

91 2g



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA  
DE MEXICO**

FACULTAD DE INGENIERIA

**BALANCE TERMOENERGETICO DEL PROCESO  
DE ELABORACION DE AZUCARES INVERTIDOS**

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO MECANICO ELECTRICISTA

P R E S E N T A :  
**RICARDO MENDEZ PASTRANA**

DIRECTOR DE TESIS  
ING. MANUEL ENRIQUEZ POY

CIUDAD UNIVERSITARIA

1990

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**



## **UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso**

### **DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

## I N D I C E

I. PROLOGO. . . . .	4
II. INTRODUCCION. . . . .	7
III. TABLA DE ABREVIATURAS Y CONVERSIONES UTILIZADAS. . . . .	12
IV. CARACTERIZACION DEL "MELACON". . . . .	14
IV.1 INVERSION DE AZUCARES	
IV.2 VISCOSIDAD	
IV.3 PUREZA	
V. PROCESO DE OBTENCION DEL "MELACON" EN COMPARACION CON EL PROCESO TRADICIONAL DE AZUCAR. . . . .	26
V.1 DIAGRAMA	
V.2 DESCRIPCION	
VI. ANALISIS DE LAS CONDICIONES REALES DE OPERACION DEL INGENIO OACALCO S.A. DURANTE LA ZAFRA DE 1989. . . . .	30
VI.1 BALANCE DE MATERIALES	
VI.1.1 BALANCE DE MATERIALES EN MOLINOS Y CLARIFICACION	
VI.1.2 BALANCE DE SOLIDOS	
VI.1.3 CALCULO DE CORRIENTES	
VI.2 BALANCE TERMICO	
VI.2. 1 GENERACION DE VAPOR VIVO	
VI.2. 2 TURBOGENERADOR	
VI.2. 3 MOLINOS	
VI.2. 4 MISCELANEOS	
VI.2. 5 CALENTADORES	
VI.2. 6 TACHOS	
VI.2. 7 EVAPORADOR	
VI.2. 8 CALCULO NUMERICO	
VI.2. 9 BALANCE	
VI.2.10 DIAGRAMA	
VI.3 BALANCE HIDROTERMICO	
VI.3.1 BALANCE GENERAL - DIAGRAMA	

**VI.4 SERVICIOS**

**VI.4.1 ENERGIA ELECTRICA**

**VI.4.1.1 DIAGRAMA UNIFILAR**

**VI.4.1.2 SISTEMA DE GENERACION. CARCTERISTICAS**

**VI.4.1.3 ANALISIS DEPARTAMENTAL DE CARGAS**

**VI.4.1.4 PARAMETROS OBTENIDOS**

**VI.4.2 AIRE COMPRIMIDO**

**VI.4.2.1 DIAGRAMA UNIFILAR**

**VI.4.2.2 RED NEUMATICA. CARACTERISTICAS**

**VI.4.2.3 ANALISIS DEPARTAMENTAL DE CONSUMOS**

**VI.4.2.4 PARAMETROS OBTENIDOS**

<b>VII. DIMENSIONAMIENTO DE LA PRODUCCION EN CONDICIONES MEJORADAS. . . . .</b>	<b>74</b>
<b>VII.1 BALANCE DE MATERIALES</b>	
<b>VII.2 BALANCE TERMICO</b>	
<b>- DIAGRAMA</b>	
<b>VII.3 BALANCE HIDROTERMICO</b>	
<b>- DIAGRAMA</b>	
<b>VIII. COMPARACION DE ALGUNOS INDICADORES CON EL PROCESO TRADICIONAL DE AZUCAR. . . . .</b>	<b>101</b>
<b>IX. EVALUACION ECONOMICA. . . . .</b>	<b>105</b>
<b>X. PERSPECTIVAS PARA LA DIVERSIFICACION DE LA INDUSTRIA AZUCARERA EN MEXICO. . . . .</b>	<b>113</b>
<b>XI. CONCLUSIONES. . . . .</b>	<b>118</b>
<b>XII. BIBLIOGRAFIA. . . . .</b>	<b>122</b>

I. PROLOGO.

## I. P R O L O G O .

Pretender realizar la evaluación energética de un nuevo proceso industrial implica el conocimiento irrestricto de las diferentes operaciones unitarias que lo originan. Dado que la Industria Azucarera Nacional ha mantenido durante siglos los mismos esquemas de trabajo, apenas modificados con la introducción de maquinaria y equipos diversos que le dieron la casi continuidad al procesamiento de la caña, fue menester comprender primeramente los fenómenos físico-químicos que se dan para la transformación de la sacarosa en azúcares invertidos: glucosa, fructuosa, etc.; tomando como referencia en primera instancia la bibliografía existente sobre el particular y comprobándola en la práctica con la experiencia desarrollada por primera vez en gran escala en nuestro país en las instalaciones del Ingenio Oacalco S.A., localizado en el estado de Morelos.

Si bien es cierto que las características y la capacidad instalada de esta unidad agroindustrial pudieran no ser todo lo representativas que se quisiera para hacer una rigurosa evaluación, los resultados allí obtenidos serán ajustados tomando en cuenta las condiciones en que pudiera repetirse esta iniciativa, racionalizando los insumos para su optimización.

En estos momentos en que se requiere modernizar el aparato productivo con la limitación de recursos que los tiempos imponen, es un reto a la investigación encontrar soluciones técnico-económicas que viabilicen otras alternativas diferentes a las tradicionales, en nuestro caso, azúcares granulados, mieles finales y alcohol; aportando otros productos que, con valor agregado interno, puedan competir en los mercados internacionales, sorteando las fluctuaciones de precio que han golpeado tan severamente los edulcorantes de sacarosa en las últimas décadas.

Esta modesta contribución, sentimos, despertará el interés por la investigación aplicada, cristalizando paradójicamente el viejo anhelo de acercar la escuela a la vida profesional.

ING. MANUEL ENRIQUEZ POY  
DIRECTOR DE SEMINARIO.

## II. INTRODUCCION .

## II. INTRODUCCION.

Pocos son los vegetales, a lo largo de la historia, que se han caracterizado por su capacidad de trascender por siglos, tal es el caso de la caña de azúcar; generadora, por mucho, de lo que se ha dado en llamar "una cultura azucarera". Ligada a situaciones estacionales de prosperidad y miseria a la vez, pero con una riqueza implícita tal, que le permite visualizar todavía vastas opciones para su desarrollo a futuro en campos diferentes a los tradicionales.

Siendo México hasta hace algunos años todavía un país tradicionalmente exportador de azúcar de caña y aún hoy, uno de los principales productores de este edulcorante en el mundo, se hace urgente y necesaria la modernización de los Ingenios, a la par del establecimiento de otras factorías que aprovechen íntegra y racionalmente esta graminea.

Los bajos precios del dulce aunados a los de otros productos y materias primas en los mercados internacionales, han contribuido en años recientes al deterioro aún mayor de las economías de los países que, como el nuestro, aún con las fluctuaciones por todos conocidas, se ven obligados a concurrir eventualmente con este producto al exterior con el fin de captar divisas las cuales absurdamente vuelven a salir en forma del pago de una deuda asfixiante e injusta tan solo aprovechada por unos cuantos en beneficio propio.

En ocasiones, ha sido la misma Industria Azucarera la que ha negado la posibilidad de optimizar procesos ya existentes, así como la implementación de otros nuevos, impidiendo con ello, el poder aumentar exportaciones, puesto que, en las condiciones actuales el producto no satisface, por mucho, los rigurosos controles establecidos por los consumidores ex-

tranjeros. Es por ésto, que la iniciativa llevada adelante en el Ingenio Oacalco, S.A. mereció un profundo estudio con miras a evaluar la alternativa de producir meladura invertida como otra materia prima de excelente calidad y como tan solo una de las múltiples variantes que, del proceso tradicional, se pueden realizar.

Independientemente de que la orientación de este trabajo es eminentemente de corte-energético, dará la pauta para justificaciones a futuro en pro de la diversificación de la industria de la caña.

El impacto que sobre la productividad del Ingenio tienen el uso eficiente y la conservación de la energía, por tratarse éste de un proceso con características singulares ( con autogeneración de electricidad en un ciclo cogenerativo ), obliga a trabajar con elevados índices de eficiencia, aprovechando la coyuntura de utilizar bagazo de caña, combustible propio, sin consumo adicional de petróleo. No se pretende desde luego abundar en los detalles relacionados con la combustión de este subproducto, pero sí sobre la necesidad de que los esquemas termoenergéticos empleados sean diseñados para una mínima demanda de energía proveniente de fuera del ingenio.

A lo largo de esta evaluación podrán compararse diversos parámetros entre el nuevo proceso y el tradicional, con miras a mostrar su impacto sobre el costo de producción.

Elevada sin duda es la proporción del costo de operación que tiene la materia prima en la obtención de cada kilogramo de azúcar producido, situación que definitivamente impacta en forma doblemente grave cuando se trata de otro producto intermedio, obligando desde luego, a la reducción de gastos, ya sean éstos por mano de obra, productos químicos o bien combusti-

bles. Se estima que del 55 al 65 % del costo de producción corresponde precisamente al pago de la caña, mismo que está garantizado mediante la legislación que existe desde hace muchos años sobre el particular y sobre la que se profundizará en el capítulo correspondiente.

Por otra parte, el grave derroche que habitualmente en materia energética presentan las fábricas, torna más remota la posibilidad de un incremento de productividad capaz de estar en condiciones de competencia dentro de los mercados tanto nacional como internacional. Dificilmente se encuentra una verdadera valoración acerca del consumo real de energía en un ingenio, presentándose, si acaso, parámetros incompletos que menosprecian la adquisición de la energía eléctrica de la red pública, o bien del propio bagazo mal quemado en las calderas.

Este panorama, de suyo difícil, tiene en más de una ocasión su origen en la falta de un adecuado balance departamental, motivado por la continua sustitución de equipos, adaptando unidades disponibles, so pretexto de un ahorro mal interpretado, basado en el costo de oportunidad; el cual repercutirá, a la larga, en erogaciones mayores por desbalances de capacidad y/o pérdidas por materiales en tránsito (inversión de sacarosa).

Urge entonces reestructurar las políticas tendientes al aprovechamiento de los derivados de la caña, ya sea con enfoque energético, pecuario o industrial, cubriendo desde luego una perspectiva eminentemente macroeconómica para alcanzar los objetivos que el país persigue, que no son otros que una sana industrialización para un crecimiento sostenido.

Del primer contacto tenido con la industria, salta a la luz la necesidad de establecer una metodología capaz de interpretar las condiciones más empíricas en que se desarrolló el proceso que nos ocupa, debido principalmente a la casi absoluta carencia de elementos confiables de medición, con el consiguiente riesgo de hacer conjeturas ajenas a la realidad.

El estudio fue orientado en tres vertientes: Térmica, Eléctrica y de Servicios ( aire comprimido ), toda vez que a nuestro juicio su conjunción denota la forma en que se aprovecha el calor y la energía para la transformación de la gramínea en el producto ya terminado.

Con el fin de obtener confiabilidad, se identificaron varias semanas en las cuales la molienda y la producción de Melacón (meladura invertida) fueron representativas, no obstante las salvedades ya expuestas líneas arriba.

Fue menester también realizar levantamientos de campo en tuberías de vapor, agua, aire comprimido y desde luego materiales en proceso para poder calcular el tiempo máximo de retención de la meladura para su inversión a los niveles recomendables, que evitan la cristalización.

**III. TABLA DE ABREVIATURAS Y CONVERSIONES  
UTILIZADAS.**

III. TABLA DE ABREVIATURAS Y CONVERSIONES UTILIZADAS  
A LO LARGO DEL PRESENTE TRABAJO.

ABREVIATURA.	SIGNIFICADO.
TC	TONELADAS DE CAÑA
TCM	TONELADAS DE CAÑA MOLIDA
TCD	TONELADAS DE CAÑA POR DIA
TC/HR	TONELADAS DE CAÑA POR HORA
*BX	GRADOS BRUX
BXM	BRUX MEDIO
*Be	GRADOS BAUME
A.P.E.	AUMENTO DEL PUNTO DE EBULLICION
h	ENTALPIA
P	PRESION
T	TEMPERATURA
U	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR
ΔTe	DIFERENCIA EFECTIVA DE TEMPERATURA
A	AREA

CONVERSIONES.

T [°C]	= ( T [°F] - 32 ) * 5/9
1 KJ	= 0.2389 KCAL
1 KJ/KG °C	= 0.2389 KCAL/KG°C = 0.2389 BTU/Lb °F
1 KJ/ KG	= 0.2389 KCAL/KG = 0.43 BTU/Lb
1 Bar	= 1.02 KG/cm² = 14.51 PSI
1 mmHg	= 0.03937 inHg

#### IV. CARACTERIZACION DEL "MELACON".

#### IV. CARACTERIZACION DEL "MELACOM".

##### IV.1. INVERSION DE AZUCARES.

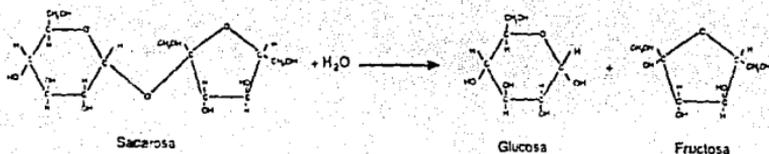
El azúcar es tan solo una de las tantas sustancias conocidas químicamente como CARBOHIDRATOS. Para la industria de la obtención y el refinamiento, son tan solo dos los tipos de azúcar que nos interesan: la SACAROSA, que no es otra que el azúcar de mesa que todos conocemos y usamos para nuestros alimentos, y el azúcar INVERTIDA, que es la que encontramos en las frutas y en las mieles.

El azúcar invertida está siempre presente en el azúcar cruda y se presentará irremediablemente en ciertas partes de los procesos de obtención y refinamiento a pesar de todas las precauciones que se tomen para evitarla [3]. Se le verá siempre, por lo anterior, como un enemigo del proceso del azúcar convencional. La sacarosa podrá siempre convertirse en azúcar invertida de manera sumamente sencilla, sin embargo es imposible para nosotros realizar el proceso inverso que es el que realizan algunas plantas y árboles que consiste en transformar el azúcar invertida en sacarosa.

Ha sido sabido desde hace mucho tiempo que la sacarosa bajo la acción de algunos ácidos cambia sus características químicas y ópticas. Este cambio se expresa por la reacción:



Si analizamos esta reacción a nivel de las estructuras de estos componentes tenemos [4]:



A nivel óptico, el resultado se hace presente por un cambio de rotación derecha a rotación izquierda de la luz polarizada y es precisamente por este cambio en las propiedades ópticas que el proceso recibe el nombre de inversión y el producto, que es una mezcla de partes iguales de DEXTROSA y LEVULOSA, es llamado azúcar invertida. Algunos fermentos ( de los cuales el más común es la invertasa, presente en la saliva y en la levadura ) poseen la misma propiedad de los ácidos de hidrolizar o invertir la sacarosa. La sacarosa, al ser un disacárido, no es directamente fermentable pero una vez invertida, está lista para ser fermentada.

A últimas fechas, el medio más común para realizar la inversión de la sacarosa ha sido el uso de la arriba mencionada enzima del tipo de las hidrolasas conocida como invertasa, contenida en la levadura; ésto debido a las ventajas que presenta sobre el uso de ácidos tales como el sulfúrico que anteriormente era el de uso más generalizado. Entre dichas ventajas podríamos destacar tres fundamentales que son, primero, el hecho de que se elimina una pérdida de azúcar común en la inversión ácida ( del orden del 4%), segundo no incrementa la cantidad de cenizas en el producto como sucede al neutralizar el ácido sulfúrico con limón o algún otro producto y por último al trabajar con levadura el proceso se lleva a cabo a temperaturas sensiblemente menores que en el otro caso en el cual se tiene como consecuencia la destrucción de parte de la levulosa.

Como se mencionó anteriormente, del proceso de inversión o hidrólisis de la sacarosa se obtienen partes exactamente iguales de otras dos sustancias que son, la dextrosa (glucosa) y la levulosa (fructosa). Los términos azúcar invertida, azúcares reductoras y simplemente glucosa (este término usado principalmente por miembros de las generaciones más antiguas de técnicos azucareros ) son todos sinónimos usados indistintamente en la industria azucarera para designar al producto de la inversión.

La dextrosa, comunmente conocida como glucosa, se encuentra ampliamente distribuida en el reino vegetal mezclada con otros azúcares. Químicamente es un monosacárido, su dulzura es aproximadamente del 70 % de la de la sacarosa y su poder energético aproximadamente 5 % superior al de ésta.

El azúcar que se encuentra en el cuerpo humano circulando en la sangre lo hace básicamente en forma de dextrosa en una proporción del 0.1% siendo de gran importancia que esta proporción no varíe considerablemente ya que si llega a niveles superiores ( 0.16 % ) la persona padecerá diabetes y si desciende a niveles inferiores ( 0.06% ) el individuo padecerá hipoglicemia siendo ambos padecimientos de igual manera peligrosos. La levulosa, comunmente designada como fructosa, es igualmente un monosacárido que puede o no estar presente en la caña de azúcar madura antes del proceso de inversión. Su dulzura es 3 a 73 % mayor que la de la sacarosa y su poder energético es semejante al de ésta. Su presencia en el torrente sanguíneo es mínimo.

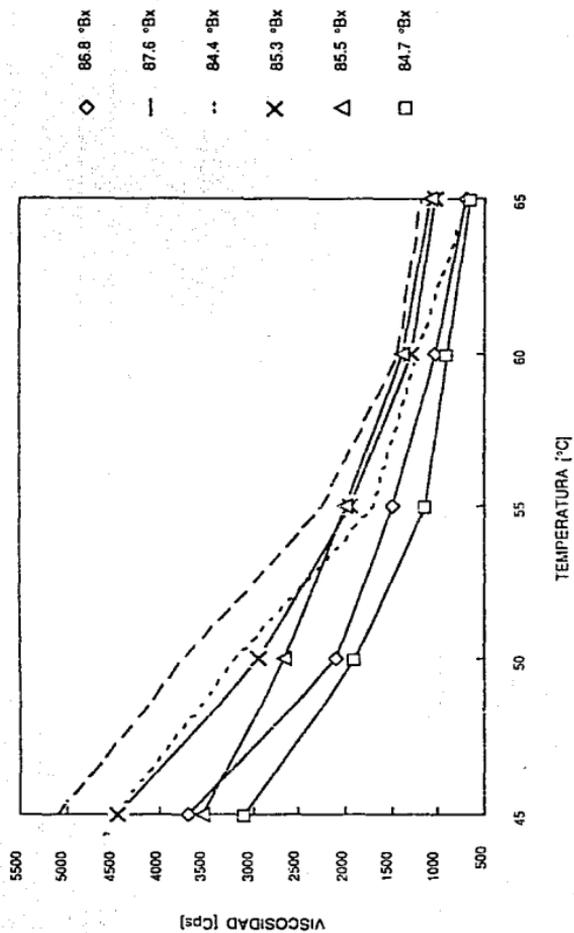
La ventaja principal que ofrecen los azúcares invertidos sobre el azúcar común consiste en que, a temperatura ambiente, no se cristalizan; con lo que su distribución se hace posible mediante carros tanque evitando el molesto manejo en sacos que nos lleva a la consiguiente pérdida de producto. Se presenta también la ventaja de que los azúcares invertidos son directamente fermentables en tanto que la sacarosa no lo es. Su uso está ampliamente difundido en nuestros días en la industria alimenticia básicamente y tiende a aumentar en éste y otros campos.

Para tener una idea más completa de las características de la meladura invertida o simplemente "MELACON" se presentan a continuación tres estudios. En primer término una tabla con el análisis químico del producto en comparación con el de la miel final obtenida en el mismo ingenio Oacalco en zafra anteriores; posteriormente los estudios realizados al producto para determinar la variación de su viscosidad en función de su temperatura y concentración así como la forma en que varía el tiempo de retención del producto en la tanquería de inversión, debido principalmente a la variación de las condiciones en cada caso (concentración de la meladura, cantidad de levadura, cantidad del producto, temperatura, etc.).

ANALISIS TIPICO DE MUESTRAS REPRESENTATIVAS DE MIEL FINAL Y MELACON  
OBTENIDAS DEL INGENIO OACALCO, S.A. [8]

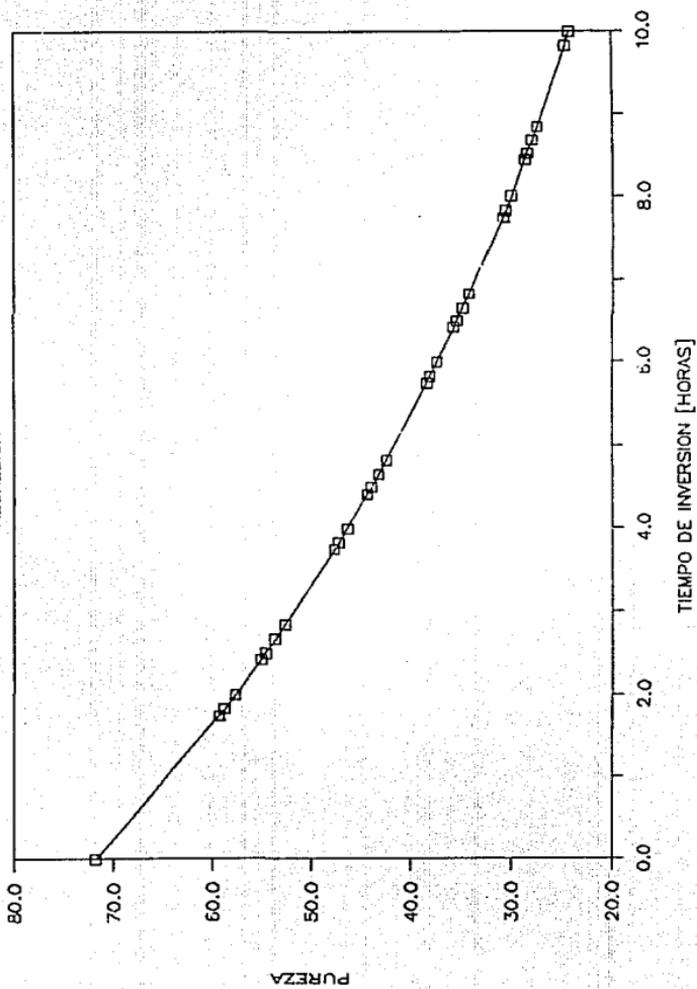
	MIEL FINAL	MELACON
Azúcares Totales %	54.71	75.05
Azúcares Reductores %	19.79	39.89
Cenizas	7.67	2.76
N Total %	1.2	0.81
N Amoniacal	0.25	0.094
K %	0.614	0.69
Na %	0.025	0.0875
Ca %	0.723	0.304
Mg %	0.427	0.143
Al ppm	125	176
Fe ppm	203	145
Mn ppm	11.2	6.78
Zn ppm	5.92	2.11
Cu ppm	6.16	8.61
P total ppm	487	186
P orgánico ppm	-0-	-0-
Sólidos totales	76.55	82.41
Boitina ppm	241	138
N orgánico	0.95	0.716

