

ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL

FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA

"ESTUDIO TECNICO ECONOMICO DEL BAGAZO COMO COMBUSTIBLE:
ALTERNATIVA DE TERMOGASIFICACION Y USO RACIONAL"

TESIS DE GRADO

PREVIA A LA OBTENCION DEL TITULO DE:

INGENIERO MECANICO

REALIZADA POR:

ALFREDO ELOY PERA MORA

GUAYAQUIL - ECUADOR

1985

AGRADECIMIENTO

Al Dr. Alfredo Barriga, Director de esta Tesis y maestro durante mis años de estudio;

Al Dr. Vicente Cabrera y al Sr. Jorge Espinoza, personal técnico del Ingenio San Carlos, por la colaboración en este trabajo.

AGRADECIMIENTO INSTITUCIONAL

A la ESPOL, por la formación reci
bida.

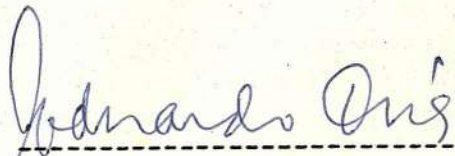
A la Facultad de Ing. Mecánica, por
permitirme participar en el taller
de entrenamiento en auditorías ener
géticas, auspiciado por INE-U.S.AID.

Al INE, por permitirme participar
en el grupo que realizó auditorías
energéticas en varios ingenios del
país.

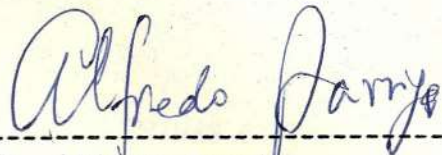
A INECEL, por la colaboración econó
mica en la realización de este tra
bajo.

DEDICATORIA

A mis padres



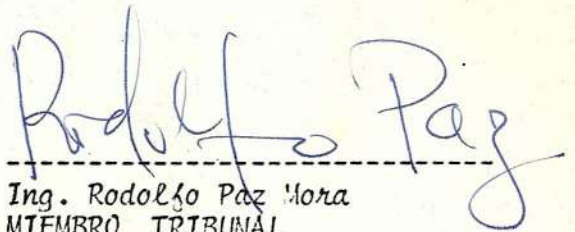
Ing. Eduardo Orcés P.
DECANO DE LA FACULTAD
INGENIERIA MECANICA



Dr. Alfredo Barriga
DIRECTOR DE TESIS



Ing. Eduardo Rivadeneira
MIEMBRO TRIBUNAL



Ing. Rodolfo Paz Mora
MIEMBRO TRIBUNAL

DECLARACION EXPRESA

"LA RESPONSABILIDAD POR LOS HECHOS, IDEAS Y DOCTRINAS EXPUESTAS EN
ESTA TESIS, ME CORRESPONDEN EXCLUSIVAMENTE; Y, EL PATRIMONIO INTELEC
TUAL DE LA MISMA, A LA ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL"

(Reglamento de Exámenes y Títulos Profesionales de la ESPOL)

Alfredo Pera

ALFREDO ELOY PERA MORA

RESUMEN

El capítulo primero, sirve como introducción y acota el espacio del estudio.

El capítulo segundo, sirve como una información general del bagazo y se establecen las condiciones básicas para que en los ingenios se realice el secado del mismo, para mejorar su utilización actual: que ma en calderas y, aumentar el sobrante para usos alternativos: gasifi cación y generación de electricidad.

El capítulo tercero, sirve como contabilidad energética del uso del bagazo y vapor en los ingenios azucareros.

El capítulo cuarto, sirve como base para seleccionar el sistema apropia do para la gasificación del bagazo, como posibilidad de uso alternati vo de éste.

El capítulo quinto finalmente, sirve para establecer las condiciones en las que económicamente, se justifican para el ingenio azucarero, las inversiones para generar electricidad, a partir de la gasificación de bagazo.

INDICE GENERAL

	<u>PAGS.</u>
RESUMEN	vi
INDICE GENERAL	vii
INDICE DE GRAFICOS	xii
INDICE DE TABLAS	xiii
INDICE DE MAPAS	xv
INTRODUCCION	16.
<u>CAPITULO 1 : FUNDAMENTOS GENERALES</u>	18
1.1 Objetivos	18
1.2 Alcance	18
1.3 Justificación	19
1.4 Factibilidad	20
<u>CAPITULO 2 : EL RECURSO BAGAZO</u>	24
2.1 Volumen y zonas de producción	24
2.2 Características físicas y químicas	25
2.2.1 Estructura y composición del bagazo	25
2.2.1.1 La fibra	27
2.2.1.2 El tallo	29
2.2.2 Valor calorífico del bagazo	31

	<u>PAGS.</u>
2.2.3 Equivalencias de combustibles convencionales en términos de bagazo	33
2.3 Uso convencional del bagazo como combustible	35
2.3.1 Aprovechamiento energético del bagazo como combustible: Incineración en calderas	35
2.3.2 Secado del bagazo	37
2.3.2.1 Calor necesario para reducir la humedad del bagazo	37
2.3.2.2 Disponibilidad de calor para el secado	39
2.3.2.3 Sistemas de secado	41
2.4 Alternativas de utilización	44
2.4.1 La compactación del bagazo	45
<u>CAPITULO 3 : USO RACIONAL DEL BAGAZO COMO RECURSO ENERGETICO</u>	<u>48</u>
3.1 Energía consumida en la recolección y transporte de la caña al ingenio	48
3.2 Energía consumida en el proceso en el ingenio	51
3.2.1 Energía consumida en la molienda	51
3.2.2 Consumo de energía en la evaporación	54
3.2.3 Consumo de energía en cristalización	62
3.2.4 Energía utilizada en el secado de azúcar	65
3.3 Balance de masa y energía global en el proceso en el ingenio.	66
3.3.1 Balance de masa	67
3.3.2 Balance de energía	72

	<u>PAGS.</u>
3.4 Posibilidades de conservación en las distintas fases del proceso	76
3.4.1 Mejoras en la combustión del bagazo	77
3.4.2 Mejoras en la utilización del vapor	81
3.4.2.1 Calentamiento del agua de alimentación a calderas	81
3.4.2.2 Uso de mayores presiones de generación	83
3.4.3 Otros aspectos de la economía energética	84
<u>CAPITULO 4 : INGENIERIA DEL PROYECTO</u>	87
4.1 Descripción del proceso de gasificación	87
4.1.1 Definiciones	87
4.1.2 Reacciones termoquímicas	88
4.1.3 Características del gas	89
4.2 Variables a considerar en el diseño de gasificadores	91
4.2.1 Características de la materia prima	91
4.2.2 Condiciones de operación del gasificador	97
4.3 Sistemas de gasificación y tipos de gasificadores	103
4.3.1 Lecho fijo	105
4.3.2 Lecho móvil	105
4.3.3 Lecho fluidizado	112
4.3.4 Lecho en suspensión	114
4.4 Selección del sistema de gasificación	115
4.4.1 Sistemas comerciales de gasificación de lecho fluidizado	117

	<u>PAGS.</u>
4.5 Aplicabilidad del gas	120
4.5.1 Utilización en motores	120
<u>CAPITULO 5 : ANALISIS ECONOMICO</u>	<u>123</u>
5.1 Costos de los equipos	123
5.2 Costos de la materia prima	125
5.3 Costos de producción	125
5.3.1 Lubricantes	126
5.3.2 Mantenimiento del set generador	126
5.3.3 Mantenimiento de la planta gasificadora	126
5.3.4 Costos de personal	127
5.3.5 Costos por seguro	127
5.3.6 Otros costos y administración	128
5.4 Amortización de la inversión	128
5.5 Análisis global de operación	129
5.5.1 Beneficios brutos y netos	129
5.5.2 Recuperación de la inversión	130
5.5.3 Coeficiente financiero industrial	132
5.6 Rentabilidad	133
5.6.1 Capacidad de la planta	133
5.6.2 Costos de inversión y gastos de operación	134
5.6.3 Escenarios de precios de KW-hr en el país	135
5.6.4 Determinación de la tasa de interés, la vida útil de la planta y la inflación anual	139
5.6.5 Generación de beneficios	140
5.6.6 Decisión de inversión	142

PAGS.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

143

ANEXOS

145

BIBLIOGRAFIA

160

INDICE DE GRAFICOS

	<u>PAGS.</u>
2-1 Efecto de la humedad sobre el valor calorífico neto del bagazo.	32
3-1 Esquema de la purificación del jugo.	69
3-2 Estación de evaporación.	70
3-3 Esquema de cocimiento del azúcar.	71
3-4 Pérdida de energía en función de eficiencia de la caldera y consumo de vapor.	86
4-1 Variación de los componentes de gas pobre de madera en función de la humedad.	94
4-2 Efecto de la temperatura sobre el equilibrio de la composición del gas.	101
4-3 Tipos de reactores y sus correspondientes perfiles de temperatura y conversión.	104
4-4 Presentación esquemática de un gasificador de flujo descendente.	107
4-5 Diagrama esquemático de un gasificador de flujo ascendente.	111
4-6 Presentación esquemática de un gasificador de lecho fluidizado.	113
4-7 Esquema de una planta de gasificación de lecho fluidizado.	119

INDICE DE TABLAS

	<u>PAGS.</u>
2-1 La composición física fibrosa del bagazo.	30
2-2 Combustibles convencionales en bagazo equivalente.	34
2-3 Comportamiento de una caldera quemando bagazo.	36
2-4 Energía consumida en los procesos de compactación de bagazo.	46
2-5 Condiciones de secado en los procesos de compactación de bagazo.	47
3-1 Zonas de cultivo y distancias promedio al ingenio	49
3-2 Combustible consumido en transporte.	50
3-3 Consumo de vapor en molinos.	52
3-4 Condiciones de operación del vapor.	52
3-5 Potencia consumida en los equipos de molienda.	53
3-6 Evaporación del jugo.	56
3-7 Variación de la temperatura del jugo en las etapas previas a la evaporación.	57
3-8 Energía requerida para el calentamiento del jugo.	58
3-9 Secado del azúcar.	65
3-10 Balance de masa en fabricación.	68
3-11 Obtención de vapor y bagazo a partir de la caña.	72
3-12 Centros de consumo y potencia eléctrica instalada.	73
3-13 Contenido energético del bagazo y vapor generado.	75
3-14 Operación de las calderas.	78

	<u>PAGS.</u>
3-15 Generación y consumo de vapor en molinos	82
3-16 Calentamiento del agua de alimentación	83
4-1 Presión de operación de algunos sistemas comerciales de gasificación	99
4-2 Aceptabilidad de los sistemas de gasificación al bagazo, en función de sus características.	116
4-3 Utilización del gas pobre en motores	122

INDICE DE MAPAS

PAGS.

2-1 Localización de las fábricas de azúcar en el Ecuador.

26

INTRODUCCION

El estudio enfoca la posibilidad de generación de electricidad en ingenios azucareros mediante el uso de sobrantes de bagazo, durante las épocas de interzafra.

Esto obliga a identificar los niveles de utilización del bagazo y los mecanismos que permitan aumentar las cantidades sobrantes del mismo.

Los ingenios azucareros por no contar con equipos de medición y control de los consumos de vapor, carecen de una contabilidad relativamente clara de la utilización de su energía.

El estudio desarrolla en su capítulo tercero un procedimiento para establecer el actual uso de la energía en el ingenio azucarero seleccionado.

Dentro del análisis de la generación de gas a partir del bagazo, se intentó gasificar la materia prima en el equipo existente en la Facultad de Ingeniería Mecánica.

En este gasificador, de flujo descendente, se logró gasificar carbón pero el bagazo no pudo ser gasificado.

Finalmente, en base a las ofertas de sistemas de gasificación que se

obtuvo, a través de la firma alemana DECON, y considerando dos probables escenarios de precios del KW-hr se establece el año en que pueden ser rentables las inversiones consideradas.

CAPITULO PRIMERO

FUNDAMENTOS GENERALES

1.1 OBJETIVOS

Se aspira identificar los niveles de producción y ciertas características físicas y químicas de la materia prima (bagazo).

Al mismo tiempo se enfocan los mecanismos para lograr una eficiente utilización de la energía y por consiguiente bagazo disponible, de tal modo que se produzcan los excedentes que justifiquen la utilización alternativa.

Posteriormente se entrará al análisis del proceso de gasificación y de los parámetros involucrados en el mismo.

Una vez cubiertas las etapas anteriores, se identificarán los posibles proyectos de aplicación industrial, evaluando principalmente los costos y beneficios de la generación de electricidad.

1.2 ALCANCE

El estudio implica un análisis comparativo de los beneficios de la termogasificación frente a otras formas de utilización del baga

zo sobrante del proceso de "Fábrica" de los Ingenios azucareros, tanto técnica como económicamente.

El trabajo se inició en noviembre de 1983, al participar el autor de esta tesis como Delegado del Departamento de Ingeniería Mecánica de la ESPOL, en el grupo técnico conformado con personal del INE y de la Asociación Alemana para la cooperación técnica (GTZ) que realizó auditorías energéticas en los ingenios AZTRA y SAN CARLOS.

Se realiza un enfoque general a muchos temas, que inclusive ya están planteados como tesis de grado en unos casos, y en otros, tesis ya realizadas:

Diseño de Gasificador, Diseño de un Secador de Bagazo, Análisis de la Utilización de Gas en Motores, etc.

1.3 JUSTIFICACION

Según un estudio realizado por el INE en 1981, "Energy Conservation in Ecuadorian Industry", la industria del azúcar consume cerca del 40% del total de energía requerida por el sector industrial.

El mismo enfoque estima que el potencial de ahorro energético es del orden del 30%, con lo cual casi el total de los derivados del petróleo consumidos pueden ser eliminados y, entre 0.3 y 0.4 millones de toneladas de bagazo ahorradas.

El bagazo que pueda ser ahorrado podrá ser utilizado como combustible para abastecer los requerimientos energéticos del ingenio en época que no es de zafra, sin embargo esto involucra problemas de almacenamiento con las consecuencias de posible deterioro del producto.

Así el mejor camino consistiría en la pelletización y la gasificación del bagazo, con mejores perspectivas de almacenamiento y manipulación.

En definitiva, creemos positivos y justificados los estudios, en la medida que tienden a aumentar la eficiencia de la industria azucarera en términos energéticos, y puedan producir derivados - partiendo de la caña como fuente de energía.

1.4 FACTIBILIDAD

La factibilidad debe enfocarse en una doble vertiente, la primera técnica y la segunda económica, sin que ésta formulación signifiquen un orden de prioridades.

Desde el enfoque técnico, la gasificación consiste en una tecnología ya conocida que se está desarrollando, lo que probablemente traerá reducción en sus costos.

Las inversiones industriales pueden ser planteadas según su exigencia en ineludibles y opcionales. Las inversiones que a continua

ción se analizan son opcionales. Se estudia la posibilidad de invertir para crear una nueva fuente de beneficios.

Las consecuencias económicas a considerar en este caso son:

- Costo inicial
- Consumo anual
- Beneficio anual

Este beneficio se extiende al número de años que comprende la vida industrial esperable.

Puede ser:

- Realmente positivo.- Obtención de nuevos beneficios.
- Económicamente positivo.- Reducción de gastos ya existentes.

En lo que sigue se va a denominar:

C , Inversión; B , Beneficio anual esperable; i , Tipo de interés; n , Vida productiva esperable de la instalación; N , Número de años para la devolución de los créditos que se hayan solicitado para la inversión.

Evidentemente la operación será tanto más rentable cuanto mayor sea el cociente B/C . Sin embargo, hay que determinar la -

magnitud necesaria de B para un incremento de C que puede plan
tearse.

El resultado de la operación se estima calculando los benefi
cios con sus intereses en los años de vida productiva esperable
de la instalación. Si la inversión se realiza solicitando crédi
tos a devolver en N años, siendo N menor que n.

LA RECUPERACION EN "N" AÑOS ES UN CONDICIONANTE DE LA INVER
SION hasta el punto que no puede considerarse rentable por muy
buena que sea, si no cumple ésta condición.

Algunas veces, la Dirección de una empresa recibe tal canti-
dad de proposiciones de mejoras que aunque todas sean renta
bles, la suma desborda las capacidades de proyecto, administra
ción, futuro mercado, o en general, la disposición de la empre
sa para realizar tantas inversiones.

En tales casos para aprobar sólo las mejores cabe analizarlas
una por una con el criterio de "Resultados al fin de la opera
ción" (Análisis global de operación).

Sin embargo, para limitar la tendencia a proponer excesivo vo
lúmen de inversiones, cabe también fijar un número de años de
recuperación, relativamente corto, marcando así una "frontera"
para aprobar sólo las que cumplan ésta condición.

Se seleccionan así las mejores, analizando su rentabilidad, o reduciendo el número de años del condicionante de la recuperación.

Hay que advertir sin embargo, que el ordenar las soluciones por tiempo de recuperación de sus inversiones, no equivale a ordenarlas por rentabilidades de "Resultado final".

La velocidad de recuperación no es un análisis de rentabilidad; es sólo condicionante de factibilidad.

CAPITULO SEGUNDO

EL RECURSO BAGAZO

2.1 VOLUMEN Y ZONAS DE PRODUCCION

El bagazo es el residuo del proceso de molienda en los ingenios azucareros.

La caña de azúcar se cultiva principalmente en las siguientes provincias del país:

<u>PROVINCIA</u>	<u>% PRODUCCION NACIONAL (AÑO 1981)</u>
Imbabura	3
Los Ríos	2
Cañar	8
Guayas	85
Loja	2

FUENTE: Ministerio de Agricultura y Ganadería

ELABORACION: Personal

La caña de azúcar sufre su transformación industrial en los in

genios, de donde se obtiene el bagazo:

INGENIOS Y PRODUCCION

<u>INGENIOS</u>	<u>CAPACIDAD DE MOLIENDA TM/DIA</u>	<u>PRODUCCION DE BAGAZO TM/DIA</u>
San Carlos	10.000	3.136
AZTRA	8.000	2.344
TABABUELA	700	294
Valdez	9.500	2.707
Luz María	400	-----
San José	120	36
Malca	600	-----
Isabel María	750	218

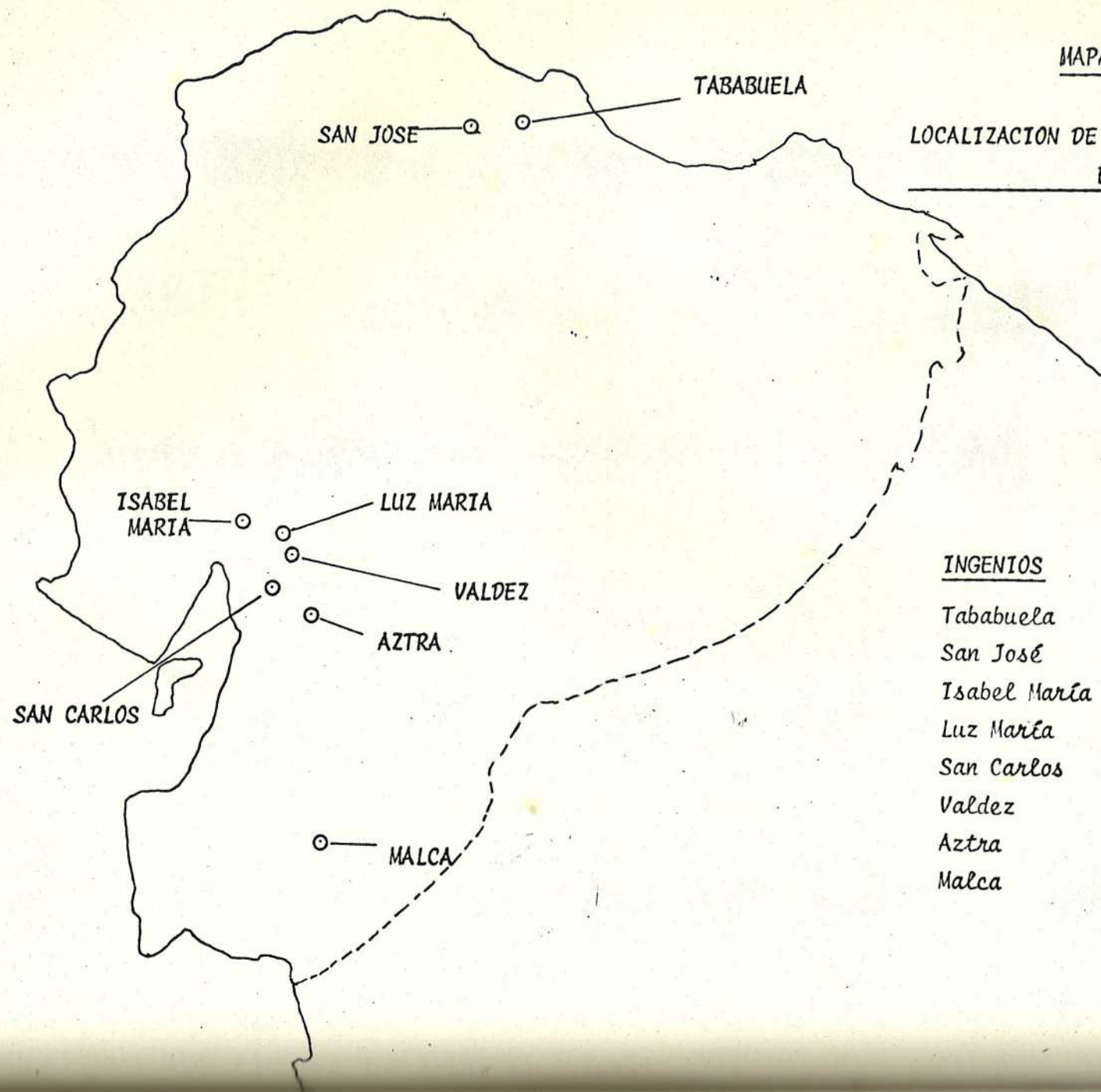
FUENTE: INE-GTZ,

ELABORACION: Personal

2.2 CARACTERISTICAS FISICAS Y QUIMICAS

2.2.1 Estructura y composición del bagazo

El bagazo, residuo fibroso del tallo de la caña después de haber sido comprimido y extraído el jugo, consiste de agua, fibras y cantidades relativamente pequeñas de sólidos solubles. Su composición varía de acuerdo a la variedad de la caña, el método de cosecha y a la eficiencia de

INGENIOSALTITUD
METROS

Tababuela	2.000 + 2.500
San José	2.000 + 2.500
Isabel María	0 + 300
Luz María	0 + 300
San Carlos	0 + 300
Valdez	0 + 300
Aztra	0 + 300
Malca	2.000 + 2.500

la planta.

