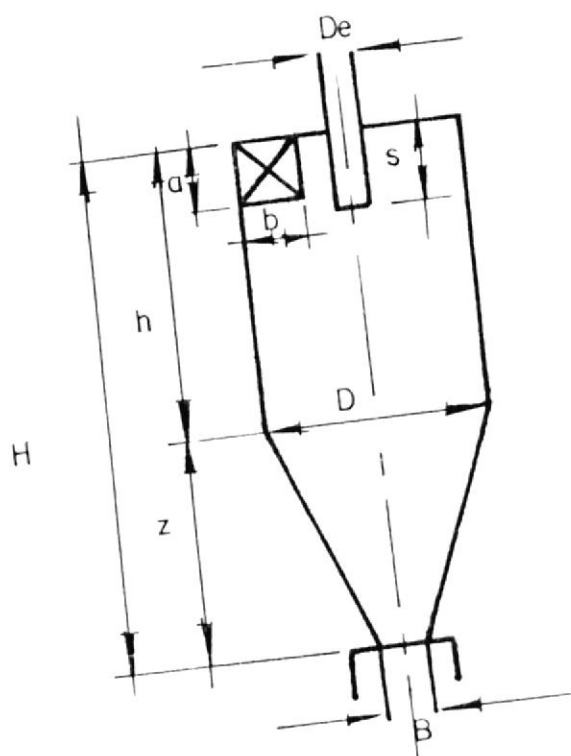
- Contaminante.
- Impurezas finas no visibles.
 - Impurezas visibles no pesadas.
 - Impurezas pesadas.

Velocidad.

10 m s^{-1}

15 m s^{-1}

25 m s^{-1}



Dimensiones :

$$h = 2 D$$

$$H = 4 D$$

$$b = D/4$$

$$a = D/2$$

$$s = 5/8 D$$

$$z = 2 D$$

$$B = D/4$$

$$De = D/4$$

fig. 23 DIMENSIONES RECOMENDADAS PARA CICLONES DE ALTA EFICIENCIA .



El diámetro de las partículas colectadas, se lo predice con la siguiente expresión (Ref.16) :

$$D_{pc} = \frac{9 b \mu}{2 N_e V_i (\rho_p - \rho_a) \pi} \quad (+1/2) \quad (10)$$

b Ancho o diámetro del ducto de entrada, m .

μ Viscosidad dinámica del gas, Kg/m s.

N_e Número efectivo de vueltas en el ciclón, se asume 5 para ciclones de alta eficiencia.

V_i Velocidad de entrada del gas, m s⁻¹.

ρ_p Densidad de la partícula, Kg m⁻³.

ρ_a Densidad del gas a la entrada al ciclón, Kg m⁻³.

Para el cálculo de la densidad del gas, se debe tener en cuenta su composición, para lo que se debe emplear la tabla # 6, y las viscosidades dinámicas, se las puede observar en los apéndice.

Ar	39,944
CO ₂	44,011
CO	28,011
C ₂ H ₆	30,070
CH ₄	16,043
N ₂	28,016
H ₂ O	18,016
O ₂	32,000
H ₂ S	34,082
SO ₂	64,066
H ₂	2,016
Inerte.	28,164

PESO MOLECULAR DE LOS COMPONENTES DEL GAS RESULTANTE
DE LA GASIFICACION.
TABLA # 6.

Normalmente la succión de una máquina de combustión interna tiende a vencer la caída de presión, a la entrada del sistema, esto es importante ya que permite conservar la caída de presión a través del ciclón, y de los demás dispositivos de limpieza del gas. La caída de presión en el ciclón puede ser calculada con la siguiente expresión (Ref.16):

$$\Delta P = \frac{6.5 (\rho_g) (V_1^2) A_d}{D_c^2} \quad (11)$$

V₁ Velocidad de entrada del gas, m s⁻¹.

A_d Area del ducto de entrada, m².

- D. Diámetro del ducto de salida, m.
- e. Densidad del gas, Kg m^{-3} .

La caída de presión que se registra en el ciclón es solamente una pequeña fracción de la caída de presión total del sistema **gasificador -tren de limpieza - máquina**. Las caídas de presión a través de la cama de cascarilla, depurador, y filtro son mayores.

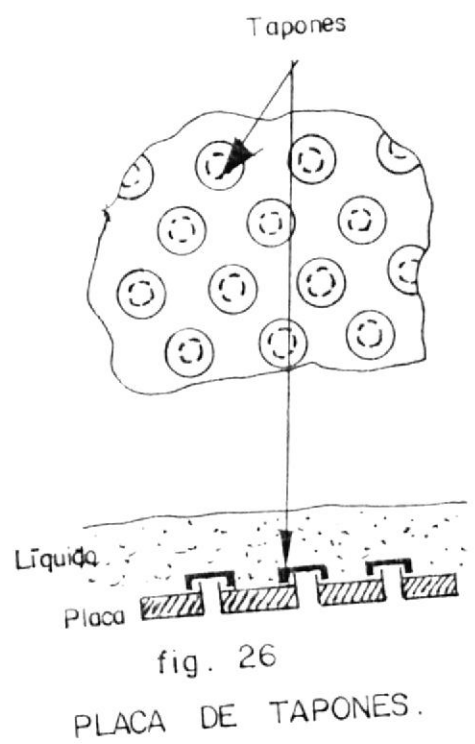
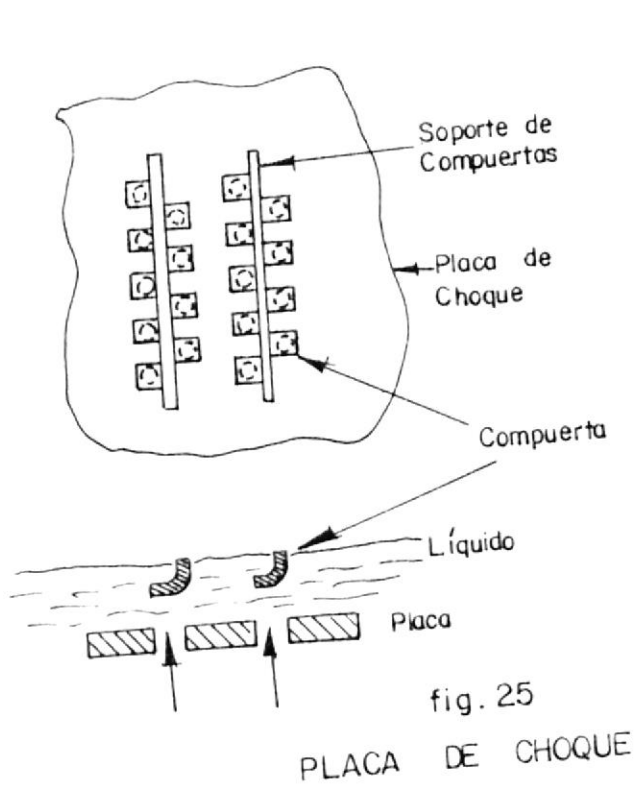
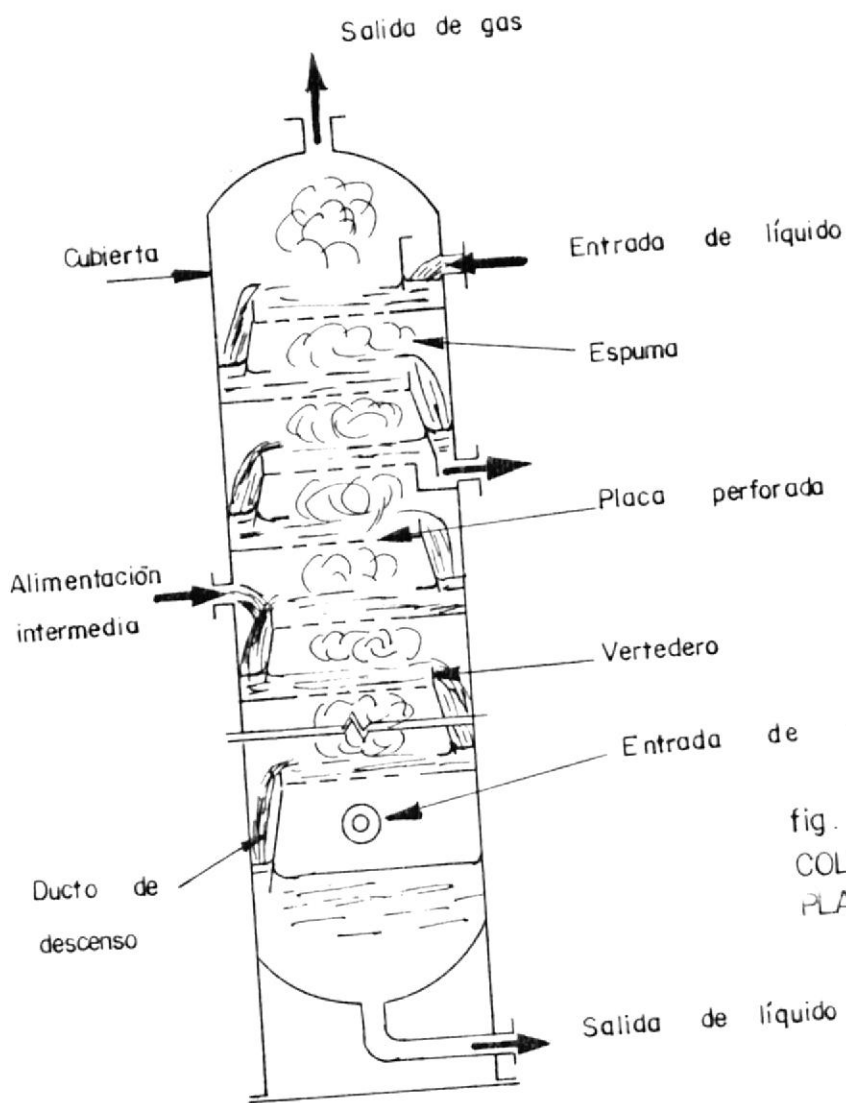
B. DEPURADOR.

Los depuradores son componentes de trenes de limpieza, que se han usado desde mucho tiempo atrás, en unidades estacionarias y portátiles. Estos equipos trabajan con un fluido líquido que ayuda a cumplir la labor de limpieza, en la mayoría de los casos este agente remojante es agua o aceite. Los depuradores tienen la facilidad de remover gases nocivos y partículas sólidas, realizando al mismo tiempo el enfriamiento del gas. En general los depuradores para sistemas **gasificador - máquina**, de pequeña escala pueden ser divididos de la siguiente manera (Ref.3, 16):

- Depuradores de placa.
- Depuradores de camas empaquetadas.
- Depuradores de placas de desviación.
- Depuradores de choque.

Depurador de placa. Este consiste de una torre vertical, la que tiene montadas transversalmente, en el interior una o más placas. El líquido restregador es introducido por la parte superior de la torre y desciende de placa en placa. Estos depuradores son divididos en tres categorías de acuerdo al método de alimentación del gas a través de las placas y el descenso del flujo de agua. En las figuras (24) A (26) se muestran varios sistemas.

Las burbujas de gas pasan a través de los huecos, que están definidos por el espacio entre las ranuras y los tapones, en tanto que el agua fluye paralela a las placas, descendiendo a la próxima placa por intermedio de un tubo de descenso, el flujo del agua entre una y otra placa es en sentido contrario. El propósito de los tapones es dispersar efectivamente el gas y mantener la caída del líquido de una placa a otra. El



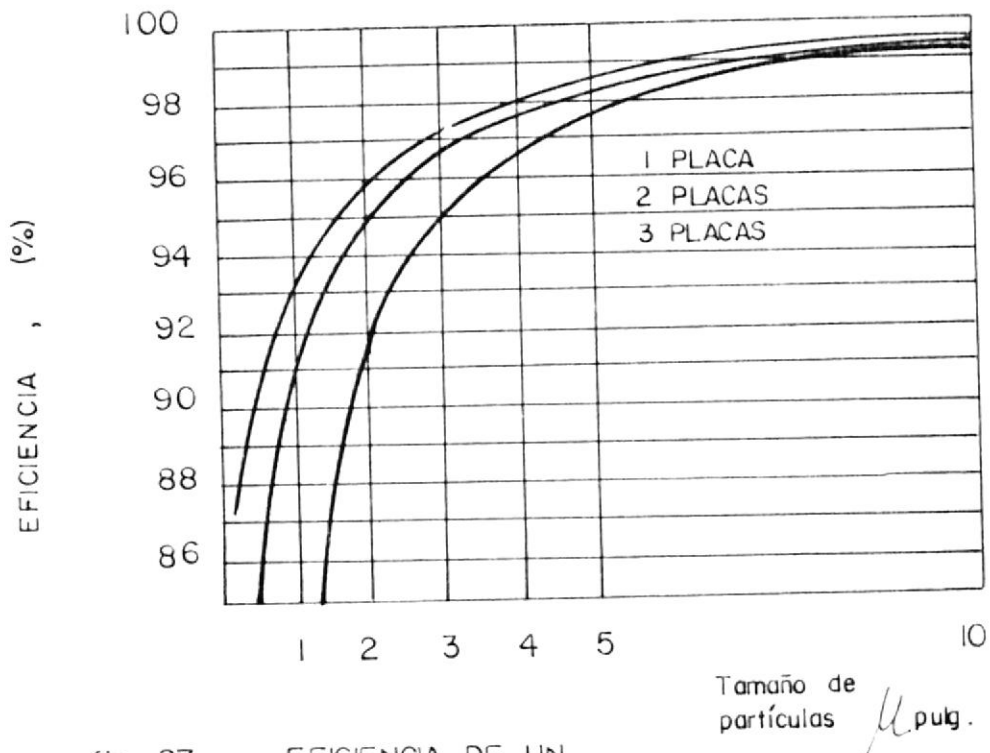


fig. 27 EFICIENCIA DE UN DEPURADOR DE PLACAS DE CHOQUE

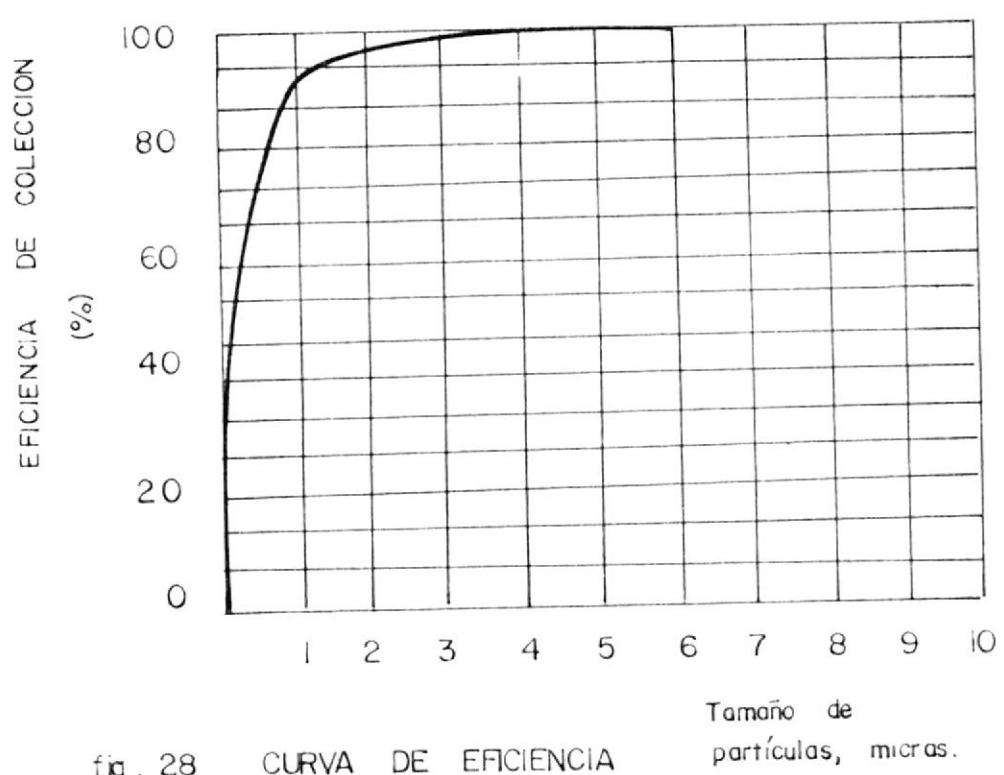


fig. 28 CURVA DE EFICIENCIA PARA UN DEPURADOR SECO DE CHOQUE

depurador de choque es similar al de placa, con la diferencia de que en estos, el gas pasa a través de muchos chorros y aberturas que hay sobre las perforaciones de las placas. La limpieza del gas se la realiza, a lo que los chorros de agua chocan en las llamadas compuertas, dando como resultado la pulverización del agua y esto al contacto con el gas retiene parte de las impurezas, por lo que la colección de impurezas sólo puede ser incrementada por la adición de placas o incrementando la caída de presión. Normalmente, la caída de presión provocada por cada placa es de 4 mbar, la que puede ser incrementada para obtener mejores eficiencias. El consumo de agua en estos tipos de depuradores varia entre, 0,13 y 0,27 litros por m^3 de gas que atravieza el sistema. En la práctica el diseñador puede escoger los valores del flujo de gas a través de la torre, Q_g , el diámetro de las perforaciones, d_p , y el número de perforaciones, n . La velocidad del gas a través de las perforaciones, v_p , así como el diámetro de las partículas colectadas con el 50 % de eficiencia, d_{p50} , pueden ser calculadas con las siguientes expresiones



(Ref.16):

$$V_p = \frac{4 Q_g}{n \pi d_p^2} \quad (12)$$

Q_g Flujo de gas, $m^3 s^{-1}$.

d_n Diámetro de las perforaciones, m.

La velocidad V_p , en la práctica es mayor que $15 m s^{-1}$ (Ref.16).

Para el cálculo del diámetro, d_{p50} , se emplea la siguiente expresión (Ref.16):

$$d_{p50} = -0,0825 + \begin{matrix} +- \\ | \\ +- \end{matrix} 0,0068 + \frac{1,382 \times 10^8 n d_p \mu_g}{\rho_p Q_g} \begin{matrix} -+1/2 \\ | \\ -+ \end{matrix}$$

Donde:

μ_g Viscosidad del gas.

ρ_p Densidad de la partícula.

En la ecuación anterior se asume que las partículas son esféricas, lo cual no ocurre, por lo que se recomienda usar la siguiente expresión:

$$d_{p50} = \frac{1,37 U_a n d_p^3}{Q_a} \quad \begin{matrix} + - & & - + 1/2 \\ \vdots & & \vdots \\ \vdots & & \vdots \\ \vdots & & \vdots \\ + - & & - + \end{matrix} \quad (14)$$

d_{p50} Diámetro aerodinámico de la partícula.

Los diámetros de las partículas se obtienen en micras, considerando los otros valores en centímetros, gramos y segundos.

En la figura (27), se muestra el incremento de la eficiencia, en caso de que se adhieran más placas al depurador, la caída de presión considerada por placa es de 4 mbar. En la figura (28) se muestra la curva de eficiencias de un depurador típico de choque. Como se puede ver la eficiencia en la colección de partículas, en el rango de 1 - 3 micras, es mucho mayor que para el caso de los ciclones. La caída de presión por placa, puede ser dividida en tres partes:

- Caída de presión a través de la placa seca.
- Caída de presión a través de la placa húmeda, principalmente debido a la

profundidad del agua.

- Caída de presión debido a la fricción existente en el sistema.

La caída de presión a través de la placa seca, es la mayor de las mencionadas, y se calcula con la siguiente expresión (Ref.16):

$$\Delta P = \frac{0,81 \rho_g Q_g^2}{n^2 g d_p^4} \quad (15)$$

La distancia entre la compuerta de choque y la placa puede ser mayor que el diámetro, d_p .

Otro diseño es mostrado en la figura (29). El gas pasa a través de la placa tamiz, que tiene perforaciones de 1 - 3 mm, a velocidades de, 17 - 35 m s⁻¹. Esta velocidad elevada, es requerida para evitar que el agua se acumule en las perforaciones. La caída de presión que se registra por placa en este tipo de depuradores, es por lo general de 2,5 - 10 mbar. El depurador de placa tamiz puede ser construido con tubos de descenso, tal como en el caso de los depuradores de placa

convencionales. Entre los factores importantes que hay que tener en cuenta para el funcionamiento de estos sistemas, se tienen: el diámetro de las perforaciones, d_p , la densidad de la esponja, F , y la velocidad del gas a través de las perforaciones, v_p . La densidad de la esponja es definida, como la relación entre la altura líquida limpia, l , y la altura total en la esponja, h . La altura líquida limpia, l , es la altura del líquido que fluye sobre la placa cuando no hay flujo de gas a través de la placa. La altura total en la esponja, h , es la altura del líquido sobre la placa, cuando el gas es introducido a través de esta. La eficiencia de colección de partículas es, en general buena, para partículas mayores que 1 micra. Un factor muy importante es como la eficiencia de colección de impurezas decaiga rápidamente, a medida que la temperatura del líquido depurador aumenta, con tendencia a su punto de ebullición. Esto es en vista de que el agua en evaporación repele las partículas (Refs. 3, 9, 16).

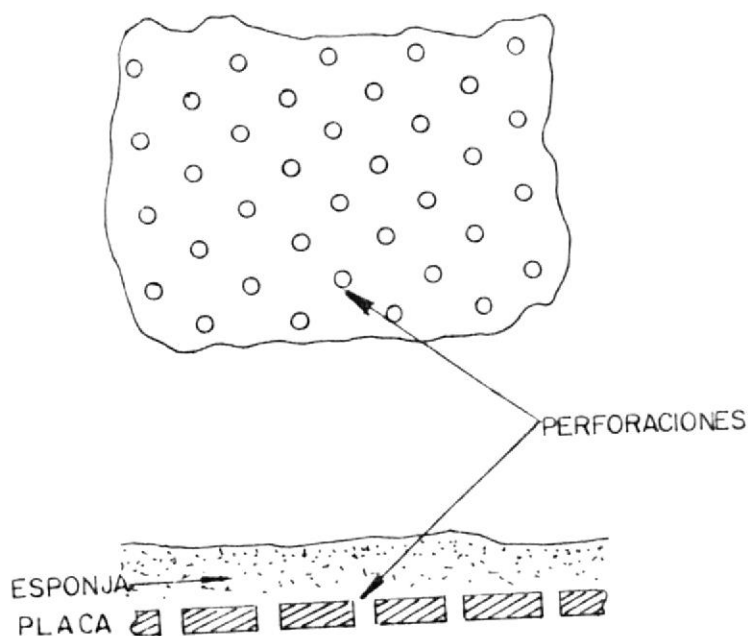


fig. 29 PLACA TAMIZ.

Para partículas mayores a 1 micra, la mayor parte de las partículas colectadas, se las obtiene debido a la inercia de las mismas. Para cuyo caso, la eficiencia de colección, para partículas de diámetro, d_p , esta dada en micras por la siguiente expresión (Ref.16):

$$E_p = 1 - \exp(-40 F^2 K_p) \quad (16)$$

Donde F es la densidad de la esponja, y, K_p



es un parámetro inercial, el mismo que se lo calcula con la siguiente expresión:

$$K_p = \frac{\rho_p d_{pt}^2 v_p}{9 \mu_a d_p} \quad (17)$$

La densidad de la esponja, F , tiene valores en el rango de 0,35 a 0,65.

El diámetro mínimo que puede tener una placa, se lo define, d_c , esta expresión es válida para depuradores de placa tales como las de tapón, placas de choque, y placa tamiz, y se la calcula con la siguiente expresión:

$$d_c = \Psi (Q_a \sqrt{\rho_a})^{1/2} \quad (18)$$

La constante, Ψ , tiene valores de 0,0162 para placas de tapones, y 0,014 para placas tamiz, las unidades de esta constante son: $(m^{1/4} hr^{1/2} Kg^{1/4})$. Estos valores han sido calculados en base a un líquido con gravedad específica de 1,05 y un platillo de 61 cm de diámetro, perforado. En un depurador de placas, la distancia del primer platillo a la parte superior de la torre es normalmente de 0,6 y 0,75 metros; en tanto que la distancia

vertical desde el platillo inferior a la base de la torre es normalmente de 0,6 a 1,0 metros, dentro de este espacio, se tiene la entrada de la corriente de gas y líquido (agua o aceite) a una cierta profundidad, este líquido cumple la labor de sello, el mismo que impide que el gas salga del depurador sin ser limpiado (Ref.16).

Otro de los tipos de depuradores, que son de importancia en la gasificación, son los **depuradores de camas empaquetadas**, comunmente son usados para absorción de gas y muy pocas veces para la separación de partículas. Estos depuradores, consisten de empaquetaduras, una plato distribuidor de líquido, rejillas de soporte para las empaquetaduras y portillas para el ingreso de gas y agua, como se muestra en la figura (30). En estos depuradores el material que se emplea, en la constitución de las empaquetaduras, determina la caída de presión del equipo, y además tienen que ver con esta, la homogeneidad y la superficie de contacto agua - gas. Entre los materiales que se emplean para la armazón de las empaquetaduras, se tienen: metal, cerámica, plásticos y carbón. Lo expuesto anteriormente,

se emplean en la siguiente forma (Refs.3, 16):

- limaduras finas de acero
- virutas metálicas resultado de un proceso de torneado
- aserrín de madera
- pequeños bloques de madera
- carbón vegetal
- cascajo
- piedra picada
- arena
- corcho
- bolas de porcelana.

Una empaquetadura mal colocada trae consigo problemas de canalización, lo que dará lugar a que salga gas sucio, y con ello la eficiencia del depurador disminuye notablemente, además el material que compone la empaquetadura, debe de cumplir con el requisito de poder ser limpiado. Estos depuradores tal como se observa en la figura (30) constan por lo general de dos empaquetaduras, en la empaquetadura superior se emplea por lo general trozos de madera o pedazos de corcho que suelen tener dimensiones de 3 - 5 cm, en tanto que en la empaquetadura inferior se



emplean materiales más finos como cascajo o piedra picada con dimensiones de 1 - 3 cm. En lo que respecta a la distribución del agua sobre las empaquetaduras, en las figura (31) se indica como se debe realizar este suministro de líquido. Una buena distribución de agua, no permite que se acumule agua en el interior del depurador, ya que esto trae consigo un incremento en la caída de presión. Estos depuradores son capaces de remover gases nocivos y otro tipo de contaminantes, lo que los hace de gran utilidad para la gasificación, pero tienen una inconveniente, la cual es el elevado costo, y la elevada caída de presión. La caída de presión de estos sistemas esta normalmente en el orden de, 10 cm H₂O por metro de columna. Hay que tener mucho cuidado con el material que se elija para la conformación de la empaquetaduras, en especial la inferior, ya que las partículas de polvo y alquitrán resultantes de la gasificación tienden a obstruir las empaquetaduras. Este tipo de depuradores no requiere de un flujo continuo de líquido remojante, por lo que se lo podría utilizar con un flujo periódico de líquido, o sin flujo de líquido si se tiene un enfriador antes del



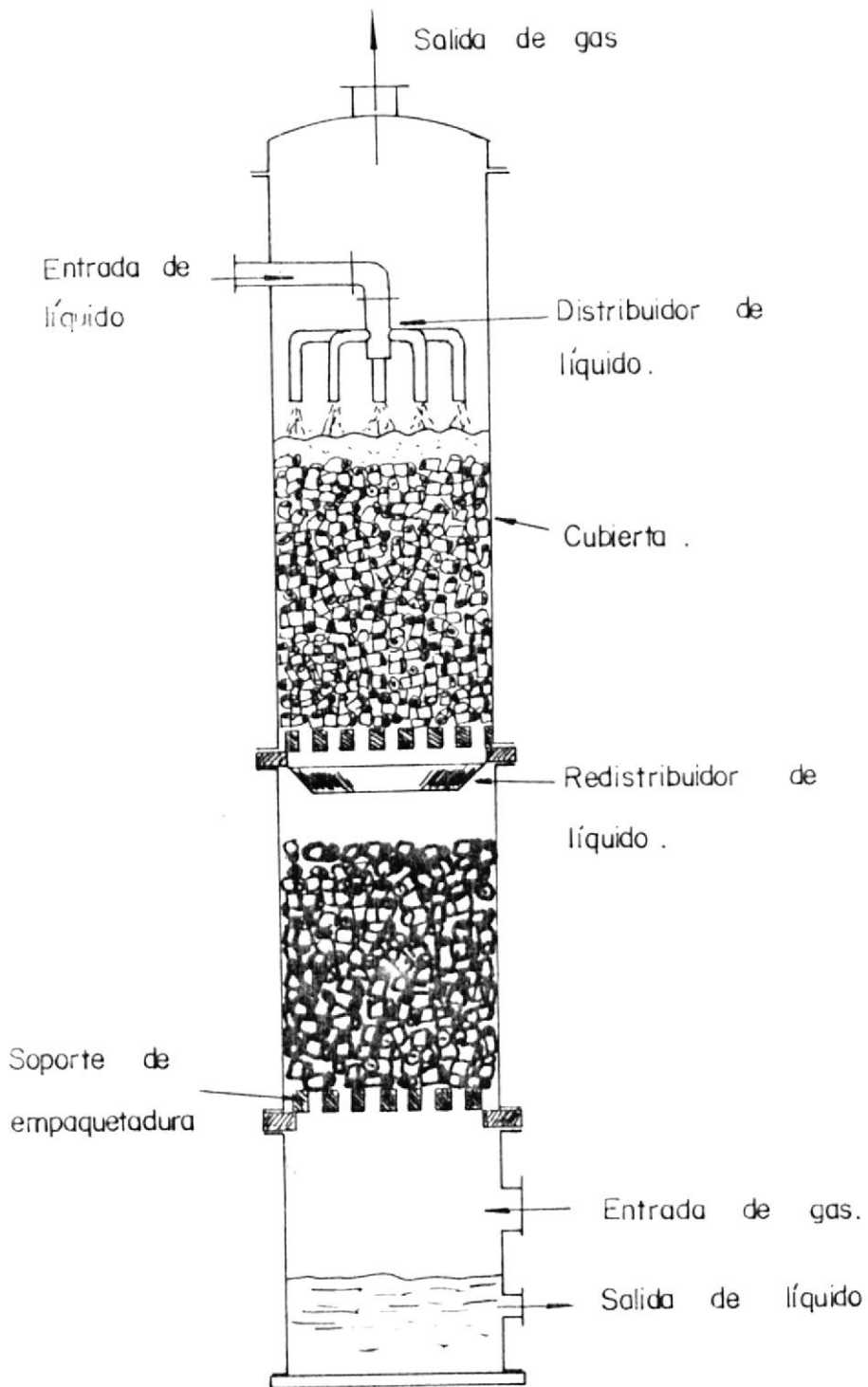


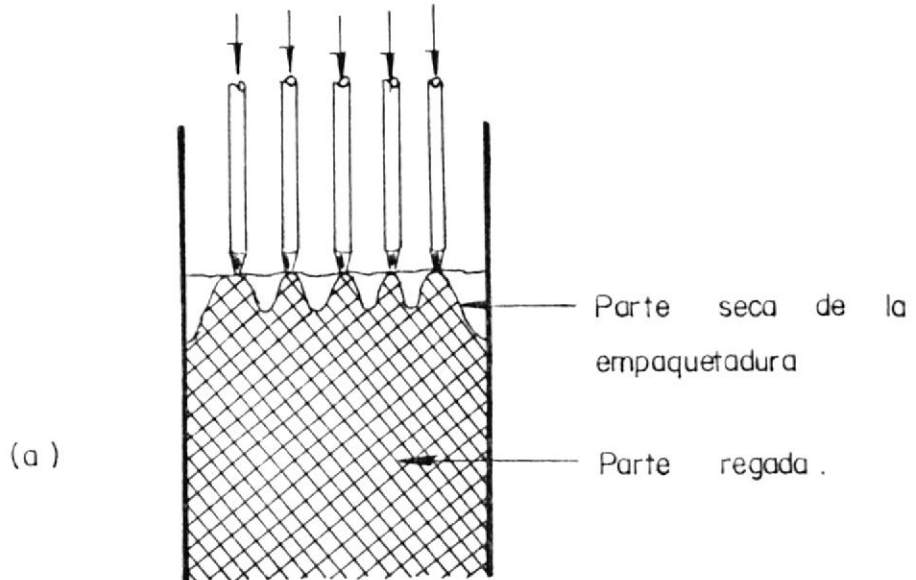
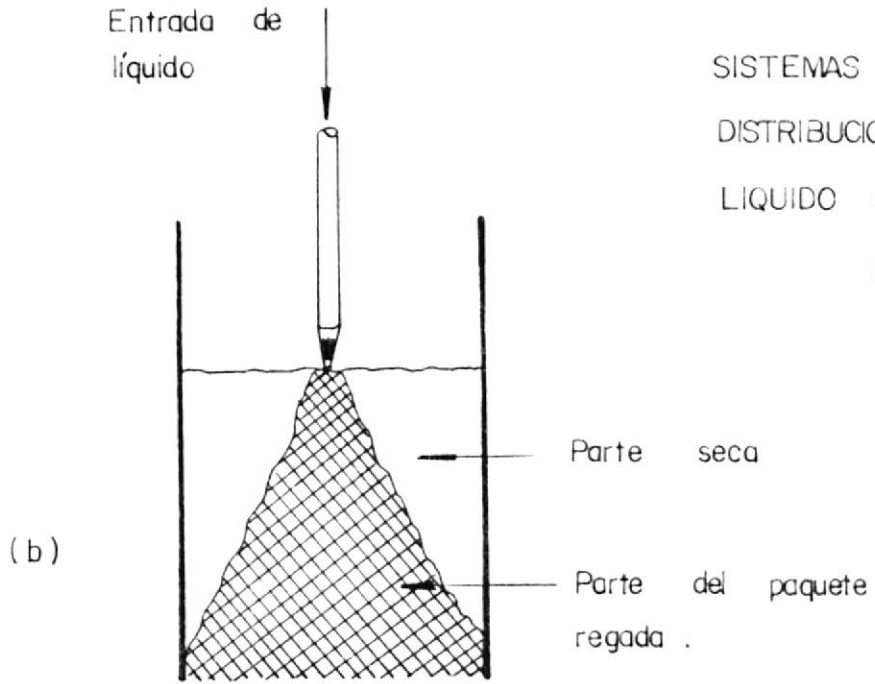
fig. 30

DEPURADOR DE EMPAQUETADURAS.



fig. 31

SISTEMAS DE
DISTRIBUCION DE
LIQUIDO a) adecuado
b) inadecuado



depurador. En estos depuradores, por lo general la cantidad de agua que se emplea para la limpieza y enfriamiento del gas es de 3 - 5 litros por B.H.P.-hora (basado en experiencias prácticas con depuradores de empaquetadura). De resultados experimentales, para una máquina de 20 hp, se obtuvo que se requiere un barril de agua para la limpieza y enfriamiento del gas, por cada tres horas (Ref.16).

Otro tipo de depuradores que se emplean en sistemas estacionarios, son los llamados **depuradores de auto inducción o depuradores de choque**, ver figura (32). Estos depuradores operan con una caída de presión, del rango de 10 - 50 cm H₂O, su principio de operación esta basado en la colección de partículas, por contacto de la corriente de gas con la superficie del agua. Entre las desventajas de este equipo se tienen que: no sirve como enfriador del gas y además no es efectivo con partículas muy pequeñas (1 - 2 micra). El consumo de agua que implica este depurador, es por lo general de 0,03 a 0,67 litros por m³ de gas, dependiendo de la temperatura del gas y de la concentración de impurezas, la



concentración de impurezas del agente remojante (agua), debe de estar en el rango de 5-10%. (Refs. 3, 9, 16).

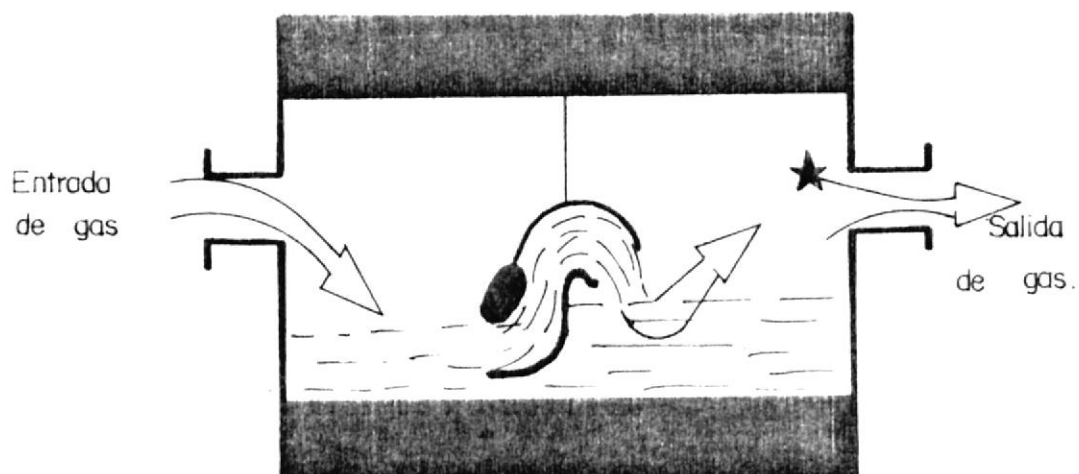


fig. 32 DEPURADOR DE AUTO-INDUCCION.

C. FILTROS.

Estos dispositivos se los emplea por lo general, en los procesos de gasificación en los que el contenido de alquitrán es bajo, entre estos se tienen (Ref.16):

- Filtros de empaquetaduras.
- Filtros de tela.

Los **filtros de empaquetadura**, son los mismos depuradores de empaquetadura, con la única diferencia de que no existe el agente remojante (agua).

Entre los **filtros de tela** tenemos (Ref.16):

- Filtro de mangas, figura (33).
- Filtro con membrana de protección, figura (34) - Filtro con cono de protección, figura (35).
- Filtro de aceite con tela de protección, figura (36).

Los filtros tienen una alta eficiencia de colección, alrededor del 99 %. La caída de presión de estos equipos por lo general es de 5 - 20 cm H₂O, la caída de presión registrada, depende de la fricción entre el gas y la tela del filtro. La abertura entre los hilos de la tela, no deben de ser muy grandes para asegurar buena eficiencia en la colección de partículas. Una de las desventajas principales de estos sistemas, es que no se puede trabajar a temperaturas mayores a los 300 °C, por lo que no se los suele colocar luego de los ciclones. Estos equipos no

pueden ser empleados en los procesos de gasificación, donde el contenido de alquitrán sea elevado. El diseño y operación de estos filtros depende principalmente de la razón aire-tela, esto es el volumen de gas que pasa a través de la unidad de área de tela en una hora, esta relación puede ser tan baja como $30 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-h}$ ó tan alta como $600 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-h}$. Para tener una mejor idea sobre la resistencia a la temperatura de cada uno de los tejidos, se recomienda ver la siguiente tabla:

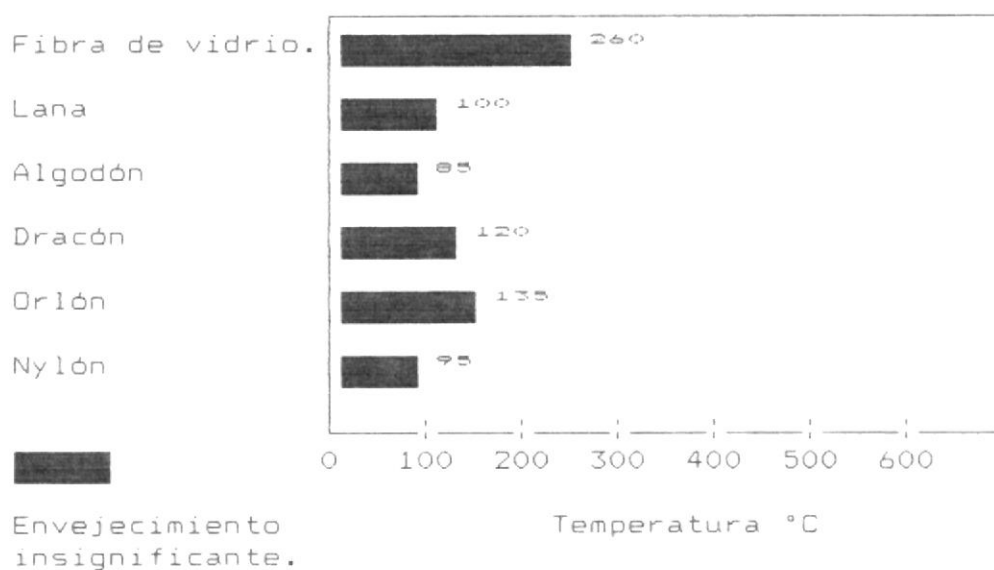
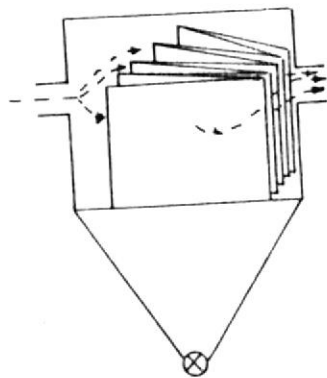


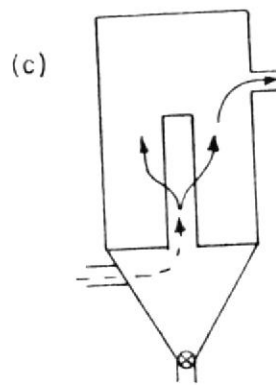
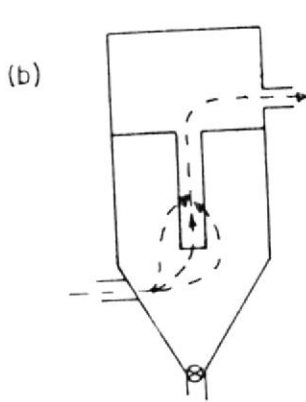
TABLA # 7.



