

**Universidad del Valle de Guatemala**

**Maestría en Tecnología e Ingeniería Azucarera**

**Cálculo de Balance de Materia y Energía  
Para Ingenios Azucareros Mediante  
una Hoja Electrónica**

**Edward Haroldo Dardón Jiménez**



**Guatemala**

**2001**

**Cálculo de Balance de Materia y Energía  
Para Ingenios Azucareros Mediante  
una Hoja Electrónica**

**Universidad del Valle de Guatemala**

**Maestría en Tecnología e Ingeniería Azucarera**

# **Cálculo de Balance de Materia y Energía Para Ingenios Azucareros Mediante una Hoja Electrónica**

**Edward Haroldo Dardón Jiménez**

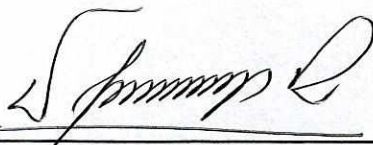
**Trabajo de Graduación presentado para optar al  
grado académico de Maestría en Tecnología e Ingeniería Azucarera**



**Guatemala**

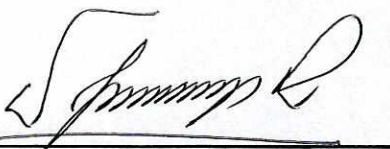
**2001**

Vo.Bo.:

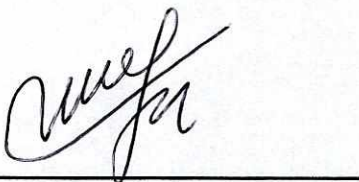
(f) 

**Ingeniero Walter Montejo Rivas**  
**Asesor**

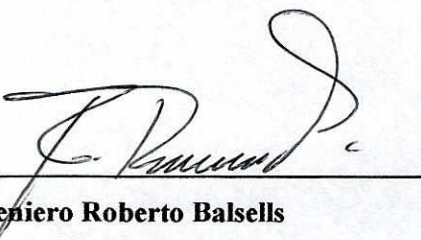
Tribunal:

(f) 

**Ingeniero Walter Montejo Rivas**

(f) 

**Doctor Mario Melgar**

(f) 

**Ingeniero Roberto Balsells**

**Fecha de Aprobación: 19 de Octubre de 2,001**

**A mi esposa, a mis hijos y a mis padres**

## Resumen

El presente trabajo es la compilación de cálculos de diversas fuentes literarias, que unidas se utilizan para hacer el **Balance de Materia y Energía para Ingenios Azucareros mediante una hoja electrónica**. Inicialmente se reúnen los cálculos, los que son programados en una hoja electrónica de Microsoft Excel. Este programa tiene la facilidad que está a la mano de la mayoría de los ingenieros y es muy sencillo de aprender. Se determinan el Patio de Caña, Molinos, Calderas, Turbogeneradores, Clarificación, Calentamiento, Alcalización, Filtros de Cachaza, Evaporación, Tachos, Balances de Vapor de 250, 12 y 5 Psig, Balance de Condensados, Pilas de Enfriamiento, Diámetros de Tuberías Importantes y un Balance Global de Materiales. Después de ingresados los datos, se calcula utilizando las condiciones de la semana 12 de la zafra 1999-2000 de Ingenio Tuluá. Se escogió esta semana por ser la mas intensa en términos de producción que el ingenio haya tenido, lo que obliga a llevar el equipo a su máxima capacidad. Al comparar los resultados, reales y calculados, se observa que son muy precisos. Se propone después las modificaciones necesarias en todas las áreas del ingenio para poder manejar mejor la molienda. Se revisa las condiciones de Ingenio Santa Teresa, tomando como referencia los reportes finales de las ultimas tres zafras y se discute los resultados. En el apéndice se presenta el balance completo de las condiciones previamente mencionadas.

## Abstract

The present work is the compilation of calculations from several bibliographic sources, which together make the **Matter and Energy Balances for Sugar Mills through an electronic worksheet**. Initially we gather the calculations; afterwards they are programmed into a Microsoft Excel Worksheet. This computer software has the advantage of being accessible to most engineers, and is very easy to learn. The Cane Yard, Mills, Boilers, Turbogenerators, Juice Heaters, Juice Clarifiers, Liming Station, Mud Filters, Evaporators, Boiling Pans, 250, 12 and 5 Psig steam balances, Condensed Water Balances, Cooling Ponds, main pipe diameters, and a global material balance are calculated. After input of the data, the calculations are made using the conditions of Week 12 of the Harvest Season of 1,999-2,000 of Tuluá Sugar Mill, Guatemala. This week is chosen because is the most labor intensive in terms of productivity that the mill has ever had, this forces the equipment to its maximum capacity. When the results are compared, actual and calculated, we see that they are a close match. In the discussion sugar mill equipment modifications are proposed in each area to improve performance and reduce bottlenecks. Ingenio Santa Teresa S.A. is also calculated, taking as reference the final reports of the last three seasons, the results are also revised. In the appendix the entire Sugar Mill Balance is presented for the conditions previously mentioned.

# Índice General

	pág.
I. INTRODUCCION	1
II. ANTECEDENTES	2
III. OBJETIVOS	3
IV. JUSTIFICACION	4
V. MATERIALES Y METODOS	5
VI. FUNDAMENTACION TEORICA	6
A. Balance de Vapor Evaporación	7
Método de Prueba y Error para la determinación del balance energético riguroso de un Evaporador	8
B. Tachos	25
C. Centrífugas	44
D. Cristalizadores de Masa C	46
E. Calentadores	50
F. Clarificadores de Jugo	55
G. Filtros de Cachaza	56
H. Conductores de Caña	59
I. Picadoras de Caña	60
J. Molinos	64
K. Cálculos de Calderas	74
L. Balance de Vapor 250 Psig, Bagazo y Agua de Calderas	80
M. Balance de Vapor de Escape y Vegetal	85
N. Balance de Condensados	87
O. Pilas de Enfriamiento	91

P. Balance de Materiales Totales	pág. 93
Q. Cálculo de Tuberías Varias	96
VII. RESULTADOS	98
VIII. DISCUSION	100
A. Análisis del Balance contra el Reporte de Laboratorio	100
B. Patio de Caña y Molinos	101
C. Calderas	102
D. Clarificación y Evaporación	102
E. Tachos	104
F. Análisis de Ingenio Santa Teresa	105
IX. CONCLUSIONES	107
X. BIBLIOGRAFIA	108
Apéndice A. Graficas de Evaporación y Reportes de Laboratorio Ingenio Tulula	110
Apéndice B. Balance de Ingenio Tulula	113
Apéndice C. Balance de Ingenio Santa Teresa	136
Apéndice D. Reportes de Laboratorio Ingenio Santa Teresa	156

## Índice de Tablas

Tabla 1. Ordenamiento de Balance de Tachos	38
Tabla 2. Capacidad de Centrífugas	45
Tabla 3. Capacidad de Cristalizadores de Masa C	49
Tabla 4. Capacidad de Filtros de Cachaza	58
Tabla 5. Balance Global de Materiales	93
Tabla 6. Ordenamiento de Resultados	98

Tabla 7. Reporte de Laboratorio, Ultimo Día de Zafra	pág.111
Tabla 8. Reporte de Laboratorio, Semana 12 de Zafra	112

## **Índice de Figuras**

Figura 1. Colocación de Picadora en Conductor	61
---	----

## **Índice de Gráficas**

Gráfica 1. Elevación del Punto de Ebullición Evaporadores	110
Gráfica 2. Cabeza Hidrostática Evaporadores	110

## I. INTRODUCCIÓN

Los ingenios azucareros originan fuentes de trabajo para 70,000 personas en la republica. En Guatemala, después del café, representa la segunda fuente más grande de ingreso de divisas al país. Se producen por zafra alrededor de 35 millones de quintales de azúcar. Tecnológicamente, los ingenios son la industria más importante del país. En esta se aplican prácticamente todas las ramas de ingeniería que se enseñan en nuestras universidades: química, industrial, mecánica, electrónica, eléctrica, agronomía, sistemas, etc.

Un ingenio es un sistema muy complejo, en la que el balance energético es lo más importante para tener eficiencia y estabilidad de operación. Cuando el balance no es el apropiado, el ingenio tiene problemas graves y cada momento de operación está comprometido. Esto representa normalmente, tiempos perdidos en rangos de 25 a 30%. Esto significa altas pérdidas monetarias al tener una zafra más larga y la destrucción consecuente de azúcar en caña en los camiones, patio de caña y tanquerías.

Por esta razón, a la par de un programa de mantenimiento adecuado, es necesario que se haga un cálculo acertado de la distribución de materia y energía del ingenio.

Otro uso del balance de masa y energía es para determinar los equipos que hay que adquirir o modificar al expandir el ingenio. También se utiliza para determinar la capacidad máxima con las condiciones actuales y para encontrar "cuellos de botella" al variar la calidad de la materia prima. También podemos definir la calidad mínima del jugo de caña que puede manejar el ingenio sin variar seriamente las condiciones de operación de la maquinaria.

Como una solución se presenta la presente tesis **Calculo de Balance de Materia y Energía para Ingenios Azucareros mediante una Hoja Electrónica.**

El presente trabajo se elaboró con la intención de servir de apoyo a los ingenieros azucareros. Se asume que el lector está familiarizado con la terminología y los conceptos básicos que se usan en un ingenio. Al mismo tiempo se asume que se tiene un conocimiento adecuado del programa de Microsoft Office, Excel. No se elabora en estos detalles en la tesis, pues de hacerlo sería tremendamente voluminosa.

## II. ANTECEDENTES

Toda compañía seria de asesoría de ingenios tiene un programa de computadora en el que se realizan todos estos cálculos. Anteriormente estos se hacían a mano, pero calcular debidamente un ingenio en su totalidad llevaba alrededor de un mes. Únicamente el cálculo de evaporadores, debido a que es por prueba y error, podría tomar una semana y ser bastante frustrante porque una pequeña variante en los materiales de ingreso forzaba a calcular nuevamente efecto por efecto.

Algunas empresas de asesoría a nivel nacional, y muchas más afuera del país poseen balances que calculan molinos, evaporadores, tachos, balances de vapor directo, de vapor de escape, de vapor vegetal, de agua de condensados. Con estos balances sugieren la compra de turbogeneradores, molinos, clarificadores, calentadores, evaporadores, tachos, centrífugas de producción, centrífugas continuas de masa B, centrífugas continuas de masa C, cristalizadores de masa C, secadoras, conductores a granel, filtros de cachaza, todas las bombas, etc. En conclusión, para adquirir cualquier equipo nuevo en el ingenio hay que hacer primero un balance.

Por la complejidad del ingenio y la íntima asociación de todos los equipos que funcionan, el balance general es crucial. Nosotros en los ingenios (el autor tiene nueve años de experiencia) hemos experimentado lo que sucede al tener un balance energético mal hecho: la zafra completa es de constante zozobra, una calamidad, como dicen popularmente "dan ganas de salir corriendo", no hay suficiente presión de vapor, no alcanza el bagazo en las calderas, hay que quemar bunker, hay llenos en el ingenio por falta de capacidad, alto tiempo perdido, bajo rendimiento de azúcar, etc. También sabemos lo que pasa en una zafra en la que todo está bien calculado: hay tranquilidad y estabilidad de operación. El tiempo perdido baja a menos de 10% con el consecuente beneficio económico de una zafra más corta y un rendimiento de azúcar superior.

Por este motivo el balance general del ingenio es atesorado como oro por las compañías asesoras. De hecho, en el mercado nadie los vende, sólo los resultados. Un cálculo de un ingenio se cotiza en más de US\$10,000 por cada año que se revisa. La elaboración de un cálculo como estos serían de invaluable valor para la empresa y su creador. Se podría supervisar el ingenio completo en cualquier cambio de condiciones (normalmente se elabora uno al año para condiciones promedio).

### III. OBJETIVOS

- El objetivo general del presente trabajo es la elaboración de un balance de masa y energía completo de un ingenio en una hoja electrónica. Por su popularidad actual se utilizara Microsoft Excel, versión 97.
- Se podrán utilizar los componentes del programa para poder calcular áreas individualmente.
- Seleccionar con base en el balance, los distintos equipos que se deben comprar al haber una ampliación en el ingenio.
- Revisar las capacidades máximas de cada estación en el ingenio con base en el balance.
- Calcular conductores, picadoras, molinos, calderas, planta de generación eléctrica, clarificadores, filtros de cachaza, evaporadores, pilas de enfriamiento, tachos, centrifugas de producción, centrifugas de masa B, centrifugas de masa C, cristalizadores de masa C, bombas varias.
- Elaborar balances globales de vapor directo, vapor de escape, vapor vegetal, agua de condensados, agua fría de uso general.
- Visualizar esquemáticamente los balances de patio de caña, picadoras, molinos, clarificación, evaporación, y tachos.