VISCOSIDAD CONTRA TEMPERATURA  
A DIFERENTES CONCENTRACIONES



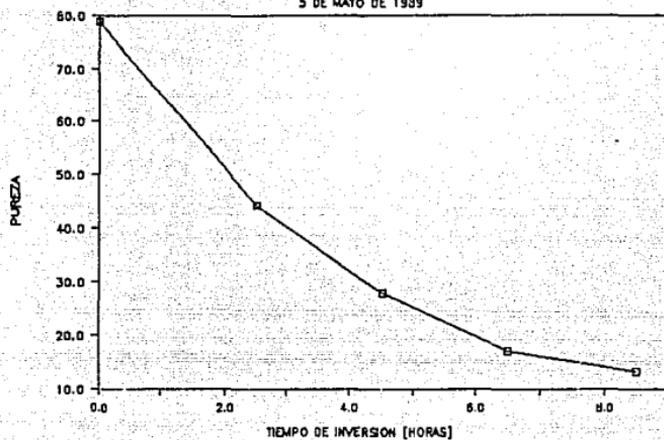
# PUREZA CONTRA TIEMPO

REGRESION



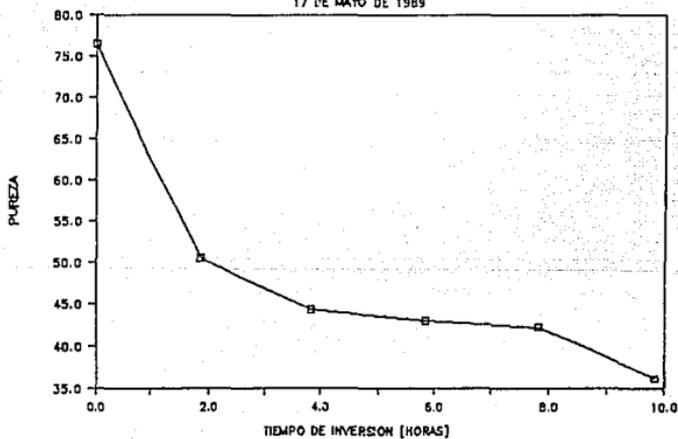
### PUREZA CONTRA TIEMPO

5 DE MAYO DE 1989



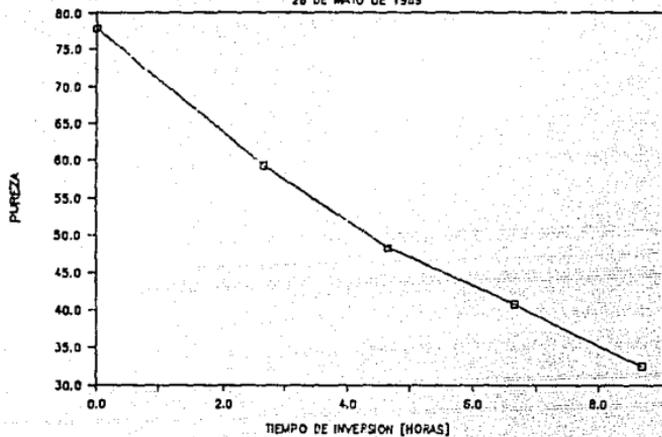
### PUREZA CONTRA TIEMPO

17 DE MAYO DE 1989



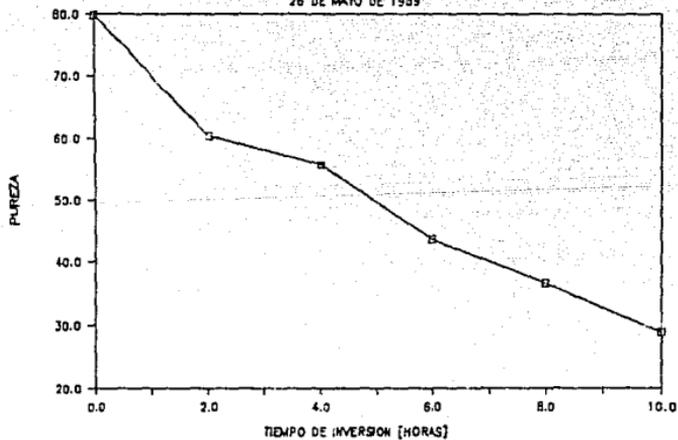
### PUREZA CONTRA TIEMPO

26 DE MAYO DE 1985



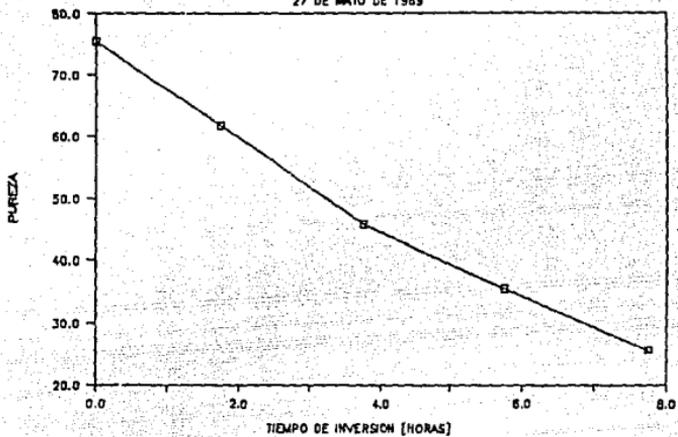
### PUREZA CONTRA TIEMPO

26 DE MAYO DE 1989



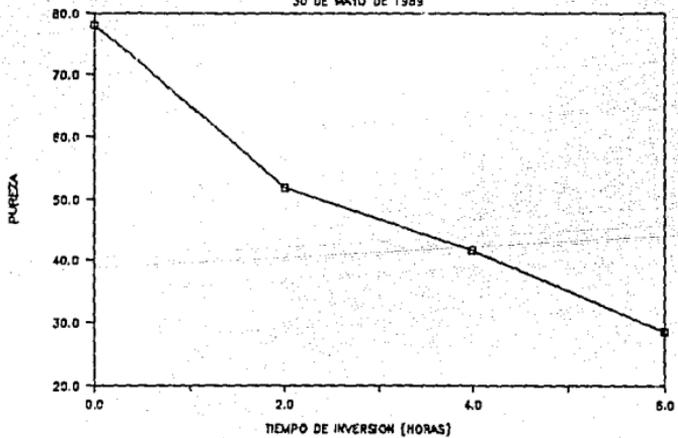
### PUREZA CONTRA TIEMPO

27 DE MAYO DE 1989



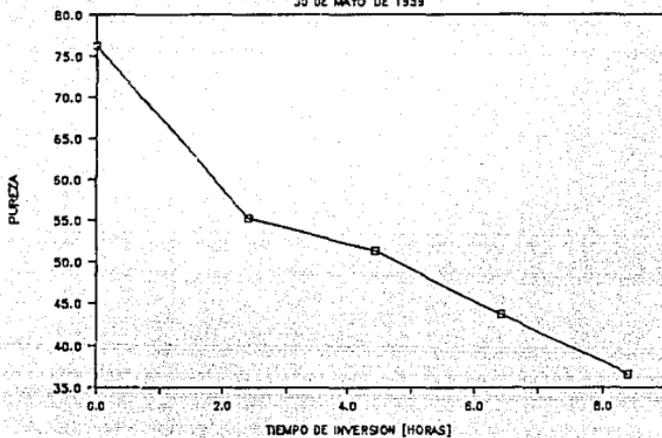
### PUREZA CONTRA TIEMPO

30 DE MAYO DE 1989



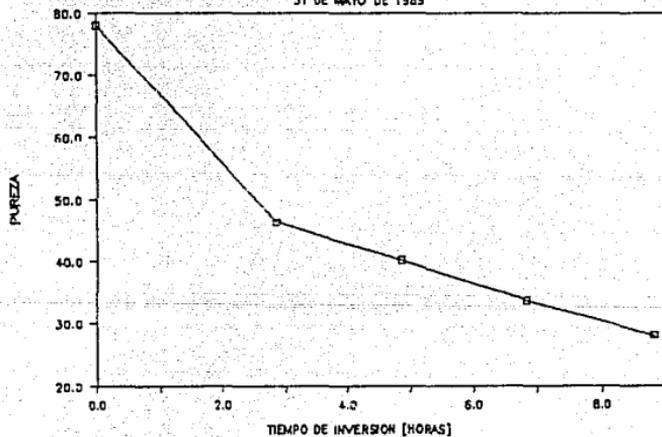
### PUREZA CONTRA TIEMPO

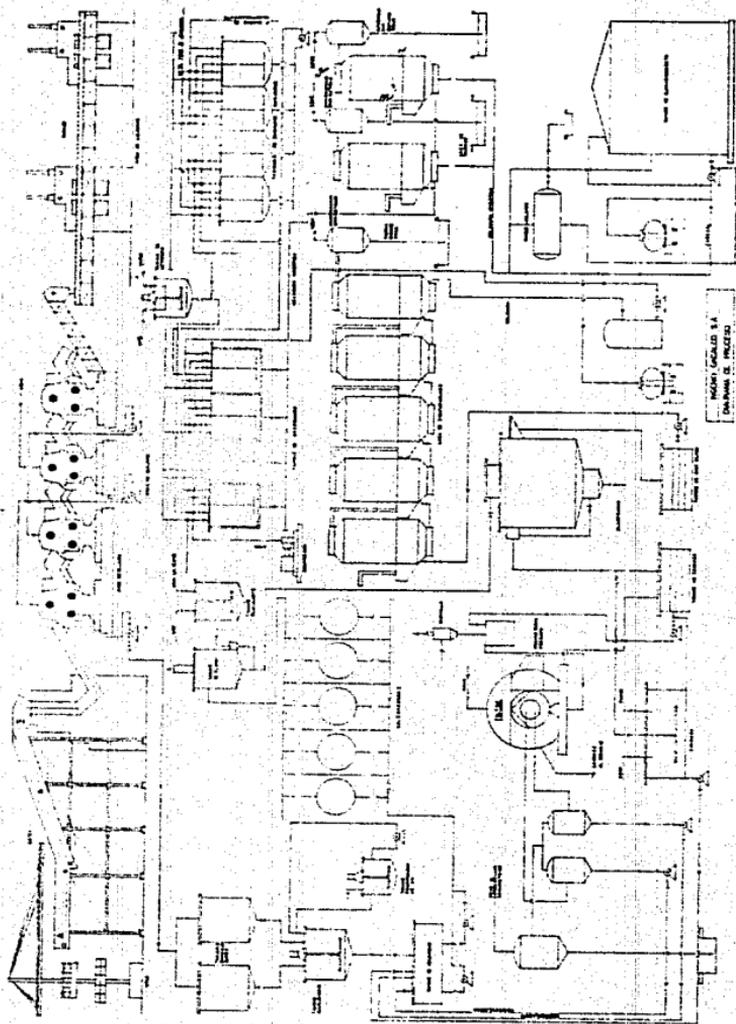
30 DE MAYO DE 1989



### PUREZA CONTRA TIEMPO

31 DE MAYO DE 1989





WORK ORDER 14  
DRAFTING DEPT.

**V. PROCESO DE OBTENCION DEL "MELACON" EN COMPARACION  
CON EL PROCESO TRADICIONAL DEL AZUCAR.**

## V.2 DESCRIPCION.

Dado que el MELACON se obtiene de un producto intermedio del proceso de obtención del azúcar, los pasos, en ambos casos, se desarrollan de manera similar hasta llegar a la etapa en que la meladura ya concentrada, en lugar de enviarse a cristalización, es pasada a la inversión propiamente dicha y posteriormente a una segunda etapa de evaporación para lograr una mayor concentración que es con la que el producto es finalmente distribuido.

Analizando con un poco más de detalle el proceso, tenemos que la caña se recibe en el BATEY del Ingenio donde las grúas se encargarán de colocarla en las MESAS LAVADORAS para recibir el tratamiento que les da nombre. De estas mesas, la caña es llevada al interior de la fábrica mediante los CONDUCTORES DE CANA sufriendo en el transcurso una primera reducción de tamaño por la acción de los juegos de CUCHILLAS ROTATORIAS. Una vez dentro de la fábrica, el primer proceso al que es sometida la caña es el de MOLIENDA que consiste en hacerla pasar por cuatro series sucesivas de tres RODILLOS DENTADOS cada una que, por efecto de la presión existente entre ellos, exprimen el jugo contenido en las cavidades de la caña. A lo largo de esta operación se efectúa también la adición de agua del exterior conocida como IMBIBICION o maceración, cuya finalidad es la de diluir los residuos remanentes de sacarosa en la fibra para extraerlos en los últimos cuerpos del molino. A este jugo obtenido de la molienda, al que se conoce como JUGO MEZCLADO, le es entonces adicionada cal diluida (LECHADA), la cual cumple con dos funciones; primera la de alcalinizar el jugo y segunda la de actuar como agente floculante o coagulante que nos facilitará más adelante el proceso de decantación o defecación en una primera clarificación del jugo. Simultáneamente a esta alcalinización se lleva a cabo la adición de otro jugo conocido como JUGO FILTRADO, el cual procede de una etapa más adelantada del proceso que se verá en breve.

El jugo recibe entonces el nombre de JUGO ALCALINIZADO y está listo para ser pasado al proceso de calentamiento, mismo que se lleva a cabo en intercambiadores del tipo horizontal de haz de tubos, usando como agente calefactor vapor, ya sea de escape de turbinas o bien vegetal producto de alguna(s) extracción(es) en el evaporador de múltiple efecto. El jugo que se obtiene de dicho calentamiento es llamado entonces JUGO ALCALINIZADO CALIENTE y su temperatura será del orden de los 102 °C en tanto hasta antes de dicho proceso se había conservado en 20 a 24 °C, es decir, a temperatura ambiente. El jugo caliente entra en ese momento al TANQUE FLASH en donde, por efecto de la súbita expansión, se presentan una evaporación y estabilización del fluido. El jugo que sale del tanque flash es entonces pasado al proceso en donde le serán retirados la mayor cantidad de sólidos que es la CLARIFICACION, la cual es llevada a cabo en un tanque que se conoce como CLARIFICADOR cuyo funcionamiento es básicamente por decantación. Los sólidos así retirados constituirán los llamados LODOS a los cuales se les añade BAGACILLO (producto del cribado del bagazo saliente de los molinos) y una nueva dotación de agua del exterior que al igual que la primera es conocida como IMBIBICION. Esta mezcla es pasada a un depósito dentro del cual se encuentra en continua rotación un FILTRO de forma cilíndrica cuya superficie presenta perforaciones. El interior de dicho cilindro se encuentra sometido a un vacío por acción del cual el jugo contenido en la mezcla arriba descrita, pasa al interior del cilindro arrastrando consigo una parte de sacarosa. Este jugo es el que ya se mencionó anteriormente al hablar de la alcalinización y al que nos referimos como jugo filtrado. La parte sólida de la mezcla que permanece en la parte externa del cilindro formando un "entortado" es denominada CACHAZA y puede ser ya sea mandada al drenaje, utilizada como abono dadas sus excelentes propiedades para este fin o bien nuevamente diluida y pasada una vez más a filtración buscando de esta forma extraer el máximo de sacarosa posible.

El jugo libre de lodos que es obtenido en el clarificador es llamado JUGO CLARIFICADO y es entonces pasado a un proceso de evaporación en múltiple efecto, en el cual, mediante la eliminación de parte del agua que contiene, se le llevará a una mucho mayor concentración (70°Bx) por lo que será identificado como MELADURA. A dicha meladura se le añadirá la LEVADURA que es el agente hidrolizante (inversor). Este proceso se llevará a cabo en la tanqueria especial para dicho fin en la cual también le serán adicionados calor (mediante vapor vivo que circula por serpentines dispuestos en el fondo de los tanques) y aire comprimido que hará las veces de agitador.

Una vez que la meladura ha alcanzado el nivel deseado de inversión, es pasada a los tachos pero no con el fin de iniciar la cristalización como en el caso del azúcar sino para llevar a cabo una segunda concentración resultado de una nueva evaporación. El producto obtenido de los tachos es ya el "MELACON" listo para pasarlo a la tanqueria de enfriamiento y de ahí a la de depósito para posterior distribución.

Como se verá más adelante al estudiar las perspectivas de comercialización del MELACON, al proceso le pueden ser implementadas etapas de filtración y clarificación final que permitan darle una presentación adecuada al producto así como la etapa de envasado para hacerlo llegar al consumidor. Sin embargo, estas etapas no se presentan en el diagrama de proceso por no haber estado presentes en el Ingenio Oacalco.

Del análisis del proceso recién descrito, se desprenden las pocas modificaciones que hubo que hacer a las instalaciones con que se contaba originalmente. Sin embargo, y como se mencionó en la introducción del presente trabajo, todos los "aprovechamientos" mal interpretados de equipo existente se manifestaron en la cantidad de horas de molienda perdidas y, consecuentemente, en la calidad del producto así como en el resultado final obtenido durante la zafra.

**VI. ANALISIS DE LAS CONDICIONES REALES DE OPERACION DEL INGENIO  
OACALCO S.A. DURANTE LA ZAFRA DE 1989.**

VI.1 BALANCE DE MATERIALES.

VI.1.1 BALANCE DE MATERIALES EN MOLINOS Y CLARIFICACION.

a) MOLINOS.

(DATOS A LA FECHA DE LA ULTIMA CORRIDA)

- CAÑA MOLIDA A LA FECHA: 148 853.765 TC

- TIEMPO EFECTIVO DE MOLIENDA: 1905 HRS

- TONELADAS DE CAÑA MOLIDA POR DIA :

$$148\ 853.765 / 1\ 905 = 78.138\ \text{TC/hr} = 1875.312\ \text{TCD}$$

(1) CAÑA

	(kg/hr)	%
(*)POL	9,830	12.58
BRIX	12,322	15.77
FIBRA	9,822	12.57
AGUA	56,000	71.65
	-----	-----
	78,138	100.00

(2) AGUA DE IMBIBICION

	(kg/hr)	%
	8,986	11.50

(3) JUGO MEZCLADO

EXTRACCION DE JUGO MEZCLADO % CAÑA : 80.29 %

$$78\ 138 \times (0.8029) = 62\ 737\ \text{KG/HR}$$

	(kg/hr)	%
POL	8,375	13.35
BRIX	10,446	16.65
AGUA	43,915	70.00
	-----	-----
	62,737	100.00

(4) BAGAZO

BAGAZO  $\times$  CAÑA : 31.20  $\times$  = 78 138  $\times$  (0.3120) = 24 379 KG/HR

	[kg/hr]	%
(*) POL	1,448	5.94
BRIX	1,882	7.72
FIBRA	9,820	40.28
AGUA	12,677	52.00
	-----	-----
	24,379	100.00

COMPROBACION:

Caña	+	Agua de Imbibición	=	Jugo Mezclado	+	Bagazo
78,138		8,986		62,737		24,379
		87,124	=	87,116		

( LA DIFERENCIA DE 8 KG/HR SE ATRIBUYE AL REDONDEO DE CIFRAS ).

(\*) Tanto en el punto (1) como en el (4) la cantidad de POL no se suma con las restantes dado que se encuentra contenido en el BRIX. En los puntos (2) y (3) el BRIX no incluye el POL y es por ello que este último se suma como una cantidad aparte.

b) CLARIFICACION.

(5) LECHADA DE CAL

CONSUMO DE CAL = 0.919 kg/TC

DENSIDAD LECHADA = 5°Be = 9 Bx = 9%

$$\frac{78.138 \times 0.919}{0.09} = \frac{798 \text{ kg/hr}}{0.09} = 72 \text{ kg cal/hr}$$

(6) JUGO FILTRADO

SE CONSIDERA UN 15% DEL JUGO MEZCLADO(3) + LECHADA DE CAL (5)

$$(62,737 + 798) 0.15 = 9,530 \text{ kg/hr}$$

(7) JUGO ALCALINIZADO (A CALENTADORES)

$$62,737 + 798 + 9,530 = 73,065 \text{ kg/hr}$$

(8) JUGO CALIENTE ( A CLARIFICADOR)

$$\frac{73,065 (2675.27 \text{ kJ/kg} - 440.11 \text{ kJ/kg} )}{221.6.25 \text{ kJ/kg}} = 72,382 \text{ Kg/HR}$$

(9) VAPOR QUE SALE EN EL TANQUE FLASH

$$73,065 - 72,382 = 683 \text{ kg/hr}$$

(10) LODOS EN EL CLARIFICADOR

SE CONSIDERAN EL 15% DEL JUGO MEZCLADO (3) + LECHADA DE CAL (5)

$$63,535 (0.15) = 9,530 \text{ kg/hr}$$

(11) JUGO CLARO ( A EVAPORADOR )

$$72,382 - 9,530 = 62,852 \text{ kg/hr}$$

(12) TORTA DE CACHAZA (SE CONSIDERA EL 5.5% EN CAÑA)

$$78,138 (0.055) = 4,298 \text{ kg/hr}$$

(13) BAGACILLO AL FILTRO

SE CONSIDERA EL 33.3 % DE LA CACHAZA OBTENIDA.

$$4 298 ( 0.333 ) = 1 431 \text{ kg/hr}$$

(14) AGUA DE LAVADO

$$(13) + (14) + (10) = (6) + (12)$$

$$(14) = (6) + (12) - (10) - (13)$$

$$(14) = 9,530 + 4,298 - 9,530 - 1 431$$

$$(14) = 2 867 \text{ kg/hr.}$$

VI.1.2 BALANCE DE SOLIDOS.

(1) SOLIDOS EN JUGO MEZCLADO: Brix del Jugo Mezclado = 16.65 °  
62 737 ( 0.1665 ) = 10 446 KG/HR

(2) SOLIDOS EN LECHADA: Brix de la Lechada = 9 °  
798 ( 0.09 ) = 72 KG/HR

(3) SOLIDOS EN BAGACILLO: Humedad del Bagacillo = 52 %  
1 431 ( 1 - 0.52 ) = 687 KG/HR

(4) SOLIDOS EN CACHAZA:  
HUMEDAD EN CACHAZA = 76.04 % (\*)  
4 298 ( 1 - 0.7604 ) = 1 030 KG/HR

(5) SOLIDOS EN JUGO CLARO:  
(1) + (2) + (3) = (4) + (5)  
(5) = 10 446 + 72 + 687 - 1 030  
(5) = 10 175 KG/HR  
BX = 10 175 / 62 852 = 16.20

(6) SOLIDOS EN MELADURA:  
10 175 KG/HR  
BX MELADURA = 60.99  
MELADURA = 62 852 ( 16.20/60.99 ) = 16 695 KG/HR

(7) SOLIDOS EN PRODUCTO FINAL:  
10 175 KG/HR  
BX PROD. FINAL = 85.34  
PRODUCTO FINAL = 16 695 ( 60.99/ 85.34 ) = 11 931 KG/HR.

(\*) LA HUMEDAD CONSIDERADA AQUI PARA LA CACHAZA CONTEMPLA YA LA DEL BAGACILLO QUE CONTIENE.