En promedio podemos asumir:

Humedad	50.0 %
Fibra	47.7 %
Sólidos Solubles	2.3 %

2.2.1.1 La fibra

Por definición, la fibra del bagazo es ese componente insoluble en el agua; consiste principalmente de celulosa, pentosa y lignina.

La celulosa es un polisacárido que tiene la fórmula general $(C_6 H_{10} O_5)_n$ y su principal constituyente es tejido vegetal.

Raramente ocurre en la naturaleza en su estado puro, pero generalmente se encuentra mezclado con lignina, pentosa, gomas, grasas, sustancias colorantes, etc.

La fracción de la celulosa pura de todo tejido vegetal es básicamente la misma sustancia química que consiste de largas cadenas poliméricas de glu

cosa.

La gravedad específica de la celulosa es de 1,55.

Las diferencias en las propiedades de la celulosa se deben principalmente a los diferentes grados de polimerización. Se sospecha que la celulosa del bagazo tiene una cadena de polímeros de 2.000 a 3.000 unidades.

De acuerdo a su grado de solubilidad en soda cáustica, la celulosa se clasifica en:

- Celulosa alfa, la cual es insoluble en una solución de 17,5% de soda cáustica a temperatura ambiental.
- Celulosa beta, la cual es soluble en una solución de 17,5% de soda cáustica, pero se precipita fácilmente cuando la solución es acidificada.
- Celulosa gamma, la cual es soluble en una solución del 17,5% de soda cáustica y no se precipita por ácidos, pero se precipita por alcohol.

Solamente la celulosa alfa es considerada como una forma pura de celulosa, mientras que esa porción del material de la planta, la cual es soluble en un 17,5 % de soda caústica fría, se llama hemicelulosa. Esta difiere de la celulosa que está compuesta por unidades pentosas, más que unidades glucosas y está menos polimerizada, probablemente cadenas cortas de 40 unidades.

Se denomina Lignina a un grupo de sustancias de alto peso molecular, generalmente asociado con celulosa y hemicelulosa. Su estructura química probablemente $C_{49} H_{52} O_{14}$, está compuesta de anillos de benceno, los cuales contienen algunos grupos fenólicos.

2.2.1.2 El tallo

Estructuralmente el tallo de la caña consiste de varios tipos de tejido de fibra según lo cual los dos tipos más importantes de residuos fibrosos que ocurren en el bagazo son:

- El fuerte: células cilíndricas de los tejidos vasculares y de la corteza o fibra verdadera.

- El suave: Células parénquimatosas, irregularmente formadas del tejido interior de la caña o meollo.

TABLA 2-1

LA COMPOSICION FISICA FIBROSA DEL
BAGAZO

	<u>% POR PESO</u>	<u>% POR DISTRIBUCION</u>
FIBRAS VERDADERAS	55	35
SEGMENTOS VALVULARES	20	17
MEOLLO	20	35
OTROS NO FIBROSOS	5	13
	<u>100</u>	<u>100</u>

La fibra real y el meollo casi tienen la misma composición química, pero su estructura difiere bastante. Las fibras verdaderas tienen una relación de longitud a diámetro bastante alta, aproximadamente 70, y un coeficiente de expansión y contracción a resequeidad posterior, relativamente alto.

Las células del meollo son de forma y tamaño irregular, con una relación de longitud a diámetro de aproximadamente 5. Se caracterizan por sus propiedades absorbentes. No se ligan unas a otras,

y por esta razón tienden a debilitar cualquier pulpa a la que se hayan incorporado, y aún más, previenen que se seque rápidamente.

2.2.2 Valor calorífico del bagazo

Se han propuesto muchas fórmulas para determinar el valor calorífico del bagazo:

FORMULA DE VAN DER HORST

$$VCB = 19037 - 42S - 190,4 w \quad (KJ/KG)$$

$$VCN = 17791 - 42S - 200,8 w \quad (KJ/KG)$$

FORMULA DE HESSEY

$$VCB = 19397 - 51,5 S - 194,4 w \quad (KJ/KG)$$

$$VCN = 18092 - 51,5 S - 205,2 w \quad (KJ/KG)$$

donde w es la humedad en el bagazo y S los sólidos solubles (principalmente azúcar) expresados como porcentajes.

En promedio, el valor calorífico del bagazo con 50% de humedad y 2% de sólidos solubles es el indicado a continuación:

<u>VALOR CALORIFICO</u>	<u>KJ/KG</u>	<u>KCAL/KG</u>	<u>BTU/LB</u>
BRUTO	9790	2340	4200
NETO	8033	1920	3450

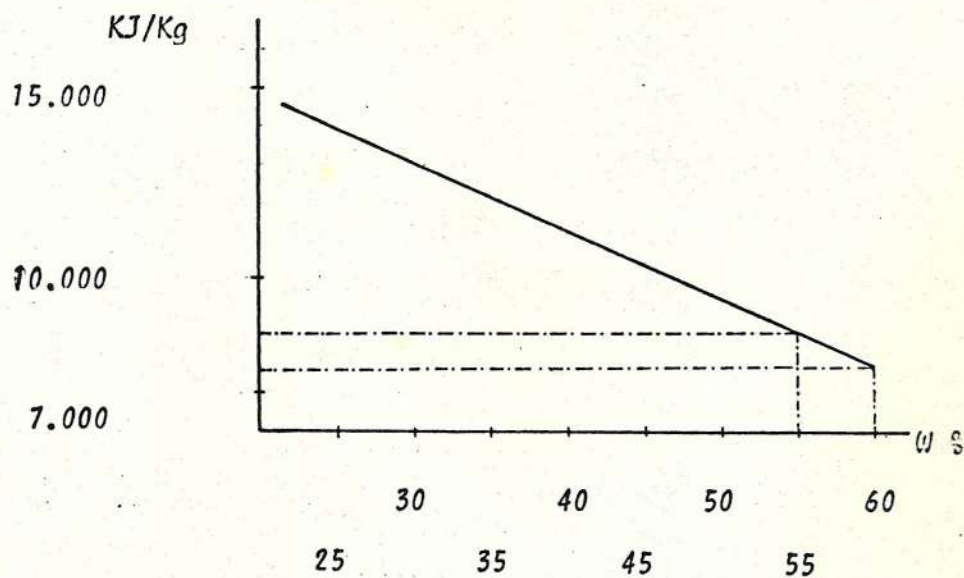
Suponiendo una constante S del 2%, que es la me
dia en los ingenios AZTRA y SAN CARLOS, se han
construido las curvas que se muestran en el GRAFI
co 2-1.

GRAFICO 2.1

EFFECTO DE LA HUMEDAD SOBRE EL VALOR CALORIFICO
NETO DEL BAGAZO

Valor calorífico neto del bagazo
determinado por la fórmula de HESSEY

$$VCN = 19397 - 51.55S\% - 194,4 w\% \text{ KJ/Kg}$$



El valor calorífico neto toma en cuenta la imposibilidad en la práctica de enfriar suficientemente los productos de combustión para condensar la humedad presente y recobrar su calor latente.

Por consiguiente, se considera el valor calorífico neto, la medida más realista de la energía a obtener del combustible.

Considerando que se ha extendido la práctica de la cosecha mecánica, en la actualidad el bagazo contiene más sustancias extrañas que antes, y esto tiene un efecto negativo en el valor calorífico.

En Sud-Africa se ha propuesto una nueva fórmula que toma en cuenta la influencia significativa de la ceniza.

$$VCN = 18309 - 31,1 (S) - 207,3 (w) - 196,1(a)$$

donde a es la cantidad de cenizas que contiene el bagazo, expresada en porcentaje. Se puede considerar un valor de 1,5 para (a).

2.2.3 Equivalencias de combustibles convencionales en términos de bagazo

Tomando en consideración el valor calorífico de

varios combustibles y la eficiencia de la caldera respectiva, podemos establecer la cantidad necesaria de cada uno de ellos para reemplazar una tonelada de bagazo con 50% de humedad o expresado de otro modo, cuanto combustible convencional puede reemplazar el bagazo.

TABLA 2-2

COMBUSTIBLES CONVENCIONALES EN BAGAZO EQUIVALENTE

<u>COMBUSTIBLE</u>	<u>VALOR CALORICO NETO</u>	<u>EFICIENCIA CALDERA</u>	<u>TONELADAS EQUIVALENTES</u>	<u>METROS³ EQUIVALENTE</u>
FUEL OIL	38911	0,90	0,16	-----
CARBON	27196	0,85	0,24	-----
GAS NATURAL	46861	0,89	0,13	0,209
MADERA (15%)	15062	0,82	0,44	-----
MADERA (30%)	11715	0,82	0,57	-----

Se ha considerado para el bagazo, como en el capítulo 3. se detalla, una eficiencia de combustión del 71%.

El valor calorífico viene expresado en KJ/Kg. Los valores entre paréntesis de la madera, expresan el porcentaje de humedad.

2.3 USO CONVENCIONAL DEL BAGAZO COMO COMBUSTIBLE

La incineración del bagazo para la generación de vapor - en los ingenios azucareros y la utilización del vapor de alta presión en la generación de electricidad y de energía mecánica es una práctica común en la industria azucarera.

Es teóricamente posible, como se verá en las siguientes secciones, producir algo más de 100 Kw-hr de suministro eléctrico por cada tonelada de caña molida.

2.3.1 Aprovechamiento energético del bagazo como combustible: Incineración en calderas

Siendo la quema del bagazo, la principal utilización convencional de este residuo biomásico, se ha preparado el siguiente cuadro que describe el comportamiento simulado de una caldera de Bagazo con el nivel promedio de humedad del bagazo (50%).

COMPORTAMIENTO SIMULADO DE UNA CALDERA QUEMANDO BAGAZO

<u>GASES DE ESCAPE</u>			<u>AIRE DE COMBUSTION</u>			<u>GENERACION DE VAPOR</u>
Temp. °C	Peso Kg	Contenido Calórico KG/Kg-°C	Temperat. °C	Exceso %	Peso Total Kg	$\frac{\text{Kg vapor}}{\text{Kg bagazo}}$
220	10461	1,39	170	40	9461	2.061
260	10461	1,39	170	40	9461	1,979
300	10461	1,39	170	40	946	1.895

(Referencia: Nota bibliográfica 4)

2.3.2. Secado del bagazo

Las siguientes son las alternativas básicas para lograr secar el bagazo en los ingenios:

- Utilización de los gases de escape de calderas de baja eficiencia, que aún tienen una elevada temperatura (200°c)
- Utilización mixta de gases de escape, de calderas de alta eficiencia, que se encuentran a bajas temperatura (150°c) y de una fuente autónoma de calor complementariamente.

2.3.2.1 Calor necesario para reducir la humedad del bagazo

La siguiente es la expresión general para calcular el calor necesario para secar el bagazo:

$$Q = (1 - w_i) C E_b (T_f - T_i) + w_i C E_a (T_f - T_i) \\ + \left(1 - \frac{1 - w_i}{1 - w_f} \right) CLV$$

w_i = humedad inicial del bagazo

w_f = humedad final del bagazo

T_i = temperatura inicial del bagazo ($^{\circ}\text{C}$)

T_f = temperatura final del bagazo ($^{\circ}\text{C}$)

CEb = calor específico del bagazo (KJ/Kg - $^{\circ}\text{C}$)

CEa = calor específico del agua (KJ/Kg - $^{\circ}\text{C}$)

CLV = calor específico de vaporización del agua a 130°C . (KJ/Kg).

La energía necesaria para secar el bagazo es inversamente proporcional a la humedad final de este, es decir, aumenta a medida que disminuye la humedad.

Para el caso que nos interesa, la expresión anterior se simplifica si consideramos la humedad inicial promedio w_i igual al 50% y además, temperatura final del bagazo en 130°C .

$$\frac{Q}{m} = \frac{1}{n} 0,71 (130 - T_i) + 538,9 \left(1 - \frac{0,50}{1 - w_f}\right)$$

$$\text{CEb} = 1,76 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg} - ^{\circ}\text{C}}$$

$$\text{CEa} = 4,19 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg} - ^{\circ}\text{C}}$$

$$\text{CLV} = 2.256,27 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}$$

Es necesario además corregir la expresión anterior considerando una eficiencia (n) del secador entre el 60% y 70%. Para facilidad de cálculos se toma una eficiencia media del 65%.

2.3.2.2 Disponibilidad de calor para el secado (*)

La temperatura de los gases de la chimenea después del ventilador de tipo forzado medida en San Carlos fue de 200°C en las calderas con vapor supercalentado.

Las variables que deben considerarse en cuanto a la energía disponible para el secado de bagazo son:

temperatura de los humos

cantidad de humos

composición química (especialmente SO_2)

contenido de agua

punto de rocío

Considerando valores promedios podemos establecer las siguientes condiciones de los gases de escape de las calderas de los ingenios azucareros.

(*) San Carlos

$$T = 200 \text{ } ^\circ \text{C}$$

$$P = 1 \text{ bar}$$

$$\text{humedad} = 40\%$$

$$\text{contenido de CO}_2 = 16\%$$

$$\text{contenido energético del gas} = 1,3 \text{ KJ/Kg-}^\circ\text{K}$$

Ahora podemos determinar el volúmen de gases, necesario para secar el bagazo, dentro de los parámetros deseados.

Efectivamente debemos igualar la expresión anterior, del "calor necesario para reducir la humedad", al "contenido de calor de los gases."

$$1. Q = (1-w_i) CE_b(T_f-T_i) + w_i CE_a(T_f-T_i)$$

$$+ \frac{(1-w_i)}{1-w_f} C_{LV}$$

$$2. Q = mg \cdot H_R \cdot (T_g - T_f) , \quad H_R = 1,3 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg-}^\circ\text{K}}$$

El valor que deseamos conocer es mg , que expresa los kilogramos del gas de escape, necesario para el secado.

Considerando la humedad inicial en 50% y la final en 47%, (Anexo 2-1), la temperatura final de los gases en 130°C (Uso racional de la energía en la industria azucarera. "La experiencia cubana". Actas del Seminario Internacional sobre Uso Racional de la Energía en la Industria, pg. 536) y del bagazo en 100°C, y, la temperatura inicial de los gases en 200°C y del bagazo en 25°C, y con los mismos valores asignados en la sección anterior a los demás parámetros, obtenemos:

$$m_g = 5,93 \text{ Kg gas/Kg bagazo}$$

Se consideró además, tal como se planteó en la sección anterior una eficiencia del secador del 65%.

2.3.2.3 Sistemas de secado

Básicamente todos los fabricantes de equipos para secado de bagazo utilizan el mismo procedimiento, según se describe a continuación:

- Secar al mismo tiempo todo el bagazo existente;
- Regresar el bagazo seco mediante bandas trans

portadoras y alimentar diferentes calderas.

Las variantes para realizar el secado del bagazo son básicamente las dos siguientes:

- Uso exclusivo del calor de los gases de combustión en las calderas de vapor, para el secado del bagazo.
- Secado del bagazo por incineración de parte del bagazo sobrante, sin aprovechamiento de los humos de la caldera de vapor.

En numerosas fábricas de azúcar se ha comprobado la operación de sistemas de secado que consisten de uno o más tambores giratorios.

El procedimiento convencional presenta varios problemas que tienden a aumentar el costo de instalación y de operación de la siguiente manera:

- a) Un costo alto en la inversión inicial
- b) Dificultades para llevar a cabo la instalación
- c) Necesidad de disponer de un gran espacio para instalar el equipo.
- d) Un elevado consumo de energía por Kg. de bagazo secado

- e) Necesidad de instalar nuevos transportadores auxiliares para el bagazo.

Descripción de un secador individual de bagazo:

- El bagazo es transportado por succión inducida, producida por un ventilador;
- En la sección de descarga del separador ciclónico, se instala un alimentador especial;
- Secado del bagazo en cada horno de la caldera;
- Utilización del alimentador de bagazo ya existente en cada caldera para evitar la entrada de aire frío; y,
- Placa giratoria (máx. 70°) en el alimentador para dar paso al bagazo a un sistema convencional de quemado.

- Extractor de los gases de la chimenea para el secado del bagazo.
- Cámara de secado donde se mezcla a través de una columna hasta un separador ciclónico.

2.4 ALTERNATIVAS DE UTILIZACION

Las posibilidades de aplicación del bagazo sobrante como materia prima están en estrecha relación con la calidad del bagazo.

En esto se entiende:

- Cantidad de fibras;
- Constitución de las fibras;
- Contenido de azúcar;
- Grado de impurezas.

A continuación, a modo de ilustración, se indican algunas posibilidades de utilización del bagazo, para posteriormente con mayor detalle analizar la gasificación del bagazo y utilización del gas en generación eléctrica, en los capítulos siguientes:

A este nivel vale resaltar el caso de la fábrica Papelera Nacional, que funciona junto al Ingenio San Carlos. Papelera elabora el papel, empleado en la misma fábrica, para hacer las fundas donde se empaacan azúcar y cemento. Como materia prima, se recicla papel viejo por un lado, y

por otro se emplea bagazo.

El consumo de bagazo representa un máximo del 20% de la producción de papel.

La capacidad actual de la fábrica es de 68 toneladas diarias.

Está lista una ampliación de la capacidad a 100 toneladas diarias.

Incorporando la próxima ampliación el bagazo requerido es 20 toneladas por día, lo que es apenas el 1% de la producción diaria de bagazo en San Carlos.

2.4.1 La compactación del bagazo

La peletización, briquetización, o el enfordamiento del bagazo, consisten posibles procesos intermedios para la gasificación o inclusive para la misma generación eléctrica. La peletización, por ejemplo consiste de una mini extrusión a alta presión (3700 Kg/cm^2). Los pellets constituyen pequeños cilindros de cerca de 6 a 10 mm de diámetro con 30 a 40 mm de comprimido.

El bagazo, es pelletizado con un nivel de humedad entre en 15 y el 18%, que corresponde a un poder

calorífico inferior de 14500 KJ/kg.

La densidad relativa es de 0.7 a 0.8, a la que corresponde un potencial térmico de 10.676.340 KJ/m³.

El prensado se realiza en caliente, a tal temperatura que la lignina de la biomasa comienza a plastificarse incipientemente, funcionando como aglutinante.

La preparación de la fibra, exige cuidados que imponen el uso de equipamientos caros y de tecnología intensiva, como también cuidadosa operación de unidades de fabricación.

A continuación se presenta un cuadro que muestra el consumo energético en los distintos procesos de compactación de bagazo.

TABLA 2-4

ENERGIA CONSUMIDA EN LOS PROCESOS DE COMPACTACION DE BAGAZO

	<u>Enfardamiento</u>	<u>Briqueizado</u>	<u>Peletizado</u>
ENERGIA TERMICA PARA EL SECADO (Kcal/t)	251700	282400	471600
ENERGIA MECANICA PARA COMPACTADO (Kwh/t)	17	71	118

El cuadro que a continuación se muestra, indica las condiciones de secado para los distintos procesos.

TABLA 2-5

CONDICIONES DE SECADO EN LOS PROCESOS DE COMPACTACION
DE BAGAZO

CONDICIONES	PESO DESPUES DEL SECADO (kg)
Bagazo original 50% humedad	1000
Enfardamiento 20% humedad	625
Briquetización 12% humedad	568
Peletizado 15%	588

CAPITULO TERCERO

USO RACIONAL DEL BAGAZO COMO RECURSO ENERGETICO

CASO DE ESTUDIO: INGENIO SAN CARLOS

3.1 ENERGIA CONSUMIDA EN LA RECOLECCION Y TRANSPORTE DE LA CAÑA AL INGENIO.-

El corte de la caña se realiza manualmente. En promedio cada cortador trabajando 12 horas cosecha 7.5 toneladas de caña.

Para establecer los parámetros que nos informen sobre el consumo de energía en transporte utilizamos la zonificación que San Carlos mantiene para los cultivos de caña. Establece qué distancia debe recorrer en promedio cada tonelada de caña para llegar al ingenio, tomando el centro geométrico de cada zona.

Como dato referencial se indica que cada hectárea en promedio produce 83 toneladas de caña, dependiendo de la edad del cantero y del tiempo transcurrido desde el último corte, por temporada de zafra.