#### IV. JUSTIFICACIÓN

El beneficio de este tipo de programas es obvio tanto para el escritor como para las empresas. En nuestro medio se acostumbra que los ingenieros sean ejecutores y no calculistas. Normalmente es el asesor quien determina los cambios y los ingenieros los aplican. Esto ha hecho que se acostumbre muy poco a hacer revisiones de condiciones por parte del personal técnico. Parcialmente esto es debido a la complejidad de los cálculos involucrados, al tedio de hacerlos a mano y al tiempo que toma recopilar los cálculos involucrados al estar estos distribuidos en mucha literatura. En el presente trabajo se proporciona una herramienta, en la que ya no hay necesidad de hacer el trabajo de recopilación, se demuestra que en una hoja electrónica simple al alcance de todos y con una computadora sencilla se puede realizar una evaluación del ingenio en una forma rápida y confiable. Ya sólo le quedaría al lector, tener la voluntad de ingresar los cálculos a la hoja electrónica para tener su propio balance.

Para la empresa, tener este balance significaría un control detallado de los parámetros y condiciones de operación. Esto produciría mayor seguridad, aumento de rendimiento, reducción de tiempo perdido, reducción de pérdidas indeterminadas dentro del ingenio, estabilidad de operación, tranquilidad laboral, mayor confianza de los dueños de la empresa en el personal técnico, etc., sólo para mencionar algunos.

## V. MATERIALES Y MÉTODOS

Habría que hacer inicialmente una recopilación bibliográfica de todos los cálculos. Esto se puede encontrar en libros como Meade & Chen, Manual de Ingenieros Azucareros de Hugot, manuales y recopilaciones varias de congresos y cursos a las que el autor ha asistido, artículos de revistas como Sugar & Azúcar, Sugar Journal, etc.

Estos datos se ingresan a una hoja electrónica de Microsoft Excel versión 97. Será una hoja corriente, lo único que es necesario es conocimiento de programación en el lenguaje matemático que este programa utiliza, pero que para cualquier graduado universitario no debería ser ningún problema. Este programa es tal vez el más popular de las hojas electrónicas en existencia, comparado contra Lotus, Quicken y Quattro.

Este programa se comparará contra una semana de zafra, para ver si las predicciones de capacidad y cuellos de botella fueron acertadas. Esta sería la Semana 12 de la Zafra 1999-2000 de Ingenio Tululá, S.A. que es la empresa en donde el autor labora. Se propone el uso de una semana porque las condiciones de operación del ingenio a lo largo de la zafra son muy variables, entonces en una semana tenemos mayor representatividad, y con la capacidad más alta y menor tiempo perdido a la que molió. Como los métodos que estamos utilizando usan los principios básicos de transferencia de masa y energía, así como termodinámica, no es necesario probar estadísticamente el reporte.

También se calcula el Ingenio Santa Teresa S.A. con el balance de masa y energía. En este caso sólo hubo acceso a los promedios finales de zafra de las últimas tres zafras del ingenio. Santa Teresa es un ingenio que no ha cambiado mucho en los últimos tres años, por lo que un balance para 800 TCD son valederas para esas zafras.

Se hace notar que en el apéndice se encontrará el cálculo completo que se hizo de Ingenio Tululá para la semana piloto que tomamos como muestra y el balance para los tres años de

Ingenio Santa Teresa. El balance que se utilizó para la descripción de cómo se hicieron los cálculos de cada parte del ingenio es diferente al que se calculó para el Ingenio Tulula y el Ingenio Santa Teresa.

## VI. FUNDAMENTACIÓN TEÓRICA

El balance inicia con la recolección de datos del laboratorio del ingenio. La siguiente es la muestra de los datos que son necesarios para poder iniciar los cálculos del balance. En él se pide la cantidad de toneladas molidas máximas por día que uno quiere que maneje el ingenio. Además se pide el porcentaje de extracción, que es la cantidad de jugo diluido que el ingenio extrae contra el peso total de toneladas molidas por día. El resto de los datos son puramente de laboratorio. El Brix de la Cachaza se calcula posteriormente por un balance de materiales que será explicado más adelante.

A	B	C	D	E	4
	TCD%/Hum	Brix	Pol	Pureza	5
Toneladas de Molida:	6000				6
% De Extracción:	94				7
Brix de Jugo Diluido:		16.02	13.82	86.27	8
Cachaza	3.8	4.59	3.79	82.58	9
Meladura		65.00	56.10	86.31	10
Azúcar	0.04	99.96	99.50	99.54	11
Maza A		92.38	79.59	86.16	12
Maza B		94.01	69.81	74.26	13
Maza C		99.05	57.89	58.45	14
Miel A		60.00	40.15	66.92	15
Miel B		60.00	33.43	55.72	16
Miel Final		85.21	30.43	35.71	17
Magma B		92.00	84.64	92.00	18
Magma C		92.40	79.65	86.20	19
Magma C Refundida		67.82	57.94	85.43	20
Grano de C		88.00	66.88	76.00	(Pie de cristalización de Miel A y Meladura)
Pie de C		90.00	57.60	64.00	(Pie de Masa C luego de cristalizar)

### A. Balance de Vapor de Evaporación

El balance riguroso de calor exige que por lo menos se llenen los requisitos siguientes:

- Que el calor que se requiere para calentar el jugo en el primer efecto (y/o en el preevaporador) sea tomado en cuenta.

- b) La variación del calor específico del jugo se debe tomar en cuenta al calcular el efecto de evaporación espontánea en el cuerpo de cada evaporador.
- c) Las presiones de operación de cada cuerpo se deben determinar tomando en cuenta los coeficientes de transferencia de calor de cada uno y esto a su vez ajusta la diferencia de temperatura que es necesaria en cada cuerpo.
- d) Se debe considerar la elevación del punto de ebullición debido al incremento de la concentración y la pérdida de cabeza hidrostática en cada cuerpo.

### **Método de Prueba y Error Para la Determinación del Balance Energético Riguroso de un Evaporador.**

El método que se usa para calcular el balance de vapor de la hoja electrónica es el siguiente:

1. Se recogen los datos que servirán para calcular el evaporador. Se puede ver a continuación cuáles son los datos necesarios. Estos son el Brix y temperatura promedios del jugo que ingresa, las áreas de intercambio de cada evaporador, la presión en los cuerpos primarios y el largo de los tubos de las calandrias. Además se pide el porcentaje de jugo que maneja cada tandem (si son más de uno). Tanto las libras de vapor por hora como los flujos que se manejan, son calculados posteriormente con el método de prueba y error. Se pide el coeficiente Dessin del que se hablará posteriormente. En el cuadro ya aparecen los datos que nos servirán de muestra para el cálculo piloto.

Brix de Jugo Clarificado	14.20					95
°F de Jugo Clarificado	215					96
	A	B	C	D	E	F
		Ft <sup>2</sup>	Psig	Hg"	Lbs/Hr	Pulgadas
Preevaporador 1	16,000					99
Psig de Calandria			12			100
Lbs/Hr Vapor Necesario					106,000	101
Largo tubos Pulgadas						84
						102
						103
<b>Tandem Evaporación A</b>						104
% de Jugo a Evaporad	55.5					105
Vaso 1	18,000					106
Psig de Calandria			12			107
Lbs/Hr Vapor Extraído					18,800	108
Largo tubos Pulgadas						95.5
Vaso 2	12000					110
Lbs/Hr Vapor Extraído					31,000	111
Largo tubos Pulgadas						96
Vaso 3	4923					112
Lbs/Hr Vapor Extraído						113
Largo tubos Pulgadas						72
Vaso 4	4923					114
Largo tubos Pulgadas						72
Vaso 5						115
Largo tubos Pulgadas						72
"Hg de Vacío				25		116
	A	B	C	D	E	F
<b>Tandem Evaporación B</b>						117
% de Jugo a Evaporad	44.5					118
Vaso 1	12000					119
Psig de Calandria			12			120
Lbs/Hr Vapor Extraído					20,600	121
Largo tubos Pulgadas						84
Vaso 2	4923					122
Lbs/Hr Vapor Extraído						123
Largo tubos Pulgadas						72
Vaso 3	4458					124

Largo tubos Pulgadas		72	132
Vaso 4	6667		133
Largo tubos Pulgadas		83	134
Vaso 5			135
Largo tubos Pulgadas			136
"Hg de Vacío	25		137
<b>Factor Dessin</b>	<b>18000</b>		

2. Se calcula inicialmente las Libras/Hr de Brix de Jugo Clarificado que se manejan. Para esto se resta de las Libras/Hr de Brix de Jugo Diluido que entran, las Libras/Hr de Brix de Cachaza que salen:

$$\text{Lbs/Hr Brix Jugo Clarificado} = (\text{Ton Caña Molida}/24 \text{ Hrs} * \% \text{Extracción}/100 * \text{Bx Jugo Dil}/100 * 2000 \text{ Lbs/Ton}) - (\text{Ton Caña Molida}/24 \text{ Hrs} * \% \text{Cachaza}/100 * \text{Bx Cachaza}/100 * 2000 \text{ Lbs/Ton}).$$

Después se calcula las Libras/Hr de Jugo Clarificado que ingresa al evaporador al dividir las Libras/Hr de Brix de Jugo Clarificado/Brix del Jugo Clarificado\*100.

Se calcula el Calor Específico del Jugo con la siguiente fórmula:

$$\text{Calor Específico (BTU/Lb}^\circ\text{F)} = -0.00549 * \text{Brix del Jugo} + 0.9964$$

Lbs/Hr de Brix en Jugo Clarificado	74422.04813
Lbs/Hr Jugo Clarificado	524098.9305
Calor Específico BTU/Lb <sup>°</sup> F	0.918442

	I	M
151	Lbs/Hr de Brix en Jugo Clarificado	=(B6*B7/100*C8/100/24*2000)-(B6/24*B9*2000)-(B6/24*B9/100*C9/100 *2000)
152	Lbs/Hr Jugo Clarificado	=M151/C95*100
153	Specific Heat BTU/Lb <sup>°</sup> F	=-0.00549*C95+0.9964

3. Se determinan entonces las condiciones de vapor que se tendrán en el preevaporador.

Se transforman las 12 Psig que se dio en la recolección de datos a Psia sumándole 14.696.

De aquí en adelante todos los cálculos de presión se harán en presión absoluta. También se determina la presión absoluta del cuerpo del evaporador, y para esto el programa toma el mismo valor que tiene el cuerpo del primer efecto del primer tandem.

Se calculan a continuación la entalpía del vapor a las Psia calculadas, para la calandria y para el cuerpo:

$$\text{BTU/Lb} = 1066.333115 - 35.67617357 \ln(\text{Psia})$$

Y también la temperatura del vapor a esta presión absoluta:

$$^{\circ}\text{F} = 113.6722941 * \text{Psia}^{0.2322002872}$$

Ambas ecuaciones previamente mencionadas se obtuvieron mediante regresiones logarítmicas y de potencia contra los datos dados por tablas de vapor. Se calculo estas ecuaciones para que tengan una precisión aceptable  $\pm 5$  Psia alrededor del rango de presión de cada cuerpo, por lo que en un tandem, en el melador, esta ecuación no será la misma, variando levemente sus constantes.

En este momento se calcula de una vez la elevación del punto de ebullición al haber un cambio de Brix en el jugo a cierta temperatura y la elevación del punto de ebullición por cabeza hidrostática. En la cabeza hidrostática se usa como referencia la mitad de 1/3 de la altura del tubo, que es el punto medio donde esta ebullición el jugo al mantener el evaporador al nivel normal de 1/3 del largo del tubo. Se presentan en el apéndice las dos graficas de

donde se obtuvo estos datos al utilizar regresiones que dan un nivel aceptable de precisión.

La elevación del punto de ebullición por los dos factores se calcula entonces en un sólo paso:

$$^{\circ}\text{F} = ^{\circ}\text{F Cuerpo} + (0.3938 * e^{0.04639 * \text{Bx}}) + \frac{(30.9321 * e^{0.0038 * \text{Bx}} * e^{0.07124 * \text{Largo}/6})}{e^{0.0185933 * ^{\circ}\text{F Cuerpo}}$$

Donde:

$^{\circ}\text{F}$  = elevación del punto de ebullición

$^{\circ}\text{F Cuerpo}$  = Temperatura en el cuerpo del evaporador

Bx = % de Brix en el cuerpo del evaporador

Largo = Largo de tubería de cobre de este cuerpo en pulgadas.

Para calcular el evaporador, es necesario asumir los grados Brix de cada cuerpo para calcular así la elevación del punto de ebullición. Al principiar a variar las condiciones por prueba y error, se modifica el Brix en cada ciclo de cálculo hasta que todo el balance tenga valores similares.