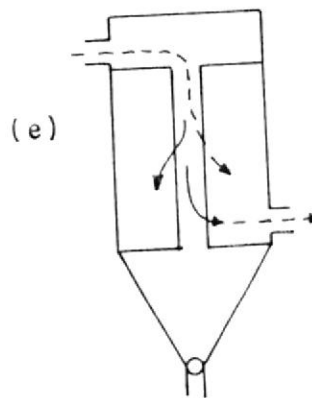
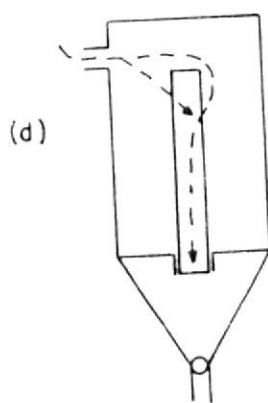
a) Mangas transversales al flujo de gas.

fig. 33
FILTRO DE MANGAS.

Variedades Cilíndricas.



FLUJO ASCENDENTE

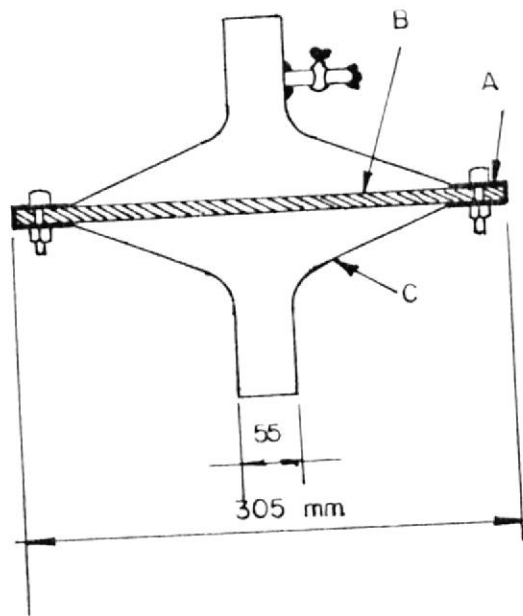


FLUJO DESCENDENTE

(Tipo tubo)

Filtrado exterior

Filtrado interior



- A - EMPAQUE DE D CAUCHO
- B - TELA GAZA
- C - ESTRUCTURA METALICA .

fig. 34 FILTRO CON MEMBRANA DE PROTECCION

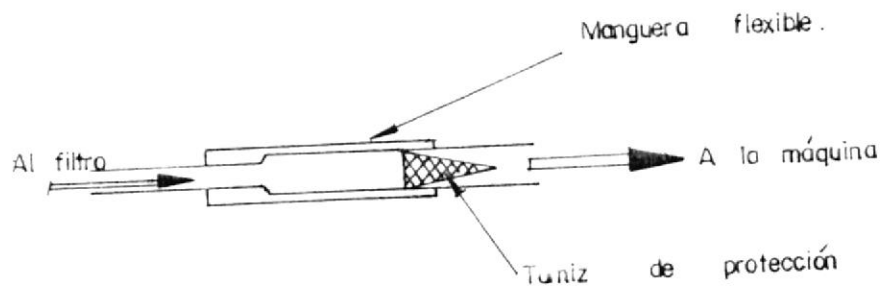
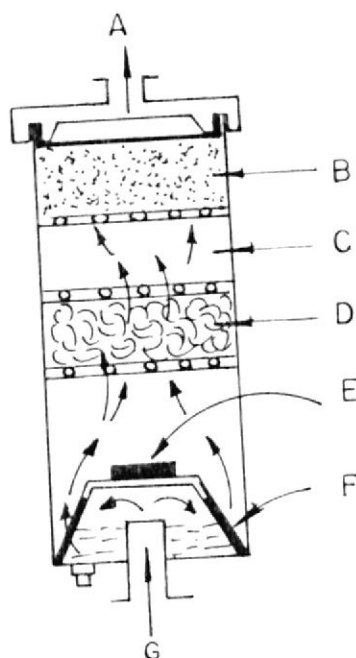


fig. 35 FILTRO CON CONO DE PROTECCION.



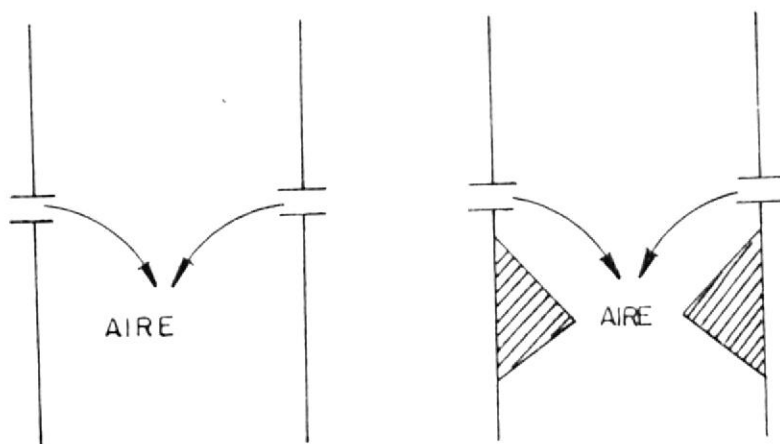
- A - SALIDA DEL GAS
- B - ALGODON .
- C - CILINDRO METALICO .
- D - FIBRA DE COCO .
- E - PESO DE PLOMO .
- F - BAÑO DE ACEITE
- G - SALIDA DE GAS .

fig. 36 FILTRO DE ACEITE , CO TELA DE PROTECCION

3.4.4 INYECCION DE AIRE.

La forma en que el aire es introducido en la cama de combustible, es un factor muy decisivo para un proceso adecuado de gasificación de cascarilla de arroz. La mayoría de los gasificadores son de los tipos (Ref.3):

- Toberas en las paredes con y sin garganta.
- Tobera en el centro con y sin garganta.
- Combinación de las dos anteriores.

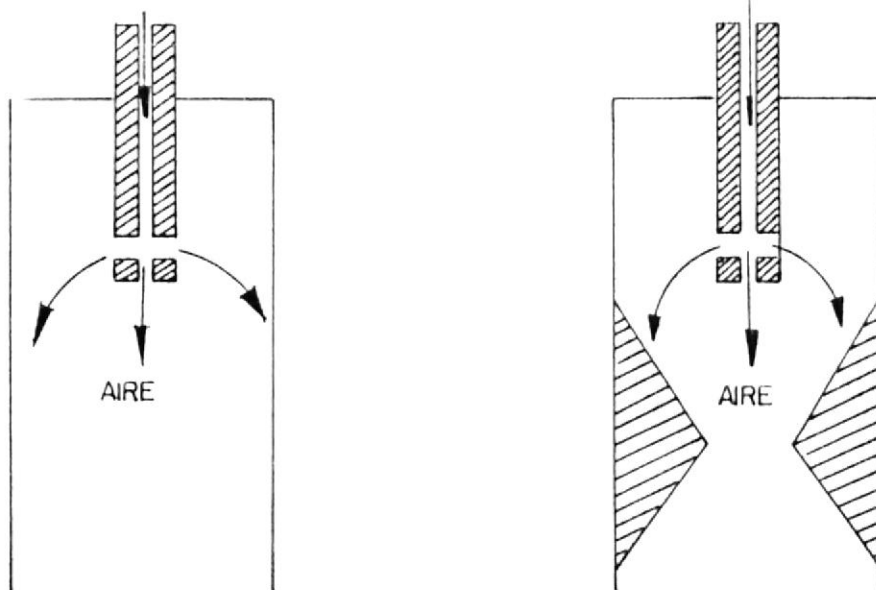


sin garganta

fig. 37

con garganta

Toberas en las paredes, gasificador de flujo descendente.



sin garganta

con garganta

fig. 38

Tobera en el centro, gasificador de flujo descendente.

Vale indicar que ninguno de los diseños planteados, es apropiado para la gasificación de cascarilla de arroz, porque la cama de cascarilla de arroz es revuelta por la alta velocidad superficial del aire a la salida de la tobera.

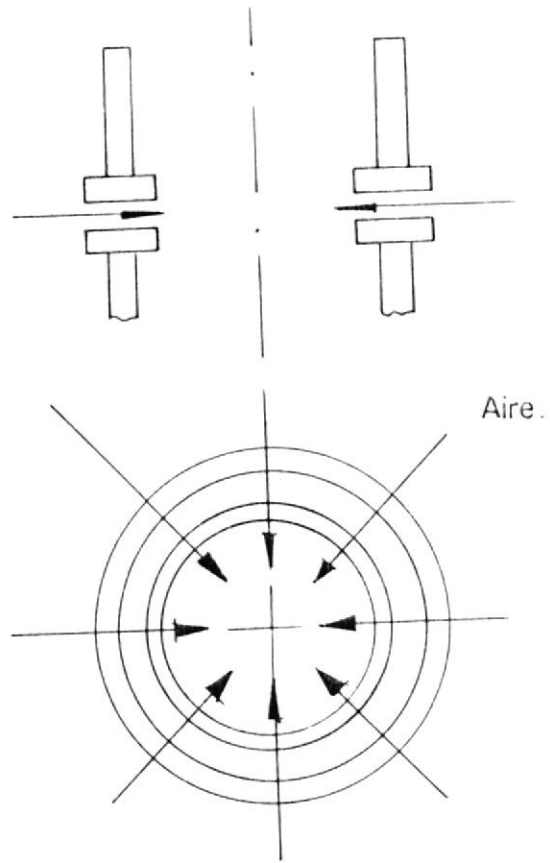
Con el objetivo de evitar disturbios en la cama de cascarilla de arroz, se recomiendan dos métodos, para llevar el aire al gasificador:

- a- Una abertura continua alrededor de la
circunferencia del gasificador, lo que se
haría en remplazo de las 8 toberas (fig #
40).
- b- Propagación del aire a través de la cama
de combustible, desde la parte superior
del gasificador, y con esta parte abierta
(fig# 41)

De los dos métodos vale indicar que mucho más conveniente es el (b), ya que en este se llevan a cabo de mejor manera, las reacciones de la termogasificación y además se asegura que la velocidad de carbonización no sea elevada, y lo más importante es que no hay peligro de disturbios en la cama de cascarilla de arroz.

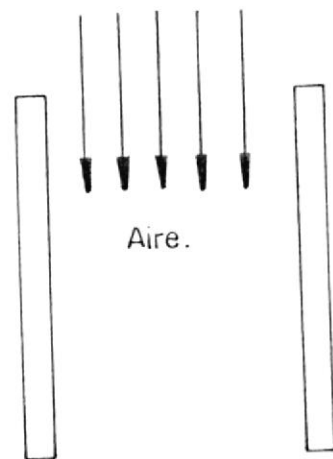
Inyección de aire con abertura continua:

fig. 39



Centro abierto, difusión de aire dentro de combustible:

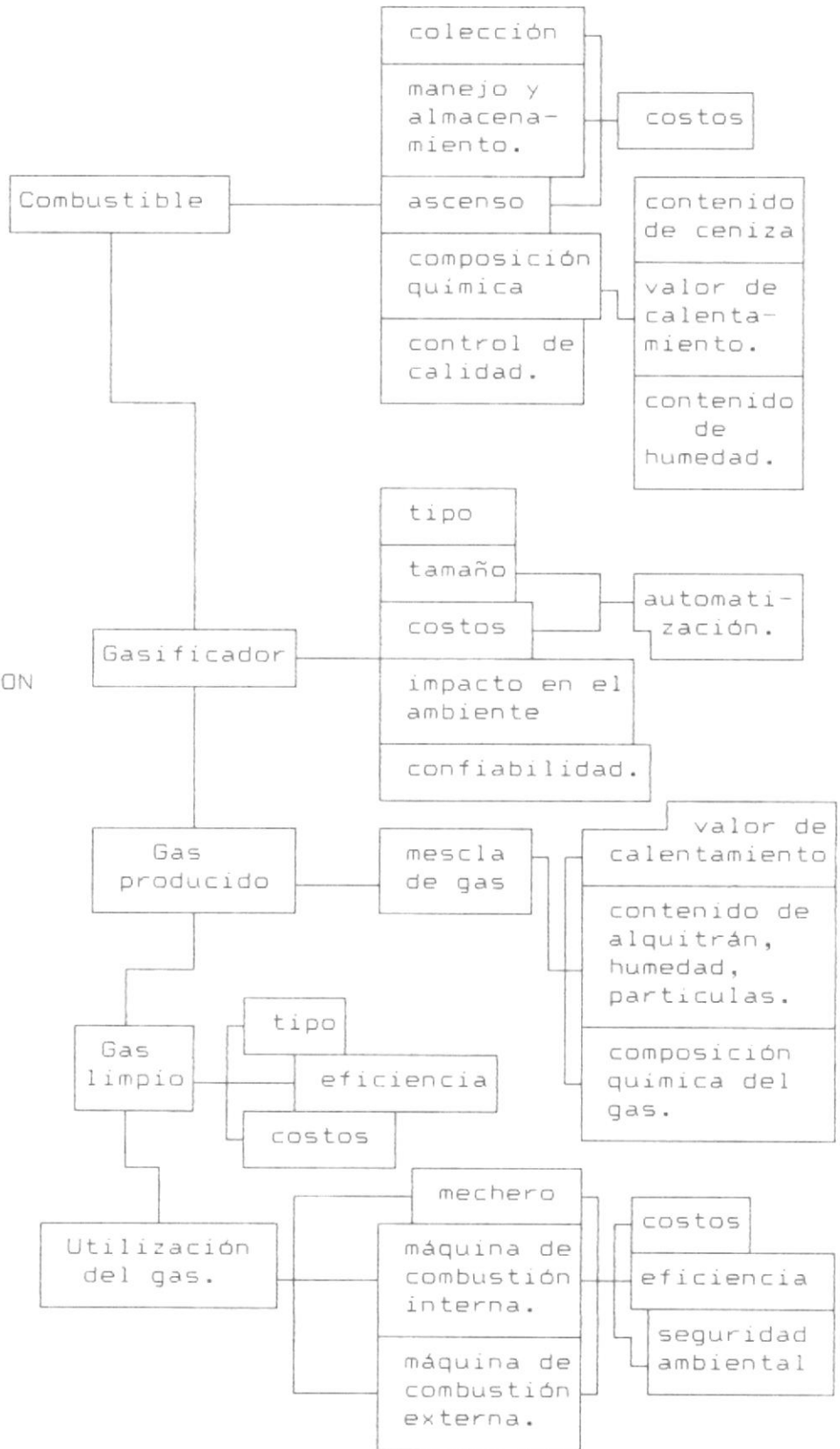
fig. 40



3.5 POSIBLES USOS Y PARAMETROS INVOLUCRADOS EN EL PROCESO DE GASIFICACION.

Son muchos los usos que se pueden dar a los gasificadores, y los parámetros involucrados en el proceso de gasificación, en el diagrama que se ilustra a continuación se ratifica lo indicado:

SISTEMA
DE
PRODUCCION
DE GAS.



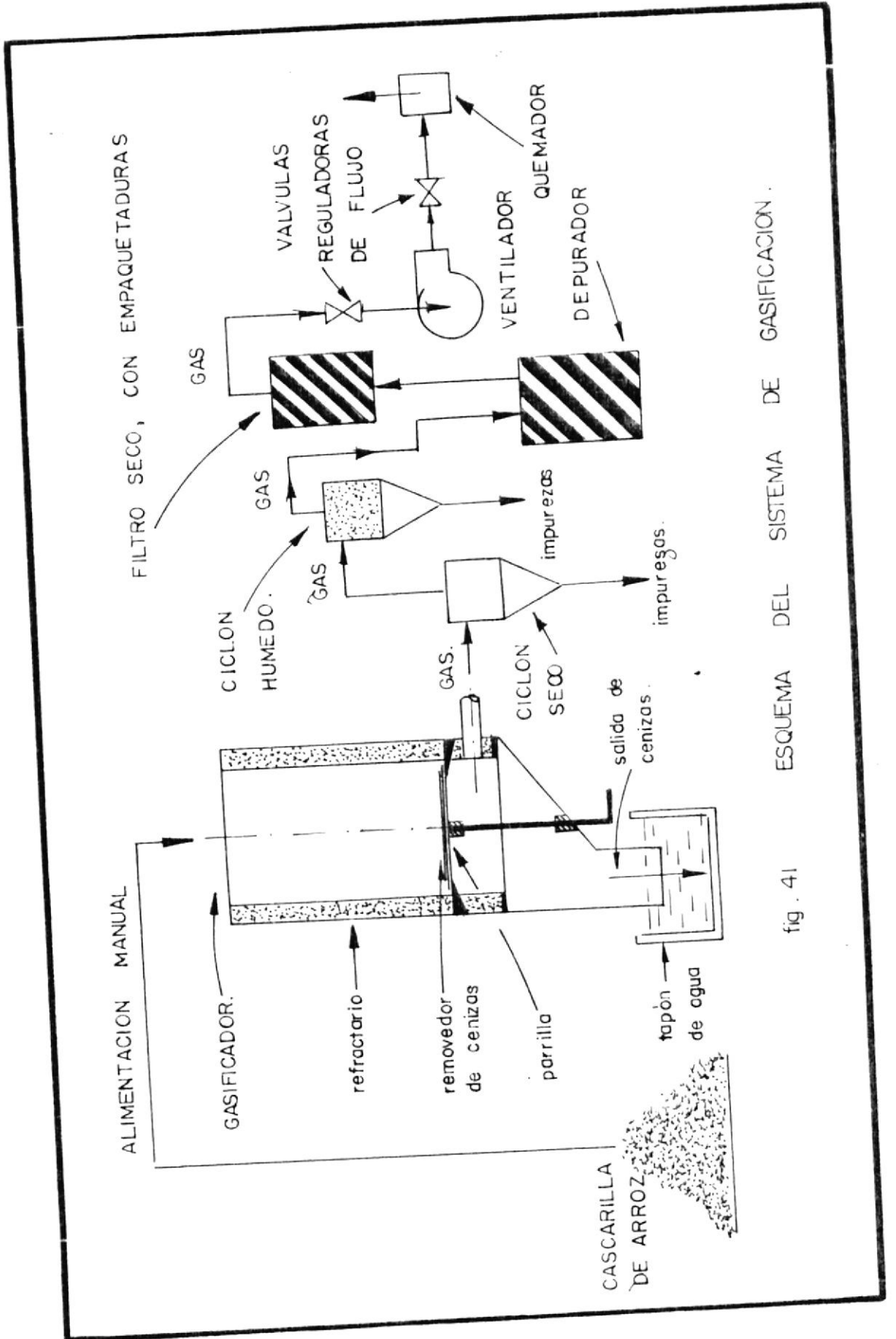
CAPITULO IV.

DESCRIPCION DEL EQUIPO EXPERIMENTAL Y PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL.

4.1 INTRODUCCION.

El tren de limpieza a emplearse, debe ser seleccionado, observando cuidadosamente las características del proceso de gasificación de cascarilla de arroz, en especial el contenido de alquitrán.

En toda operación experimental, hay que tener en cuenta que instrumentación se va a emplear para el desarrollo de la misma, ya que de esta depende en gran parte la precisión de los resultados. La instrumentación debe seleccionarse, de acuerdo al sistema de limpieza que se va a emplear, ya que dependiendo de este, las temperaturas y las caídas de presión a través del sistema, se comportan de diferentes maneras.



ESQUEMA DEL SISTEMA DE GASIFICACION .

fig . 41



4.2 DESCRIPCION DEL EQUIPO EXPERIMENTAL.

El equipo experimental, que se ha empleado para la ejecución de las pruebas, consta de:

- Gasificador de flujo descendente.
- Tren de limpieza:
 - Ciclón seco.
 - Ciclón húmedo.
 - Depurador.
 - Filtro seco, con empaquetaduras de carbón vegetal y de cascarilla de arroz.
- Ventilador de succión.
- Válvulas de control de flujo volumétrico.
- Quemador.

4.2.1 GASIFICADOR DE FLUJO DESCENDENTE.

Este equipo tiene los siguientes componentes:

- 1- Refractario.
- 2- Parrilla.
- 3- Removedor.
- 4- Succión de aire.
- 5- Salida de gas.
- 6- Salida de cenizas.

1- **REFRACTARIO:** Este evita la excesiva pérdida de calor, y hace posible que se alcancen las temperaturas adecuadas, para que se lleven a cabo normalmente las zonas de reducción, combustión, pirólisis y de secado (APENDICE G-1).

2- **PARRILLA:** Dispositivo, que en este caso sirve de sostén para la cascarilla de arroz, y permite realizar la remoción de cenizas, este esta colocado en la parte inferior, sobre la salida del gas. Esta es una placa circular metálica agujereada, con agujeros de diámetros de 3 mm aproximadamente (APENDICES G-2. G3).

3- **REMOVEDOR:** Constituyente metálico en forma de cruz, que va colocado sobre la parrilla. Esta cruz esta conectada a una palanca, la misma que hace posible, remoción periódica de cenizas. El removedor permite sacar la ceniza que se va formando, lo mismo que permite el mejor desarrollo de las reacciones de la termogasificación (APENDICE G-2).

4- **SUCCION DE AIRE:** Es la parte superior del

gasificador y es practicada sobre toda la sección transversal, lo que permite una introducción uniforme de aire y por consiguiente genera una zona de oxidación uniforme, lo cual mantiene el contorno a una temperatura bastante uniforme, lo suficientemente baja para evitar las incrustaciones, y suficientemente alta para transformar la mayor parte de los componentes alquitranosos originados desde la zona de pirólisis (APENDICE G-1).

5- **SALIDA DEL GAS:** Consiste en una cavidad practicada en la parte inferior, bajo la parrilla y sobre la salida de cenizas. Esta sección es la que hace posible que el gas que sale del gasificador sea trasladado al tren de limpieza (APENDICE G-1).

6- **SALIDA DE CENIZAS:** Esta zona se encuentra, bajo la salida del gas, y durante la operación debe ponerse un tapón en la parte inferior de esta, con el fin de evitar que entre aire por esta parte, y de esta manera asegurar que se lleven a cabo las reacciones propias del proceso de

gasificación. El tapón al que se hace mención, consiste en un recipiente lleno de agua, que se colóca en la salida de cenizas (APENDICE B-1).

4.2.2 TREN DE LIMPIEZA.

Los componentes del tren de limpieza, que se empleó para la ejecución de las pruebas, son:

- 1- Ciclones.
- 2- Depurador.
- 3- Filtro seco, de empaquetaduras.

Este tren de limpieza se seleccionó, considerando el contenido de alquitrán, y la cantidad de condensados solubles en agua, que resultan del proceso de gasificación de cascarilla de arroz.

De KAUPP (3), se obtuvo que las partículas que se obtienen del proceso de gasificación de cacarilla de arroz, son de tamaño entre 10 y 40 micras, por lo que de acuerdo a lo expuesto en el [Capítulo III (3.4.3-A)], se eligió un ciclón con alta eficiencia de colección,



mismo que da eficiencias entre 80 y 99 % .

El tren de limpieza tratado, consiste de dos ciclones, uno seco y otro húmedo (APENDICES G-4 y G-5); en el ciclón húmedo se quedan las partículas sólidas que no pudieron ser retenidas por el ciclón seco, lo cual ayuda a que al depurador, sólo lleguen, condensados solubles en agua y no partículas sólidas que podrían tapar los orificios de la placa tamiz. El ciclón húmedo es idéntico al ciclón seco, con la única diferencia, que en este existe un flujo atomizado de agua.

En lo que respecta al depurador (APENDICE G-6), se consideró una combinación de los tipos de depuradores de placa y de corriente auto-inducida, el mismo que tiene la ventaja de ser de simple construcción, barato, seguro, no tiene flujo continuo de agua y no genera excesivas caídas de presión. Este dispositivo consiste de un cilindro, una placa perforada y ductos de entrada y salida del gas. El diámetro de los agujeros del tamiz es de 2 mm, los agujeros son localizados en los extremos de triángulos equiláteros, a una distancia entre centros de 4 mm. La relación del área

total de la placa tamiz A , al área total de los agujeros A_0 , está dada por (Ref.3):

$$\frac{A_0}{A} = 0,907 (d_0/d) \quad (19)$$

Sin embargo el área disponible para el flujo de gas es 22,6 % del área total de la sección de la placa. Para evitar la excesiva obstrucción al flujo y formación de muchas burbujas, la placa tamiz es presionada contra un anillo de acero, para de esta forma conseguir hermeticidad con la pared. Este depurador, como se mencionó anteriormente tiene la ventaja de poder ser operado sin flujo continuo de agua, lo mismo que hace simple su funcionamiento, en vista de no tenerse un suministro continuo de agua; pero sin embargo es importante mencionar que una operación con flujo continuo de agua permitiría obtener en el gas mejores temperaturas, las mismas que serian cercanas a la temperatura ambiente. Es de vital importancia, el tener en cuenta que el agua del depurador, no debe de llegar a su temperatura de ebullición, porque de ser así,

esta actuaría repeliendo los condensados y partículas sólidas que llegasen hasta el depurador, lo cual no es conveniente, ya que el depurador no podría cumplir con la función de retener las impurezas que llegan hasta este.

El filtro seco al que se hace mención, es un filtro de empaquetaduras [Capítulo III (3.4.3-B-C)], este dispositivo (APENDICE 6-7), es un recipiente cilíndrico, con ductos de salida y entrada del gas, ubicados en la cara superior e inferior del cilindro respectivamente, en la parte interior del cilindro se tienen tres placas perforadas, con agujeros de 2 mm de diámetro, las mismas que sirven para armar las empaquetaduras. Analizando en sentido ascendente, entre las dos primeras placas agujereadas, se tiene carbón vegetal troceado, formando de esta manera un empaquetado, y el otro empaquetado se lo obtiene al introducir cascarilla de arroz entre la segunda y la tercera placa. De lo indicado se puede notar, que la función principal del filtro seco, es quitar la humedad, que pueda tener el gas al salir del depurador. Como se puede ver este dispositivo



es de simple construcción, y resulta barato, pero sin embargo, tiene la inconveniente de requerir mantenimiento muy seguidamente, ya que la humedad de las empaquetaduras aumenta con el incremento de pruebas que se realizan.

4.3 INSTRUMENTACION EMPLEADA.

INSTRUMENTO	RANGOS	ERROR
VELOMETRO (ALNOR INSTRUMENT CO. NILES, ILL)	50 - 300 400 - 1250 500 - 2500 1000 - 5000 2000 - 10000 Ft min ⁻¹	2,5 %
TERMOMETRO DIGITAL (TECHNTERM 9501), CON TERMOCUPLA TIPO K.	-20 - 1200 °C -10 - 1999 °F	1 °C 1 °F
ANALIZADOR DE GASES (ORSAT)	0 - 100 %	0,2 %
VENTURI	0 - 100 cmH ₂ O	0,1 %
BALANZA DE GANCHO	0 - 50 kg	1,0 %
RELOJ DIGITAL, DE PARED		

4.4 PRUEBAS EXPERIMENTALES.

Una vez construido el equipo, se procedió a realizar las pruebas experimentales, para determinar las mejores condiciones de operación del sistema de gasificación descrito en este capítulo.

Se inició haciendo pruebas de gasificación, con una cama de cascarilla de arroz, a la que se le iniciaba fuego por la parte superior, luego se procedió con camas de cascarilla de arroz, a las que se les iniciaba fuego por la parte inferior.

En estas pruebas se tomaron lecturas de, temperaturas a lo largo del reactor del gasificador, flujos volumétricos de aire y gas, y además se tomaron muestras de gases a la salida del gasificador y después del ventilador, para determinar el porcentaje de CO , CO_2 , y O_2 , por intermedio del análisis de Orsat.

Una vez obtenidos los datos promedios, para los dos tipos de pruebas, se procedió al cálculo de la relación aire-combustible, radio equivalente, consumo específico de cascarilla de arroz, velocidad de descenso de la zona de fuego, y eficiencia de gasificación.

4.4.1 CONSUMO ESPECIFICO DE CASCARILLA DE ARROZ.

Consumo específico de cascarilla de arroz, se denomina a la cantidad de cascarilla que se gasifica en el tiempo total de operación. Este parámetro depende directamente del flujo volumétrico de gas del sistema, en tanto mayor sea el flujo, mayor será el consumo específico de cascarilla de arroz. Este se determina con la siguiente expresión:

$$C_{e.c.a} = \frac{m_{cascarilla}}{t_p} \quad (20)$$

$m_{cascarilla}$ valor correspondiente a la masa total de cascarilla de arroz empleada en la prueba (Kg).

t_p tiempo total de prueba (h).

4.4.2 RELACION AIRE-COMBUSTIBLE.

La relación aire-combustible, es la masa de aire que se emplea por cada Kg de combustible sólido gasificado (cascarilla de arroz), en este caso se tiene como referencia la relación estequiométrica de aire-combustible para la cascarilla de arroz ($4.7 \text{ Kg}_{aire}/\text{Kg}_{casc.arroz}$).

Una manera experimental de calcular la relación aire-combustible, para el caso de la cascarilla de arroz, es aplicando la siguiente expresión:

$$r_{a/c} = \frac{m_{aire}}{m_{combustible}} \quad (21)$$

$$r_{a/c} = \frac{m_{aire}}{m_{casc. arroz}}$$

$$m_{aire} = Q_{aire} \cdot \rho_{aire} \cdot t_p \quad (22)$$

$$m_{aire} = v \cdot A \cdot \rho_{aire} \cdot t_p$$

v velocidad del gas (m/h).

A área de la sección transversal, del ducto, en donde se tomó la lectura de velocidad del gas (m²).

ρ_{aire} densidad del aire (Kg/m³).

t_p tiempo total de prueba (h).

4.4.3 RADIO EQUIVALENTE.

Radio equivalente, es la razón entre la relación aire-combustible real y la relación estequiométrica, según KAUPP (3), esta no debe

de ser mayor a 0,60 , ya que de esta manera se asegura que no exista exceso de aire.

$$\phi = \frac{(r_{a/c})_{real}}{(r_{a/c})_{estea}} \quad (23)$$

4.4.4 VELOCIDAD DE DESCENSO DE LA ZONA DE FUEGO.

Se conoce como velocidad de consumo de cascarilla de arroz, la velocidad a la que desciende la zona de fuego, se la puede determinar considerando un análisis global, dividiendo la distancia que desciende la zona de fuego, para un tiempo determinado, el mismo tiempo que se consideró para la determinación de la distancia de descenso.

$$V_{c.c.a} = \frac{\Delta h}{\Delta t} \quad (24)$$

Δh distancia de descenso (m).

Δt intervalo de tiempo (min).

4.4.5 EFICIENCIA DE GASIFICACION:

Este es el factor más importante para determinar la operación técnica de un sistema de gasificación. Aquí vale diferenciar los dos tipos de eficiencias que comunmente son usados en gasificación.

Cuando el gas pobre es usado en motores, la definición de eficiencia llamada también eficiencia en frío, queda así:

$$\eta_{\text{frío}} = \frac{H_g Q_g}{H_c q_c} \times 100 (\%) \quad (25)$$

H_g Poder calorífico del gas (Kg/m^3)

Q_g Caudal de gas (m^3/h)

H_c Poder calorífico del combustible seco
(KJ/Kg)

q_c Flujo másico de combustible sólido
(Kg/h)

En el caso de que el gas se use directamente para combustión, por ejemplo en un horno, la eficiencia de gasificación se denomina eficiencia en caliente y se define como:

$$\eta_{\text{caliente}} = \frac{H_g Q_g + Q_g \rho_g C_{pg} \Delta T}{H_c \dot{A}_c} \times 100 (\%) \quad (26)$$

ρ_g Densidad del gas pobre (Kg/m^3)

C_{pg} Calor específico del gas pobre
($\text{KJ}/\text{Kg}^\circ\text{K}$)

ΔT Diferencia de temperatura entre el gas a la toma del quemador y el combustible biomásico que ingresa al gasificador ($^\circ\text{K}$)

$$\Delta T = T_{\text{salida}} - T_{\text{ambiente}} \quad (27)$$

4.4.6 PROCEDIMIENTO

Para la consecución de los objetivos planteados, se procedió de la siguiente manera:

- 1- Anotación de las condiciones climáticas.
- 2- Preparar y colocar el tapón de agua, que va a la salida de las cenizas en el gasificador, y además, introducir agua al depurador y al ciclón húmedo.

3- Regular los flujos volumétricos, con las dos llaves de paso.

4- **METODO I.** Introducir una cama de cascarilla de arroz de 50 cm de altura, rociar diesel sobre la cama de cascarilla para ayudar al encendido inicial, y con ello asegurar que no se apague el fuego en la cama de cascarilla de arroz (ref 3).

METODO II. Formar un lecho de cascarilla con 2 Kg de cascarilla 7 cm de altura de cama, de manera que cubra totalmente la parrilla, rociar diesel sobre el lecho de cascarilla de arroz, para ayudar al encendido inicial, una vez que este lecho esté al rojo vivo, introducir una cama de cascarilla de 40 cm de altura. (ref 3).

5- Registrar el tiempo de inicio de la prueba.

6- Una vez que se tenga operación uniforme, en

lo que respecta a la manera como se llevan a cabo las reacciones de la termogasificación, se registra cada 10 min las temperaturas en los diferentes puntos de tomas de temperatura que hay a lo largo del reactor del gasificador.

- 7- Cada 10 minutos se toma muestras de los gases a la salida del gasificador, en dos puntos, antes del ciclón seco, y después del ventilador, a las que posteriormente se realizarán análisis de composición, con el analizador de gases.
- 8- Registrar el tiempo de fin de prueba.

CAPITULO V

DATOS OBTENIDOS Y ANALISIS DE RESULTADOS.

5.1 DATOS OBTENIDOS.

Entre los datos que se tomaron se tienen :

- Temperatura ambiente.
- Peso de cascarilla a gasificar.
- Tiempo de inicio de prueba.
- Temperaturas en los diferentes puntos del gasificador.
- Velocidades de remoción de la ceniza.
- Velocidad de salida del gas, que permite determinar la producción de gas.
- Caída de presión en el venturi.
- Tiempo en que se extrae cada muestra de gas, acompañado de su respectiva composición.
- Tiempo de culminación de la prueba.

M E T O D O I

D A T O S O B T E N I D O S .

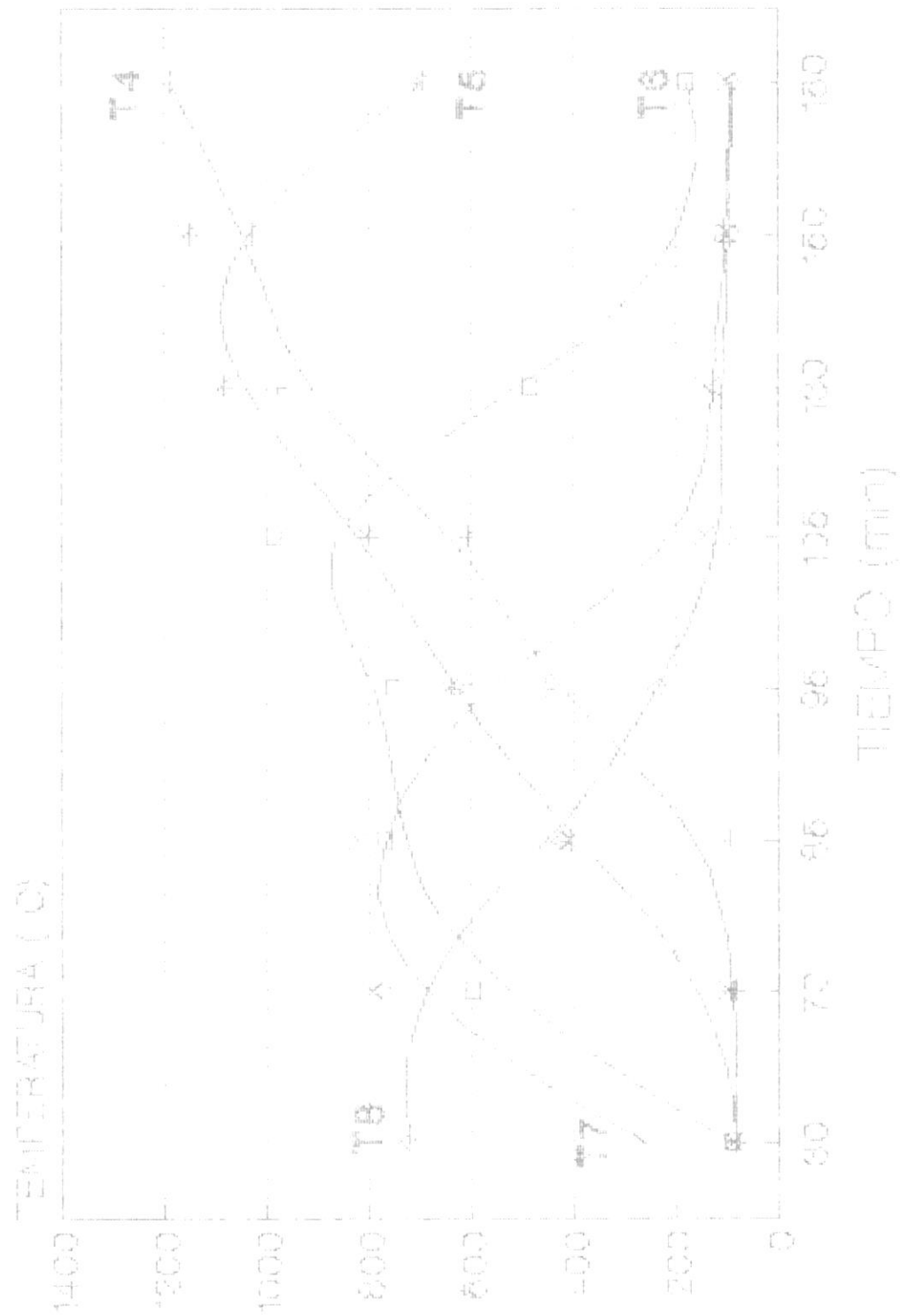
PRUEBA # 1.