TABLA 3-1

ZONAS DE CULTIVO Y DISTANCIAS PROMEDIO AL INGENIO

ZONA DE CULTIVO	AREA DE CULTIVO (Ha)	DISTANCIA AL INGENIO (Km)	Ha-Km/ Σ Ha
1	1.351	14	1.17
2	777	11	0.53
3	2.300	14	1.99
4	600	11	0.41
5	665	9	0.37
6	165	13	0.13
7	1.950	11	1.33
8	5.522	9	3.08
9	1.595	6	0.59
10	1.218	14	1.06
	<hr/> 16.143		<hr/> 10.66

Por datos obtenidos del ingenio, se sabe que el transporte de caña se realiza en un 55% mediante el empleo de carretones halados por tractores, y en un 45% mediante el empleo de camiones.

Conociendo los rendimientos de estos vehículos y tomando en cuenta que en promedio cada tonelada de caña recorre 10.66 Km. se establece la energía utilizada en el transporte.

Se ha sumado además lo consumido por una pala mecánica que se utiliza en la recolección: 0.06 Gal/Ton.

TABLA 3-2

COMBUSTIBLE CONSUMIDO EN TRANSPORTE
(DIESEL)

<u>VEHICULO</u>	<u>% Ton.</u>	<u>Km-Ton.</u>	<u>Km/Gal.</u>	<u>Gal/Ton.</u>
Tractores	0.55	10.66	10.0	0.59
Camiones	0.45	10.66	8.0	0.60
Pala Mec.				0.06
TOTAL				<hr/> 1.25

El consumo de 1,25 galones de diesel por cada tonelada de caña - transportada significa:

166 KJ/Kg caña

3.2 ENERGIA CONSUMIDA EN EL PROCESO EN EL INGENIO

3.2.1 Energía consumida en la molienda

Para efectos de cálculo, consideramos a la recepción, preparación inicial y transporte interno de la caña, incluidos en la molienda; al final de esta fase del proceso ya se obtiene bagazo.

San Carlos cuenta con 2 líneas de molinos, A y B. Sus capacidades son de 4.000 y 5.000 toneladas de caña por día. Como más adelante se demostrará, la extracción de bagazo - en los molinos es aproximadamente del 30% en peso de caña.

En promedio se muelen 293 Ton/hr de caña.

En base a los reportes semanales del Departamento de Energía se establecieron los consumos de energía, tanto a nivel de fábrica como a nivel de vapor utilizado en turbinas y motores.

TABLA 3-3

CONSUMO DE VAPOR EN MOLINOS

(KG/hr)

	TURBINAS	MOTORES	TOTAL
LINEA "A"	31071	16731	47802
LINEA "B"	52409		52409

TABLA 3-4

CONDICIONES DE OPERACION DEL VAPOR

	<u>INICIAL</u>			<u>FINAL</u>			<u>VARIACION</u>
	P	T	h	P	T	h	Δh
	<u>bar</u>	<u>°C</u>	<u>KJ/Kg</u>	<u>bar</u>	<u>°C</u>	<u>KJ/Kg</u>	<u>KJ/Kg</u>
TURBINAS	13,8	232	2801,9	1,86	118	2702,8	99,1
MOTORES	6,9	170	2775,0	1,86	118	2702,8	72,2

TABLA 3-5

POTENCIA CONSUMIDA EN LOS EQUIPOS DE MOLIENDA

<u>EQUIPOS</u>	<u>LINEA "A"</u>	<u>LINEA "B"</u>
Turbinas a vapor	1855 KJ/s	1443 KJ/s
Motores a vapor	336 KJ/s	-----
Motores eléctricos	168 KW	540 KW

La potencia total consumida en la molienda es de 3634 KJ/s, por el trabajo realizado por el vapor al expandirse en las turbinas, impulsando los machetes y molinos y, la potencia eléctrica consumida por algunos motores utilizados en el proceso es de 708 KW.

Como establecimos en el punto 3.2.1 en promedio se muelen - 293 Ton/Hr de caña lo que arroja los siguientes valores de consumo de energía en la molienda

$$44,6 \text{ KJ/Kg caña}$$

$$2,42 \times 10^{-3} \text{ Kw-hr/Kg caña}$$

3.2.2 Consumo de energía en la evaporación

Es una práctica establecida en la producción en ingenios filtrar los jugos que contienen el azúcar después de que han sido prensados de la caña y clarificados químicamente. En este paso inicial de la clarificación, se eliminan cantidades considerables de coloides y sales orgánicas e inorgánicas.

Esto se efectúa mediante la adición de cal al jugo a 95°C , formando lodos densos que se eliminan por asentamiento, decantación y filtración.

La solución clara se alimenta luego a evaporadores de múltiple efecto para su concentración.

El proceso de evaporación logra un producto con una condición final de $60,47^{\circ}\text{Bx}$ partiendo de una condición inicial de $13,56^{\circ}\text{Bx}$.

Los grados Brix ($^{\circ}\text{Bx}$) es el porcentaje por peso de sólidos en la solución.

A partir de los valores Brix de las condiciones inicial y final del jugo en el proceso de evaporación, se determina la cantidad de agua evaporada.

El valor $13,56^{\circ}\text{Bx}$ significa que el peso de sólidos en solución (m_s) constituye el 13,56% del peso de la solución inicial (m_i) que es jugo clarificado.

Del mismo modo, el valor $60,47^{\circ}\text{Bx}$ significa que el peso de sólidos en solución (m_s) constituye el 60,47% del peso de la solución final (m_f) que es el jarabe.

El peso de la solución inicial o jugo clarificado (m_i) puede expresarse como la suma de los pesos de la solución final (m_f) y el peso del agua evaporada (m_e).

Así, planteamos las siguientes ecuaciones:

$$\frac{m_s}{m_f + m_e} = 0,1356$$

$$\frac{m_s}{m_f} = 0,6047$$

$$m_i = m_f + m_e$$

y obtenemos que

$$m_f = 0,2891 m_e$$

$$m_e = 0,7758 m_i$$

Estos resultados se resumen en la tabla 3-6

TABLA 3-6

EVAPORACION DEL JUGO (POR CADA 100KG)

	<u>CONDICIONES INICIALES</u>	<u>CONDICIONES FINALES</u>
PESO DE SOLIDOS EN LA SOLUCION		
(° Bx)	13,56	60,47
JUGO (Kg)	100,00	22,42
AGUA EVAPORADA		
(Kg)	-----	77,58

De lo anterior se establece que por cada 100 Kg. de jugo clarificado se evaporan 77,58 Kg. de agua. La energía necesaria para realizar la evaporación de 77,58 Kg. de agua se obtendrá de acuerdo al siguiente procedimiento.

Se debe determinar la cantidad de vapor que se entrega a los evaporadores considerando las extracciones de vapor que se realizan para el calentamiento del jugo y para el cocimiento en los tachos.

En la tabla 3-7 se indica la variación de la temperatura del jugo antes de que éste entre en los evaporadores.

TABLA 3-7

VARIACION DE LA TEMPERATURA DEL JUGO EN LAS ETAPAS PREVIAS
A LA EVAPORACION

ETAPA	TEMPERATURA INICIAL (°C)	TEMPERATURA FINAL (°C)	VARIACION (°C)
JUGO PRE-SEDIMENTADO	40	108	68
CLARIFICADOR	108	95	(7)
JUGO CLARO	95	105	10
PRE-EVAPORADOR	105	122	17

A continuación debe determinarse la energía requerida en función de los grados de calentamiento del jugo. Se consideran sólo las etapas de calentamiento.

TABLA 3-8

ENERGIA REQUERIDA PARA EL CALENTAMIENTO
DEL JUGO

<u>ETAPA</u>	<u>GRADOS DE CALENTAMIENTO (°C)</u>	<u>ENERGÍA KJ/Kg</u>
JUGO PRE-SEDIMENTADO	68	285
JUGO CLARO	10	42
PRE EVAPORADOR	17	72

Finalmente se debe considerar el vapor utilizado en la cristalización (cocimiento) del azúcar que como se indicará en la siguiente sección es de 19,23 Kg. por cada 100Kg de jugo clarificado.

Con estos datos se podrá establecer el vapor que se entrega a los evaporadores y finalmente calcular la energía utilizada en esta parte del proceso.

Para efectuar el balance de vapor necesario en el proceso de evaporación, es necesario estimar correctamente el flujo de vapor al primer efecto.

En el caso más simple, donde no se purgan vapores para procesos de calentamiento, se hace una suposición usando una cantidad de vapor de calentamiento que es cerca del 20% al 30% mayor del teórico, por ejemplo, la evaporación por hora dividida por el número de efectos.

En el presente caso, donde se purgan excesivas cantidades de vapor, la "evaporación extrapolada" se divide por el número de efectos.

La evaporación extrapolada es equivalente a la actual más la que los vapores podrían efectuar si no se purgaran para otros propósitos.

Se puede seguir la siguiente regla para obtener la evaporación extrapolada:

- añadir a la evaporación actual la evaporación equivalente de los vapores purgados.

EVAPORACION EXTRAPOLADA (POR 100 Kg de JUGO)

	<u>Kg</u>
1. <u>EVAPORACION ACTUAL</u> (Tabla 3-6)	77,58
2. <u>PRIMER EFECTO A CRISTALIZADORES</u> (Secc. 3.2.3)	19,23
3. <u>PRIMER EFECTO PARA CALENTAMIENTO DE JUGO CLARIFICADO</u>	6
4. <u>SEGUNDO EFECTO PARA CALENTAMIENTO DE JUGO CLARIFICADO E INICIALES</u>	7
5. <u>TERCER EFECTO PARA CALENTAMIENTO DE JUGOS INICIALES</u>	13
	<hr/> 122,81

CALCULOS (TABLA 3-8)

$$3. \quad 42 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} + 2.117 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \times 3 \times 100$$

$$4. \quad 72 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} + 2.186 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \times 2 \times 100$$

$$5. \quad 285 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} + 2.210 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} \times 1 \times 100$$

donde 2.117 KJ/Kg, 2.186 KJ/Kg y 2.210 KJ/Kg, son calores latentes de vaporización del vapor en el efecto respectivo.

Los puntos 2. al 5. representan la evaporación equivalente, que sumada a la actual es la evaporación extrapolada. Como se indicó anteriormente, ésta se divide por el número de efectos.

$$\text{VAPOR NECESARIO} = \frac{\text{EVAPORACION EXTRAPOLADA}}{\text{NUMERO DE EFECTOS}}$$

$$\frac{122,81/100}{4} = 30,70/100 \quad \frac{\text{Kg vapor}}{\text{Kg jugo}}$$

Refiriéndonos a la tabla 3-4 el contenido energético del vapor que se utiliza en la etapa de evaporación es de --- 2702,8 KJ/Kg.

El jugo clarificado en peso es el 85,1 % de la caña molida de lo que se establece el consumo de energía que es de

$$706 \text{ KJ/Kg caña}$$

por consumo eléctrico

$$8,81 \times 10^{-4} \text{ Kw-hr/Kg caña}$$

3.2.3 Consumo de energía en cristalización.-

La cristalización es la etapa final de evaporación del agua contenida en las meladuras, que es el nombre del producto de los evaporadores.

La primera etapa de la cristalización es el "cocimiento" que consiste en una evaporación en un solo efecto, de la meladura, porque su consistencia no permite hervirla en tubos angostos ni circularla.

La meladura entra al proceso con un grado Brix igual a 60,47 y la masa cocida (después del cocimiento) tiene un grado Brix igual a 90,99.

El proceso posterior al cocimiento es la cristalización en movimiento del azúcar.

El proceso de cocimiento se realiza durante tres horas y el de cristalización en movimiento, durante una hora.

En San Carlos se trabaja como es usual, con 3 productos: Azúcar A, B y C.

El azúcar C se disuelve en el jugo claro y se cuece junto con el jarabe a la masa A.

El azúcar B, se vende como azúcar crudo, o bien si resulta suficiente claro, se mezcla al azúcar A.

El azúcar A es el que tiene una concentración de 99°Bx y es el producto que se vende al público.

De los cálculos de flujo de materia adjuntos (Tabla 3-10) se deduce que la evaporación de agua durante el proceso de cocimiento en la zafra 1983 tienen los siguientes valores:

MASA A:	8,74 Kg/100 Kg jugo
MASA B:	1,32 Kg/100 Kg jugo
MASA C:	0,83 Kg/100 Kg jugo
TOTAL MASAS COCIDAS:	10,89 Kg/100 Kg caña

Sin embargo por las siguientes consideraciones, este valor debe ser ajustado.

- El contenido de azúcar para la Zafra en estudio (1983) es particularmente bajo. De hecho debe incrementarse - por lo menos en 25% (*) el valor del agua evaporada, para llegar a los valores usuales. Con ello sube la can tid ad de agua a evaporar en el mismo porcentaje.

(*) Informe INE-GTZ

- Se requiere agua adicional para diluir las mieles, aproximadamente 1,18 Kg/100 Kg jugo. (*)

De donde se determina, que el consumo de vapor en zafras normales debe tomar los siguientes valores máximos.

Evaporación 1983	10.89 Kg/100 Kg jugo
+ 25% incremento por bajo contenido de azúcar	2.72 Kg/100 Kg jugo
+ agua adicional	1.18 Kg/100 Kg jugo
	<hr/>
	14.79 Kg/100 Kg jugo

Para establecer la demanda de vapor como se explicaba anteriormente, se calcula un 20% ó 30% adicional.

Tomamos 30% adicional de vapor, por lo que se establece el valor de 19.23 Kg de vapor por cada 100 Kg de jugo.

La energía (el vapor) que se utiliza ya ha sido cuantificado en la sección anterior. La potencia eléctrica consumida en esta sección del proceso es de 425 KW, lo que da un valor de:

$$1.45 \times 10^{-3} \frac{\text{Kw-hr}}{\text{Kg caña}}$$

3.2.4 Energía utilizada en el secado del azúcar

El secado del azúcar se realiza, utilizando vapor de escape de las turbinas.

El azúcar tiene inicialmente 99°Bx y al final del secado - 99,97°Bx.

El azúcar constituye el 6,8% en peso de la caña molida.

Utilizando el mismo procedimiento de la sección 3.2.2 - calculamos la cantidad de agua evaporada por cada 100Kg - de azúcar.

TABLA 3-9

<u>SECADO DE AZUCAR (POR CADA 100 Kg)</u>		
	CONDICIONES INICIALES	CONDICIONES FINALES
PESO DE SOLIDOS EN LA SOLUCION (°Bx)	99.00	99.97
AZUCAR (Kg)	100.00	99.03
AGUA EVAPORADA	-----	0.97

El vapor de escape de las turbinas, utilizado para el secado es el 2,5% del vapor de contrapresión, aproximadamente 2.500Kg vapor/hr.

A las condiciones indicadas en la tabla 3-4, el vapor tiene un calor latente de vaporización de 1161 KJ/Kg.

Considerando que el azúcar constituye el 6,8% en peso de la caña molida, y que la molienda en el ingenio es de 293 $\frac{\text{ton}}{\text{hr}}$ caña, se obtiene la energía de vapor, utilizada en el secado:

$$9,91 \text{ KJ/Kg caña}$$

La potencia indicada por consumo eléctrico es de 103 Kw, de lo que se establecen:

$$3,5 \times 10^{-4} \text{ Kw-hr/Kg caña}$$

3.3 BALANCE DE MASA Y ENERGIA GLOBAL

El balance de masa no sólo proporciona la información necesaria para conocer cómo marcha el proceso de fabricación, y los niveles de extracción en cada fase, sino que es muy útil al momento de establecer los consumos de energía en fabricación.

El balance de energía, ha sido establecido considerando el poder calorífico de los combustibles utilizados y del vapor generado - por una parte, y por otra, conociendo los consumos de energía - de los equipos.

3.3.1 Balance de masa

Comenzando por la molienda se debe considerar la cantidad de agua que se utiliza para macerar la caña, esto es el agua de imbibición. En San Carlos particularmente se presentan bajos niveles de imbibición, condicionados por las limitaciones en los evaporadores. Como resultado de la molienda, se obtiene el bagazo y el jugo mixto.

Al jugo mixto se le añade cal para blanqueado y azufre - para neutralizar el ph.

Luego durante varias fases se va eliminando el agua del - jugo, hasta obtener la miel final o masa. En las centrí - fugas finalmente se separa el azúcar blanco de la melaza.

A continuación presentamos el resumen del balance de masa en términos de % respecto a la cantidad de caña molida.

TABLA 3-10

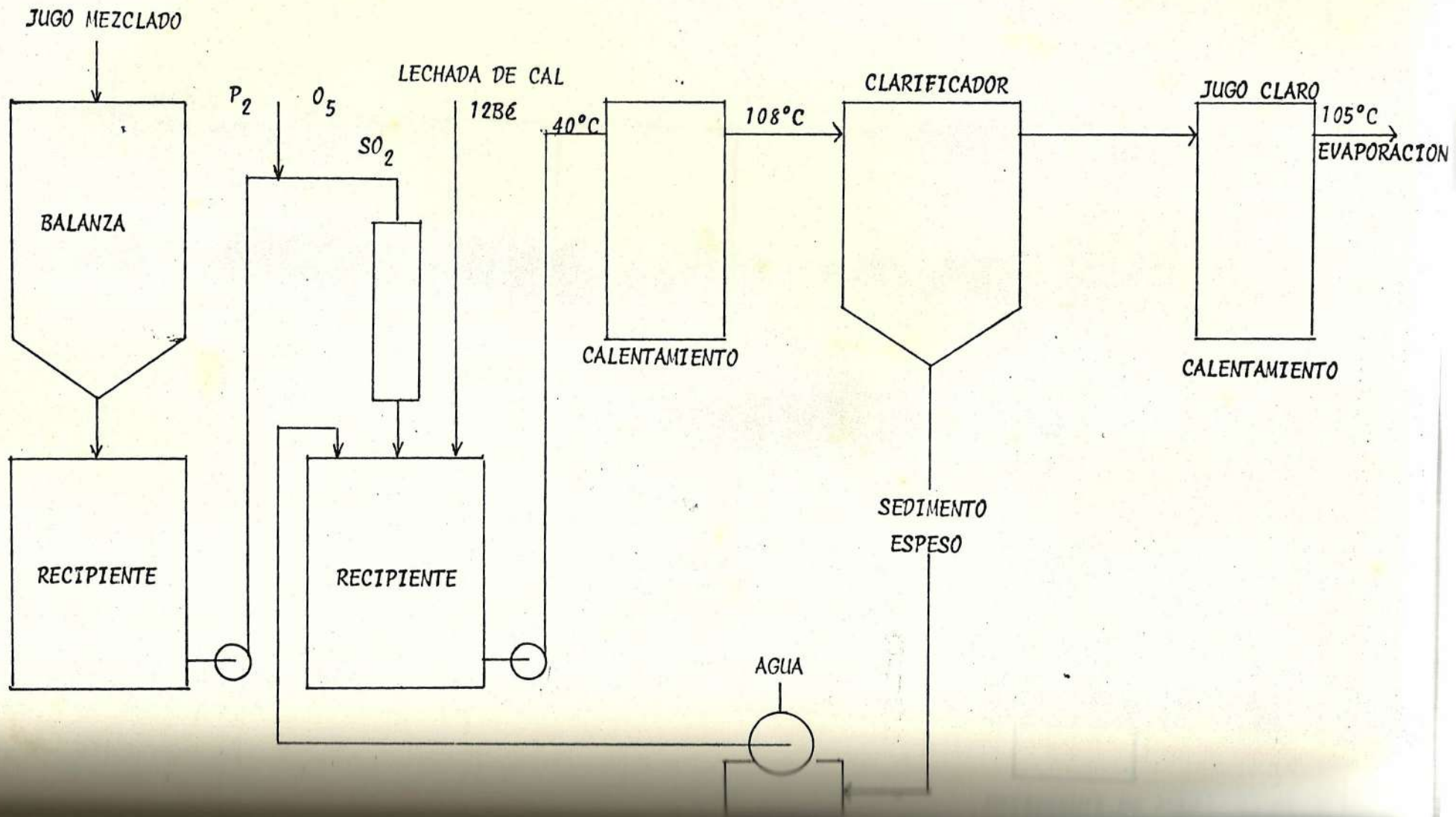
BALANCE DE MASA EN FABRICACION

<u>FASE DEL PROCESO</u>	<u>CANTIDAD</u>	<u>PRODUCTO</u>
Molienda	100.0	Caña
	<u>19.7</u>	Agua de Imbibición
	119.7	Bagazo
	<u>(32.1)</u>	Jugo Mixto
	87.6	
Purificación	<u>0.9</u>	Azúfre, Cal
	88.5	Jugo alcalizado
Clarificación	<u>(3.4)</u>	Cachaza
	85.1	Jugo Clarificado
Evaporación	<u>(66.2)</u>	Agua
	18.9	Miel
Tachos	<u>(8.74)</u>	Agua
	10.16	Masa
Centrífugas	<u>(3.37)</u>	Melaza
	6.79	Azúcar Blanca
	=====	(Producto final)

Los gráficos 3-1, 3-2 y 3-3 muestran esquemáticamente el proceso de purificación y evaporación del jugo y de cocción del azúcar.