<b>Psia Presión de trabajo en Calandria</b>	<b>26.696</b>	
<b>Psia Presión de Cuerpo Preevaporador</b>	<b>20.03</b>	
<b>BTU/Lb Calandria Preevaporador</b>	<b>949.1542327</b>	
<b>BTU/Lb Cuerpo Preevaporador</b>	<b>959.4033763</b>	
<b><math>^{\circ}\text{F}</math> vapor en Calandria Preevaporador</b>	<b>243.7113979</b>	<b><u>Brix a Calcular</u></b>
<b><math>^{\circ}\text{F}</math> vapor cuerpo Preevaporador</b>	<b>227.9844966</b>	<b><u>17.4</u></b>
<b>Boiling Point <math>^{\circ}\text{F}</math> Corr Preevaporador</b>	<b>230.159558</b>	
<b>Specific Heat Salida BTU/Lb<math>^{\circ}\text{F}</math></b>	<b>0.900874</b>	

	I	M
156	Psia Presion de trabajo en Calandria	=SI(B99=0,0,C100+14.696)
157	Psia Presion de Cuerpo Preevaporador	=SI(B99=0,0,M174)
158	BTU/Lb Calandria Preevaporador	=1066.333115-35.67617357*LN(M156)
159	BTU/Lb Cuerpo Preevaporador	=1066.333115-35.67617357*LN(M157)
160	°F vapor en Calandria Preevaporador	=113.6722941*POTENCIA(M156,0.2322002872)
161	°F vapor cuerpo Preevaporador	=113.6722941*POTENCIA(M157,0.2322002872)
162	Shortcut Lbs/Hr Evaporadas Preevaporador	=SI(B99=0,0,E101)
163	Brix de Jugo Salida Preevaporador	=SI(B99=0,0,M\$152*C\$95/(M\$152-M\$162))
164	Lbs/Hr jugo salida Preevaporador	=SI(B99=0,0,M152-M162)
165	Boiling Point °F Corr Preevaporador	=M161+(0.3938230338*EXP(0.04639474463*O163))+(30.93211253*EXP(0.003800370589*O163))*EXP(0.07124329485*F102/6)/EXP(0.01859329339*M161)
166	Specific Heat Salida BTU/Lb*F	=-0.00549*O163+0.9964

4. Se calculan las condiciones de vapor del tandem de evaporación. Para principiar una función de Excel llamada COUNT, cuenta cuantas casillas tienen un valor de área del evaporador y da así la cantidad de cuerpos que tiene el tandem. Se calcula los Psia del vapor en calandria y del vapor en el cuerpo del ultimo efecto que se encuentra con vacío. Para transformar las "Hg de vacío a Psia se opera: (30-"Hg vacío)\*0.4912. Luego se restan los dos valores de Psia obtenidos para tener la caída total de presión en el tandem en Psia.

En este punto se debe determinar la presión de cada cuerpo de evaporación. Para esto se hace uso de una tabla que sugiere la caída de presión en cada vaso dependiendo si el efecto es un triple, cuádruple o quíntuple. Esta tabla está publicada en el Manual del Ingeniero Azucarero de Hugot. En el caso de nuestro ejemplo, tenemos un cuádruple efecto. Para determinar la caída de presión se toma la presión de la calandria del efecto y se le resta la caída de presión total por el factor de caída de la tabla. La tabla se ve en el ejemplo que se presenta.

Entonces se calcula la entalpía de la presión de cada cuerpo y la temperatura. Para la entalpía se utiliza:

Presión inicial y cuerpo 1er vaso:

$$\text{BTU/Lb} = 1066.333 - 35.6762 * \ln(\text{Psia})$$

Cuerpo 2do vaso:

$$\text{BTU/Lb} = 1048.468 - 29.0987 * \ln(\text{Psia})$$

Cuerpo vasos 3, 4 y 5:

$$\text{BTU/Lb} = 1038.044 - 23.043 * \ln(\text{Psia})$$

Para calcular la temperatura:

Presión inicial y cuerpo 1er vaso:

$$^{\circ}\text{F} = 113.6723 * \text{Psia}^{0.2322}$$

Cuerpo 2do vaso:

$$^{\circ}\text{F} = 109.6712 * \text{Psia}^{0.2456}$$

Cuerpo vasos 3, 4 y 5:

$$^{\circ}\text{F} = 104.3164 * \text{Psia}^{0.2752}$$

Como siguiente paso se calcula la elevación del punto de ebullición por incremento de Brix y por la cabeza hidráulica, tal y como se hizo con el preevaporador. El Brix se determina de manera provisional como en el preevaporador y se varía al realizar ciclos de cálculo.

Si hay otro tandem de evaporación, se repiten los mismos pasos.

<b>No. de vasos</b>	<b>4</b>
<b>Psia Presión de trabajo en calandria</b>	<b>26.696</b>
<b>Psia presión del vacío</b>	<b>2.456</b>
<b>caída de presión por evaporador</b>	<b>24.24</b>
<b>Presión en calandria vaso 1</b>	<b>26.696</b>
<b>Presión cuerpo vaso 1</b>	<b>20.03</b>
<b>Presión cuerpo vaso 2</b>	<b>13.7882</b>
<b>Presión cuerpo vaso 3</b>	<b>7.91</b>
<b>Presión cuerpo vaso 4</b>	<b>2.456</b>
<b>Presión cuerpo vaso 5</b>	

<b>caída de Presión en Cuerpos</b>		
<b>0.366666</b>	<b>0.275</b>	<b>0.22</b>
<b>0.333333</b>	<b>0.2575</b>	<b>0.21</b>
<b>0.3</b>	<b>0.2425</b>	<b>0.2</b>
	<b>0.225</b>	<b>0.19</b>
		<b>0.18</b>

BTU/Lb en Calandria vaso 1	949.1542327	
BTU/Lb cuerpo vaso 1	959.4033763	
BTU/Lb cuerpo vaso 2	972.1180418	
BTU/Lb cuerpo vaso 3	990.3874414	
BTU/Lb cuerpo vaso 4	1017.339211	
BTU/Lb cuerpo vaso 5		
°F vapor en Calandria vaso 1	243.7113979	
°F vapor cuerpo vaso 1	227.9844966	
°F vapor cuerpo vaso 2	208.9166344	
°F vapor cuerpo vaso 3	184.2926794	
°F vapor cuerpo vaso 4	133.5776463	
°F vapor cuerpo vaso 5		
Boiling Point °F Corr Vaso 1	230.8576986	Enz a Calcular
Boiling Point °F Corr Vaso 2	213.6699145	26.4
Boiling Point °F Corr Vaso 3	191.067462	39.35
Boiling Point °F Corr Vaso 4	149.3812298	49.54
Boiling Point °F Corr Vaso 5		65
Specific Heat BTU/Lb*F Salida Vaso 1	0.851464	
Specific Heat BTU/Lb*F Salida Vaso 2	0.7803685	
Specific Heat BTU/Lb*F Salida Vaso 3	0.7244254	
Specific Heat BTU/Lb*F Salida Vaso 4	0.63955	
Specific Heat BTU/Lb*F Salida Vaso 5		

	I	M
169	Número de vasos	=CONTAR(B106:B118)
170	Psia Presión de trabajo en calandria	=C107+14.696
171	Psia presión del vacío	=(30-D120)*0.4912
172	Caida de presión por evaporador	=(M170-M171)
173	Presión en calandria vaso 1	=M170
174	Presión cuerpo vaso 1	=M173-(M\$172*0.275)
175	Presión cuerpo vaso 2	=M174-(M\$172*0.2575)
176	Presión cuerpo vaso 3	=M175-(M\$172*0.2425)
177	Presión cuerpo vaso 4	=M176-(M\$172*0.225)
178	Presión cuerpo vaso 5	=SI(B118=0,0,M177-(M\$172*0.275))
179	Btu/Lb en Calandria vaso 1	=1066.333115-35.67617357*LN(M173)
180	Btu/Lb cuerpo vaso 1	=1066.333115-35.67617357*LN(M174)
181	Btu/Lb cuerpo vaso 2	=1048.467606-29.09870473*LN(M175)
182	Btu/Lb cuerpo vaso 3	=1038.044761-23.04370164*LN(M176)
183	Btu/Lb cuerpo vaso 4	=1038.044761-23.04370164*LN(M177)
184	Btu/Lb cuerpo vaso 5	=SI(N178<M171,0,1038.044761-23.04370164*LN(M178))
185	°F vapor en Calandria vaso 1	=113.6722941*POTENCIA(M173,0.2322002872)
186	°F vapor cuerpo vaso 1	=113.6722941*POTENCIA(M174,0.2322002872)
187	°F vapor cuerpo vaso 2	=109.6712207*POTENCIA(M175,0.2456151672)
188	°F vapor cuerpo vaso 3	=104.3164858*POTENCIA(M176,0.2751743568)

189	°F vapor cuerpo vaso 4	=104.3164858*POTENCIA(M177,0.2751743568)
190	°F vapor cuerpo vaso 5	=104.3164858*POTENCIA(M178,0.2751743568)
191	Shortcut Lbs/Hr Evaporadas Vaso 1	=SI(B99=0,(((M152-M3)*B105/100)-E108-E111)/M169)+E108, (((M164-M3)*B105/100)-E108-E111)/M169)+E108)
192	Shortcut Lbs/Hr Evaporadas Vaso 2	=SI(B99=0,(((M152-M3)*B105/100)-E108-E111)/M169)+E111, (((M164-M3)*B105/100)-E108-E111)/M169)+E111)
193	Shortcut Lbs/Hr Evaporadas Vaso 3	=SI(B99=0,(((M152-M3)*B105/100)-E108-E111)/M169), (((M164-M3)*B105/100)-E108-E111)/M169))
194	Shortcut Lbs/Hr Evaporadas Vaso 4	=SI(B99=0,SI(M169>3,(((M152-M3)*B105/100)-E108-E111) /M169),0),SI(M169>3,(((M164-M3)*B105/100)-E108-E111)/M169),0))
195	Shortcut Lbs/Hr Evaporadas Vaso 5	=SI(B100=0,SI(M169>4,(((M152-M3)*B105/100)-E108-E111)/ M169),0),SI(M169>4,(((M164-M3)*B105/100)-E108-E111)/M169),0))
196	Shortcut Lbs/Hr Evaporadas Total	=SUMA(M191:M195)
197	Lbs/Hr de Vapor Escape Necesario	=M191
198	Brix de Jugo a Entrada Evaporadores	=SI(B99=0,C95,O163) =SI(B99=0,M152*B105/100*C95/((M152*B105/100)-M191), M164*B105/100*O163/((M164*B105/100)-M191))
199	Brix de Jugo Salida Vaso 1	=SI(B99=0,M152*B105/100*C95/((M152*B105/100)-M191-M192) ,M164*B105/100*O163/((M164*B105/100)-M191-M192))
200	Brix de Jugo Salida Vaso 2	=SI(B99=0,M152*B105/100*C95/((M152*B105/100)-M191-M192 -M193),M164*B105/100*O163/((M164*B105/100)-M191-M192-M193))
201	Brix de Jugo Salida Vaso 3	=SI(B99=0,SI(M194=0,0,M152*B105/100*C95/((M152*B105/100) -M191-M192-M193-M194)),SI(M194=0,0,M164*B105/100*O163/ ((M164*B105/100)-M191-M192-M193-M194)))
202	Brix de Jugo Salida Vaso 4	=SI(B99=0,SI(M195=0,0,M152*B105/100*C95/((M152*B105/100) -M191-M192-M193-M194-M195)),SI(M195=0,0,M164*B105/100* O163/((M164*B105/100)-M191-M192-M193-M194-M195)))
203	Brix de Jugo Salida Vaso 5	=M186+(0.3938230338*EXP(0.04639474463*O199))+ (30.93211253* EXP(0.003800370589*O199)*EXP(0.07124329485*F109/6)/EXP (0.01859329339*M186))
204	Boiling Point °F Corr Vaso 1	=M187+(0.3938230338*EXP(0.04639474463*O200))+ (30.93211253* EXP(0.003800370589*O200)*EXP(0.07124329485*F112/6)/EXP (0.01859329339*M187))
205	Boiling Point °F Corr Vaso 2	=M188+(0.3938230338*EXP(0.04639474463*O201))+ (30.93211253* EXP(0.003800370589*O201)*EXP(0.07124329485*F115/6)/ EXP(0.01859329339*M188))
206	Boiling Point °F Corr Vaso 3	=SI(M189=0,0,M189+(0.3938230338*EXP(0.04639474463*O202))+ (30.93211253*EXP(0.003800370589*O202)*EXP(0.07124329485* F117/6)/EXP(0.01859329339*M189)))
207	Boiling Point °F Corr Vaso 4	=SI(M190=0,0,M190+(0.3938230338*EXP(0.04639474463*M203))+ (30.93211253*EXP(0.003800370589*M203)*EXP(0.07124329485* F119/6)/EXP(0.01859329339*M190)))
208	Boiling Point °F Corr Vaso 5	
209	Specific Heat BTU/Lb*F Salida Vaso 1	=-0.00549*O199+0.9964
210	Specific Heat BTU/Lb*F Salida Vaso 2	=-0.00549*O200+0.9964
211	Specific Heat BTU/Lb*F Salida Vaso 3	=-0.00549*O201+0.9964
212	Specific Heat BTU/Lb*F Salida Vaso 4	=SI(O202=0,0,-0.00549*O202+0.9964)
213	Specific Heat BTU/Lb*F Salida Vaso 5	=SI(O203=0,0,-0.00549*O203+0.9964)

5. Se hace entonces un balance térmico del evaporador. Iniciamos calculando el preevaporador.

Primero es necesario asumir las libras de vapor por hora que vamos a poner en la calandria.

En el ejemplo que tenemos en la toma de datos aparecen las 110,000 libras por hora, pero esto es porque allí es donde se calcula el vapor y son resultados finales.

Luego de asumir el vapor, es necesario calcular la cantidad de calor aportada por ese vapor.