Tiempo	Temperaturas en el gasificador (°C)									
Hora	T ₁	T ₂	T ₃	T ₄	T ₅	T ₆	T ₇	T ₈	T ₉	T ₁₀
13:15	Inicio de fuego .									
14:45	43	43	46	80	82	87	263	720	750	206
14:25	50	54	54	83	95	592	787	770	553	120
14:40	60	62	65	92	405	765	815	423	110	95
14:50	60	60	63	455	640	750	605	230	115	105
15:50	60	61	75	606	800	983	137	94	82	76
15:25	60	63	90	980	1085	483	137	118	115	104
15:40	62	76	110	1030	1150	105	93	88	85	71
15:50	63	81	116	1190	695	176	95	90	87	81
Prom.	57	63	74	564	619	492	367	317	237	107

Hora	Muestra N ^o	Composición		
		% CO ₂	% O ₂	% CO
14:40	1	2.6	4.8	0.0
14:50	2	2.7	5.7	1.4
15:10	3	3.0	3.0	1.2
15:25	4	3.0	6.0	2.2
15:40	5	1.6	6.6	2.0



TEMPERATURA VS TIEMPO



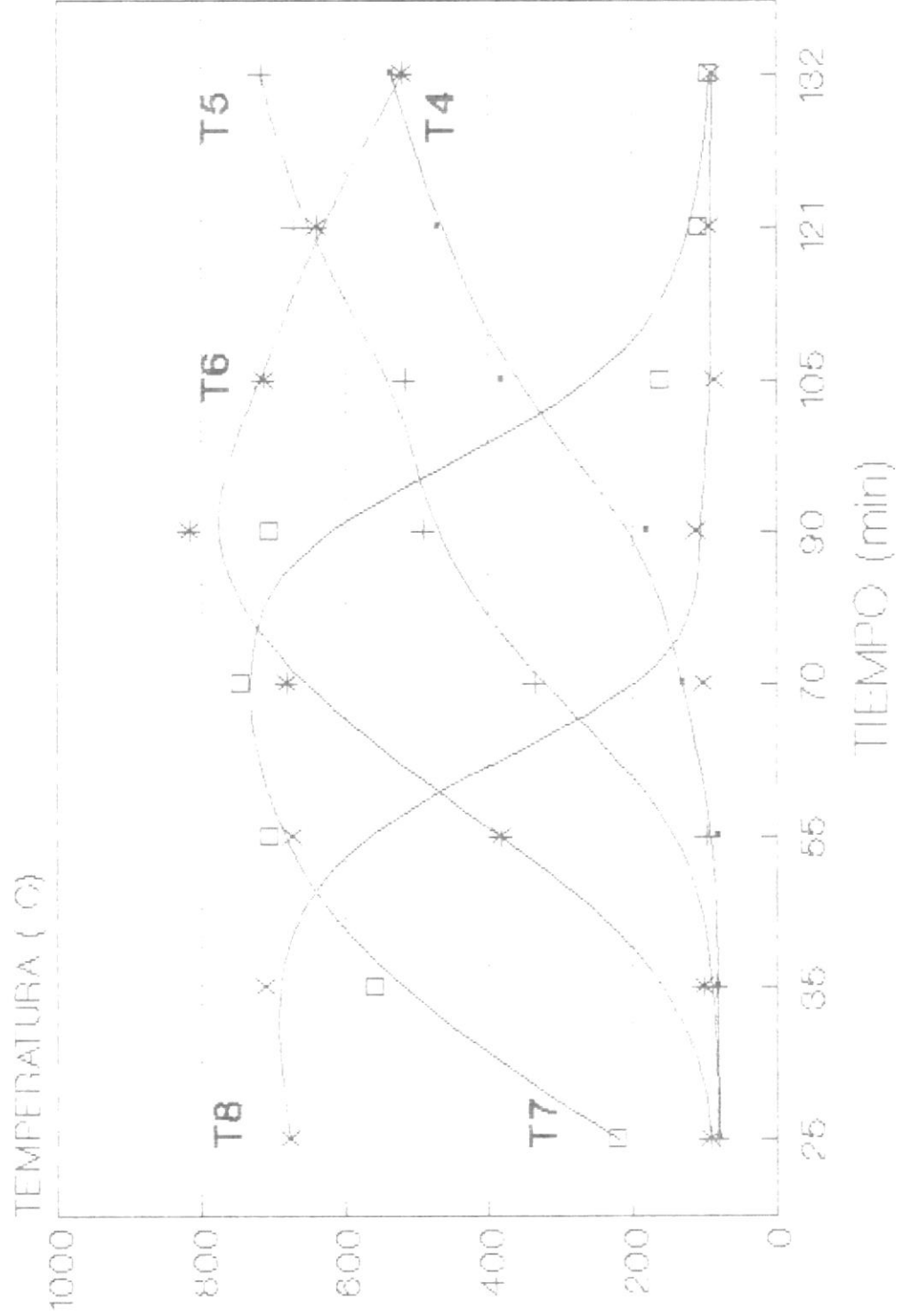
PRUEBA # 1

PRUEBA # 2.

Tiempo	Temperaturas en el gasificador (°C).									
Hora	T ₁	T ₂	T ₃	T ₄	T ₅	T ₆	T ₇	T ₈	T ₉	T ₁₀
11:30	Inicio de fuego .									
11:55	42	42	44	79	80	90	220	676	700	102
12:05	48	50	52	80	83	100	558	711	75	70
12:25	52	53	54	81	97	382	705	673	96	70
12:40	58	60	62	131	335	681	745	101	97	84
13:00	60	60	71	160	490	815	705	111	102	85
13:15	61	61	59	362	515	712	160	84	73	68
13:31	60	60	75	470	670	640	107	93	87	81
13:42	60	60	59	535	717	520	92	88	85	74
Prom.	55	56	62	242	373	493	412	317	167	79

		Composición.		
Hora.	Muestra N ^o .	% CO ₂	% O ₂	% CO
12:05	1	4.0	4.8	1.8
12:25	2	3.6	6.2	1.2
12:48	3	4.0	4.2	1.0
13:15	4	4.2	4.0	1.2
13:30	5	3.6	6.0	1.6

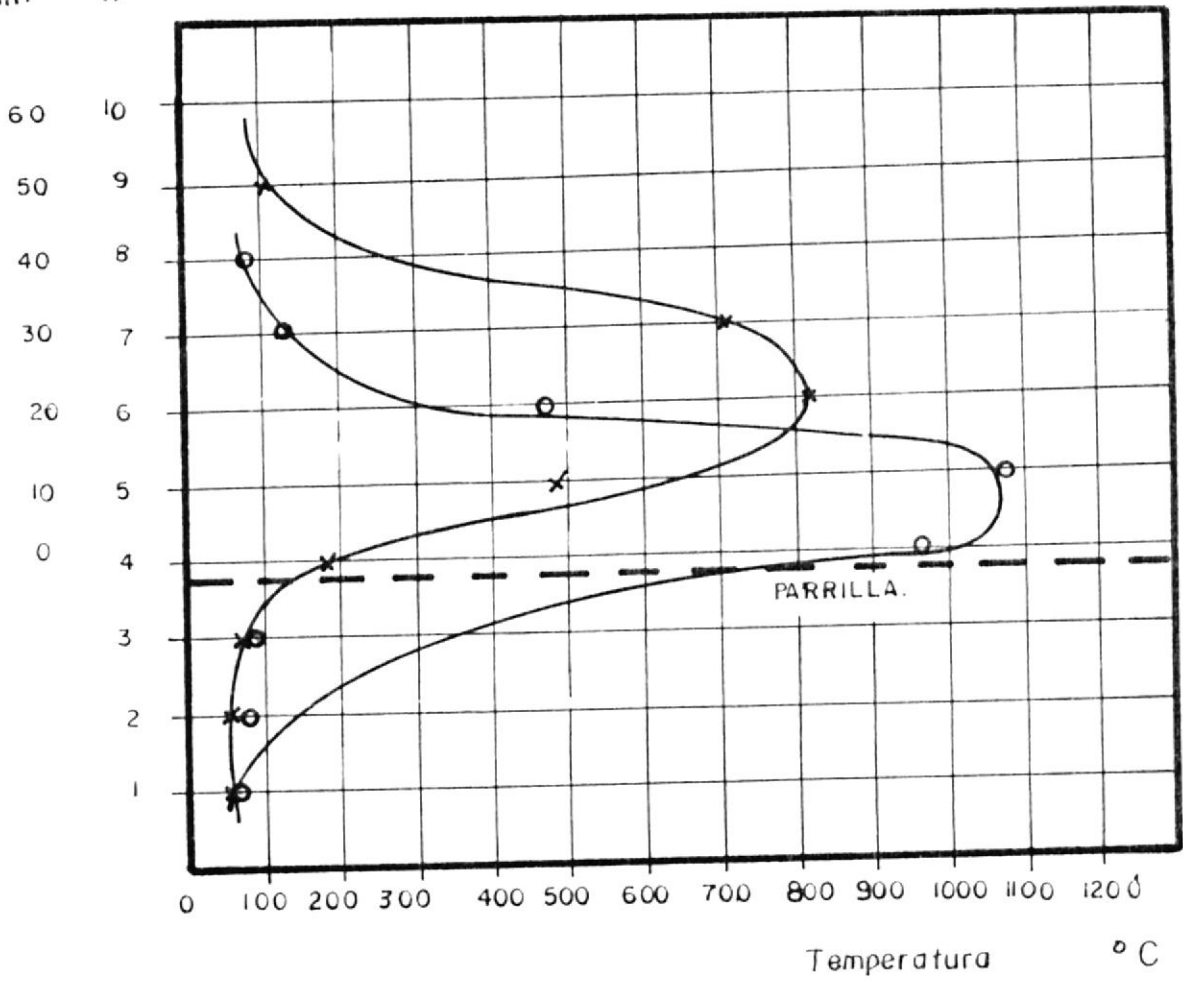
TEMPERATURA VS TIEMPO



h Punto.

h \equiv altura de cama

cm. N^o



CURVAS CORRESPONDIENTES A LAS

PRUEBAS I Y 2

1 O 15 : 25

2 X 13 : 00

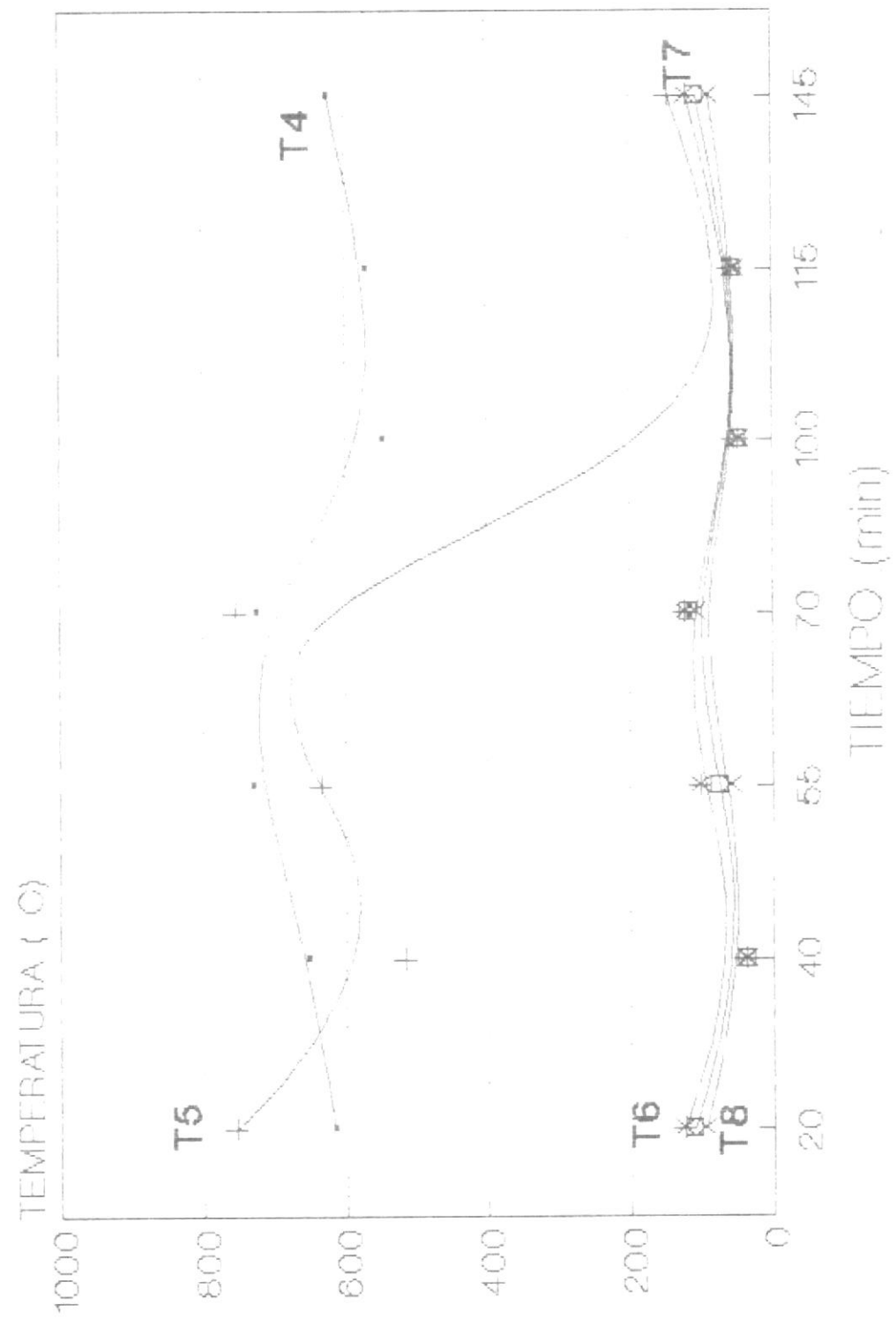


PRUEBA # 3.

Tiempo	Temperaturas en el gasificador. (°C)									
Hora.	T ₁	T ₂	T ₃	T ₄	T ₅	T ₆	T ₇	T ₈	T ₉	T ₁₀
11:20	Inicio de fuego .									
11:40	50	52	54	615	754	125	110	95	83	70
11:50	Introducción de la carga C1.									
12:00	60	66	72	650	515	36	35	35	35	34
12:15	70	80	109	729	634	101	72	57	45	44
12:30	78	99	126	725	755	122	117	106	100	93
12:55	Introducción de la carga C2.									
13:00	85	119	190	545	52	47	46	45	44	43
13:15	88	136	171	570	56	54	52	51	47	45
13:45	82	110	127	623	145	119	105	87	80	71
Prom.	73	95	121	637	416	86	77	68	62	57
CO= 4,25 Kg C1= 4,00 Kg C2= 3,60 Kg										

Hora.	Muestra N ^o .	Composición		
		% CO ₂	% O ₂	% CO
11:40	1	3.2	6.0	0.6
12:00	2	3.0	6.4	0.5
12:15	3	2.6	5.8	0.0
12:30	4	1.8	6.6	2.4
13:30	5	2.0	3.0	1.8

TEMPERATURA VS TIEMPO

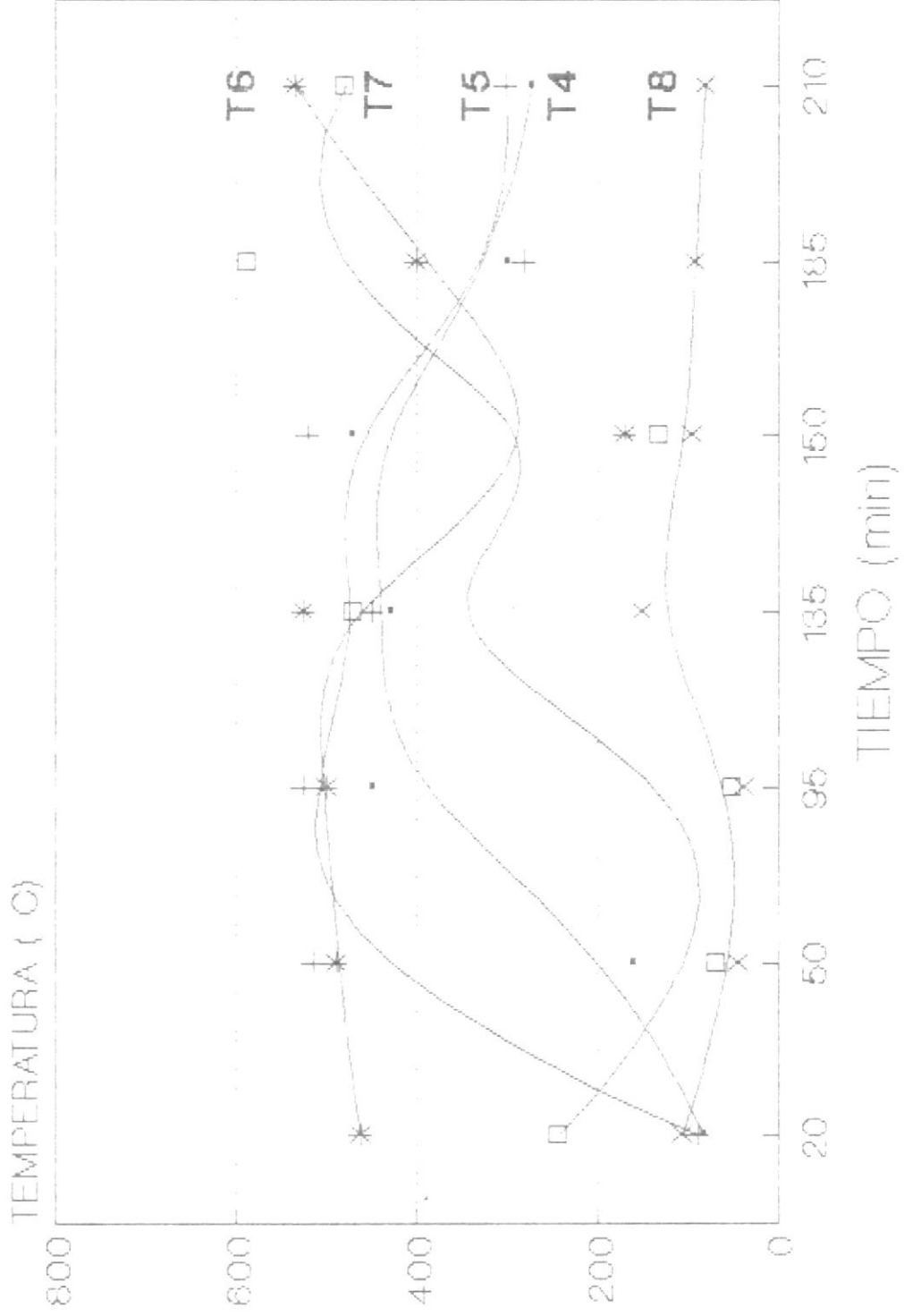


PRUEBA # 4.

Tiempo	Temperaturas en el gasificador. (°C)									
Hora.	T ₁	T ₂	T ₃	T ₄	T ₅	T ₆	T ₇	T ₈	T ₉	T ₁₀
11:15	Inicio de fuego .									
11:35	40	40	47	82	88	462	443	106	94	67
12:05	50	52	53	160	515	489	67	43	42	42
12:50	52	55	61	450	525	500	50	38	38	38
13:30	54	57	62	428	450	525	470	150	100	95
13:45	54	54	62	472	530	170	131	94	94	74
14:20	54	54	62	300	280	400	588	92	63	62
14:45	54	54	62	273	302	535	430	81	72	64
Prom.	51	52	58	309	383	440	290	88	73	63

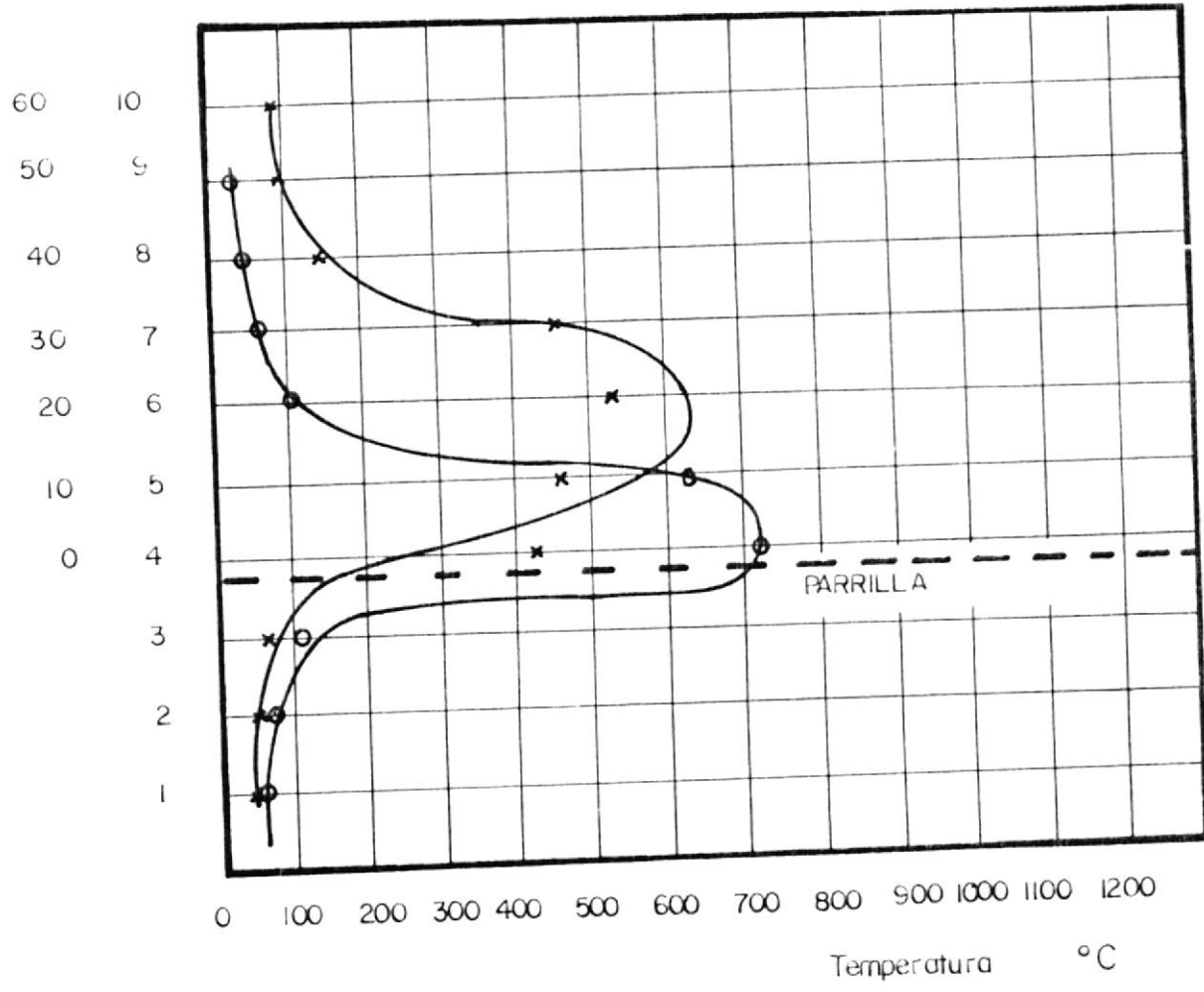
		Composición.		
Hora	Muestra N°	% CO ₂	% O ₂	% CO
12:05	1	2.0	2.2	2.6
13:45	2	1.0	2.4	2.2
14:20	3	1.0	2.0	2.0
14:45	4	2.0	1.8	3.0

TEMPERATURA VS TIEMPO



h Punto
Nº

$h \equiv$ altura de cama .



CURVAS CORRESPONDIENTES A LAS

PRUEBAS 3 Y 4

3 ○ 12 : 15

4 x 13 : 30



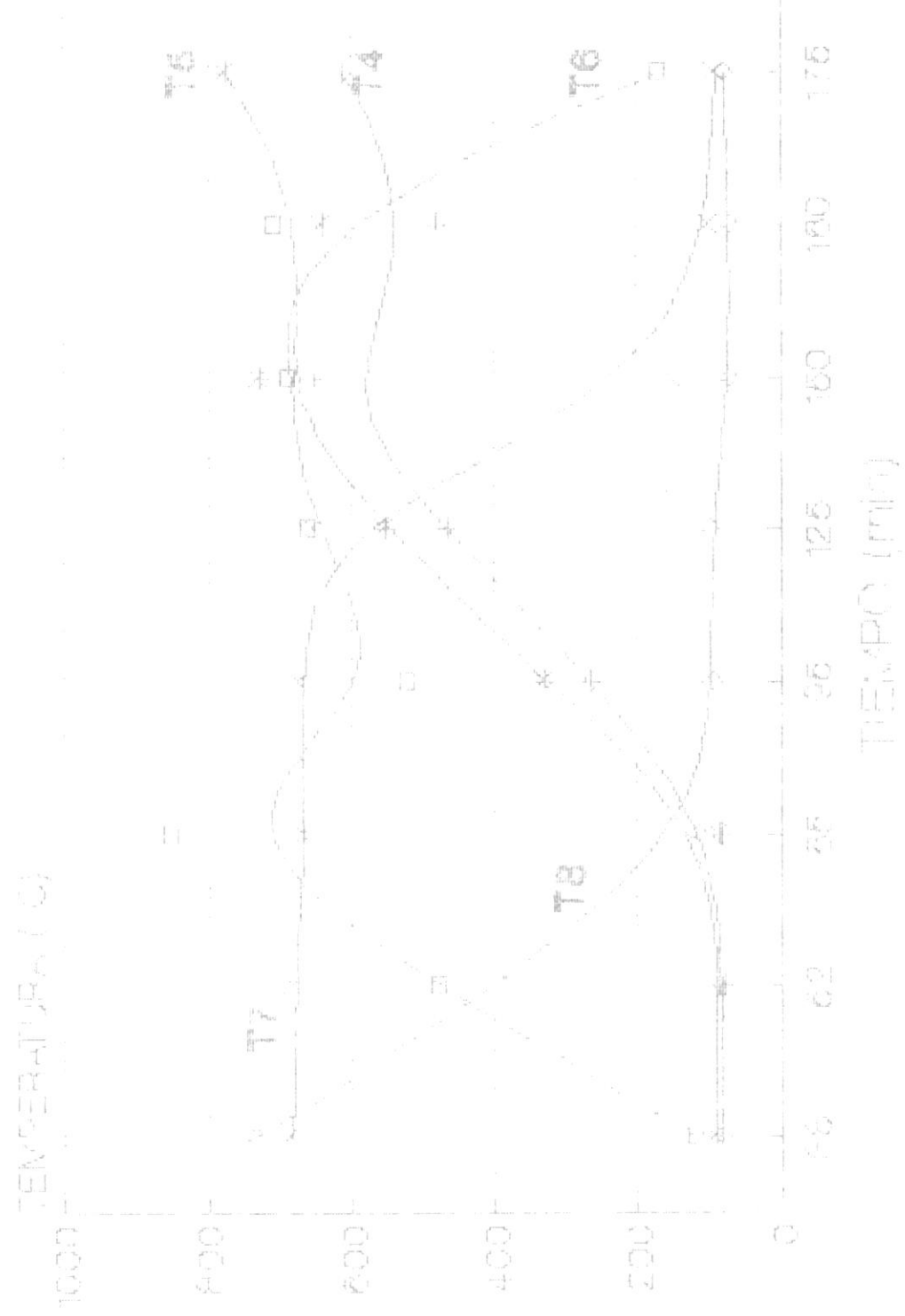
PRUEBA # 5.

Tiempo	Temperaturas en el gasificador. (°C)									
	T ₁	T ₂	T ₃	T ₄	T ₅	T ₆	T ₇	T ₈	T ₉	T ₁₀
11:40	Inicio de fuego .									
12:19	49	50	54	82	91	120	681	735	75	70
12:32	52	51	55	80	86	478	680	387	77	75
12:45	60	60	63	82	87	350	661	115	98	88
13:15	60	61	62	265	327	520	670	96	79	72
13:45	61	63	65	466	550	660	650	97	80	74
14:10	61	62	64	650	728	685	152	69	62	56
14:20	62	62	65	481	640	706	98	72	62	56
14:35	63	65	70	610	773	171	90	80	71	64
Prom.	59	59	62	340	410	254	460	206	76	70

Hora.	Muestra N ^o .	Composición.		
		% CO ₂	% O ₂	% CO
12:00	1	1.6	5.0	2.6
12:15	2	2.4	2.8	2.4
13:45	3	2.0	2.0	2.0
14:00	4	1.2	5.2	3.4
14:15	5	2.0	1.6	2.6



TEMPERATURA VS TIEMPO



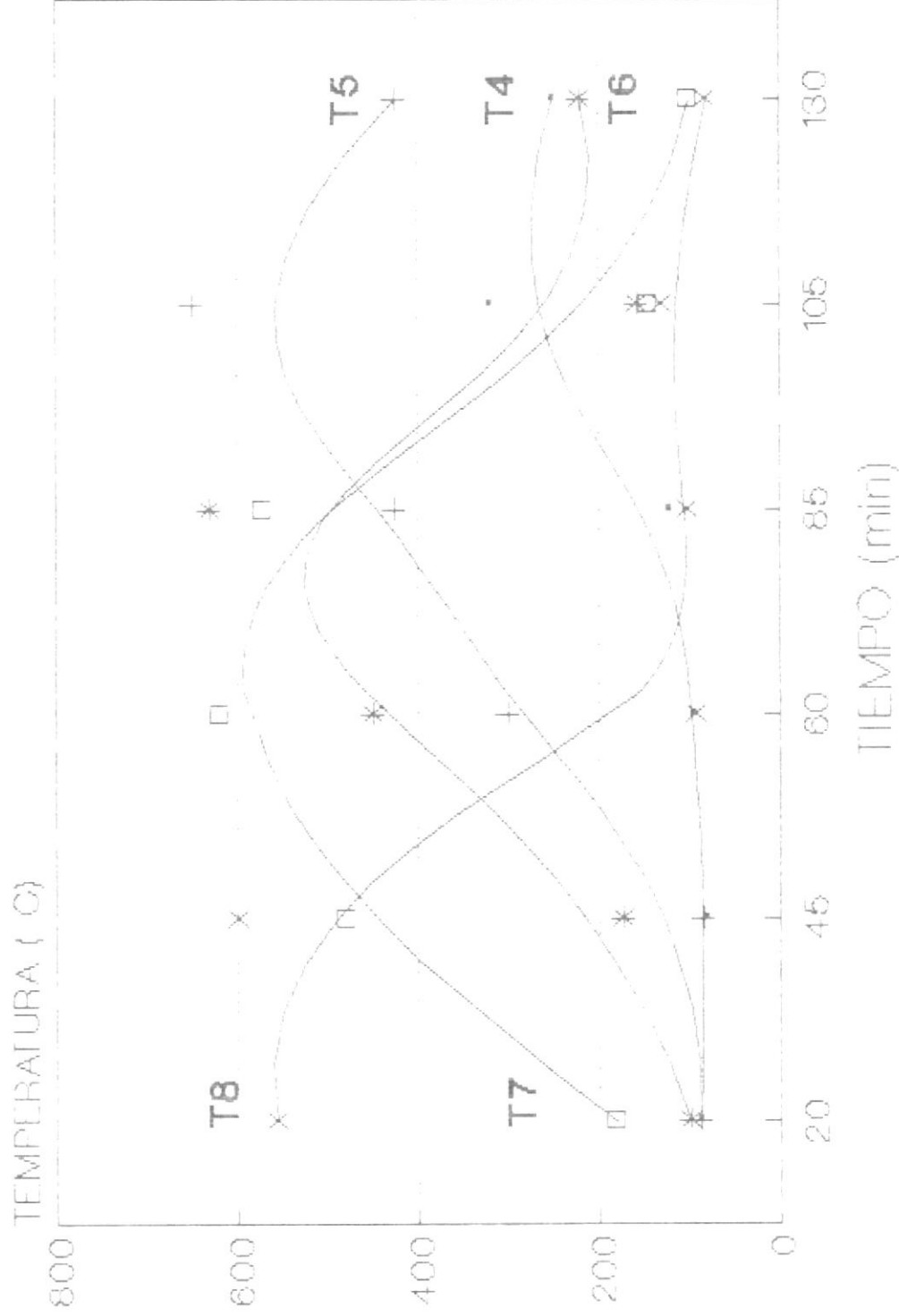
PRUEBA # 5

PRUEBA # 6.

Tiempo.	Temperaturas en el gasificador. (°C).									
Hora.	T ₁	T ₂	T ₃	T ₄	T ₅	T ₆	T ₇	T ₈	T ₉	T ₁₀
12:50	Inicio de fuego .									
13:10	41	41	44	86	86	98	180	555	204	90
13:35	42	44	55	81	84	173	480	598	122	98
13:50	51	52	58	94	300	450	620	91	79	68
14:15	53	53	58	122	425	630	572	101	72	61
14:35	57	57	60	320	650	156	144	130	105	85
15:00	60	62	62	250	425	220	99	80	76	73
Prom.	51	52	56	159	328	288	349	259	110	79

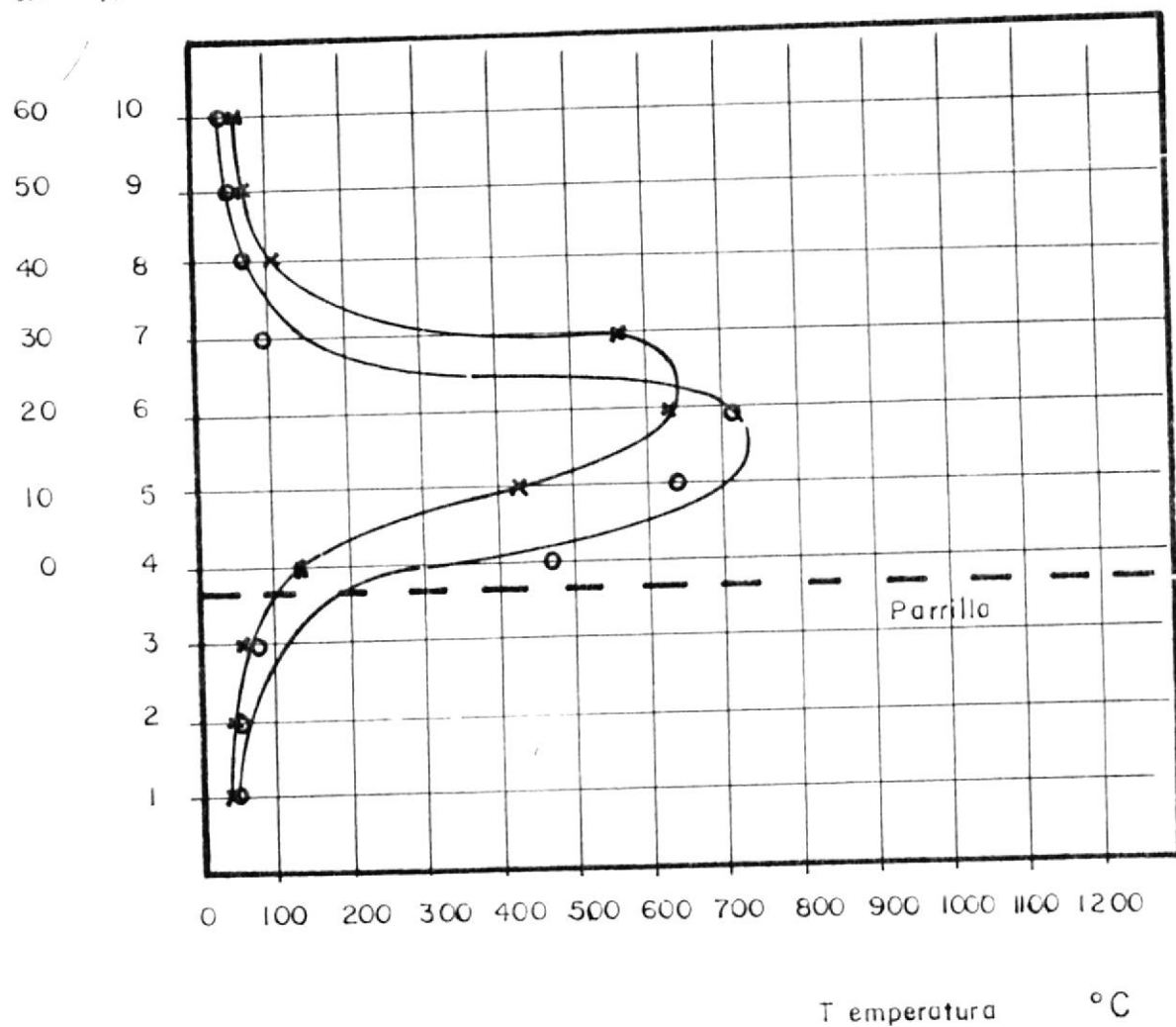
		Composición.		
Hora.	Muestra N ^o .	% CO ₂	% O ₂	% CO
13:15	1	1.8	2.2	3.2
13:35	2	1.6	3.0	1.4
14:05	3	2.6	1.2	1.2
14:35	4	1.8	1.6	1.6
15:10	5	1.4	2.0	1.4

TEMPERATURA VS TIEMPO



h Punto
cm N°

h = altura de cama



CURVAS CORRESPONDIENTES A LAS

PRUEBAS 5 Y 6

5 ○ 14 : 10

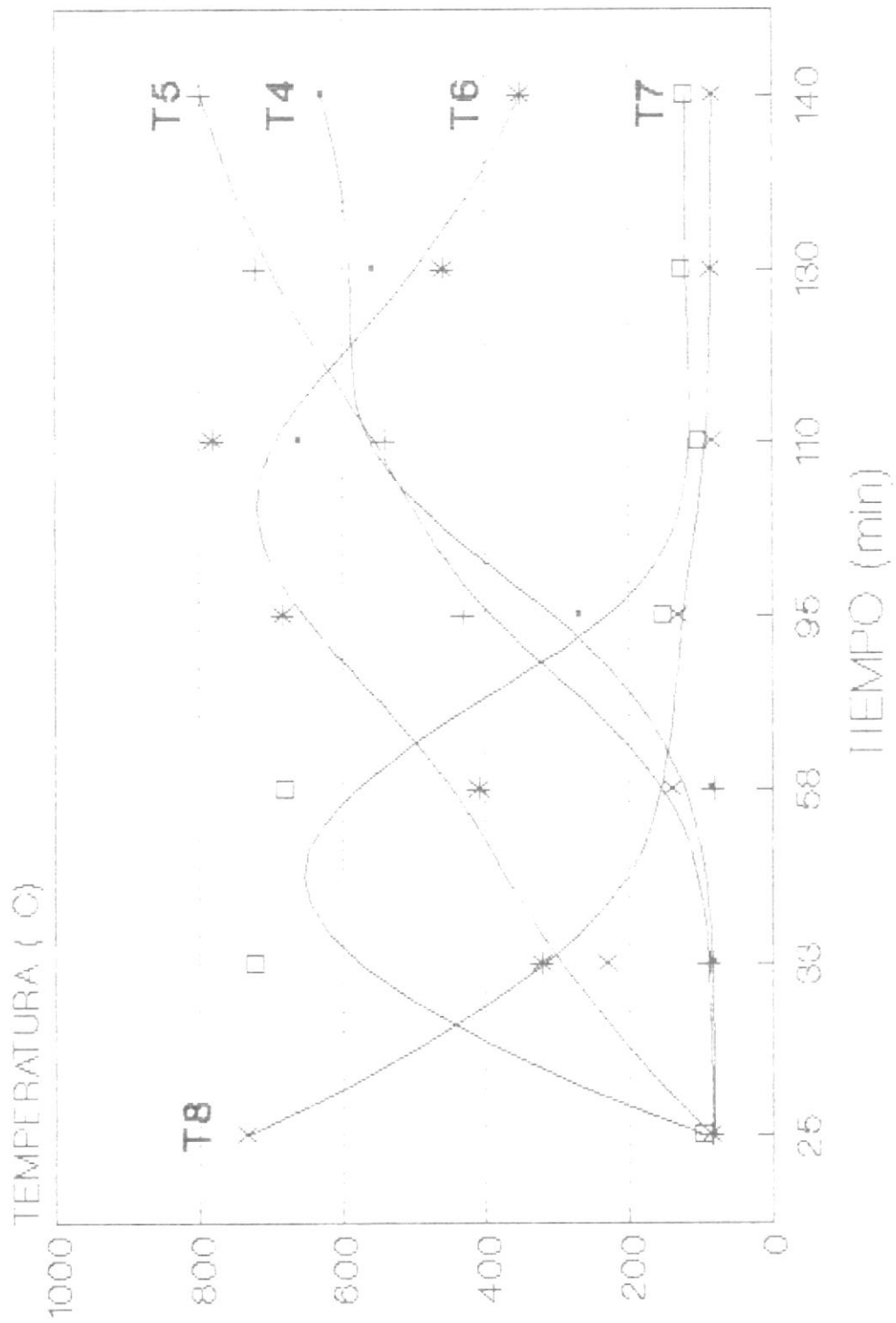
6 ✕ 14 : 15

PRUEBA # 7.