### VI.1.3 CALCULOS DE CORRIENTES

#### (1) JUGO MEZCLADO

$$\text{FLUJO} = 62,737 \text{ kg/hr}$$

$$\text{BX} = 16.65$$

$$\text{DENSIDAD} = 1,068 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{FLUJO} = \frac{62,737}{1,068} = 58.74 \text{ m}^3/\text{hr}$$

#### (2) JUGO FILTRADO

$$\text{FLUJO} = 9,530 \text{ kg/hr}$$

$$\text{BX} = 16.36$$

$$\text{DENSIDAD} = 1,067 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{SOLIDOS} = 9,530(0.1636) = 1,559 \text{ kg/hr}$$

$$\text{FLUJO} = \frac{9,530}{1,067} = 8.93 \text{ m}^3/\text{hr}$$

#### (3) JUGO ALCALINIZADO

$$\text{FLUJO} = 73,065 \text{ kg/hr}$$

$$\text{SOLIDOS} = 10,446 + 72 + 1,559 = 12,077 \text{ kg/hr}$$

$$\text{BX} = \frac{12,077(100)}{73,065} = 16.53$$

$$\text{DENSIDAD} = 1,068 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{FLUJO} = \frac{73,065}{1,068} = 68.41 \text{ m}^3/\text{hr}$$

#### (4) JUGO CLARO

$$\text{FLUJO} = 62,852 \text{ kg/hr}$$

$$\text{SOLIDOS} = 10,175 \text{ kg/hr}$$

$$\text{BX} = \frac{10,175(100)}{62,852} = 16.20$$

$$\text{DENSIDAD} = 1,066 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{FLUJO} = \frac{62,852}{1,066} = 58.96 \text{ m}^3/\text{hr}$$

(5) LODOS DEL CLARIFICADOR

$$\text{FLUJO} = 9,530 \text{ kg/hr}$$

$$\text{SOLIDOS} = 12,077 - 10,175 = 1,902 \text{ kg/hr}$$

$$\text{BX} = \frac{1,902 (100)}{9,530} = 19.96$$

$$\text{DENSIDAD} = 1,082 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{FLUJO} = \frac{9,530}{1,082} = 8.81 \text{ m}^3/\text{hr}$$

(6) TORTA DE FILTRO

$$\text{FLUJO} = 4,298 \text{ kg/hr}$$

$$\text{SOLIDOS} = 1,030 \text{ kg/hr}$$

$$\text{BX} = \frac{1,030 (100)}{4,298} = 23.96$$

$$\text{DENSIDAD} = 1,101 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{FLUJO} = \frac{4,298}{1,101} = 3.9 \text{ m}^3/\text{hr}$$

(7) LECHADA DE CAL

$$\text{SOLIDOS} = 72 \text{ kg/hr}$$

$$\text{FLUJO} = 798 \text{ kg/hr}$$

$$\text{BX} = \frac{72 (100)}{798} = 9$$

$$\text{DENSIDAD} = 1,130 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{FLUJO} = \frac{798}{1,130} = 0.7 \text{ m}^3/\text{hr}$$

## VI.2 BALANCE TERMICO.

### VI.2.1 GENERACION DE VAPOR VIVO.

PARA LA GENERACION DE VAPOR VIVO SE UTILIZARON LA CALDERA 1 CON FUNCIONAMIENTO MIXTO EN BASE A BAGAZO O COMBUSTOLEO, LA CALDERA 2 CUYO FUNCIONAMIENTO ES A BASE DE BAGAZO OBTENIDO DE LOS MISMOS MOLINOS DEL INGENIO, Y LA CALDERA 5 QUE ES DEL TIPO PAQUETE Y CUYO FUNCIONAMIENTO ES A BASE DE COMBUSTOLEO. LAS GENERACIONES PROMEDIO DE DICHAS CALDERAS EN EL PERIODO QUE SE ANALIZA FUERON:

CALDERA No.	GENERACION [KG/HR]	SUPERFICIE DE CALEFACCION [m <sup>2</sup> ]	RATING DE GENERACION [Kg/HR/m <sup>2</sup> ]
1	10 102	976	10.35
2	5 311	515	10.31
5	39 069	-	-
<b>T O T A L</b>	<b>54 482</b>		

RATING DE GENERACION TEORICO PARA LAS CALDERAS 1 Y 2 : 16.85 Kg/HR/m<sup>2</sup>  
 = 3.4 Lb/HR/ft<sup>2</sup>

EFICIENCIA = ( RATING REAL/RATING TEORICO 100% ) \* 100 = 61 %

GENERACION TEORICA DE LA CALDERA 5 = 72 640 KG/HR

EFICIENCIA DE CALDERA 5 = (39 069/ 72 640) \* 100 = 53.78 %

SE OBSERVA QUE LAS GENERACIONES EN LOS TRES CASOS SON EXTREMADAMENTE DEFICIENTES.

### VI.2.2 CONSUMO DE VAPOR DEL TURBOGENERADOR.

LA CARGA REAL PROMEDIO DE LA FABRICA FUE DE 1200 KW (VER SECCION VI.4.1.3) POR LO CUAL SE TUVO QUE RECURRIR AL USO DEL TURBOGENERADOR DE 2MW.

POTENCIA REQUERIDA: 1 200 KW  
 CONSUMO ESPECIFICO: 37 lb/KW/HR = 16.8 Kg/KW/HR  
 CONSUMO DE VAPOR: 1 200 \* 16.8 = 20 158 Kg/HR

### VI.2.3 MOLINOS.

TURBINA 1	650 HP
TURBINA 2	1000 HP
T O T A L	1 650 HP

CAPACIDAD EFECTIVA:  $1650 * 0.7 = 1155$  HP  
CONSUMO ESPECIFICO:  $45 \text{ Lb/HP/Hr} = 20.4 \text{ Kg/HP/Hr}$   
CONSUMO DE VAPOR:  $1155 * 20.4 = 23562$  Kg/Hr.

### VI.2.4 MISCELANEOS.

DENTRO DE ESTE RUBRO SE ENCUENTRAN CONTEMPLADOS:

- \* TURBOBOMBAS DE ALIMENTACION A CALDERAS
- \* VAPOR A TANQUERIA DE INVERSION
- \* CALENTAMIENTO DE COMBUSTIBLE
- \* SERVICIOS GENERALES

EL MONTO DISPONIBLE PARA LOS PUNTOS ANTERIORES SERA DETERMINADO EN FUNCION DEL EXCEDENTE DE LO ENVIADO A LOS DEMAS PUNTOS PARA LO CUAL SE REQUIERE TENER PRIMERO EL CALCULO DEL VAPOR NECESARIO EN LOS EYECTORES TANTO DEL TACHO COMO DEL EVAPORADOR MULTIPLE ASI COMO EL CONSUMO EN CALENTADORES.

### VI.2.5 CALENTADORES.

EL PROCESO DE CALENTAMIENTO, COMO SE OBSERVA EN EL DIAGRAMA GENERAL DEL PROCESO, SE LLEVA A CABO DESPUES DE LA ALCALINIZACION Y ANTES DEL FLASHEO Y LA CLARIFICACION PROPIAMENTE DICHA. DURANTE ESTE PROCESO, EL JUGO ALCALINIZADO SUFRE UN INCREMENTO DE TEMPERATURA DE LA TEMPERATURA AMBIENTE A LA QUE SE ENCUENTRA ( $24 \text{ }^\circ\text{C}$ ) HASTA  $102 \text{ }^\circ\text{C}$ . ESTE CALENTAMIENTO TIENE DOS FUNCIONES FUNDAMENTALES; LA PRIMERA PERMITIR EL FLASHEO QUE SE LLEVA A CABO INMEDIATAMENTE DESPUES Y SEGUNDA TENER EL JUGO A UNA TEMPERATURA CERCANA A LA DE EBULLICION AL ENTRAR AL PRIMER CUERPO DEL EVAPORADOR MULTIPLE CON LO CUAL SE OBTIENE UNA MAYOR EFICIENCIA EN EL MISMO.

EN CUANTO A LA FORMA EN QUE SE LLEVA A CABO EL CALENTAMIENTO, EL EQUIPO CON QUE SE CUENTA EN EL INGENIO OACALCO PRESENTA LA VERSATILIDAD DE PODERSE LLEVAR A CABO EN UNA O EN DOS ETAPAS Y YA SEA CON VAPOR DE ESCAPE O CON VAPOR DE EXTRACCION DEL PRIMER CUERPO DEL EVAPORADOR DE MULTIPLE EFECTO.

EN LA REALIDAD LA FORMA EN QUE SE OPERO FUE EN DOS ETAPAS; EN LA PRIMERA SE INCREMENTABA LA TEMPERATURA DEL JUGO DE 24 A 85 °C PARA LO CUAL SE UTILIZO VAPOR DE EXTRACCION DEL MULTIPLE (9 PSIG) Y EN LA SEGUNDA SE INCREMENTABA LA TEMPERATURA DE 85 A 102 °C UTILIZANDO COMO FLUIDO CALIENTE EL VAPOR DE ESCAPE DE LAS TURBINAS (15 PSIG). A CONTINUACION SE PRESENTAN LOS CALCULOS PARA LA DETERMINACION DE VAPOR REQUERIDO EN AMBAS ETAPAS:

#### PRIMERA ETAPA

VAPOR VEGETAL DE EXTRACCION (9 PSIG).

$$Q = m \Delta T C_p$$

$$m = 73\ 065\ \text{Kg/Hr}$$

$$\Delta T = T_2 - T_1 = 85 - 24 = 61\ ^\circ\text{C}$$

EL CALOR ESPECIFICO PARA SOLUCIONES AZUCARADAS SE ENCUENTRA MEDIANTE LA FORMULA  $C_p = 1 - 0.006 B_x$  [1]. LAS UNIDADES OBTENIDAS SON YA SEA  $\text{KCAL/Kg}^\circ\text{C}$  O BIEN  $\text{BTU/Lb}^\circ\text{F}$ . PARA SU CONVERSION A  $\text{KJ/Kg}^\circ\text{C}$  SIMPLEMENTA HAY QUE MULTIPLICAR POR 4.186.

$$B_x \text{ DEL JUGO ALCALINIZADO} = 16.53 \cdot B_x$$

$$C_p = (1 - 0.006 (16.53)) \cdot 4.186 = 3.77\ \text{KJ/Kg}^\circ\text{C}$$

$$Q = 73\ 065 \cdot 61 \cdot 3.77 = 16\ 802\ 758\ \text{KJ/Hr}$$

$$\text{ENTALPIA @ 9 PSIG (1.63 bar)} = 2219.5\ \text{KJ/Kg}$$

$$\text{VAPOR NECESARIO} = 16\ 802\ 758 / 2219.5 = 7\ 569\ \text{Kg/Hr}$$

#### SEGUNDA ETAPA

VAPOR DE ESCAPE (15 PSIG).

$$m = 73\ 065\ \text{Kg/Hr}$$

$$\Delta T = 102 - 85 = 17\ ^\circ\text{C}$$

$$C_p = (1 - 0.006(16.53)) \cdot 4.186 = 3.77\ \text{KJ/Kg}^\circ\text{C}$$

$$Q = 73\ 065 \cdot 17 \cdot 3.77 = 4\ 683\ 770\ \text{KJ/Hr}$$

ENTALPIA @ 15 PSIG ( 2.05 bar ) = 2199.8 KJ/Kg

VAPOR NECESARIO = 4 683 770/ 2199.8 = 2 129 Kg/Hr.

#### VI.2.6 TACHOS.

EN LOS TACHOS TIENE LUGAR LA CONCENTRACION FINAL DE LA MELADURA( DE 60.99 A 85.34°Bx) UNA VEZ QUE FUE CONCENTRADA EN UNA PRIMERA INSTANCIA EN EL EVAPORADOR DE MULTIPLE EFECTO (16.20 A 60.99 °Bx) Y QUE SE PASO A LOS TANQUES DE INVERSION. (\*)

EN CUANTO A LOS TACHOS, SE CONTABA CON TRES DE ELLOS DE LOS CUALES SE USABAN SOLAMENTE DOS A LA VEZ ; UNO DE ELLOS CON LA FUNCION DE EVAPORAR, EN TANTO QUE EL OTRO TENIA LA FUNCION DE CONSERVAR UN CIERTO NIVEL EN EL PRIMERO ASI COMO EL ALMACENAJE DE LA MELADURA FINAL ANTES DE PASARSE A LA TANQUERIA CORRESPONDIENTE.

EN CUANTO AL VAPOR UTILIZADO PARA LOGRAR LA EVAPORACION NECESARIA EN ESTE PROCESO, ESTE ERA DE ESCAPE EN LA DISPOSICION PRACTICA PERO SE TENIA LA POSIBILIDAD DE UTILIZAR, AL IGUAL QUE EN LOS CALENTADORES, VAPOR DE EXTRACCION DEL PRIMER CUERPO DEL MULTIPLE EFECTO.

MELADURA ENTRANDO @ 60.99° Bx = 16 695 KG/HR

MELADURA SALIENDO @ 85.34° Bx = 16 695(60.99/85.34) = 11 931 KG/HR

EVAPORACION = 16 695 - 11 931 = 4 764 KG/HR

ENTALPIA A 26°Hg DE VACIO ( 0.135 bar ) = 2 376.6 KJ/KG

ENERGIA NECESARIA PARA LA EVAPORACION = 4 764 \* 2 376.6 = 11 322 122 KJ

ENTALPIA DEL VAPOR A 15 PSIG (2.05 bar) = 2 199.8 KJ/KG

VAPOR DE ESCAPE NECESARIO = 11 322 122 / 2 199.8 = 5 147 KG/HR

(\*) Se considera que la adición de la mezcla de levadura con agua no afecta ni la cantidad de flujo ni la concentración pues se compensa con las pérdidas.

APLICANDO UN FACTOR DE CORRECCION DEL 15 % PARA COMPENSAR LAS PERDIDAS POR RADIACION ASI COMO LA ELEVACION DE TEMPERATURA NECESARIA PARA LLEVAR LA MELADURA AL PUNTO DE EBULLICION, TENEMOS =  $5\ 147 \cdot 1.15 = 5\ 919$  KG/HR.

VAPOR NECESARIO EN EL EYECTOR DEL TACHO:

$$4\ 764\ \text{Kg/hr} \cdot 0.05 \cdot 8.5 = 2\ 025\ \text{KG/HR}$$

#### VI.2.7 EVAPORADOR.

EL PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO DE LOS EVAPORADORES DE MULTIPLE EFECTO SE BASA EN EL APROVECHAMIENTO DEL VAPOR VEGETAL RETIRADO EN UN PRIMER CUERPO EL CUAL, A LA ENTRADA, RECIBE VAPOR DE ESCAPE, ES DECIR A UNA TEMPERATURA DE SATURACION PARA UNA PRESION MAYOR A LA ATMOSFERICA QUE ES COMO SE EXTRAE DE LAS TURBINAS, Y CON ESTE VAPOR VEGETAL LOGRAR UNA NUEVA EVAPORACION DEL JUGO QUE TAMBIEN FUE RETIRADO DEL PRIMER CUERPO EN UN CUERPO SUBSECUENTE, PARA LO CUAL ES NECESARIO QUE DICHO JUGO SE ENCUENTRE EN UNA SITUACION DE PRESION MAS BAJA CON LO CUAL SE ABATE POR CONSIGUIENTE SU PUNTO DE EBULLICION. ESTO SE LOGRA SOMETIENDOLO EN DICHO SIGUIENTE CUERPO A UN VACIO QUE ES PRODUCTO, A SU VEZ, DE UN TERCER CUERPO Y ASI SUCESIVAMENTE. ASI, EL VACIO CREADO PROVIENE DEL ULTIMO CUERPO DEL MULTIPLE EFECTO Y PUEDE SER PRODUCTO DE UNA BOMBA DE VACIO O BIEN DEL USO DE UN CONDENSADOR BAROMETRICO COMO EN EL CASO DE OACALCO. LA DETERMINACION DEL NUMERO DE CUERPOS OPTIMO ASI COMO LAS SUPERFICIES DE CALEFACCION DESEABLES NO SON MATERIA DE ESTA PRIMERA PARTE DE LOS CALCULOS DADO QUE EN ELLA LO QUE SE PERSIGUE ES EL ANALISIS DEL FUNCIONAMIENTO REAL DEL EQUIPO EXISTENTE.

ES DE FUNDAMENTAL IMPORTANCIA PARA INICIAR EL CALCULO DE UN MULTIPLE EFECTO EL CONOCIMIENTO DE LOS PRINCIPIOS DE RILLIEUX LOS CUALES SE ENUMERAN EN SINTESIS A CONTINUACION: [1],[9]

PRIMERO:"EN UN MULTIPLE EFECTO POR CADA KILOGRAMO DE VAPOR QUE SE INTRODUZCA SE OBTENDRA UNA EVAPORACION DE TANTOS KILOGRAMOS DE AGUA COMO EFECTOS TENGA EL EVAPORADOR."

SEGUNDO: "SI SE EXTRAE VAPOR DE UN CUERPO DEL MULTIPLE EFECTO PARA UTILIZARLO EN UN PROCESO SUBSECUENTE, LA ECONOMIA DE VAPOR ASI CONSEGUIDA SERA EQUIVALENTE A LA CANTIDAD DE VAPOR EXTRAIDA DIVIDIDA POR EL NUMERO DE CUERPOS EN EL MULTIPLE EFECTO Y MULTIPLICADA POR EL PUESTO QUE OCUPA EN EL ARREGLO EL CUERPO MENCIONADO."

TERCERO: "EN TODO APARATO EN EL CUAL SE CONDENSE VAPOR O EVAPOFACION, ES NECESARIO RETIRAR DE FORMA CONTINUA LA ACUMULACION DE GASES INCONDENSABLES QUE IRREMEDIABLEMENTE QUEDARAN EN EL COMPARTIMIENTO QUE CONTIENE LA SUPERFICIE DE INTERCAMBIO."

LOS PROCEDIMIENTOS PARA LOS CALCULOS DE LOS EVAPORADORES DE MULTIPLE EFECTO SE BASAN EN PRUEBAS DE ENSAYO Y ERROR Y SI BIEN CADA AUTOR PROPONE VARIANTES DE LOS MISMOS EL FUNCIONAMIENTO FUNDAMENTAL, QUE ES EL AQUI PRESENTADO, CONSTA DE LOS SIGUIENTES PASOS:

A) SE DETERMINAN LAS CONDICIONES DE CONCENTRACION DE ENTRADA Y SALIDA DE LA MELADURA Y EN BASE A SU DIFERENCIA DE BRUX Y SABRIENDO QUE LOS SOLIDOS QUE ENTRAN SON LOS MISMOS QUE DEBEN SALIR AL FINAL PUESTO QUE LO UNICO QUE SE RETIRA ES EL AGUA EN FORMA DE VAPOR, SE CALCULA EL TOTAL DE LIQUIDO A RETIRAR.

B) EN CASO DE CONTARSE CON EXTRACCIONES EN ALGUNO O ALGUNOS DE LOS CUERPOS, ESTOS SON RESTADOS DE LA CANTIDAD ORIGINAL DE AGUA A EVAPOPARSE Y LA CANTIDAD RESTANTE SE DIVIDE ENTRE EL NUMERO DE EFECTOS, ESTO COMO UNA PRIMERA APROXIMACION EN BASE AL PRIMER POSTULADO DE RILLIEUX.

C) EN BASE A LAS EVAPORACIONES OBTENIDAS COMO RESULTADO DEL INCISO ANTERIOR SE CALCULAN, PARA CADA EFECTO, LOS BRUX TEORICOS DE ENTRADA, DE SALIDA Y EL PROMEDIO DE LOS DOS ANTERIORES QUE ES EL QUE SE USARA EN CALCULOS POSTERIORES YA QUE NOS PRESENTA UN VALOR MAS APROXIMADO A LA SITUACION REAL DEL JUGO DENTRO DEL CUERPO DE EVAPORACION. SE CALCULAN ASI MISMO LOS CALORES ESPECIFICOS PARA CADA UNA DE ESTAS CONCENTRACIONES Y SE

PROCEDE ENTONCES A CALCULAR LOS AUMENTOS DE EL PUNTO DE EBULLICION QUE SE PRESENTAN COMO CONSECUENCIA DEL USO DE SOLUCIONES AZUCARADAS EN LUGAR DE AGUA EN LA EVAPORACION ASI COMO DE LA VARIACION DE LA PRESION HIDROSTATICA A DIFERENTES ALTURAS DEL JUGO EN EL CUERPO.

D) CONOCIENDO LA PRESION A LA QUE ENTRA EL VAPOR DE ESCAPE A LA CALANDRIA DEL PRIMER CUERPO ASI COMO EL VACIO EXISTENTE EN EL CUERPO DEL ULTIMO EFECTO COMO CONSECUENCIA DE LA ACCION DEL CONDENSADOR BAROMETRICO, SE PROCEDE A CALCULAR LAS DIFERENCIAS DE PRESION EXISTENTES ENTRE LOS CUERPOS. EN ESTE SENTIDO HAY QUE HACER LA OBSERVACION QUE MIENTRAS QUE PARA CUERPOS CON IGUAL SUPERFICIE DE CALEFACCION SE RECOMIENDA PARTIR DE UN ESCALONAMIENTO IGUAL DE PRESIONES, PARA MULTIPLES COMO EL QUE SE NOS PRESENTA SE RECOMIENDA UN ESCALONAMIENTO DEL SIGUIENTE TIPO:[1]

11/50 ; 10.5/50 ; 10/50 ; 9.5/50 ; 9/50 QUE CORRESPONDEN RESPECTIVAMENTE A CADA UNO DE LOS CINCO CUERPOS QUE CONSTITUYEN EL MULTIPLE EFECTO. EN BASE A ESTOS GRADIENTES DE PRESION SE CALCULAN PARA CADA EFECTO LAS RESPECTIVAS TEMPERATURAS DE SATURACION Y CALORES LATENTES.

E) SE OBTIENE LA DIFERENCIA TOTAL DE TEMPERATURAS ENTRE EL VAPOR DE ENTRADA Y EL VAPOR SALIENDO DEL ULTIMO CUERPO Y A ESTA SE LE RESTA LA SUMA DE LOS AUMENTOS DE PUNTOS DE EBULLICION DE LOS CINCO CUERPOS OBTENIENDOSE, DE ESTA MANERA, LA DIFERENCIA EFECTIVA TOTAL DE TEMPERATURA LA CUAL, A SU VEZ, ES LA SUMA DE LAS DIFERENCIAS EFECTIVAS DE TEMPERATURAS DE CADA UNO DE LOS CUERPOS :

$$\Delta Te_{tot} = \Delta Te_1 + \Delta Te_2 + \Delta Te_3 + \Delta Te_4 + \Delta Te_5$$

CADA UNA DE ESTAS CAIDAS SE RELACIONA CON LA PRIMERA DE LA FORMA:

$$\Delta Te_2 = (U_1 A_1 / U_2 A_2) \Delta Te_1$$

$$\Delta Te_3 = (U_1 A_1 / U_3 A_3) \Delta Te_1$$

$$\Delta Te_4 = (U_1 A_1 / U_4 A_4) \Delta Te_1$$

$$\Delta Te_5 = (U_1 A_1 / U_5 A_5) \Delta Te_1$$

DONDE:

$\Delta T_{en}$  SON LAS DIFERENCIAS EFECTIVAS DE TEMPERATURA PARA CADA CUERPO

$U_n$  SON LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN CADA UNO DE LOS CUERPOS

$A_n$  SON LAS AREAS DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN CADA CUERPO Y QUE PARA EL CASO DEL QUINTUPLE EFECTO DE OACALCO SON SEGUN DATOS DEL FABRICANTE:

$$A_1 = 654 \text{ m}^2 \cdot 10.76 = 7\ 037 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = 654 \qquad 7\ 037$$

$$A_3 = 576 \qquad 6\ 198$$

$$A_4 = 576 \qquad 6\ 198$$

$$A_5 = 576 \qquad 6\ 198$$

F) EN BASE A LAS DIFERENCIAS EFECTIVAS OBTENIDAS EN EL INCISO ANTERIOR, SE REALIZA UNA NUEVA TABLA DE ESTADOS TERMODINAMICOS REALES DE CADA CUERPO PARTIENDO DE LA TEMPERATURA DE ENTRADA DEL VAPOR DE ESCAPE Y EN BASE A ESTA TABLA SE INICIA EL CALCULO DEL VAPOR DE ESCAPE NECESARIO EN EL PRIMER CUERPO PARA LLEGAR A LA CONCENTRACION FINAL DE JUGO REQUERIDA. LA PRIMERA ITERACION SE INICIA CON UN VALOR ESTIMADO CON EL CUAL SE TENDRAN PARA CADA CUERPO LA CANTIDAD DE ENERGIA ENTRANDO Y SALIENDO EN FORMA DE VAPOR Y JUGO. ES NECESARIO EN EL CASO DEL PRIMER CUERPO RESTAR LA ENERGIA NECESARIA PARA ELEVAR LA TEMPERATURA DEL JUGO QUE ENTRA POR DEBAJO DE LA TEMPERATURA DE EBULLICION CORRESPONDIENTE ( 96 °C ) Y EN LOS CASOS DEL SEGUNDO AL QUINTO CUERPO SUMAR LA ENERGIA QUE SE OBTIENE AL PRESENTARSE EL FLASHO EN LA

ENTRADA DE JUGO DE CADA UNO DE ELLOS PRODUCTO DEL DIFERENCIAL DE PRESION EXISTENTE ENTRE LOS CUERPOS. EL NUMERO DE ITERACIONES QUE ES NECESARIO REALIZAR SERA AQUEL PARA EL CUAL LA CONCENTRACION DEL JUGO ABANDONANDO EL ULTIMO CUERPO SEA DE TAL MANERA APROXIMADA A LA ESPERADA QUE NO PUEDA ALTERAR CALCULOS POSTERIORES CONSIDERANDO QUE SE REDONDEAN LAS CIFRAS EN TODO MOMENTO.

G) CON LOS VALORES OBTENIDOS EN LA ULTIMA ITERACION DEL PASO ANTERIOR SE PROCEDE ENTONCES A OBTENER LAS NUEVAS CONCENTRACIONES OBTENIDAS EN CADA CUERPO Y SE PROCEDEN A REPETIR LOS PROCEDIMIENTOS C) AL F).