Lo anterior se hace con la fórmula siguiente:

$$\text{Calor Aportado (BTU/Hr)} = \text{Lbs/Hr Vapor} * \text{Entalpía del Vapor}$$

La entalpía del vapor se obtuvo en pasos anteriores para la presión de 12 Psig. En las Libras/Hr de materia se refiere a la cantidad de meladura que inicialmente ingresa al evaporador. También se tiene el Brix de ingreso del jugo. Es necesario entonces restar la cantidad de calor que se usó para llevar el jugo de su temperatura de entrada a la temperatura de ebullición (que se obtuvo al sumar la elevación del punto de ebullición):

$$\text{Energía para calentar Jugo (BTU/Hr)} = \text{Lbs/Hr de Jugo} * \text{Calor Específico (BTU/Lb/°F)} * (\text{Temp Punto de Ebullición} - \text{Temp Inicial del Jugo})$$

Al restar ambos BTUs se obtiene el calor transferido que se convirtió en vapor en el cuerpo del vaso. Para obtener las Lbs/Hr de vapor en el cuerpo del vaso, sólo se dividen estos BTU/Hr obtenidos entre la entalpía del vapor en estas condiciones. Para saber la cantidad de jugo que pasa al siguiente efecto sólo se resta las Lbs/Hr de Jugo Evaporado de las Lbs/Hr de Jugo que entró.

Lo que limita la cantidad de vapor que podemos poner en nuestro vaso es el Coeficiente de Transferencia de Calor (BTU/Hr/Ft<sup>2</sup>/°F). Hay un coeficiente Real y uno de Diseño. El coeficiente Real es el que se obtiene con la fórmula siguiente:

$\text{BTU/Hr/Ft}^2/^{\circ}\text{F} = \text{Calor Vapor}/\text{Area del Evaporador}/(\text{Temp Vapor Calandria}-\text{Temp Jugo en Ebullición})$

Donde:

Calor de Vapor = BTU/Hr

Área del Evaporador = Pies Cuadrados

Temp =  $^{\circ}\text{F}$

El Coeficiente de Transferencia de Calor de Diseño se conoce como la fórmula de Dessin:

$$\text{Coeficiente de Transferencia de Calor de Diseño , } U = \frac{(100-B)(T-130)\lambda}{K}$$

Donde U es el coeficiente de transferencia de calor  $\text{BTU/Hr*Pie}^2*^{\circ}\text{F}$

B es el Brix del líquido en el efecto

T es la temperatura del vapor en la calandria,  $^{\circ}\text{F}$

$\lambda$  es el calor latente del vapor en el espacio de vapor, BTU/Lb

K es una constante numérica de rango 16,000-20,000 (más alto entre más incrustación).

La constante K varía entre 16,000 y 20,000. 16,000 es el valor que se usa para evaporadores limpios y 20,000 se utiliza para evaporadores incrustados. Se prefiere usar el valor promedio de 18,000 para el cálculo porque más o menos da 15 días de seguridad a partir del día de limpieza. Si en el diseño de un tandem de evaporación se desea dejar un margen de seguridad grande, se usa la constante de 20,000.

Cuando se comparan los dos coeficientes para el preevaporador, el coeficiente real **nunca** debe ser más alto que el coeficiente de diseño. Si es más alto, no tendremos área de

transferencia de calor suficiente para transmitir todo el calor que deseamos y el calculo hara una mala prediccion. Lo que se recomienda es que los valores sean casi identicos.

	Lbs/Hr Vapor	BTU/Hr Transfer	Lbs/Hr Mater	Brix
Ingresas	106000.0	100610348.7	524114.8	14.20
Menos		7297342.3		
BTU para evaporación		<u>93313006.4</u>		
Evaporación	97261.5			

	I	L	M	N	O
275		Lbs/Hr Vapor	BTU/Hr Transfer	Lbs/Hr Mater	Brix
276 Ingresas		=SI(B99=0,0,E101)	=SI(B99=0,0,L276*M158)	=M152	=C95
277 Menos			<u>=SI(B99=0,0,M152*M153*(M165-C96))</u>		
278 BTU para evaporación			=M276-M277		
279 Evaporación		=SI(B99=0,0,M278/M159)			

Preevaporador	
Real	Diseño
464.01	495.06

	I	J
364	Preevaporador	
365	Real	Diseño
366	=SI(B99=0,0,M276/B99/(M160-M165))=SI(B99=0,0,(100-O283)*(M160-130)*M158/B139)	

6. Ahora se repite el cálculo para todo el tandem:

<b>Vaso 1</b>				
Ingresas	71000.0	67389950.5	236903.6	17.44
Menos		<u>126548.0</u>		
BTU Para evaporación		67263402.6		
Evaporación	70109.6			
Extracción de Vapor	18800.0			
Vapor a siguiente cuerpo	51309.6			
 <b>Vaso 2</b>				
Ingresas	51309.6	49226619.1	166794.0	24.76
Mas		<u>2499637.7</u>		
BTU Para evaporación		51726256.7		
Evaporación	53209.9			
Extracción de Vapor	31000.0			
Vapor a siguiente cuerpo	22209.9			
 <b>Vaso 3</b>				
Ingresas	22209.9	21590597.4	113584.1	36.37
Mas		<u>2071576.9</u>		
BTU Para evaporación		23662174.4		
Evaporación	23891.8			
Extracción de Vapor				
Vapor a siguiente cuerpo	23891.8			
 <b>Vaso 4</b>				
Ingresas	23891.8	23662174.4	89692.3	46.05
Mas		<u>2739069.6</u>		
BTU Para evaporación		26401243.9		
Evaporación	25951.3			
 <b>Vaso 5</b>				
Ingresas			63741.0	64.80
Mas				
BTU Para evaporación				
Evaporación				
 <b>Meladura</b>				
			63741.0	64.80

	I	L	M	N	O
282	Vaso 1				
283	Ingresa	=O197	=L283*M179	=(N276-L279) *B105/100	=N276*B105/100*O276/N283
284	Menos				<u>=N283*(SI(B99=0,M153,M166))*(SI(B99=0,M204-C96,M204-M165))</u>
285	BTU Para evaporación		=M283-M284		
286	Evaporación	=M285/M180			
287	Extracción de Vapor	=E108			
288	Vapor a siguiente cuerpo	=L286-L287			
289					
290	Vaso 2				
291	Ingresa	=L288	=L288*M180		=N283-L286 =N276*B105/100*O276/N291
292	Mas		<u>=N291*M209*(M204-M205)</u>		
293	BTU Para evaporación		=M291+M292		
294	Evaporación	=M293/M181			
295	Extracción de Vapor	=E111			
296	Vapor a siguiente cuerpo	=L294-L295			
297					
298	Vaso 3				
299	Ingresa	=L296	=L296*M181		=N291-L294 =N276*B105/100*O276/N299
300	Mas		<u>=N299*M210*(M205-M206)</u>		
301	BTU Para evaporación		=M299+M300		
302	Evaporación	=M301/M182			
303	Extracción de Vapor	=E114			
304	Vapor a siguiente cuerpo	=L302-L303			
305					
306	Vaso 4				
307	Ingresa	=SI(M194=0,0,L304)	=L307*M182		=N299-L302 =N276*B105/100*O276/N307
308	Mas		<u>=SI(M194=0,0,N307*M211*(M206-M207))</u>		
309	BTU Para evaporación		=M307+M308		
310	Evaporación	=SI(M194=0,0, M309/M183)			
311					
312	Vaso 5				
313	Ingresa	=SI(M195=0,0,L310)	=L313*M183		=N307-L310 =N276*B105/100*O276/N313
314	Mas		<u>=SI(M195=0,0,N313*M212*(M207-M208))</u>		
315	BTU Para evaporación		=M313+M314		
316	Evaporación	=SI(M195=0,0, M315/M184)			
317					
318	Meladura				=N313-L316 =N276*B105/100*O276/N318

Tandem Evaporador A	
Real	Diseño
288.90	451.12
235.48	341.73
191.55	242.79
117.08	117.04

K		L	
Tandem Evaporador A			
	Real		Diseño
365			
366	=M283/B106/(M185-M204)		=(100-O291)*(M185-130)*M179/B139
367	=M291/B110/(M204-M205)		=(100-O299)*(M204-130)*M180/B139
368	=M299/B113/(M205-M206)		=(100-O307)*(M205-130)*M181/B139
369	=SI(B116=0,0,M307/B116/(M206-M207))=SI(B116=0,0,(100-O313)*(M206-130)*M182/B139)		
370	=SI(B118=0,0,M313/B118/(M207-M208))=SI(B118=0,0,(100-O318)*(M207-130)*M183/B139)		

En el vaso 1 ingresan 71,000 Lbs/Hr de Vapor de 12 Psig (según el ingreso de datos), este es un valor ya ajustado por varios ciclos de cálculo. Como se puede ver en el Coeficiente de Transferencia de Calor, el valor real es mucho más bajo que el teórico permisible, pero es porque las superficies de este ejemplo forman un “cuello de botella” en los vasos posteriores. Se calcula los BTU/Hr que aporta este vapor y se obtiene las Lbs/Hr de Jugo que pasan a este efecto de la resta del vapor generado en el preevaporador con el del jugo que entró inicialmente. El Brix que entra a este vaso se calcula así:

$$\text{Brix de Ingreso} = \text{Lbs/Hr iniciales Pre} * \frac{\% \text{ Brix inicial Pre}}{\text{Lbs/Hr en Vaso}} * \frac{\% \text{ Jugo a este Tandem}}{100}$$

Esta misma fórmula se usa para el Brix de todos los cuerpos, sólo las Lbs/Hr de cada vaso se cambian. En la siguiente línea, se resta el calor que es necesario para calentar el jugo y hacerlo ebullición. En el preevaporador se calentó el jugo, pero el punto de ebullición subió

levemente por el aumento de Brix, por lo que se debe usar un poco de calor para hacerlo ebullicir.

Luego se obtiene la evaporación en este vaso al restar el calor del vapor con el calor que se uso para calentar el jugo y multiplicándolo con la entalpía en estas condiciones.

La evaporación de este cuerpo tiene dos usos: 19,000 Lbs/Hr se extraen en vapor vegetal para Tachos y el resto pasa al siguiente cuerpo para continuar la evaporación. Modificando el valor de esta extracción se ajusta el coeficiente de transferencia de calor del vaso 2.

En el vaso 2, los cálculos son casi iguales. La diferencia más importante es que el jugo que ingresa a este efecto, en vez de usar vapor para calentar, aporta vapor porque está más caliente que el que hay en el cuerpo del evaporador. A esto se le llama ebullición espontanea. Esta ebullición es muy importante porque economiza vapor. A este vaso se le extrae vapor para calentar jugo alcalizado. Con esta extracción se regula el coeficiente de extracción del melador porque a partir de aquí no hay más extracciones y el área de transferencia de vapor de los cuerpos se vuelve la limitante más importante. Esencialmente no se puede evaporar más jugo que lo que el melador permita, sin importar que el área de los vasos intermediarios sea inmensa. Si la extracción se hiciera en el primer vaso y el tandem fuera de cinco cuerpos, no importaría lo grande que fueran los otros tres vasos intermedios, el melador sería el limitante.

A los vasos 3 y 4 se le hace el mismo procedimiento de cálculo. Como se puede ver en el ejemplo, el coeficiente de transferencia de calor real del melador es casi igual al valor de diseño. Se trata de manejar los cálculos para obtener un Brix en la meladura de 65. Un Brix menor daría problemas en tachos porque se tendría que evaporar más agua en una sola etapa.

Un Brix mas alto reduciría mucho la capacidad de diseño del evaporador, además de ser un riesgo por cristalización de azúcar de la meladura en la tubería.

7. El último paso es el cálculo del índice de evaporación y la cantidad de agua que se utiliza en los evaporadores para condensar el vapor del melador y formar vacío. El índice de evaporación se calcula simplemente al dividir las Lbs/Hr de vapor evaporado en cada cuerpo entre los pies cuadrados de superficie del mismo.

El agua fría para condensar el vapor en cada melador y así formar el vacío, se calcula de la siguiente manera:

$$\text{GPM Agua} = \frac{\{\text{Lbs/Hr de vapor} * [\text{Btu/Lb Vapor} - (\text{T}_f \text{ Agua} - 32)]\} * 60 \text{ Mins/Hr}}{(\text{T}_f \text{ Agua} - \text{T}_i \text{ Agua}) \quad 8.278 \text{ Lbs/Gl}}$$

Donde:

Lbs/Hr Vapor = Lbs/Hr vapor

Ti = Agua que fría que entra en condensador

Tf = Agua caliente que sale del condensador

BTU/Lb = Entalpía del vapor a las condiciones de vacío.

Las variables de temperatura del agua de los condensadores se ingresaron previamente en la recolección de datos de Tachos.