ESQUEMA DE LA PURIFICACION DEL JUGO

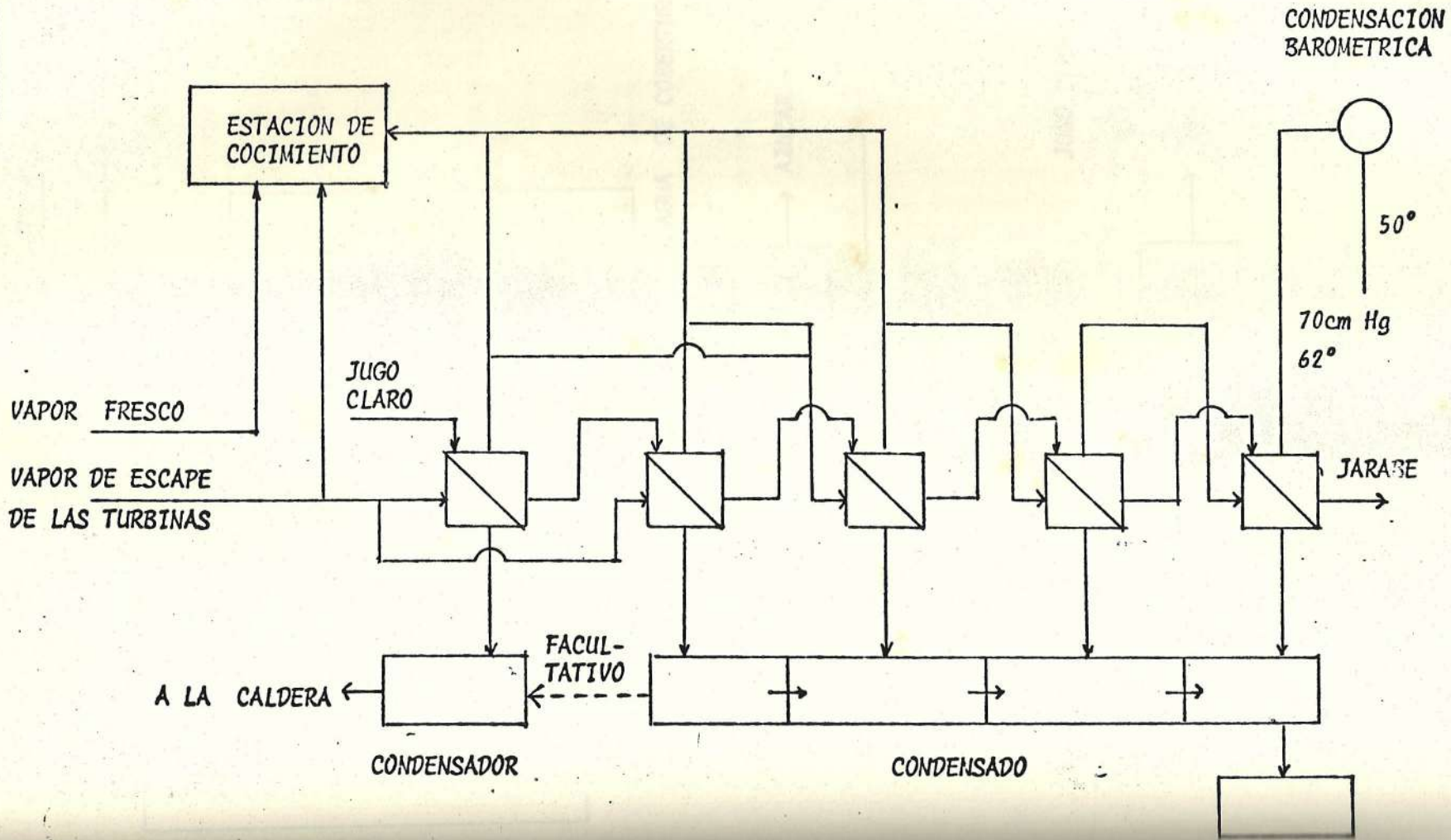
SAN CARLOS



ESTACION DE EVAPORACION

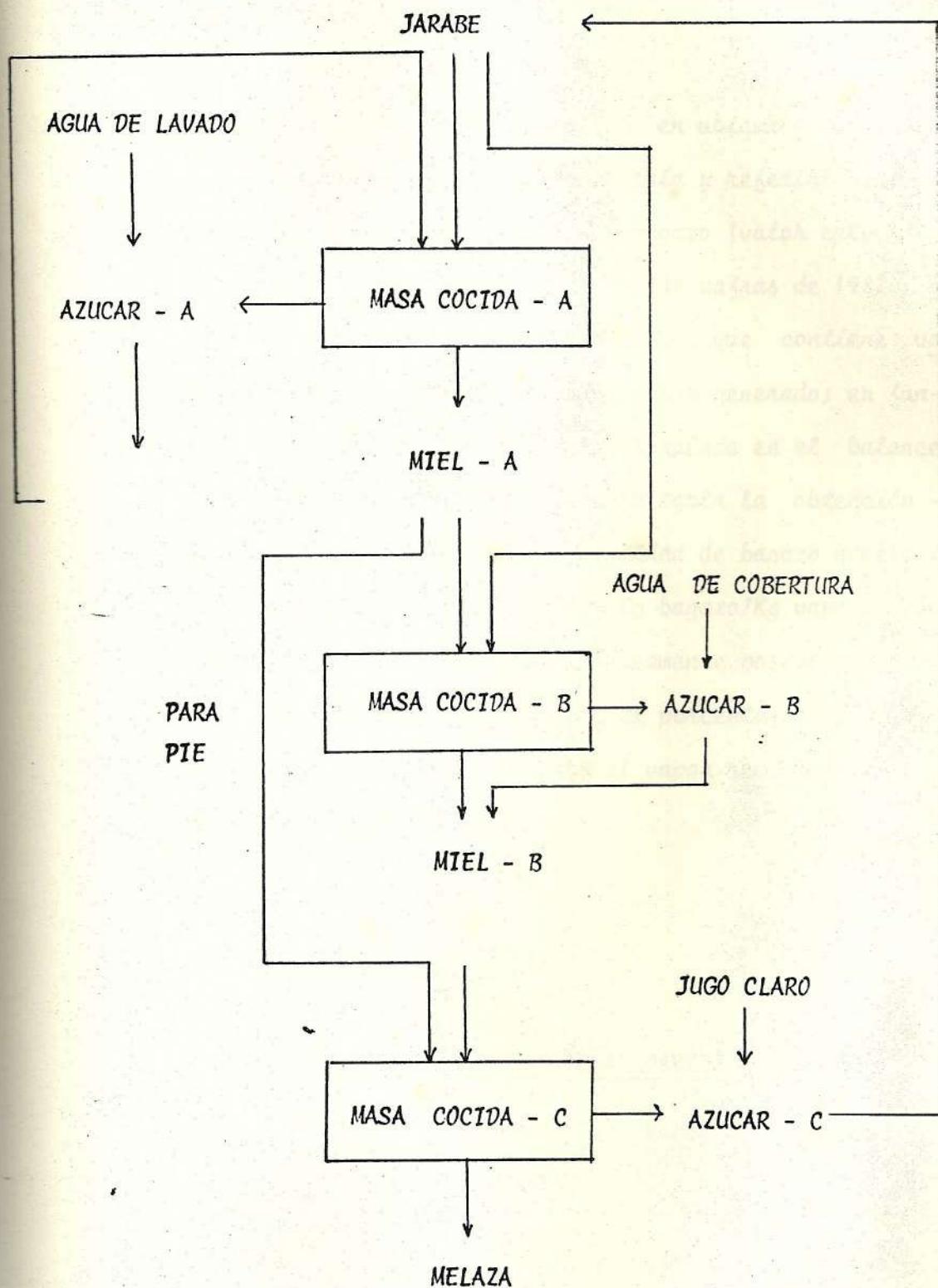
70

GRAFICO 3-2



RESERVA DE AGUA

ESQUEMA DE COCIMIENTO DEL AZUCAR



3.3.2 Balance de Energía

El balance de energía consistirá en ubicar y cuantificar los centros de consumo de energía y referirlos al contenido energético inicial del bagazo (valor calorífico bruto). Considerando datos de las zafra de 1982 y 1983 se construyó la siguiente tabla que contiene valores promedios de caña molida y vapor generado; en función de la extracción de bagazo, señalada en el balance de masa (32,1%), se indica en esta tabla la obtención de bagazo; y considerando la cantidad de bagazo necesaria para generación de vapor (0,485 Kg bagazo/Kg vapor), se indica la cantidad de vapor teóricamente posible de generar. De este modo se establece el porcentaje de utilización del bagazo, al comparar el vapor realmente generado y el teóricamente generable.

TABLA 3-11

OBTENCION DE VAPOR Y BAGAZO A PARTIR DE LA CAÑA

<u>Caña Molida (Kg/hr)</u>	<u>Vapor Generado (Kg/hr)</u>	<u>Bagazo Obtenido (Kg/hr)</u>	<u>Vapor Teórico Kg/hr</u>	<u>Utilización del bagazo (%)</u>
299000	165750	96290	198540	84

De los datos proporcionados por el Departamento de Energía de San Carlos, se han establecido los siguientes consumos de energía eléctrica:

TABLA 3-12

CENTROS DE CONSUMO Y POTENCIA ELECTRICA INSTALADA

<u>CENTROS DE CONSUMO</u>	<u>POTENCIA ELECTRICA KW</u>
Molienda	718
Calderos	196
Clarificación	232
Evaporación	258
Cristalizadores	425
Secado de Azúcar	103
Suministro de Agua	485
Talleres, Laboratorio	23
Fábrica en General	137
	<hr/>
T O T A L	2.577

De los mismos datos se ha obtenido la cantidad de vapor requerido para generar un KW

17,3 Kg vapor/KW-hr

De este modo se establece la demanda de vapor en los -
turbo generadores para cubrir la generación de 2.577 Kw
antes indicada.

Demanda de vapor en turbo generadores

44.582 Kg/hr vapor

Utilizando los valores indicados en las tablas 3-3 y -
3-4, y los anteriormente indicados en esta sección, po
demos establecer el balance de energía en función de la
generación de vapor en el ingenio.

TABLA 3-13

CONTENIDO ENERGETICO DEL BAGAZO Y VAPOR GENERADO

	KG/hr	%	GJ/hr	%
Bagazo disponible	96.290	100	773,5	119
Bagazo aprovechado	<u>80.883</u>	<u>84</u>	<u>649,7</u>	<u>100</u>
Vapor a turbo generadores (13,8 bar)	44.582	27	124,9	19
Vapor a molinos (13,8 bar)	83.480	50	233,9	36
Vapor a motores (6,9 bar)	16.731	10	46,4	7
Vapor a otros (6,9 bar)	20.957	13	58,2	9
TOTAL VAPOR	<u>165.750</u>	<u>100</u>	<u>459,4</u>	<u>71</u>

3.4 POSIBILIDADES DE CONSERVACION EN LAS DISTINTAS FASES DEL PROCESO.-

La concepción energética integral, de la industria de la caña de azúcar, que se desarrolló a principios de siglo, fue de modo tal, que el bagazo obtenido de la molienda, fuese suficiente para autoabastecer de energía a la fábrica de azúcar, sin crear excedentes de bagazo, que pudiesen significar costos adicionales por su manipulación.

Es decir, partiendo de una disponibilidad de 2215 KJ/Kg caña, posibles de obtener en dependencia del contenido de fibra y de humedad del bagazo, se hicieron los diseños energéticos de los ingenios azucareros de modo que tuviesen un consumo de energía en ese entorno, ajustando algunos parámetros de operación de forma tal, de obtener un balance entre la energía producida a la demanda, para no requerir energía adicional ni producir excedentes de bagazo, los cuales en las fábricas bien diseñadas eran suficientes para cubrir paradas de las fábricas y su nueva puesta en operación.

La mayoría de las instalaciones en San Carlos ya han vencido su vida útil, por lo que los gastos en mantenimiento son relativamente altos. Siendo además el tema de la conservación energética de gran interés, se hace imprescindible en la reposición de los equipos, considerar la alternativa de la energía como un aspecto primordial.

Este es el principal objetivo del análisis que a continuación se ofrece.

Esbozar un plan de ahorro de energía, exige concentrarse en dos áreas específicas:

La primera es la que se refiere al proceso de combustión - del bagazo y generación de vapor. La segunda es la que se relaciona con el consumo de vapor.

3.4.1 Mejoras en la combustión del bagazo

La eficiencia de las calderas se ha medido directamente, y se puede deducir de los valores indicados en la tabla 3-13 en 71%. De las 7 calderas de vapor, 5 trabajan con una etapa de presión de 13,8 bar y 2, con una etapa de presión de 6,9 bar.

Las cinco calderas de vapor con 13,8 bar de presión de operación están equipadas con precalentadores de aire, sin embargo, no tienen economizadores.

De las calderas, 4 generan vapor supercalentado y una vapor saturado.

Los datos de operación se muestran en la tabla 3-14.

TABLA 3-14

OPERACION DE LAS CALDERAS

	<u>GENERACION DE VAPOR SUPERCALENTADO</u>	<u>GENERACION DE VAPOR SATURADO</u>
CALDERA	# 7	# 1
CAPACIDAD t/hr vapor	59,1	27,3
PRESION (bar)	13,8	13,8
TEMPERATURA DEL VAPOR (°C)	260	199
TEMPERATURA DE GASES DE ESCAPE (°C)	200	235
VELOCIDAD DE GASES DE ESCAPE (m/s)	12,7	11,7
CO ₂ (%)	17	14
O ₂ (%)	9	12
EA(%)	16,55	41,26

CALCULOS:

El exceso de aire se calculó de las siguientes relaciones tomadas del Manual para Ingenieros Azucareros --- (CECSA, 1976):

% de CO₂

$$j = \frac{0.875 (1-w)}{V_{gs}}$$

VOLUMEN DE GASES:

$$V_{gs} = 4.47 (1-w) m - 0.056 (1-w)$$

donde $m = 1 + EA$

$w = \text{humedad}$

Exceso de aire:

$$EA = \left(\frac{0.196}{j} + 0.0126 - 1 \right) \times 100$$

Para mejorar la combustión del bagazo en las calderas, inicialmente se debe disminuir la humedad del bagazo alimentado a las calderas. Solamente la disminución en 1 punto en la humedad ya produce resultados positivos.

Esta disminución se puede lograr con medidas que no requieren necesariamente gran inversión inicial:

- Ajuste de los molinos
- Presecado del bagazo proveniente de molinos pasándolo por el almacenamiento del bagazo. La alimentación de calderas debe ser desde el almacenaje fundamentalmente (eliminar alimentación directa).
- Aplicación de medidas de recirculación del bagazo en el almacenaje (por ejemplo, mediante el tractor existente). La inversión será muy pequeña de existir.
- Instalación de equipo para secar bagazo. Ella producirá un excedente de bagazo que al presente no tiene uso alternativo (venta). Por tanto, dicha instalación no es económicamente viable.

Luego, en lo que respecta directamente al proceso de combustión, las medidas a tomarse deben ser:

- Rehabilitación de los controles inicialmente instalados;

- Medición de la temperatura de los gases de escape;
- Mejoramiento del control en el suministro de aire - de combustión;
- Nivelación mecánica de los montones de bagazo que se forman en la parrilla; e,
- Instalación de precalentadores de aire.

3.4.2 Mejoras en la utilización de vapor

3.4.2.1 Calentamiento del agua de alimentación a calderas:

Las turbinas para la impulsión de los molinos están ajustadas a una temperatura de entrada de 232°C.

La temperatura del vapor original es de 260°C.

Para su aprovechamiento en los molinos debe ser enfriado el vapor.

La presión de las calderas es de 13,8 bar

TABLA 3-15

GENERACION Y CONSUMO DE VAPOR
EN MOLINOS

<u>CONDICIONES</u>	<u>VAPOR GENERADO</u>	<u>VAPOR CONSUMIDO</u>
PRESION (bar)	13,8	13,8
TEMPERATURA (°C)	260	232
ENTALPIA. KJ/Kg	2956.77	2890.60

Siendo el consumo de vapor 83480 Kg/hr, la ener
gía que se podría aprovechar es

5,5 GJ/hr

El calor disponible podría aprovech
arse para ca
lentamiento del agua de alimentación de las cal
deras. Se debe recordar que las calderas es
tán equipadas con precalentadores de aire, pero
no tienen economizador.

TABLA 3-16

CALENTAMIENTO DEL AGUA DE ALIMENTACION (*)

<u>AGUA DE ALIMENTACION</u> (Kg/hr)	<u>ENERGIA DISPONIBLE</u> (KJ/hr)	<u>CALOR ESPECIFICO DEL AGUA</u> (KJ/Kg-°C)	<u>AUMENTO DE TEMPERATURA</u> (°C)
166.000	$5,5 \times 10^6$	4,1868	5

(*) Se ha considerado una eficiencia del intercambiador de calor del 65%.

3.4.2.2 Uso de mayores presiones de generación.

La experiencia de fabricación de azúcar, indica que los esquemas más complicados en los ingenios, logran un consumo de vapor de 0,30 Kg/Kg de caña, por lo tanto, el uso de mayores presiones, tiene como objetivo básico, la obtención de energía eléctrica adicional para entregarse al consumo público. (Nota bibliográfica 11).

En este último caso, debido a las propiedades termodinámicas del vapor podrá observarse que

lo óptimo desde el punto de vista energético, son las presiones máximas (en esas zonas hay poco cambio de entalpías), por lo que la energía para producirlo es prácticamente la misma y sin embargo, la energía mecánica obtenible es mayor en la medida que sube la presión para temperaturas iguales de vapor.

3.4.3 Otros aspectos de la economía energética

Los otros aspectos de economía de energía en el esquema planteado, tales como flasheo del guarapo y radiación al medio ambiente son evidentes, por tal motivo, su solución es controlar automáticamente la temperatura del guarapo y aislar térmicamente los equipos y accesorios en los cuales se manipule fluido caliente.

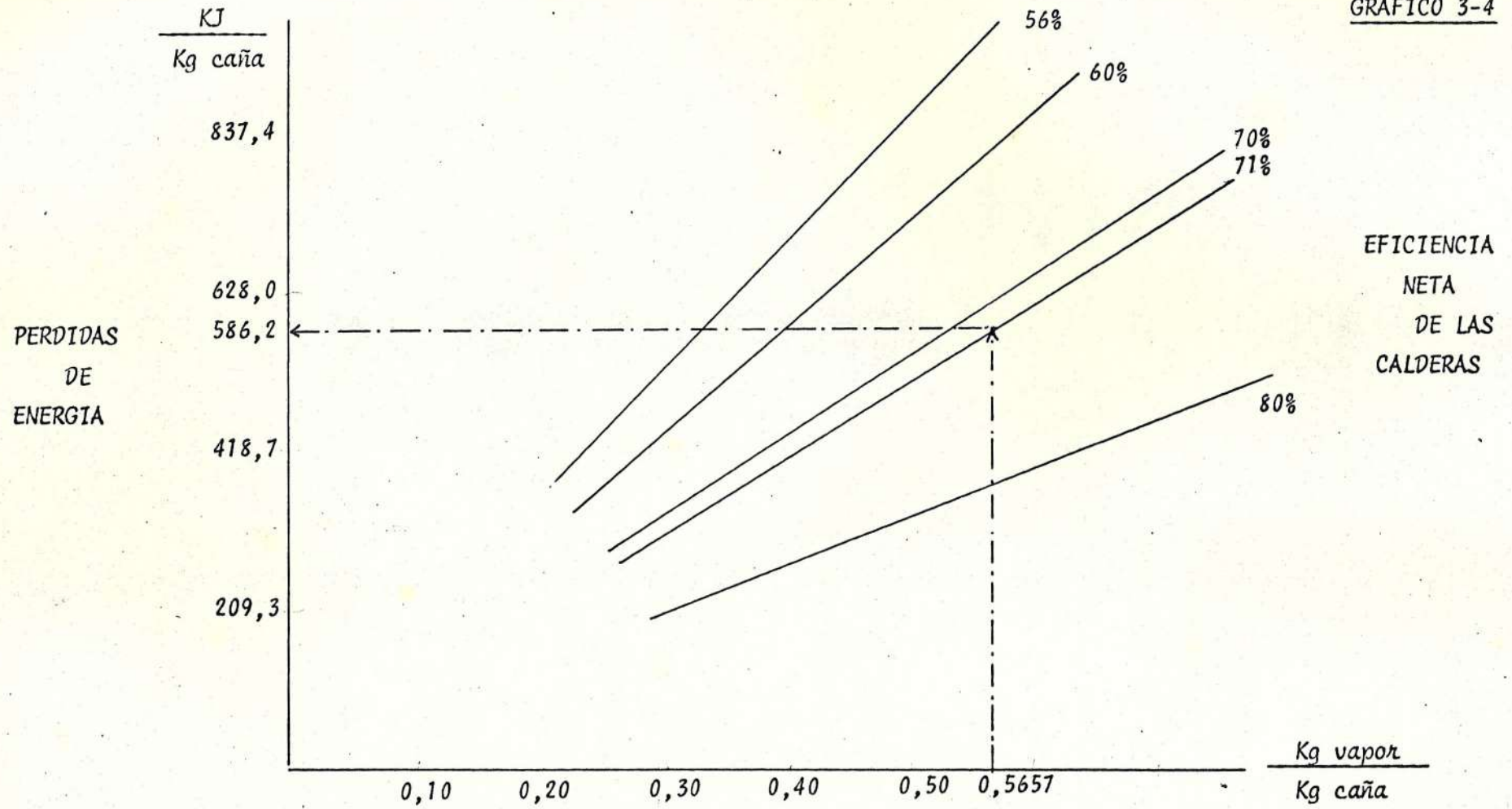
En calderas con hornos deficientes, mal operadas y sin superficies adicionales de recuperación de calor, se tendrán pérdidas considerables cuya magnitud, con relación a la caña - estará en función de la cantidad de vapor generado.