H) UNA VEZ QUE AL REALIZAR EL PASO G) EN DOS OCASIONES CONSECUTIVAS SE NOTA QUE LAS CONCENTRACIONES NO VARIAN EN FORMA REPRESENTATIVA, SE PUEDE CONSIDERAR QUE EL ULTIMO VALOR UTILIZADO DE VAPOR DE ESCAPE ES EL CORRECTO.

#### VI.2.8 CALCULO NUMERICO.

JUGO CLARO ENTRANDO @ 16.2 \*BX = 62 852 KG/HR

SOLIDOS ENTRANDO = 62 852 ( 0.1620 ) = 10 182 KG/HR

MELADURA SALIENDO @ 60.99 \*BX = (16.2/60.99)\*62 852  
= 16 695 KG/HR

EVAPORACION REQUERIDA = 62 852 - 16 695 = 46 157 KG/HR

EXTRACCION REQUERIDA PARA CALENTADORES (VI.2.5.) = 7 569 KG/HR

CANTIDAD A EVAPORARSE POR RILLIEUX EN CADA CUERPO = 46 157 - 7 569  
= 38 588 KG/HR

38 588 / 5 = 7 718 KG/HR

CALCULO PRELIMINAR DE LOS BRIX.

BXnE= BX A LA ENTRADA DEL CUERPO n

BXnS= BX A LA SALIDA DEL CUERPO n

BXnM= BX PROMEDIO EN EL CUERPO n

CUERPO	Cp [KJ/KG °C]
PRIMERO	
BX1E= 16.2	
BX1S= $10\ 182 \cdot 100 / (62\ 852 - (7569+7718)) = 21.41$	
BX1M= $(16.2+21.41)/2 = 18.81$	3.71
SEGUNDO	
BX2E= 21.41	
BX2S= $10\ 182 \cdot 100 / (47\ 565 - 7718) = 25.55$	
BX2M= $(21.42 + 25.55)/2 = 23.49$	3.65
TERCERO	
BX3E= 25.55	
BX3S= $10\ 182 \cdot 100 / (47\ 565 - (2)7718) = 31.69$	
BX3M= $(25.55 + 31.69)/2 = 28.62$	3.54
CUARTO	
BX4E= 31.69	
BX4S= $10\ 182 \cdot 100 / (47\ 565 - (3)7718) = 41.71$	
BX4M= $(31.69 + 41.71)/2 = 36.7$	3.39
QUINTO	
BX5E= 41.71	
BX5S= $10\ 182 \cdot 100 / (47\ 565 - (4)7718) = 60.99$	
BX5M= $(41.71 + 60.99)/2 = 51.35$	3.14

CALCULO DE LA DISTRIBUCION DE PRESIONES.

PRESION ATMOSFERICA= 760 mmHg= 1.0108 bar= 14.7 PSI

PRESION ABSOLUTA DEL VAPOR DE ESCAPE = 15 + 14.7= 29.7 PSIA

= 2.05 bar

PRESION ABSOLUTA DE LA SALIDA DEL QUINTO CUERPO DEL EVAPORADOR

= 26\*Hg VAC= 0.135 bar

CAIDA TOTAL DE PRESION =  $\Delta P_{tot} = 2.05 - 0.135 = 1.915$  bar

ESCALONAMIENTO DE PRESIONES:

$$\Delta P_{tot} = ((11/50) + (10.5/50) + (10/50) + (9.5/50) + (9/50)) * \Delta P_{tot}$$

$$\Delta P_{tot} = \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3 + \Delta P_4 + \Delta P_5$$

$$\Delta P_{tot}/50 = 1.915/50 = 0.0383$$

$\Delta P_1 = 0.4213$  bar

$P_1 = 1.63$  bar

$\Delta P_2 = 0.4022$  bar

$P_2 = 1.23$  bar

$\Delta P_3 = 0.3830$  bar

$P_3 = 0.84$  bar

$\Delta P_4 = 0.3639$  bar

$P_4 = 0.48$  bar

$\Delta P_5 = 0.3447$  bar

$P_5 = 0.135$  bar

TABLA DE ESTADOS TERMODINAMICOS PARA CADA UNO DE LOS CUERPOS.

CUERPO	Pabs[bar]	Tsat[°C]	h [KJ/KG]
CALANDRIA 1	2.05	121.02	2199.8
CUERPO 1	1.63	113.88	2219.5
CUERPO 2	1.23	105.51	2242.3
CUERPO 3	0.84	94.51	2270.7
CUERPO 4	0.48	80.32	2308.0
CUERPO 5	0.135	52.55	2376.6

- DIFERENCIA TOTAL DE TEMPERATURAS =  $121.02 - 52.55 = 68.47$  °C

- AUMENTO DEL PUNTO DE EBULLICION:

CUERPO	BXM[°BX]	A.P.E.[°C]
1	18.81	0.51
2	23.49	0.72
3	28.62	0.97
4	36.70	1.33
5	51.35	2.42
		$\Sigma = 5.95$

- DIFERENCIA EFECTIVA DE TEMPERATURA:

$$\Delta T_e = \Delta T - \Sigma \text{ A.P.E.} = 68.47 - 5.95 = 62.52$$
 °C

SEGUN EL PROCEDIMIENTO USADO, DEBEMOS AHORA CALCULAR LAS CAIDAS PARCIALES EFECTIVAS DE TEMPERATURA  $\Delta T_{e1}$ ,  $\Delta T_{e2}$ , ...,  $\Delta T_{e5}$  PARA LO CUAL SE TENDRAN QUE DETERMINAR LOS COEFICIENTES PARTICULARES DE TRANSFERENCIA DE CALOR  $U_1, U_2, \dots, U_5$  Y USAR LAS AREAS CONOCIDAS DE TRANSFERENCIA DE CADA CUERPO  $A_1, A_2, \dots, A_5$ .

$$\Delta T_{\text{tot}} = \Delta T_{e1} + \Delta T_{e2} + \Delta T_{e3} + \Delta T_{e4} + \Delta T_{e5}$$

$$\Delta T_{e2} = U_1 A_1 \quad T_{e1} / U_2 A_2$$

$$\Delta T_{e3} = U_1 A_1 \quad T_{e1} / U_3 A_3$$

$$\Delta T_{e4} = U_1 A_1 \quad T_{e1} / U_4 A_4$$

$$\Delta T_{e5} = U_1 A_1 \quad T_{e1} / U_5 A_5$$

SUSTITUYENDO Y FACTORIZANDO  $\Delta T_{e1}$  TENEMOS:

$$\Delta T_{\text{tot}} = ((1 + (U_1 A_1 / U_2 A_2) + (U_1 A_1 / U_3 A_3) + (U_1 A_1 / U_4 A_4) + (U_1 A_1 / U_5 A_5)) * \Delta T_{e1}$$

CONOCEMOS LAS AREAS:

$$A_1 = 654 \text{ m}^2$$

$$A_2 = 654 \text{ m}^2$$

$$A_3 = 576 \text{ m}^2$$

$$A_4 = 576 \text{ m}^2$$

$$A_5 = 576 \text{ m}^2$$

$$\text{T O T A L} \dots\dots\dots 3 \text{ 036 m}^2$$

- CALCULO DE LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR  $U_1, U_2, \dots, U_5$ :

USANDO LA FORMULA DE DESSIN:

$$U_n = (100 - B_n) (T_n - 54) / h / 1 \text{ 278.32}$$

DONDE:

$U_n$  = COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR CUERPO  $n$  [KJ/m<sup>2</sup> HR °C]

$B_n$  = BRIX MEDIO DEL JUGO DENTRO DEL CUERPO  $n$  [%BX]

$T_n$  = TEMPERATURA ABSOLUTA DEL VAPOR CALENTANTE DENTRO DE LA CALANDRIA  $n$  [°C]

$h$  = CALOR LATENTE DEL JUGO DENTRO DEL CUERPO  $n$  (KJ/KG)  
1 278.32 ES UNA CONSTANTE NUMERICA DE DISEÑO PARA SISTEMA INTERNACIONAL. [9]

$$U_1 = (100 - 18.81) (121.02 - 54) (2219.5) / 1 \text{ 278.32} = 9 \text{ 448 KJ/m}^2 \text{ HR } ^\circ\text{C}$$

$$U_2 = (100 - 23.49) (113.86 - 54) (2242.3) / 1 \text{ 278.32} = 8 \text{ 036 KJ/m}^2 \text{ HR } ^\circ\text{C}$$

$$U_3 = (100 - 28.62) (105.51 - 54) (2270.7) / 1 \text{ 278.32} = 6 \text{ 531 KJ/m}^2 \text{ HR } ^\circ\text{C}$$

$$U_4 = (100 - 36.70) (94.81 - 54) (2308.0) / 1 \text{ 278.32} = 4 \text{ 664 KJ/m}^2 \text{ HR } ^\circ\text{C}$$

$$U_5 = (100 - 51.35) (80.32 - 54) (2376.6) / 1 \text{ 278.32} = 2 \text{ 381 KJ/m}^2 \text{ HR } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{\text{tot}} = \left( (1 + (9448 \cdot 654) / (8036 \cdot 654)) + (9448 \cdot 654) / (6531 \cdot 576) + (9448 \cdot 654) / (4664 \cdot 576) + (9448 \cdot 654) / (2381 \cdot 576) \right) \Delta T_1$$

$$\Delta T_{\text{tot}} = (1 + 1.17 + 1.64 + 2.3 + 4.5) \Delta T_1$$

$$\Delta T_{\text{tot}} = 10.67 \Delta T_1$$

$$\Delta T_1 = 62.52 / 10.67 = 5.86 \text{ } ^\circ\text{C}$$

DE DONDE:

$$\Delta T_2 = 6.89 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_3 = 9.63 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_4 = 13.49 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_5 = 26.64 \text{ } ^\circ\text{C}$$

TABLA CORREGIDA DE ESTADOS TERMODINAMICOS.

CALANDRIA	Tsa [°C]	ΔTe [°C]	Tebull [°C]	A.P.E. [°C]	h [KJ/KG]
1	121.02	5.86	115.16	0.51	2216
2	114.65	6.89	107.76	0.72	2236
3	107.04	9.63	97.41	0.97	2263.5
4	96.44	13.49	82.95	1.33	2301.5
5	81.62	26.64	54.98	2.42	2370.8
SALIDA 5	52.56				

## ITERACION INICIAL.

CANTIDAD DE VAPOR DE ESCAPE ESTIMADA = 16 240 KG/HR

EFECTO	VAPOR[KG/HR]	KJ/HR	JUGO
<b>PRIMERO.</b>			
16 240(2199)		35 711 760	62 852
(-) 62 852(115.16-96)3.71		4 467 746	
		<u>31 244 014</u>	
31 244 014/2216=	14 099		
	-7 569 (EXTRACCION)		
	<u>6 530</u>		48 753
<b>SEGUNDO.</b>			
6 530(2216)		14 470 480	
(+) 48 753(115.16-107.77)3.65		1 315 039	
		<u>15 785 519</u>	
15 785 519/ 2236=	7 060		41 693
<b>TERCERO.</b>			
7 060(2236)		15 785 519	
(+) 41 693(107.77-97.4)3.54		1 530 542	
		<u>17 316 061</u>	
17 316 061/2263.5=	7 650		34 043
<b>CUARTO.</b>			
7 650(2263.5)		17 316 061	
(+) 34 043(97.4-82.89)3.39		1 674 538	
		<u>18 990 599</u>	
18 990 599/2301.5=	8 251		25 792
<b>QUINTO.</b>			
8 251(2301.5)		18 990 599	
(+) 25 792(82.89-54.94)3.14		2 263 583	
		<u>21 254 182</u>	
21 254 182/2370.8=	8 965		16 827

16 827 - 16 695 = 132 KG/HR FALTARON DE EVAPORARSE

## ITERACION FINAL.

CANTIDAD DE VAPOR DE ESCAPE ESTIMADA = 16 270.2 KG/HR.

EFECTO.	VAPOR [KG/HR]	KJ/HR	JUGO.
<b>PRIMERO.</b>			
16 270.2 (2199)		35 778 170	62 852
(-) 62 852(115.16-96)3.71		4 467 746	
		-----	
		31 310 423	
31 310 423/ 2216 =	14 129		
	-7 569 (EXTRACCION)		
	-----		
	6 560		48 723
<b>SEGUNDO.</b>			
6 560 (2216)		14 536 960	
(+) 48 723(115.16-107.77)3.65		1 314 230	
		-----	
		15 851 190	
15 851 190/2236=	7 089		41 634
<b>TERCERO.</b>			
7 089(2236)		15 851 190	
(+) 41 634(107.77-97.4)3.54		1 528 376	
		-----	
		17 379 566	
17 379 566/2263.5=	7 678		33 956
<b>CUARTO.</b>			
7 678(2263.5)		17 379 566	
(+) 33 956(97.4-82.89)3.39		1 670 258	
		-----	
		19 049 824	
19 049 824/2301.5=	8 277		25 679
<b>QUINTO.</b>			
8 277(2301.5)		19 049 824	
(+) 25 679(82.89-54.94)3.14		2 253 666	
		-----	
		21 303 490	
21 303 490/2370.8=	8 986		16 693

16 695 - 16 693 = 2 KG/HR LO CUAL SE CONSIDERA SUFICIENTEMENTE APROXIMADO.

SIGUIENDO CON EL PROCEDIMIENTO DESCRITO, CON LOS VALORES DE EVAPORACION OBTENIDOS DE LA ULTIMA ITERACION PARA CADA CUERPO, OBTENEMOS AHORA LAS NUEVAS CONCENTRACIONES EN CADA CUERPO Y CON ESTO LOS CALORES ESPECIFICOS ASI COMO LOS AUMENTOS DEL PUNTO DE EBULLICION PARA FINALMENTE CALCULAR LAS NUEVAS DIFERENCIAS EFECTIVAS DE TEMPERATURAS Y LLEGAR ASI A UNA NUEVA TABLA DE ESTADOS TERMODINAMICOS CORREGIDOS CON LA CUAL VOLVEREMOS A ITERAR A FIN DE OBTENER UNA NUEVA CANTIDAD DE VAPOR DE ESCAPE NECESARIA EN EL EVAPORADOR.

CUERPO.	Cp [KJ/KG*°C].
PRIMERO.	
BX1E= 16.2	
BX1S= $10\ 182 * 100 / (62\ 852 - 14\ 129) = 20.9$	
BX1M= $(16.2+20.9) / 2 = 18.55$	3.72
SEGUNDO.	
BX2E= 20.9	
BX2S= $10\ 182 * 100 / (48\ 723 - 7\ 089) = 24.46$	
BX2M= $(20.9+24.46) / 2 = 22.68$	3.66
TERCERO.	
BX3E= 24.46	
BX3S= $10\ 182 * 100 / (41\ 634 - 7\ 678) = 29.99$	
BX3M= $(24.46+29.99) / 2 = 27.23$	3.57
CUARTO.	
BX4E= 29.99	
BX4S= $10\ 182 * 100 / (33\ 956 - 8\ 277) = 39.65$	
BX4M= $(29.99+39.65) / 2 = 34.82$	3.43
QUINTO.	
BX5E= 39.65	
BX5S= $10\ 182 * 100 / (25\ 679 - 8\ 986) = 60.99$	
BX5M= $(39.65+60.99) / 2 = 50.32$	3.19

- DIFERENCIA TOTAL DE TEMPERATURAS= 121.02 - 52.55 = 68.47 °C

- AUMENTO DEL PUNTO DE EBULLICION:

CUERPO	BXM[*BX]	A.P.E. [°C]
1	18.55	0.5
2	22.68	0.72
3	27.23	0.89
4	34.82	1.28
5	50.32	2.39

-----  
Σ= 5.78

- DIFERENCIA EPECTIVA DE TEMPERATURA:

$$\Delta T_e = \Delta T - \Sigma \text{ A.P.E.} = 68.47 - 5.78 = 62.69 \text{ °C}$$

CALCULAMOS AHORA LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA,  
A PARTIR DE ELLOS, CALCULAR LAS CAIDAS EFECTIVAS DE TEMPERATURA PARA CADA  
CUERPO.

$$U_1 = (100 - 18.55) (121.02 - 54) (2219.5) / 1 \text{ 278.32} = 9 \text{ 478 KJ/m}^2 \text{ HR °C}$$

$$U_2 = (100 - 22.68) (113.88 - 54) (2242.3) / 1 \text{ 278.32} = 8 \text{ 121 KJ/m}^2 \text{ HR °C}$$

$$U_3 = (100 - 27.23) (105.51 - 54) (2270.7) / 1 \text{ 278.32} = 6 \text{ 658 KJ/m}^2 \text{ HR °C}$$

$$U_4 = (100 - 34.82) (94.81 - 54) (2308.0) / 1 \text{ 278.32} = 4 \text{ 803 KJ/m}^2 \text{ HR °C}$$

$$U_5 = (100 - 50.32) (80.32 - 54) (2376.6) / 1 \text{ 278.32} = 2 \text{ 431 KJ/m}^2 \text{ HR °C}$$

$$\Delta T_{\text{Tot}} = (1 + (9478 * 654) / (8121 * 654) + (9478 * 654) / (6658 * 576) + (9478 * 654) / (4803 * 576) + (9478 * 654) / (2431 * 576)) \Delta T_e$$

$$\Delta T_{\text{Tot}} = (1 + 1.167 + 1.62 + 2.25 + 4.48) \Delta T_e$$

$$\Delta T_{\text{Tot}} = 10.53 \Delta T_e$$

$$\Delta T_e = 62.69 / 10.53 = 5.95 \text{ °C}$$

DE DONDE:

$$\Delta T_{e2} = 6.96 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{e3} = 9.67 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{e4} = 13.41 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{e5} = 26.71 \text{ } ^\circ\text{C}$$

TABLA CORREGIDA DE ESTADOS TERMODINAMICOS.

CALANDRIA	Tsat[°C]	$\Delta T_e$ [°C]	Tebull [°C]	A.P.E. [°C]	h[KJ/KG]
1	121.02	5.96	115.06	0.5	2216
2	114.56	6.96	107.60	0.72	2236
3	106.88	9.67	97.21	0.89	2264
4	96.32	13.41	82.91	1.28	2301
5	81.63	26.71	54.92	2.39	2370
SALIDA	52.53				

## ITERACION INICIAL.

CANTIDAD DE VAPOR DE ECAPE ESTIMADA = 16 635 KG/HR.

EFECTO	VAPOR[KG/HR]	KJ/KG	JUGO.
-----			
PRIMERO.			62 852
16 635(2199)		35 986 635	
(-)62 852(115.06-96)3.72		4 456 408	
		-----	
		31 530 227	
31 530 227/2216=	14 228		
	-7 569 (EXTRACCION)		
	-----		
	6 659		48 624
-----			
SEGUNDO.			
6 659(2216)		14 756 344	
(+) 48 624(115.06-107.6)3.66		1 327 610	
		-----	
		16 083 954	41 431
16 083 954/2236=	7 193		
-----			
TERCERO.			
7 193(2236)		16 083 954	
(+) 41 431(107.6-97.21)3.57		1 536 764	
		-----	
		17 620 718	33 648
17 620 718/2264=	7 783		
-----			
CUARTO.			
7 783(2264)		17 620 718	
(+) 33 648(97.21-82.91)3.43		1 650 401	
		-----	
		19 271 119	25 273
19 271 119/2301=	8 375		
-----			
QUINTO.			
8 375(2301)		19 271 119	
(+) 25 273(82.91-54.92)3.19		2 256 569	
		-----	
		21 527 688	16 190
21 527 688/2370=	9 083		
-----			

16 695 - 16 190 = 505 KG/HR EVAPORADOS DE MAS.

## ITERACION FINAL.

CANTIDAD DE VAPOR DE ESCAPE ESTIMADA = 16 250.8 KG/HR.

EFECTO.	VAPOR [KG/HR]	KJ/HR	JUGO.
PRIMERO.			62 852
16 250.8(2199)		35 735 509	
(-)62 852(115.06-96)3.72		4 456 408	
		-----	
		31 279 101	
31 279 101/2216=	14 115		
	-7 569 (EXTRACCION)		
	-----		
	6 546		48 737
SEGUNDO.			
6 546(2216)		14 505 936	
(+) 48 737(115.06-107.6)3.66		1 330 696	
		-----	
		15 836 632	
15 936 632/2236=	7 083		41 654
TERCERO.			
7 083(2236)		15 836 632	
(+) 41 654(107.6-97.21)3.57		1 545 043	
		-----	
		17 381 675	
17 381 675/2264=	7 677		33 977
CUARTO.			
7 677(2264)		17 381 675	
(+) 33 977(97.21-82.91)3.43		1 666 538	
		-----	
		19 048 213	
19 048 213/2301=	8 278		25 699
QUINTO.			
8 278(2301)		19 048 213	
(+) 25 699(82.91-54.92)3.19		2 294 615	
		-----	
		21 342 828	
21 342 828/2370=	9005		16 694

16 695 - 16 694 = 1 KG/HR LO CUAL SE CONSIDERA SUFICIENTEMENTE APROXIMADO.

UNA VEZ MAS, SIGUIENDO CON EL PROCEDIMIENTO, SE VUELVEN A CALCULAR LOS BRIX PARA CADA ETAPA EN BASE A LAS NUEVAS EVAPORACIONES OBTENIDAS. EN CASO DE HABER VARIACIONES MUJY PEQUEÑAS O SIMPLEMENTE NO HABERLAS, SE CONSIDERARA QUE LA CANTIDAD DE VAPOR ULTIMA UTILIZADA ES LA CORRECTA DADO QUE ES EN BASE A LOS VALORES DE DICHAS CONCENTRACIONES QUE VARIAN EL CALOR ESPECIFICO Y EL PUNTO DE EBULLICION.

CUERPO.

Cp [KJ/KG°C]

PRIMERO.

BX1E= 16.20  
 BX1S=  $10\ 182 + 100 / (62\ 852 - 14\ 115) = 20.89$   
 BX1M=  $(16.2 + 20.89) / 2 = 18.55$  3.72

SEGUNDO.

BX2E= 20.89  
 BX2S=  $10\ 182 + 100 / (48\ 737 - 7\ 083) = 24.44$   
 BX2M=  $(20.89 + 24.44) / 2 = 22.67$  3.66

TERCERO.

BX3E= 24.44  
 BX3S=  $10\ 182 + 100 / (41\ 654 - 7\ 677) = 29.97$   
 BX3M=  $(24.44 + 29.97) / 2 = 27.21$  3.57

CUARTO.

BX4E= 29.97  
 BX4S=  $10\ 182 + 100 / (33\ 977 - 8\ 278) = 39.62$   
 BX4M=  $(29.97 + 39.62) / 2 = 34.6$  3.44

QUINTO.

BX5E= 39.62  
 BX5S=  $10\ 182 + 100 / (25\ 699 - 9\ 005) = 60.99$   
 BX5M=  $(39.62 + 60.99) / 2 = 50.31$  3.19

SE OBSERVA QUE ENTRE ESTOS VALORES DE CONCENTRACION Y LOS ANTERIORES OBTENIDOS, LAS VARIACIONES SON EN EL ORDEN DE LAS CENTESIMAS LO CUAL SE PUEDE ATRIBUIR AL REDONDEO UTILIZADO. SE CONSIDERA, POR LO TANTO, CORRECTA LA CANTIDAD DE VAPOR ESTIMADA EN LA ULTIMA ITERACION , ES DECIR:

$$VE = 16\ 250.8 = 16\ 251\ \text{KG/HR}$$

- CALCULO DE LOS COEFICIENTES DE GENERACION DE VAPOR DE CADA UNO DE LOS CUERPOS DEL EVAPORADOR.

CUERPO 1	14 115/654 = 21.58	KG/m <sup>2</sup> HR
CUERPO 2	7 083/654 = 10.83	KG/m <sup>2</sup> HR
CUERPO 3	7 677/576 = 13.33	KG/m <sup>2</sup> HR
CUERPO 4	8 278/576 = 14.37	KG/m <sup>2</sup> HR
CUERPO 5	9 005/576 = 16.53	KG/m <sup>2</sup> HR
COEFICIENTE PROMEDIO	= 15.15	KG/m <sup>2</sup> HR

COMPARANDO ESTE VALOR CON EL VALOR PROMEDIO SUGERIDO POR ALGUNOS AUTORES [1] (20 a 22 KG/m<sup>2</sup>HR) VEMOS QUE ES SENSIBLEMENTE MAS BAJO LO QUE NOS DEJA ENTREVER QUE EL EVAPORADOR ESTABA FUNCIONANDO EN CONDICIONES SUMAMENTE DESFAVORABLES.