#### Índice de Evaporación, Lbs/Hr/Ft<sup>2</sup>

	Preevaporador	Tandem Evaporación A
Vaso 1	6.08	3.89
Vaso 2		4.43
Vaso 3		4.85
Vaso 4		5.27
Vaso 5		

**GPM Condensador Tandem Evap A 2155**

J		L
Preevaporador		Tandem Evaporación A
366	Vaso 1=SI(B99=0,0,L279/B99)	=L286/B106
367	Vaso 2	=L294/B110
368	Vaso 3	=L302/B113
369	Vaso 4	=SI(B116=0,0,L310/B116)
370	Vaso 5	=SI(B118=0,0,L316/B118)
		M
386	GPM Condensador Tandem Evap A $=(((1104.727861 * POTENCIA(((30 - D120) * 0.4912, 0.01446373308)) - (D\$29 - 32)) / (D\$29 - D\$28)) * (SI(L316 = 0, SI(L310 = 0, L302, L310), L316))) / 8.278 / 60$	

**Agua en Condensadores**

°F de Agua de Inyección	95
°F Agua en Columna Barométrica	120

Los galones por minuto, GPM, de condensado de cada vaso se calcula al dividir las Lbs/Hr de vapor dentro de 7.9891 Lbs/Galón y dentro de 60 Mins/Hr. El diámetro interior adecuado para esta aplicación se calcula de la siguiente manera:

$$\text{Diámetro Interior Pulgadas} = \sqrt{(0.4085 * \text{GPM Agua} / 2.5 \text{ Pie/Seg})}$$

La velocidad que se considera como apropiada para el manejo de agua condensada es de 2.5 Pies/Segundo. Se ordenan los condensados y diámetros de tubería en una tabla para mejor apreciación:

**Condensados**

Preevaporador		Tandem A	
GPM	I.D. Tubería	GPM	I.D. Tubería
221	6.0	148	4.9
		46	2.7
		49	2.8

Preevaporador		Tandem A	
GPM	I.D. Tuberia	GPM	I.D. Tuberia
=L276/7.9891/60=RAIZ(0.4085*1394/2.5)		=L283/7.9891/60	=RAIZ(0.4085*K394/2.5)
		=L291/7.9891/60	=RAIZ(0.4085*K395/2.5)
		=L299/8.1/60	=RAIZ(0.4085*K396/2.5)
		=L307/8.1/60	=RAIZ(0.4085*K397/2.5)
		=L313/8.1/60	=RAIZ(0.4085*K398/2.5)

Por último, si se tienen dos tandems de evaporación, en el ingreso de datos se asume la cantidad de jugo que pasa a cada tandem, pues la carga total de jugo debe ser dividida entre dos sistemas. Al hacer varios ciclos de cálculo y si los tandems, queda uno muy limitado de capacidad y el otro con area de sobra, se ajusta de nuevo el porcentaje de carga de cada tandem.

Para ordenar todos los datos previamente mencionado, se hace una gráfica, esta se ha hecho al emplear la utilidad de dibujo de Microsoft Excel. Las direcciones de los valores del cálculo se han importado de la primera hoja del archivo, por lo que estas cambian automáticamente con cualquier modificación de condiciones.

## B. Tachos.

Para la recolección de datos es necesaria la tabla que aparece en la primera hoja, en la que se recogen los datos de laboratorio. También es necesaria la temperatura de agua que se usará en los condensadores, que normalmente es igual a la de los evaporadores. Se recogen además los datos de los tachos, pies cúbicos de volumen que puede manejar cada uno, así como los tiempos que son necesarios para procesar cada masa.

En Guatemala se utilizan dos métodos para manejar los tachos. El primero es el de tres masas y el segundo es el de doble magma. El de tres masas se envasa a producción la masa A y masa B. En el de doble magma sólo la masa A va a producción y la masa B va a recirculación para hacer masa A. En esta tesis se estudiará el que más se utiliza que es la de doble magma. El método que se explicará a continuación, fue presentado en clase de maestría por el Ing.

Guadalupe Mendoza. Los datos que se recogen en en las primeras páginas de los análisis de laboratorio son utilizados en este sistema.

Los datos que se recogen para el cálculo de tachos son los siguientes:

A	D	
<b>Agua en Condensadores</b>		
°F de Agua de Inyección	<b>95</b>	28
°F Agua en Columna Barométrica	<b>120</b>	29
"Hg vacío en Tachos	<b>25</b>	30
		31
		32
<b>Capacidad de Tachos</b>		
P <sup>3</sup> de Tachos para hacer Masa A	<b>4000</b>	Tachos 8 y 9
Horas de Duración de las plantas A	<b>3</b>	34
P <sup>3</sup> de Tachos para hacer Masa B	<b>2350</b>	Tachos 2 y 7
Horas de duración de las plantas B	<b>3.5</b>	36
P <sup>3</sup> de Tachos para hacer Masa C	<b>1750</b>	Tachos 4 y 5
Horas de duración de las Plantas C	<b>4</b>	38
Pie de Grano C/Cristalización	<b>3</b>	39
Templas C/Pie de Grano C	<b>3</b>	40
% de Magma C en Masa B	<b>28.74</b>	Doble Magna
P <sup>3</sup> de Tachos adicionales	<b>1500</b>	Tachos 1, 3 y 6
Horas de duración Templas Adicionales	<b>3.5</b>	43

Estos datos se recogen directamente de cómo el área de tachos es manejada o cómo se desea operarla. El único valor que se encuentra por prueba y error es el % de Magma C en Masa B, y este se ajusta de acuerdo a la Magma C Refundida. Se intenta que se utilice lo menos posible en la fabricación de la Masa A. Esto se estudiará posteriormente.

Inicialmente, se calcula las Lbs/Hr de Meladura que se producen con la molida estipulada. Esto se hace así:

$$\text{Lbs/Hr Pol Meladura} = \frac{\text{TCD}}{2000 \cdot 24} * \left[ \frac{(\% \text{ Extrac} * \text{Pol Jq Dil})}{100} - \frac{(\% \text{ Cachz} * \text{Pol Cachz})}{100} \right]$$

En la primera parte de esta fórmula se encuentra la cantidad de azúcar que entró al ingenio y en la segunda parte se resta la cantidad de azúcar que sabemos se perdió en la cachaza. La resultante es el azúcar que está en la meladura. Como siguiente paso se encuentra las Lbs/Hr de Brix que hay en la meladura. Para esto se divide las Lbs/Hr de Pol que se encontraron entre la pureza de la meladura y se divide entre 100.

Se determina ahora las Lbs/Hr de meladura que se procesarán. Se divide entonces las Lbs/Hr de Brix que tenemos dentro del porcentaje de Brix de la meladura y se multiplica por 100. Se presentan ahora los ejemplos numéricos, aunque no están en el orden que se mencionó, ese es el orden en el que se realizan los cálculos:

<b>Lbs/Hr de Meladura</b>	<b>114498.93</b>
<b>Lbs/ Hr Brix en Meladura</b>	<b>74424.30</b>
<b>Lbs/Hr Pol en Meladura</b>	<b>64233.90</b>

	I	M
3	Lbs/Hr de Meladura	$=M4/C10*100$
4	Lbs/ Hr Brix en Meladura	$=M5/E10*100$
5	Lbs/Hr Pol en Meladura	$=(B6*2000/24*B7/100*D8/100)-(B6*2000/24*B9/100*D9/100)$

Se calcula la proporción de Lbs/Hr de Brix que de la meladura termina en el azúcar que se produce. Esta proporción se encuentra al emplear la fórmula SJM. Esta fórmula es como sigue:

$$\text{SJM Azúcar} = \frac{(\text{Pureza Meladura} - \text{Pureza Miel Final})}{(\text{Pureza del azúcar} - \text{Pureza Miel Final})}$$

Esta operación da como resultado una proporción donde el 100% es igual a uno. Se opera esto por las Lbs/Hr de Brix que encontramos en un paso anterior y obtenemos las Lbs/Hr de

Brix que de la meladura terminan en el azúcar. Para encontrar la cantidad de azúcar que se producirá se divide este resultado entre el Brix del Azúcar (100 – Humedad del Azúcar).

En este punto se puede calcular el rendimiento de azúcar si así se desea. Se divide las Libras/Hr de Azúcar entre las toneladas de caña molidas en una hora, y nos da el rendimiento en libras de azúcar/tonelada de caña. Hay que aclarar que este rendimiento es el que se obtiene idealmente, sin tomar en cuenta las pérdidas del sistema, eso le reduce alrededor de 7 a 8 Lbs en niveles superiores a 200 Lbs/Ton de Caña:

<b>Recuperación Bx al azúcar</b>	<b>0.79</b>
<b>Lbs/Hr Bx a azúcar Comercial</b>	<b>58995.48</b>
<b>Lbs/Hr de azúcar Comercial</b>	<b>59019.09</b>
<b>Lbs Azucar/Ton Caña</b>	<b>236.08</b>

	<b>AA</b>	<b>AE</b>
7	<b>Recuperación Bx al Azucar</b>	<b>=(E10-E17)/(E11-E17)</b>
8	<b>Lbs/Hr Bx a Azucar Comercial</b>	<b>=AE4*AE7</b>
9	<b>Lbs/Hr de Azucar Comercial</b>	<b>=AE8/C11*100</b>
10	<b>Lbs Azucar/Ton Caña</b>	<b>=AE9/B6*24</b>

El balance de materia se hace al principiar de atrás hacia adelante. Se sabe cuánto sale de azúcar, por lo que la diferencia entre la meladura que entró y el azúcar que salió da la cantidad de material que se perdió en la miel final. Después calculamos el Brix que se fue en la Miel Final, para esto a las Lbs/Hr de Brix de azúcar producida comercialmente se le restan las Lbs/Hr de Brix de la meladura. Se determina las Lbs/Hr de miel final (Melaza) que se producen así:

$$\text{Lbs/Hr Melaza} = \frac{\text{Lbs/Hr Brix Melaza} * 100}{\text{Brix de Melaza}}$$

Se determinan los pies cúbicos de Melaza/Hr que se producen. Es necesario calcular el peso en libras de un pie cúbico de melaza, para esto se usa la siguiente ecuación que se obtuvo de una regresión exponencial:

$$\text{Lbs/Pie}^3 \text{ de Melaza} = 60.8227 * e^{0.004619 * \text{Brix Melaza}}$$

Al obtener los pies<sup>3</sup> de melaza/Hr se puede transformar a una cifra más familiar a los técnicos azucareros, galones de melaza por día:

$$\text{Gls Melaza/Día} = \frac{\text{Pie}^3 \text{ Melaza}}{\text{Hr}} * \frac{7.4805 \text{ Gls}}{\text{Pie}^3} * \frac{24 \text{ Hrs}}{\text{Día}}$$

Para determinar los galones de melaza/Ton de caña sencillamente se divide los galones de melaza aquí obtenidos dentro de las toneladas de caña molidas en el día.

<b>Lbs/Hr Bx en Melaza</b>	<b>15428.82</b>
<b>Lbs/Hr Melaza</b>	<b>18106.82</b>
<b>Pie<sup>3</sup> Melaza/Hr</b>	<b>200.84</b>
<b>Galones Melaza/Día</b>	<b>36056.96</b>
<b>Galones Melaza/Ton Caña</b>	<b>6.01</b>

	AA	AE
12	<b>Lbs/Hr Bx en Melaza</b>	<b>=AE4-AE8</b>
13	<b>Lbs/Hr Melaza</b>	<b>=AE12/C17*100</b>
14	<b>Pie<sup>3</sup> Melaza/Hr</b>	<b>=AE13/(60.82266263*EXP(0.004618938492*C17))</b>
15	<b>Galones Melaza/Día</b>	<b>=AE14*7.4805*24</b>
16	<b>Galones Melaza/Ton Caña</b>	<b>=AE15/B6</b>

De una masa C se desarrollan dos productos finales: Magma C, que se recircula a tachos y la melaza que se envía a un tanque para ser vendida. Se calcula entonces la cantidad de Brix

que de la masa C se va en la Magma y la proporción que se va en la Miel Final. Se utiliza de nuevo la fórmula SJM:

$$\text{SJM Magma} = \frac{(\text{Pureza de Masa C} - \text{Pureza de Miel Final})}{(\text{Pureza de Magma C} - \text{Pureza de Miel Final})}$$

La cantidad de sólidos que se va en la Miel Final se obtiene al restar 1 menos la proporción de magma fue encontrada con la SJM antes mencionada. Se encuentra ahora la cantidad de Lbs/Hr de Brix de Masa C dividiendo las Lbs/Hr de Brix de Miel Final entre la proporción de Miel Final obtenido de la SJM. Se calcula las Lbs/Hr de Brix de Magma restando las Lbs/Hr de Brix de Melaza de las Lbs/Hr de Masa C.

<b>% Sólidos de Masa C a Magma</b>	<b>0.45</b>
<b>% Sólidos de Masa C a Miel Final</b>	<b>0.55</b>
<b>Lbs/Hr Bx de Masa C</b>	<b>28065.72</b>
<b>Lbs/Hr Bx de Magma C</b>	<b>12636.89</b>

	AA	AE
18	<b>% Solidos de Masa C a Magma</b>	<b>=(E14-E17)/(E19-E17)</b>
19	<b>% Solidos de Masa C a Miel Final</b>	<b>=1-AE18</b>
20	<b>Lbs/Hr Bx de Masa C</b>	<b>=AE12/AE19</b>
21	<b>Lbs/Hr Bx de Magma C</b>	<b>=AE20-AE12</b>

El siguiente paso es la determinación de la composición de los materiales que se usan para hacer masa C. Ya sabemos que productos salen de la masa C, ahora hay que determinar de donde se obtiene.