Como puede observarse del gráfico 3-4 (FUENTE: GEPLACEA, Importancia del Esquema termoenergético empleado en la industria azucarera), las pérdidas de combustión se reducen por dos vías, es decir, por mayor eficiencia en las calderas y por un ciclo de menor consumo.

En el caso de San Carlos, las calderas trabajan a una eficiencia del 71% y el consumo de vapor es de 0,5657 Kg por Kg de caña, de lo que se espera unas pérdidas alrededor de 586,2 KJ/Kg de caña, de modo tal que objetivamente es posible aspirar a ciclos de menor consumo y mayor eficiencia de las calderas, lo que puede significar en la práctica bagazo sobrante, según las condiciones de operación.

PERDIDA DE ENERGIA EN FUNCION DE EFICIENCIA
DE LA CALDERA Y CONSUMO DE VAPOR

GRAFICO 3-4



CONSUMO ESPECIFICO DE VAPOR DE ALTA PRESION

EFICIENCIA
NETA
DE LAS
CALDERAS

PERDIDAS
DE
ENERGIA

CAPITULO CUARTO

INGENIERIA DEL PROYECTO

4.1 DESCRIPCION DEL PROCESO DE GASIFICACION

4.1.1 Definiciones

Desde hace generaciones la combustión directa de residuos lignocelulósicos es un proceso bien conocido, donde la energía potencial de los desechos es directamente transferida al fluido bajo la forma de calor.

La gasificación es un proceso endotérmico cuya fuente de calor puede ser directa o indirecta.

En el método indirecto la zona de pirólisis se encuentra separada de la fuente de calor y se usa una pared conductora de calor. En cambio el calentamiento directo requiere de combustión parcial de desechos, o combustible adicional, dentro del reactor de pirólisis para proveer de calor a la reacción.

Los procesos con calentamiento directo o autotérmicos son clasificados de acuerdo al poder calorífico de los gases producidos:

GAS POBRE: (4.000 KJ/m^3) de la gasificación con aire y vapor (oxidación parcial).

GAS MEDIO: (10.000 KJ/m^3) de la gasificación con oxígeno y vapor (oxidación parcial).

GAS RICO: (40.000 KJ/m^3) de la gasificación con hidrógeno (hidrogenización).

Para los fines de utilización energética de residuos lignocelulósicos se justifican los procesos de oxidación parcial y de producción de gas pobre.

Por lo tanto, para nuestro interés, gasificación significa convertir desechos de procesos agroindustriales en un gas con relativamente bajo contenido de calor, el cual puede ser usado como combustible para diferentes propósitos.

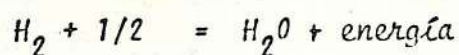
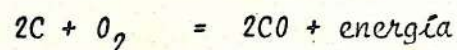
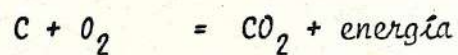
4.1.2 Reacciones Termoquímicas.-

La gasificación es un proceso de dos etapas: la primera es de secado y pirólisis, a baja temperatura (300°C - 500°C) y en ausencia de oxígeno o aire, donde la materia orgánica compleja es transformada a compuestos orgánicos simples - (material volátil y carbón). La primera fase del proceso puede ser considerada como la conversión de celulosa y agua por calor.

La segunda fase es de gasificación y ocurre a más alta temperatura (600°C) mediante la reacción de la materia orgánica pirolizada con H_2O (vapor), O_2 (aire), CO_2 y H_2 para producir una mezcla gaseosa y otros gases hidrocarbonados.

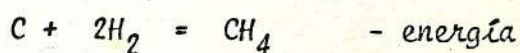
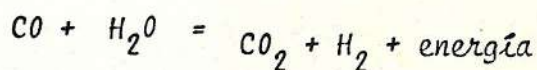
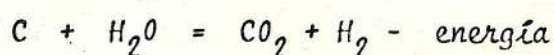
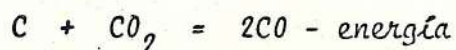
En esta fase se dan las siguientes reacciones:

ZONA DE OXIDACION



CO_2 y H_2O son inertes desde el punto de vista de gasificación y deben ser reducidos a CO y H_2 .

ZONA DE REDUCCION



4.1.3 Características del Gas

La composición del producto de gasificación del bagazo es (Sistema Bailie, lecho fluidizado):

<u>COMPONENTE</u>	<u>VOLUMEN (%)</u>
CO_2	23,0
CO	23,3
CH_4	8,5
H_2	35,4
Otros	9,8

Por cada Kg de biomasa se produce aproximadamente
* 2.3 m^3 de gas.

Su poder calorífico es de aproximadamente 5.000 KJ/Kg
(3.700 KJ/m^3).

El poder calorífico neto del gas generado disminuye con un mayor contenido de humedad de la materia prima.

Para evaluar preliminarmente el aprovechamiento del proceso, consideremos que el bagazo (50% de humedad), la biomasa a utilizarse, tiene un poder calorífico de 8.300 KJ/Kg .

En el proceso de gasificación cada Kg de bagazo, produce teóricamente un total de 8.510 KJ ($3.700 \times 2,3$). Esto sin embargo debe considerarse globalmente ya que la eficiencia de conversión del gasificador nos conduce a otro valor, en el que debe considerarse la energía entregada por la combustión parcial de los residuos, dentro del reactor de pirólisis para proveer de calor a la reacción (proceso con fuente de calor directa).

En términos generales, el proceso químico asociado con la gasificación de la biomasa y, por ende la composición del gas, dependen de tres parámetros fundamentales:

- a. Tipo de reactor
- b. Condiciones de Operación
- c. Características de la materia prima.

4.2 VARIABLES A CONSIDERAR EN EL DISEÑO DE GASIFICADORES

Como se indicó anteriormente, las variables que a continuación se van a analizar son las que definen el proceso de gasificación y también la composición del gas.

4.2.1 Características de la materia prima

En el capítulo II de este estudio, se señalaban las características físicas y químicas del bagazo: su poder calorífico, su composición, etc.

En esta sección se analiza la influencia directa de ciertas características dentro del proceso y los efectos de éstas en la composición del gas.

- a. Materia volátil
- b. Humedad
- c. Contenido de cenizas

d. Tamaño de la partícula

a. Contenido de materia volátil.-

Del análisis próximo del bagazo se establece un contenido del 42,5% en peso de materia volátil.

La leña y la mayoría de los residuos agroforestales poseen típicamente un elevado contenido de material volátil, por lo que requieren de un gasificador que opere a flujo descendente.

Sin embargo, un alto contenido de finas partículas (volátiles) puede inhibir el flujo de aire y conducir a una combustión no uniforme en los gasificadores de corriente descendente. En general combustibles de alta volatilidad y de bajo carbono fijo se quemarán a un ritmo más acelerado evitando la eliminación de alquitranes.

b. Contenido de humedad.-

La humedad presente en el bagazo oscila alrededor del 50%. Los niveles permisibles de humedad dependen del tipo de gasificador que se esté utilizando; por lo que el contenido de humedad de la materia prima influirá fundamentalmente al se-

leccionar el tipo de gasificador.

Los gasificadores de Co-corriente permiten un contenido de humedad del 20%, mientras que los de lecho fluidizado y de contra corriente del 50%.

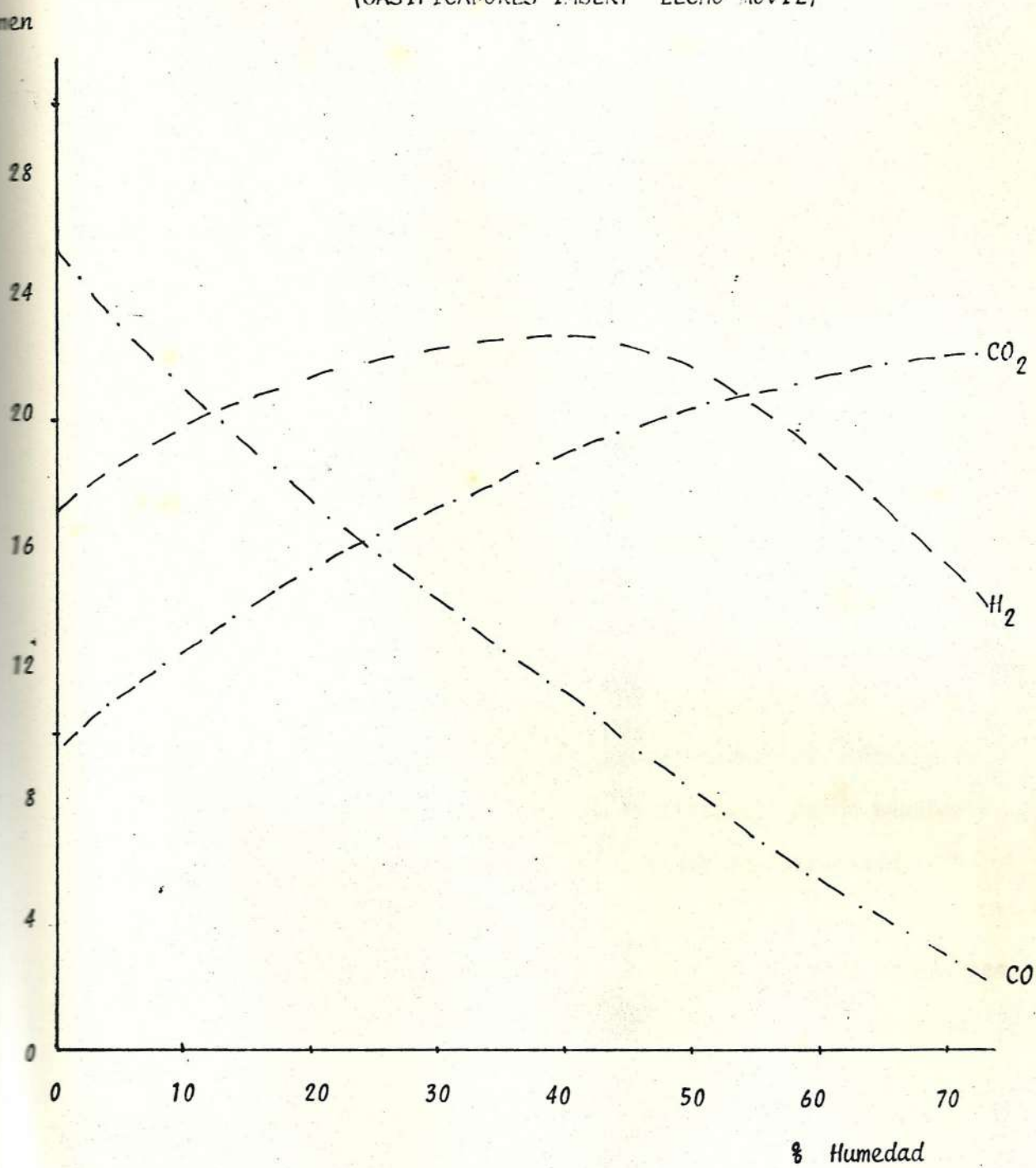
Sin embargo, elevados niveles de humedad, limitan la eficiencia del gasificador y reducen la calidad del gas (poder calorífico). La Forintek Canda Corp. encontró que gas producido con residuos secos (20% de humedad) contiene 25% de CO y el producido con residuos húmedos (50% de humedad) contiene 17% de CO, en volumen. El monóxido de carbono es la más importante fuente de energía en el gas pobre.

El Gráfico 4-1 ilustra, para el caso de la madera esta relación. En general, la mayor humedad del combustible aumenta el tiempo requerido para la combustión; el calor inicial absorbido por el combustible se utilizará para evaporar la humedad y se presentarán problemas de remoción de ácidos condensados (se requieren 1.34 MJ/Kg de agua en el proceso de secado).

GRAFICO 4-1

VARIACION DE LOS COMPONENTES DE GAS POBRE
DE MADERA EN FUNCION DE HUMEDAD

(GASIFICADORES INBERT LECHO MOVIL)



c. Cenizas.-

El contenido de cenizas del bagazo según el análisis próximo es de 1.5% en peso.

Los combustibles que tienen un contenido mayor - del 5% de cenizas no son apropiados para gasificadores.

La biomasa que contiene un elevado % de cenizas causa dos tipos de problemas en los gasificadores.

La gran acumulación de cenizas puede bloquear el flujo de aire y combustible a través de la unidad. Si las temperaturas son suficientemente altas para fundir las cenizas, la escoria fundida o el carbón formado de la escoria puede bloquear el flujo de aire y combustible. Este fenómeno se presenta en los gasificadores de flujo descendente o concurrente, cuando el combustible contiene más del 5% de cenizas, según pruebas - realizadas en la Universidad de California.

Los problemas causados por la escoria, pueden ser solucionados, mediante controles de temperatura,

los que previenen que se funda la ceniza y, diseños de gasificadores que eviten la creación de "sitios calientes" en el interior de la unidad.

d. Tamaño del combustible.-

El tamaño de los pedazos de biomasa influye en el aprovechamiento de ésta en un gasificador de dos maneras. Primera, el tamaño debe ser el apropiado para el sistema de manipulación del combustible que está siendo utilizado. Segunda, el tamaño del combustible debe ser consistente con el tipo y diseño del gasificador.

La mayoría de los gasificadores de flujo descendente trabajan mejor con un tamaño moderado del combustible biomásico. Si demasiadas partículas pequeñas se mezclan con las más grandes, el flujo de aire es parcialmente bloqueado.

El combustible (trozos) biomásico, deberá poseer, a rasgos generales características de tamaño promedio homogéneo, dimensiones laterales más o menos similares, poca cantidad de finos y tamaño máximo no mayor a unos 6-10 cm.

Los gasificadores de lecho fluidizado trabajan bien con combustibles finamente pulverizados, pero no pueden aceptar grandes dimensiones.

La reducción del tamaño de las partículas acelera la velocidad de secado, pero aumenta el número total de partículas de combustible.

El bagazo obtenido de la molienda de la caña tiene una longitud de aproximadamente 5 cm.

Sin embargo, la forma alargada de la fibra (unos 2 mm de diámetro) no permite su utilización directa en gasificadores convencionales. Una alternativa es la compactación en briquetas.

4.2.2 Condiciones de Operación del Gasificador

Los siguientes son los parámetros que definen las condiciones de operación del gasificador:

- a. Presión
- b. Temperatura
- c. Tiempo de residencia
- d. Relación vapor-oxígeno/biomasa

- a. Los reactores de gasificación pueden ser di
señados para operar a presión atmosférica o
alta presión.

Presiones altas maximizan la reacción de ga
sificación, mejoran la calidad del gas produ
cido, reducen el tamaño del gasificador y -
producen gas a presión para las aplicaciones
de generación eléctrica o fab
ricación de quí
micos. Sin embargo, el trabajo a presión -
crea problemas de introducción de la materia
prima y, de control del proceso. También es
problema la construcción de los sistemas -
de alta presión, por los requerimientos de -
materiales resistentes.

En la actualidad, la mayoría de los gasifica
dores son diseñados para operación a baja pre
sión.

En la tabla 4-1 se muestran las presiones de
trabajo de algunos modelos conocidos.

TABLA 4-1

PRESION DE OPERACION DE ALGUNOS
SISTEMAS COMERCIALES DE GASIFICACION

<u>SISTEMA</u>	<u>TIPO DE REACTOR</u>	<u>PRESION BAR</u>
Moore-Canada	Lecho fijo	0,13-0,51
Wright-Malla	Filtro rotatorio	27,36
Bailie	Lecho fluidizado	-----
Batelle	Lecho fluidizado	1,01
Lurgi	Lecho fijo	24,32-30,40
Purox	Lecho fijo	1,01
Cogas	Lecho fluidizado	1,01- 3,04
ERDA METC	Lecho fijo agitado	sobre 20,27
HVGAS	Lecho fluidizado	1,01
Synthane	Lecho fluidizado	68,90
Wellman-Galusha	Lecho fijo	-----
Koppers Totzek	Lecho en suspensión	-----

- b. La temperatura debe ser determinada considerando la composición del gas deseado y la cantidad de oxígeno requerido.

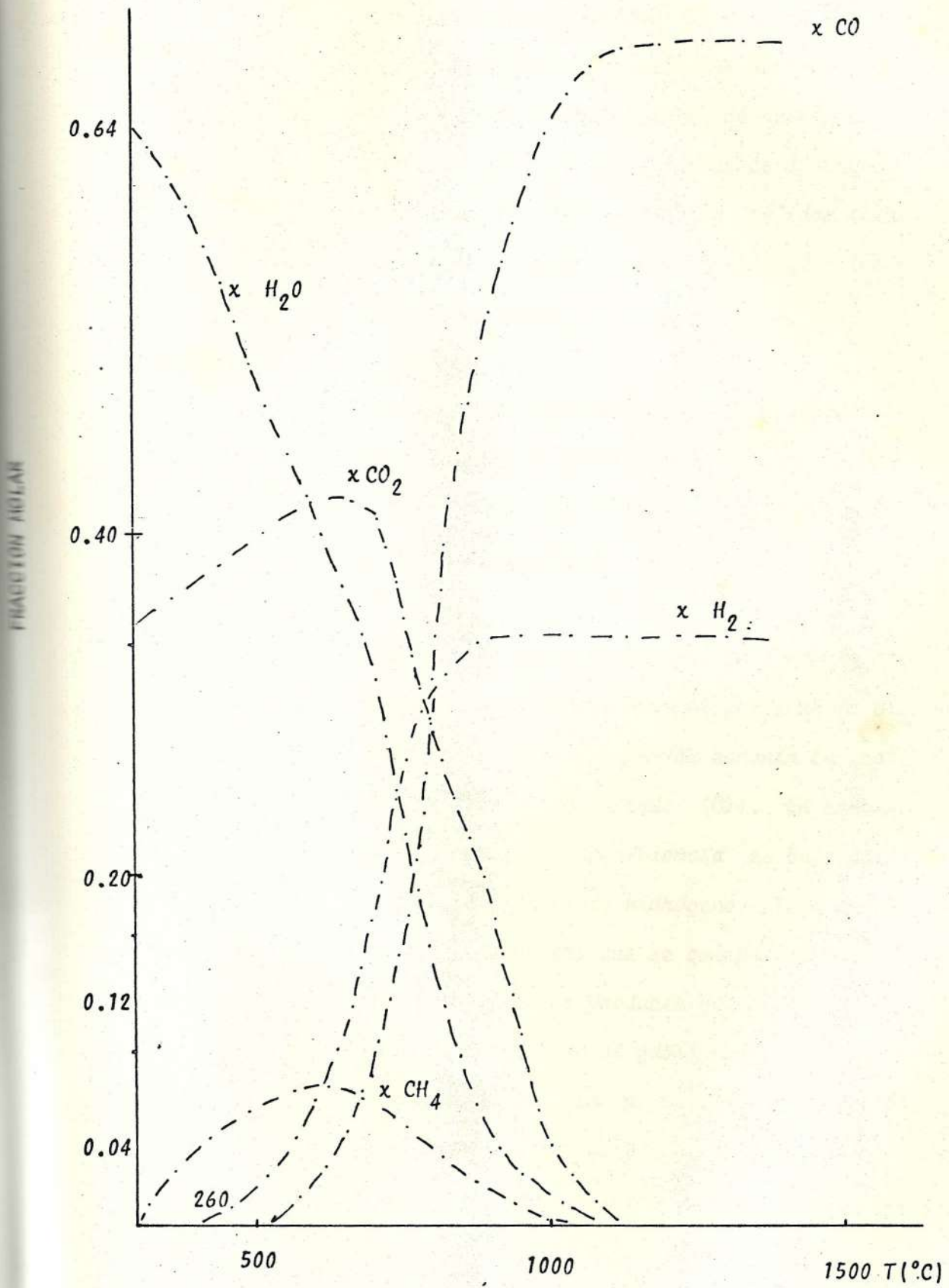
Los principales efectos del incremento de la temperatura encima de 315°C son: la rápida reducción de CO_2 , H_2O y CH_4 y el incremento de CO y H_2 . Temperaturas mayores a 982°C eliminan la formación de metano.

A bajas temperaturas, los equilibrios químicos dentro de los reactores no serán alcanzados.

En el gráfico 4-2 se muestra el efecto de la temperatura sobre la composición del gas de madera.

(REFERENCIA: Estudio sobre gasificación de madera y residuos madereros en la selva "Madre de Dios" en el Perú.)

EFFECTO DE LA TEMPERATURA SOBRE EL EQUILIBRIO DE LA COMPOSICION DEL GAS



- c. El tiempo de residencia depende del tipo de proceso de gasificación. En los gasificadores de lecho en suspensión los sólidos y los gases tienen el mismo tiempo de residencia; mientras que en los gasificadores de lecho fluidizado y lecho fijo, los sólidos tienen un tiempo de residencia más largo que los gases restantes.

El tiempo de residencia está relacionado con la velocidad de gasificación, la que tiende a aumentar con el incremento de la presión y de la temperatura.