CALCULANDO POR ULTIMO EL VAPOR VIVO NECESARIO EN EL EYECTOR DEL ULTIMO CUERPO DEL EVAPORADOR TENEMOS:[1]

EVAPORACION DEL ULTIMO EFECTO = 9 005 KG/HR  
VAPOR NECESARIO = 9 005 \* 0.05 \* 8.5 = 3 827 KG/HR.

AL VAPOR DE ESCAPE NECESARIO EN EL EVAPORADOR, ES NECESARIO ANADIRLE UNA CANTIDAD ADICIONAL QUE COMPENSE LAS PERDIDAS QUE IRREMEDIABLEMENTE SE PRESENTARAN DEBIDAS A LA RADIACION. LA CANTIDAD QUE HAY QUE ANADIR FLUCTUA SEGUN LOS AUTORES [1],[2] Y SEGUN EL ESTADO DEL AISLAMIENTO DEL EQUIPO ENTRE UN 10 Y UN 15% DE LA CANTIDAD DE VAPOR NECESARIA. EN NUESTRO CASO CONSIDERAMOS QUE DADO EL MAL ESTADO DEL EQUIPO, UN 15 % ES ADECUADO, POR LO TANTO LA DEMANDA REAL DE VAPOR DE ESCAPE EN EL EVAPORADOR SERIA:

16 251 \* 1.15 = 18 689 KG/HR.

VI.2.9 BALANCE.

TENIAMOS PENDIENTE DETERMINAR LA CANTIDAD DE VAPOR VIVO CON QUE CONTARIAMOS PARA EL RENGLON DE MISCELANEOS LO CUAL SE OBTIENE A CONTINUACION:

VAPOR VIVO DISPONIBLE	+ 54 482 KG/HR
VAPOR REQUERIDO EN EL TURBOGENERADOR	- 20 158 KG/HR
VAPOR REQUERIDO EN MOLINOS	- 23 562 KG/HR
VAPOR AL EYECTOR DEL TACHO	- 2 025 KG/HR
VAPOR AL EYECTOR DEL EVAPORADOR	- 3 827 KG/HR
	-----
DISPONIBLE PARA MISCELANEOS(*)	4 910 KG/HR

FOR ULTIMO DETERMINAMOS EL EXCEDENTE DE VAPOR DE ESCAPE:

VAPOR DE ESCAPE DISPONIBLE	+ 43 720 KG/HR
VAPOR REQUERIDO EN CALENTADORES	- 2 129 KG/HR
VAPOR REQUERIDO EN EL EVAPORADOR	- 16 251 KG/HR
VAPOR REQUERIDO EN TACHOS	- 5 919 KG/HR
	-----
EXCEDENTE DE VAPOR DE ESCAPE	19 421 KG/HR

(\*) EL DESGLOSE DE MISCELANEOS SE ESTIMA COMO SIGUE:

- RECUPERABLES	4 410 KG/HR
- NO RECUPERABLES	500 KG/HR
	-----
- TOTAL	4 910 KG/HR



### VI.3 BALANCE HIDROTERMICO.

#### VI.3.1 BALANCE GENERAL.

##### a) AGUA A EVAPORACION.

JUGO MEZCLADO % CAÑA.....	80.29
% FIBRA EN CAÑA.....	12.57
BAGAZO % CAÑA.....	31.20
°BRIX JUGO ABSOLUTO.....	18.05
HUMEDAD % BAGAZO.....	52.00
IMBIBICION % CAÑA.....	11.50
IMBIBICION POR CACHAZA % CAÑA.....	3.67
PUREZA JUGO CLARIFICADO.....	80.60
PUREZA MELADURA.....	80.19
°BRIX MELADURA.....	60.99
HUMEDAD % CACHAZA.....	76.04
CACHAZA % CAÑA.....	5.50
BAGACILLO % CACHAZA .....	33.30
LECHADA DE CAL % CAÑA.....	1.02

##### AGUA QUE ENTRA POR JUGO EN CAÑA:

100 - 12.57	= 87.43 JUGO ABSOLUTO % CAÑA
100 - 18.05	= 81.95 AGUA % JUGO ABSOLUTO
87.43 * 0.8195	= 71.65 AGUA % CAÑA
78.138 * 0.7165	= 56 TON AGUA/Hr ENTRANDO POR CAÑA

##### AGUA QUE ENTRA EN LECHADA DE CAL:

78.138 * 0.0102	= 0.805 TON/Hr DE LECHADA
0.805 * (1-0.09)	= 0.726 TON/Hr = 726 Kg/Hr DE AGUA

AGUA QUE CIRCULA POR IMBIBICION EN MOLINOS :

$$78\ 138 * 0.115 = 8\ 986\ \text{Kg/Hr}$$

AGUA QUE CIRCULA POR IMBIBICION EN CACHAZA:

$$78\ 138 * 0.0367 = 2\ 867\ \text{KG/HR}$$

AGUA QUE SALE POR BAGAZO:

$$[(78\ 138 * 0.312) - 1\ 431] * 0.52 = 11\ 933\ \text{Kg/Hr}$$

AGUA QUE SALE POR CACHAZA:

$$\text{CACHAZA} = 78\ 138 * 0.055 = 4\ 298\ \text{KG/HR}$$

$$\text{HUMEDAD EN CACHAZA} = 4\ 298 (0.7604) = 3\ 268\ \text{KG/HR}$$

AGUA QUE SALE POR FLASH:

$$683\ \text{Kg/Hr}$$

BALANCE DE AGUA QUE ENTRA A LA FABRICA:

[Kg/Hr]

CANA	+ 56 000
IMBIBICION CANA	+ 8 986
BAGAZO	- 11 933
LECHADA DE CAL	+ 726
IMBIBICION DE CACHAZA	+ 2 867
CACHAZA	- 3 268
FLASH	- 683
T O T A L .....	52 695

AGUA QUE ENTRA SEGUN EL BALANCE DE MATERIALES A EVAPORACION:

$$62\ 852 ( 1 - 0.1620) = 52\ 670\ \text{Kg/Hr}$$

(La diferencia del 0.05 % [ 25 KG/HR ], se debe al redondeo y a pérdidas).

b) AGUA DE INYECCION NECESARIA. [1]

$$W = 572 / (T_2 - T_1)$$

DONDE:

W = KG DE AGUA FRIA / KG DE VAPOR AL CONDENSADOR

T<sub>2</sub> = TEMPERATURA DEL AGUA CALIENTE A LA PIERNA BAROMETRICA = 45 °C

T<sub>1</sub> = TEMPERATURA DEL AGUA FRIA DISPONIBLE = 24 °C

POR LO TANTO:  $W = 572 / (45 - 24) = 27.24 \text{ KG AGUA/KG VAPOR}$

\* TACHOS.

EVAPORACION = 4 764 KG/HR

AGUA NECESARIA = 4 764 ( 27.24 ) = 129 771 KG/HR

\* EVAPORADOR.

EVAPORACION DEL QUINTO EFECTO = 9 005 KG/HR

AGUA NECESARIA = 9 005 ( 27.24 ) = 245 296 KG/HR

\* TOTAL DE AGUA DE INYECCION.

$$129 771 + 245 296 = 375 067 \text{ KG/HR}$$

c) AGUA PARA ENFRIAMIENTO DE LA MELADURA.

CON EL FIN DE EVITAR QUE LA INVERSION CONTINUE DURANTE EL ALMACENAJE FINAL, ES NECESARIO BAJAR LA TEMPERATURA DEL PRODUCTO DE LOS 52.5 °C A LOS QUE ABANDONA EL TACHO A UNOS 40°C.

MELADURA @ 85.34°BX = 11 931 KG/HR

ΔT MELADURA = 52.5 - 40 = 12.5 °C

Cp MELADURA = [1 - 0.006 (85.34)] \* 4.186 = 2.04 KJ/KG°C

Cp AGUA = 4.186 KJ/KG°C

ΔT AGUA = 36 - 24 = 12 °C

Q agua = Q meladura

$$m \text{ agua} = (mCp \Delta T) \text{ meladura} / (Cp \Delta T) \text{ agua} = 304 240.5 / 50.232 =$$

$$6057 \text{ KG/HR}$$

d) NECESIDADES DE AGUA.

\* AGUA NECESARIA PARA EL PROCESO.

CONCEPTO.	[KG/HR]
III.1.1. IMBIBICION CARA	8 986
III.1.2. LECHADA DE CAL	726
III.1.3. IMBIBICION DE CACHAZA	2 867
III.1.4. GENERACION DE VAPOR	54 482
III.1.5. INYECCION	375 067
III.1.6. ENFRIAMIENTO MELADURA	6 057
III.1.7. PERDIDAS NO CUANTIFICADAS	P1
-----	
III.1.8. T O T A L	448 185 + P1

\* AGUA PERDIDA (NO RECUPERABLE).

CONCEPTO	[KG/HR]
III.2.1. MELADURA @ 85.34 °BX	1 749
III.2.2. MISCELANEOS NO RECUPERABLES	500
III.2.3. BAGAZO	11 933
III.2.4. CACHAZA	3 268
III.2.5. TANQUE FLASH	683
-----	
III.2.6. T O T A L	18 133

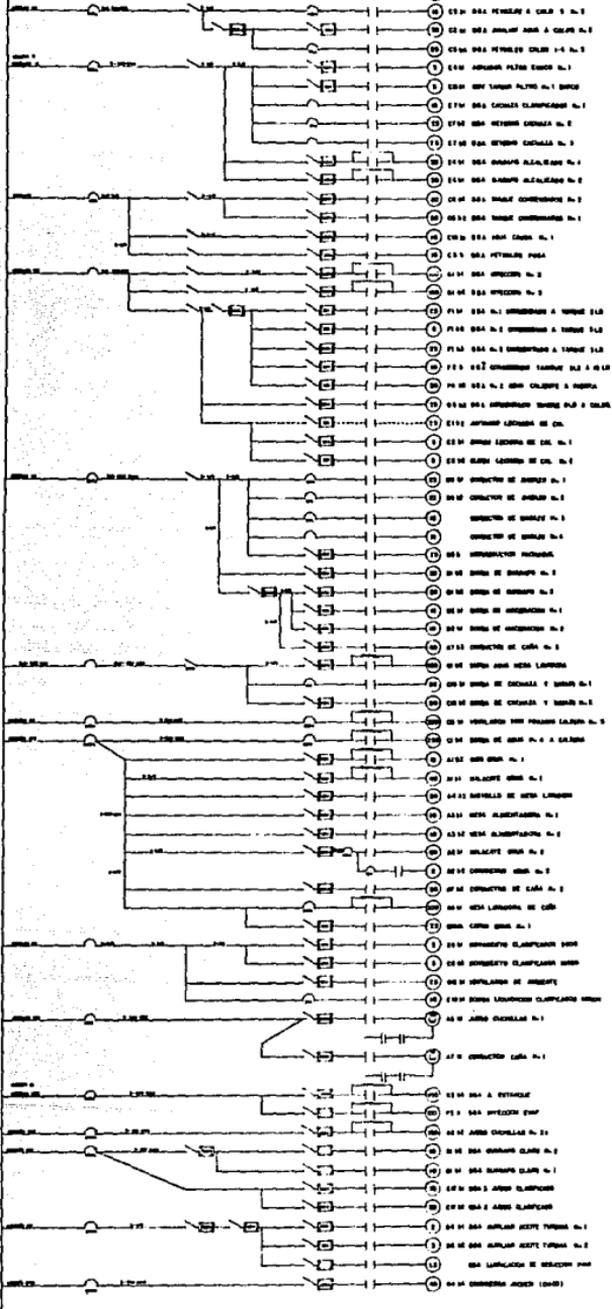
\* AGUA POTENCIALMENTE RECUPERABLE.

CONCEPTO	[KG/HR)
III.3.1. CONDENSADOS PUROS	
- CONDENSADO TACHO	5 919
- 2a ETAPA CALENTADOR	2 129
- CONDENSADO 1er CUERPO	16 251
- VAPOR DE ESCAPE NO USADO	19 421
- MISCELANEOS RECUPERABLES	4 410
	-----
	48 130
III.3.2. CONDENSADOS VEGETALES UTILES	
- 1a ETAPA CALENTADOR	7 569
- CONDENSADO 2o CUERPO	6 546
	-----
	14 115
III.3.3. CONDENSADOS VEGETALES NO UTILES	
- CONDENSADO 3er CUERPO	7 083
- CONDENSADO 4o CUERPO	7 677
- CONDENSADO 5o CUERPO	8 278
	-----
	23 038
III.3.4. RECHAZO	
- EYECTOR TACHO	2 025
- EYECTOR EVAPORADOR	3 827
- ENFRIAMIENTO MELADURA	6 057
- VAPOR DEL QUINTO CUERPO	9 005
- VAPOR DEL TACHO	4 764
	-----
	25 678
T O T A L	-----
	110 961
III.3.5. INYECCION	175 067
T O T A L	-----
	486 028
III.3.6. PERDIDAS NO CUANTIFICADAS	P2
III.3.7. T O T A L	-----
	486 028 + P2

e) BALANCE.

AGUA RECUPERABLE - AGUA NECESARIA= 486 028 - 448 185= 37 843 KG/HR  
EN TEORIA SE CUENTA CON UN EXCESO DE AGUA RECUPERABLE POR LO CUAL  
LA SUMA DE LAS PERDIDAS NO CUANTIFICADAS P1 + P2 NO DEBE EXCEDER LOS 37 843  
KG/HR PARA NO DEPENDER DE SUMINISTRO EXTERIOR. LA REALIDAD FUE QUE SE  
TUVIERON GRANDES EMISIONES DE VAPOR HACIA EL EXTERIOR LO CUAL TRAJO COMO  
CONSECUENCIA EL USO CONTINUO DE SUMINISTRO DE LA RED.





#### VI.4.1.2 SISTEMA DE GENERACION. CARACTERISTICAS.

La generación de corriente eléctrica se llevó a cabo mediante el uso de dos turbogeneradores; el primero de ellos de marca General Electric con capacidad de 1MW, en tanto que el segundo era de marca Shinko con capacidad de 2 MW. Las turbinas en ambos casos son de contrapresión con relación 14 bar/ 1 bar. El voltaje generado era de 480 volts en tres fases a una frecuencia de 60 Hz. Las velocidades de los rotores eran respectivamente 1200 y 1 800 rpm.

#### VI.4.1.3 ANALISIS DEPARTAMENTAL DE CARGAS.

EL FACTOR DE POTENCIA FUE PARA TODOS LOS CASOS = 0.85 (LEIDO).

EL VALOR DEL VOLTAJE EN TODOS LOS CASOS FUE DE 480 Volts

LA POTENCIA SE CALCULO:  $P = \sqrt{3} * V * A * f.p.$  [kW]

LOS VALORES DE CORRIENTE SON PROMEDIO DE TRES LECTURAS.

EN CUANTO AL USO 1 INDICA USO CONTINUO

2 INDICA USO PERIODICO (70 % DEL TIEMPO EFECTIVO)

3 INDICA MOTOR DE RESERVA PARA CASO DE REPARACIONES O SERVICIO AL MOTOR PRINCIPAL.

No.	EQUIPO.	[H.P.]	[Amp]	P[kW]	USO.
001	MALACATE GRUA No.1	40	33.6	23.74	2
002	GIRO GRUA No.1	10	9.66	6.83	2
003	CARRO GRUA No.1	7.5	5.33	3.77	2
004	MALACATE GRUA No.2	60	65	45.93	2
005	COMPRESOR GRUA No.2	2	2	1.41	2
006	MESA ALIMENTADORA No.1	18	24	16.96	1
007	MESA ALIMENTADORA No.2	18	24	16.96	3
008	MESA LAVADORA DE CARA	100	56.6	40.00	1
009	RASTRILLO DE MESA LAVADORA	20	9.33	6.60	1
010	JUEGO DE CUCHILLAS No.1	300	236.6	167.20	1

No.	EQUIPO.	[H.P.]	[Amp]	P[kW]	USO.
011	JUEGO DE CUCHILLAS No.2	150	86.66	61.24	1
012	CONDUCTOR DE CAÑA No.1	40	29.66	20.96	1
013	CONDUCTOR DE CAÑA No.2	30	9	6.36	1
014	CONDUCTOR DE CAÑA No.3	40	24.3	17.17	1
015	BOMBA DE GUARAPO No.2	30	33	23.32	1
016	BOMBA DE GUARAPO No.3	30	30	21.20	3
017	BOMBA DE MACERACION No.1	15	10.33	7.30	1
018	BOMBA DE MACERACION No.2	10	6.66	4.71	3
019	MOTOREDUCTOR PACHAQUIL	7.5	6.66	4.71	1
020	BOMBA AUXILIAR DE ACEITE TURBINA 1	2	1	0.71	1
021	BOMBA AUXILIAR DE ACEITE TURBINA 2	3	7	4.95	1
022	BOMBA LUBRICACION DE REDUCTOR PAVI	1.5	2	1.41	1
023	CONDUCTOR DE BAGAZO No.1	23	19.33	13.66	1
024	CONDUCTOR DE BAGAZO No.2	23	23	16.25	1
025	CONDUCTOR DE BAGAZO No.3	15	13	9.19	1
026	CONDUCTOR DE BAGAZO No.4	15	14.66	10.36	1
027	BOMBA DE AGUA No.4 A CALDERA	250	271.6	191.93	1
028	BOMBA AUXILIAR No.2	30	18.33	12.95	3
029	BOMBA DE PETROLEO POSA	15	7	4.95	3
030	BOMBA DE PETROLEO No.2 CALDERA 5	15	16.6	11.73	1
031	BOMBA DE PETROLEO No.1 CALDERA 1-4	25	11.3	7.99	1
032	BOMBA DE CONDENSADO No.1	30	21	14.84	1
033	BOMBA DE CONDENSADO No.2	20	15	10.60	3
034	VENTILADOR TIRO FORZADO CALDERA 5	350	253.3	179.00	1
035	BOMBA DE AGUA CRUDA No.1	10	6.6	4.66	1
036	AGITADOR LECHADA DE CAL	7.5	4.66	3.29	1
037	BOMBA LECHADA DE CAL No.1	5	9	6.36	1

No.	EQUIPO.	[H.P.]	[Amp]	P[kW]	USO.
038	BOMBA LECHADA DE CAL No.2	5	5.5	3.89	3
039	BOMBA DE GUARAPO ALCALIZADO No.1	30	23.3	16.47	1
040	BOMBA DE GUARAPO ALCALIZADO No.3	36	24	16.96	3
041	MOVIMIENTO CLARIFICADOR DOOR	3	3	2.13	1
042	MOVIMIENTO CLARIFICADOR MIRON	3	2.33	1.65	3
043	BOMBA CLARIFICADOR No.1	15	6.33	4.47	1
044	BOMBA DE RETORNO CACHAZA No.2	7.5	2	1.41	1
045	BOMBA DE RETORNO CACHAZA No.3	7.5	17	12.01	3
046	BOMBA LIQUIDACION CLARIFICADOR DOOR	10	9	6.36	3
047	BOMBA GUARAPO TURBIO No.1	10	10	7.07	1
048	BOMBA GUARAPO TURBIO No.2	20	13	9.19	3
049	MOVIMIENTO TAMBOR FILTRO EIMCO	3	1	0.71	1
050	MEZCLADOR DE BAGACILLO No.2	5	6	4.24	1
051	BOMBA VACIO FILTROS Y CACHAZA	40	32.6	23.04	1
052	BOMBA DE GUARAPO CLARIFICADO No.2	30	16	11.31	3
053	BOMBA DE GUARAPO CLARIFICADO No.3	75	7	4.95	1
054	BOMBA DE GUARAPO CLARO No.1	10	9	6.36	1
055	BOMBA DE GUARAPO CLARO No.2	10	5	3.53	3
056	VENTILADOR DE AMBIENTE	7.5	5	3.53	1
057	BOMBA DE CACHAZA Y BAGAZO No.1	20	13	9.19	1
058	BOMBA DE CACHAZA Y BAGAZO No.2	20	14.6	10.32	3
059	AGITADOR DE FILTRO EIMCO	3	3.33	2.35	1
060	BOMBA No.1 CONDENSADO A TANQUE 3 lb	7.5	12	8.48	1
061	BOMBA No.2 CONDENSADO A TANQUE 3 lb	5	4.66	3.29	1
062	BOMBA No.3 CONDENSADO A TANQUE 3 lb	7.5	4.66	3.29	3
063	BOMBA CONDENSADO TANQUE 3 lb A 8 lb	10	5.33	3.77	1
064	BOMBA CONDENSADO TANQUE 8 lb A CALD.	7.5	8.33	5.89	1
065	BOMBA No.2 AGUA CALIENTE A FABRICA	30	22.33	15.78	1

No.	EQUIPO.	[H.P.]	[Amp]	P[kW]	USD.
066	BOMBA INYECCION No.1 A EVAPORADOR	100	103.3	72.99	1
067	BOMBA INYECCION No.2 A EVAPORADOR	100	88.3	62.40	3
068	BOMBA INYECCION No.3 A EVAPORADOR	100	108.3	76.53	3
069	BOMBA DE RECHAZO No.1	100	100	70.67	1
070	BOMBA DE RECHAZO No.2	100	126.6	89.46	3
071	BOMBA DE RECHAZO No.3	100	96.6	68.26	3
072	BOMBA DE VACIO SIHI A TACHOS	75	48.6	34.34	1
073	BOMBA DE VACIO No.4	75	42	30.39	3
074	COMPRESOR JACUZZI 9 x 9	40	49.3	34.84	1
075	BOMBA AGUA SERVICIOS GENERALES No.4	75	76.6	54.13	1
076	BOMBA AGUA MESA LAVADORA	100	68	48.05	1
077	ALUMBRADO			30.00	1

CARGA TOTAL INSTALADA 1874.89 kW

CARGA DE REPUESTO -476.92 kW

30 % DE LA CARGA PERIODICA - 24.5 kW

CARGA PICO 1373.47 kW

CARGA PROMEDIO LEIDA DEL TABLERO 1050 kW

CARGA CONSIDERADA PARA EFECTOS DE CALCULO..... 1200 kW

#### VI.4.1.4 PARAMETROS OBTENIDOS.

REPARTIENDO LA CARGA ENTRE LAS TONELADAS DE CAÑA Y DE PRODUCTO FINAL TENEMOS:

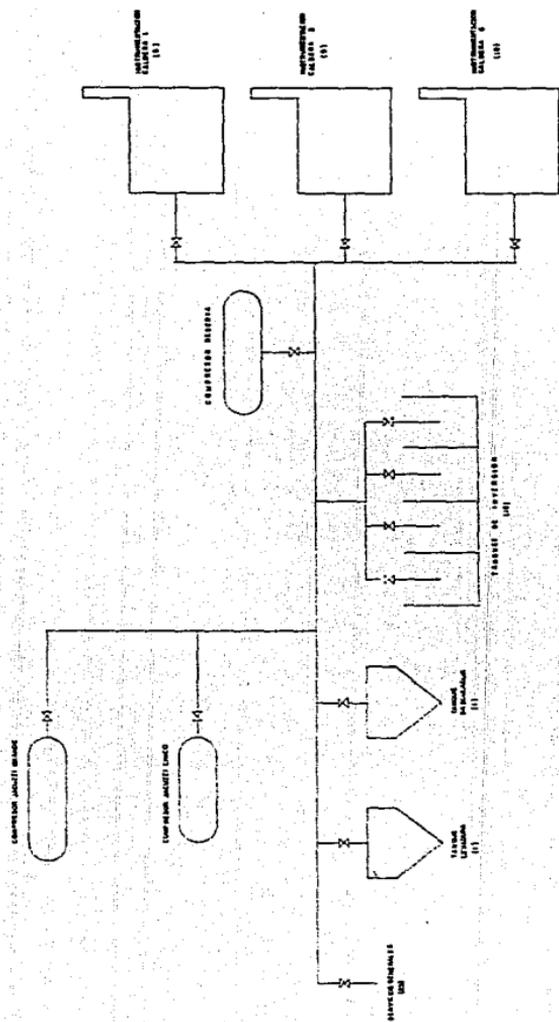
TONELADAS DE CAÑA POR HORA : 78.138 TCH

PRODUCCION DE MELACON : 11 931 KG/HR

CARGA : 1 200 kW

CONSUMO ESPECIFICO POR TONELADA DE CAÑA:  $1\ 200 / 78.138 = 15.36$  kW/TCH

CONSUMO ESPECIFICO POR KG DE MELACON:  $1\ 200 / 11\ 931 = 0.1$  KW/KG/HR



INGENIO OCAJALCO S.A.  
 RED PNEUMÁTICA  
 LOS NÚMEROS ENTRE PARENTESIS  
 INDICAN EL NÚMERO DE PUNTO  
 DE CONSUMO

#### VI.4.2. AIRE COMPRIMIDO.

##### VI.4.2.2. RED NEUMATICA. CARACTERISTICAS.

EN COMPARACION CON EL PROCESO TRADICIONAL DEL AZUCAR, EL PROCESO DE ELABORACION DEL MELACON PRESENTA UN CONSUMO SENSIBLEMENTE MAYOR DE AIRE COMPRIMIDO; ESTO SE DEBE, FUNDAMENTALMENTE, AL USO DE ESTE RECURSO EN LOS TANQUES DE INVERSION DEL PRODUCTO COMO AGITADOR Y HOMOGENIZADOR.