Tiempo.	Temperaturas en el gasificador. (°C).									
Hora.	T ₁	T ₂	T ₃	T ₄	T ₅	T ₆	T ₇	T ₈	T ₉	T ₁₀
10:50	Inicio de fuego .									
11:15	45	45	50	81	82	85	95	733	104	76
11:23	49	51	58	80	86	322	720	230	110	108
11:48	60	60	62	85	81	408	679	138	93	85
12:25	61	66	74	270	430	682	150	130	75	92
12:40	63	66	86	660	540	780	100	83	80	77
13:00	66	80	98	558	720	458	125	85	82	70
13:10	66	87	99	630	799	350	120	83	79	70
Prom.	59	65	75	338	391	441	294	212	92	83

		Composición.		
Hora.	Muestra N ^o .	% CO ₂	% O ₂	% CO
11:20	1	1.6	1.8	1.4
11:46	2	1.4	1.6	1.2
12:05	3	1.6	2.4	2.4
12:30	4	2.0	2.6	3.0
13:00	5	1.8	3.0	3.4

TEMPERATURA vs TIEMPO

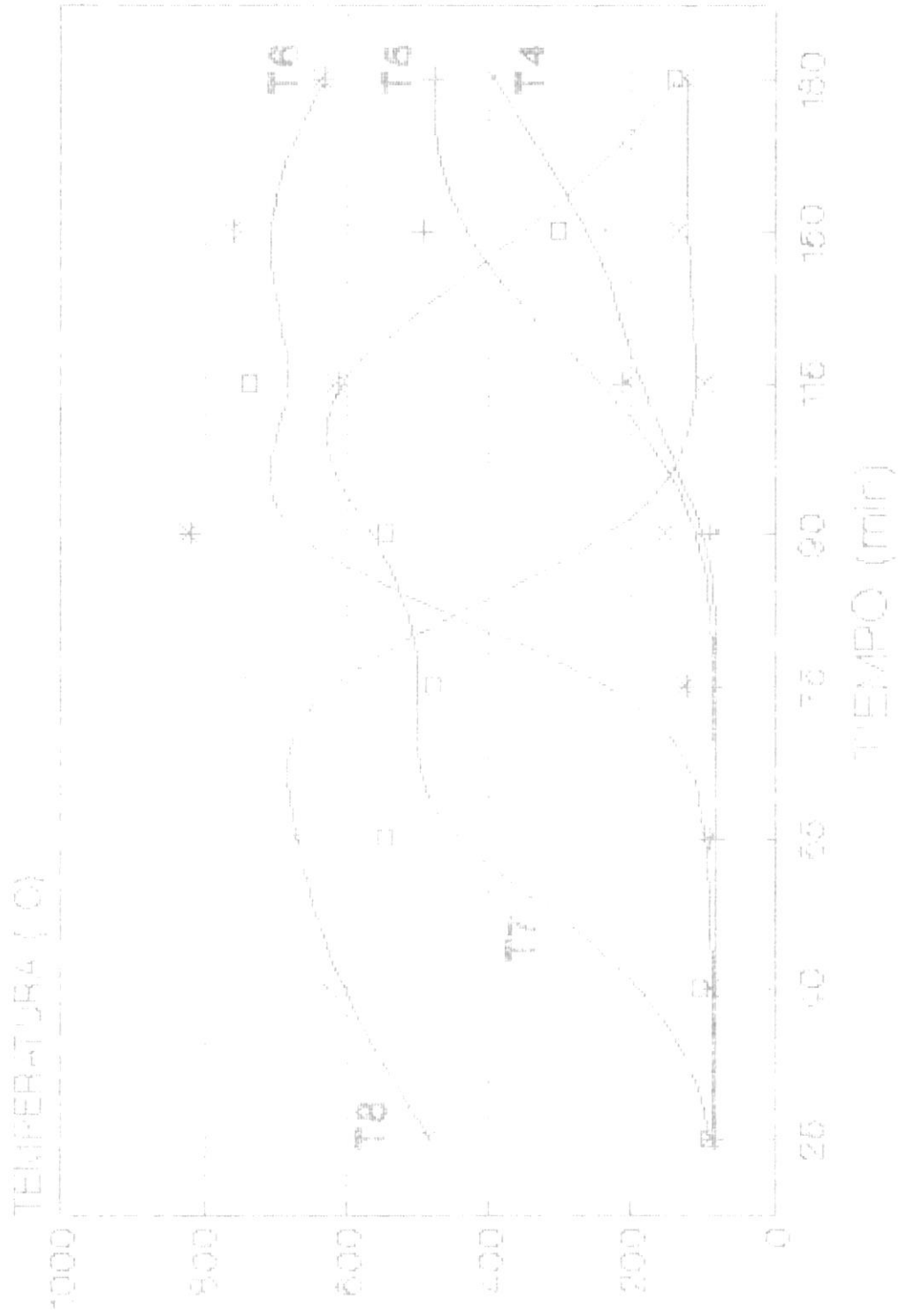


PRUEBA # 8.

Tiempo.	Temperaturas en el gasificador. (°C).									
Hora.	T ₁	T ₂	T ₃	T ₄	T ₅	T ₆	T ₇	T ₈	T ₉	T ₁₀
10:00	Inicio de fuego .									
10:25	43	43	46	81	82	85	91	480	130	112
10:40	54	58	58	81	82	85	103	622	147	133
11:05	60	62	65	82	83	91	544	665	127	104
11:15	60	60	63	83	85	122	476	726	92	81
11:30	60	61	61	80	91	819	543	150	129	116
11:55	61	63	66	205	213	610	733	93	83	78
12:30	47	62	64	239	490	759	303	129	96	89
13:00	54	74	74	394	476	630	140	121	101	84
Prom.	55	60	62	156	200	400	376	373	113	100

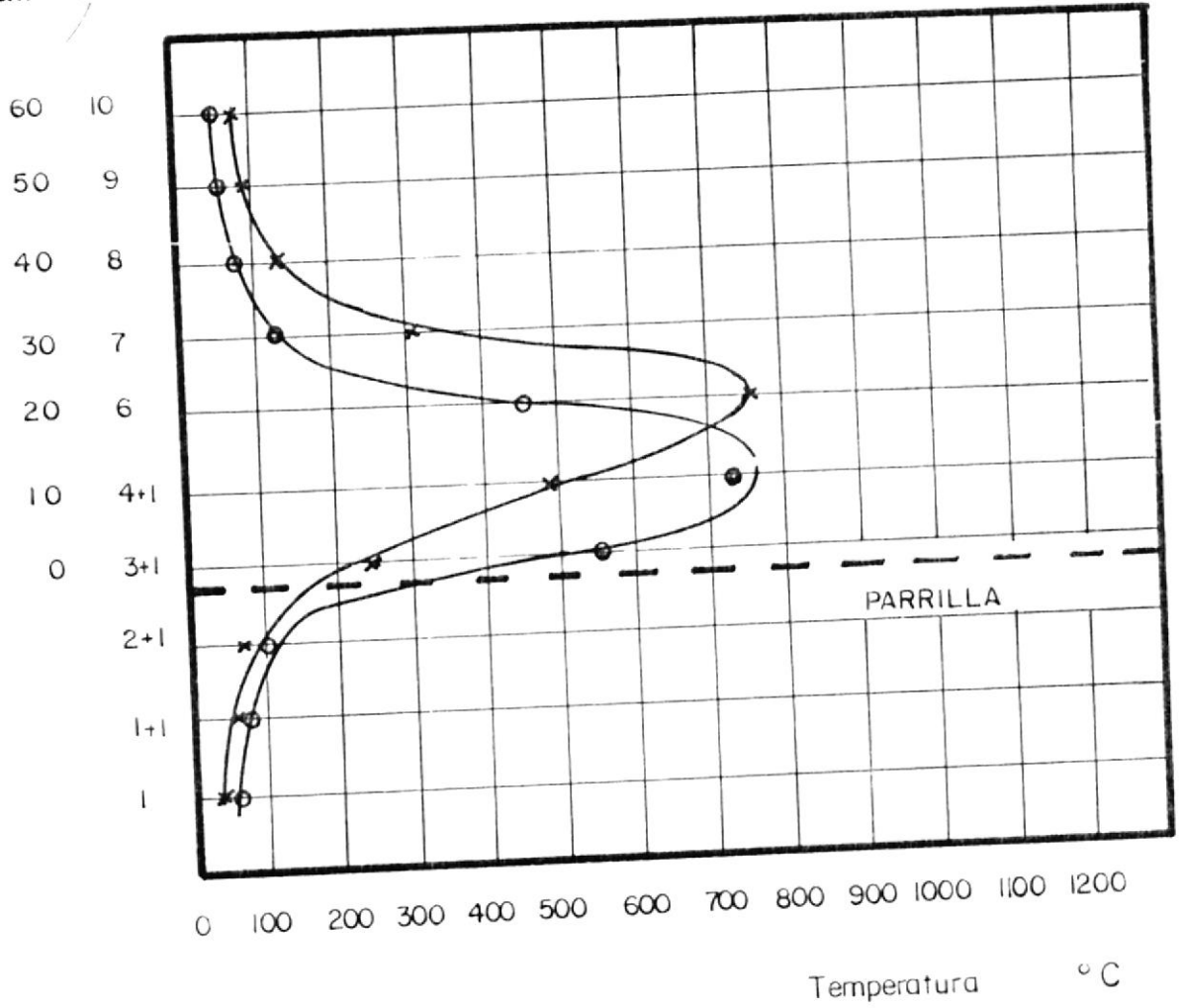
		Composición.		
Hora.	Muestra N ^o .	% CO ₂	% O ₂	% CO
10:45	1	0.4	1.4	0.0
11:00	2	1.6	1.6	1.2
11:15	3	1.4	1.4	1.4
11:50	4	1.4	1.2	1.2
12:15	5	1.0	1.0	1.0

TEMPERATURA vs TIEMPO



h Punto
cm N^o

h ≡ altura de cama.



CURVAS CORRESPONDIENTE A LAS
PRUEBAS 7 Y 8

7 ○ 13:00

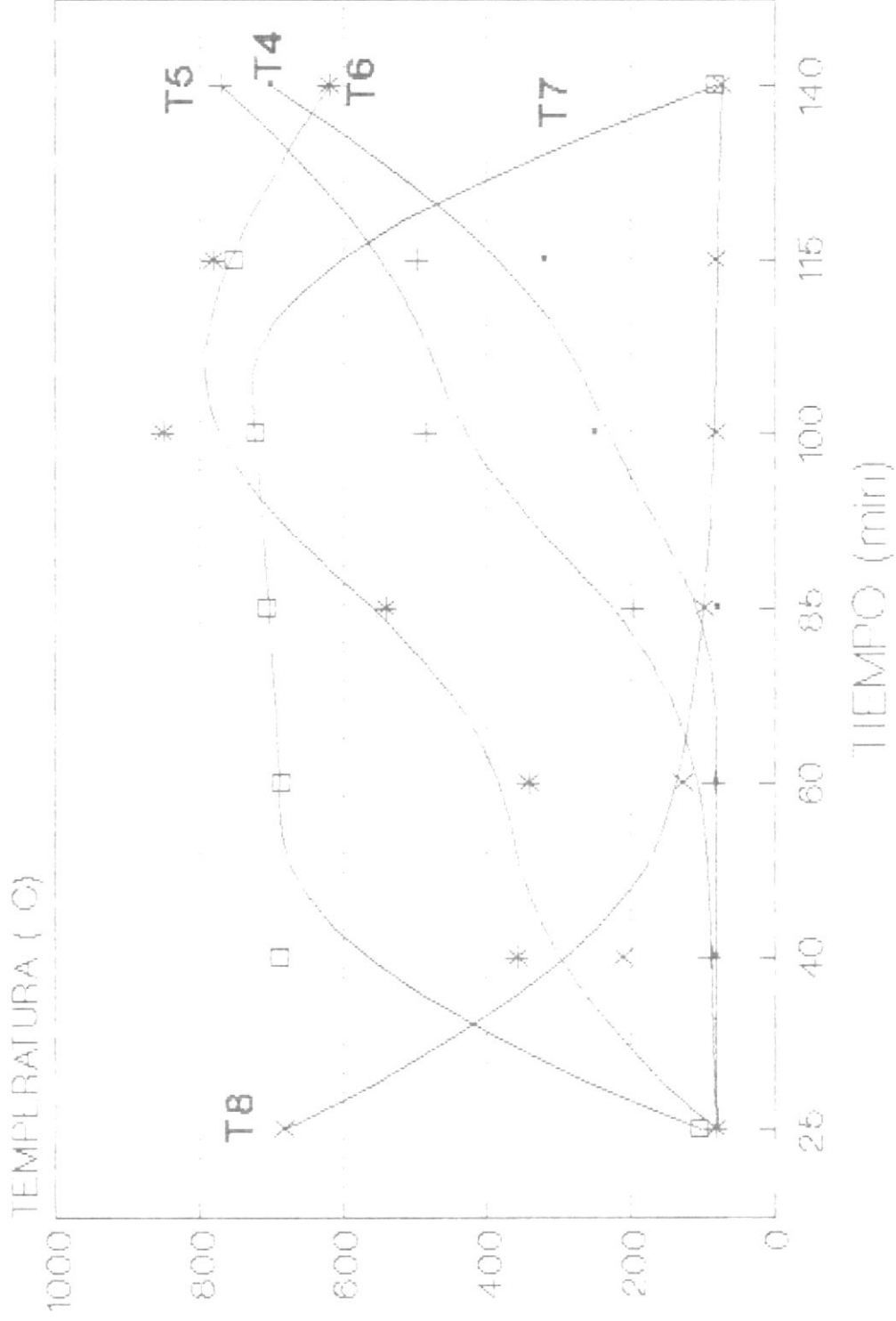
8 x 12:30

PRUEBA # 9.

Tiempo	Temperaturas en el gasificador. (°C).									
	Hora.	T ₁	T ₂	T ₃	T ₄	T ₅	T ₆	T ₇	T ₈	T ₉
11:50	Inicio de fuego .									
12:15	47	60	58	79	80	81	102	680	126	113
12:30	54	60	60	81	87	356	687	210	138	123
12:50	58	62	63	80	82	340	685	126	109	36
13:15	57	58	59	79	195	540	704	97	80	68
13:30	66	63	65	250	435	850	720	60	72	51
13:45	65	64	68	320	495	780	750	60	75	71
14:10	68	68	118	700	770	620	80	73	67	61
Prom.	59	65	70	227	314	510	533	129	95	83

Hora.	Muestra N ^o .	Composición.		
		% CO ₂	% O ₂	% CO
12:15	1	1.6	1.4	2.0
12:30	2	1.6	1.4	2.6
13:00	3	1.6	2.6	3.2
13:30	4	1.4	2.6	3.0
13:55	5	1.6	1.6	2.8

TEMPERATURA VS TIEMPO

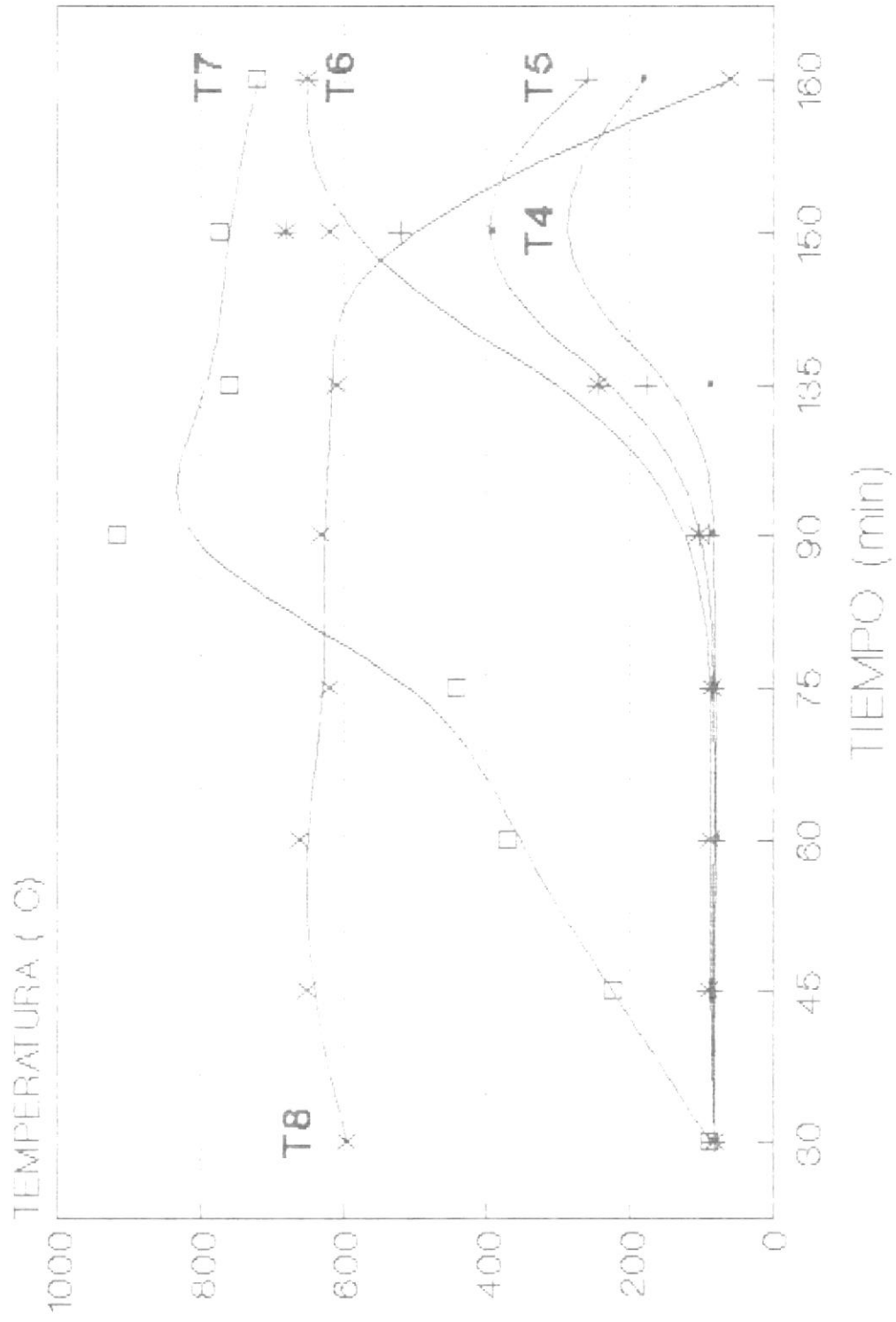


PRUEBA # 10.

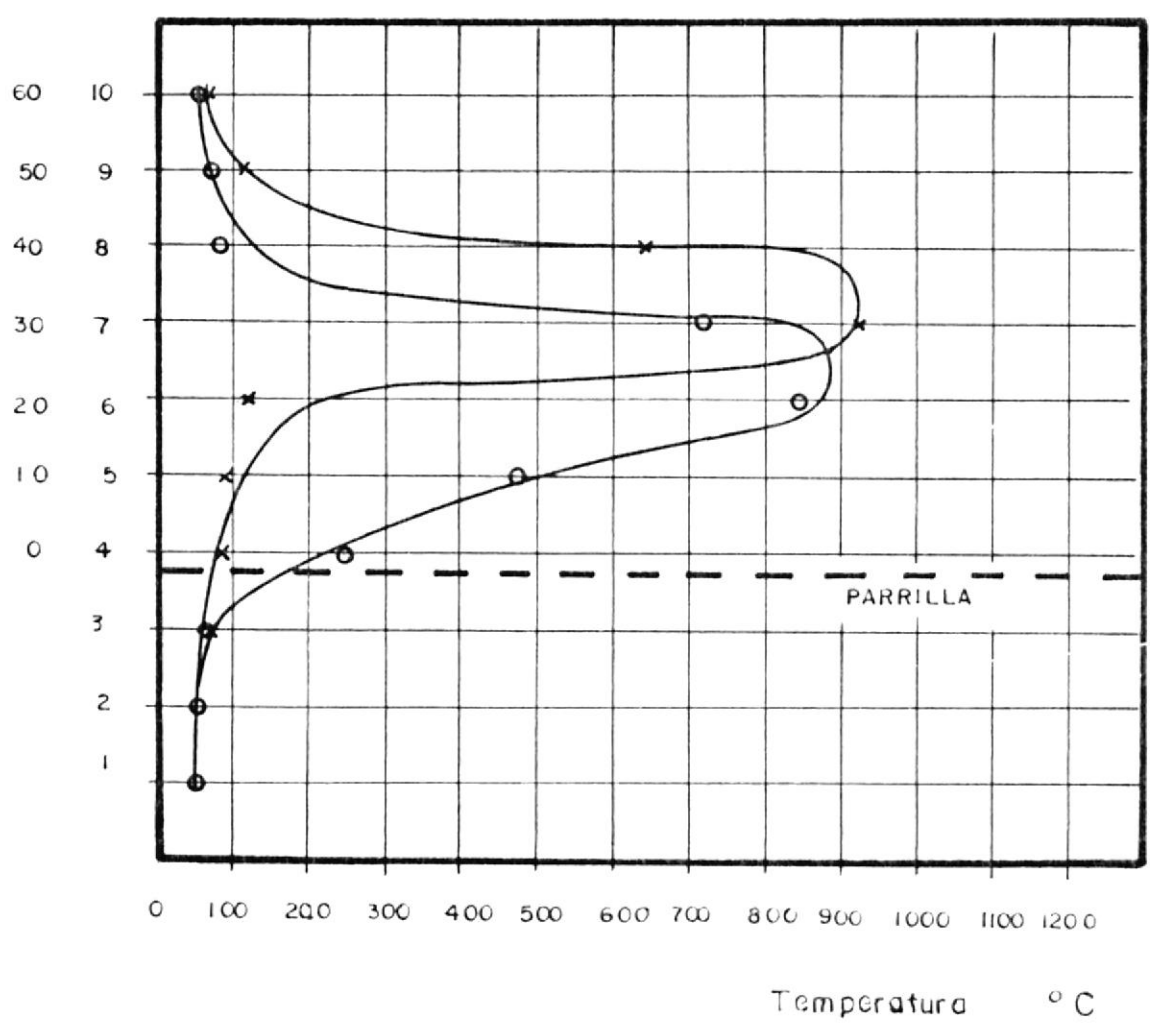
Tiempo.	Temperaturas en el gasificador. (°C)									
Hora.	T ₁	T ₂	T ₃	T ₄	T ₅	T ₆	T ₇	T ₈	T ₉	T ₁₀
11:00	Inicio de fuego .									
11:30	53	58	57	80	80	80	86	595	243	116
11:45	49	56	59	82	84	88	222	650	130	107
12:00	46	47	51	77	80	87	368	660	132	125
12:15	46	46	53	79	82	84	441	620	97	70
12:30	53	55	63	83	88	102	916	632	106	74
13:15	46	54	60	87	176	244	758	610	72	62
13:30	48	59	68	390	520	680	772	620	53	49
13:40	50	55	60	180	260	550	720	58	55	52
Prom.	49	54	59	132	171	261	535	556	111	82

		Composición.		
Hora.	Muestra N ^o .	% CO ₂	% O ₂	% CO
11:35	1	1.8	1.4	2.2
12:10	2	1.0	1.0	2.0
12:30	3	0.6	1.0	3.2
12:50	4	0.8	1.8	2.0
13:00	5	0.8	1.0	4.0

TEMPERATURA VS TIEMPO



h Punto h altura de coma
cm N°



CURVAS CORRESPONDIENTES A LAS

PRUEBAS 9 Y 10

9 O 13:30

10 X 12:30



BIBLIOTECA

Prueba N ^o .	Velocidad de salida del gas. Ft.min ⁻¹	Antes del depurador. Velocidad de entrada del gas. Ft.min ⁻¹	Peso de cascarilla de arroz. Kg.
1	1 100	700	16.8
2	300	200	15.0
3	600	500	11.9
4	1 000	700	19.0
5	900	600	13.5
6	800	600	13.5
7	1 400	900	13.0
8	1 900	700	13.5
9	2 000	1 000	13.0
10	1 800	800	14.0
	∅ 2"	∅ 1"	

FOR INTERMEDIO DE ESTE METODO SE OBTIENE 3/4 DE GALON
DE ALQUITRAN.



Prueba N ^o .	Variación de presión. P_{Venturi} (cm H ₂ O)	Tiempo total de prueba. (horas)	Temperatura ambiente (°C)
1	4.5	2.50	26 - 28
2	0.9	0.90	28 - 33
3	2.8	2.25	25 - 36
4	3.8	2.16	28 - 35
5	3.0	2.58	25 - 29
6	2.4	2.00	26 - 30
7	6.3	1.80	27 - 33
8	4.5	3.00	27 - 32
9	6.2	1.92	28 - 30
10	4.0	2.50	28 - 33
Velocidad de remoción $\approx 2 - 4 \text{ rev.min}^{-1}$			

Prueba N ^o	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Temperatura de salida del gas °C	44	46	50	41	42	43	41	42	42	44

METODO II

DATOS OBTENIDOS.

PRUEBA # 1.

Tiempo.	Temperaturas en el Gasificador. (°C).							
Hora.	T ₁	T ₂	T ₃	T ₄	T ₅	T ₆	T ₇	T ₈
10:00	Inicio de fuego.							
10:30	Introducción de carga W ₁ = 7 Kg							
10:40	75	141	165	750	365	153	95	
11:20	74	124	150	660	769	680	208	
11:40	75	104	130	740	930	510	198	
Prom.	75	123	148	717	688	448	167	

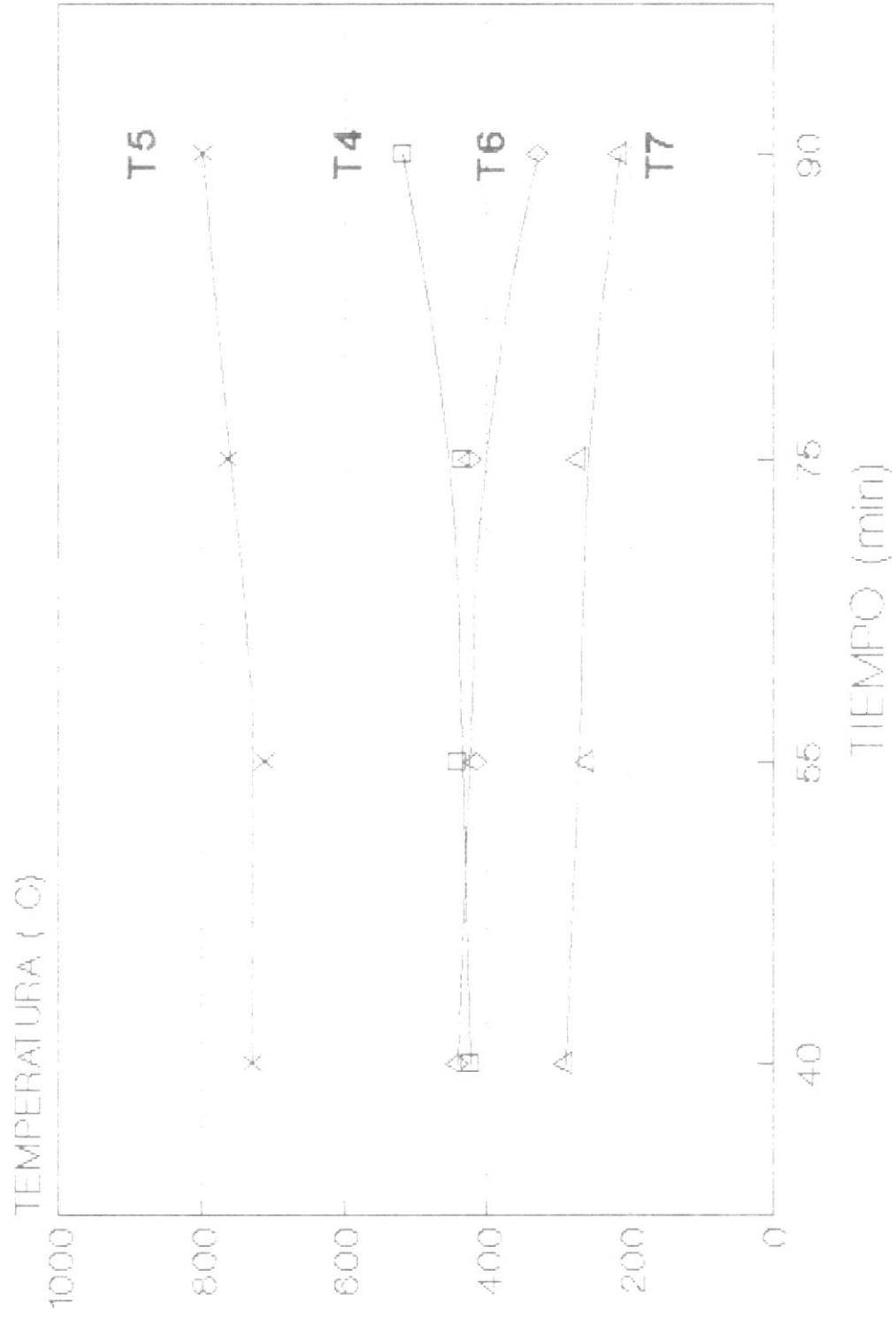
		Composición.					
Hora.	Muestra N°	A la salida del gasificador			En el quemador.		
		CO ₂	O ₂	CO	CO ₂	O ₂	CO
10:40	1	8.2	0.8	4.8	4.6	3.8	3.2
11:20	2	6.4	1.0	5.0	1.4	4.8	4.0
11:40	3	4.0	1.0	7.0	10.0	12.8	4.6

PRUEBA # 2.

Tiempo.	Temperaturas en el gasificador. (° C).						
Hora.	T ₁	T ₂	T ₃	T ₄	T ₅	T ₆	T ₇
11:45	Inicio de fuego.						
12:00	Introducción de la carga W15 B Kg						
12:25	60	92	125	432	728	440	289
12:40	52	93	131	441	710	415	260
13:00	62	99	133	435	762	422	271
13:15	63	100	140	518	798	329	213
Prom.	62	97	132	457	750	402	258

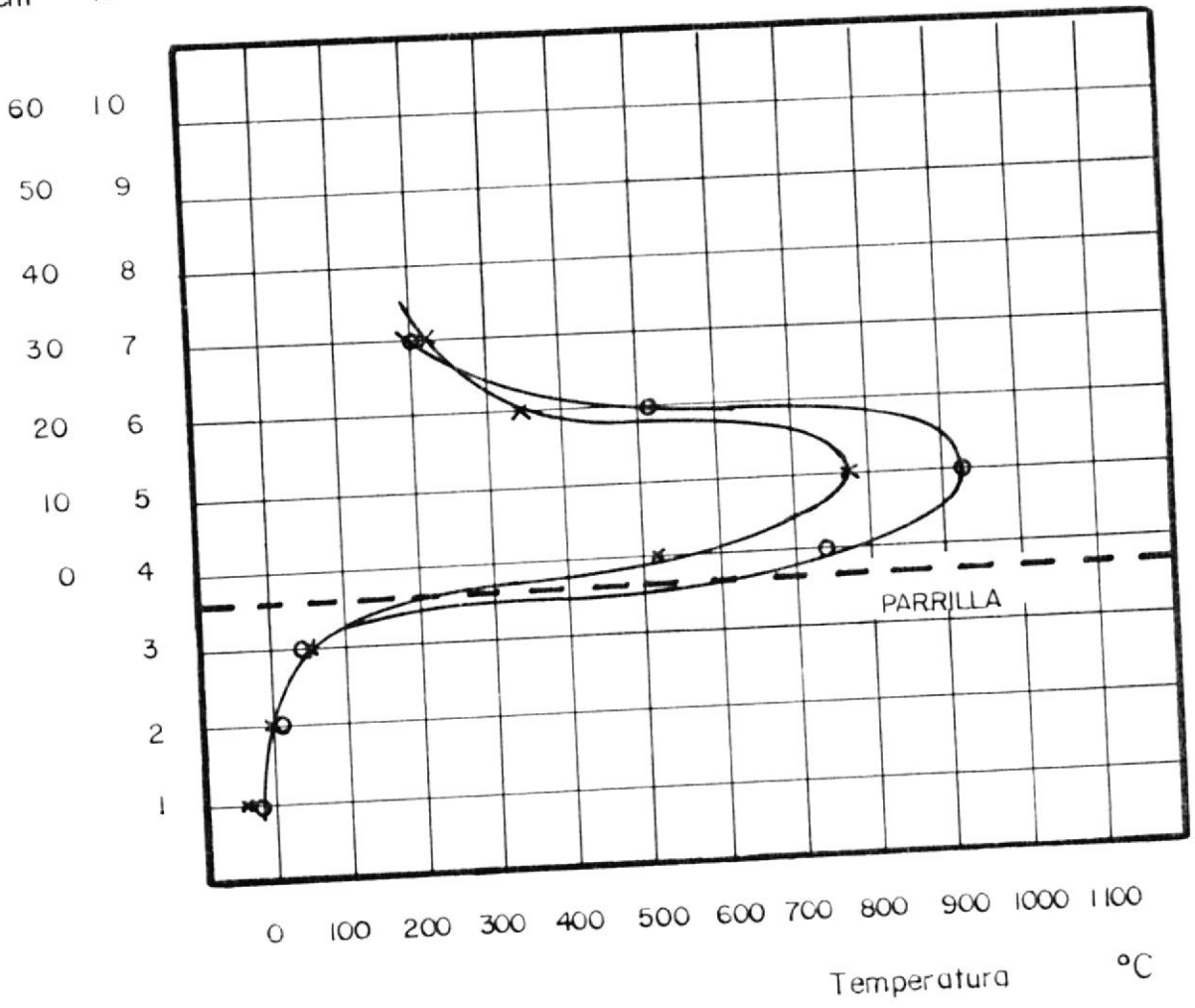
		Composición.					
Hora.	Muestra N ^o .	A la salida del gasificador.			En el quemador.		
		CO ₂	O ₂	CO	CO ₂	O ₂	CO
12:40	1	8.0	1.4	6.0	4.0	1.8	2.0
13:00	2	6.8	1.2	6.8	4.2	1.4	3.2
13:15	3	9.2	0.8	6.6	4.6	1.0	4.0

TEMPERATURA VS TIEMPO



$h \equiv$ altura de cama.

h Punto
cm N^o



CURVAS CORRESPONDIENTES A LAS

PRUEBAS

1 Y 2

1 ○ 11-40

2 × 13-15



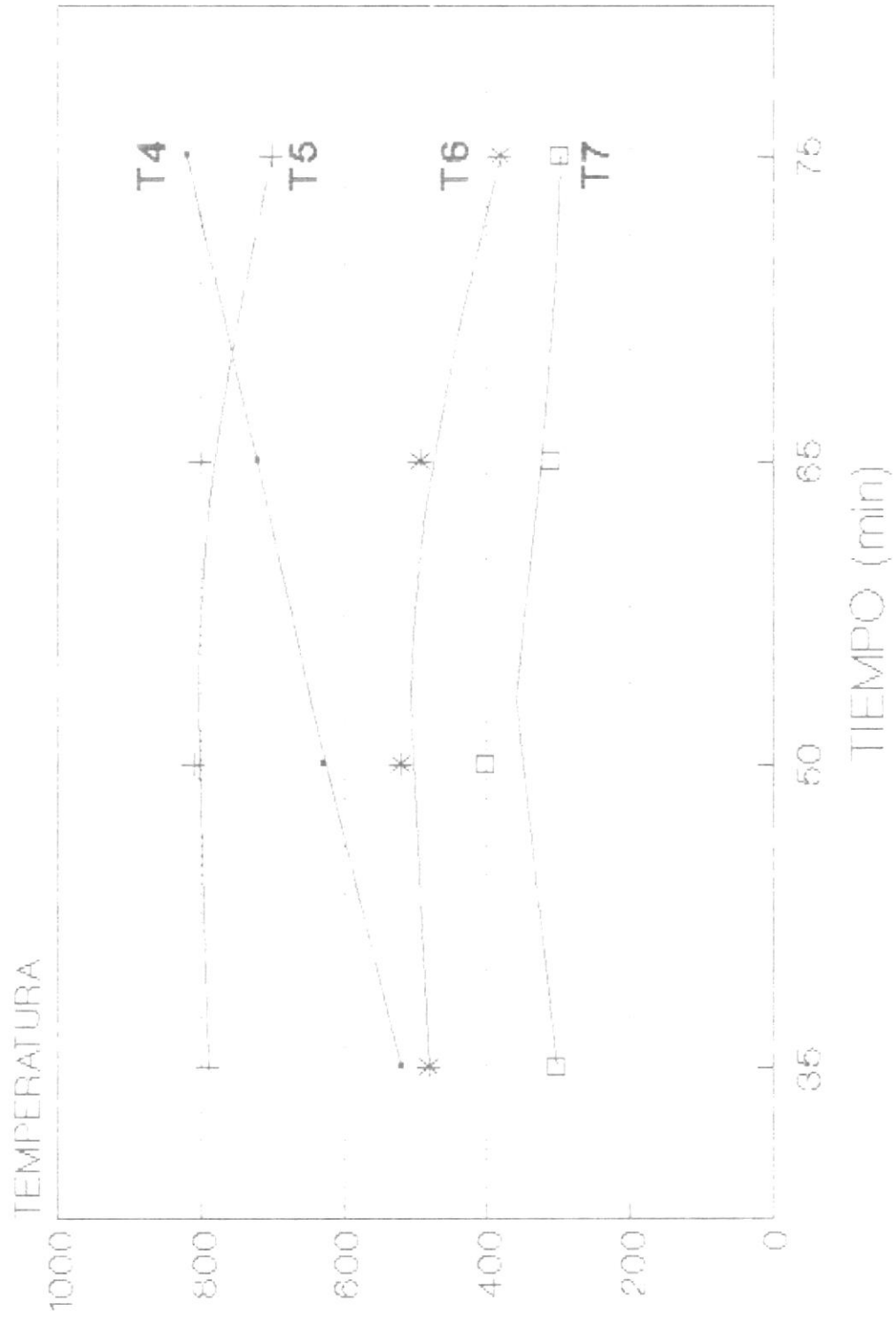
BIBLIOTECA

PRUEBA # 3.

Tiempo.	Temperaturas en el gasificador. (° C).						
Hora.	T ₁	T ₂	T ₃	T ₄	T ₅	T ₆	T ₇
11:25	Inicio de fuego.						
11:45	Introducción de la carga W1= 8 Kg						
12:00	70	98	115	520	790	480	302
12:15	74	102	129	630	810	520	400
12:30	74	100	133	720	800	492	310
13:40	72	102	152	820	700	380	297
Prom.	73	101	132	673	775	468	327

		Composición.					
Hora.	Muestra Nº.	A la salida del gasificador.			En el quemador.		
		CO ₂	O ₂	CO	CO ₂	O ₂	CO
12:15	1	7.2	1.4	7.8	4.2	1.6	4.8
12:30	2	6.8	1.2	7.2	3.6	2.0	4.0
12:40	3	6.0	1.2	6.8	4.8	2.4	3.2

TEMPERATURA VS TIEMPO

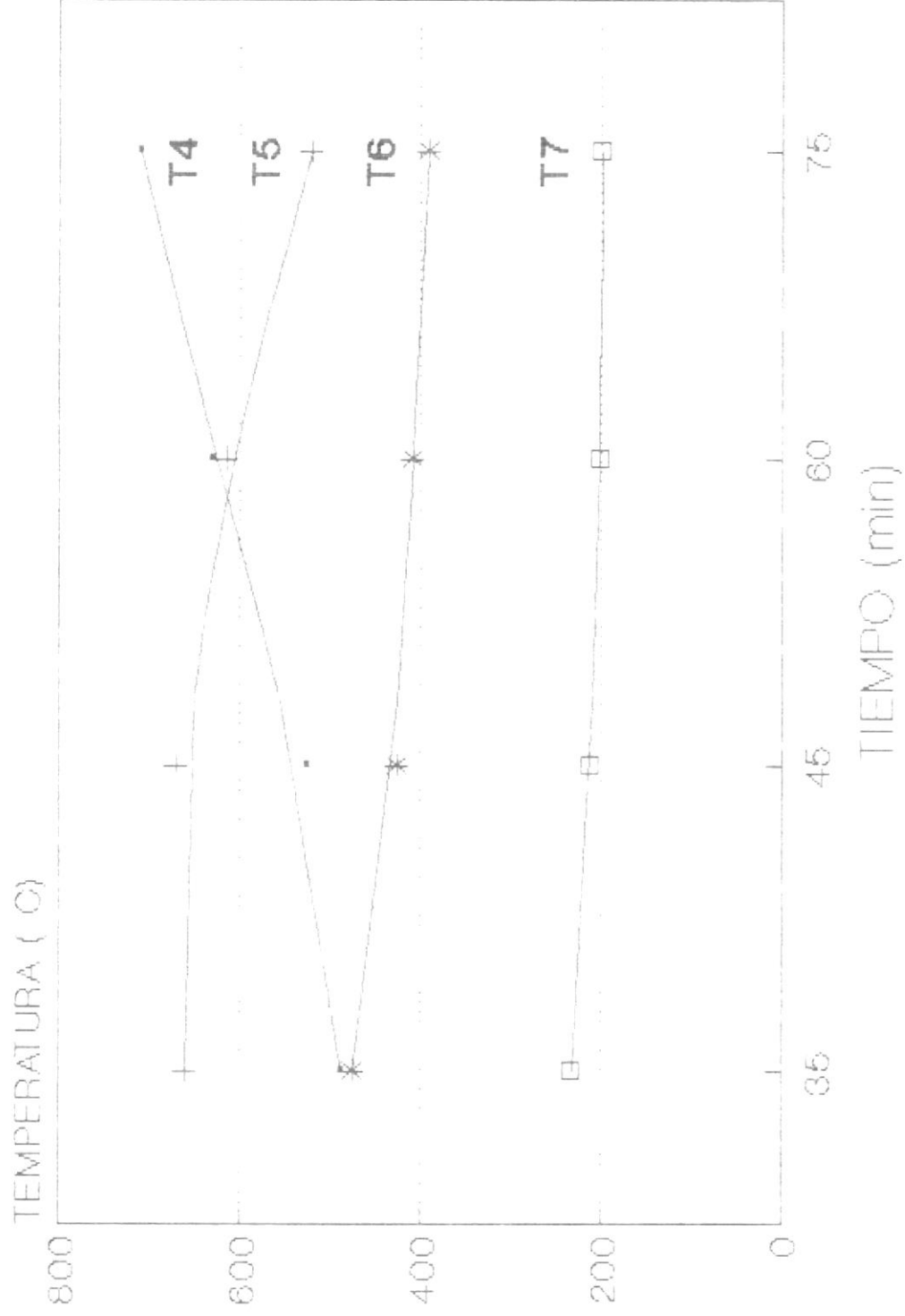


PRUEBA # 4.