La Masa C se hace en varios pasos. El tacho tiene una calandria de intercambio de calor y un cuerpo. Desde el punto de vista del volumen total del tacho, la calandria tiene 1/3 del volumen total, mientras que el cuerpo tiene los 2/3 restantes. El primer paso de fabricación es la cristalización. Para ello se llena la calandria del tacho (1/3) con Miel A y meladura en proporciones iguales (llamado aquí Grano de C con una pureza de alrededor de 76%). Al haber

azúcar en esta cristalización, se agrega miel B hasta llenar el tacho. Esta mezcla tiene una pureza alrededor de 64% en nuestro ejemplo, y se le conoce como Pie de C. De este Pie de C salen tres masas C. Se sigue con la fabricación de la masa C en el mismo tacho, pero para ello se depositan las 2/3 partes de esta en un cristizador. Estas 2/3 partes de Pie C serán los pies de inicio de otras dos masas C y el 1/3 que quedó en la calandria da una masa más, totalizando tres masas por Pie de C.

Aquí también los componentes se calculan en sentido contrario, del final al inicio. Primero se calcula la cantidad de Lbs/Hr de Brix del Pie de Masa C. Para esto se divide las Lbs/Hr de Masa C dentro de las Masas C que se sacan de cada Pie de C (esto está en los datos que se obtuvieron de la operación del ingenio). Sabemos que de cada cristalización normalmente se obtienen tres masas. Entonces se divide las Lbs/Hr de masa C dentro de tres. Después se calcula de qué tamaño fue el pie donde se cristalizó (Grano de C, 1/3 del Pie de C) y que sirvió de base para hacer el pie del resto de las masas C. Se divide entonces las Lbs/Hr de Brix de Pie de Masa C dentro de tres, y el resultado es las Lbs/Hr de Brix de Cristalización de Masa C (Grano de C).

Se calcula el porcentaje de Miel A para Pie de Masa C. Este se obtiene calculando con la fórmula siguiente:

$$\% \text{ Miel A, Pie de C} = \frac{\text{Pza Pie C} - (\text{Pza Pie Crist/No. Pie C}) - (\text{Pza Miel B} * (1 - 1/\text{No. Pie C}))}{\text{Pza Miel A} - \text{Pza Miel B}}$$

Se calcula ahora el porcentaje de Miel B para Pie de Masa C:

$$\% \text{ de Miel B para Pie de C} = (1 - 1/\text{No. Pie C}) - \% \text{ Miel A Pie de C}$$

Ahora se puede calcular con facilidad las Lbs/Hr de Miel A y B en el Pie para Masa C multiplicando las Lbs/Hr de Brix del Pie de Masa C por los porcentajes respectivos de cada miel.

Lbs/Hr Bx de Pie de Masa C	9355.24
Lbs/Hr Bx de Cristalización de C	3118.41
% Miel A para Pie de Masa C	0.14
% Miel B para Pie de Masa C	0.53
% Cristalización para Pie de Masa C	0.33
Lbs/Hr Bx Miel A para Pie de Masa C	1271.50
Lbs/Hr Bx Miel B para Pie de Masa C	4965.33

	AA	AE
22	Lbs/Hr Bx de Pie de Masa C	=AE20/D40
23	Lbs/Hr Bx de Cristalización de C	=AE22/D39
24	% Miel A para Pie de Masa C	$=((E22-(E21/D40)-(E16*(1-1/D40)))/(E15-E16))$
25	% Miel B para Pie de Masa C	$=(1-1/D40)-AE24$
26	% Cristalización para Pie de Masa C	=1/D39
27	Lbs/Hr Bx Miel A para Pie de Masa C	=AE22*AE24
28	Lbs/Hr Bx Miel B para Pie de Masa C	=AE22*AE25

Ahora se sigue calculando los componentes de la cristalización de C (Grano de C). Se determinan las Lbs/Hr de Brix del Pie de Cristalización de Masa C o Grano de C. Para esto se dividen las Lbs/Hr de Brix del Pie de Masa C, dentro del Pie de grano de C/Cristalización de los datos iniciales (o sea la proporción del volumen total del pie o tacho que hace el pie de C, 3 en nuestro ejemplo).

Ahora se calcula la proporción de meladura en este pie con una SJM convencional:

$$\text{SJM Meladura en Cristalización} = \frac{(\text{Pza Cristalización o Grano C} - \text{Pza Miel A})}{(\text{Pza Meladura} - \text{Pza Miel A})}$$

La proporción de Miel A es la resta de 1 menos la proporción de meladura de la fórmula anterior. Se calcula las Lbs/Hr de Brix de la Miel A y meladura al operar las Lbs/Hr de Brix del Pie de Cristalización por la proporción de cada material. Para terminar con los cálculos relacionados con la Masa C, se obtiene la cantidad total de Miel B que se utiliza. Para esto se resta las Lbs/Hr de Brix del Pie de C (página 25) de las Lbs/Hr de Brix de Masa C (sabemos que

a partir del corte del pie sólo se agrega Miel B). Y finalmente le sumamos estas Lbs/Hr de Miel B a las que encontramos que se utilizan en el corte para Pie de C (pagina 25).

<b>Lbs/Hr Bx Cristl para Pie de Masa C</b>	<b>3118.41</b>
<b>% Meladura para Cristalización</b>	<b>0.47</b>
<b>% Miel A para Cristalización</b>	<b>0.53</b>
<b>Lbs/Hr Bx Meladura para cristalización</b>	<b>1460.76</b>
<b>Lbs/Hr Bx de Miel A para cristalización</b>	<b>1657.66</b>
<b>Lbs/Hr Bx Miel B en Masa C (sin Pie)</b>	<b>18710.48</b>
<b>Lbs/Hr Bx Miel B en Masa C (incluy pie)</b>	<b>23675.81</b>

	AA	AE
29	<b>Lbs/Hr Bx Cristl para Pie de Masa C</b>	<b>=AE22*AE26</b>
30	<b>% Meladura para Cristalización</b>	<b>=(E21-E15)/(E10-E15)</b>
31	<b>% Miel A para Cristalización</b>	<b>=1-AE30</b>
32	<b>Lbs/Hr Bx Meladura para cristalización</b>	<b>=AE23*AE30</b>
33	<b>Lbs/Hr Bx de Miel A para cristalización</b>	<b>=AE23*AE31</b>
34	<b>Lbs/Hr Bx Miel B en Masa C (sin Pie)</b>	<b>=AE20-AE22</b>
35	<b>Lbs/Hr Bx Miel B en Masa C (incluy pie)</b>	<b>=AE34+AE28</b>

Ahora se calculan los componentes de la masa B. Inicialmente es necesario saber su pureza. El procedimiento de cálculo del sistema de doble magma, obliga a que la pureza de las masas A y B sean calculadas y no las que se ingresaron en los datos iniciales. Estas purezas se encuentran por prueba y error al utilizar como trampolín el porcentaje de Magma C que se usa en la Magma B, valor que se asume inicialmente en el ingreso de datos de tachos. Idealmente, toda la Magma C debería usarse únicamente en la masa B, pero esto a menudo no sucede así, por lo que hay que disolver una parte de la magma para ser utilizado en la masa A. Para encontrar las purezas de las Masa A y B, entonces se varía el % de Magma C en Masa B hasta que el valor de las Magma C Refundida en Masa A sea prácticamente cero. Sin embargo este paso no se puede realizar en este momento porque no hemos aun explicado el calculo de Masa A. Al llegar al cálculo de Masa A, se debe entonces realizar varios ciclos de cálculo para poder obtener el valor

deseado de Magma C Refundida y tener así las purezas de Masa A y B finales. Se calcula la Pureza de la Masa B con la fórmula siguiente:

$$\text{Pza Masa B} = \frac{(\% \text{ Mgm C en B} * \text{Pza Mgm C}) + ([100 - \% \text{ Mgm C en B}] * \text{Pza Miel A})}{100}$$

Se calcula otra SJM para encontrar la proporción de Magma B que sale de la Masa B:

$$\text{SJM Magma B} = \frac{(\text{Pza Masa B} - \text{Pza Miel B})}{(\text{Pza Magma B} - \text{Pza Miel B})}$$

Se calcula ahora las Lbs/Hr de Brix Masa B. Se encuentra primero la proporción de Miel B que la forma al restar 1 menos la proporción que acabamos de determinar de Magma B. Se divide las Lbs/Hr de Miel B en Masa C totales (toda la miel B debe ir en la masa C) dentro de esta proporción, encontrando las Lbs/Hr de Brix de Masa B. Para obtener las Lbs/Hr de Brix de Magma se multiplica el resultado de la SJM de Magma B por las Lbs/Hr de Brix de Masa B. Las Lbs/Hr de Brix de Magma C en Masa B se encuentran multiplicando las Lbs/Hr de Brix de Masa B por la proporción que dijimos era la Magma C en Masa B, dividido 100. Para calcular las Lbs/Hr de Miel A que se usaron en la Masa B se resta de las Lbs/Hr de Brix de Masa B las Lbs/Hr de Brix de Magma C en Masa B. La Masa B se hace exclusivamente de Miel A y Magma C.

<b>Pureza de Masa B</b>	<b>72.46</b>
<b>Recuperación de Masa B</b>	<b>0.46</b>
<b>Lbs/Hr Bx de Masa B</b>	<b>43963.18</b>
<b>Lbs/Hr Bx de Magma B</b>	<b>20287.37</b>
<b>Lbs/Hr Bx de Magma C a Masa B</b>	<b>12635.02</b>
<b>Lbs/Hr Bx de Miel A en Masa B</b>	<b>31328.16</b>

	AA	AE
37	Pureza de Masa B	$=(D41*E19+(100-D41)*E15)/100$
38	Recuperación de Masa B	$=(AE37-E16)/(E18-E16)$
39	Lbs/Hr Bx de Masa B	$=AE35/(1-AE38)$
40	Lbs/Hr Bx de Magma B	$=AE39*AE38$
41	Lbs/Hr Bx de Magma C a Masa B	$=AE39*D41/100$
42	Lbs/Hr Bx de Miel A en Masa B	$=AE39-AE39*D41/100$

Se inicia el cálculo de los componentes de la Masa A encontrando la cantidad de meladura que se utilizó para hacer esta. Simplemente se resta de las Lbs/Hr de Brix de Meladura totales que calculamos al principio de este método, las Lbs/Hr de Brix de la meladura utilizada en la Cristalización de Pie de Masa C.

Ahora se calcula por prueba y error, las Lbs/Hr de Magma C Refundida. Al no poder utilizar toda la Magma C en la Masa B es necesario disolver el exceso para agregarlo a la Masa A como si fuera meladura (tiene una pureza similar). Este es el valor que queremos que sea el mínimo posible para optimizar el proceso de doble magma, tal como se habló previamente. Se encuentran las Lbs/Hr de Brix de Magma Refundida al restar del total de Lbs/Hr de Magma C que sale de la Masa C menos las Lbs/Hr de Magma C que se utilizaron en la Masa B.

La cantidad total de Lbs/Hr de Brix de Masa A se calcula fácilmente al sumar las Lbs/Hr de meladura en Masa A, mas las Lbs/Hr de Magma B (toda la Magma B debe ir en la Masa A), mas las Lbs/Hr de Magma C Refundida. La pureza de la Masa A se encuentra ahora en forma ponderada, operando las Lbs/Hr de Brix de los componentes de esta y sus purezas:

$$\text{Pza Masa A} = (\text{Lbs/Hr Meladura} * \text{Pza Meladura} + \text{Lbs/Hr Mgm B} * \text{Pza Mgm B} + \text{Lbs/Hr Mgm C Refund} * \text{Pza Mgm C Refund}) / \text{Lbs/Hr Masa A}$$

Se calcula entonces las Lbs/Hr de Brix de Miel A, restando de la Masa A las Lbs/Hr de Brix que salió de Azúcar.

Lbs/Hr Bx Meladura a Masa A	72963.55
Lbs/Hr Bx Magma C Refundida	1.88
Lbs/Hr Bx de Masa A	93252.79
Pureza de Masa A	87.55
Recuperación de azúcar Masa A	0.63
Lbs/Hr Bx de Miel A producidas	34257.31

	AA	AE
44	Lbs/Hr Bx Meladura a Masa A	=AE4-AE32
45	Lbs/Hr Bx Magma C Refundida	=AE21-AE41
46	Lbs/Hr Bx de Masa A	=AE44+AE40+AE45
47	Pureza de Masa A	=(AE44*E10+AE40*E18+AE45*E19)/AE46
48	Recuperación de Azúcar Masa A	=(AE47-E15)/(E11-E15)
49	Lbs/Hr Bx de Miel A producidas	=AE46-AE8

Con esto termina el cálculo de las Lbs/Hr de Brix de todas las partes del balance de tachos. Se debe ahora calcular las Lbs/Hr de Pol de cada componente, la pureza, las Lbs/Hr del Material incluyendo hasta el agua, los GPM donde sea aplicable, los Pie<sup>3</sup>/Hr y Pie<sup>3</sup>/Día de cada uno de estos productos. Con esto se genera un reporte donde se presentan todos los materiales en forma ordenada.

Todos los valores de Pol se obtienen al multiplicar los Brix por la Pureza de cada material y dividido dentro de 100. La pureza es una división simple del Pol dividido Brix por 100. Las Lbs/Hr de cada material se obtienen al dividir las Lbs/Hr de Brix de cada material dentro de su Brix y multiplicándolo por 100.