HAY SIN EMBARGO PUNTOS EN COMUN DE CONSUMO DE AIRE COMPRIMIDO EN AMBOS PROCESOS COMO LOS SON :

- INSTRUMENTACION
- TANQUES BASCULADORES
- SERVICIOS GENERALES.

LA RED SE ENCUENTRA ALIMENTADA POR DOS COMPRESORES PRINCIPALES DE 9 X 9" Y DE 12 X 11" CON MOTORES DE 100 Y 40 H.P. RESPECTIVAMENTE Y POR OTROS AUXILIARES QUE SON UNO EN LA PLANTA DE FUERZA DE 5 H.P., OTRO EN EL DEPARTAMENTO DE CALDERAS DE 20 H.P. Y OTRO MAS EN EL MOLINO No.1 DE 10 H.P.

ADICIONALMENTE, SE CUENTA CON UN COMPRESOR DE 2 H.P. PARA EL CONSUMO EXCLUSIVO DE LA GRUA No.2 QUE NO SE ENCUENTRA UNIDO A LA RED PRINCIPAL.

EN CUANTO A LOS DIAMETROS DE TUBERIA UTILIZADOS Y SUS RESPECTIVAS LONGITUDES, SE PRESENTA LA SIGUIENTE TABLA EN LA QUE SE ANOTAN TAMBIEN LAS LONGITUDES EQUIVALENTES QUE RESULTAN DE LA CONVERSION DE LOS ACCESORIOS PRESENTES:

DIAMETRO [in]	LONGITUD TUBERIA [m]	LONGITUD EQUIVALENTE ACCESORIOS [m]	LONGITUD TOTAL [m]
1/2	68.00	0.48	68.48
3/4	156.50	2.06	158.56
1	82.70	4.51	87.21
1 1/2	140.90	10.19	151.09
2	176.50	25.86	202.36
3	24.00	2.42	26.42
5	7.00	16.59	23.59
8	8.00	5.69	13.69
<b>T O T A L</b>	<b>663.60</b>	<b>67.80</b>	<b>731.40</b>

EN CUANTO A LA VELOCIDAD DEL FLUJO EN LAS TUBERIAS, SE ESTIMA QUE EN LA INSTRUMENTACION ERA DE 50 A 70 ft/seg MIENTRAS QUE EN EL RESTO DE LAS SALIDAS ERA DE 80 ft/seg. LA PRESION EN LOS TANQUES ERA DE 5.5 KG/CM<sup>2</sup> MANOMETRICOS. EN CUANTO AL CONSUMO EN LAS TOMAS DE SERVICIOS GENERALES SE ESTIMO DEL 5 % DEL TIEMPO.

#### VI.4.2.3. ANALISIS DEPARTAMENTAL DE CONSUMOS.

##### \* INSTRUMENTACION.

- CALDERA 1 . 5 PUNTOS DE CONSUMO.
- CALDERA 2 . 5 PUNTOS DE CONSUMO.
- CALDERA 5 .10 PUNTOS DE CONSUMO.

**T O T A L** 20 PUNTOS DE CONSUMO

ESTIMANDO POR CADA PUNTO UN CONSUMO DE 0.75 ft<sup>3</sup>/min TENEMOS:

$$20 ( 0.75 ) = 15 \text{ ft}^3/\text{min}$$

\* INTERMITENTES.

- TANQUE BASCULADOR . 1 PUNTO DE CONSUMO.

- TANQUE DE LEVADURA. 1 PUNTO DE CONSUMO.

- SERVICIOS GENERALES. 23 PUNTOS DE CONSUMO.

-----  
T O T A L                    25 PUNTOS DE CONSUMO.

COMO SE ANOTO ANTERIORMENTE, SE ESTIMA UN TIEMPO DE FUNCIONAMIENTO PROMEDIO EN ESTAS TOMAS DEL 5% POR LO QUE EL CONSUMO TOTAL EN ESTE RENGLON SERA:

$$25 ( 0.75 ) 0.05 = 0.94 \text{ ft}^3/\text{min}$$

\* INVERSION DEL PRODUCTO.

DIAMETRO DE LAS SALIDAS: 1 "

VELOCIDAD A LA SALIDA : 80 ft/seg

$$\begin{aligned} \text{GASTO POR SALIDA} &= [\pi (1/12)^2 / 4] 80 = 0.44 \text{ ft}^3/\text{seg} (60) = \\ &= 26.4 \text{ ft}^3/\text{min} (60) = 1584 \text{ ft}^3/\text{HR}. \end{aligned}$$

CAPACIDAD DE CADA TANQUE DE INVERSION : 20 000 lts

TIEMPO PROMEDIO DE INVERSION : 8.27 HRS

CONSUMO POR TANQUE : 1584 ( 8.27 ) = 13 100 ft<sup>3</sup>

DENSIDAD DEL PRODUCTO : 1.35 KG / lt

PESO POR TANQUE 20 000 ( 1.35 ) = 27 000 KG

CONSUMO POR KG : 13 100/27 000 = 0.485 ft<sup>3</sup>/KG

PRODUCCION : 15 695 KG/HR

CONSUMO DE AIRE : 16 695 (0.485) = 8 100 ft<sup>3</sup>/HR =

$$135 \text{ ft}^3/\text{min}$$

\* CONSUMO TOTAL.

INSTRUMENTACION	15	ft <sup>3</sup> /min
INTERMITENTES	0.94	ft <sup>3</sup> /min
INVERSION	135	ft <sup>3</sup> /min
T O T A L	150.94	ft <sup>3</sup> /min

PARA EFECTOS DE CALCULO SE CONSIDERARAN 150 ft<sup>3</sup>/min.

VI.4.2.4. PARAMETROS OBTENIDOS.

PRODUCCION DE MELACON: 11 931 KG/HR

CONSUMO DE AIRE : 150 ft<sup>3</sup>/min = 9 000 ft<sup>3</sup>/HR

TONELADAS DE CAÑA POR HORA : 78.138 TCH

CONSUMO ESPECIFICO POR KG DE MELACON:

$$9\ 000 / 11\ 931 = 0.75\ \text{ft}^3 / \text{KG}$$

CONSUMO ESPECIFICO POR TONELADA DE CAÑA:

$$9\ 000 / 78.138 = 115.18\ \text{ft}^3 / \text{TC}$$

**VII. DIMENSIONAMIENTO DE LA PRODUCCION EN CONDICIONES MEJORADAS.**

VII.1 BALANCE DE MATERIALES EN MOLINOS.

(DATOS A LA FECHA DE LA ULTIMA CORRIDA)

- CAÑA MOLIDA A LA FECHA: 148 853.765 TC
- TIEMPO EFECTIVO DE MOLIENDA: 1905 HRS
- TONELADAS DE CARA MOLIDA:  $148\ 853.765/1\ 905 = 78.138\ \text{TC/hr} = 1875.312\ \text{TCD}$

(1) CAÑA

	[kg/hr]	%
POL	9 830	12.58
BRIX	12 322	15.77
FIBRA	9 822	12.57
AGUA	56 000	71.66
	-----	-----
	78 138	100.00

(2) AGUA DE IMBIBICION (\*)

	[kg/hr]	%
	15 628	20.00

(3) JUGO MEZCLADO

EXTRACCION DE JUGO MEZCLADO % CARA : 90 % (\*)

$$78\ 138 \times (0.90) = 70\ 324$$

	[kg/hr]	%
POL	9 388	13.35
BRIX	11 709	16.65
AGUA	49 227	70.00
	-----	-----
	70 324	100.00

(4) BAGAJO

$$\text{BAGAJO \% CARA : } 30.00 \% = 78\ 138 \times (0.30) = 23\ 441\ \text{KG/ HR}$$

	[kg/hr]	%
POL	1 392	5.94
BRIX	1 810	7.72
FIBRA	9 442	40.28
AGUA	12 189	52.00
	-----	-----
	23 441	100.00

COMPROBACION:

Caña	+	Agua de Imbibición	=	Jugo Mezclado	+	Bagazo
78,138		15 628		70 324		23 441
		93 766	=	93 765		

( LA DIFERENCIA DE 1 KG/HR SE ATRIBUYE AL REDONDEO DE CIFRAS ).

(\*) Se han variado aquí tan solo las cantidades correspondientes a los porcentajes de agua de imbibición y extracción de jugo mezclado sin afectarse la pol en bagazo así como en jugo, todo esto a fin de garantizar una comparación más objetiva con el caso real.

BALANCE DE SOLIDOS EN CLARIFICACION.

(1) SOLIDOS EN JUGO MEZCLADO: Bx del Jugo Mezclado = 16.65 °  
70 324 ( 0.1665 ) = 11 709 KG/HR

(2) SOLIDOS EN LECHADA: Bx de la Lechada = 9 °  
798 ( 0.09 ) = 72 KG/HR

(3) SOLIDOS EN BAGACILLO: Humedad en Bagacillo = 52 %  
1 431 ( 1 - 0.52 ) = 687 KG/HR

(4) SOLIDOS EN CACHAZA:  
HUMEDAD EN CACHAZA = 76.04 %  
4 298 ( 1 - 0.7604 ) = 1 030 KG/HR

(5) SOLIDOS EN JUGO CLARO:  
(1) + (2) + (3) = (4) + (5)  
(5) = 11 709 + 72 + 687 - 1 030  
(5) = 11 438 KG/HR  
BX = 11 438 / 70 357 = 16.26

(6) SOLIDOS EN MELADURA:  
11 438 KG/HR  
BX MELADURA = 70.00  
MELADURA = 70 357 ( 16.26 / 70.00 ) = 16 343 KG/HR

(7) SOLIDOS EN PRODUCTO FINAL:  
11 438 KG/HR  
BX PROD. FINAL = 85.00  
PRODUCTO FINAL = 16 343 ( 70.00 / 85.00 ) = 13 459 KG/HR.

BALANCE DE MATERIALES EN CLARIFICACION.

(5) LECHADA DE CAL

CONSUMO DE CAL = 0.919 kg/TC

DENSIDAD LECHADA = 5°Be = 9 Bx = 9%

$$\frac{78,138 \times 0.919}{0.09} = \frac{798 \text{ kg/hr}}{0.09} = 72 \text{ kg cal/hr}$$

(6) JUGO FILTRADO

SE CONSIDERA UN 15% DEL JUGO MEZCLADO(3) + LECHADA DE CAL (5)

$$(70\ 324 + 798) \cdot 0.15 = 10\ 668 \text{ kg/hr}$$

(7) JUGO ALCALINIZADO (A CALENTADORES)

$$70\ 324 + 798 + 10\ 668 = 81\ 790 \text{ kg/hr}$$

(8) JUGO CALIENTE ( A CLARIFICADOR)

$$\frac{81\ 790 (2675.27 \text{ kJ/kg} - 440.11 \text{ kJ/kg})}{2256.25 \text{ kJ/kg}} = 81\ 025 \text{ Kg/HR}$$

(9) VAPOR QUE SALE EN EL TANQUE FLASH

$$81\ 790 - 81\ 025 = 765 \text{ kg/hr}$$

(10) LODOS EN EL CLARIFICADOR

SE CONSIDERA EL 15% DEL JUGO MEZCLADO (3) + LECHADA DE CAL (5)

$$71\ 122 (0.15) = 10\ 668 \text{ kg/hr}$$

(11) JUGO CLARO ( A EVAPORADOR )

$$81\ 025 - 10\ 668 = 70\ 357 \text{ kg/hr}$$

(12) TORTA DE CACHAZA (SE CONSIDERA EL 5.5% EN CAÑA)

$$78,138 (0.055) = 4,298 \text{ kg/hr}$$

(13) BAGACILLO AL FILTRO

SE CONSIDERA EL 33.30 % DE LA CACHAZA OBTENIDA.

$$4\ 298\ (0.333) = 1\ 431\ \text{kg/hr}$$

(14) AGUA DE LAVADO

(13)	+	(14)	+	(10)	=	(6)	+	(12)
(14)	=	(6)	+	(12)	-	(10)	-	(13)
(14)	=	10 668	+	4 298	-	10 668	-	1 431
(14)	=	2 867 kg/hr	=	3.67 % CANA				

ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA.

## BALANCE GENERAL DE VAPOR.

### I. GENERACION DEL VAPOR VIVO.

SE PRESENTAN DOS OPCIONES: LA PRIMERA UTILIZAR LAS CALDERAS BAGACERAS 1 A 4 LIBERANDONOS DE ESTA FORMA DEL USO DEL COMBUSTOLEO. LA SEGUNDA, UTILIZAR SOLAMENTE LA CALDERA PAQUETE 5 CON FUNCIONAMIENTO EN BASE A COMBUSTOLEO EXCLUSIVAMENTE LO CUAL NOS OBLIGA A LA VENTA NECESARIA DE TODO EL BAGAZO PRODUCIDO.

LA PRODUCCION EN EL PRIMER CASO SERIA:

RATING DE GENERACION TEORICO (100%) = 16.85 KG/HR/m<sup>2</sup>

SUPERFICIES DE CALEFACCION DE LAS CALDERAS:

CALDERA 1:	976 m <sup>2</sup>
CALDERA 2:	515 m <sup>2</sup>
CALDERA 3:	515 m <sup>2</sup>
CALDERA 4:	515 m <sup>2</sup>
	-----
TOTAL	2 521 m <sup>2</sup>

GENERACION = 2 521 ( 16.85 ) = 42 479 KG/HR

CON 125% DEL RATING = 2 521 ( 16.85 ) (1.25) = 53 099 KG/HR

LA GENERACION EN EL SEGUNDO CASO SERTA:

GENERACION NOMINAL CALDERA 5 = 72 640 KG/HR.

EN BASE A UNA ESTIMACION PRELIMINAR, SE ESTIMA QUE LA CANTIDAD NECESARIA DE VAPOR VIVO SERA DEL ORDEN DE LOS 50 000 KG/HR POR LO QUE SE CONSIDERA MAS FACTIBLE TRABAJAR CON LA CALDERA 5 AL 70 % APROXIMADAMENTE DE SU CAPACIDAD NOMINAL QUE CON LA COMBINACION 1 A 4 A CERCA DEL 120%. DE ESTA MANERA SE ESTARIA CUBIERTO EN EL CASO DE UNA SOBREDEMANDA.

## II. CONSUMO DE VAPOR DEL TURBOGENERADOR.

SI SE OPTIMIZA EL USO DE LA ENERGIA EN EL INGENIO, ESTO ES, PENSANDO QUE EL EQUIPO UTILIZADO ESTUVIERA DIMENSIONADO EXPROFESO PARA LA PRODUCCION QUE NOS ATARE, ESTIMAMOS QUE EL CONSUMO PODRIA SER REDUCIDO HASTA QUEDAR EN 900 KW LO CUAL NOS PERMITIRIA RECURRIR AL USO DEL TURBOGENERADOR DE 1 MW CON UNA RESERVA PARA "PICOS" DE HASTA 100 KW. A LO ANTERIOR HABRIA QUE ANADIR EL HECHO DE QUE AL TRABAJAR MAS PROXIMOS A LA CAPACIDAD NOMINAL DEL TURBOGENERADOR, EL CONSUMO ESPECIFICO DE VAPOR DEL MISMO DISMINUYE.

POTENCIA REQUERIDA:	900 KW
CONSUMO ESPECIFICO(*):	30.37 lb/KW/Hr = 13.79 Kg/KW/Hr
CONSUMO DE VAPOR:	900 * 13.79 = 12 409 Kg/Hr

(\*) Del consumo especifico utilizado en el caso real (37 lb/KW/Hr) hemos considerado que una reducci3n de entre el 15 y el 20 % seria adecuada por lo que se ha tomado un 18 %, quedando el consumo especifico en 30.37 lb/KW/Hr.

## III. CONSUMO DE VAPOR EN LAS TURBINAS DE LOS MOLINOS.

TURBINA 1	650 HP
TURBINA 2	1000 HP
T O T A L	1 650 HP

CAPACIDAD EFECTIVA:	$1650 * 0.7 = 1155$ HP
CONSUMO ESPECIFICO:	45 Lb/HP/Hr = 20.4 Kg/HP/Hr
CONSUMO DE VAPOR:	$1155 * 20.4 = 23562$ Kg/Hr.

## IV. CALCULO DE VAPOR NECESARIO EN CALENTADORES.

SALTA A LA VISTA QUE POR EL HECHO DE TRABAJAR CON LA CALDERA 5, HABREMOS DE CONTAR CON UN EXCEDENTE DE VAPOR TANTO VIVO COMO DE ESCAPE. ES POR ELLO QUE NO SE HARA NECESARIO EL USO DE VAPOR VEGETAL PROCEDENTE DE EXTRACCIONES DE LOS CUERPOS DEL EVAPORADOR.

POR LO TANTO, EL CALCULO DE LOS CALENTADORES SE HARA CONSIDERANDO UNA SOLA ETAPA EN LA QUE EL JUGO ELEVE SU TEMPERATURA DE 24°C A 102 °C AUNQUE FISICAMENTE EL CALENTAMIENTO SE REALICE EN UN BANCO DE SEIS CUERPOS SUCESIVOS Y NO SOLAMENTE EN UNO.

$$\Delta T = 102 - 24 = 78^{\circ}\text{C}$$

$$m = 81\,790 \text{ KG/HR}$$

$$\text{BX} = (11\,709 + 72 + 1\,745) * 100 / 81\,790 = 16.54 \text{ *BX}$$

$$\text{Cp} = [ 1 - 0.006(16.54) ] * 4.186 = 3.77 \text{ KJ/KG }^{\circ}\text{C}$$

$$Q = M \text{ Cp } \Delta T = 24\,051\,167 \text{ KJ/HR}$$

$$\text{ENTALPIA @ 15 PSIG ( 2.05 BAR )} = 2\,199.8 \text{ KJ/KG}$$

$$\text{VAPOR NECESARIO} = 24\,051\,167 / 2199.8 = 10\,933 \text{ KG/HR}$$

ANADIENDO UN EXCEDENTE DEL 5 % PARA COMPENSAR PERDIDAS POR RADIACION:

$$10\,933 * 1.05 = 11\,480 \text{ KG/HR}$$

#### V. CALCULO DE LAS CONDICIONES DE OPERACION DEL TACHO.

EN ESTE CASO, LA CONCENTRACION FINAL QUE TIENE LUGAR EN EL TACHO SERA DE 70 \*BX, QUE ES LA CONCENTRACION A LA SALIDA DEL EVAPORADOR Y A TODO LO LARGO DE LA INVERSION, HASTA 85 \*BX QUE ES LA CONCENTRACION EL PRODUCTO FINAL.

$$\text{MELADURA @ 70 *BX} = 16\,343 \text{ KG/HR}$$

$$\text{PRODUCTO FINAL @ 85 *BX} = 13\,459 \text{ KG/HR}$$

$$\text{EVAPORACION NECESARIA} = 16\,343 - 13\,459 = 2\,884 \text{ KG/HR}$$

$$\text{ENTALPIA @ 26 " Hg VAC (0.135 BAR)} = 2\,376.6 \text{ KJ/KG}$$

$$\text{ENERGIA NECESARIA PARA LA EVAPORACION} = 6\,854\,114 \text{ KJ/HR}$$

$$\text{ENTALPIA @ 15 PSIG (2.05 BAR)} = 2\,199.8 \text{ KJ/KG}$$

$$\text{VAPOR NECESARIO} = 6\,854\,114 / 2\,199.8 = 3\,116 \text{ KG/HR}$$

$$\text{EXCEDENTE PARA CUBRIR PERDIDAS POR RADIACION (5 \%)} =$$

$$3\,116 ( 1.05 ) = 3\,272 \text{ KG/HR.}$$

VAPOR NECESARIO EN EL EYECTOR DEL TACHO:

$$2\,884 * 0.05 * 8.5 = 1\,226 \text{ KG/HR}$$

VI. CALCULO NUMERICO DEL VAPOR DE ESCAPE REQUERIDO POR EL EVAPORADOR.

JUGO CLARO ENTRANDO @ 16.26 °BX = 70 357 KG/HR  
 SOLIDOS ENTRANDO = 70 357 ( 0.1626 ) = 11 438 KG/HR  
 MELADURA SALIENDO @ 70 °BX = (16.26/70) \* 70 357  
 = 16 343 KG/HR

EVAPORACION REQUERIDA = 70 357 - 16 343 = 54 014 KG/HR

PARA UNA MOLIENDA DE LA MAGNITUD DE LA QUE AQUI SE ESTUDIA (78.138 TCH), LAS RECOMENDACIONES BIBLIOGRAFICAS [1],[2] NOS LLEVAN AL USO DE UN EVAPORADOR MULTIPLE DE TRES EFECTOS CON CUERPOS DE IGUAL TAMANO DADO QUE NO HAY NECESIDAD DE EXTRACCIONES.

CANTIDAD A EVAPORARSE POR RILLIEUX EN CADA CUERPO

$$50\ 014 / 3 = 18\ 005\ \text{KG/HR}$$

CALCULO PRELIMINAR DE LOS BRIX.

BXnE= BX A LA ENTRADA DEL CUERPO n

BXnS= BX A LA SALIDA DEL CUERPO n

BXnM= BX PROMEDIO EN EL CUERPO n

CUERPO	Cp [KJ/KG °C]
PRIMERO	
BX1E= 16.26	
BX1S= 11 438 / (70 357 - 18 005) = 21.85	
BX1M= 19.06	3.71
SEGUNDO	
BX2E= 21.85	
BX2S= 11 438 / (70 357 - 2(18 005)) = 33.3	
BX2M= 27.58	3.64
TERCERO	
BX3E= 33.3	
BX3S= 11 438 / (70 357 - 3(18 005)) = 70.00	
BX3M= 51.65	3.35

CALCULO DE LA DISTRIBUCION DE PRESIONES.

PRESION ATMOSFERICA= 760 mmHg= 1.0108 bar= 14.7 PSI

PRESION ABSOLUTA DEL VAPOR DE ESCAPE = 15 + 14.7= 29.7 PSIA  
= 2.05 bar

PRESION ABSOLUTA DE LA SALIDA DEL QUINTO CUERPO DEL EVAPORADOR  
= 26"Hg VAC= 0.135 bar

CAIDA TOTAL DE PRESION =  $\Delta P_{tot}$  = 2.05-0.135= 1.915 bar

ESCALONAMIENTO DE PRESIONES:

Por tratarse de tres cuerpos iguales sin necesidad de extracciones, los diferenciales de presiones se toman iguales, es decir:

$$\Delta p_{tot} = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3$$

$$\Delta p_1 = \Delta p_2 = \Delta p_3 = \Delta p$$

$$\Delta p = 1.915 / 3 = 0.6383$$

$$P_1 = 1.4117 \text{ bar}$$

$$P_2 = 0.7733 \text{ bar}$$

$$P_3 = 0.135 \text{ bar}$$

Se determinan ahora los estados termodinámicos correspondientes a estas presiones:

TABLA DE ESTADOS TERMODINAMICOS PARA CADA UNO DE LOS CUERPOS.