Tiempo.	Temperaturas en el gasificador. (° C).						
Hora.	T ₁	T ₂	T ₃	T ₄	T ₅	T ₆	T ₇
12:00	Inicio de fuego.						
12:20	Introducción de la carga W1= 8 kg						
12:35	68	92	110	488	660	475	232
12:45	71	96	127	525	670	425	210
13:00	70	95	115	630	615	408	200
13:15	74	102	130	710	520	390	198
Prom.	71	96	121	583	616	425	210

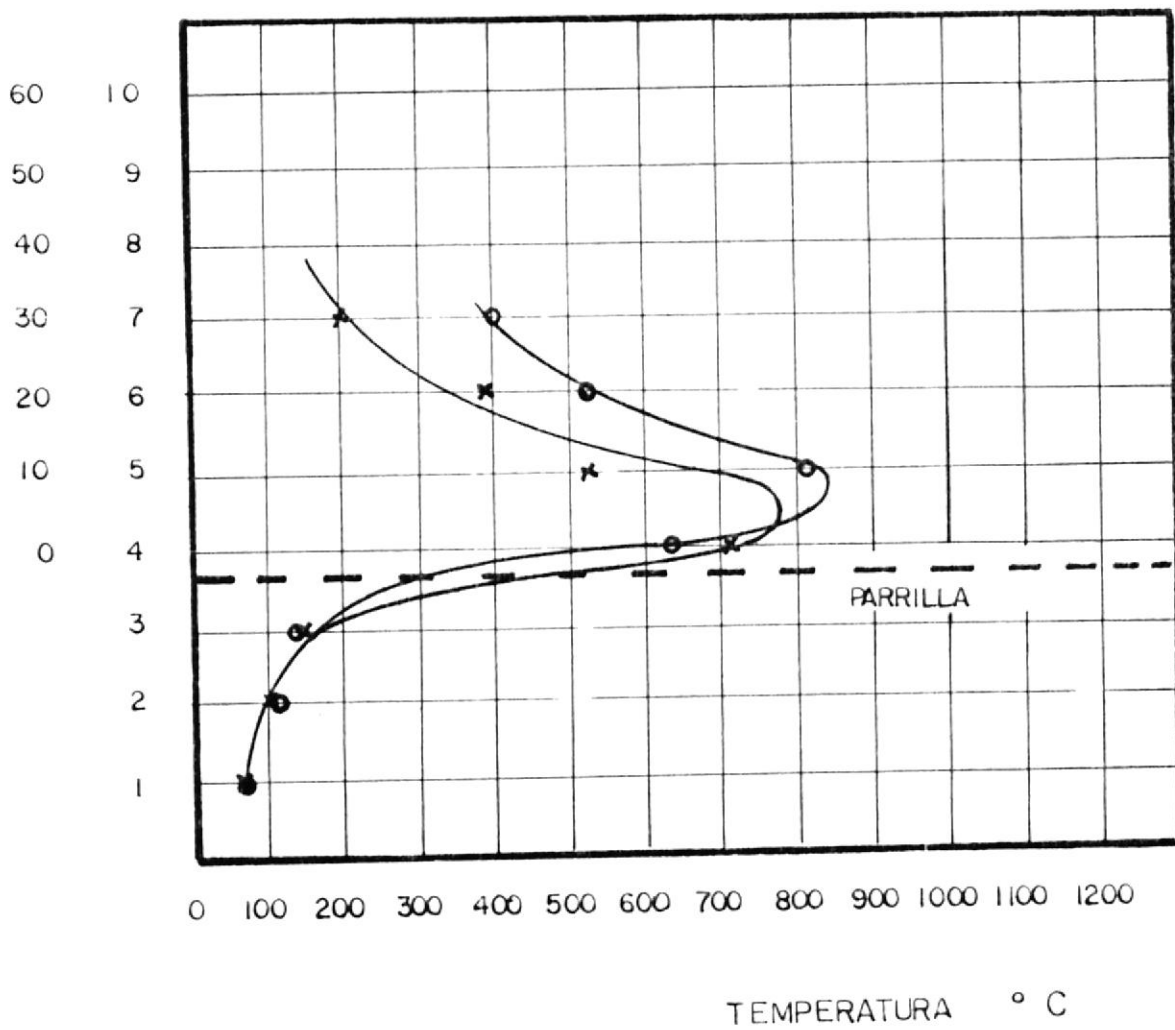
		Composición.					
Hora.	Muestra N ^o .	A la salida del gasificador.			En el quemador.		
		CO ₂	O ₂	CO	CO ₂	O ₂	CO
12:35	1	10.0	0.8	7.0	5.2	1.8	3.8
13:00	2	8.2	1.2	6.6	7.2	2.4	3.4
15:15	3	8.4	1.6	6.8	4.8	1.4	3.6

TEMPERATURA VS TIEMPO



h Punto
cm N°

h \equiv altura de carna.



CURVAS CORRESPONDIENTES A LAS

PRUEBAS 3 Y 4

3 ○ 12 : 30

4 × 13 : 15

Prueba N ^o	1	2	3	4
Velocidad del gas. Ft.min ⁻¹	750	900	1100	1200
Peso de cascarilla de arroz. Kg	9,5	10,0	10,0	10,0
Variación de presión P _{venturi} (cm H ₂ O)	1,0	1,3	1,5	1,5
Tiempo total de prueba (horas).	1,30	1,08	0,96	0,90
Temperatura ambiente. °C	30	29	30	29
Velocidad de remoción. rev. min ⁻¹	4	4	4	4
Temperatura de salida del gas °C	62	60	55	55
Cantidad de alquitrán	1/2 GALÓN			

5.2 RESULTADOS.

A continuación se dan a conocer los resultados, de las pruebas experimentales realizadas, los mismos que fueron obtenidos con las expresiones indicadas en el CAPITULO 4.

METODO I :

Nº. de prueba.	Producción de gas. $m^3.h^{-1}$	Consumo específico de cascarilla de arroz. $Kg.h^{-1}$
1	41	6.4
2	11	4.3
3	22	5.3
4	37	8.8
5	33	5.2
6	30	6.8
7	52	7.2
8	71	4.5
9	74	6.8
10	67	5.6

Nº. de prueba.	Relación de aire-combustible $\frac{\text{Kg (aire)}}{\text{Kg (casc. arroz)}}$	Velocidad de consumo de casc. de arroz. cm.min^{-1}
1	1.24	0.60
2	0.56	0.45
3	1.14	no constante.**
4	0.95	0.33
5	1.38	0.51
6	1.07	0.44
7	1.50	0.46
8	1.87	0.42
9	1.78	0.43
10	1.71	0.46



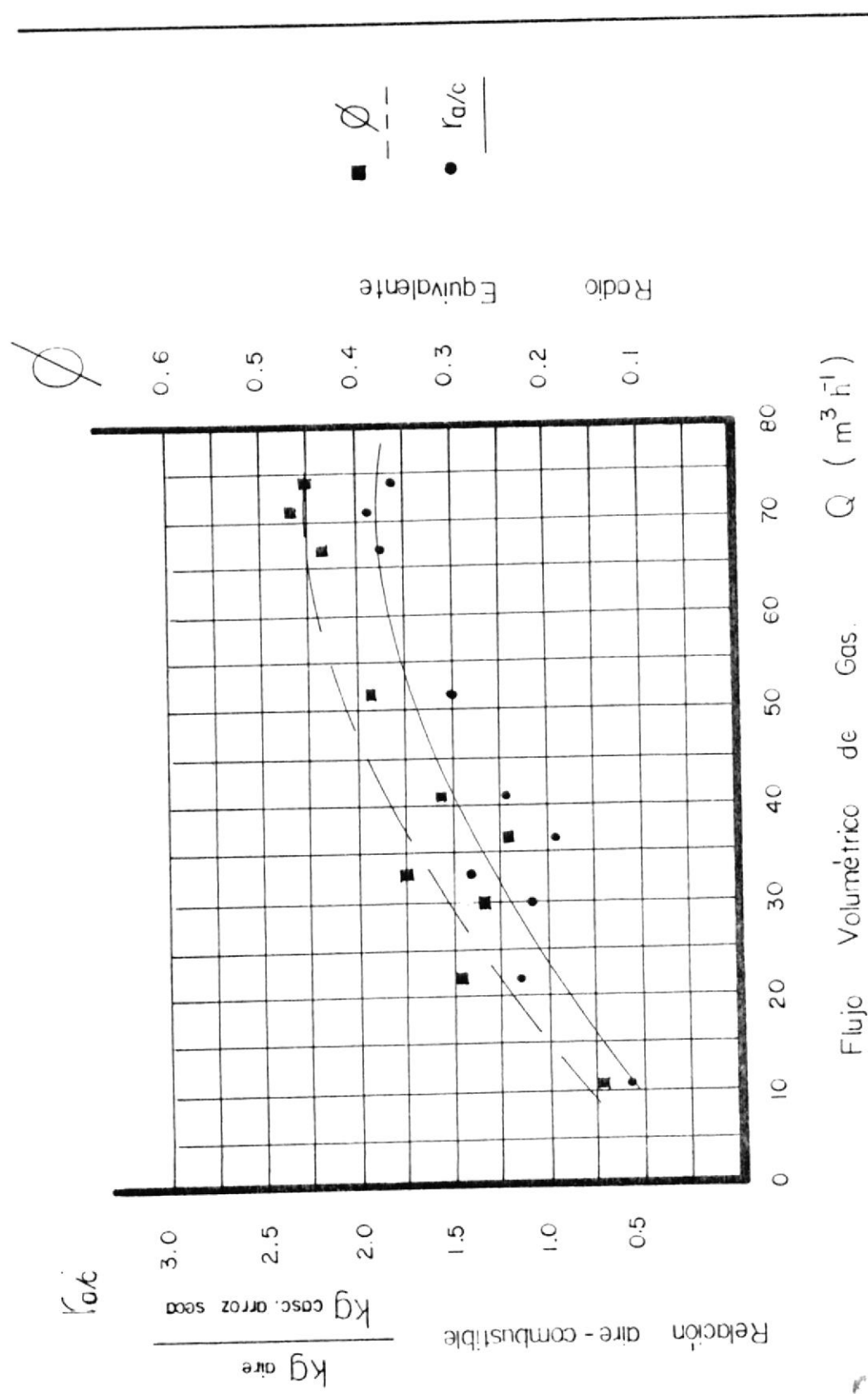
PRUEBA N°	Radio equivalente	Eficiencia en frío	Eficiencia en caliente
1	0,31	34.2	38.1
2	0,14	14.7	16.5
3	0,29	22.0	24.6
4	0,24	21.3	24.0
5	0,35	33.2	36.5
6	0,27	22.4	25.2
7	0,38	35.4	41.4
8	0,47	63.6	71.3
9	0,45	55.4	62.1
10	0,43	60.4	67.7



METODO II

Nº de prueba.	1	2	3	4
Producción de gas $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	27,83	33,40	40,82	44,53
Consumo de cascarilla de arroz $\text{Kg} \cdot \text{h}^{-1}$	7,3	9,2	10,20	11,11
Relación aire-combustible $\frac{\text{Kg}(\text{aire})}{\text{Kg}(\text{casc. arroz})}$	1,17	1,23	1,40	1,40
Velocidad de consumo de casc. de arroz. $\text{cm} \cdot \text{min}^{-1}$	0,41	0,49	0,59	0,62
Radio equivalente.	0,29	0,31	0,35	0,35
Eficiencia en frío	40.0	21.7	24.0	25.2
Eficiencia en caliente	44.0	24.5	27.0	28.4

% N ₂	
METODO I	METODO II
85.0	44.7
85.0	75.0
86.0	76.0
89.6	73.0
86.9	
89.2	
88.8	
93.8	
89.2	
89.1	



Relación aire - combustible

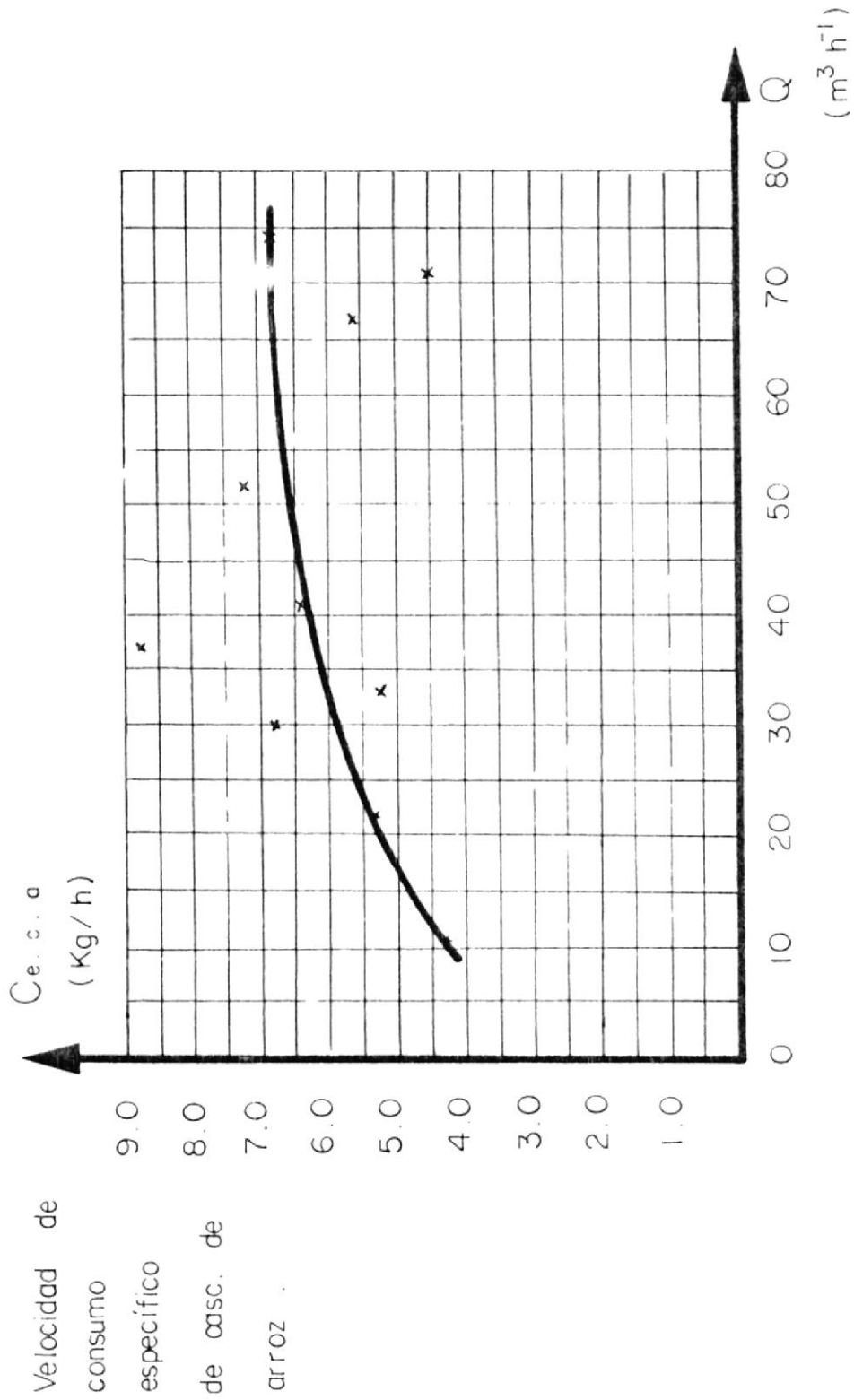
kg air / kg CSC, arroz seco

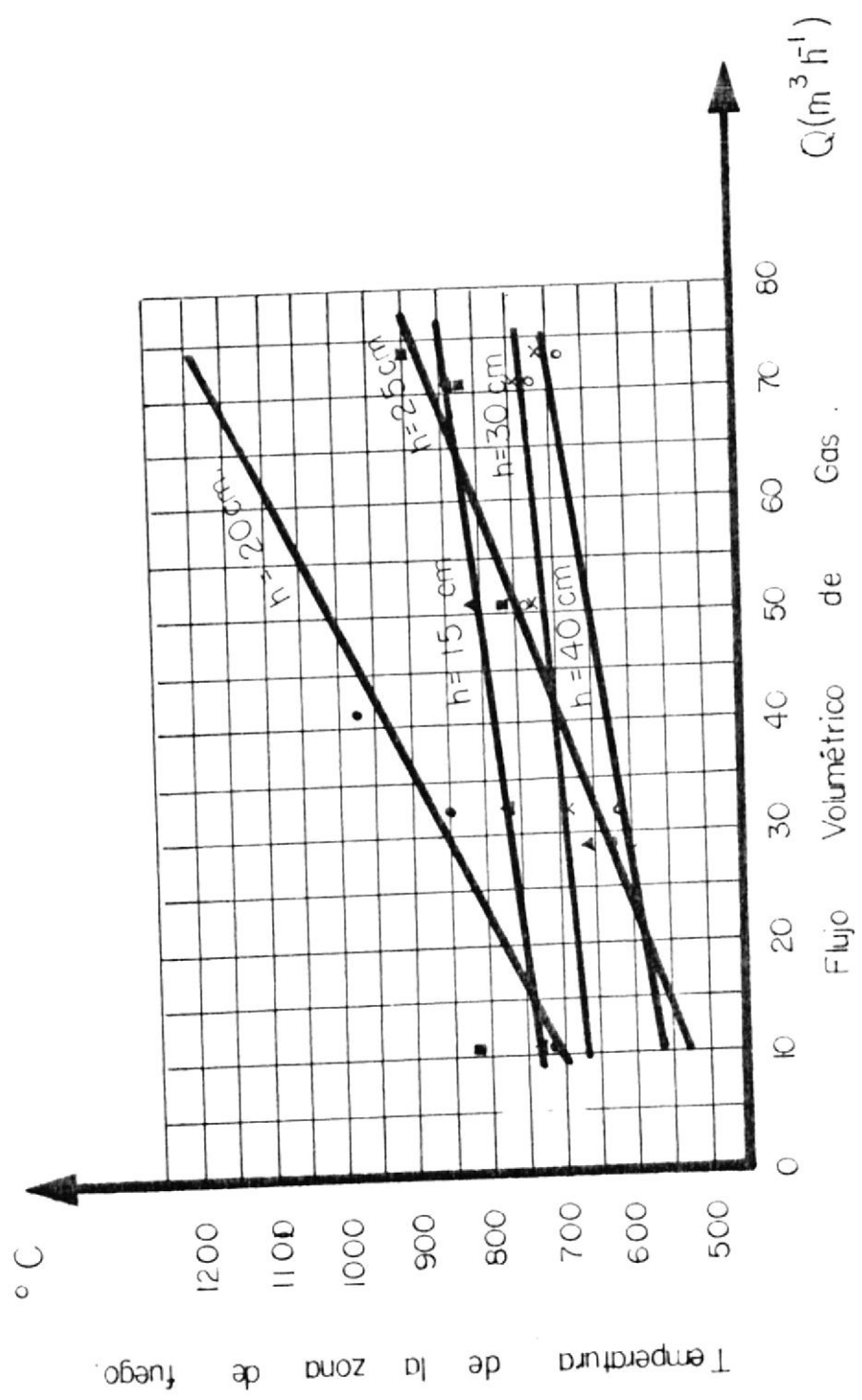
Flujo Volumétrico de Gas: Q (m³ h⁻¹)

Radio Equivalente

ϕ

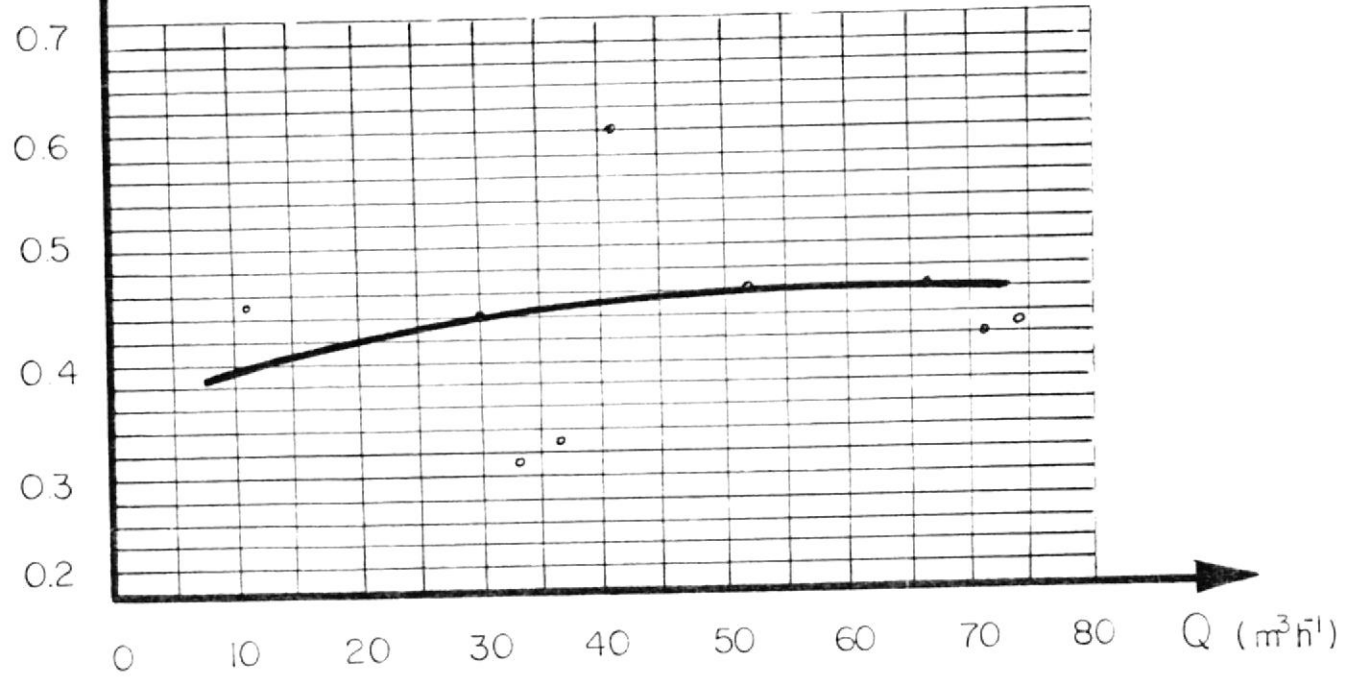
$r_{a/c}$





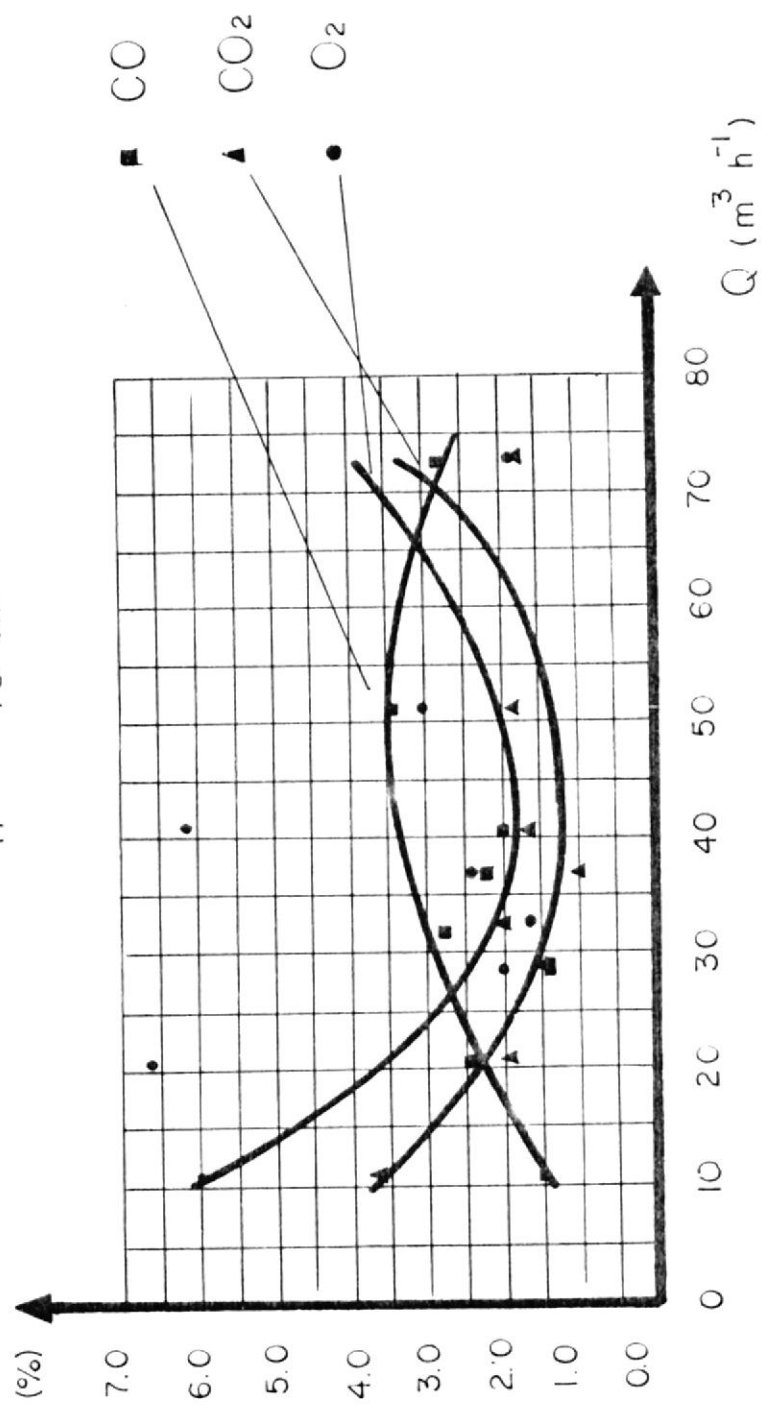
Velocidad de
avance de la
zona de fuego.

$V_{a.z.f}$
($\text{cm}\cdot\text{min}^{-1}$)



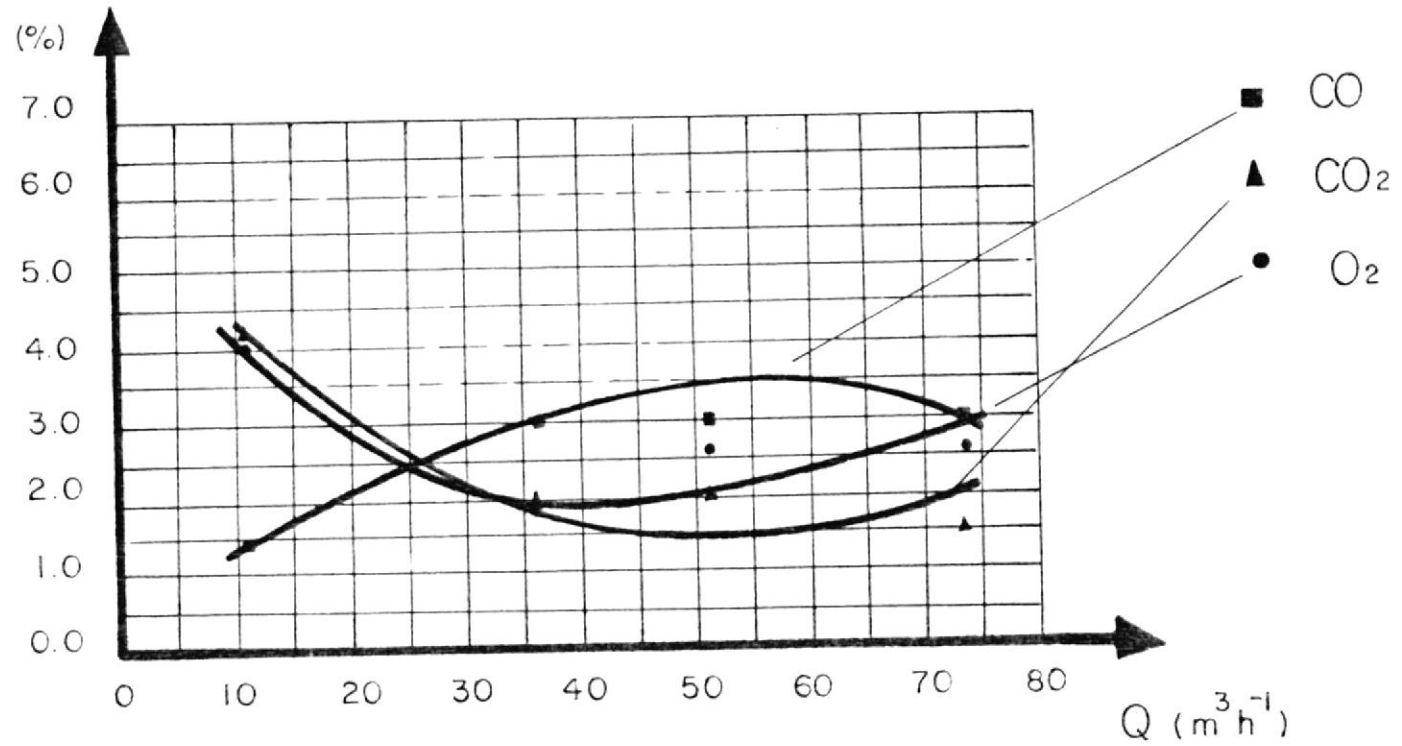
Altura de cama :

$h = 10 \text{ cm.}$

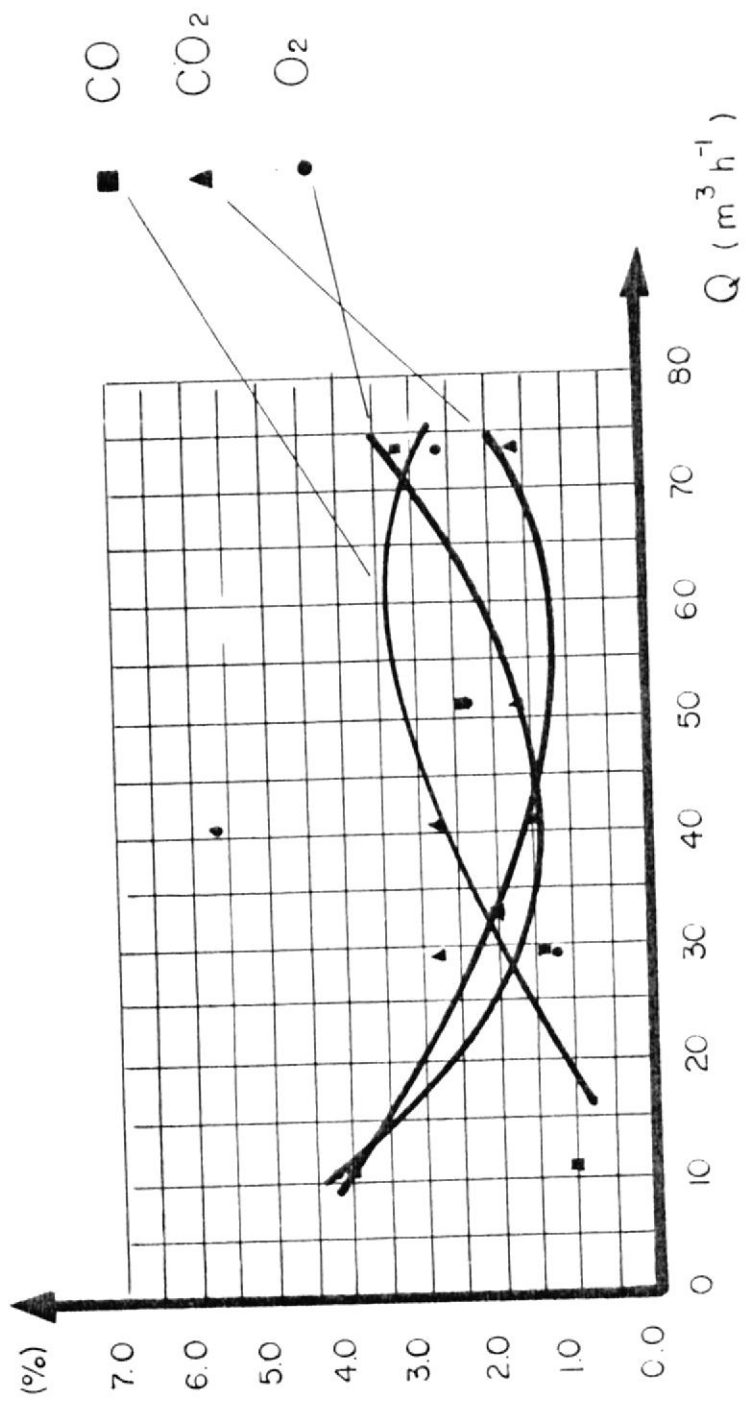


Altura de cama :

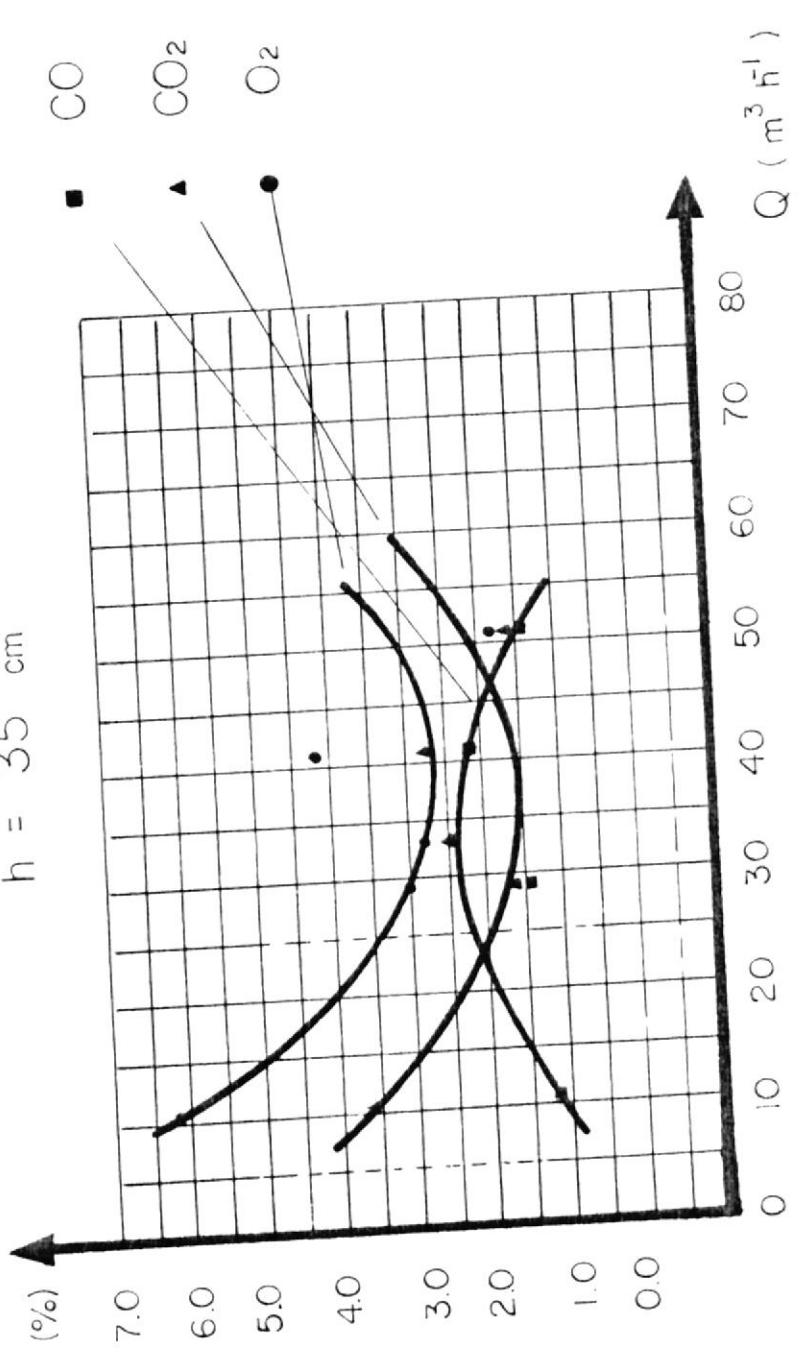
$h = 20$ cm.



Altura de cama :
 $h = 25\text{cm}$.



Altura de cama :
 $h = 35$ cm



5.3 ANALISIS DE RESULTADOS

En lo que respecta a la operación, hay que tener en cuenta que se empleó para cada prueba una cama de 50 cm de altura, la que con el transcurso de la operación disminuía, y sobre la cual se tomaron los datos. Como se indicó anteriormente, se probó de dos maneras:

Por la primera forma, una vez introducida la cama de 50 cm (Apróx. 14 Kg), se inicia fuego por la parte superior.

Por la segunda manera, se introdujo una cama de 10 cm de altura (2.5 Kg) a la que se prendió fuego por la parte superior; una vez que ésta estaba al rojo vivo se introdujo una cama de 40 cm de altura.

De estas pruebas se pudo observar que de la forma indicada en (1) se obtuvo mayor cantidad de alquitrán, y de la otra forma menor cantidad de alquitrán y los mejores resultados de composición de gas.

Analizando los gráficos realizados con los datos obtenidos, sobresalen los siguientes aspectos:

TEMPERATURA EN LA CAMA CON RESPECTO A LA
DISTANCIA VERTICAL DEL REACTOR

La máxima temperatura en la cama de cascarilla de arroz para un cierto tiempo, sirve como referencia para localizar la zona de fuego.

Durante la operación por el método I, se observa que la zona de fuego desciende acercándose a la parrilla, en tanto que en el método II la zona de fuego permanece cercana a la parrilla.

En el caso del método I el descenso de la zona de fuego hace que la temperatura en esta varíe constantemente, en tanto que en el método II por estar esta zona fija, la temperatura permanece casi constante.

En ambos métodos, las temperaturas correspondientes a los puntos situados en el inferior de la zona de fuego son mayores a las de los puntos posicionados en la parte superior a la zona de fuego, esto ocurre por lo que el transporte de calor desde la zona de oxidación hacia arriba, es muy pobre, debido a la baja conductividad térmica de la cascarilla de arroz y a lo difícil que es lograr suficiente convección

para obtener una velocidad del flujo de calor ascendente comparable a la de flujo descendente de cascarilla de arroz y aire. En lo que respecta al método II, en vista de que el aire es introducido a través de la parte superior de la cama de cascarilla de arroz, la zona de fuego se mueve en sentido ascendente, ya que esta zona exige presencia de oxígeno, pero debido a la remoción periódica de cenizas, la zona de fuego permanece cercana a la parrilla.

La zona de oxidación y de pirólisis se producen muy próximas entre ellas, a punto de confundirse. La zona de combustión registra la máxima temperatura; en esta serie de pruebas, se registro entre 650 °C y 1150 °C.