- d. La relación vapor-oxígeno/biomasa es la más compleja de cuantificar. Al aumentar la proporción de oxígeno/biomasa, aumenta la calidad de carbón gasificado (CO). En cambio si la relación vapor/biomasa es baja no se producirá suficiente hidrógeno. Todo depende del tipo de gas que se quiera producir. Si el objetivo es producir gas rico, el oxígeno proporcionado al gasificador debe ser obtenido de una planta de oxígeno; mientras que si se desea gas pobre, puede usarse oxígeno en forma de aire para reducir costos de operación.

4.3 SISTEMAS DE GASIFICACION Y TIPOS DE GASIFICADORES

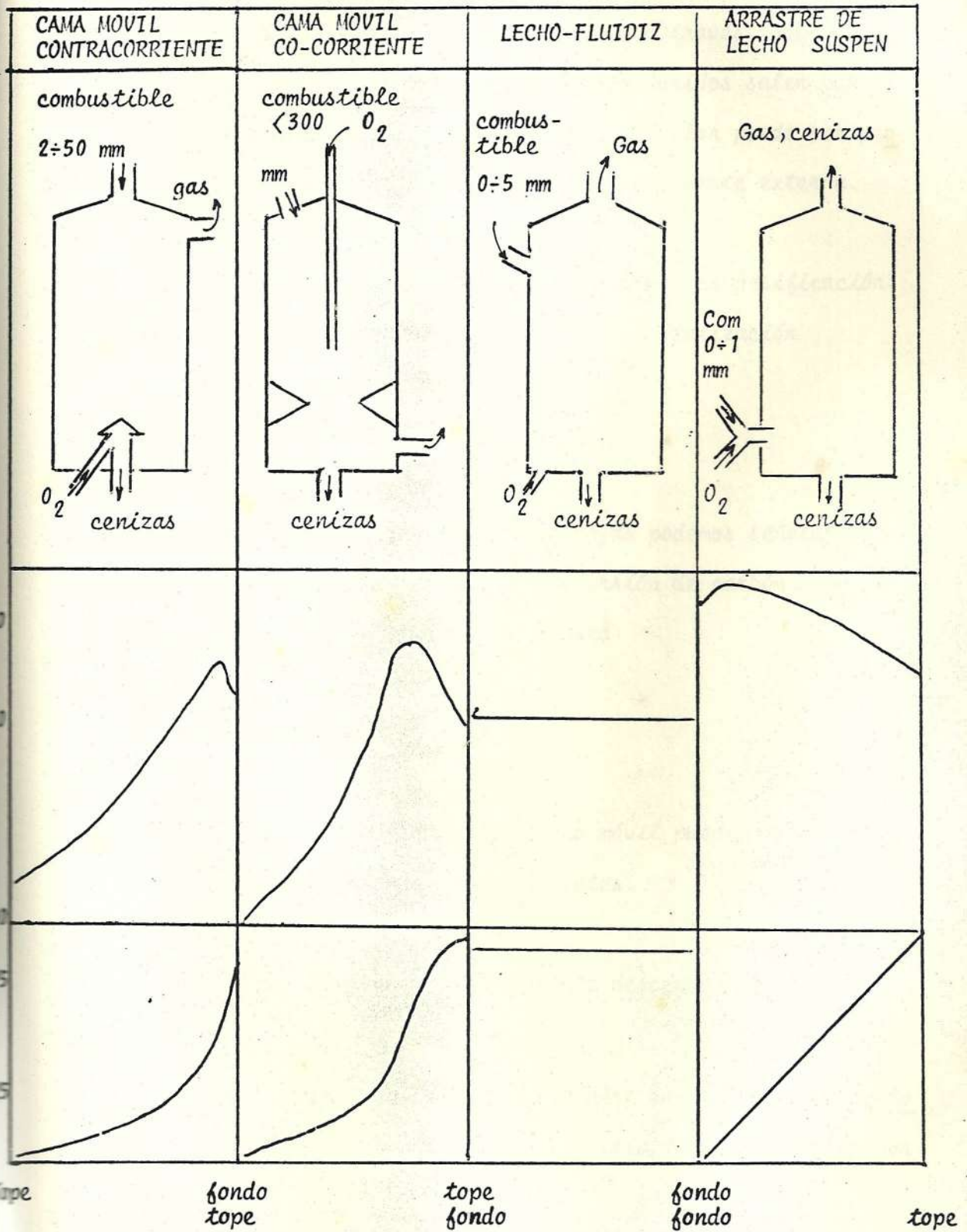
De acuerdo al tipo de lecho del reactor, los gasificadores se clasifican en:

1. lecho fijo
2. lecho móvil Corriente descendente o concurrente
 Corriente ascendente o contra-corriente
3. lecho fluidizado
4. lecho en suspensión

El gráfico 4-3 muestra los tipos de reactores y sus correspondientes perfiles de temperatura y conversión.

(REFERENCIA: Estudio sobre gasificación de madera y residuos madereros en la selva "Madre de Dios" en el Perú.

TIPOS DE REACTORES Y SUS CORRESPONDIENTES PERFILES DE TEMPERATURA Y CONVERSION



4.3.1 Lecho fijo

En un proceso de lecho fijo, la carga es soportada por un parrilla. El aire pasa a través de la carga y los gases calientes producidos salen por la parte superior del reactor. El calor puede ser proporcionado internamente o de una fuente externa.

Se distinguen las siguientes zonas de gasificación:

- Precalentamiento - secado - volatización
- Gasificación
- Cenizas

Entre las principales ventajas podemos señalar:

- Alta eficiencia de conversión de carbón
- Baja producción de ceniza

4.3.2 Lecho móvil

Los gasificadores de lecho móvil pueden ser de contra-corriente o concurrentes.

a. Concurrente (corriente descendente)

En estas unidades, el aire entra a través de toberas, justo sobre el sitio donde el gasificador

reduce su diámetro mediante una garganta o una placa de estrangulamiento; los gases descienden a través de la zona de oxidación y salen a través de unas rejillas en el suelo del gasificador. El tamaño de las partículas debe ser menor a 6 cm.

Se conocen como de corriente descendente porque el flujo de aire desciende a través de la unidad y, como en este mismo sentido avanza el flujo de biomasa se conocen también como concurrentes.

Se puede distinguir claramente las zonas de

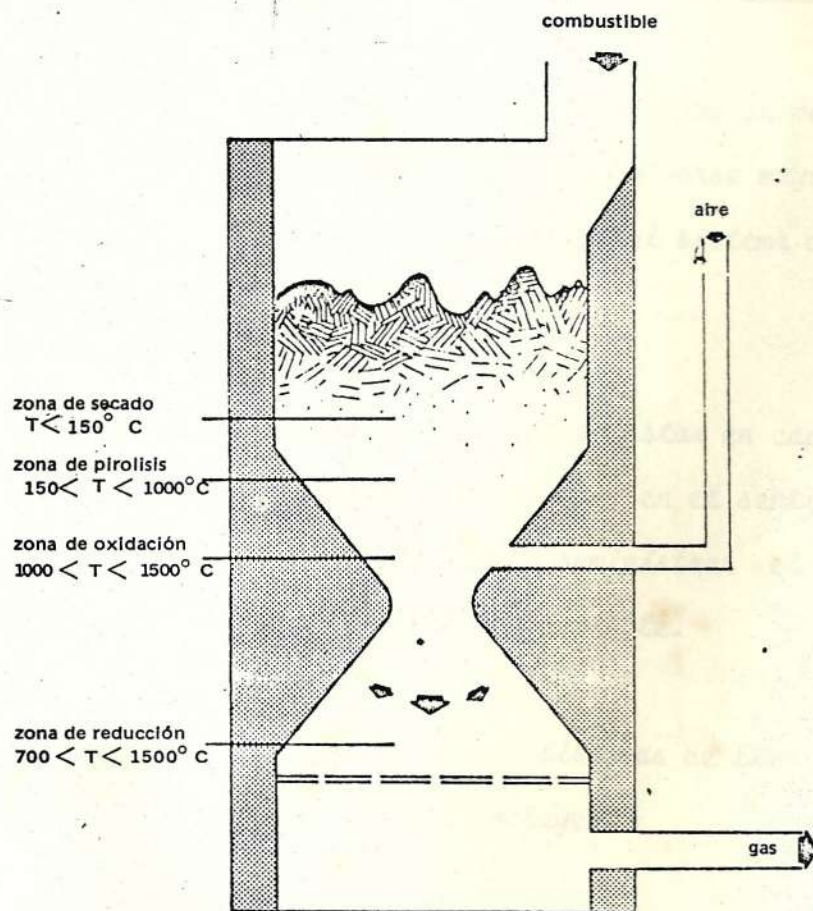
- secado
- pirólisis
- oxidación
- reducción

El gráfico 4-4 muestra una presentación esquemática del gasificador de flujo descendente.

La principal ventaja del gasificador concurrente es que la mayoría de los aceites y alquitranes - producidos durante la pirólisis en la parte superior de la unidad, son convertidos en gas al pasar a través de la parte de altas temperaturas en la zona de oxidación (libre de alquitrán).

GRAFICO 4-4

PRESENTACION ESQUEMATICA DE UN GASIFICADOR
DE FLUJO DESCENDENTE



La desventaja del gasificador es la baja eficiencia a la que opera: entre el 15% y el 33% de la carga de diseño (eficiencia global).

Como se mencionó, el gas en estas unidades, es mucho más limpio que el de otras, pero aún debe ser purificado antes de ser usado en motores.

Cuando el gas pobre es usado en motores, según algunos fabricantes, debe darse mayor importancia al diseño y eficiencia del sistema de purificación que al gasificador.

El sistema debe también estar en capacidad para - el enfriamiento del gas, en el sentido de condensar el alquitrán y suministrar el gas al motor a una temperatura aceptable.

La mayoría de los sistemas de limpieza y enfriamiento del gas incluyen:

- Separador ciclónico para atrapar las partículas más grandes mediante acción centrífuga.
- Un restregador "húmedo", el cual remueve el alquitrán haciendo burbujear el gas a través de aceite o agua; o un sistema "seco" con un

serpentín condensador o intercambiar de ca
lor para enfriar el gas y condensar el al
quitrán.

- Un filtro final hecho de fieltro, fibra de -
vidrio, espuma o materiales de biomasa como
cascarilla de arroz.

Algunos sistemas utilizan un intercambiador de -
calor para precalentar el aire de entrada al ga
sificador mediante la absorción de calor del gas
pobre.

Los gasificadores de corriente descendente apro
piados para uso en motores tienen preferiblemen
te los siguientes requerimientos de combustibles:

- No más del 20% de contenido de humedad
- No más del 5% de contenido de cenizas.

b. Gasificadores de Corriente Ascendente o Contra-Corriente

En estos gasificadores el aire entra por la parte inferior, a través de unas parrillas y sale por la parte superior de la unidad, fluye ascendentemente y en contra del flujo de biomasa.

Debido a que el aire se mueve en contra del combustible que desciende, en ocasiones estos gasificadores se conocen como de contra-corriente.

El gráfico 4-5 muestra un diagrama esquemático de un gasificador de flujo ascendente.

Son unidades verticales. El tamaño de la biomasa debe ser menor a 50 mm.

Las ventajas de los gasificadores ascendentes son: relativo bajo costo, construcción simple, y operación relativamente sencilla.

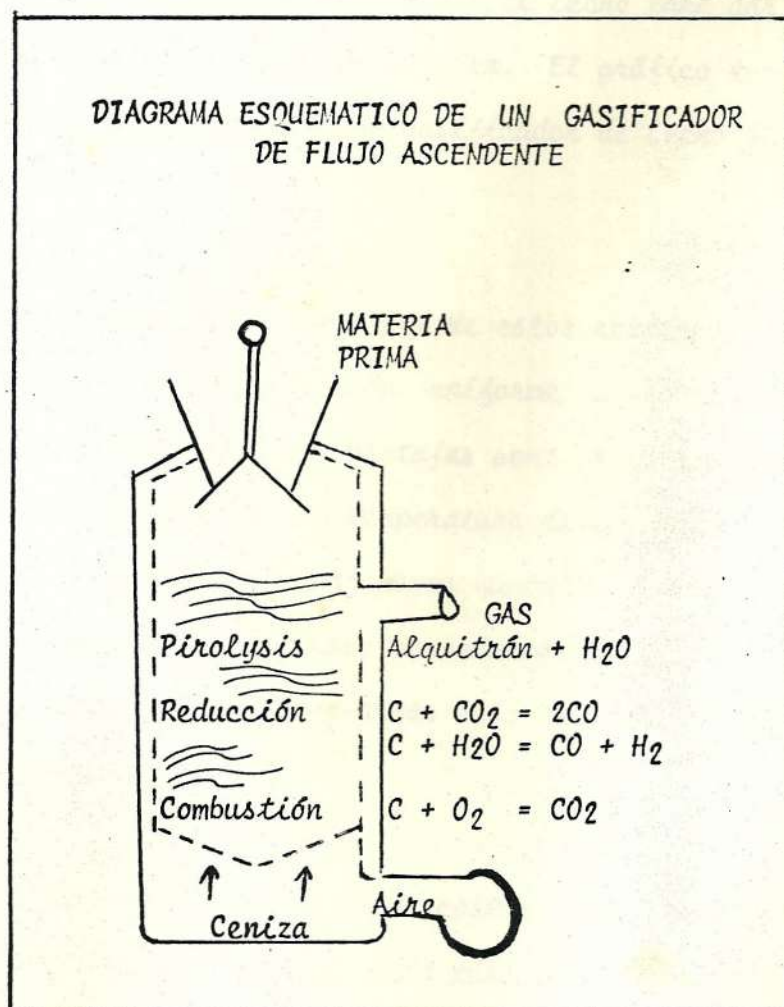
La principal desventaja es que el gas saliente atrapa aceites y alquitrán del combustible descendiente, que se combustiona incompletamente.

Debido al alto contenido de alquitrán, el gas

de los gasificadores ascendentes no es apropiado para usar en motores de combustión interna, sin que se realice el "cracking" del alquitrán.

Sin embargo, estos gasificadores son apropiados para aplicaciones en las cuales están unidos a alguna unidad de combustión que pueda aprovechar el poder calorífico del alquitrán antes que éste se condense y ocasione problemas de operación.

GRAFICO 4-5



4.3.3 Lecho fluidizado

En estos gasificadores la materia prima es suministr
da en forma de desecho sólido finalmente pulverizado.
El medio de gasificación consiste en aire y vapor.

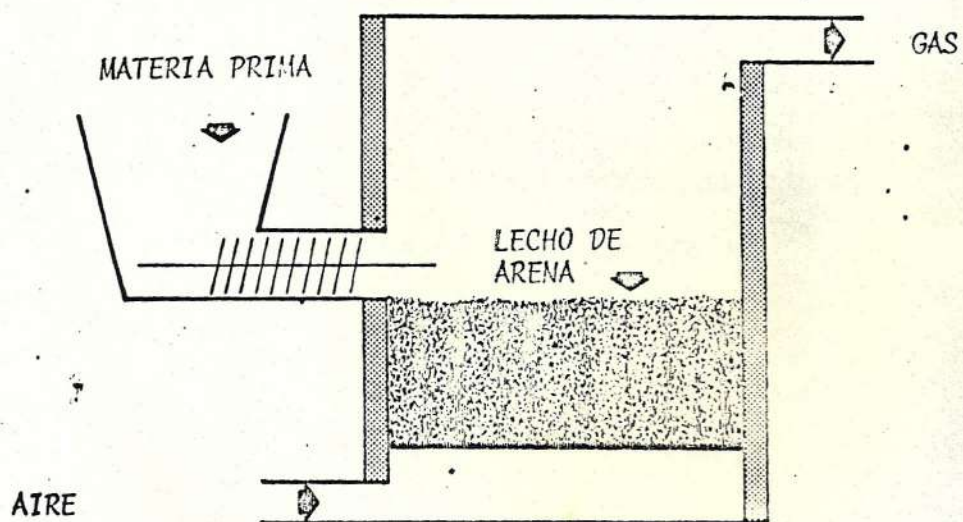
Los reactores de lecho fluidizado tienen una masa de partículas sólidas pequeñas con un flujo ascendente de fluidos que produce suaves turbulencias, sepa
rando partículas y expandiendo el lecho para dar mayor área a la reacción química. El gráfico 4-6 mues
tra esquemáticamente un gasificador de lecho fluidi
zado.

La característica principal de estos reactores es su temperatura y composición uniforme a través de la zona fluidizada. Las ventajas son: Alta capacidad de conversión; por la temperatura de operación (800 a 1.000°C) puede aceptar mayor humedad; alto grado de uniformidad del proceso; excelente contacto gas/sólido; tiempo de residencia más bajo que en los gasifi
cadores de lecho fijo.

Las desventajas son: Altos costos; requiere complica
do distribuidor de gas; alta pérdida de carbón con ceniza; baja presión para uso posterior.

GRAFICO 4-6

PRESENTACION ESQUEMATICA DE UN GASIFICADOR
DE LECHO FLUIDIZADO



4.3.4 Lecho en suspensión

Finalmente los sistemas de lecho en suspensión usan partículas finamente picadas (0 - 1 mm) que entran con los gases y vapor por la parte inferior del reactor y la combustión tiene lugar con las partículas suspendidas en la fase gaseosa. Los gases y cenizas producidos salen en forma separada.

Las ventajas son:

- Manejable para cualquier tipo de materia prima sin necesidad de pre-tratamiento
- Excelente contacto sólido/gas
- No se forma alquitrán
- Alta capacidad por volumen de reactor
- Producción de ceniza inerte

Las desventajas son:

- Requiere oxígeno
- Baja presión para uso posterior
- Poca control del combustible y requiere medidas de seguridad.

4.4 SELECCION DEL SISTEMA DE GASIFICACION

En la sección 4.2 de este capítulo se analizaban algunas características del bagazo en función de los requerimientos de los diversos tipos de gasificación, que a su vez fueron analizados en la sección 4.3.

Con estos datos se ha construido la TABLA 4-2 que se utiliza para obtener el criterio de selección del sistema de gasificador más apropiado para el bagazo.

En la tabla se indican los valores límites, con relación a ciertas características de la materia prima, que acepta cada sistema de gasificación.

Los signos positivos o negativos indican la aceptabilidad o no, del sistema a cada característica del bagazo.

TABLA 4-2

ACEPTABILIDAD DE LOS SISTEMAS DE GASIFICACION AL BAGAZO, EN FUNCION DE SUS CARACTERISTICAS

CARACTERISTICAS DEL BAGAZO (Análisis último)	TIPO DE GASIFICADOR		
	FLUJO DESCENDENTE	FLUJO ASCENDENTE	LECHO FLUIDIZADO
Materia volátil (42.5%)	+	-	+
Humedad (50%)	20% -	50% +	50% +
Contenido de cenizas (1.5%)	5% +	5% +	5% +
Tamaño de partícula 5 cm. (no uniforme)	5 cm. -	5 cm. +	Pulverizado +

Como se puede apreciar, las características que influyen en la selección son el contenido de materia volátil y la humedad, ante las que el gasificador de lecho fluidizado ofrece mayores ventajas.

Se podría pensar en tratamiento previo de la materia prima, para uso del gasificador de flujo descendente, pero esto exige, inversiones extras, para el secado o compactación del bagazo (Sección 4.2.1 d.).

4.4.1 Sistemas comerciales de gasificación de lecho fluidizado.-

Características del gas

La capacidad de producción de las plantas fluctúa entre 10 y 200 millones de KJ/hr, y el valor calórico del gas puede fluctuar desde bajo ($2.600-9.200 \text{ KJ/m}^3$) a mediano ($9.200 - 14.600 \text{ KJ/m}^3$) dependiendo del uso de aire, oxígeno o vapor, o todos estos como medio fluidizante.

Comercialmente se han suministrado plantas que funcionan mediante la inyección de aire a una presión casi atmosférica.

El gas pobre puede ser alimentado a una caldera, horno o secadora ya instalada para reemplazar al petróleo o gas natural. Además, el gas puede ser usado para producir electricidad a través de una máquina o turbina de gas.