CUERPO	$P_{abs}$ [bar]	$T_{sat}$ [°C]	$h$ [KJ/KG]
CALANDRIA 1	2.05	121.02	2199.8
CUERPO 1	1.4117	109.56	2231.4
CUERPO 2	0.7733	92.58	2276.5
CUERPO 3	0.135	52.55	2376.6

- DIFERENCIA TOTAL DE TEMPERATURAS= 121.02 - 52.55 = 68.47 °C

- AUMENTO DEL PUNTO DE EBULLICION:

CUERPO	BXM(*BX)	A.P.E. [°C]
1	19.06	0.5
2	27.58	0.95
3	51.65	2.4
		-----
		Σ= 3.85

- DIFERENCIA EFECTIVA DE TEMPERATURA:

$$\Delta T_e = \Delta T - \Sigma \text{ A.P.E.} = 68.47 - 3.85 = 64.62 \text{ °C}$$

SEGUN EL PROCEDIMIENTO USADO, DEBEMOS AHORA CALCULAR LAS CAIDAS PARCIALES EFECTIVAS DE TEMPERATURA  $\Delta T_{e1}$ ,  $\Delta T_{e2}$ ,  $\Delta T_{e3}$  PARA LO CUAL SE TENDRAN QUE DETERMINAR LOS COEFICIENTES PARTICULARES DE TRANSFERENCIA DE CALOR  $U_1, U_2, U_3$ .

$$\Delta T_{e\text{tot}} = \Delta T_{e1} + \Delta T_{e2} + \Delta T_{e3}$$

$$\Delta T_{e2} = U_1 A_1 \Delta T_{e1} / U_2 A_2$$

$$\Delta T_{e3} = U_1 A_1 \Delta T_{e1} / U_3 A_3$$

SUSTITUYENDO Y FACTORIZANDO  $\Delta T_{e1}$  Y CONSIDERANDO QUE LAS TRES AREAS SON IGUALES TENEMOS:

$$\Delta T_{e\text{tot}} = (1 + (U_1/U_2) + (U_1/U_3)) * \Delta T_{e1}$$

- CALCULO DE LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR  $U_1, U_2, U_3$ :

USANDO LA FORMULA DE DESSIN:e

$$U_n = (100 - B_n) (T_n - 54) \text{ h/ } 1 \text{ 278.32}$$

DONDE:

$U_n$  = COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR CUERPO n [KJ/m2 HR °C]

$B_n$  = BRUX MEDIO DEL JUGO DENTRO DEL CUERPO n [°BX]

$T_n$  = TEMPERATURA ABSOLUTA DEL VAPOR CALENTANTE DENTRO DE LA CALANDRIA n [°C]

h = CALOR LATENTE DEL JUGO DENTRO DEL CUERPO n (KJ/KG)

1 278.32 ES UNA CONSTANTE NUMERICA DE DISEÑO PARA SISTEMA INTERNACIONAL.[9]

$$U_1 = (100-19.06)(121.02-54)(2231.4)/1\ 278.32 = 9\ 469\ \text{KJ/m}^2\ \text{HR}\ ^\circ\text{C}$$

$$U_2 = (100-27.58)(109.56-54)(2276.5)/1\ 278.32 = 7\ 166\ \text{KJ/m}^2\ \text{HR}\ ^\circ\text{C}$$

$$U_3 = (100-51.65)(92.58-54)(2376.6)/1\ 278.32 = 3\ 468\ \text{KJ/m}^2\ \text{HR}\ ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{\text{tot}} = (1 + 9469 / 7166 + 9469 / 3468) \Delta T_{\text{el}}$$

$$\Delta T_{\text{tot}} = 5.05 \Delta T_{\text{el}}$$

$$\Delta T_{\text{el}} = 64.62 / 5.05 = 12.80\ ^\circ\text{C}$$

DE DONDE:

$$\Delta T_{\text{e}2} = 16.91\ ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{\text{e}3} = 34.95\ ^\circ\text{C}$$

TABLA CORREGIDA DE ESTADOS TERMODINAMICOS.

CALANDRIA	Tsat[°C]	ΔTe[°C]	Tebull [°C]	A.P.E.[°C]	h [KJ/KG]
1	121.02	12.8	108.22	0.5	2235
2	107.72	16.91	90.81	0.95	2281.1
3	89.86	34.95	54.91	2.4	2370.92
SALIDA 3	52.51				

ITERACION INICIAL.

CANTIDAD DE VAPOR DE ESCAPE ESTIMADA = 19 000 KG/HR

EFECTO	VAPOR[KG/HR]	KJ/HR	JUGO
-----			
PRIMERO.			
19 000(2199.8)		41 796 200	70 357
(-)70 357(108.22-96)3.71		3 189 719	
		-----	
38 606 481/2235=	17 274	38 606 481	
			53 083
-----			
SEGUNDO.			
17 274(2235)		38 606 481	
(+) 53 083(108.22-90.81)3.64		3 363 997	
		-----	
41 970 478/ 2281.1=	18 399	41 970 478	34 684
-----			
TERCERO.			
18 399(2281.1)		41 970 478	
(+) 34 684(90.81-54.91)3.35		4 171 271	
		-----	
46 141 749/2370.92=	19 462	46 141 749	15 222
-----			

16 343 - 15 222 = 1 121 KG/HR EVAPORADOS DE MAS

ITERACION FINAL

CANTIDAD DE VAPOR DE ESCAPE ESTIMADA = 18 589 KG/HR

EFECTO	VAPOR[KG/HR]	KJ/HR	JUGO
-----			
PRIMERO.			
18 589(2199.8)		40 892 082	70 357
(-)70 357(108.22-96)3.71		3 189 719	
		-----	
37 702 363/2235=	16 869	37 702 363	
			53 488
-----			
SEGUNDO.			
16 869(2235)		37 702 363	
(+) 53 488(108.22-90.81)3.64		3 389 663	
		-----	
41 092 026/ 2281.1=	18 014	41 092 026	35 474
-----			
TERCERO.			
18 014(2281.1)		41 092 026	
(+) 35 474(90.81-54.91)3.35		4 266 281	
		-----	
45 358 307/2370.92=	19 131	45 358 307	16 343
-----			

SIGUIENDO CON EL PROCEDIMIENTO DESCRITO, CON LOS VALORES DE EVAPORACION OBTENIDOS DE LA ULTIMA ITERACION PARA CADA CUERPO, OBTENEMOS AHORA LAS NUEVAS CONCENTRACIONES EN ELLOS Y CON ESTO LOS CALORES ESPECIFICOS ASI COMO LOS AUMENTOS DEL PUNTO DE EBULLICION PARA FINALMENTE CALCULAR LAS NUEVAS CAIDAS EFECTIVAS DE TEMPERATURAS Y LLEGAR ASI A UNA NUEVA TABLA DE ESTADOS TERMODINAMICOS CORREGIDOS CON LA CUAL VOLVEREMOS A ITERAR A FIN DE OBTENER UNA NUEVA CANTIDAD DE VAPOR DE ESCAPE NECESARIA EN EL EVAPORADOR.

CUERPO. Cp [KJ/KG°C].

PRIMERO.

BX1E= 16.26  
 BX1S= 11 438 \* 100/53 488 = 21.38  
 BX1M= (16.26+21.38)/2= 18.82 3.71

SEGUNDO.

BX2E= 21.38  
 BX2S= 11 438 \* 100/35 474 = 32.24  
 BX2M= (21.38+32.24)/2= 26.81 3.65

TERCERO.

BX3E= 32.24  
 BX3S= 11 438 \* 100/16 343 = 70.00  
 BX3M= (32.24+70.00)/2= 51.12 3.38

- DIFERENCIA TOTAL DE TEMPERATURAS= 121.02 - 52.55 = 68.47 °C

- AUMENTO DEL PUNTO DE EBULLICION:

CUERPO	BXM[*BX]	A.P.E. [°C]
1	18.82	0.5
2	26.81	0.85
3	51.12	2.5
		E= 3.85

- DIFERENCIA EFECTIVA DE TEMPERATURA:

$\Delta T_e = \Delta T - E \text{ A.P.E.} = 68.47 - 3.85 = 64.62 \text{ °C}$

CALCULAMOS AHORA LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA,  
 A PARTIR DE ELLOS, CALCULAR LAS CAIDAS EFECTIVAS DE TEMPERATURA PARA CADA  
 CUERPO.

$$U1 = (100-18.82)(121.02-54)(2231.4)/1\ 278.32 = 9\ 497\ \text{KJ/m}^2\ \text{HR } ^\circ\text{C}$$

$$U2 = (100-26.81)(109.56-54)(2276.5)/1\ 278.32 = 7\ 242\ \text{KJ/m}^2\ \text{HR } ^\circ\text{C}$$

$$U3 = (100-51.12)(92.58-54)(2376.6)/1\ 278.32 = 3\ 506\ \text{KJ/m}^2\ \text{HR } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{\text{tot}} = (1 + 9497/7242 + 9497/3506) \Delta T_1$$

$$\Delta T_{\text{tot}} = 5.02 \Delta T_1$$

$$\Delta T_1 = 64.62 / 5.02 = 12.87\ ^\circ\text{C}$$

DE DONDE:

$$\Delta T_2 = 16.88\ ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_3 = 34.87\ ^\circ\text{C}$$

TABLA CORREGIDA DE ESTADOS TERMODINAMICOS.

CALANDRIA	Tsat [°C]	ΔTe [°C]	Tebull [°C]	A. P. E. [°C]	h [KJ/KG°C]
1	121.02	12.87	108.15	0.5	2235.2
2	107.65	16.88	90.77	0.85	2281.2
3	89.92	34.87	55.05	2.5	2370.6
SALIDA	52.55				

ITERACION INICIAL.

CANTIDAD DE VAPOR DE ESCAPE ESTIMADA = 18 589 KG/HR

EFECTO	VAPOR(KG/HR)	KJ/HR	JUGO
<b>PRIMERO.</b>			
18 589(2199.8)		40 892 082	70 357
(-)70 357(108.15-96)3.71		3 171 447	
		<u>37 720 635</u>	
37 720 635/2235.2=	16 876		53 481
<b>SEGUNDO.</b>			
16 876(2235.2)		37 720 635	
(+) 53 481(108.15-90.77)3.65		3 392 674	
		<u>41 113 309</u>	
41 113 309/ 2281.2=	18 023		35 458
<b>TERCERO.</b>			
18 023(2281.2)		41 113 309	
(+) 35 458(90.77-55.05)3.38		4 280 972	
		<u>45 394 281</u>	
46 141 749/2370.6 =	19 149		16 309

16 343 - 16 309 = 34 KG/HR EVAPORADOS DE MAS

## ITERACION FINAL

CANTIDAD DE VAPOR DE ESCAPE ESTIMADA = 18 577 KG/HR

EFFECTO	VAPOR[KG/HR]	KJ/HR	JUGO
<b>PRIMERO.</b>			
18 577(2199.8)		40 865 685	70 357
(-) 70 357(108.15-96)3.71		3 171 447	
		37 694 238	
37 694 238/2235.2=	16 864		53 493
<b>SEGUNDO.</b>			
16 864(2235.2)		37 694 238	
(+) 53 493(108.15-90.77)3.65		3 393 435	
		41 087 673	
41 087 673/ 2281.2=	18 011		35 482
<b>TERCERO.</b>			
18 011(2281.2)		41 087 673	
(+) 35 482(90.77-55.05)3.38		4 283 870	
		45 371 543	
45 371 543/2370.6 =	19 139		16 343

UNA VEZ MAS, SIGUIENDO CON EL PROCEDIMIENTO, SE VUELVEN A CALCULAR LOS BRIX PARA CADA ETAPA EN BASE A LAS NUEVAS EVAPORACIONES OBTENIDAS. EN CASO DE HABER VARIACIONES MUY PEQUENAS O SIMPLEMENTE NO HABERLAS, SE CONSIDERARA QUE LA CANTIDAD DE VAPOR ULTIMA UTILIZADA ES LA CORRECTA DADO QUE ES EN BASE A LOS VALORES DE DICHAS CONCENTRACIONES QUE VARIAN EL CALOR ESPECIFICO Y EL PUNTO DE EBULLICION.

CUERPO. Cp [KJ/KG°C]

PRIMERO.

BX1E= 16.26  
 BX1S= 11 438 \* 100/53 493 =21.38  
 BX1M= (16.26 + 21.38)/2= 18.82 3.71

SEGUNDO.

BX2E= 21.38  
 BX2S= 11 438 \* 100/35 482 =32.24  
 BX2M= (21.38 + 32.24)/2= 26.81 3.65

TERCERO.

BX3E= 32.24  
 BX3S= 11 438 \* 100/16 343 =70.00  
 BX3M= (32.24 + 70.00)/2= 51.12 3.38

SE OBSERVA QUE ENTRE ESTOS VALORES DE CONCENTRACION Y LOS ANTERIORES OBTENIDOS, LAS VARIACIONES SON NULAS. SE CONSIDERA POR LO TANTO CORRECTA LA CANTIDAD DE VAPOR ESTIMADA EN LA ULTIMA ITERACION , ES DECIR:

$$VE = 18\ 577\ \text{KG/HR}$$

SI, AL IGUAL QUE EN EL VAPOR A CALENTADORES Y AL TACHO TOMAMOS UN EXCEDENTE DEL 5 % PARA COMPENSAR PERDIDAS POR RADIACION:

$$VE = 18\ 577 * 1.05 = 19\ 506\ \text{KG/HR}$$

SI CONSIDERAMOS EL COEFICIENTE DE GENERACION PROMEDIO QUE SE DETERMINA EN LA LITERATURA [1][2] PARA UN TRIPLE EFECTO DE ESTAS CARACTERISTICAS CON EL FIN DE DETERMINAR EL TAMAÑO DE LOS CUERPOS Y CONFIRMAR QUE LA EVAPORACION PROPUESTA SEA FACTIBLE:

EVAPORACION NECESARIA: 54 014 KG/HR

COEFICIENTE PROMEDIO: 36 KG/HR/m<sup>2</sup>

SUPERFICIE NECESARIA:  $54\ 014 / 36 = 1500\ m^2$

TAMAÑO DE CADA CUERPO:  $1500 / 3 = 500\ m^2$

ESTE TAMAÑO OBTENIDO PARA LOS CUERPOS ES BASTANTE NORMAL E INCLUSO ES MENOR AL DE LOS CUERPOS DEL QUINTUPLE EFECTO CON EL QUE SE OPERO EN LA REALIDAD.

CALCULANDO POR ULTIMO EL VAPOR VIVO NECESARIO EN EL EYECTOR DEL ULTIMO CUERPO DEL EVAPORADOR TENEMOS:

EVAPORACION DEL ULTIMO EFECTO = 19 139 KG/HR

VAPOR NECESARIO =  $19\ 139 * 0.05 * 8.5 = 8\ 134\ KG/HR.$

HACIENDO EL BALANCE FINAL:

VAPOR VIVO DISPONIBLE(*)	+ 51 206 KG/HR
VAPOR REQUERIDO EN EL TURBOGENERADOR	- 12 409 KG/HR
VAPOR REQUERIDO EN MOLINOS	- 23 562 KG/HR
VAPOR AL EYECTOR DEL TACHO	- 1 226 KG/HR
VAPOR AL EYECTOR DEL EVAPORADOR	- 8 134 KG/HR
	-----
DISPONIBLE PARA MISCELANEOS	5 875 KG/HR

SIN EMBARGO LA CANTIDAD NECESARIA SERA :

MISCELANEOS RECUPERABLES(**)	3 087 KG/HR
MISCELANEOS NO RECUPERABLES(**)	350 KG/HR
	-----
TOTAL MISCELANEOS	3 437 KG/HR
EXCEDENTE REAL DE VAPOR VIVO	2 438 KG/HR

POR ULTIMO DETERMINAMOS EL EXCEDENTE DE VAPOR DE ESCAPE:

VAPOR DE ESCAPE DISPONIBLE	+ 35 971 KG/HR
VAPOR REQUERIDO EN CALENTADORES	- 11 480 KG/HR
VAPOR REQUERIDO EN EL EVAPORADOR	- 19 506 KG/HR
VAPOR REQUERIDO EN TACHOS	- 3 272 KG/HR
	-----
EXCEDENTE DE VAPOR DE ESCAPE	1 713 KG/HR

(\*) Se ha ajustado la demanda de vapor vivo de manera que exceda en un 5 % las necesidades reales.

(\*\*) En el caso de los misceláneos, se ha considerado una reducción del 30 % para ambos casos respecto al anterior.



BALANCE HIDROTERMICO.

a) AGUA A EVAPORACION.

JUGO MEZCLADO % CAÑA.....	90.00
% FIBRA EN CAÑA.....	12.57
BAGAZO % CAÑA.....	30.00
*BRIX JUGO ABSOLUTO.....	18.05
HUMEDAD % BAGAZO.....	52.00
IMBIBICION % CAÑA.....	20.00
IMBIBICION POR CACHAZA % CAÑA.....	3.67
*BRIX MELADURA.....	70.00
HUMEDAD % CACHAZA.....	76.04
CACHAZA % CAÑA.....	5.50
BAGACILLO % CACHAZA .....	33.30
LECHADA DE CAL % CAÑA.....	1.02

AGUA QUE ENTRA POR JUGO EN CAÑA:

100 - 12.57	= 87.43 JUGO ABSOLUTO % CAÑA
100 - 18.05	= 81.95 AGUA % JUGO ABSOLUTO
87.43 * 0.8195	= 71.65 AGUA % CAÑA
78.138 * 0.7165	= 56 TON AGUA/Hr ENTRANDO POR CAÑA

AGUA QUE ENTRA EN LECHADA DE CAL:

78.138 * 0.0102	= 0.805 TON/Hr DE LECHADA
0.805 * (1-0.09)	= 0.726 TON/Hr = 726 Kg/Hr DE AGUA

AGUA QUE CIRCULA POR IMBIBICION EN MOLINOS:

78 138 * 0.2	= 15 628 Kg/Hr
--------------	----------------

AGUA QUE CIRCULA POR IMBIBICION EN CACHAZA:

78 138 * 0.0367	= 2 867 Kg/Hr
-----------------	---------------

AGUA QUE SALE POR BAGAZO:

$$[(78\ 138 * 0.30) - 1\ 431] * 0.52 = 11\ 445\ \text{Kg/Hr}$$

AGUA QUE SALE POR CACHAZA:

$$\text{CACHAZA} = 78\ 138 ( 0.055 ) = 4\ 298\ \text{KG/HR}$$

$$\text{HUMEDAD EN CACHAZA} = 4\ 298 ( 0.7604 ) = 3\ 268\ \text{KG/HR}$$

AGUA QUE SALE POR FLASH:

765 Kg/Hr

BALANCE DE AGUA QUE ENTRA A LA FABRICA:

(Kg/Hr)

CARA	+ 56 000
IMBIBICION CARA	+ 15 628
BAGAZO	- 11 445
LECHADA DE CAL	+ 726
IMBIBICION DE CACHAZA	+ 2 867
CACHAZA	- 3 268
FLASH	- 765

T O T A L ..... 59 743

AGUA QUE ENTRA SEGUN EL BALANCE DE MATERIAJES A EVAPORACION:

$$70\ 357 ( 1 - 0.1626 ) = 58\ 917\ \text{Kg/Hr}$$

(La diferencia del 1.4 % { 826 KG/HR}, se debe al redondeo y a pérdidas).

b) INYECCION.

EL AGUA DE INYECCION NECESARIA SE CALCULA DE LA MISMA MANERA QUE EN EL PRIMER CASO RESULTANDO:

27.24 KG agua/KG vapor

\* TACHOS.

EVAPORACION = 2 884 KG/HR

AGUA = 2 884 \* 27.24 = 78 560 KG/HR

\* EVAPORADOR.

EVAPORACION DEL TERCER EFECTO = 19 139 KG/HR

AGUA = 19 139 \* 27.24 = 521 346 KG/HR

\* TOTAL.

78 560 + 521 346 = 599 906 KG/HR

c) ENFRIAMIENTO DE MELADURA.

T a la salida de tachos = 52.5 °C

MELADURA @ 85 Bx = 13 459 KG/HR

T a la que se detiene la inversión = 40 °C

ΔT = 52.5 - 40 = 12.5 °C

Cp = [1 - 0.006(85)] 4.186 = 2.05 KJ/KG °C

Cp agua = 4.186 KJ/KG°C

ΔT agua = 36 - 24 = 12 °C

Q agua = Q meladura

m agua = m mel ΔT mel / Cp mel / Cp agua ΔT agua

m agua = 6 866 KG/HR

d) BALANCE.

\* AGUA NECESARIA.

	KG/HR
IMBIBICION CARA	15 628
LECHADA DE CAL	726
IMBIBICION CACHAZA	2 867
GENERACION DE VAPOR	51 206
INYECCION	599 906
ENFRIAMIENTO	6 866
PERDIDAS	P1
-----	
T O T A L	677 199 + P1

\* AGUA PERDIDA.

MELADURA @ 85 *Bx	2 019
MISCELANEOS NO RECUPERABLES	350
BAGAZO	11 445
CACHAZA	3 268
TANQUE FLASH	765
-----	
T O T A L	17 847

\* AGUA POTENCIALMENTE RECUPERABLE

CONDENSADOS PUROS

CONDENSADO DEL TACHO	3 272
CALENTADOR	11 480
CONDENSADO 1er CUERPO	19 506
ENFRIAMIENTO MELADURA	6 866
-----	
	41 124

CONDENSADOS VEGETALES A TRATAMIENTO

CONDENSADO 2o CUERPO	16 864
CONDENSADO 3er CUERPO	18 011
MISCELANEOS RECUPERABLES	3 087
-----	
	37 962

RECHAZO

EYECTOR TACHO	1 226
VAPOR TACHO	2 884
EYECTOR TRIPLE	8 134
VAPOR TRIPLE	19 139
-----	
	31 383

INYECCION 599 906

PERDIDAS NO CUANTIFICADAS P2

-----  
T O T A L 710 375 + P2

\* BALANCE.

710 375 - 677 199 = 33 176 KG/HR

SE CUENTA CON UN EXCESO TEORICO DE AGUA DE 33 176 KG/HR POR LO QUE LA SUMA DE LAS PERDIDAS NO CUANTIFICADAS P1 + P2 NO DEBE EXCEDER DE ESTA CANTIDAD CON EL FIN DE NO TENER QUE DEPENDER DE SUMINISTRO EXTERNO.



VIII. COMPARACION DE ALGUNOS INDICADORES CON EL PROCESO  
TRADICIONAL DEL AZUCAR.

a) Consumo de Vapor.

La literatura especializada [7] fija los consumos de vapor de alta presión en función de las diferentes clases de azúcar producida, así por ejemplo, para el caso del refinado, se habla de aproximadamente 550 Kg/TCM; para estándar blanco 500 Kg/TCM y para mascabado 450 Kg/TCM. Los resultados obtenidos en la fábrica de Oacalco (a condiciones de elevada ineficiencia), arrojan cifras de hasta 950 Kg/TCM (refinado) y 697 Kg/TCM en la producción de Melacón.

Para las condiciones mejoradas, según cálculo, se palpa una reducción significativa en el proceso de meladura invertida (624 Kg/TCM).

PROCESO	CONDICIONES	RECOMENDACIONES	CONDICIONES
MASCABADO	-	450	-
EST. BLANCO	-	500	-
REFINADO	950	550	-
MELACON	697	-	624

Se hace evidente que la reducción entre los dos casos del "Melacón" no es de la misma proporción que la existente entre los dos casos del refinado y que incluso el consumo continúa siendo superior al valor recomendado para éste último. Esto se debe a que los casos "recomendados" se basan en cálculos teóricos para plantas con procesos OPTIMIZADOS, en tanto que nuestro análisis es para condiciones únicamente MEJORADAS.

b) Energía Eléctrica.