TEMPERATURA vs TIEMPO.

En estos gráficos se observó que la zona de fuego desciende acercandose a la parrilla, con el paso del tiempo (Método I), es por ello que las curvas T_4 y T_5 siempre van en sentido ascendente, en tanto que las otras curvas descienden debido a que el flujo de calor hacia arriba es pobre y la zona de fuego se aleja cada vez más de los puntos

a que representa cada curva . La prueba # 3 del método I es diferente a las otras, ya que esta prueba tiene la particularidad, que inicialmente se introdujo en el reactor una cama de 20 cm de altura y posteriormente dos de 20 cm de altura cada una, se empezó a tomar datos cuando la zona de fuego estaba cerca a la parrilla, y al no descender la zona de fuego las temperaturas tienden a ser uniformes para cada punto, razón por la cual las curvas de temperatura se mantienen horizontales. Para el caso del método II, se puede observar que las curvas T_4 y T_5 incluyen los valores más altos de temperatura, las curvas de temperatura se mantienen casi horizontales ya que la zona de fuego siempre está cercana a la parrilla y tiene la característica que registra aproximadamente la temperatura de 750 °C durante el tiempo que tarda la prueba.

RELACION AIRE-COMBUSTIBLE Y RADIO EQUIVALENTE.

En los gráficos se puede observar que: la relación aire-combustible seco (cascarilla de arroz) al igual que el radio equivalente aumentan a medida que el flujo volumétrico aumenta.

En lo que respecta a los resultados obtenidos para cada método, se tiene:

Método I

Flujo volumétrico:	11.0 - 74.0 m ³ /h
Relación aire-combustible:	0.56 - 1.87 $\frac{\text{Kg}_{\text{aire}}}{\text{Kg}_{\text{casc}}}$
Radio equivalente:	0.14 - 0.47

Método II

Flujo volumétrico:	28.0 - 45.0 m ³ /h
Relación aire-combustible:	1.17 - 1.40 $\frac{\text{Kg}_{\text{aire}}}{\text{Kg}_{\text{casc}}}$
Radio equivalente:	0.29 - 0.35

En los resultados mostrados, se puede ver que a mayor flujo volumétrico corresponden una relación aire-combustible y radio equivalente mayores, por lo que a medida que aumenta el flujo volumétrico mayor será la cantidad de aire que se requiere para gasificar un kilogramo de cascarilla de arroz.

TEMPERATURA DE LA ZONA DE FUEGO Y CONSUMO
ESPECIFICO DE CASCARILLA DE ARROZ.

Los resultados obtenidos fueron:

	<u>Método I</u>	<u>Método II</u>
Flujo volumétrico:	11 - 74	28 - 45 m ³ /h
Consumo específico de cascarilla:	4.3-6.9	7.3-11.1 Kg/h
Temperatura de la zona de fuego:	550 - 1100	700 - 800 °C

En los gráficos se nota que la temperatura de la zona de fuego y el consumo específico de cascarilla de arroz aumentan a medida que el flujo volumétrico de gas aumenta.

La temperatura de la zona de fuego, cuando ésta se halla cercana a la parrilla es mayor con respecto a las otras posiciones de la zona de fuego. La temperatura de la zona de fuego esta directamente vinculada con el consumo específico de cascarilla de arroz, ya que a mayor temperatura de la zona de fuego se obtiene un consumo más rápido de la cascarilla de arroz. En el método II se obtienen valores de consumo específico de cascarilla de arroz mayores que los

del método I, ello es debido a que las temperaturas de la zona de fuego en este método son mayores.

COMPOSICION DEL GAS.

En cuanto a la composición del gas, el % CO_2 y el % O_2 , tienden a disminuir, para luego aumentar a medida que aumenta la producción de gas; en tanto que en lo que respecta al % CO , este tiende primeramente a aumentar y luego a disminuir. Para el rango de producción de gas de (10,9 - 74,5) m^3h^{-1} y a diferentes posiciones de la zona de fuego se obtuvo:

METODO I

Posición de la zona de fuego. h (cm).	Rangos.		
	% CO_2	% O_2	% CO
10	1,0 - 3,5	1,5 - 6,0	1,5 - 3,4
20	1,5 - 4,0	1,8 - 4,0	1,3 - 3,5
25	1,5 - 4,0	1,2 - 4,0	1,0 - 3,2
35	2,0 - 3,5	1,7 - 6,0	1,2 - 2,5

h es medida a partir de la parrilla.

METODO II

Posición de la zona de fuego. h (cm).	Rangos.		
	% CO ₂	% O ₂	% CO
15	4,0 - 8,2	0,8 - 1,0	4,8 - 7,0
20	5,6 - 7,2	1,0 - 1,4	6,8 - 7,8

De los gráficos Composición del Gas vs Ubicación de la Zona de Fuego, que se realizaron para el método I se obtiene que para posiciones de la zona de fuego entre 15 y 25 cm los resultados de composición son mejores que para otras posiciones de la zona de fuego, estas posiciones coinciden con las que adquiere la zona de fuego en el método II. Además las mejores composiciones de gas se obtuvieron cuando la zona de fuego se halla a temperaturas entre:

Método I

700 - 850 °C

Método II

750 - 950 °C

y con una relación aire-combustible de 1.2 - 1.4 Kg_{aire} /Kg_{casca.arroz}, radio equivalente de 0.30 - 0.35, y un consumo específico de cascarilla de arroz de 10 Kg/h.

Analizando los resultados se puede observar que por intermedio del método II las composiciones son mejores, ya que la ubicación de la zona de fuego y las temperaturas que alcanza está permiten mayor conversión de alquitrán que en el método I.

CANTIDAD DE ALQUITRAN.

En los métodos empleados se notó lo siguiente:

a- Cuando el fuego es iniciado por la parte superior de la cama, el fuego puede moverse hacia abajo a través de la columna de cascarilla, dejando atrás los residuos carbonizados. Este método permite obtener un gas con un alto contenido de contaminantes de los que sobresale el alquitrán en el orden de 3/4 - 1 galón, uno de los motivos de ello es que el gas no pasa a través de la columna caliente de carbón de cascarilla de arroz (METODO I).

b- Cuando el fuego es iniciado en el fondo de la columna, la zona de fuego tiende a moverse hacia arriba contra el flujo de aire, dejando

atrás la columna de cascarilla de arroz quemada, por donde pasa el gas que resulta de la destilación del combustible sólido, lograndose con ello en parte la conversión de alquitrán, por lo que en este método la cantidad de alquitrán es menor, del orden de 1/2 galón (METODO II).

CANTIDAD DE CENIZAS.

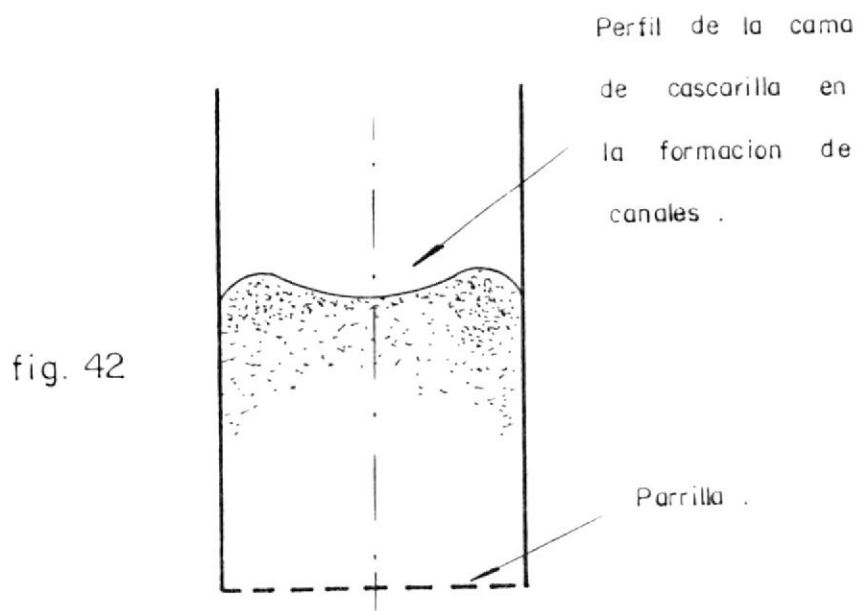
El volumen de cascarilla se ve reducido durante la gasificación, esta disminución es en 60 % apróximadamente, de lo que sólo un 40 % del volumen original es presenciado después de la gasificación, en forma de carbón y cenizas, y del cual apróximadamente el 37 % es ceniza.

FORMACION DE CANALES.

Durante el desarrollo del proceso de gasificación se forman los llamados CANALES, los que se forman a medida que desciende la cama de cascarilla de arroz, de lo que se puede resaltar que:

- 1- La formación de canales siempre trae consigo un aumento en la razón de flujo.

- 2- La figura convexa de la curva que representa la cascarilla de arroz carbonizada, muestra una pequeña alteración en la cama de cascarilla.
- 3- Además la formación de los canales nunca ocurre en el centro o en las paredes del reactor, este fenómeno siempre ocurrió a poca distancia de la pared del reactor (a 7 ± 0.5 cm); esto permite decir que se tiene un perfil de velocidades dentro de la cama de cascarilla, como el que se muestra en la siguiente figura.



TREN DE LIMPIEZA.

El tren de limpieza empleado retiene gran cantidad de impurezas en ambos métodos, en el ciclón seco se quedan parte de las partículas sólidas que salen del gasificador acompañando el gas, en tanto que en el ciclón húmedo quedan el resto de las partículas sólidas y parte del alquitrán, en el depurador se observó que una vez que el agua pasa los 60 °C retiene menos alquitrán, lo que da como resultado que las camas de carbón vegetal y de cascarilla de arroz del filtro seco tengan que ser cambiadas con mayor frecuencia. En esta experiencia se nóto que para que el tren de limpieza opere satisfactoriamente, el agua del depurador debe cambiarse en cada prueba periódicamente, al igual que las empaquetaduras del filtro seco.

EFICIENCIAS DEL SISTEMA

La eficiencia de conversión de la cascarilla de arroz a gas pobre cuando ésta última fuera usada para fines térmicos es en promedio de 41 % para el método I y 35 % para el método II. En cambio dicha eficiencia para aplicaciones de fuerza

motriz (M.C.I.) es del 36 % para el método I y del 30 % para el método II, siendo más baja que la anterior ya que el gas debe enfriarse y con ello no se aprovecha el calor sensible que corresponde en ambos caso al 5 % de la energía inicial.

CAPITULO VI.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

6.1 CONCLUSIONES.

De los métodos que se han analizado en este proyecto, el METODO II es más eficiente que el METODO I, debido a que el alquitrán que se obtiene en el proceso de producción de gas pasa por la zona caliente, logrando como resultado su conversión parcial. En general el proceso de gasificación involucra muchos inconvenientes, tales como el contenido de alquitrán y cenizas. El contenido de alquitrán y partículas sólidas del flujo de gas, antes del tren de limpieza no es recomendable para el propósito perseguido (operación de una máquina de combustión interna), aunque el contenido de alquitrán en el gas decrece con el incremento de la carga de operación, en cualquiera de los dos métodos.

En el proceso de gasificación debe tenerse en cuenta la humedad de la cascarilla de arroz, la que no puede ser mayor al 16 %, ya que de ser así la cantidad de alquitrán a generarse será elevada y además se torna más complicada la conversión parcial de alquitrán.

En el reactor existe una longitud de cama de cascarilla de arroz efectiva de conversión, que para este caso está entre 10 y 20 cm. La longitud efectiva de conversión es la distancia a la que se halla la zona de fuego y es medida a partir de la parrilla, y es aquella a la que la conversión de la biomasa es satisfactoria.

La zona de fuego debe mantenerse en lo posible a 10 cm de distancia con respecto a la parrilla, para de esta manera lograr temperaturas en el rango de 800 - 1000 °C, que son las temperaturas deseadas en la zona de fuego para la conversión parcial del alquitrán que resulta del proceso de destilación en la producción de gas a partir de cascarilla de arroz como combustible.

Cualquiera que sea el tren de limpieza que se emplee para gasificación de cascarilla de arroz, debe

recibir mantenimiento muy seguidamente, ya que la gran cantidad de impurezas resultado del proceso de producción de gas a medida que incrementa el número de pruebas lo torna más ineficiente.

La cascarilla de arroz que se introduce al reactor en ningún momento debe ser comprimida, ya que esto trae como resultado que no ingrese la cantidad de aire requerida para que se lleve a cabo la gasificación ($1.4 - 2.5 \text{ Kg}_{\text{aire}} / \text{Kg}_{\text{casc. arroz}}$).

La eficiencia de conversión de cascarilla de arroz en el proceso de gasificación depende mucho del consumo específico de cascarilla de arroz con que se trabaje y de la remoción de cenizas, para el caso del gasificador empleado se debe de trabajar con consumos de 9 - 12 Kg/h y remoción continua, para de esta manera obtener mejores eficiencias.

Lo más prometedor de la tecnología de gas pobre en el Ecuador desde el punto de vista socio-económico, está en la aplicación de dicha tecnología en las industrias de tratamientos de cultivos y maderas, tales como aserrín, tuza de maíz, cascarilla de arroz, cáscara de café, cáscara de cacao, etc., que necesitan energía mecánica o eléctrica. Algunos de

estos combustibles incluyendo la cascarilla de arroz, son difíciles de gasificar debido al estado actual de conocimientos con estos tipos de residuos. La utilización de unidades de gas pobre en pequeñas piladoras de arroz resulta ser sin lugar a dudas la mejor aplicación que se puede dar a la gasificación de cascarilla de arroz.

La construcción de un gasificador de cascarilla de arroz de pequeña escala, incluyendo el sistema de limpieza del gas, no exige elementos mecánicos complejos ni conocimientos técnicos muy desarrollados, por lo cual su construcción puede hacerse con poca o ninguna dificultad en talleres existentes en el país.

Aunque un modelo matemático sobre las reacciones que se llevan a cabo en la producción de gas pobre es parte de otro programa de investigación, se nota la necesidad de introducir éste, porque de esta manera permitiría dilucidar el funcionamiento y el rendimiento cuantitativo de operación del sistema, y así lograr una mejor visualización de la Tecnología.

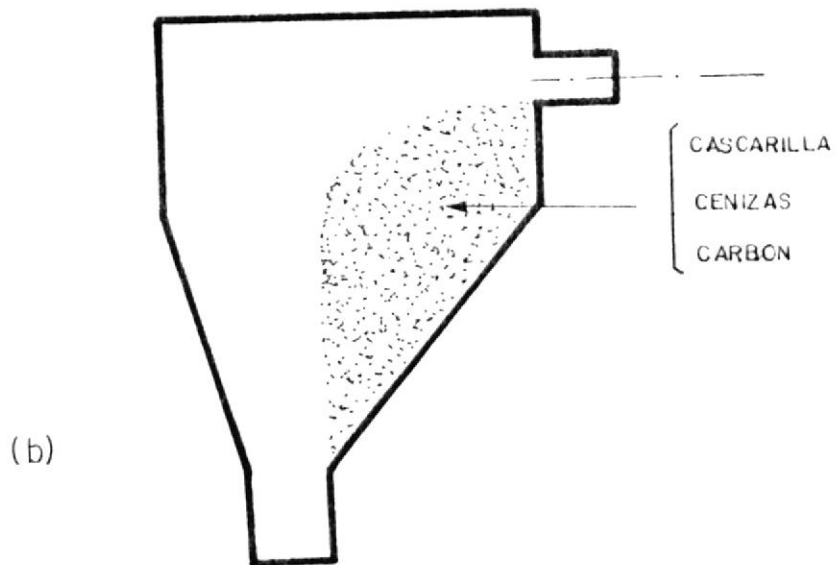
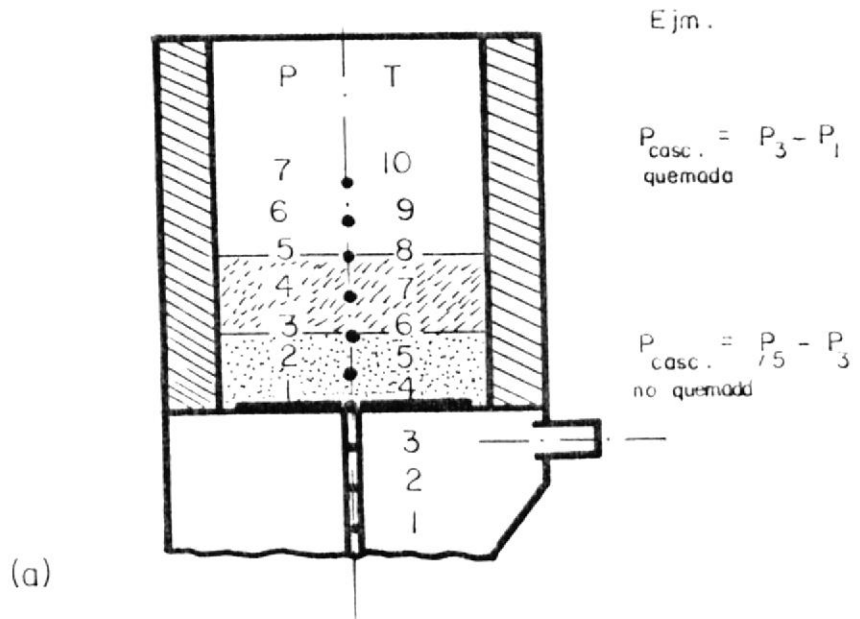
6.2 RECOMENDACIONES.

1. Antes de iniciar con la primera prueba, se recomienda elegir los instrumentos a emplear, para hacer cumplir sus objetivos. Los instrumentos no deben tener un margen de error muy amplio.

Para realizar el chequeo de la formación de canales se recomienda emplear medidores de presión a la altura de las tomas de temperatura que se hallan sobre la parrilla, para así poder tener una idea de las caídas de presión en el sistema debido a cada una de las camas (quemada y no quemada). Fig (a).

Se recomienda además emplear un velómetro con menor error que los empleados.

2. En la parte inferior a la parrilla se tiene un cuadro como el mostrado en la fig (b). Para evitar esto se recomienda realizar una limpieza periódica y exhaustiva, ya que pasadas 5 pruebas se encuentra acumulado gran cantidad de cascarilla, cenizas, y carbón de cascarilla, esto hay que evitarlo ya que podría taparse la sección por donde pasa el gas al tren de limpieza.



3. En lo que respecta al ciclón húmedo, se recomienda introducir agua a este durante el tiempo que tarde la prueba.
4. En cuanto al depurador, los agujeros de la placa tamiz no deben ser de diámetro mayor a los 2 mm, ya que de no ser así, pasarían burbujas de agua a la parte superior del depurador, y por tanto reduciría la eficiencia del depurador y el tiempo de vida de las camas de cascarilla de arroz y de carbón vegetal que se hallan en el filtro seco. Además se debe tener en cuenta que hay que cambiar periódicamente el agua del depurador, ya que de no ser así el agua alcanzaría temperaturas sobre los 60 °C , lo que evita que el depurador cumpla con la función de retener el alquitrán, y las sustancias condensables propias del proceso de gasificación.
5. Tratar de obtener un sistema, en donde no haya fuga de gas o entradas de aire, a excepción del quemador y la parte superior del reactor respectivamente, porque de lo contrario, no se podría obtener buenos resultados.
6. Pasadas de 5 a 7 pruebas, se recomienda cambiar las camas de carbón vegetal y de cascarilla de arroz del filtro seco, para que puedan cumplir con su función.



En lo que respecta a las placas agujereadas del filtro, cuando toque realizar cambio de estas, se recomienda emplear láminas de acero inoxidable, de no ser así, la presencia de alquitranes y sustancias condensables deteriorarían al poco tiempo las placas.

7. Para la obtención de mejores resultados se recomienda diseñar y construir un sistema de alimentación y remoción continua. El sistema de alimentación puede constar esencialmente de una tolva, precedida de un tornillo sinfin, el mismo que introducirá la cascarilla de arroz en el reactor, este sistema permitirá mantener constante la altura de la cama de cascarilla deseada. Para el sistema de remoción de cenizas, puede emplearse un motor-reductor que conectado al removedor de cenizas, por intermedio de bandas o cadenas, permita obtener velocidades en el eje de remoción de 2-3 rpm. Hay que tomar en cuenta que ambas operaciones deben ir combinadas entre sí, con el fin de mantener constante una altura de cama y con ello poder obtener mejores resultados.

B. Existen dos vías por medio de las cuales gran cantidad de moléculas de hidrocarburos pueden ser separados dentro del gasificador (Ref.3):

a- Descomposición térmica.- aplicando calor a los productos alquitranosos en una atmósfera libre de oxígeno .

b- Descomposición termoquímica, aplicando calor al alquitrán en presencia de una superficie catalítica, en la práctica esto involucra la utilización de las superficies calientes de carbón mineral disponibles en un gasificador.

Estos dos mecanismos pueden contribuir a la conversión de alquitrán de la siguiente manera:

a- Esta puede ser puesta luego a altas temperaturas, proporcionando suficiente energía para descomponer gran cantidad de hidrocarburos en la ausencia de cualquier superficie de carbón mineral.

b- En la presencia de una superficie de carbón mineral el proceso de agrietamiento de alquitrán, deshace carbón. Esta reacción puede ser representada así:



PRODUCTOS.

9. Se recomienda además investigar la composición de las cenizas y del alquitrán que se obtienen, para visualizar de mejor manera como se llevan a cabo las reacciones termofísicas dentro del reactor.

APENDICE.

- A: TABLAS.
- B: CARACTERISTICAS DE LA CASCARILLA DE ARROZ.
- C: GLOSARIO.
- D: NECESIDADES DE INVESTIGACION.
- E: LISTA DE FABRICANTES.
- F: CALCULOS DEMOSTRATIVOS.
- G: DIBUJOS DEL SISTEMA DE GASIFICACION.
- H: FOTOS DEL SISTEMA.
- I: DISEÑO DEL TREN DE LIMPIEZA.



BIBLIOTECA

A

Especie.	% Peso.
C	39.00
H	4.90
O	33.97
N	0.53
Cenizas.	21.60

ANALISIS QUIMICO DE LA CASCARILLA DE ARROZ.
Tabla A1.

Pirólisis rápida	$10^3 - 10^5 \text{ } ^\circ\text{C s}^{-1}$
Pirólisis intermedia	$10 - 10^2 \text{ } ^\circ\text{C s}^{-1}$
Pirólisis lenta	$10^{-1} - 10^0 \text{ } ^\circ\text{C s}^{-1}$

VELOCIDADES DE LA PIROLISIS.
Tabla A2.

TABLA A3 - AREAS DE INTERES Y AVANCES POR PROYECTO EN DIFERENTES NACIONES.

INSTITUCION.	AREAS DE INTERES EN GASIFICACION DE CASCARILLA DE ARROZ.	AVANCES EN GASIFICACION DE CASCARILLA DE ARROZ.
Dept. de asuntos exteriores, Ministerio de Comercio Chino.	<ul style="list-style-type: none"> - Investigación y desarrollo - Manejo e instalación de sistemas de gasificación. - Comercialización de plantas de gasificación. 	<ul style="list-style-type: none"> - Investigación y desarrollo. - Manejo e instalación. - Comercialización de plantas de gasificación
<p>1) Instituto Tecnológico de Bombay, India.</p> <p>2) Anker-Energy and development alternative Baroda, India.</p>	<ul style="list-style-type: none"> - Investigación y desarrollo - Desarrollo de procesos y gasificadores de casc. de arroz estándares. - Investigación y desarrollo - Comercialización de sistemas de gasificación. 	<ul style="list-style-type: none"> - Investigación y desarrollo. - Manejo y facilidades para el desarrollo de sistemas estándares.
Inst. de Tecnología de Bandung, Indonesia	<ul style="list-style-type: none"> - Desarrollo e investigación - Demostraciones del manejo de sistemas. - Promover comercialización de sistemas gasificadores de cascarilla de arroz. 	<ul style="list-style-type: none"> - Invest. y desarrollo. - Demostraciones del manejo de sistemas. - Disseminación de la Tecnología de gasificación de casc. de arroz.



INSTITUCION	AREAS DE INTERES EN GASIFICACION DE CASCARILLA DE ARROZ.	AVANCES EN GASIFICACION DE CASCARILLA DE ARROZ.
Lembaga Padi dan Saras Negara, Malaysia.	<ul style="list-style-type: none"> - Demostraciones del manejo de sistemas gasificadores. - Comercialización de sistemas de gasificación. 	
Universidad de Ingenieria y Tecnología, Lahore, Pakistán	<ul style="list-style-type: none"> - Investigación y desarrollo. - Demostraciones del manejo de sistemas. 	<ul style="list-style-type: none"> - Desarrollo e investigación.
1) PCIED, las Filipinas	<ul style="list-style-type: none"> - Investigación y desarrollo. - Demostraciones del manejo de sistemas gasificadores. - Comercialización de gasificadores de casco de arroz. 	<ul style="list-style-type: none"> - Evaluación de investigación y desarrollo de proyectos para posible financiación.
2) PNDC-Energy Centro de Investigación y Desarrollo, Las Filipinas.	<ul style="list-style-type: none"> - Investigación y desarrollo. - Demostración del manejo de sistemas de gasificación. 	<ul style="list-style-type: none"> - Investigación y desarrollo. - Demostración del manejo de gasificadores.
Paddy Marketing Board, Sri Lanka		

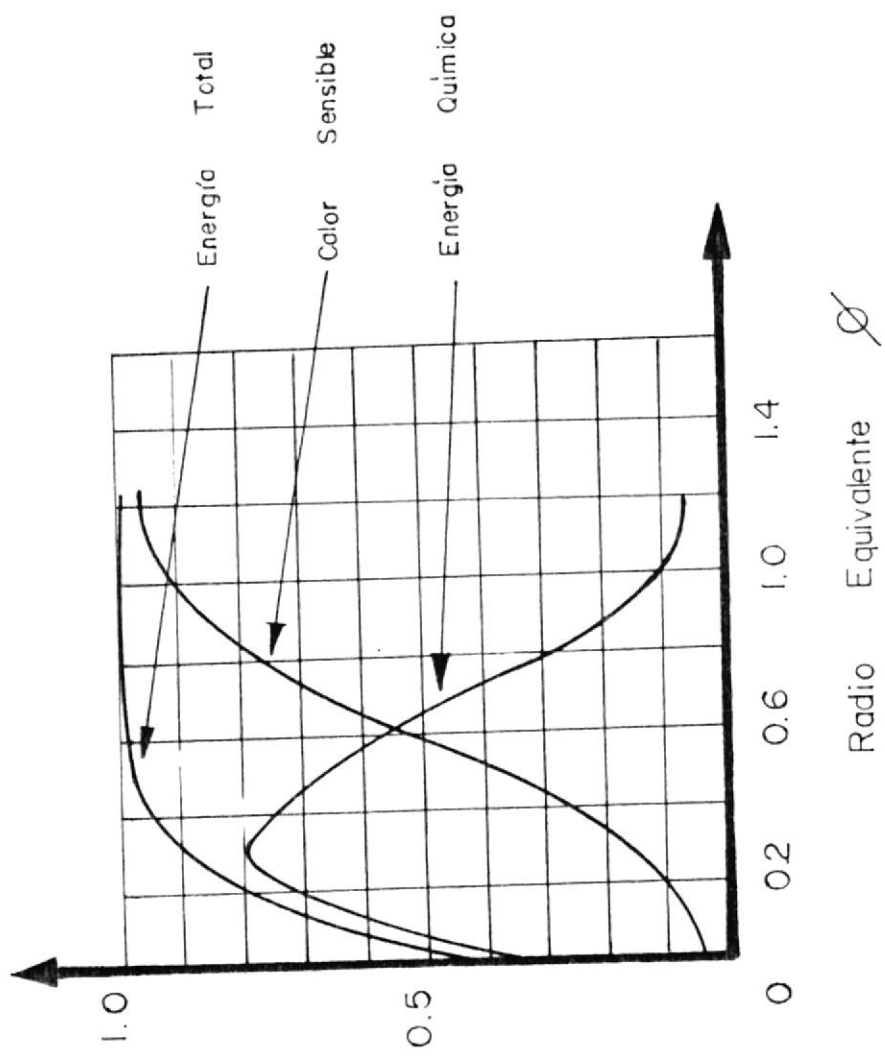
INSTITUCION	AREAS DE INTERES EN GASIFICACION DE CASCARILLA DE ARROZ.	AVANCES EN GASIFICACION DE CASCARILLA DE ARROZ.
Prince of Songkla University, Thailand.	<ul style="list-style-type: none"> - Investigación sobre la renoación de alquitrán del gas de la casc. de arroz. - Demostración del manejo de sistemas gasificadores. 	<ul style="list-style-type: none"> - Investigación y desarrollo. - Demostraciones de manejo de plantas piloto. - Comercialización de gasificadores.
General Food Corporation II, Ho Chi Minh City, Vietnam.	<ul style="list-style-type: none"> - Investigación y desarrollo - Demostración del manejo de sistemas gasificadores. - Comercialización de sistemas gasificadores. 	<ul style="list-style-type: none"> - Desarrollo de una planta de gasificación con doble operación de combustible.
AFPTC, Ministerio de Comercio, Rangoon, Burma.	<ul style="list-style-type: none"> - Demostración del manejo de sistemas gasificadores. - Promoción de Plantas de gasificación de cascarilla de arroz. 	<ul style="list-style-type: none"> - Operación de sistemas pilotos de gasificación de cascarilla de arroz.

TABLA A4

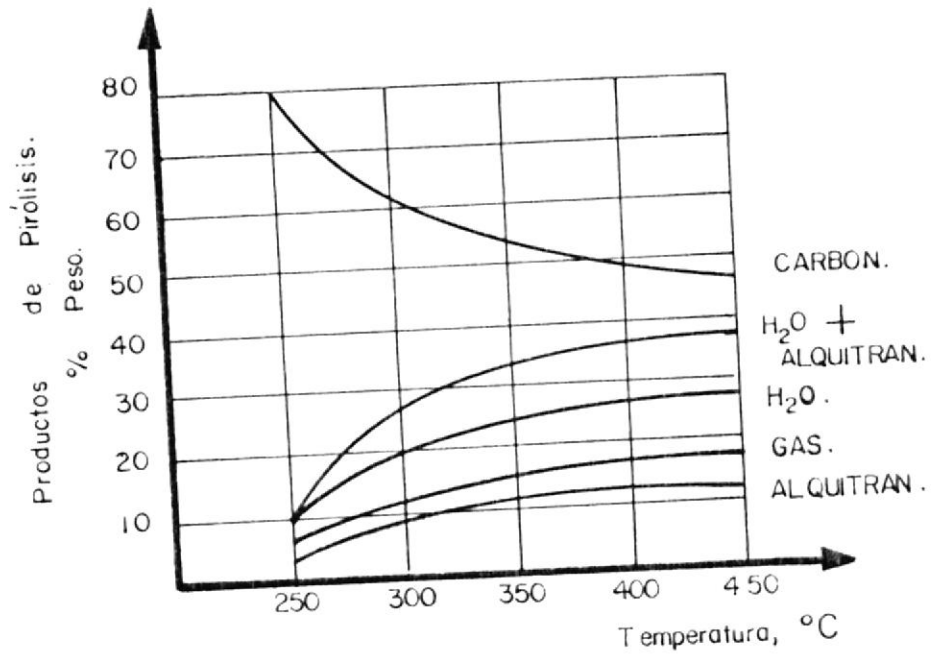
VISCOSIDAD DINAMICA DE LOS COMPONENTES DE GAS POBRE, A VARIAS TEMPERATURAS.

$\text{kg m}^{-1}\text{s}^{-1} \times 10^7$

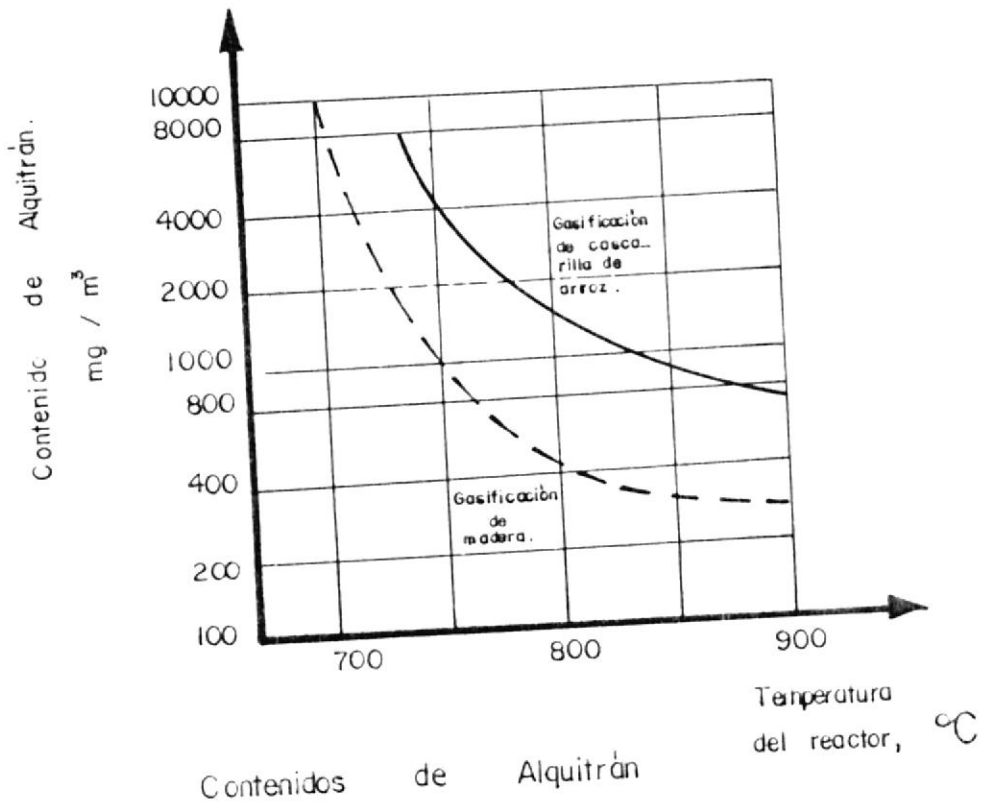
Temperatura °C	Aire	N2	O2	CO2	CO	H2	CH4	C2H4	C2H6	Vapor de agua
0	172	166	192	137	166	84,1	102	94	86	--
20	181	175	203	146	175	88,2	109	101	92	95,6
40	191	184	213	156	185	92,2	115	108	98	103
60	200	193	223	165	194	96,1	121	115	104	110
80	209	201	233	173	202	100	127	122	109	117
100	217	209	243	182	211	104	133	128	115	125
150	238	229	266	203	231	113	147	142	129	143
200	257	247	286	222	251	122	160	156	142	161
250	275	265	309	241	269	130	173	169	155	179
300	293	282	329	259	287	139	184	181	166	197
350	309	298	348	276	304	147	196	192	175	215
400	325	313	367	293	320	154	207	202	184	233
450	341	328	385	309	336	162	217	212	195	251
500	356	342	402	324	352	169	227	222	204	269
550	369	355	419	339	367	177	237	--	--	287
600	383	368	436	354	382	184	246	--	230	306
650	396	381	452	368	396	191	256	--	--	327
700	409	393	468	382	410	198	265	--	249	348
800	433	417	500	408	437	211	283	--	267	387
900	457	440	530	434	464	223	300	--	283	424
1000	479	461	559	459	490	235	316	--	299	456



Fracción de Energía en componentes gaseosos.



Fracciones de pesos de los productos de la Pirólisis como función de la Temperatura.



Contenidos de Alquitrán

B

B: CARACTERISTICAS DE LA CASCARILLA DE ARROZ.

En el ECUADOR, especialmente en la región de la Costa, entre los Andes y el Pacífico, existen muchos cultivos de arroz. Esto trae como consecuencia que la producción de cascarilla sea abundante.

La cascarilla de arroz es un subproducto que se obtiene después de que el arroz es pilado. El pilado es un proceso mecánico que separa el arroz blanco de su revestimiento exterior.

La cantidad de cascarilla de arroz que se obtiene de 50 Kg. de arroz cosechado es de 12,2 Kg (= 24,4 %).

El resto de subproductos serán:

arroz pilado	31,8 Kg = 63,6 %
polvillo	5,5 Kg = 11,0 %
arrocillo	0,5 Kg = 1,0 %

Los datos de producción de arroz (TABLA B1) muestran la gran cantidad de cascarilla que se produce, desgraciadamente su composición química no facilita su utilización.

La tabla B2 presenta resultados de análisis químicos de la cascarilla de arroz y se puede concluir, que por su alto contenido de sustancias inorgánicas (18 - 30 % de cenizas), celulosa y lignina (36 - 48 %) y por el

bajo nivel de proteínas (1,5 %) y grasa (0,5 %), las cascarillas no son aptas para la alimentación de animales ni como abono, porque su biodegradación es muy lenta y la composición de las cenizas muestra un alto porcentaje de sílice (85 %) y poca cantidad de otros componentes como calcio, magnesio, hierro, potasio, fósforo. (Ver tabla B3).

PRODUCCION.		
Año.	Arroz *1 (TM)	Cascarilla de arroz *2 (TM)
1982	378 082	94 521
1983	270 210	67 552
1984	430 811	107 702
1985	371 586	92 896
1986	567 069	141 762
1987	780 776	195 194
1988	954 000	238 500

TABLA B1: PRODUCCION DE ARROZ Y CASCARILLA DE ARROZ EN EL ECUADOR.

FUENTE: *1) INEC *2) Ministerio de Agricultura.



Componentes de las cascarillas de arroz.	VARIETADES.	
	MALASIA.	ECUADOR.
	% *1	% *2
Proteína.	1,5 - 7,0	1,9
Grasa.	0,5 - 3,0	0,5
Celulosa + Lignina.	36,0 - 48,5	39,3
Extracto no nitroge- nado.	24,5 - 38,8	29,2
Cenizas.	15,0 - 30,0	18,3
Humedad.	10,0 - 15,0	10,2

TABLA B2: COMPOSICION QUIMICA DE LAS CASCARILLAS DE ARROZ.

FUENTE: *1) Lauricio 1987, pág.6 *2) Ministerio de
Agricultura.

Componentes de las cenizas de las cascarillas de arroz.	VARIETADES.	
	MALASIA.	ECUADOR.
	% *1	% *2
SiO ₂	82.0 - 87.6	88.0
CaO	0.8 - 2.0	0.25
MgO	0.8 - 2.0	0.24
K ₂ O	0.9 - 2.8	0.8 - 1.7
Na ₂ O	2.0 - 2.3	./.
Fe ₂ O ₃	trazas	trazas
P ₂ O ₅	0.2 - 3.0	0.4 - 0.7

TABLA B3: COMPOSICION QUIMICA DE LAS CENIZAS DE CASCARILLA
DE ARROZ

FUENTE: *1) Lauricio 1987, Pág.7 *2) Ministerio de
Agricultura



C

C: GLOSARIO.

1. Alquitrán - materia volátil emanada durante el proceso de pirólisis.
2. Altura de cama - distancia vertical, medida a partir de la parrilla del reactor .
3. Carga - materia orgánica a gasificar .
4. Combustión - reacción que se lleva a cabo cuando se expone la cascarilla de arroz a temperaturas mayores a 650 °C , en presencia de aire. Reacción química de oxidación en la que tanto el carbono como el hidrógeno se combinan rápidamente con el oxígeno, generandose dióxido de carbono (CO_2) y agua, y liberandose calor. (proceso exotérmico).
5. Depurador - aparato que sirve para purificar el gas que sale del gasificador.
6. Inicio de fuego - momento en que se rocía con combustible líquido la cama de cascarilla y se prende fuego.
7. Inicio de prueba - momento en que la zona de combustión se plantea estable.
8. Materia volátil - especie química compuesta por sustancias condensable y sustancias no condensables. Entre esta: alquitranes, acetona, metano, monóxido, agua y porciones ácidas.