Para calcular los Pie<sup>3</sup>/Hr de Material se dividió las Lbs/Hr dentro de una regresión exponencial que fue adaptada al rango del Brix del producto (Lbs/Pie<sup>3</sup>). Para Miel, Meladura y Melaza (Miel Final) se utilizó la misma ecuación, esta se presentó en el principio del método de cálculo de tachos. Para las masas se utilizó la variante siguiente:

$$\text{Lbs/Pie}^3 \text{ Material} = 60.2422e^{0.004744 * \text{Bx Material}}$$

Los GPM de los materiales se calcularon a partir de los pies cúbicos que se acaban de encontrar. Al dividir los pies cúbicos dentro de 7.4805 se pasa estos a galones, y al dividirlos dentro de 60, se pasa este valor a minutos y obtenemos así nuestros GPM. Para obtener los  $P^3/\text{Día}$ , sólo se multiplica los  $P^3/\text{Hr}$  por 24 Hrs del día. Se repiten todos estos cálculos para cada material y obtenemos el reporte.

Tabla I. Ordenamiento Balance de Tachos

Proceso	Pol Lbs/Hr	Brix Lbs/Hr	Material				
			Pureza	Lbs/Hr	GPM	P <sup>3</sup> /Hr	P <sup>3</sup> /Día
<b>Meladura</b>	64234	74424	86	114499	174	1394	33463
<b>Masa A</b>							
Magma B	18664	20287	92	22051	29	237	5678
Magma C Refund	2	2	85	3	0	0	1
Meladura	62973	72964	86	112252	170	1367	32806
<b>Masa A</b>	<b>81639</b>	<b>93253</b>	<b>88</b>	<b>100945</b>	<b>135</b>	<b>1081</b>	<b>25945</b>
Miel A	22924	34257	67	57096	89	712	17076
Azúcar A	58724	58995	100	59019			
<b>Masa B</b>							
Magma C	10892	12635	86	13674	18	146	3514
Miel A	20964	31328	67	52214	81	651	15616
<b>Masa B</b>	<b>31855</b>	<b>43963</b>	<b>72</b>	<b>46764</b>	<b>62</b>	<b>497</b>	<b>11927</b>
Miel B	13191	23676	56	39460	61	492	11802
Magma B	18664	20287	92	22051	29	237	5678
<b>Masa C</b>							
Pie de Masa C	5987	9355	64	10395	14	113	2702
Miel B	10425	18710	56	31184	48	389	9327
<b>Masa C</b>	<b>16403</b>	<b>28066</b>	<b>58</b>	<b>28335</b>	<b>37</b>	<b>294</b>	<b>7056</b>
Magma C	10893	12637	86	13676	18	146	3515
Miel Final	5510	15429	36	18107	25	201	4820
<b>Pie de Masa C</b>							
Cristalización C	2370	3118	76	3544	5	39	930
Miel A	851	1271	67	2119	3	26	634
Miel B	2767	4965	56	8276	13	103	2475
<b>Pie de Masa C</b>	<b>5987</b>	<b>9355</b>	<b>64</b>	<b>10395</b>	<b>14</b>	<b>113</b>	<b>2702</b>
<b>Cristalización C</b>							
Meladura	1261	1461	86	2247	3	27	657
Miel A	1109	1658	67	2763	4	34	826
<b>Cristalización C</b>	<b>2370</b>	<b>3118</b>	<b>76</b>	<b>3544</b>	<b>5</b>	<b>39</b>	<b>930</b>



Se determina ahora la evaporación para Masa A, B, C, Pie de Masa C y Cristalización de C. Esto se hace en una forma muy sencilla, se suman todas las Lbs/Hr de material que entraron y se resta del material que salió, el resto es evaporación. Así para la masa A sería:

$$\text{Lbs/Hr Evaporación Masa A} = \text{Lbs/Hr Meladura} + \text{Lbs/Hr Magma B} + \text{Lbs/Hr Mgm C Refundida} \\ - \text{Lbs/Hr Masa A}$$

Se repite este mismo cálculo para cada una de las masas. Después se puede sumar la evaporación total.

Ahora se determina la cantidad de vapor que se necesita para llevar a cabo esta evaporación. Las Lbs/Hr de evaporación de cada material se multiplican por un factor. Para Masa A se usa 1.15; para Masa B, 1.20 y para Masa C, 1.25. Para el Pie de Masa C, 1.25 y para la Cristalización es 1.15. Debido a que al principio de una masa se consume más vapor, se puede calcular la cantidad máxima de vapor que se puede consumir por cada producto, multiplicando el vapor necesario para la evaporación por 1.25.

A partir de este punto también podemos calcular los GPM de condensados. Ya sabemos que las Lbs/Hr de condensados van a ser las mismas que se consumen de vapor para la evaporación. Entonces sólo se transforma este vapor a GPM, al dividir las Lbs/Hr dentro de 8.127 Lbs/Gal y dentro de 60 Mins/Hr.

Se determina entonces la cantidad de agua en los condensadores que se necesita para manejar la evaporación. Esta cantidad es muy variable y para tener un margen de seguridad se utiliza para el cálculo las Lbs/Hr de Vapor promedio y no las Lbs/Hr de evaporación. Para calcular el agua se usaron dos fórmulas, primero se calcula la entalpía del vapor a la presión de

vacío (esto se hace con las mismas fórmulas que se mencionaron en evaporación, pagina 18), y luego se utiliza los GPM de Agua.

Entalpía del Vapor a 25" Hg:

$$\text{BTU/Lb} = 1038.044 - 23.043 * \ln [(30 - \text{Hg}) * 0.4912]$$

$$\text{GPM Agua} = \frac{\{\text{Lbs/Hr de vapor} * [\text{Btu/Lb Vapor} - (T_f \text{ Agua} - 32)]\} * 60 \text{ Mins/Hr}}{(T_f \text{ Agua} - T_i \text{ Agua}) \quad 8.278 \text{ Lbs/Gl}}$$

Donde:

Lbs/Hr Vapor = Lbs/Hr vapor

Ti = Agua que fría que entra en condensador

Tf = Agua caliente que sale del condensador

BTU/Lb = Entalpía del vapor a las condiciones de vacío.

Material	Evaporación Lbs/Hr	Vapor Promed Lbs/Hr	Vapor Máximo Lbs/Hr	Inyección GPM Agua	Condensados GPM
Masa A	33361	38365	47957	3186	79
Masa B	19123	22948	28685	1906	47
Masa C	13244	16555	20694	1375	34
Pie de Masa C	3544	4430	5537	368	9
Cristalización C	1466	1686	2108	140	3
<b>Total</b>	<b>70739</b>	<b>83984</b>	<b>104980</b>	<b>6975</b>	<b>172</b>

	AK	AL	AM	AN	AO	AP
	Material	Evaporacion Lbs/Hr	Vapor Promed Lbs/Hr	Vapor Maximo Lbs/Hr	Inyeccion GPM Agua	Condensados GPM
46	Masa A	=AO9+AO10+AO11-AO12	=AL46*1.15	=AM46*1.25	=(((1104.727861*POTENCIA(((30-D\$30)*0.4912), 0.01446373308))-(D\$29-32))/(D\$29-D\$28))*AM46/8.278/60	=AM46/8.127/60
47	Masa B	=AO17+AO18-AO19	=AL47*1.2	=AM47*1.25	=(((1104.727861*POTENCIA(((30-D\$30)*0.4912), 0.01446373308))-(D\$29-32))/(D\$29-D\$28))*AM47/8.278/60	=AM47/8.127/60
48	Masa C	=AO24+AO25-AO26	=AL48*1.25	=AM48*1.25	=(((1104.727861*POTENCIA(((30-D\$30)*0.4912), 0.01446373308))-(D\$29-32))/(D\$29-D\$28))*AM48/8.278/60	=AM48/8.127/60
49	Pie de Masa C	=AO31+AO32+AO33-AO34	=AL49*1.25	=AM49*1.25	=(((1104.727861*POTENCIA(((30-D\$30)*0.4912), 0.01446373308))-(D\$29-32))/(D\$29-D\$28))*AM49/8.278/60	=AM49/8.127/60
50	Cristalización C	=AO37+AO38-AO39	=AL50*1.15	=AM50*1.25	=(((1104.727861*POTENCIA(((30-D\$30)*0.4912), 0.01446373308))-(D\$29-32))/(D\$29-D\$28))*AM50/8.278/60	=AM50/8.127/60
51	<b>Total</b>	=SUMA(AL46:AL50)	=SUMA(AM46:AM50)	=SUMA(AN46:AN50)	=(((1104.727861*POTENCIA(((30-D\$30)*0.4912), 0.01446373308))-(D\$29-32))/(D\$29-D\$28))*AM51/8.278/60	=AM51/8.127/60

Se procede a determinar ahora cuánta capacidad de tachos es necesaria para poder procesar las templeas del sistema doble magma. En los datos se pidió que se diera las horas que se tardaba en hacer cada masa. Para que el cálculo funcione, este valor tiene que ser el que tarda el ciclo completo, de principio a principio de masa, incluyendo carga y limpieza del tacho. Se sabe ya cuántos Pies<sup>3</sup>/Día de cada material tenemos para Masa A, B, C, Pie de Masa C, Cristalización y Pie de Masa A (Masa A/3). El desarrollo de Pie de A sucede cuando es necesario hacer crecer más el grano de azúcar y se deben hacer cortes adicionales. Si dividimos las 24 Hrs del día dentro del tiempo de duración de las masas en los tachos, obtendremos los ciclos/Día para cada tacho. Si dividimos los Pie<sup>3</sup>/Día de material dentro de los ciclos/Día obtendremos la cantidad de Pies<sup>3</sup> de capacidad de tachos para procesar cada producto. Sólo se unifica la Masa C, Pie de Masa C y Cristalización en un solo tacho, porque estas se hacen idealmente en el mismo tacho.

### Capacidad de Tachos

Proceso	Material P <sup>3</sup> /Día	Ciclos Tachos/Día	Necesarios P <sup>3</sup> Tachos	Instalados P <sup>3</sup> Tachos	Agregar P <sup>3</sup> Tachos
Masa A	25945	8	3243	4000	
Masa B	11927	7	1739	2350	
Masa C	7056	6	1176	1750	
Pie de Masa C	2702	6	450	574	
Cristalización C	930	6	155	124	31
Desarrollo Pie de A (Crudo)	8648	8	1081	1500	
<b>Total</b>	<b>57207</b>	<b>41</b>	<b>7845</b>	<b>9600</b>	<b>31</b>

	AK	AL	AM	AN	AO	AP
	Proceso	Material P <sup>3</sup> /Día	Ciclos Tachos/Día	Necesarios P <sup>3</sup> Tachos	Instalados P <sup>3</sup> Tachos	Agregar P <sup>3</sup> Tachos
57	Masa A	=AR12	=24/D34	=AL57/AM57	=D33	=SI(AN57-AO57<0,0,AN57-AO57)
58	Masa B	=AR19	=24/D36	=AL58/AM58	=D35	=SI(AN58-AO58<0,0,AN58-AO58)
59	Masa C	=AR26	=24/D38	=AL59/AM59	=D37	=SI(AN59-AO59<0,0,AN59-AO59)
60	Pie de Masa C	=AR34	=24/D38	=AL60/AM60	=SI(AO59-AN59<0,0,AO59-AN59)	=SI(AN60-AO60<0,0,AN60-AO60)
61	Cristalización C	=AR39	=24/D38	=AL61/AM61	=SI(AO60-AN60<0,0,AO60-AN60)	=SI(AN61-AO61<0,0,AN61-AO61)
62	Desarrollo Pie de A (Crudo)	=AL57/3	=24/D34	=AL62/AM62	=D42	=SI(AN62-AO62<0,0,AN62-AO62)
63	<b>Total</b>	=SUMA(AL57:AL62)	=SUMA(AM57:AM62)	=SUMA(AN57:AN62)	=AO57+AO58+AO59+AO62	=SUMA(AP57:AP62)

En la tabla que se presenta se colocan los datos en forma ordenada y se compara contra las capacidades en Pie<sup>3</sup> que se ingresaron en los datos. Se puede ver que para procesar masa C son necesarios 31 Pies<sup>3</sup> más, el resto de los tachos están arriba de la capacidad necesaria.

Para concluir la sección de tachos se pueden obtener de forma rápida usando los datos obtenidos en el balance, los quintales de azúcar/día que se producen, el rendimiento (Lbs/Ton caña), los galones de melaza por día y por tonelada de caña. Todos estos datos son sin pérdidas indeterminadas que se calculan al final del Balance del Ingenio, por lo que son más altos al que se obtendrá en la realidad.