En el ciclo de cogeneración con que operan los ingenios, se emplean turbinas de contrapresión ( 14 / 1 bar ): El consumo de energía eléctrica en la fábrica fluctúa entre 15 y 18 Kw-hr/TCM. De los informes de corrida del Ingenio en cuestión, se infiere que para la producción de azúcar refinado se generaron hasta 30 Kw-hr/TCM debido principalmente a los desbalances departamentales y a las elevadas ineficiencias del equipo en operación. En la zafra industrial de "Melacón", la generación ascendió a 15.36 Kw-hr/TCM estimando una reducción significativa para las condiciones mejoradas ( 11.52 Kw-hr/TCM ).

PRODUCTO	KW-HR/TCM REAL	CONDICIONES MEJORADAS
REFINADO	30	-
MELACON	15.36	11.52

c) Aire Comprimido.

Una vez más, haciendo referencia a lo mencionado a este respecto en la literatura [7], tenemos que, para fábricas con moliendas de hasta 2500 TCD ( que es nuestro caso pues hablamos de 1875 TCD ) un gasto normal será de 125 ft<sup>3</sup>/min; para moliendas de entre 2500 y 5000 TCD se estiman 250 ft<sup>3</sup>/min y finalmente para moliendas de más de 5000 TCD se consideran 375 ft<sup>3</sup>/min. Para el "Melacón" en el caso real, se obtuvo un gasto de 150 ft<sup>3</sup>/min lo cual no es del todo malo sobre todo si consideramos que el proceso de la meladura invertida, debido a la operación misma de la inversión, requiere un mayor consumo de aire comprimido que el proceso convencional. Adn así, para el caso ideal podemos considerar una pequeña reducción debida principalmente al uso de una sola caldera y a la supresión de posibles fugas.

PROCESO	CONSUMO EN ft <sup>3</sup> /min
TRADICIONAL	125
MELACON REAL	150
MELACON MEJORADO	135

Se hace evidente del análisis de los resultados anteriormente presentados para las tres modalidades, el hecho de que la producción de meladura invertida en las condiciones mejoradas es sumamente factible de ser llevada a cabo sin necesidad de instalar equipos de capacidades muy superiores a los actualmente existentes. Aunado a lo anterior, se contempla la evidente reducción en el consumo de energía eléctrica lo cual podría, a futuro, conllevar a un posible acuerdo de venta de energía a la Compañía de Luz con el consecuente beneficio económico para el Ingenio.

## **IX. EVALUACION ECONOMICA.**

## IX. EVALUACION ECONOMICA .

El tema relacionado con la fijación del precio al " MELACON " nos lleva al enfrentamiento de dos criterios; por un lado el del productor que pretenderá venderlo cuando menos al equivalente de los ingresos que el Ingenio obtendría si se hubiese industrializado la caña para obtener azúcar y miel final; y por el otro el de los adquirentes, quienes pretenderían cubrir un precio intermedio entre el azúcar granulada y las melazas.

Para poder realizar una estimación que nos permita concluir a este respecto, es necesario primero hacer una breve revisión de la forma de liquidación de la caña a los agricultores por parte de los Ingenios. En nuestro país el Gobierno Federal establece lo que se llama un rendimiento mínimo de garantía. Esto es, por cada tonelada de caña que recibe el ingenio, éste tiene que pagar a los cañicultores un mínimo equivalente a 83 Kg de azúcar base estándar (K.A.B.E.) es decir, el 8.3 % de la caña. Así mismo las pérdidas de sacarosa a lo largo del proceso tienen como límite máximo admisible un 2.5% de la caña, esto es, 25 K.A.B.E. por tonelada; en caso de que las pérdidas superen este monto el Ingenio se compromete a cubrir la diferencia en favor del cañero.

Una vez establecido este criterio, lo que procederemos a hacer es el análisis comparativo del impacto que, en tres diferentes condiciones de producción, tiene el precio de la materia prima toda vez que, como se ha venido mencionando en las diferentes secciones del presente trabajo, es este el rubro que más repercute en las finanzas de un Ingenio.

Los tres escenarios que estudiaremos son:

ESCENARIO	I	II	III
RENDIMIENTO INDUSTRIAL K.A.B.E./T.C.	100	90	83
PERDIDAS TOTALES K.A.B.E./T.C.	25	30	35
PRODUCCION MIEL FINAL KG/T.C.	30	35	40

Para continuar, es necesario conocer la forma en que se encuentran repartidos por departamentos los costos de producción. Para ello hemos considerado que lo más adecuado es tomar como referencia un ingenio que operó en una situación muy cercana a la del punto de equilibrio ya que, como se ha dicho, las condiciones de operación del ingenio Oacalco durante el proceso de elaboración de azúcar invertido fueron poco representativas dada una serie de circunstancias anormales que en algunos casos poco tuvieron que ver con el ramo azucarero. Es por ello que se presenta en forma ilustrativa el desglose de los costos de producción del Ingenio Bellavista (Edo. de Jalisco):

C O N C E P T O		¢ K.A.B.E.
MATERIA PRIMA	(M.P.)	58.5
MATERIALES	(M)	5.4
MANO DE OBRA	(M.O.)	30.0
DEPRECIACION Y AMORTIZACION	(D.A.)	0.4
GASTOS FINANCIEROS	(G.F)	5.6
-----		
T O T A L		100.0

Los precios de liquidación que consideraremos en todos los casos son los siguientes:

A los agricultores \$ 46,309.63 /T.C. (garantía) : \$ 557.9473 KABE  
 Al industrial \$ 965.00 / KABE  
 Miel final @ 85 °Bx \$ 62,500.00 / TON = \$ 62.50 / Kg

Analizando los ingresos en cada caso tenemos:

ESCENARIO I

100 Kg de azúcar	* 965.00	= 96,500.00
30 Kg de miel final	* 62.50	= 1,875.00
		<hr/>
T O T A L		= 98,375.00

ESCENARIO II

90 Kg de azúcar	* 965.00	= 86,850.00
35 Kg de miel final	* 62.50	= 2,187.50
		<hr/>
T O T A L		= 89,037.50

ESCENARIO III

83 Kg de azúcar	* 965.00	= 80,095.00
40 Kg de miel final	* 62.50	= 2,500.00
		<hr/>
T O T A L		= 82,595.00

Analizando ahora el costo de la materia prima tenemos:

ESCENARIO I

100 Kg. de azúcar	* 557.9473	= 55,794.73
25 Kg. de pérdidas		
( 25 - 25 ) = 0	* 557.9473	= 0.00
		<hr/>
T O T A L		= 55,794.73

ESCENARIO II

90 Kg. de azúcar	* 557.9473	= 50,215.26
30 Kg. de pérdidas		
( 30 - 25 ) = 5	* 557.9473	= 2,789.74
		<hr/>
T O T A L		= 53,005.00

ESCENARIO III

83 Kg. de azúcar	* 557.9473	= 46,309.63
35 Kg. de pérdidas		
( 35 - 25 ) = 10	* 557.9473	= 5,579.47
		<hr/>
T O T A L		= 51,889.10

Si ahora procedemos a igualar para el escenario I la cantidad obtenida por concepto de materia prima al porcentaje que habiamos considerado en este rubro, podemos obtener los montos de los otros conceptos. Esto es:

ESCENARIO I

M.P.	58.5 %	\$ 55,794.73
M.	5.4 %	\$ 5,150.31
M.O.	30.0 %	\$ 28,612.82
D.A.	0.4 %	\$ 381.50
G.F.	5.6 %	\$ 5,341.06
-----		
	100 %	\$ 95,280.42

Calculando la relación del costo de producción a los ingresos tenemos:

$$( 95,280.42 / 98,375.00 ) * 100 = 96.85 \%$$

Por lo que el margen de utilidad en este caso será:

$$100 - 96.85 = 3.15 \%$$

Para el caso de los otros dos escenarios, se considerará que los puntos designados como M., M.O., D.A. Y G.F. se mantienen constantes respecto al primero (\*) y tan solo variaremos el rubro de M.P. con lo que obtenemos:

ESCENARIO II

M.P.	\$ 53,005.00
M.	\$ 5,150.31
M.O.	\$ 28,612.82
D.A.	\$ 381.50
G.F.	\$ 5,341.06
-----	
	\$ 92,490.69

Calculando igual que en el escenario I el margen de utilidad:

$$( 92,490.69 / 89,037.50 ) * 100 = 103.88 \% = - 3.88 \%$$

### ESCENARIO III

M.P.	\$ 51,889.10
M.	\$ 5,150.31
M.O.	\$ 28,612.82
D.A.	\$ 381.50
G.F.	\$ 5,341.06
	-----
	\$ 91,374.79

Utilidad:

$$( 91,374.79 / 82,595.00 ) * 100 = 110.63 \% = - 10.63 \%$$

(\*) El hecho de considerar estos gastos iguales en los tres casos trae como consecuencia un resultado que no se apega por completo a la realidad. La experiencia demuestra que los ingenios que obtienen rendimientos menores a 100 K.A.B.E. presentan también costos notablemente superiores en todos estos renglones, derivados principalmente, de la prolongación del tiempo de molienda y el consecuente mal estado del equipo en general. Por consecuencia, las pérdidas reales en los escenarios II y III pudieran estar en el orden del 20 y 40 % respectivamente (cuando menos). Sin embargo, en virtud de la falta de algún mecanismo que nos proporcione los montos exactos de dichas variaciones consideramos que es válido considerar los valores obtenidos toda vez que nos permiten, aun dentro del error arriba considerado, visualizar las diferencias existentes entre los tres casos que es lo que se persigue en el presente trabajo.

Si procedemos ahora a realizar un análisis semejante a los anteriores para el MELACON considerando como costo de la materia prima uno similar al obtenido para el Escenario I, pero ajustando los demás puntos de acuerdo a las consideraciones que se anexan, obtenemos:

**MELACON**

M.P.	\$ 55,794.73
M.	\$ 4,042.99 (1)
M.O.	\$ 25,751.54 (2)
D.A.	\$ 381.50
G.F.	\$ 2,670.53 (3)
	<hr/>
	\$ 88,641.29

**NOTAS.**

(1) Al suprimir las áreas productivas más allá de tachos (manteniendo tan solo un par de estos equipos en operación) se estima una reducción del orden del 21.5 % al abatirse los consumos de productos químicos, materiales auxiliares y de mantenimiento, así como la energía consumida.

(2) Se estima también una reducción del orden del 10 % en la utilización de mano de obra en ambos ciclos (reparación y zafra) al no operar una gran cantidad de equipos.

(3) Solamente como mera referencia se estima del 50 % la reducción en este renglón, haciéndose la aclaración que es perfectamente factible operar con recursos propios sin necesidad de acudir a instancias financieras (anticipo y fondo revolvente).

Se presenta a continuación un extracto comparativo de los resultados obtenidos para los cuatro casos.

ESCENARIO	I	II	III	MELACON
INGRESOS	\$ 98,375.00	\$ 89,037.50	\$ 82,595.00	\$ 98,375.00
COSTO DE OPERACION	\$ 95,280.42	\$ 92,490.69	\$ 91,374.79	\$ 88,641.29
<hr/>				
MARGEN DE UTILIDAD	\$ 3,094.58	\$ -3,453.19	\$ -8,779.79	\$ 9,733.71
% DE UTILIDAD	3.15	-3.88	-10.63	9.89

Las posibilidades que presenta el sector azucarero, donde actualmente los Ingenios pueden comercializar libremente sus productos, plantean nuevas alternativas para el establecimiento y desarrollo de otras áreas, entre las cuales destaca la oportunidad de envasar el MELACON directamente en la planta, previa clarificación y/o filtración, con el propósito de mejorar su presentación y eliminar otras impurezas remanentes.

De esta forma, mediante eficientes canales de distribución, la comercialización de este material estaría plenamente garantizada, con un precio altamente competitivo comparado con el de otros también ofrecidos en el mercado. Esto redundaría, obviamente, en un considerable margen de utilidad para el productor amén de otras opciones de venta como materia prima que se verán en el siguiente capítulo.

Con estos antecedentes, nos inclinamos a sugerir que el precio de venta del MELACON sea superior al equivalente de los ingresos integrados (azúcar y melaza) tomado en cuenta los costos adicionales de su envasado y comercialización.

En el caso de venderse a granel como materia prima para otros procesos industriales, el margen existente permitiría concertar un acuerdo comercial ventajoso para ambas partes. Esto dadas las repercusiones favorables que la nueva materia prima aportaría a los productos finales obtenidos de dichos procesos.

**X. PERSPECTIVAS PARA LA DIVERSIFICACION DE LA INDUSTRIA  
AZUCARERA EN MEXICO.**

El presente trabajo tendría una dudosa justificación si se estuviera valorando la viabilidad de desarrollar un proceso cuyo producto final contara con escasas o nulas posibilidades de ser comercializado. Afortunadamente para la industria azucarera nacional las posibilidades que se abren no sólo ante este nuevo producto sino ante otros muchos, derivados también de la industrialización de la caña de azúcar, son abundantes y además crecen promisoriamente y lo seguirán haciendo en la medida que esta industria responda a los retos que estas posibilidades traen consigo.

El conocimiento de la potencialidad que algunos de los subproductos de la caña de azúcar tienen es tan antiguo como el de el azúcar mismo. Los de otros comienzan apenas a vislumbrarse. Sin embargo su utilización a gran escala se ha visto restringida en muchos países (entre los que desgraciadamente se cuenta el nuestro) principalmente dado el poco interés que en su desarrollo se ha puesto no por otra cosa sino por el apego aberrante a las técnicas y productos tradicionales tanto por parte de los productores como de los consumidores.

No fue sino hasta fechas recientes con el establecimiento a nivel planta piloto en el Ingenio Cacalco S.A. del proyecto para la obtención a escala industrial de "Melacón" que empezaron a aflorar en nuestro país los posibles consumidores de este producto. De las perspectivas más importantes que podemos mencionar dentro de la industria nacional, para el mismo, se encuentran los casos de la producción de levaduras, de aminoácidos, el uso como alimento para abejas y, probablemente también, la producción de ácido cítrico.

Sin embargo las posibilidades no se abren tan sólo para la meladura invertida; los resultados que se han estado obteniendo para otros subproductos en los últimos años en México y en otros países del área (principalmente Cuba) son verdaderamente promisorios y no pueden otra cosa que hacernos pensar positivamente respecto del mañana de la industria. Dichos resultados se han dado principalmente a raíz de investigaciones que surgieron como respuesta a las condiciones predominantes de los últimos años en el mercado internacional del azúcar en el que la tendencia es una estabilización casi completa en la demanda la cual, aunada a excesos que se han dado en la oferta derivadas a su vez de políticas proteccionistas ejercidas por los Estados Unidos y la Comunidad Económica Europea, trae como consecuencia un precio considerado en estudios recientes por la FAO como uno de los más inestables entre los de productos de origen agrícola.[6]

Actualmente a partir de prácticamente cualquier parte de la caña o de cualquier subproducto en prácticamente cualquier punto a lo largo del proceso del azúcar, podemos encontrar una cantidad increíble de procesos adicionales o paralelos que nos llevan a su vez a otra gama completa de posibilidades para obtener nuevos productos. Por mencionar algunos ejemplos vemos que al hablar del bagazo podemos pensar en él como combustible para las calderas, o bien como forraje, o bien pensar en la pulpa química o en la pulpa quimicomecánica obtenidas a partir de él, o bien en aglomerados para tableros, o bien en la obtención de Furfural o de alcohol furfúrico, o de ácido mucoclórico, o de resinas, o de carbón activado, etc. Si hablamos de los derivados de las mieles podemos hablar del alcohol, de la dextranasa, de las enzimas celulasa y xilanas, de diferentes levaduras y de grasas a partir de estas levaduras, o de su uso directo como alimento animal o en la obtención de ácidos cítrico, láctico, oxálico, etc. Hablar de la cachaza, por mencionar otro ejemplo, es hablar de un excelente alimento animal, de la obtención de cera a partir de ella y de antiespumante a partir de dicha cera, de fitoesteroles a partir de aceite de cachaza, etc.

Actualmente se han desarrollado ya hasta cuatro generaciones de subproductos a partir de la caña de azúcar, sin embargo, los avances en los campos de la biogenética y la biotecnología muestran claros síntomas de llegar más lejos en un corto plazo.

Estudios realizados por el Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar (ICIDCA)[6] estiman que aproximadamente el 50% de los productos químicos requeridos por la industria de una economía desarrollada pueden ser obtenidos a partir de los derivados de la caña de azúcar.

Los avances en materia de esta diversificación en nuestro país, como se dijo anteriormente, no han sido por desgracia mayormente significativos. El proyecto Melacón, de hecho, constituyó uno de los primeros llevados a cabo a gran escala, ésto, a pesar de todos los inconvenientes que se han venido expresando a lo largo del presente trabajo. Lo anterior nos debe llevar a reflexionar acerca de varios puntos; modificar de raíz la industria cañera mexicana es una tarea difícil pero irremediablemente necesaria. La solución aparentemente sencilla que se podría ver en el hecho de esperar cómodamente a que otros desarrollen la tecnología para posteriormente importarla y aplicarla no solo no funcionaría dado las muy particulares características de nuestra industria azucarera, sino que relegaría a nuestro país de la magnífica oportunidad que se le presenta de ser pionero y estar nuevamente a la cabeza en un campo en el que tradicionalmente se había ganado un prestigio internacional que desgraciadamente se ha perdido. Es esta, una situación de coyuntura en materia de la industrialización de la caña de azúcar que se presenta a los dirigentes, técnicos e ingenieros cañeros mexicanos. En sus manos estará el demostrar que, proyectos como el del Ingenio Oacalco y otros que se han tratado de implementar con resultados aun menos favorables que el primero

por errores de planeación y administración, pueden llegar a ser perfectamente rentables y que ante los retos existe aún en nuestro país una basta capacidad de respuesta.

El proyecto Melacon ha venido a constituir una de las pocas aportaciones nuestro país en esta materia. Y aunque los resultados de esa zafra estuvieron por abajo de los esperados, las experiencias obtenidas y el precedente sentado dejan entrever el interés de ciertos grupos y personas porque no caigamos en el rezago que muy probablemente sería el inicio del fin de una de por sí ya agénica industria azucarera nacional.

Se hace por lo tanto indispensable un impulso masivo de la investigación y una difusión extensiva de una completamente nueva cultura azucarera en la que se ponga énfasis en el hecho de que el azúcar no es la única opción; que hay otras muchas que se pueden explotar según las condiciones muy particulares de cada región, que el aprovechamiento y la explotación integral y racional de la caña traen consigo enormes beneficios que no podemos ni debemos dejar escapar.

## XI. CONCLUSIONES.

Ha sido nuestro propósito desde la concepción y a todo lo largo del desarrollo del presente trabajo, mostrar de la manera más objetiva posible tanto la problemática, como los resultados y las expectativas de aplicación a gran escala del proceso que nos ocupa. No se trataba de presentar la obtención de azúcares invertidos como la Panacea para resolver la crisis tan compleja en la que se encuentra inmersa desde hace algún tiempo la industria azucarera nacional. En la medida de lo posible creemos haber mostrado apego a este objetivo pero, aún así, reconocemos que el desarrollo del trabajo puede presentar imprecisiones derivadas, en su mayoría, de la forma en que se maneja la información en los ingenios así como la carencia de ésta y, en algunos casos, la contradicción en los datos manejados.

Como resultado del análisis de las condiciones de operación reales del ingenio, salta a la vista inmediatamente, la forma verdaderamente alarmante en que se hace presente el derroche de energía en prácticamente todas las etapas de un proceso en que, por la naturaleza misma de la materia prima, se podría operar en condiciones mucho más ventajosas aún en el proceso tradicional. Esto, amén de las fallas que en materia de administración, mantenimiento, control de calidad y balance de materiales, entre otros, se presentan. Surge así un primer punto de reflexión; se está planteando aquí el proceso para la obtención, a nivel industrial, de un producto nuevo en el mercado nacional con el objetivo, entre otros, de ofrecer a la industria azucarera una alternativa con la que algunos ingenios, dadas sus condiciones particulares y sus tan deficientes situaciones económicas podrían sanearse. Sin embargo, ninguna alternativa será lo suficientemente efectiva como para lograr este fin en tanto no se logren erradicar el tan grave menosprecio al derroche y la indiferencia mostrada.

Ni ésta, ni ninguna otra alternativa podrá hacer algo en pro de esta industria si no se ve respaldada de una manera seria con una concientización a todos los niveles mediante la cual se enseñe a la gente a valorar la fortuna de contar en nuestro país con las condiciones necesarias para el cultivo de un recurso con las características de la caña de azúcar.

De los balances de materiales, térmico, hidrotérmico, eléctrico, de aire, así como mediante la comparación de los indicadores entre los procesos, se hace evidente la factibilidad de repetir el proyecto "Melacón" obteniendo mucho mejores resultados que los presentados aquí para la zafra de 1989.

Se ha pretendido en la segunda parte del trabajo no idealizar las condiciones de operación pues estamos concientes de los muchos inconvenientes que, a pesar de una más profunda planeación, se seguirían presentando irremediamente. Se ha buscado, así mismo, no mostrar un optimismo desmedido en las expectativas de aprovechamiento y comercialización del "Melacón" sino simplemente dar a conocer las aplicaciones, interés y disposición reales que diferentes sectores han ya manifestado por este producto lo cual es, en gran medida, resultado de la realización misma del proyecto.

Con todo lo anterior, sentimos conveniente hacer énfasis a lo tratado en el capítulo anterior en el sentido de que oportunidades como la que se nos presenta en esta ocasión de pasar a formar parte de los países pioneros en el ramo del aprovechamiento de nuevos subproductos de la caña de azúcar, no son frecuentes. Nos encontramos en una situación nacional en que

la falta de alternativas o de tecnología para la explotación de las mismas han llevado a la casi exclusiva asignación de recursos financieros por parte del Gobierno Federal al área petroquímica en todas sus modalidades (investigación, explotación, comercialización, etc.) aún a sabiendas de las graves consecuencias que a futuro tendrá para el país la sobreexplotación de los recursos de dicho sector en su calidad de no renovables. En la explotación integral y al mismo tiempo racional de recursos renovables de alto rendimiento como la caña de azúcar, mediante procesos como el descrito se vislumbran posibles soluciones que, en conjunto, pueden ser una herramienta muy importante para combatir la crisis económica que desde hace ya varios años nos ha tocado sortear con las consecuencias por todos conocidas.

Se presentan pues, algunas posibles alternativas. En manos de los actuales y de los futuros profesionistas y de quienes se encargan de la formación de estos últimos, está el demostrar que la inversión en el sector cañero en México puede llegar, en un no muy largo plazo, a redituar grandes beneficios.

## XII. BIBLIOGRAFIA.

## XII. B I B L I O G R A F I A.

- [1] HUGOT E.; Manual para Ingenieros Azucareros. Compañía Editorial Continental S.A. México D.F. 1978
- [2] SPENCER GUILFORD L., MEADE GEORGE P.; Cane Sugar Handbook. John Wiley & Sons, Inc. New York, USA, 1955
- [3] LYLE OLIVER ; Technology for Sugar Refinery Workers. Chapman & Hall LTD. Londres, Inglaterra, 1957
- [4] THOMSON EDWARD, CECKLER WILLIAM; Introducción a la Ingeniería Química. Editorial Mc Graw Hill Latinoamericana S.A. Bogotá, Colombia. 1979
- [5] KEENAN J., KAYES F.; Thermodynamic Properties of Steam. John Wiley & Sons, Inc. New York, USA. 1966
- [6] ICIDCA - GEPLACSA - PHUD ; Manual de los Derivados de la Caña de Azúcar. GEPLACSA. México, D.F. 1990
- [7] MINAZ - CUBA ; INDICES DE CAPACIDADES PARA INGENIOS DE AZUCAR CRUDO.

### Artículos y Publicaciones.

- [8] ENRIQUEZ POY M. La producción de mieles invertidas en México: Alternativa real para la diversificación de la industria azucarera. Revista ATAM. Volumen 3, Número 1. México D.F. 1989
- [9] ALDERETE ALBERTO Et al. Balance Hidrotérmico de una fábrica de azúcar crudo. Ciudad Universitaria, México. 1978