Descripción del proceso.-

Los desperdicios son alimentados con un contenido de humedad de 50% (base húmeda) y cortados a un tamaño de menos de 1.3 cm, mediante un tornillo sin com

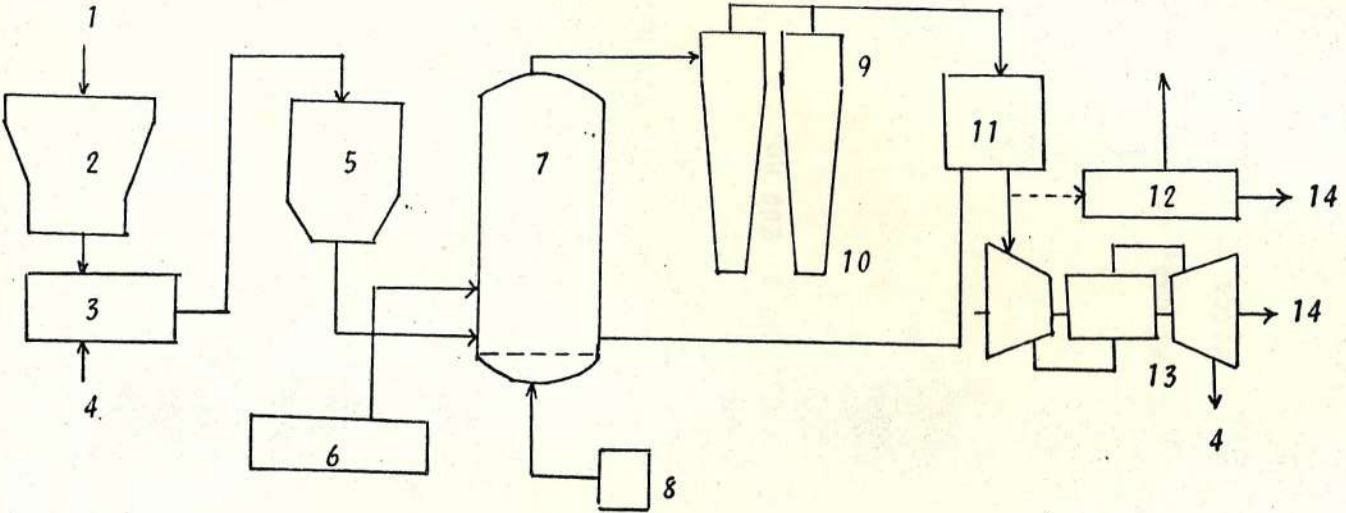
presión. En el reactor, el material arenizo es fluidizado por el soplador de aire a una velocidad suficientemente alta para levantar el material del lecho, produciendo así una gran turbulencia. El material de alimentación es quemado parcialmente para producir el calor para las diversas reacciones de pirólisis. Los gases combustibles calientes y el carbón y ceniza salen por la parte superior del reactor. El carbón y la ceniza son eliminados de la corriente de gas en ciclones de alta eficiencia. Para el uso directo del gas en una caldera, se utiliza un quemador en espiral con capacidad para dos combustibles. Las máquinas y turbinas de gas requieren gas frío, libre de aceite y por lo tanto se usa un depurador/enfriador de gas para reducir la temperatura del gas a uno 77°C y eliminar los aceites condensables, agua y cualquier otra macro-partícula.

La temperatura de salida del gasificador es de 88°C aproximadamente.

En el gráfico 4-7 se muestra un diagrama esquemático de una planta de lecho fluidizado para producción de electricidad.

ESQUEMA DE UNA PLANTA DE GASIFICACION DE LECHO FLUIDIZADO

119



- | | |
|----------------------------------|-------------------------|
| 1. Materia prima de alimentación | 8. Aire fluidizante |
| 2. Trituradora | 9. Ciclones |
| 3. Secadora (optativa) | 10. Condensables |
| 4. Gas de combustión | 11. Enfriador depurador |
| 5. Tolva de alimentación | 12. Motor gas |
| 6. Quemador de arranque | 13. Turbina gas |
| 7. Gasificador | 14. Electricidad |

4.5 APLICABILIDAD DEL GAS

El gas de gasógeno puede ser utilizado en varias aplicaciones:

Nótese que para los límites bajos del Rango se trata de gasificación en lecho móvil, mientras para los límites elevados, se trata de gasificación en lecho fluidizado preferentemente.

- Motores estacionarios, bombas de agua, etc.; en el rango de los 10 y 1.000 hp.
- Generadores eléctricos en el rango de los 10 y 10.000 KW como fuente de energía para pequeñas comunidades.
- Motores para embarcaciones fluviales, del 40 a 1.000 hp.
- Maquinaria agrícola y tractores de 40 a 200 hp.
- Camiones de hasta 250 hp.

4.5.1 Utilización en motores

- Una aplicación muy económica del gas, es su utilización para operar cualquier tipo de motor de combustión interna existente.

La utilización del gas pobre en motores, requiere de un adaptador en el sistema de admisión.

En motores a gasolina se obtienen las siguientes ventajas:

- Puede operar totalmente con gas pobre, reduciendo gastos en consumo de combustibles fósiles.
- Puede ser usado en automotores.
- Existe suficiente personal que conoce sobre el mantenimiento de estos motores.

La utilización del gas en motores diesel brinda las siguientes ventajas:

- Alto porcentaje de potencia nominal
- Posibilidad de trabajar con diesel por paro del gasificador.

La principal desventaja, es que debe trabajarse con una mezcla de gas pobre y diesel, sin eliminar totalmente el consumo de combustible fósil.

En la tabla 4-4 se indican algunas experiencias sobre la utilización de gas pobre en motores.

(REFERENCIA: Nota bibliográfica 12)

TABLA 4-3

UTILIZACION DEL GAS POBRE
EN MOTORES

INSTITUCION	POTENCIA NOTOR	COMBUSTIBLE	% POTENCIA POTENCIA NOMINAL	% COMB. EN MEZCLA COMB. NOMINAL
<i>Tropical Products Institute (R.U.)</i>	20 KW	<i>Gasolina</i>	55 - 80	0
<i>Indonesian Research Agency</i>	5 KW	<i>Gasolina</i>	60 - 70	0
<i>University of California at Davis</i>		<i>Gasolina</i>	60	0
<i>Universidad de Filipinas</i>	5 Hp	<i>Diesel</i>		27%
<i>E.D.F. (Filipinas)</i>	30 KW	<i>Diesel</i>		23-37%
<i>F.S.D.C. (Filipinas)</i>	60 Hp	<i>Diesel</i>		8%

En promedio se han reportado reducciones de potencia del 15% con motores Diesel.

CAPITULO QUINTO

ANALISIS ECONOMICO

En este capítulo se analizarán las inversiones necesarias para la -
instalación de una planta generadora de energía eléctrica. Se hace
el pronóstico de posibles beneficios en base a 2 escenarios de pre-
cios del KWh, según estudios de INECEL.

5.1 COSTOS DE LOS EQUIPOS

A partir de la crisis energética, reiniciaron en 1976, los técni-
cos de empresas que ya habían fabricado antiguos modelos, el de-
sarrollo de la gasificación de residuos agrícolas, para la obten-
ción de energía eléctrica con unidades estacionarias.

En 1981, este reiniciado desarrollo, alcanzó niveles técnicos, -
que permitieron la comercialización de unidades entre 10 y 150
KW eléctricos de potencia, por cada unidad solicitada.

Los equipos que comercialmente se ofrecen, podemos clasificarlos
en cuatro grupos:

- Pequeñas unidades de potencia con rendimientos que oscilan en-
tre 10 y 60 KW, con alimentación por tanda (lecho móvil).

- Unidades en rangos de potencia entre 80 y 180 KW, son unidades standard con alimentación automática y presecado de la materia prima.
- Unidades en el rango de potencia entre 224 y 1000 KW, son instalados como unidades estacionarias. Estas unidades funcionan con un presecador de la materia combustible.

Mediante instalaciones paralelas de los gasificadores se logran potencias entre 20 y 1000 KW, con lo cual se puede satisfacer muchas necesidades.

A comienzos de 1984, ya se han ofrecido al mercado tractores de 100 HP.

Los costos de inversión dependen principalmente del motor, aparte de esto, también dependen del nivel de automatización del sistema.

En promedio, se puede hablar de costos FOB entre 1.100 y 1.500 US\$ por cada KW instalado. Adicionalmente habrá que añadir costos - por la capacitación del personal, el transporte, la instalación, entre otros.

Los sistemas de gasificación son ofrecidos como proyecto llave en mano, incluyendo los costos adicionales.

COSTOS DE SISTEMAS DE GASIFICACION PARA

(*) GENERACION ELECTRICA

<u>POTENCIA DEL SISTEMA (KW)</u>	<u>MILES DE SUCRES/KW</u>
10 - 60	203,0 - 167,0
80 -180	194,0 - 157,0
224 -1000	185,0 - 148,0
.....	

(*) Tomados a una conversión de S/. 120,00 / US\$.

5.2 COSTOS DE LA MATERIA PRIMA

Estrictamente hablando, la materia prima no tiene costo, pues el ingenio la obtiene como residuo del proceso agroindustrial.

Sin embargo, los gastos de pretratamiento del bagazo, necesarios para la operación continua de la planta, se consideran gastos de operación, como si el ingenio pagara por el pretratamiento a otra empresa.

Este detalle se incluye en el anexo 5-1, según el cual, los costos alcanzan un valor de 2,66 sucres/Kg pellet.

5.3 COSTOS DE PRODUCCION

En lo que a continuación se analiza, los costos de producción son

los costos anuales de operación, considerando operación continua y un factor de carga del 80%.

5.3.1 Lubricantes

Según especificaciones de los fabricantes, se requieren = aproximadamente 13,33 Kg de lubricante por cada KW instalado, considerando que el aceite lubricante tiene una densidad específica de 0,80 el consumo de lubricante es de 4,40 gal/KW, lo que significa un gasto en lubricantes de - 2.200 sucres/KW.

5.3.2 Mantenimiento del Set Generador

Para este rubro, se considera un valor que oscila entre el 1 y el 3% de las inversiones en equipos. Se considerará un 2.5% en este análisis.

Tomamos como valor del KW el instalado S/. 185.000,00 - con lo que se establecen 4.630 SUCRES/KW, por mantenimiento del set-generador.

5.3.3 Mantenimiento de la planta gasificadora

En este caso, se considera un 2% del valor en inversiones de equipos y haciendo un cálculo similar al del numeral anterior se obtiene 3.700,00 sucres/KW, por mantenimiento de

la planta gasificadora.

5.3.4 Costos de Personal

En los países proveedores de la maquinaria y equipo, se calcula un valor equivalente al 3% y 4% de las inversiones.

Estos valores, resultan en nuestro país demasiado altos, por esto se hace una consideración distinta, ya que la relación de ingresos entre esos países y el nuestro es mayor de 5 a 1. Es decir, deberían asumirse valores entre el 0,6% y 0,8% de las inversiones.

Tomando un valor de 0,7% y haciendo el mismo cálculo que en 5.3.2, tenemos que el costo anual por personal asciende a

$$\frac{12.950,00 \text{ SUCRES}}{\text{KW}}$$

5.3.5 Costos por seguro

En este rubro se asume un valor equivalente al 0.5% de la inversión, es decir, $\frac{9.250,00 \text{ SUCRES}}{\text{KW}}$

5.3.6 Otros costos y administración

Para este rubro se considera el 1% de la inversión en equi
pos, es decir 18.500,00 SUCRES.
KW

5.4 AMORTIZACION DE LA INVERSION

En general, la amortización (A) es el cociente entre la inver-
sión y la vida industrial esperable:

$$A = C/n \quad (1)$$

Es frecuente considerar un valor residual (C_r) para los bienes -
de inversión, cuando éstos no son ya productivos. Dicho valor -
residual equivale, normalmente, a su aprovechamiento como chata
rra, siendo práctica común considerarlo el 10 por ciento del va
lor de la inversión, lo que se cumple aproximadamente en muchos
casos de la práctica.

Con este supuesto, la cantidad a amortizar es:

$$C' = C - C_r = 0,9C \quad (2)$$

y la anualidad de la amortización:

$$A = C'/n = 0,9 C/n \quad (3)$$

En cuanto a la estimación de la vida industrial esperable (n), obedece en ocasiones a razones de experiencia en equipos e instalaciones similares y otras veces a una previsión de obsolescencia más rápida que el envejecimiento físico de los elementos.

Al terminar la vida industrial, se considera que los bienes de producción dejan de rendir beneficios.

5.5 ANALISIS GLOBAL DE OPERACION

Como se analizaba anteriormente cuando una empresa recibe tal cantidad de proposiciones de mejoras que, aunque todas sean rentables, la suma desborda las capacidades de proyecto, administración, futuro mercado, o en general, la disposición de la empresa para realizar tantas inversiones, es necesario en tales casos para aprobar sólo las mejores, cabe analizarlas una por una con el criterio de "Resultados al fin de la operación".

5.5.1 Beneficios Brutos y Netos

El beneficio bruto (R') suele calcularse por diferencia entre el beneficio anual esperable -o incremento de economía positiva- (R) y los gastos (G) que exige anualmente -la instalación- consumo de materiales fungibles, desgastes, mano de obra, etc.

$$B' = B - G \quad (4)$$

El beneficio neto (B'') se obtiene restando del beneficio bruto la tributación debida a los impuestos.

Se tributa sobre los beneficios contables (B'''), que son los beneficios brutos anuales, menos la amortización anual y los intereses (I); deducido además el reparto de utilidades a trabajadores, que es un 15% del Beneficio Contable:

$$B''' = B' - C'/n - I \quad (5)$$

En el Ecuador la tributación es de un 30% sobre las utilidades sociales no distribuidas (art. 65 de la Ley de Impuesto a la Renta).

Así se obtiene como expresión del beneficio neto:

$$\begin{aligned} B'' &= B' - 0,30 \left(0,85 (B' - C'/n - I) \right) \\ B'' &= B' - 0,255 (B' - C'/n - I) \end{aligned} \quad (6)$$

5.5.2 Recuperación de la inversión

Se debe realizar este análisis cuando se solicita un crédito que debe devolverse en N años, o en general, cuando se desea recuperar la inversión realizada en un plazo máximo,

N menor que n (n , vida productiva esperable).

Es lógico en tales casos, ir cubriendo anualmente parte del crédito con todo el dinero disponible, para que de esta forma sean menores los intereses.

Una inversión será rentable cuando el resultado (S) de la operación en N años sea positivo. En el resultado entrarán los beneficios anuales como partidas positivas, y el capital, sus intereses, los impuestos y la devaluación de la moneda como partidas negativas.

En el anexo 5-2 se detalla el "Cálculo de la operación en N años, considerando la devaluación de la moneda".

$$S = 0,745 B'N - \frac{Ci}{N} \left[1 + \frac{N-1}{\delta} - \frac{(1-\delta)^2 - (1-\delta)^{N+1}}{\delta^2} \right] \cdot 0,745$$

$$+ \frac{0,23C}{n} \times \frac{1 - (1-\delta)^N}{\delta} - C (1-\delta)^{N-1}$$

5.5.3 Coeficiente Financiero Industrial

Haciendo $S=0$ se deduce la expresión del coeficiente financiero industrial.

Se define el COEFICIENTE FINANCIERO INDUSTRIAL (CFI) por la relación máxima entre la inversión (C) y los beneficios brutos (B'), para que pueda recuperarse la inversión al cabo de N años.

$$CFI = \frac{C}{B'} = \frac{0,745 N}{(1-f)^{N-1} + 0,745 \frac{i}{N} (Z) - \frac{0,23}{n} \cdot \frac{1-(1-f)^N}{f}}$$

donde

$$Z = 1 + \frac{N-1}{f} - \frac{(1-f)^2 - (1-f)^{N+1}}{f^2}$$

Esta última ecuación permite calcular el coeficiente financiero industrial en función de los años de vida industrial n , fijando el número de años de recuperación de la inversión N , el porcentaje de inflación, f , y el tipo de interés, i .

5.6 RENTABILIDAD

5.6.1 Capacidad de la planta

Es necesario inicialmente definir la capacidad de la planta gasificadora y del generador eléctrico.

En el anexo 2-1 se ha establecido la cantidad de bagazo sobrante con que se puede contar:

<u>Kg/hr</u>	<u>Humedad %</u>	<u>OBSERVACION</u>
10.573	50	CONDICION ACTUAL
9.638	47	SECADO SIN INCINERACION

De la información existente se puede promediar que se requiere aproximadamente 3 Kg. de bagazo, en las actuales condiciones para producir un Kw-hr.

Debe considerarse el hecho de que la zafra (o época de producción de caña y obtención de bagazo), tiene una duración aproximada de 150 días y, que la planta se proyecta para una operación continua (365 días/año) con un factor de carga del 80%.

$$\text{POTENCIA: } 9.600 \frac{\text{Kg bagazo}}{\text{hr}} \times \frac{1 \text{ Kw}}{3 \text{ Kg bagazo}} \times \frac{150}{365}$$

$$\text{POTENCIA: } 1315 \text{ Kw}$$

Con estas consideraciones podemos definir la potencia a instalarse en 1300 Kw.

5.6.2 Costos de inversión y gastos de operación

Como se indicaba antes, el tiempo de zafra (150 días), hace necesario que se contemple el pretratamiento del bagazo.

En este caso se ha considerado la alternativa de la peletización del bagazo, por que ofrece un producto final con excelentes condiciones de manipulación, mínimos requerimientos de espacio para almacenamiento y, posibilidades de utilizar la planta peletizadora con otros productos.

Como se indica en el anexo 5-1, el costo de la peletización del bagazo asciende a S/. 2,66 por cada Kg. peletizado.

Así el costo de operación por pellets es de S/. 42'893.585 al año, calculados así:

COSTO POR PELETIZADO:

$$2,66 \frac{\$}{\text{Kg}} \times \frac{3 \text{ Kg}}{\text{Kw-hr}} \times 0,59 \times 1300 \text{ Kw} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{día}} \times 365 \frac{\text{día}}{\text{año}} \times 0,80$$

donde 0,59 es el factor de reducción de peso por peletizado y 0,80 es el factor de carga de la planta.

Así establecemos:

1. <u>COSTOS DE INVERSION</u>	<u>SUCRES</u>
185000 $\frac{\$}{KW}$ x 1300 KW	<u>240'500.000</u>
2. <u>GASTOS DE OPERACION</u>	
2.1 Peletización	42'893.585
2.2 Mantenimiento	
8.330 $\frac{\$}{KW}$ x 1.300 KW	10'829.000
2.3 Lubricantes	
2.200 $\frac{\$}{KW}$ x 1300 KW	2'860.000
TOTAL GASTOS	<u>57'927.000</u>

5.6.3 Escenarios de precios del KW-hr en el país

La posibilidad de generación adicional de energía eléctrica con una planta gasificadora de bagazo implica la posibilidad de venta a la red pública. En este caso se debe considerar las tarifas que INECEL mantiene para la venta de energía del SISTEMA NACIONAL INTERCONECTADO a las empresas eléctricas del país.

Actualmente INECEL tarifa la venta de energía, sumando distintos rubros que son:

RUBROS DE LAS TARIFAS DE INECEL

CARGO POR DEMANDA	CARGOS POR ENERGIA		
\$ / Kw /MES	250 Kw hr/kw \$ / Kw-hr (1)	250 Kw-hr/Kw \$ / Kw-hr (2)	Exceso \$/Kw-hr (3)

Este modo de tarifar la venta de energía considera la potencia instalada necesaria para cubrir el consumo registrado en función de un consumo posible de 720 Kw-hr-mes.

Se tarifa por bloques:

- Los primeros 250 Kw hr/Kw a un costo (1)
- Los siguientes 250 Kw-hr/Kw a otro costo (2)
- y el exceso con un máximo de 220 Kw-hr/Kw a otro costo (3)

El actual reglamento para tarifas eléctricas de INECEL prevee un incremento del 2% mensual, es decir del 26,82% anual. Tomando como base los precios de 1983 se ha elaborado el siguiente escenario de precios:

ESCENARIO DE PRECIOS 1

<u>MES/AÑO</u>	<u>CARGO POR DEMANDA</u>	<u>CARGO POR ENERGIA</u>			<u>SUCRES Kwh</u>
		<u>(1)</u>	<u>(2)</u>	<u>(3)</u>	
MAYO/83	143,42	1,075	1,243	0,956	1,38
MAYO/84	181,89	1,363	1,576	1,212	1,75
MAYO/85	230,67	1,729	1,999	1,538	2,22
MAYO/86	292,53	2,193	2,535	1,950	2,82
MAYO/87	370,99	2,781	3-215	2,473	3,57
MAYO/88	470,49	3,527	4,078	3,136	4,53
MAYO/89	596,67	4,472	5,171	3,977	5,75
MAYO/90	756,70	5,671	6,558	5,044	7,29
MAYO/91	959,64	7,192	8,317	6,396	9,25
MAYO/92	1.217,02	9,121	10,547	8,112	11,73
MAYO/93	1,543,42	11,568	13,376	10,287	14,87

Existe además otro escenario de precios de la energía eléctrica, de fi nido por INECEL dentro del contexto global de las previsiones, es de cir, en concordancia con varios supuestos como son: escalamientos, tasas de cambio, revalorización, esquemas de financiamiento, eficiencia empresarial, etc.

Así se obtiene la siguiente tarifa media anual, incluida en los estudios "Desarrollo Eléctrico del Ecuador propuesta para el período 1984-1988".

ESCENARIO DE PRECIOS 2

<u>AÑO</u>	<u>INCREMENTO MEDIO ANUAL (%)</u>	<u>TARIFA MEDIA ANUAL (\$/Kw)</u>
1985	36.8	2,02
1986	44.3	2,92
1987	44.3	4,22
1988	17.2	4,94
1989	10.0	5,43
1990	10.0	5,98
1991	10.0	6,58
1992	10.0	7,24
1993	10.0	7,97
1994	10.0	8,76
1995	10.0	9,64
1996	10.0	10,60
1997	10.0	11,66
1998	10.0	12,83
1999	10.0	14,11

5.6.4 *Determinación de la tasa de interés, la vida útil de la planta y la inflación anual*

Los proveedores de los equipos realizan sus ofertas incluyendo el financiamiento de una parte de las inversiones. En el caso en estudio, este financiamiento llega al 80% del monto de las inversiones.

El interés de este financiamiento externo se establece en promedio en 11%.

El financiamiento local, 20% de las inversiones se ha considerado con un interés del 30%.

Con estas consideraciones para objeto de cálculos se toma un interés anual promedio del 14.8%.

La vida útil de la planta gasificadora (n) ha sido considerada en 15 años.

La inflación anual se establece en un valor del 35%.
(Informe del INEC, Enero de 1985.)