9. Oxidación - descomposición química de la cascarilla en presencia de una atmósfera oxidante (presencia de aire).
10. Pirólisis - descomposición química interna de la biomasa inducida térmicamente al exponer la cascarilla a rangos de temperatura entre 400 y 650 °C.
11. Placa tamiz - placa metálica agujereada, colocada en el depurador, que evita la formación de burbujas.
12. Reactor - región del gasificador en donde es introducida la cascarilla de arroz, para llevar a cabo el proceso de gasificación.
13. Reducción - combustión llevada a cabo en una atmósfera con déficit de oxígeno, y en donde el dióxido de carbono formado reacciona con el carbono de la parte incandescente, dando como resultado monóxido de carbono (CO).
14. Relación aire-combustible - es la cantidad de aire en Kg que se requiere para quemar 1Kg de cascarilla.
15. Salida del sistema - punto del sistema de gasificación por donde salen los gases resultado de la gasificación.
16. Tiempo total de prueba - es el tiempo de finalización de la prueba menos el de inicio de fuego.
17. Tren de limpieza - sistema compuesto de ciclones, depurador y filtro seco, en donde se quedan la mayor parte de las impurezas que salen con el gas del proceso de gasificación.



18. Velocidad de consumo de cama de cascarilla de arroz - velocidad promedio en $\text{cm}\cdot\text{min}^{-1}$ a la que desciende la cama de cascarilla de arroz.
19. Velocidad de remoción de cenizas - es el número de revoluciones por minuto que se suministran al aparato removedor de cenizas.
20. Zona de fuego - es la zona de máxima temperatura, que siempre está incandescente.
21. Zonas de reacción - zonas que hacen posible la obtención de gas pobre en el proceso de gasificación.

D

D: NECESIDADES DE INVESTIGACION.

1. Frecuentemente se encuentran grandes rumas de cascarillas de arroz, que por lo general son arrojadas al río o en su defecto quemadas, y por lo tanto representa esto un desperdicio de fuentes de energía, la escala es tal que suficientes gasificadores para manejar este volumen representan una buena inversión, y con ello se conseguiría prevenir el desperdicio de este recurso. Los rendimientos quizás en primera instancia sean muy bajos, pero cualquier retorno sería una ganancia sobre los métodos presentes.

2. ¿ Es un gasificador experimental representativo de los gasificadores de gran escala ? Parece ser que trabajaría como un gasificador de tamaño completo, las temperaturas de las diferentes zonas son constantes, por lo que no cambiarán con el tamaño del equipo. Los equipos experimentales parecen ser más difícil de operar, probablemente por la reducción de la masa de calor. La gran pregunta es : ¿ Serán los rendimientos comparables a los gasificadores a gran escala ? Posiblemente si, los gasificadores experimentales serán un instrumento invaluable de investigación; si se pudiera elaborar una escala de comparación, tanto el tiempo de docencia como el de investigación se reducirían dramáticamente, debido a que los

gasificadores experimentales en una semana o un mes permiten una producción que corresponde aproximadamente a una hornada diaria en los gasificadores de gran escala. Además se adicionaría la reducción en equipo, mano de obra y requisitos de espacio para investigación.

3. Se requiere más investigación en lo que tiene que ver con gasificadores de briquetas de cascarilla de arroz.

4. Se necesitan encuestas completas sobre energía, a largo plazo, para fijar el impacto de los cambios en el uso de combustibles.

5. ¿ Cuáles son los efectos de aislar un gasificador ?
¿ Puede esto facilitar que se consigan con mayor seguridad las temperaturas requeridas en las diferentes zonas ? ¿ Cómo afectaría esto los rendimientos ? .

6. ¿ Hay posibilidades de que a la ceniza que resulta del proceso de gasificación , se le de un uso industrial ?.



E



E: LISTA PARCIAL DE FABRICANTES DE EQUIPOS DE GAS POBRE.

1. Sistemi Energia Sud, Via Bissolati, 57 00187 Roma, Italia. Telex 61398 Fiat Airo.
Fabrica equipos entre 5 - 25 Kw - Eléctricos.
2. Termoquip, Rua Artur Ramos 486, Ponte Preta - Campinas SP - CEP 13100.
Fábrica el Gasificador Codegas en rangos entre 100 000 a 1'000 000 Kcal/hr.
3. BECE Gasification Systems, Biomass Energy Consultants and Engineering, Plesmanweg 27. P. O. Box 498 al Almelo, The Netherlands.
4. Omnifuel gasification systems Ltd.
980 Yonge Street, Suite 404
Toronto Canada M 4 W 2J9.
5. Petrobras.
188 C Baanheck.
P. O. Box 147.
3360 AC Sliedrecht, The Netherlands - Telex 20881
Fabrica Generadores eléctricos a gas pobre en capacidades de 100 - 800 Kw. Tiene gasificador de madera y carbón mineral.
6. Wyncke, pvba vyncke - warmtetechniek.
Gentsesteenweg 224 b 8739 harelbeke.
Belgium Telex 85 416 Vyncke - B.

F

F: CALCULOS DEMOSTRATIVOS.

PRUEBA # 2.

DATOS OBTENIDOS:

$$m_{\text{casc.arroz}} = 10 \text{ Kg}$$

$$t_p = 1,083 \text{ h}$$

$$V_{\text{aire}} = 900 \text{ Ft. min}^{-1}$$

$$A_{\text{de}} = 5,07 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$\rho_{\text{aire}} = 1,29 \text{ Kg. m}^{-3}$$

$$(r_{\text{a/c}})_{\text{esta}} = 4,7 \text{ Kg}_a/\text{Kg}_{c.a}$$

$$C_{\text{o.c.a}} = \frac{m_{\text{casc.arroz}}}{t_p}$$

$$= \frac{10 \text{ Kg}}{1,083 \text{ h}} = 9,23 \text{ Kg. h}^{-1}$$

$$r_{\text{a/c}} = \frac{m_{\text{aire}}}{m_{\text{casc.arroz}}}$$

$$= \frac{Q_{\text{aire}} \cdot f \cdot t_p}{m_{\text{casc.arroz}}}$$

$$Q_{\text{aire}} = v_{\text{aire}} \cdot A_{\text{et}}$$

$$= 900 \text{ Ft/min} \cdot 5,07 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} \cdot \frac{0,3048 \text{ m}}{1 \text{ Ft}}$$

$$= 8,34 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

$$r_{\text{a/c}} = \frac{8,43 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 1,29 \text{ Kg/m}^3 \cdot 1,083 \text{ h}}{10 \text{ Kg}_{\text{c.a.}}}$$

$$r_{\text{a/c}} = 1,17 \text{ Kg}_{\text{a}}/\text{Kg}_{\text{c.a.}}$$

$$= \frac{r_{\text{a/c}}}{(r_{\text{a/c}})_{\text{esta}}}$$

PARA EL CALCULO DE $r_{\text{a/c}} \text{ esta} = 4,0$
(Ref.3)

$$= \frac{1,17}{4,0} = 0,29$$

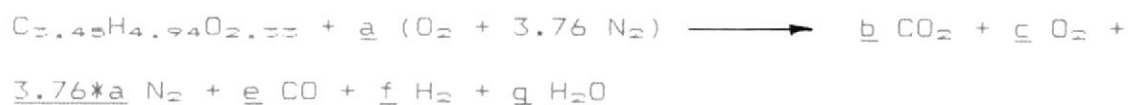
$$V_{\text{c.c.a.}} = \frac{\Delta h}{\Delta t}$$

Para esta prueba, la zona de fuego tardó aproximadamente 24 min, en trasladarse desde el punto 4 al 5 (10 cm).

$$V_{\text{c.c.a.}} = \frac{10 \text{ cm}}{24 \text{ min}} = 0,41 \text{ cm} \cdot \text{min}^{-1}$$

CALCULO DE LA EFICIENCIA DE GASIFICACION

Para el cálculo de la densidad del gas, se debe considerar la ecuación de combustión de la cascarilla de arroz, tal como se indica a continuación:



Para demostrar como se procede, se toma como ejemplo los datos obtenidos en la prueba # 1 del método II.

$$CO_2 = \frac{b}{N_T} = 0.080$$

$$O_2 = \frac{c}{N_T} = 0.014$$

$$CO = \frac{e}{N_T} = 0.06$$

$$b + e = 3.45 \quad b/e = 1.33$$

Resolviendo este sistema de ecuaciones se tiene:

$$e = 1.48 \quad ; \quad b = 1.97 \quad ; \quad c = 0.35 \quad ; \quad N_T = 24.64$$

$$4.94 = 2f + 2g$$

$$2.33 + 2a = 2b + 2c + e + g$$

$$N_T = b + c + 3.76 a + e + f + g$$

Resolviendo este sistema de ecuaciones, tenemos:

$$a = 2.93 \quad ; \quad g = 2.08 \quad ; \quad f = 0.39$$

$$N_2 = \frac{3.76 * a}{N_T} = 0.447$$

$$H_2 = \frac{f}{N_T} = 0.016$$

CONCENTRACION DE GAS (%)	PODER CALORIFICO (Kcal/Nm ³)	DENSIDAD (Kg/Nm ³)
CO ₂ = 8.0		0.080 * 1.977
O ₂ = 1.4		0.014 * 1.429
CO = 6.0	0.060*3020=181.2	0.060 * 1.250
H ₂ = 1.6	0.016*2570= 41.1	0.016 * 0.090
N ₂ = 44.7	222.3	0.447 * 1.251
		0.814

CALOR ESPECIFICO
(KJ/Kg °K)

CO ₂	0.080 * 0.205
O ₂	0.014 * 0.243
CO	0.060 * 3.420
H ₂	0.016 * 0.247
N ₂	0.447 * 0.217
	0.326

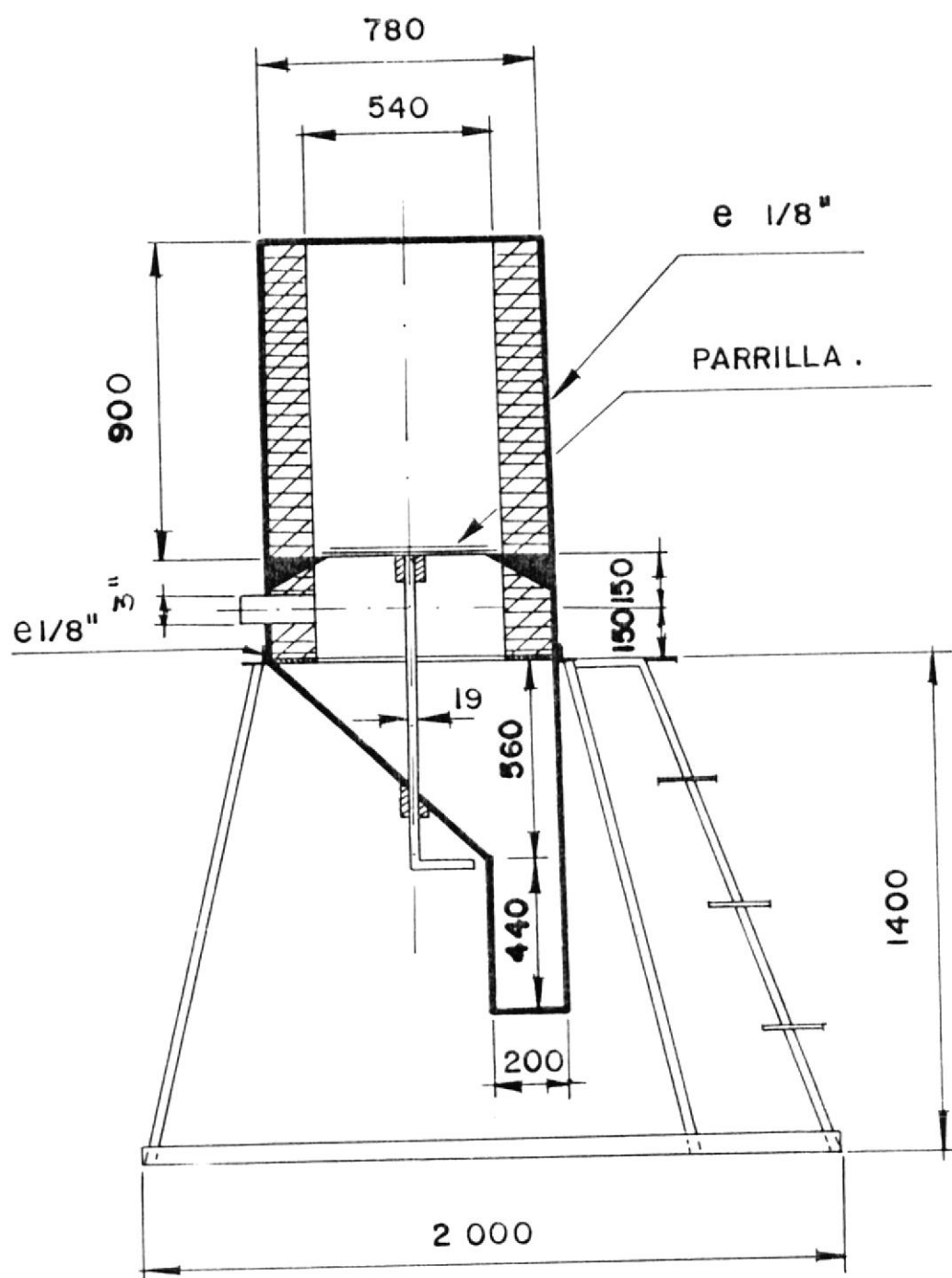
Para realizar el cálculo del flujo de gas, empleese la siguiente expresión:

$$\% N_{2\text{AIRE}} Q_{\text{AIRE}} = \% N_{2\text{GAS}} Q_{\text{GAS}}$$

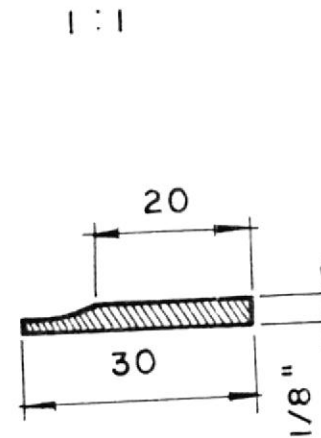
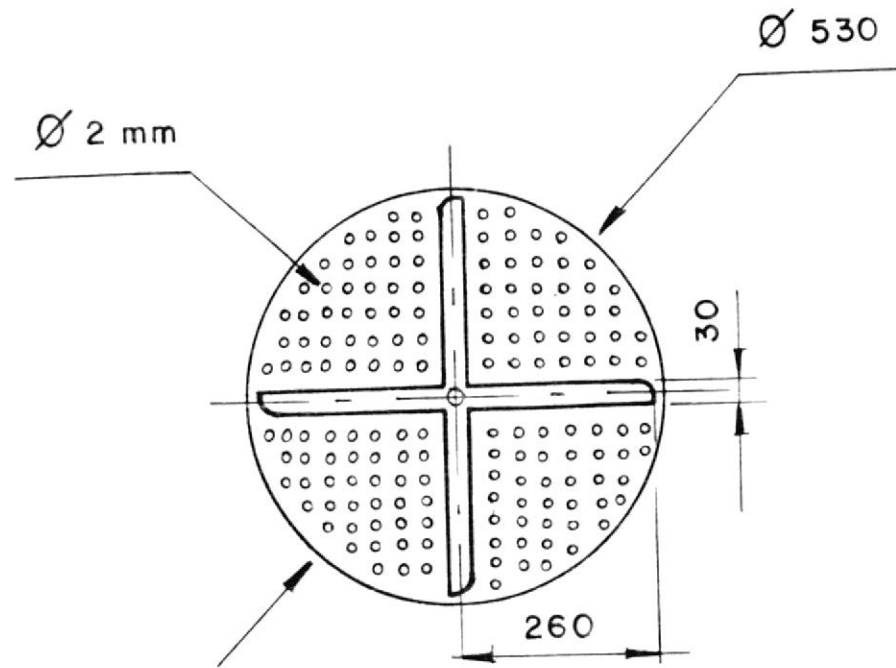
$$Q_{\text{G}} = \frac{\% N_{2\text{AIRE}} Q_{\text{AIRE}}}{\% N_{2\text{GAS}}}$$

Para realizar el cálculo de las eficiencias en frío y el caliente, se reemplazan los valores ya determinados en las ecuaciones (25) y (26).

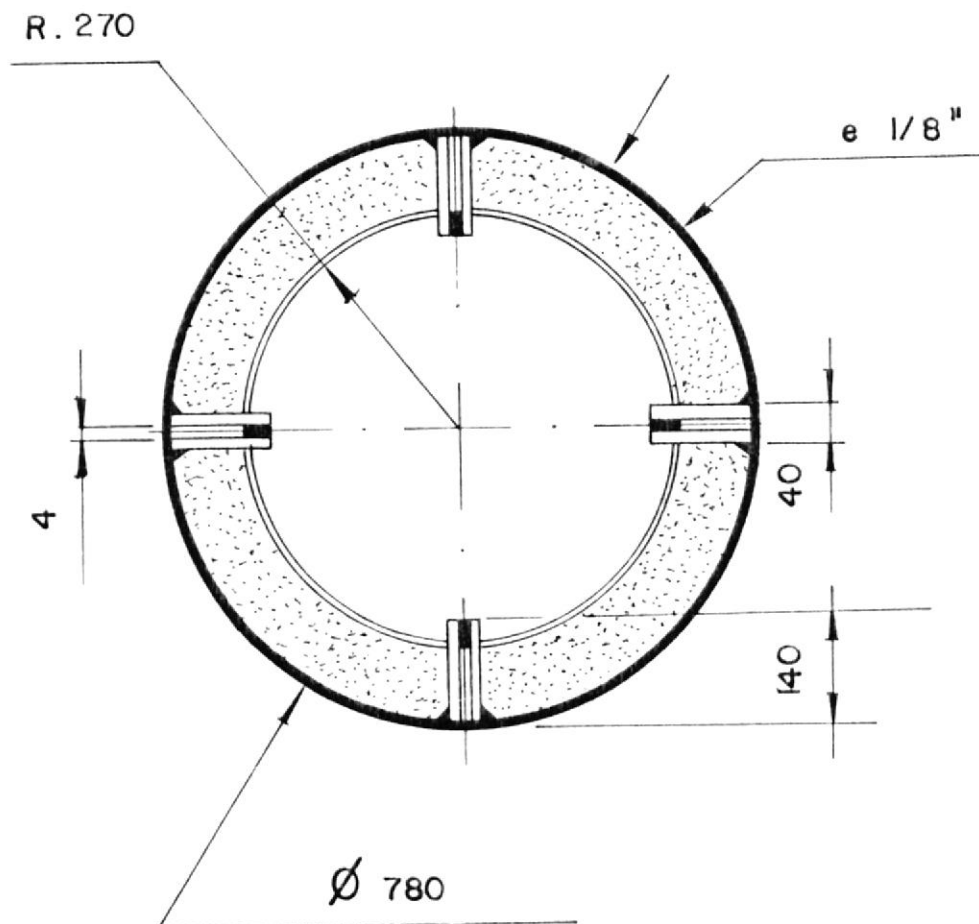
G



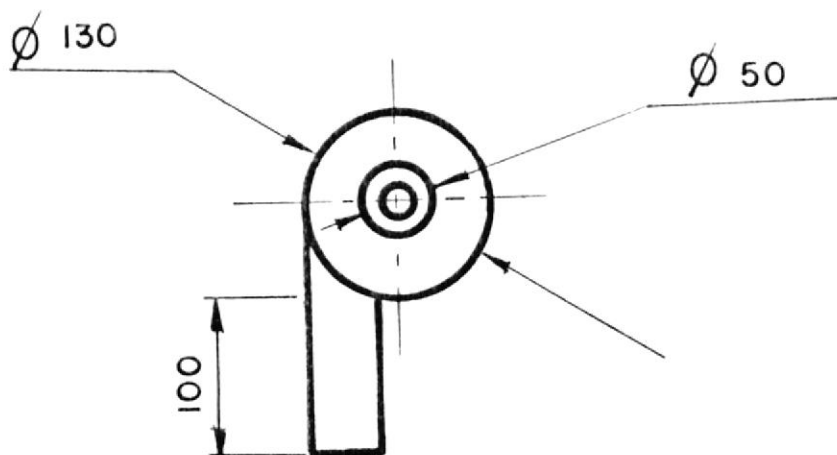
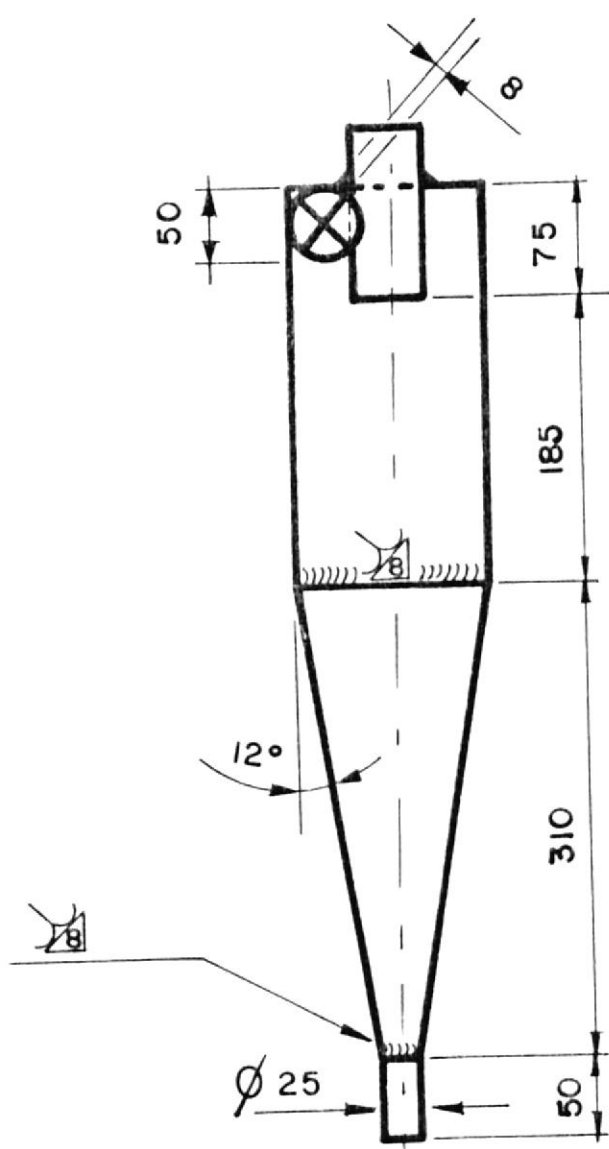
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA	ESPOL
Dibujo		L. Valverde		
Reviso				
Comprab		J. Duque		
EI:20	GASIFICADOR .			G-1



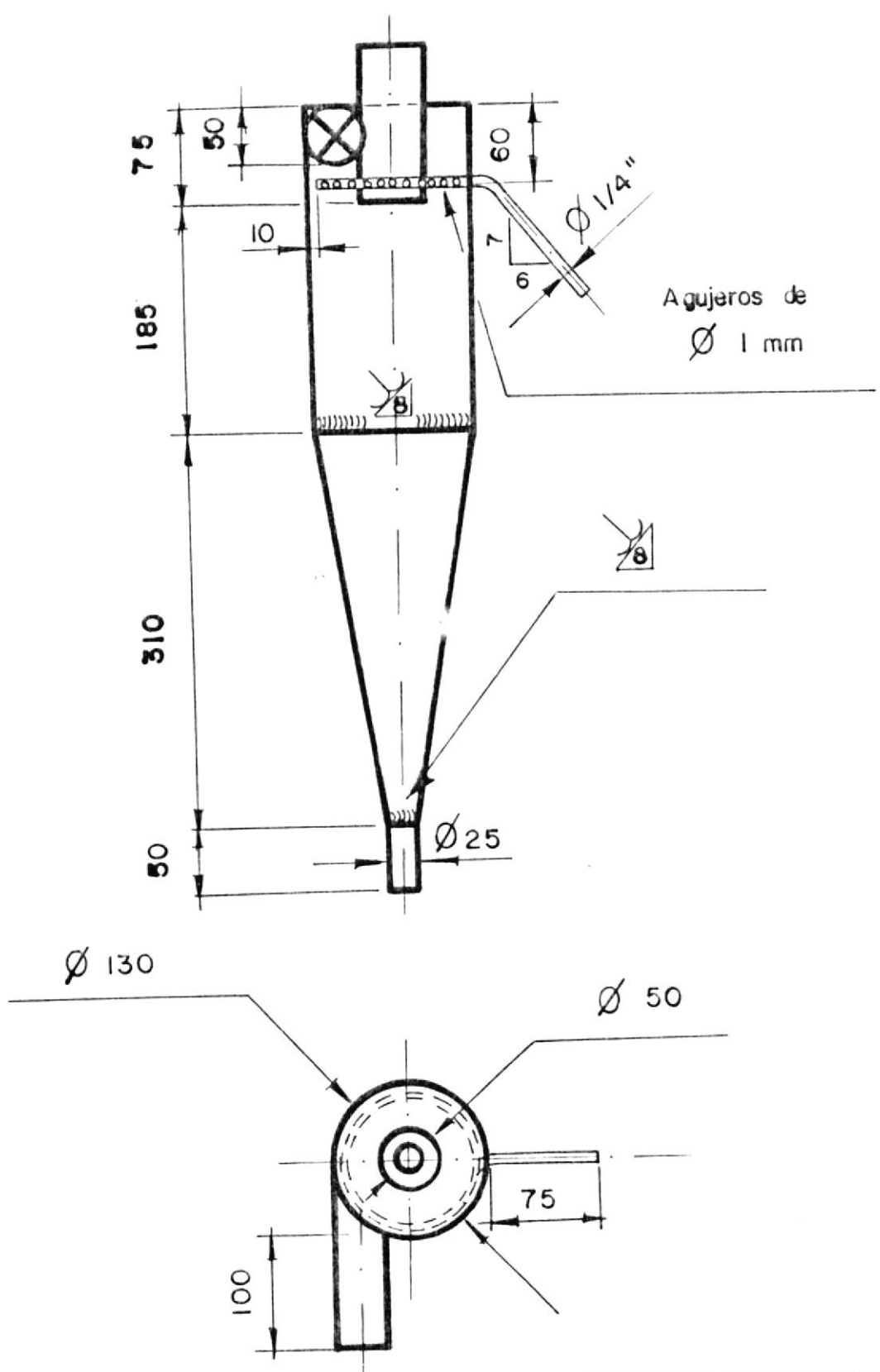
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA	ESPOL
Dibujo		Valverde		
Reviso				
Comp.		J. Duque		
E110	PARRILLA DEL GASIFICADOR.			G-2



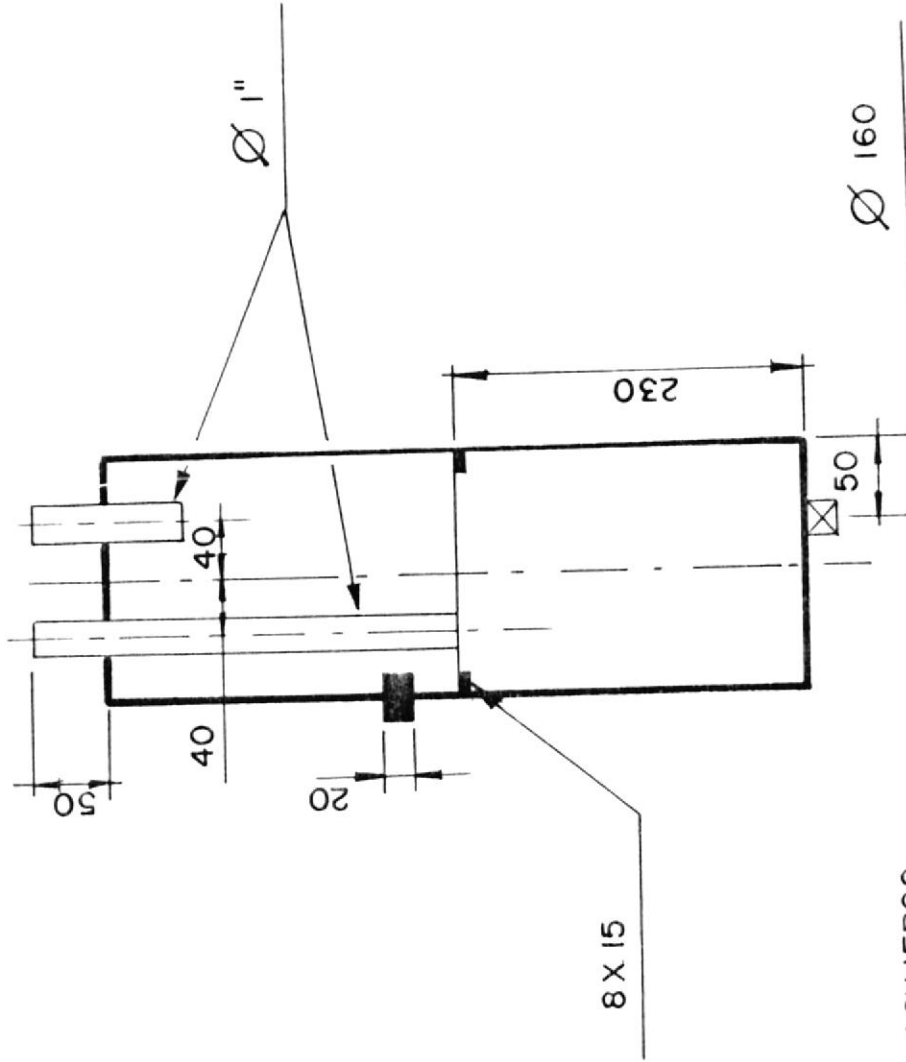
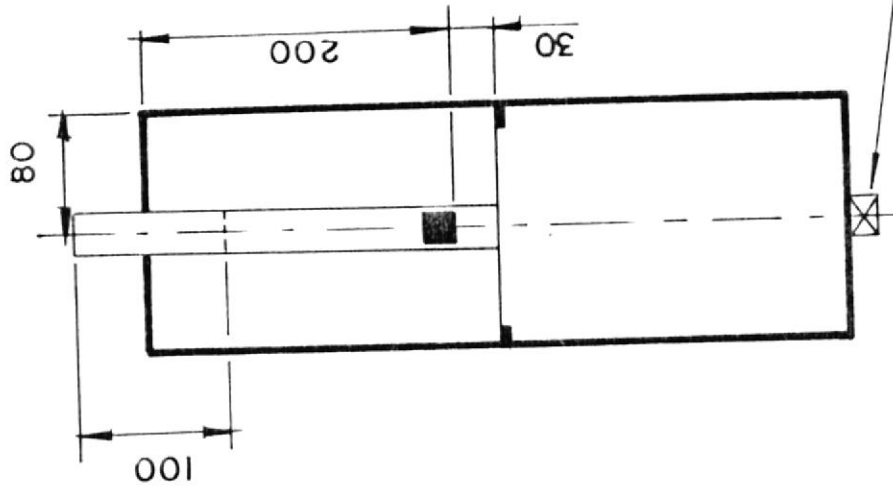
	Fecha	Nombre	FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA	ESPOL .
Dibujo		Valverde		
Reviso				
Compr.		J. Duque		
EI:10	APOYO DE LA			G-3
	PARRILLA			



	Fecha	Nombre	FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA	ESPOL
Dibujo		L. Valverde		
Revisó				
Comprob		J. Duque		
E1:5	FILTRO SECO			G-4

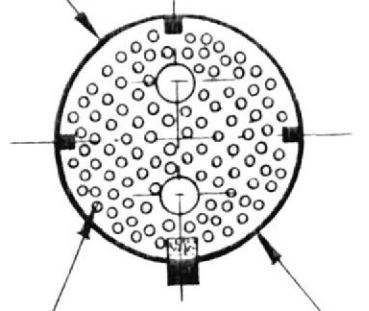


	Fecha	Nombre	FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA	ESPOL.
Dibuja.		J. Valverde		
Reviso				
Compr.		J. Duque		
EI:5	CICLON HUMEDO			G-5



$\varnothing 160$

AGUJEROS



Fecha	Nombre
	L. Volvante
	J. Duque
Dibujo	Reviso
	Compr.

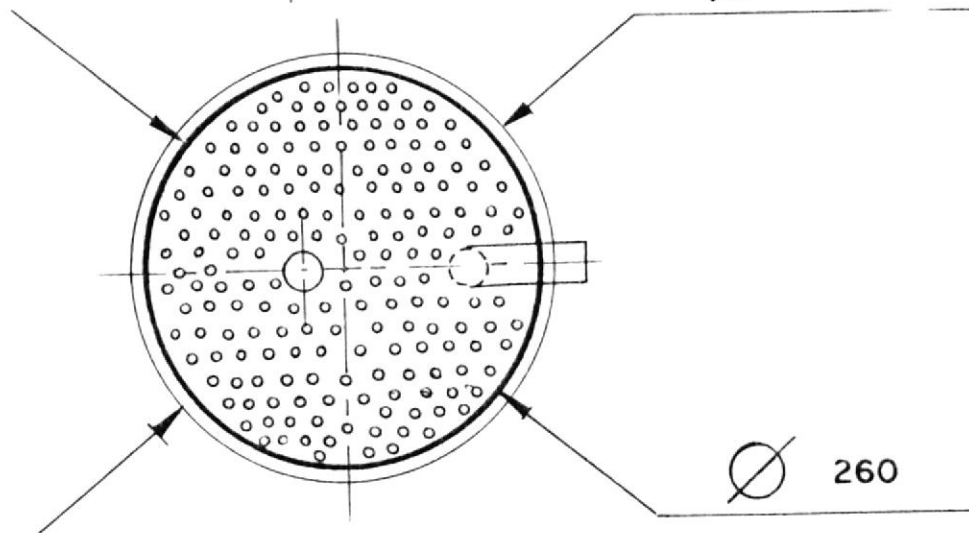
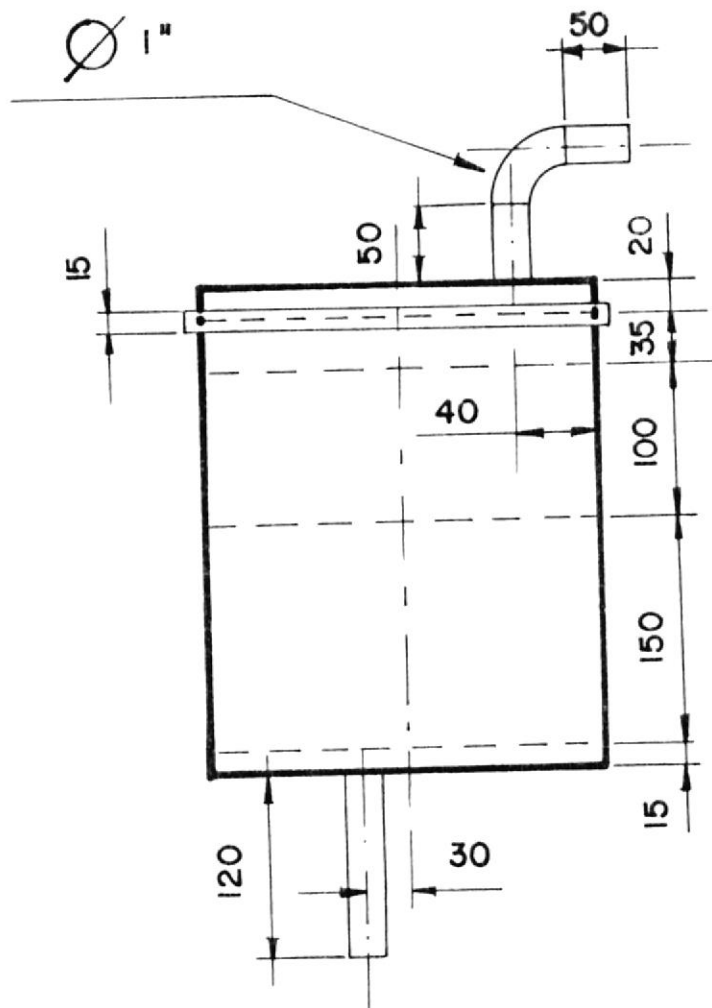
E1:5

FACULTAD DE
INGENIERIA MECANICA

ESPOL

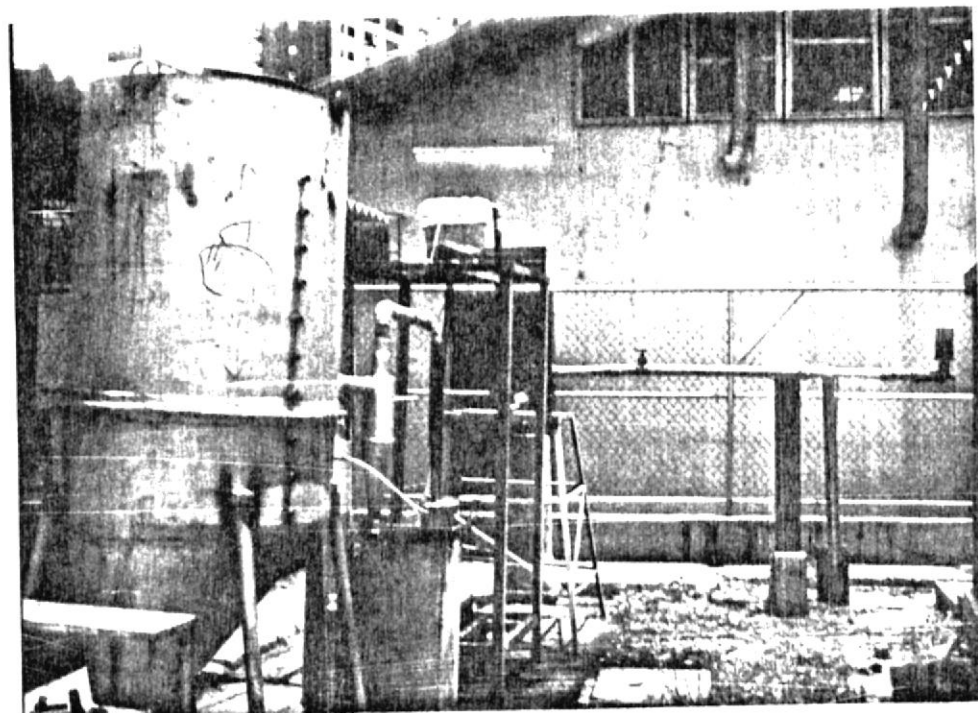
G-6

DEPURADOR



	Fecha	Nombre	FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA	ESPOL
Dibujo	14/11	Valverde		
Reviso				
Compob		J. Duque		
E 1:5	FILTRO SECO DE EMPAQUETADURAS			G-7

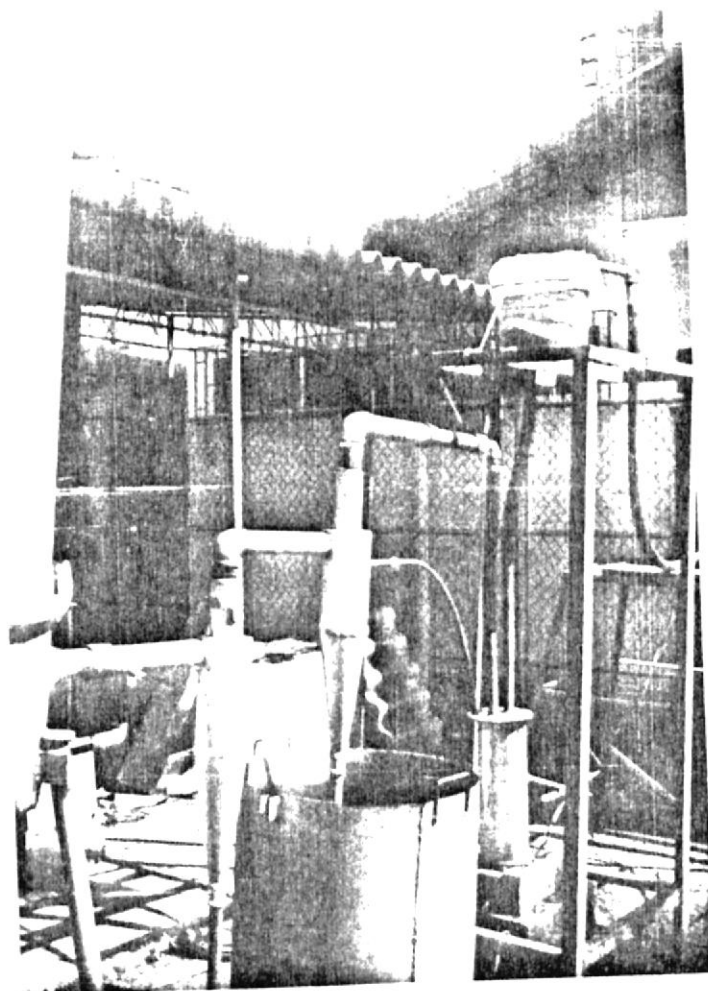
H



H-1

SISTEMA DE GASIFICACION DE CASCARILLA DE ARROZ.