5.6.5 Generación de beneficios

Cuando se analizan proyectos de inversión que generen ahorros o formas sustitutivas de energía, se considera como plazo máximo para la recuperación de la inversión (N) 3 años. (Seminario sobre Auditorías Energéticas US AID - INE, IX/84).

Para efectos de cálculos, se considera que el proyecto puede arrancar en enero del año seleccionado. En este caso, para calcular los beneficios, se toma el valor promedio de los precios del kw-hr, a mediados del segundo año, ya que se espera recuperar la inversión al final del tercer año.

Como se indica en la sección 5.6.2 los gastos anuales (G) suman S/. 57'927.000,00.

Con las consideraciones anteriores de tasa de interés, vida útil de planta, nivel de inflación y tiempo de recuperación de la inversión, podemos calcular el Coeficiente Financiero Industrial (CFI), para establecer los mínimos beneficios netos (B'), que se requieren para que el proyecto sea rentable

$$CFI = \frac{C}{B'}$$

donde C son los costos de inversión que ascienden como se detalla en la sección 5.6.2 a S/. 240'500.000,00.

Así, $CFI = 3,96$

y los mínimos beneficios netos (B') ascienden a S/. 60'721.062, con lo que los beneficios brutos (B)

$$B = B' + G$$

deben sumar S/. 118'648.062.

Los beneficios brutos provienen de la facturación por la venta de los Kw-hr a la red pública.

$$B = E \times T$$

donde E es la energía vendida en un año (Kw-hr/año) que se determina así:

$$1300 \text{ KW} \times 24 \frac{\text{h}}{\text{d}} \times 365 \frac{\text{D}}{\text{año}} \times 0,80$$

$$E = 9,11 \times 10^6 \frac{\text{KW-hr}}{\text{año}}$$

y T es el precio de venta o tarifa del Kw-hr (S/. / Kw-hr).

Así se determina la tarifa mínima que produce rentabilidad, con las consideraciones antes señaladas, en este caso:

$$T = 13,02 \frac{\text{SUCRES}}{\text{Kw-hr}}$$

5.6.6 Decisión de Inversión

Para definir el momento apropiado para la inversión debe mos referirnos a los escenarios de precios, y establecer el año cuando se alcance la tarifa que hace rentable el proyecto.

Con el Escenario de Precios 1 (EP1), la tarifa que origina rentabilidad se alcanza en 1993, con el EP2 se alcanza en 1999, siendo estos años los segundos años de vi da del proyecto en cada caso.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

El enfoque realizado a la posibilidad de generación de electricidad, a la gasificación del bagazo, y al tratamiento intermedio de éste, - para que se convierta en materia prima almacenable para la época de interzafra, brinda las siguientes ideas centrales:

- El logro del bagazo sobrante y su posterior tratamiento (peletizado, briquetizado o enbardamiento) brinda además, la posibilidad de generación de electricidad mediante el uso de las calderas y los turbo generadores, durante la interzafra; lo que no exige mayores inversiones para el ingenio que las consideradas para el tratamiento intermedio. Esta posibilidad sin embargo, deberá ser evaluada con los costos respectivos.

- La posibilidad de utilización del gas pobre en los motores de los vehículos que transportan la caña al ingenio, no es tan clara, por cuanto estos vehículos en su gran mayoría, pertenecen a transportistas independientes.

Si resulta de interés al ingenio, este podrá ofrecer a los transportistas, la posibilidad de adaptar los motores de los vehículos para el uso del gas como combustible.

- Existen dentro de los sistemas comerciales de gasificación, los de lecho fluidizado, que se presentan como los más indicados para la

gasificación del bagazo.

- Las recomendaciones que involucren posibilidades de conservación de energía en las distintas fases del proceso fueron hechas en el capítulo 3.

No se consideró la posibilidad de aislamiento de tuberías, para disminuir pérdidas por transferencia de calor del vapor al ambiente, principalmente porque la inversión que en ellas hay que realizar debe confrontarse con un costo cero del combustible. De presentarse el uso alternativo, al ingenio le conviene estudiar la posibilidad de reemplazar el aislante defectuoso o instalarlo donde no exista.

- Dependiendo de qué escenario de precios sea el que se imponga, las inversiones recién podrán realizarse en 1992 ó 1998. Estos datos se obtuvieron del análisis económico, donde no se consideró gastos de administración y personal, por cuanto el ingenio tiene la infraestructura adecuada para emprender en el proyecto.

Justamente a mediados de la década de los noventa, se agotarán las reservas de crudo en el país; siendo esto así, los niveles de precios de los combustibles en el país, deben acercarse cada vez más a los niveles internacionales, lo que hará factible el inicio de proyectos de este tipo.

A N E X O S

POSIBILIDADES DE SECADO DE BAGAZO

1. Determinación del calor específico de los gases de escape de la combustión estequiométrica del bagazo.

1.1 Composición elemental media del bagazo seco

$$C = 47,0\%$$

$$H = 6,5\%$$

$$O = 44,0\%$$

$$\text{Cenizas} = 2,5\%$$

1.2 Aire necesario para la combustión de 1 Kg. de bagazo.

$$\text{CARBONO: } 0,470 \times \frac{2 \times 16}{12} = 1,253 \text{ Kg } O_2$$

$$\text{HIDROGENO: } 0,065 \times \frac{16}{2} = \underline{0,520 \text{ Kg } O_2}$$

$$\text{OXIGENO NECESARIO} \quad 1,773 \text{ Kg } O_2$$

$$\text{MENOS OXIGENO EN BAGAZO} \quad (0,440 \text{ Kg } O_2)$$

$$1,333 \text{ Kg } O_2$$

$$\begin{array}{r}
 \text{OXIGENO} \qquad \qquad \qquad 1,333 \text{ Kg } O_2 \\
 \text{NITROGENO} \quad 1,333 \times \frac{76,85}{23,15} = 4,425 \text{ Kg } N_2 \\
 \hline
 \underline{\underline{5,758 \text{ Kg Aire (4,455 m}^3)}}
 \end{array}$$

1.3 Productos de la combustión estequiométrica del bagazo

$$CO_2: 0,470 \text{ KgC} + 1,253 \text{ Kg } O_2 = 1,723 \text{ Kg } CO_2$$

$$H_2O: 0,065 \text{ KgH} + 0,520 \text{ Kg } O_2 = 0,585 \text{ Kg } H_2O$$

$$N_2 : \qquad \qquad \qquad = 4,425 \text{ Kg } N_2$$

$$\begin{array}{r}
 \text{Otros :} \qquad \qquad \qquad = 0,025 \text{ Kg} \\
 \hline
 \underline{\underline{6,758 \text{ Kg GASES}}}
 \end{array}$$

1.4 Calor sensible de los gases de combustión del bagazo

<u>PRODUCTO GAS</u>	<u>GAS/BAGAZO (Kg/Kg)</u>	<u>CALOR ESPECIFICO DEL GAS (Kcal/Kg gas-°C)</u>	<u>CALOR SENSIBLE (Kcal/Kg_{bagazo}-°C)</u>
CO ₂	1,723	0,1989	0,326
H ₂ O	0,585	0,4740	0,162
N ₂	4,425	0,2320	1,027
CALOR SENSIBLE GASES ESCAPE			<u><u>1,515</u></u>

2. El calor necesario para el secado del bagazo

Tal como se indicó en la sección 2., se determina el calor necesario en función de la humedad final.

El calor necesario ya considera una eficiencia del intercambiador del 65%.

HUMEDAD FINAL (%)	VALOR CALORIFICO (Kcal/Kg)	CALOR NECESARIO PARA SECADO (Kcal/Kg)	R Kg seco/Kg húmedo
50	1777	0	1
49	1825	93	0,974
48	1874	108	0,948
47	1922	123	0,925
46	1971	138	0,902
45	2019	152	0,880

R expresa la cantidad mínima de bagazo seco que reemplaza a 1 Kg de bagazo húmedo para producir la misma energía. Como más adelante se verá, es el limitante que determina la humedad a la que el bagazo puede reducirse.

3. Contenido energético en los gases de escape

$$Q_s = (Q_1 + Q_2 + Q_3) h$$

donde,

$$Q_1 = 1,515 \frac{\text{K cal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} \times 0,60 \frac{\text{Kg fibra}}{\text{Kg bagazo}}$$

$$Q_2 = 0,474 \frac{\text{K cal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} \times 0,40 \frac{\text{Kg agua}}{\text{Kg bagazo}}$$

$$Q_3 = 5,758 \text{ Kg aire} \times 0,60 \frac{\text{Kg fibra}}{\text{Kg bagazo}} \times \text{E.A.} \times 0,2404 \frac{\text{K cal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}}$$

donde 1,515 es el valor obtenido en la sección 1.4; 0,4740 es el calor específico del H_2O (vapor) indicado en la sección 1.4; 5,758 son los Kg de aire necesarios para combustionar un Kg de bagazo, - tal como se indica en la sección 1.2; 0,2404 es el calor específico del aire y E.A. es el exceso de aire, se consideraron tres valores: 0,40; 0,30 y 0,20.

Finalmente f es un factor de corrección por cuanto el bagazo seco pesa menos que el original

$$f = \left(1 - \frac{1 - 0,50}{1 - w_f}\right)$$

donde w_f es la humedad final y 0,50 la humedad inicial.

4. Determinación de la humedad final y del sobrante de bagazo.

w_f %	R Kg/Kg	E.A. %	Q_S Kcal/Kg-°C	Q_D Kcal/Kg	R' Kg/Kg
46	0,902	40	1,236	123	0,891
		30	1,167	116	0,841
		20	1,098	110	0,797
47	0,925	40	1,245	125	1,016
		30	1,175	117	0,951
		20	1,106	110	0,894
48	0,948	40	1,233	126	1,167
		30	1,184	119	1,102
		20	1,115	112	1,037

El valor indicado R, es el que se obtuvo en la sección 2, y es la cantidad mínima de bagazo seco que se requiere a la humedad respectiva para que el sistema de secamiento en ciclo cerrado funcione.

El valor Q_S es el contenido energético de los gases de escape según lo indicado en la sección 3.

El valor Q_D es el calor disponible para el secado $Q_D = Q_S \times \Delta T$,

donde la variación de temperatura es 100°C , la diferencia entre la temperatura de salida de los gases (200°C) y la temperatura de punto de rocío (100°C).

El valor R' es la cantidad de bagazo posible de secar por cada Kg de bagazo húmedo y se lo obtiene dividiendo Q_D para el calor necesario para el secado de la sección 2.

De este modo se determina la humedad mínima a la que puede ser reducido el bagazo en función del exceso de aire al que opera la caldera.

E.A. %	HUMEDAD %	R Kg/Kg	R' Kg/Kg	Sobrante de bagazo Kg/Kg
40	47	0,925	1,016	0,091
30	47	0,925	0,951	0,026
20	48	0,948	1,037	0,089

Los valores óptimos de operación del secador serán a una humedad final del 47% y exceso de aire del 40%.

De este modo se obtiene un sobrante de bagazo de 0,091 Kg por cada Kg de bagazo húmedo.

RESUMEN

1. CANA 293.000 Kg/hr

2. BAGAZO
1 x 0,321 94.053 Kg/hr

3. BAGAZO
UTILIZADO 83.480 Kg/hr

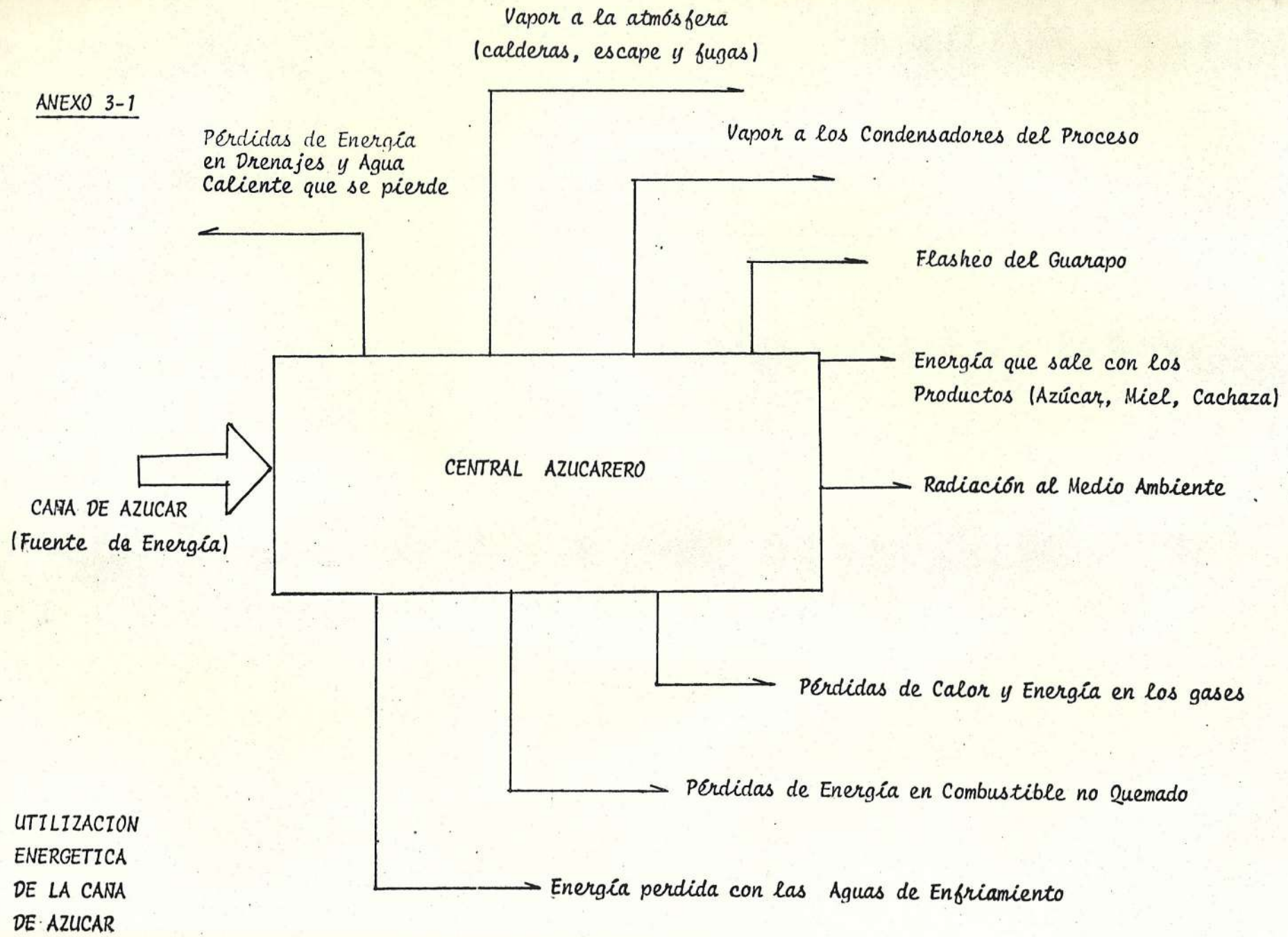
4. UTILIZACION
DEL BAGAZO 88,8%
3./2.

5. Kg DE BAGAZO
SECO SOBRANTE
POR CADA KG DE
BAGAZO HUMEDO 0,091 Kg/Kg

6. TOTAL BAGAZO
SOBRANTE 9638 Kg /hr

$$\frac{5. \times 2.}{4.} \times 100$$

ANEXO 3-1



UTILIZACION
ENERGETICA
DE LA CAÑA
DE AZUCAR

CALCULOS DE COSTOS DE OBTENCION DE PELLET
CON 15% DE HUMEDAD

1. Consideraciones previas

1.1 Factor de reducción de peso

$$f = \frac{1-w_i}{1-w_f} = \frac{1 - 0,50}{1 - 0,15} = 0,59$$

1.2 Cantidad de bagazo

$$9600 \times 0,59 = 5664 \text{ Kg/hr}$$

1.3 Peletizadora Necesaria

2 Peletizadoras de 4,5 t/h de capacidad funcionando 2 turnos
(la capacidad se refiere al bagazo pelletizado).

2. Inversiones (Miles de S/.)

	Costo Unitario	Costo Total
2 Peletizadores		
4,5 t/h	79.732	159.464

3. Costo de operación anual (Miles de S/.)

3.1 Matrices 4.590

3.2 Personal (1) 1.200

3.3 Mantenimiento 7.973

3.4 Depreciación 7.973

	TOTAL 3 21.736
--	-------------------

4. Amortización anual (Miles de S/.)

159.464 x 1/A	25.950
---------------	--------

$$A = 6.145 = \frac{1 - (1+D)^{V.U.}}{D}$$

donde V.U. es la vida útil (10 años) y D es la tasa de descuento (10%).

5. Costo total anual (Miles de S/.)

3. + 4.	47.686
---------	--------

6. Costo del bagazo peletizado

$$\frac{S/. 47.686 \times 1000}{0,88 \times 5,66 \text{ t/h} \times 24 \times 150} = 2659 \frac{\$}{t}$$

$$\text{Costo } 2,66 \frac{\text{SUCRES}}{\text{Kg pellet}}$$

donde el factor 0,88 considera que el 12% del bagazo se incinera para generar calor.

- (1) 5 operadores por turno, salario de S/. 15.000,00
 5 operadores x 2 turnos x S/. 15.000 x 1.6 beneficio x 5 meses

"CALCULO DE LA OPERACION EN N AÑOS CONSIDERANDO LA DEVALUACION DE LA MONEDA"

I_x , intereses en el año X

A_x , amortizaciones en el año X

f , tipo de devaluacion de la moneda

El resultado de la operación al cabo de N años será en este caso:

$$S = B'N - (I_1 + I_2 + \dots + I_x + \dots + I_N) \\ - 0,255 (B' - A_1 - I_1) + (B' - A_2 - I_2) + \dots \\ + (B' - A_x - I_x) + \dots + (B' - A_n - I_n) - C_N$$

(5.7)

Se supone un valor residual del Capital del 10%, refiriéndose el dinero a su valor en el primer año.

La amortización en el primer año es:

$$A_1 = 0,9 c/n$$

En el segundo año: $A_2 = (0,9 c/n) (1-f)$

En el año X : $A_x = (0,9 C/n) (1-f)^{x-1}$

donde f es la tasa de inflación.

Se trata de una progresión geométrica de N términos y razón $(1-f)$, cu
ya suma es:

$$\begin{aligned} A_1 + A_2 + \dots + A_x + A_N &= \frac{0,9 C}{n} \cdot \frac{1-(1-f)^N}{1-(1-f)} \\ (5.8) \qquad \qquad \qquad &= \frac{0,9 c}{n} \cdot \frac{1-(1-f)^N}{f} \end{aligned}$$

Los intereses en el primer año son: $I_1 = Ci$

En el segundo año: $I_2 = C \frac{(N-1)}{N} \cdot i (1-f)$

En el año X : $I_x = C \frac{N-(x-1)}{N} i (1-f)^{x-1}$

En el año N : $I_N = C \frac{1}{N} \times i(1-f)^{N-1}$

donde i es la tasa de interés.

Los intereses constituyen una serie cuya suma es:

$$\begin{aligned} I_1 + I_2 + \dots + I_x + \dots + I_N &= \frac{Ci}{N} \left(1 + \frac{N-1}{f} \right. \\ (5.9) \qquad \qquad \qquad &\left. - \frac{(1-f)^2 - (1-f)^{N+1}}{f^2} \right) \end{aligned}$$

El valor del capital en el año N es:

$$(5.10) \quad C_N = C(1-\delta)^{N-1}$$

Tomando en consideración las ecuaciones (5.8), (5.9) y (5.10) en la ecuación (5.7), se obtiene:

$$S = 0.745 B'N - \frac{Ci}{N} \left[1 + \frac{N-1}{\delta} - \frac{(1-\delta)^2 - (1-\delta)^{N+1}}{\delta^2} \right] 0,745$$

$$+ \frac{0,23 C}{n} \cdot \frac{1-(1-\delta)^N}{\delta} - C(1-\delta)^{N-1}$$

(5.11)

BIBLIOGRAFIA

1. BOUVET Y SUZOR, *Producción de Pellets para combustible*, GEPLACEA, 1980.
2. CORREIRA, *Sistema individual de secado de bagazo*, GEPLACEA, 1980.
3. CUSTI, *Conservación y almacenaje del bagazo*, GEPLACEA, 1980.
4. ELECTROBRAS, *Aproveitamento energético dos resíduos da agroindustria da cana de açúcar*, livros técnicos e científicos editora, -
Rio de Janeiro, 1983.
5. ESCOLA, *Optimización de magnitudes en Ingeniería*, Ediciones Cedel, Barcelona, 1982.
6. FAIRES & SIMMANG, *Thermodynamics*, Macmillan International, New York, 1978.
7. FOX & Mc DONALD, *Introduction to fluid mechanics*, John Wiley & Sons, Inc, New York, 1978.
8. GTZ, *Utilización racionalizada de la energía en la industria azucarera del Ecuador*, DECON, Fankfurt, 1984.
9. KERN, *Procesos de transferencia de calor*, CECSA, México, 1981.
10. KREITH, *Principios de transferencia de calor*, Herrero Hermanos, - México, 1978.
11. LLERENA, *Importancia del Esquema termoenergético empleado en la industria azucarera*, GEPLACEA, 1980.
12. MAHIM, *Thermochemical conversion of biomass for Energy Bioenergy Systems Report*, 1982.
13. MAHIM, *Wood fuels for industry*, Bioenergy Systems Report, 1982.