GASIFICADOR - TREN DE LIMPIEZA - VENTILADOR -
QUEMADOR



H-2

LÍNEA DE LIMPIEZA:

CICLÓN SECO

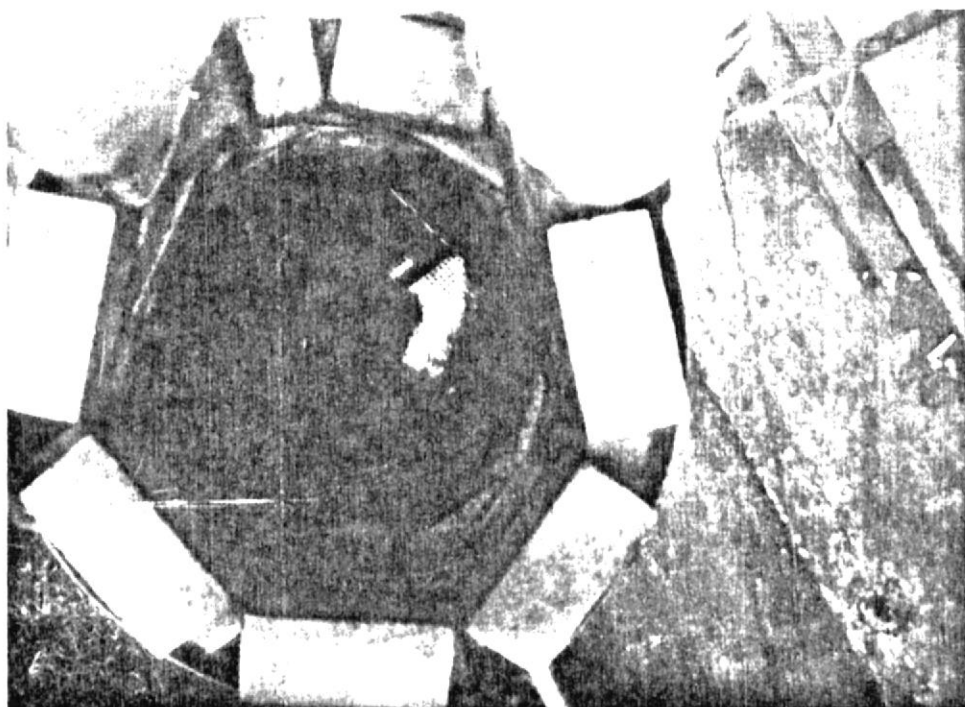
CICLÓN HUMEDO

DEPURADOR

FILTRO SECO

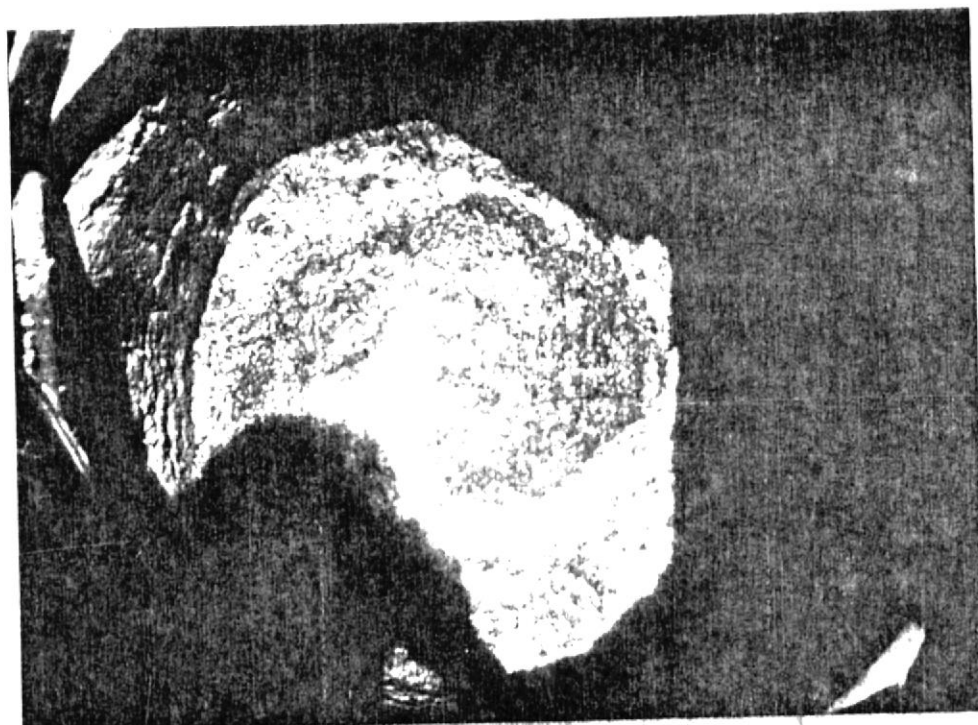


BIBLIOTECA



H-3

PARTE INTERIOR DEL REACTOR DEL GASIFICADOR DE
CASCARILLA DE ARROZ, PAREDES REFRACTARIAS -
REMOVEDOR - PARRILLA.

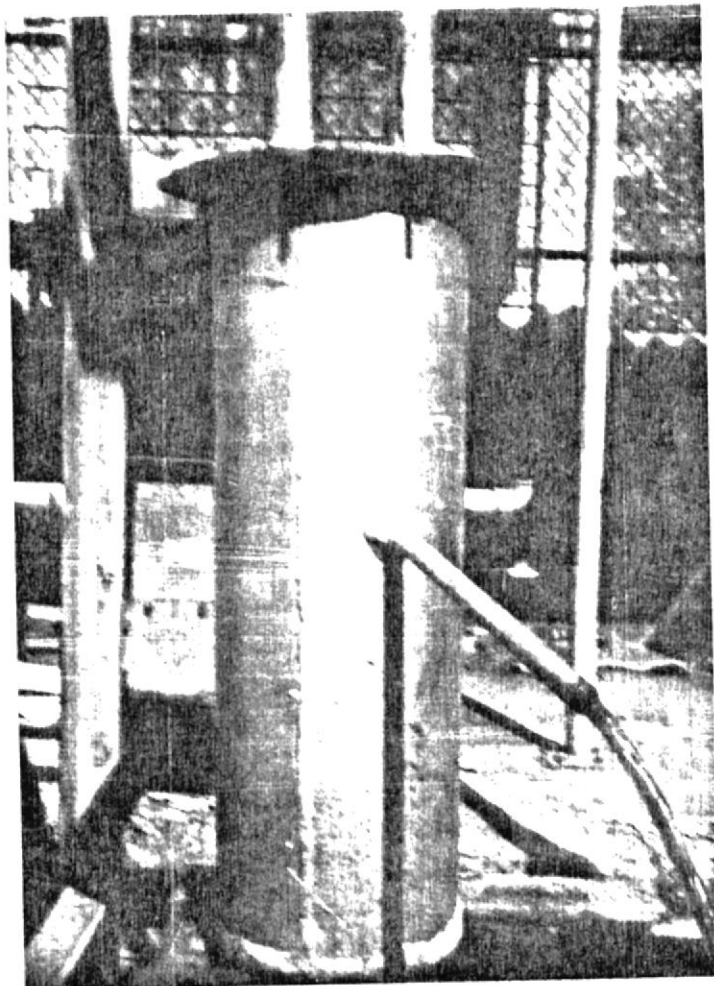


H-4

CAMA DE CASCARILLA DE ARROZ EN ACCION, EN EL INTERIOR
DEL REACTOR.

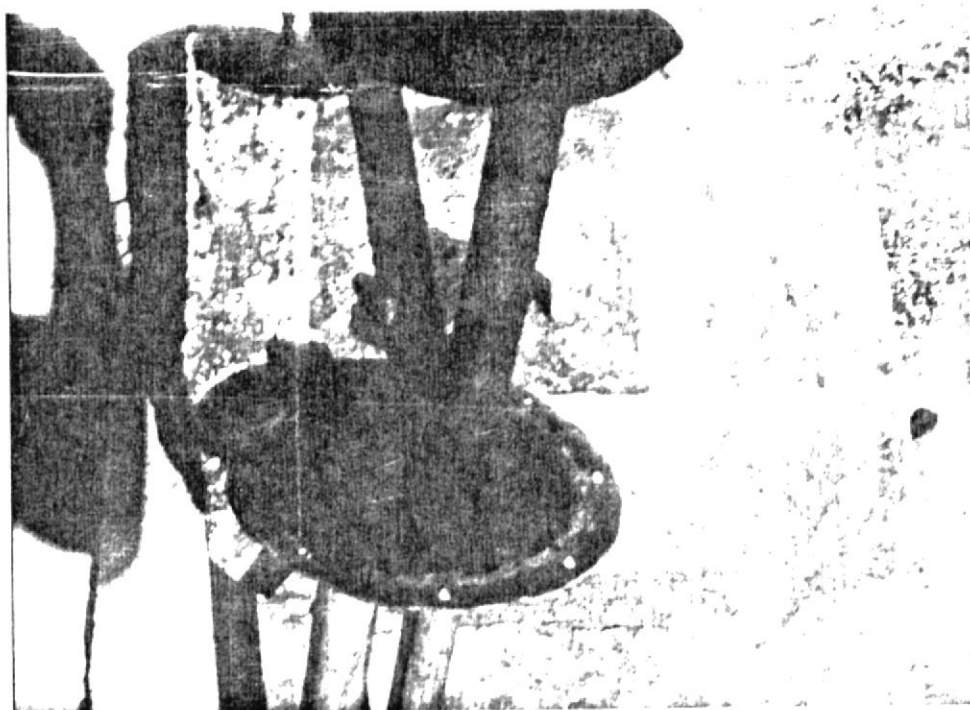


BIBLIOTECA



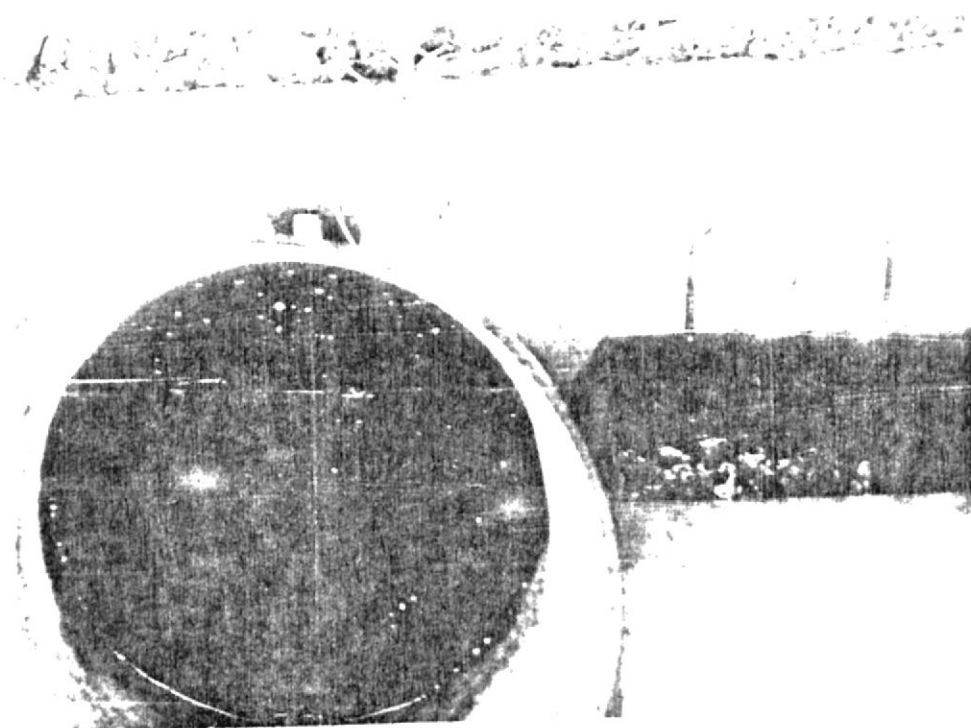
H-5

DEPURADOR. OBSERVESE COLORACION DEL AGUA QUE RESULTA
DURANTE LA EJECUCION DE LA PRUEBA.



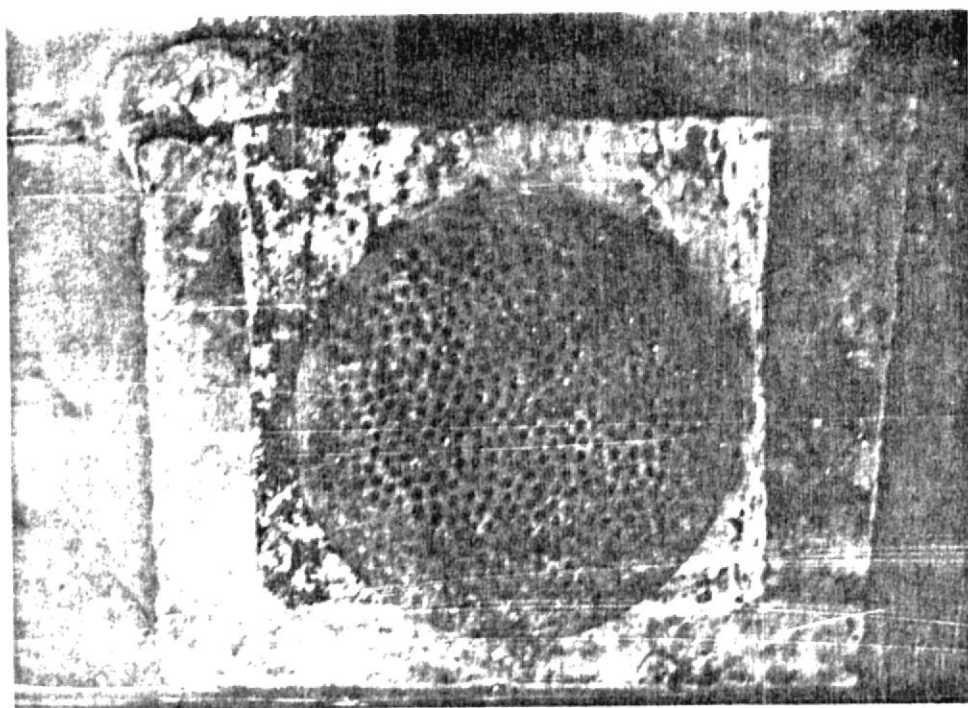
H-6

PARTE INTERIOR DEL DEPURADOR. PERMITE TENER IDEA
SOBRE LA CANTIDAD DE ALQUITRAN QUE ACOMPAÑA EL GAS
RESULTADO DE LA GASIFICACION.



H-7

MUESTRA DE ALQUITRAN QUE ES RETENIDO DURANTE
EL TRANSCURSO DEL GAS POR EL TREN DE LIMPIEZA.

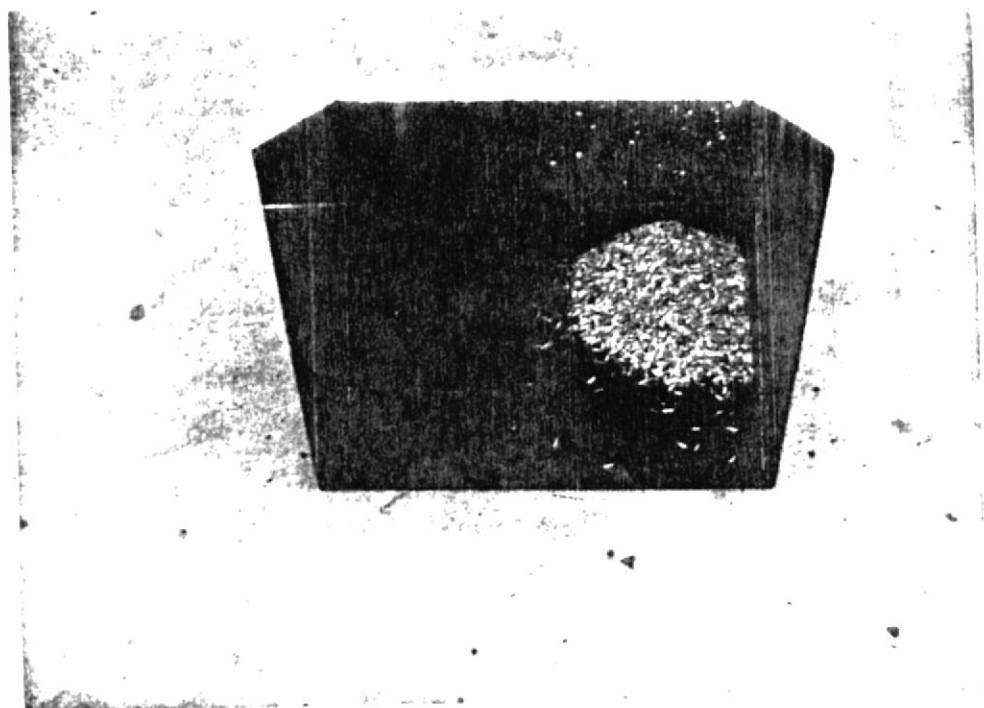


H-8

PLACA AGUJERADA, QUE SIRVE DE SOSTEN PARA LAS
EMPAQUETADURAS QUE CONFORMAN EL FILTRO SECO.

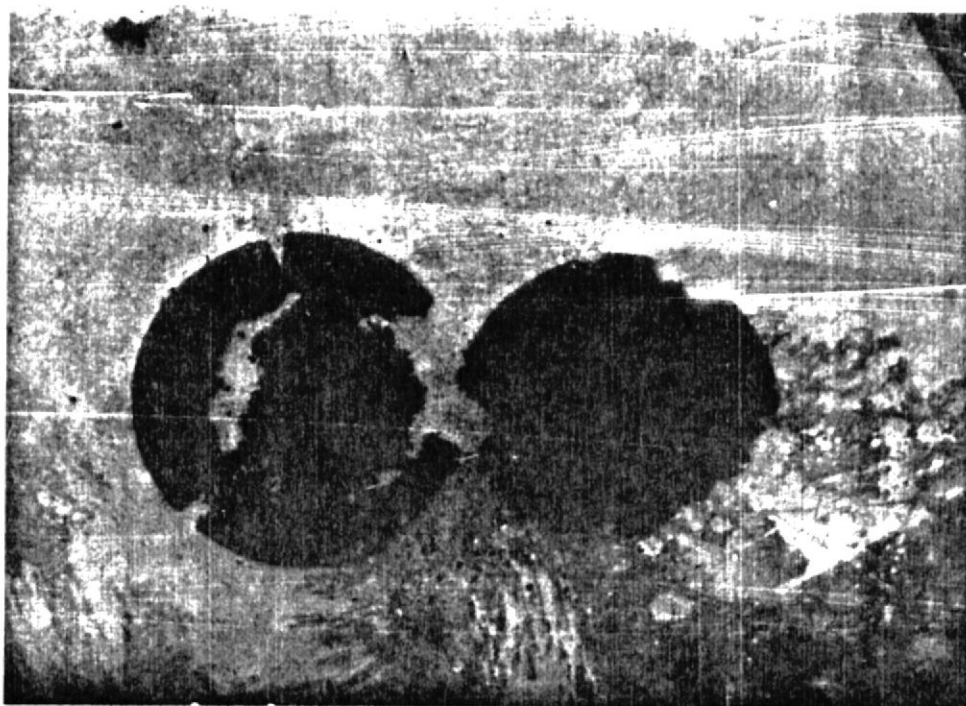


BIBLIOTECA



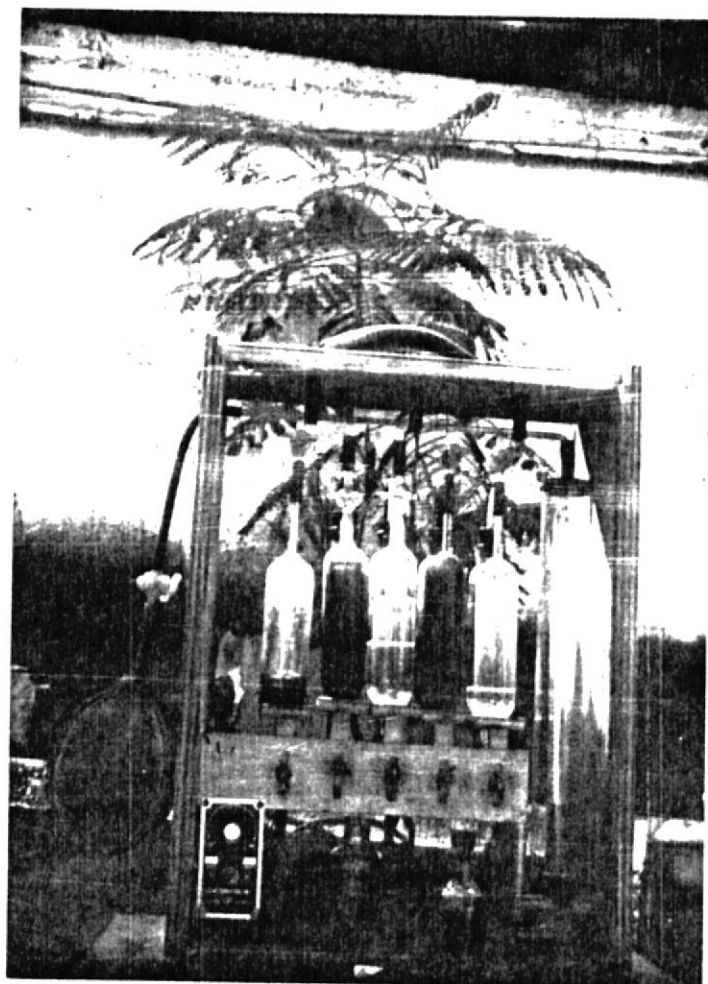
H-9

CASCARILLA DE ARROZ, A LA DERECHA - CASCARILLA LIMPIA
IGUAL A LA QUE SE INTRODUCE EN EL REACTOR, Y A LA
IZQUIERDA - CASCARILLA QUE SE OBTIENE DEL FILTRO SECO
UNA VEZ QUE SE HAN EFECTUADO 7 PRUEBAS.



H-10

PLACAS DEL FILTRO SECO, ESTADO EN QUE SE ENCUENTRAN
UNA VEZ TRANSCURRIDAS 10 PRUEBAS.



H-11

EQUIPO ANALIZADOR DE GASES (ORSAT), EMPLEADO
PARA LA DETERMINACION DE LA COMPOSICION DEL GAS.



1

Para el diseño del tren de limpieza se tomaron en cuenta los siguientes aspectos:

- Baja caída de presión del sistema.
- Facilidad de recolección de impurezas.

Teniendo en cuenta estos aspectos, se tiene:

CALCULOS PARA LOS CICLONES:

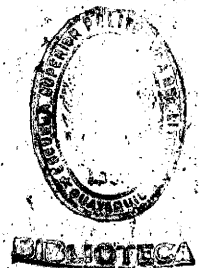
Considerando las dimensiones recomendadas para un ciclón de alta eficiencia, que se indican en el capítulo III, tenemos:

$$\begin{aligned}
 h &= 3/2 D & \text{---} & 2 D \\
 z &= 2 D & \text{---} & 5/2 D \\
 D_o &= 1/4 D & \text{---} & 1/2 D \\
 a &= 1/2 D \\
 b &= D/5 & \text{---} & D/4 \\
 S &= D/2 & \text{---} & 5D/8 \\
 B &= D/5 & \text{---} & D/4
 \end{aligned}$$

D = Diámetro del cuerpo del ciclón.

Si D = 13 cm, se tiene:

$$\begin{aligned}
 h_1 &= 19.5 \text{ cm} & h_2 &= 26 \text{ cm} \\
 z_1 &= 26 \text{ cm} & z_2 &= 32.5 \text{ cm} \\
 D_{e1} &= 3.35 \text{ cm} & D_{e2} &= 6.5 \text{ cm} \\
 a &= 6.5 \text{ cm}
 \end{aligned}$$



$$b_1 = 2.6 \text{ cm}$$

$$b_2 = 3.25 \text{ cm}$$

$$S_1 = 6.5 \text{ cm}$$

$$S_2 = 8.125 \text{ cm}$$

$$B_1 = 2.6 \text{ cm}$$

$$B_2 = 3.25 \text{ cm}$$

De lo que se eligió:

$$D = 13 \text{ cm}$$

$$h = 26 \text{ cm}$$

$$z = 31 \text{ cm}$$

$$D_o = 5 \text{ cm}$$

$$S = 2.6 \text{ cm}$$

$$B = 2.6 \text{ cm}$$

$$a = 6.5 \text{ cm}$$

En lo que respecta a la sección transversal del ducto de entrada se tiene:

$$A = a * b = 21.125 \text{ cm}^2$$

Para el caso que se necesita se decidió emplear sección circular para la entrada del gas al ciclón:

$$A = \pi d^2/4 = 21.125 \text{ cm}^2$$

$$d = 5.18 \text{ cm}$$

En lo que respecta al depurador, sus dimensiones fueron tomadas de la ref(3); y en el caso del filtro seco se buscó un tanque pequeño de aceite (Texaco), el mismo que se acondicionó con sus respectivas camas de cascarilla de arroz y de carbón vegetal (Ver gráficos del APENDICE B).

Las caídas de presión que involucran cada uno de estos dispositivos se calculan de la siguiente manera:

1. CICLONES.

$$\Delta P = \frac{6.5 \rho_g V^2 A_d}{D_o}$$

ρ_g \equiv Densidad del gas (Kg m^{-3})

V \equiv Velocidad de salida del gas (m s^{-1})

D_o \equiv Diámetro del ducto de salida del gas (m)

A_d \equiv Area del ducto de entrada (m^2)

$$V : 300 - 1500 \text{ Ft. min}^{-1}$$

$$1.5 - 7.62 \text{ m seg}^{-1}$$

$$\rho_g : 0.90 \text{ Kg m}^{-3} \text{ a } 200 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$A_d : \pi (5.08 \times 10^{-2})^2 / 4 \text{ m}^2 = 2.03 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$D_o : 5.08 \times 10^{-2} \text{ m}$$

En lo que respecta a la velocidad del gas se considera el mayor de los valores, de donde:

$$\Delta P = 267.2 \text{ N/m}^2 = 26.7 \text{ mm H}_2\text{O} = 2.67 \text{ cm H}_2\text{O}$$

Este valor, se lo considera para los dos tipos de ciclones.

2. DEPURADOR.

$$\Delta P = \frac{0.81 \rho_g Q_g^2}{n^2 g d_p^4}$$

$Q_g \equiv$ Flujo volumétrico de gas ($m^3 \text{ seg}^{-1}$).

$n \equiv$ Número de perforaciones.

$g \equiv$ Gravedad ($m \text{ seg}^{-2}$)

$d_p \equiv$ Diámetro de las perforaciones (m)

El área disponible para el flujo de gas es el 22.6 % del área total de la sección transversal de la placa perforada (Ec. 19).

$$A_D \equiv \text{Área disponible} = 0.226 \left(\frac{\pi}{4} D^2 \right)$$

$D \equiv$ Diámetro del depurador

$D = 16 \text{ cm}$, de donde:

$$A_D = 45.44 \text{ cm}^2$$

$A_p \equiv$ Área de las perforaciones.

$$A_p = \pi d_p^2 / 4, \quad d_p = 2 \text{ mm}$$

$$A_p = 0.03142 \text{ cm}^2$$

El número de perforaciones de la placa puede ser determinado de la siguiente manera:

$$n = \frac{A_D}{A_p}$$



$n = 1\ 446$, pero para cuestión de cálculos se toma $n = 800$

$$\Delta P = 2.7 \text{ Kgf m}^{-2} \times 9.8 \text{ N/Kgf} = 26.47 \text{ N/m}^2$$

$$\Delta P = 0.2647 \text{ cm H}_2\text{O}$$

El valor de caída de presión determinado, es el valor que corresponde a la caída de presión que se registra en la placa seca, este puede ser considerado como el valor total de caída de presión en el depurador, en vista que el valor correspondiente a la placa húmeda y a la fricción del gas en el sistema son despreciables.

3. FILTRO SECO.

$$\Delta P = \frac{\rho_g Q_g^2}{A_{disp}^2 g}$$

A_{disp} \equiv Area disponible para el flujo de gas, para el caso de la cama de cascarilla de arroz es 10% y para el caso de la cama de carbón vegetal es 35% del área total de la sección transversal.

$A_T \equiv$ Area total de la sección transversal del filtro seco.

$$A_T = \pi d^2/4 = \pi (0.26)^2/4 = 0.0531 \text{ m}^2$$

En vista de que el gas una vez que llega al depurador registra una disminución en su temperatura, la densidad de este aumenta a 1.20 Kg m^{-3} , de donde reemplazando en la expresión mostrada, se tiene:

$$\Delta P_{c. \text{ casc. arroz}} = 11.96 \text{ N m}^{-2} = 0.1196 \text{ cm H}_2\text{O}$$

$$\Delta P_{c. \text{ carbón veg.}} = 0.97 \text{ N m}^{-2} = 0.0097 \text{ cm H}_2\text{O}$$

4. TUBERIAS Y ACCESORIOS.

Para calcular perdidas debido a tuberías y accesorios, se divide el sistema en diferentes partes, tal como se indica en la figura I.1

a) REDUCCION GRADUAL.

$$\Delta P = \frac{K \rho v_{\text{gas}}^2}{2}$$



BIBLIOTECA

ρ \equiv Densidad del gas (Kg m^{-3})
 V_{gas} \equiv Velocidad del gas (m seg^{-1})

$$D/d = 1.5 \quad \Longrightarrow \quad K = 0.05$$

El gas pasa a través de esta reducción a una temperatura de $200\text{ }^{\circ}\text{C}$, por lo que:

$$\Delta P = \frac{0.05 * 0.9 * 7.62^2}{2} = 1.31 \text{ N m}^{-2}$$

CARACTERISTICAS DEL GAS

T ($^{\circ}\text{C}$)	μ_{gas} ($\text{Kg/m} \cdot \text{seg}$)	ρ_{gas} (Kg/m^3)
350	3.15×10^{-5}	0.80
200	2.60×10^{-5}	0.90
50	1.98×10^{-5}	1.20

b) CODOS ESTANDARES DE 90° , DE 2"

$$L/D = 30 \quad ; \quad L = 30 * (2.54 * 2) \text{ cm} = 1.524 \text{ m}$$

$$\Delta P = \frac{f L \rho V_{\text{gas}}^2}{2 D}$$

Cálculo de número de REYNOLDS:

$$Re = \rho D V_{gas} / \mu \quad \text{a } 200 \text{ } ^\circ\text{C, se tiene:}$$

$$Re = \frac{0.9 * 5.08 * 10^{-2} * 7.62}{2.60 * 10^{-3}} = 13\,399.5$$

Este valor de REYNOLDS, indica que el flujo de gas es turbulento, por lo que para el cálculo del factor de fricción (f), se emplea la siguiente expresión:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log \left[\frac{\epsilon/D}{3.7} + \frac{2.51}{Re \sqrt{f}} \right]$$

Tomando en cuenta que se trata de tuberías de galvanizado, $\epsilon/D = 0.001$, valor que se lo obtiene del diagrama de MOODY, de donde $f = 0.02$, remplazando estos valores en la ecuación anterior, se obtiene por interacción:

$$f_2 = 0.032$$

$$f_3 = 0.030$$

$$f_4 = 0.030$$

$$\Delta P = 2 \left[\frac{0.030 * 1.524 * 0.9 * 7.62^2}{2 * 0.0508} \right]$$

$$\Delta P = 47.03 \text{ N/m}^2$$

c) CONTRACCION.

$$D/d = 2 \quad \Longrightarrow \quad k = 0.36$$

$$\Delta P = \frac{k \rho V_{gas}^2}{2} = \frac{0.36 * 0.9 * 7.62^2}{2}$$

$$\Delta P = 9.41 \text{ N/m}^2$$

d) CODOS ESTANDARES DE 90°, DE 1"

$$L/D = 30 \quad \Longrightarrow \quad L = 0.762 \text{ m}$$

$$Q = A * V = A^* * V^*$$

$$4 * V = 1 * V^*$$

$$V^* = 30.48 \text{ m/seg}$$

El gas pasa a través de estos accesorios a 50 °C de temperatura, para lo que se tiene:

$$Re = \frac{4 \rho Q_{gas}}{\pi \mu D}$$

$$= \frac{4 * 1.20 * 60/3600}{\pi * 1.98 * 10^{-5} * 2.54 * 10^{-2}}$$



BIBLIOTECA

$Re = 50\ 633.9$ Flujo turbulento.

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log \left[\frac{\epsilon/D}{3.7} + \frac{2.51}{Re \sqrt{f}} \right]$$

$\epsilon/D = 0.001$; del diagrama de MOODY: $f = 0.025$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 6.47 \quad \Longrightarrow \quad f_2 = 0.0238$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 6.46 \quad \Longrightarrow \quad f_3 = 0.0239$$

$$\Delta P = \frac{f L \rho V_{gas}^2}{2 D}$$

$$= \frac{0.0239 * 0.762 * 1.20 * 30.48^2}{2 * 2.54 * 10^{-2}}$$

$$= 399.7 \text{ N/m}^2$$

e) TUBERIA DE 2".

$$Re = \frac{\rho D V}{\mu} = \frac{1.20 * 5.08 * 10^{-2} * 7.62}{1.98 * 10^{-5}}$$

$$= 23\ 460.4 \quad \text{Flujo turbulento.}$$

$\epsilon/D = 0.001$; del diagrama de MOODY, $f = 0.028$

$$1/4f = 6.0822 \quad \Longrightarrow \quad f_2 = 0.027$$

$$1/4f = 6.0715 \quad \Longrightarrow \quad f_3 = 0.027$$

$$\Delta P = \frac{f L \rho V_{gas}^2}{2 D}$$

$$\Delta P = \frac{0.027 * 2.20 * 1.20 * 7.62^2}{2 * 5.08 * 10^{-2}}$$

$$\Delta P = 40.74 \text{ N/m}^2$$

f) TUBERIA DE 1"

$$Re = \rho V_{gas} D / \mu = \frac{1.20 * 30.48 * 2.54 * 10^{-2}}{1.98 * 10^{-3}}$$

$$= 46.92 * 10^3 \quad \text{Flujo turbulento.}$$

$$\epsilon/D = 0.001 \quad ; \quad \text{del diagrama de MOODY} \quad f = 0.025$$

$$1/4f = 6.43 \quad \Longrightarrow \quad f_2 = 0.024$$

$$1/4f = 6.42 \quad \Longrightarrow \quad f_3 = 0.024$$

$$\Delta P = \frac{f L \rho V_{gas}^2}{2 D}$$

$$\Delta P = \frac{0.024 * 1.5 * 1.20 * 30.48^2}{2 * 2.54 * 10^{-2}}$$

$$= 790 \text{ N/m}^2$$

g) ENTRADAS Y SALIDAS DE CICLONES, DEPURADORES, Y
FILTRO SECO.

$$\Delta P = \frac{n K \rho V_{gas}^2}{2}$$

n \equiv Número de conexiones similares.

/ CICLONES:

$$\Delta P = \frac{4 * 1 * 0.9 * 7.62^2}{2}$$

$$\Delta P = 104.4 \text{ N/m}^2$$

/ DEPURADOR:

$$\Delta P = \frac{2 * 1 * 1.20 * 7.62^2}{2} = 69.68 \text{ N/m}^2$$

/ FILTRO SECO:

$$\Delta P = \frac{2 * 0.5 * 1.20 * 7.62^2}{2}$$

$$= 34.84 \text{ N/m}^2$$

$$\Delta P_{TOTAL} = 1497.11 \text{ N/m}^2 = 14.97 \text{ cm H}_2\text{O}$$

EN TUBERIAS
Y ACCESORIOS

h) CAMA DE CASCARILLA EN EL GASIFICADOR.

$$\Delta P = \frac{\rho_g Q_g^2}{2 A_{disp}^2 g}$$

Disponibilidad de área $A_{disp} = 10 \% A_T$

$$\Delta P = \frac{1.20 * 1/60^2}{2 * \left[\pi/4 (0.54)^2 * 0.1 \right]^2 * 9.8}$$

$$= 0.32 \text{ N/m}^2 = 0.0032 \text{ cm H}_2\text{O}$$

$$\Delta P_{total} = 20.77 \text{ cm H}_2\text{O} * \frac{1 \text{ in}}{2.54 \text{ cm}}$$

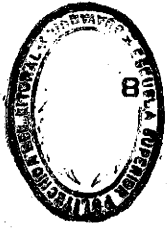
$$= 8.17 \text{ in H}_2\text{O}$$

Este valor de ΔP_{total} , es el que permite realizar la selección del ventilador de succión a emplearse.

NOTA: Las expresiones empleadas para el cálculo de caídas de presión en tuberías y accesorios, fueron extraídas del manual del ingeniero mecánico de MARKS volumen I pág. 3-58.

REFERENCIAS.

1. J. Duque, PRE-FEASIBILITY STUDY: " POSIBILITIES FOR THE INTRODUCTION OF PRODUCER GAS TECHNOLOGY IN ECUADOR ". (Ecuador, Guayaquil: Escuela Superior Politécnica del Litoral, Agosto 1988).
2. J. Chao, G. Zabala, J. Duque, ESTIMACION PRELIMINAR DEL CONSUMO DE ENERGIA EN LAS PLANTAS PILADORAS DE ARROZ (Ecuador, Guayaquil: Escuela Superior Politécnica del Litoral, Diciembre 1988).
3. A. Kaupp, GASIFICATION OF RICE HULLS THEORY AND PRAXIS (Alemania: GATE-GTZ GmbH, 1984).
4. Manurung & Beenackers, AN OPEN CORE RICE HUSK GASIFIER FOR SMALL SCALE APLICATION (Bandung, Indonesia 1985).
5. N. Coovattanachai, RICE HUSK GASIFICATION IN ASIA AND THE PACIFIC REGION (Rome, FAO, 1987).
6. D. Mahin, POWER FROM RICE HUSKS, " Bioenergy Systems Report ", (April 1986).
7. E. Beagle, RICE HUSK CONVERSION TO ENERGY, (ROME, Agricultural Services Bulletin 3 31, FAO, 1978).



- Memorias de la 3RA. Conf. de la ECC., Elsevier, 1985, " GASIFICATION OF RICE HUSK IN A SMALL DOWNDRAFT MOVING BED, por Manurung & Beenackers "
9. N. Coovattanachai, RICE HUSK GASIFICATION NETWORK IN ASIA AND THE PACIFIC REGION (Rome, FAO, 1989).
 10. J. Duque, J. Chao, J. Blum, APROVECHAMIENTO DE LA CASCARILLA DE LA CASCARILLA DE ARROZ COM FUENTE DE ENERGIA PARA SECADO DEL GRANO Y AUTOABASTECIMIENTO DE FUERZA MOTRIZ EN LAS PILADORAS (Ecuador, Guayaquil: Escuela Superior Politécnica del Litoral, JULIO 1989)
 11. R. Manurung, RENEWABLE ENERGY REVIEW JOURNAL: GASIFICATION AND PYROLYTIC CONVERSION OF AGRICULTURAL AND FORESTY WASTES, Volumen 3, (Bangkok, Thailand, June 1981).
 12. R. Manurung and A.A.C.M. Beenackers, AN OPEN CORE RICE HUSK GASIFIER FOR SMALL SCALE APPLICATIONS. (Twente University of Technology, The Netherlands 1987).
 13. Conferencia: INTRODUCCION A LA TECNOLOGIA DE GAS POBRE EN APLICACIONES AGROFORESTALES DE PEQUEÑA Y MEDIANA ESCALA, Guayaquil, Julio 1984," Antecedentes, Proceso de Gasificación, por A. Barriga " (Guayaquil: ESPOL, 1984).

14. A. Kaupp y J.R Goss, TECHNICAL AND ECONOMICAL PROBLEMS IN THE GASIFICATION OF RICE HULLS PHYSICAL AND CHEMICAL PROPERTIES, (Department of Agricultural Engineering, University of California, Davis, CA 95616, July 1982).
15. P. Mehrling y R. Reimert, FUEL-AND SYNTHESIS GAS FROM BIOMASS VIA GASIFICATION IN THE CIRCULATING FLUID BED, (Frankfurt, Lurgi GmbH, D-6000, MAIN 1987).
16. A. Kaupp, THE GASIFICATION, (Republica Federal de Alemania, GATE - (GTZ) GmbH, 1985).
17. A. Angladette, EL ARROZ, (Editorial Blume, Barcelona, 1969).
18. E. Topolanski, EL ARROZ-PROPIEDADES, (Buenos Aires - Argentina, Editorial Hemisferio Sur, S.R.L., Primera Edición 1975).