#### Otros Datos (Sin Pérdidas Indeterminadas)

Quintales de Azúcar/Día	14165
Lbs de Azúcar/Ton de Caña	228.2
Galones de Melaza/Día	36057
Galones de Melaza/Ton Caña	6.0

	AK	AM
83	Quintales de Azúcar/Día	=AE9*24/100
84	Lbs de Azúcar/Ton de Caña	=M813
85	Galones de Melaza/Día	=AE15
86	Galones de Melaza/Ton Caña	=AE16

## C. Centrifugas

Se reune primero la información de las centrifugas del ingenio:

### Capacidad Centrifugas Continuas, Magma C

Centrifugas BMA K850 instaladas	2	2500 P <sup>3</sup> /Día Máximo
Centrifugas BMA K1100 instaladas	1	7200 P <sup>3</sup> /Día Máximo
Centrifugas WS canasta 34° X 34"	2	2500 P <sup>3</sup> /Día Máximo
Centrifugas WS canasta 30° X 37"		4800 P <sup>3</sup> /Día Máximo
% de Máximo de Trabajo	80	
P <sup>3</sup> /Día Capacidad de centrifuga usada como referencia para cálculo Centrf Necesarias	2500	

### Capacidad de Centrifugas Continuas, Magma B

Centrifugas BMA K850 instaladas	4	4000 P <sup>3</sup> /Día Máximo
Centrifugas BMA K1100 instaladas		10000 P <sup>3</sup> /Día Máximo
Centrifugas WS canasta 34° X 34"		4000 P <sup>3</sup> /Día Máximo
Centrifugas WS canasta 30° X 37"		8000 P <sup>3</sup> /Día Máximo
% de Máximo de Trabajo	80	
P <sup>3</sup> /Día Capacidad de centrifuga usada como referencia para cálculo Centrf Necesarias	4000	

### Centrifugas Batch para Producción de Azúcar

Centrifugas WS canasta 40" X 24" X 6"		8.9 P <sup>3</sup> /Ciclo Máximo
Minutos/Ciclo		
Centrifugas WS canasta 48" X 30" X 7"	7	15.7 P <sup>3</sup> /Ciclo Máximo
Minutos/Ciclo	3	
Centrifugas WS canasta 48" X 36" X 7"		18.8 P <sup>3</sup> /Ciclo Máximo
Minutos/Ciclo		
Centrifugas WS canasta 54" X 40" X 7"		23.9 P <sup>3</sup> /Ciclo Máximo
Minutos/Ciclo		
% de Máximo de Trabajo	80	
P <sup>3</sup> /Cicl Capacidad de centrifuga usada como referencia para cálculo Centrf Necesarias	15.7	
Minutos/Ciclo para esta centrifuga	3	

En las centrifugas continuas de Masa C y B es necesario saber el número que hay para cada tipo de masa. En Guatemala se utilizan generalmente Western States y BMA. Para cada

modelo se debe saber los Pies<sup>3</sup> de capacidad de masa de proceso/día y dependiendo del material a centrifugar. Esta información se obtiene en el manual del fabricante. Para calcular la cantidad de centrifugas necesarias, se pide que se ingrese la capacidad de la centrífuga que se utilizara como modelo, así como la eficiencia de operación de ésta.

Para las centrifugas de producción, se debe tener la información de la capacidad de la canasta en pies cúbicos. Como estas centrifugas son de tipo batch, se debe saber cuánto tiempo, en minutos, toma cada ciclo de centrifugado (de carga a carga). También en este tipo de centrífuga es necesario utilizar un modelo para el cálculo de la cantidad de centrifugas necesarias. Se debe informar la eficiencia de la máquina, la capacidad y los minutos/ciclo de la que se utilizará como referencia.

Para el cálculo de las capacidades se hizo la tabla siguiente:

Tabla 2. Capacidad de Centrifugas

Tipo de Centrífuga	P <sup>3</sup> /Día a Procesar	Capacidad Instalada P <sup>3</sup>	Agregar P <sup>3</sup> Centrifug	Sobran P <sup>3</sup> Centrifug	No. Centrif Necesarias
Continuas, Magma C	7056	13760		6704	3.5
Continuas, Magma B	11927	12800		873	3.7
Batch, Masa A	25945	42202		16257	4.3

	AK	AL	AM	AN	AO	AP
Tipo de Centrífuga	P <sup>3</sup> /Día a Procesar	Capacidad Instalada P <sup>3</sup>	Agregar P <sup>3</sup> Centrifug	Sobran P <sup>3</sup> Centrifug	No. Centrif Necesarias	
69 Continuas, Magma C	=AR26	$(D46 \cdot E46 + D47 \cdot E47 + D48 \cdot E48 + D49 \cdot E49) \cdot D50 / 100$	$=SI((AL69 - AM69 < 0, 0, AL69 - AM69)$	$=SI((AN69 > 0, 0, AM69 - AL69)$	$=AL69 / D52 / D50 \cdot 100$	
70 Continuas, Magma B	=AR19	$(D55 \cdot E55 + D56 \cdot E56 + D57 \cdot E57 + D58 \cdot E58) \cdot D59 / 100$	$=SI((AL70 - AM70 < 0, 0, AL70 - AM70)$	$=SI((AN70 > 0, 0, AM70 - AL70)$	$=AL70 / D61 / D59 \cdot 100$	
71 Batch, Masa A	=AR12	=T62	$=SI((AL71 - AM71 < 0, 0, AL71 - AM71)$	$=SI((AN71 > 0, 0, AM71 - AL71)$	$=AL71 / (D74 \cdot H74 \cdot 24 \cdot D72 / 100)$	

Los pies<sup>3</sup> a procesar en el día de cada material se han obtenido en el balance de tachos. Los pies<sup>3</sup> de capacidad instalada se obtienen en las centrifugas continuas al multiplicar el número de centrifugas por su capacidad en cada modelo y sumando todas posteriormente. Este valor se multiplica por la eficiencia de la máquina y se divide dentro de cien. En las centrifugas batch de

producción se multiplica la cantidad de centrifugas por la capacidad de pies<sup>3</sup>/carga y por el número de ciclos por hora. Se suman los valores de todos los modelos y se multiplica por la eficiencia de las centrifugas, dividido cien, y multiplicado por las 24 horas que tiene el día. Se obtiene así la capacidad de las centrifugas en pies<sup>3</sup>/día.

Se resta a la capacidad instalada la cantidad de material que se debe procesar y si se obtiene un valor negativo es que hace falta capacidad; si el valor es positivo, tenemos más capacidad de la necesaria.

Se puede calcular el número de centrifugas necesarias cuando se provee una centrifuga de modelo para el cálculo. Simplemente se divide la cantidad de materia a procesar dentro de la capacidad de proceso de la máquina por día (utilizando el método recién mencionado).

#### **D. Cristalizadores de Masa C.**

Para calcular la capacidad de los cristalizadores de masa C se debe obtener la información siguiente:

<b>Cristalizadores de Masa C</b>	
<b>P<sup>3</sup> de capacidad para enfriar</b>	<b>6050</b>
<b>P<sup>2</sup> disponibles para enfriar</b>	<b>1172</b>
<b>°F de ingreso de agua para enfriar</b>	<b>90</b>
<b>°F de salida del agua del cristizador</b>	<b>100</b>
<b>°F de ingreso de Masa para enfriar</b>	<b>150</b>
<b>°F Final de Masa enfriada</b>	<b>100</b>
<b>P<sup>3</sup> de capacidad para recalentar</b>	<b>2000</b>
<b>P<sup>2</sup> disponibles para recalentar</b>	<b>458</b>
<b>°F de ingreso del agua para recalentar</b>	<b>140</b>
<b>°F de salida del agua del recalentador</b>	<b>130</b>
<b>°F de ingreso de Masa para recalentar</b>	<b>100</b>
<b>°F Final de Masa recalentada</b>	<b>121</b>

En los cristalizadores de tercera se quiere enfriar la masa C a 100 °F y luego recalentarla a 121 °F para que pueda ser manejada fácilmente por las centrifugas continuas. La masa se enfría con agua. Se debe también tener la capacidad en volumen de los cristalizadores porque el proceso debe durar más de 24 horas. Necesitamos las áreas de intercambio de calor para determinar si con lo disponible podemos hacer el trabajo que queremos.

Se determina inicialmente las horas de retención de las etapas de los cristalizadores. Se sabe cuántos pies cúbicos por hora de masa C se procesan del balance de tachos. Se divide el volumen que dijimos se utilizaría para enfriar dentro de este valor y obtener las horas de retención para enfriar. Se hace lo mismo para recalentar. Se obtiene la retención total al sumar ambos valores (se puede haber obtenido también al sumar los volúmenes totales).

A partir de este momento se calculan los cristalizadores como un intercambiador de calor. Se encuentra el diferencial de presión logarítmico promedio (LMTD) para enfriar y recalentar, con las ecuaciones siguientes:

$$\text{LMTD Enfriar (}^{\circ}\text{F)} = \frac{(T_{i\text{Masa}} - T_{f\text{Agua}}) - (T_{f\text{Masa}} - T_{i\text{Agua}})}{\ln [(T_{i\text{Masa}} - T_{f\text{Agua}}) / (T_{f\text{Masa}} - T_{i\text{Agua}})]}$$

$$\text{LMTD Recalentar (}^{\circ}\text{F)} = \frac{(T_{f\text{Agua}} - T_{i\text{Masa}}) - (T_{i\text{Agua}} - T_{f\text{Masa}})}{\ln [(T_{f\text{Agua}} - T_{i\text{Masa}}) / (T_{i\text{Agua}} - T_{f\text{Masa}})]}$$

También se determina el calor específico de la masa C, con la misma fórmula que ya se uso en evaporación:

$$\text{Calor Especifico (BTU/Lb}^{\circ}\text{F)} = -0.00549 * \text{Brix de Masa C} + 0.9964$$

Se determina la cantidad de energía que se intercambia con la fórmula siguiente:

$$\text{Calor (BTU/Hr)} = \text{Lbs/Hr Masa C} * \text{Calor Especifico} * \Delta T_{\text{Masa}}$$

Para encontrar la superficie necesaria, pies cuadrados, para enfriar a estas condiciones, se divide el calor en BTU/Hr dentro del LMTD y dentro del Coeficiente de Transferencia de Calor (BTU/(Hr\*Pie<sup>2</sup>\*°F)). Se asume que el coeficiente para enfriar es 5 BTU/Hr\*Pie<sup>2</sup>\*°F. Para recalentar el coeficiente de transferencia de calor es 10 BTU/Hr\*Pie<sup>2</sup>\*°F.

Los galones por minuto de agua que se utilizan se determinan así:

$$\text{GPM Agua} = \frac{\text{Calor (BTU/Hr)}}{\Delta T * 8.24 \text{ Lbs/Galón} * 60 \text{ Mins/Hr}}$$

La superficie adicional que hace falta para enfriar o recalentar se obtiene restando el valor teórico de superficie necesaria del valor real que se tiene:

<b>Hrs de Retención Cristalizadores</b>	<b>27.38</b>
<b>Hrs de Retención para Enfriar</b>	<b>20.58</b>
<b>Hrs de Retención para Recalentar</b>	<b>6.80</b>
<b>Logarithmic Mean Temp Diff. Enfriar</b>	<b>24.85</b>
<b>Logarithmic Mean Temp Diff. Recalentar</b>	<b>24.08</b>
<b>Specific Heat Masa C</b>	<b>0.45</b>
<b>BTU/Hr Masa C Enfriar</b>	<b>641240.72</b>
<b>BTU/Hr Masa C Recalentar</b>	<b>269321.10</b>
<b>Superficie Necesaria Para Enfriar P<sup>2</sup></b>	<b>5160.19</b>
<b>GPM Agua Necesarios para Enfriar</b>	<b>129.70</b>
<b>Superficie Necesaria Instalar para Enfria</b>	<b>3988.19</b>
<b>Superficie Necesaria Para Recalentar P<sup>2</sup></b>	<b>1118.32</b>
<b>GPM Agua Necesarios para Recalentar</b>	<b>54.47</b>
<b>Superficie Necesaria Instalar para Recal</b>	<b>660.32</b>

	I	N
134	Hrs de Retención Cristalizadores	$= (\$D78 + \$D84) / AQ26$
135	Hrs de Retención para Enfriar	$= \$D78 / AQ26$
136	Hrs de Retención para Recalentar	$= \$D84 / AQ26$
137	Logaritmic Mean Temp Diff. Enfriar	$= M137$
138	Logaritmic Mean Temp Diff. Recalentar	$= M138$
139	Specific Heat Masa C	$= M139$
140	BTU/Hr Masa C Enfriar	$= AO26 * N139 * (\$D82 - \$D83)$
141	BTU/Lb*°F Masa C Recalentar	$= AO26 * N139 * (\$D89 - \$D88)$
142	Superficie Necesaria Para Enfriar P <sup>2</sup>	$= N140 / 5 / N137$
143	GPM Agua Necesarios para Enfriar	$= N140 / 8.24 / 60 / (\$D81 - \$D80)$
144	Superficie Necesaria Instalar para Enfria	$= N142 * \$D79$
145	Superficie Necesaria Para Recalentar P <sup>2</sup>	$= N141 / 10 / N138$
146	GPM Agua Necesarios para Recalentar	$= N141 / 8.24 / 60 / (\$D86 - \$D87)$
147	Superficie Necesaria Instalar para Recal	$= N145 * \$D85$

Por último, se hizo una tabla para ordenar los resultados de los cálculos:

Tabla 3. Capacidad de cristalizadores de Masa C

Proceso	Retención Horas	Superficie Necesaria P <sup>2</sup>	Superficie Instalada P <sup>2</sup>	Agua GPM	Superficie Agregar P <sup>2</sup>
Enfriar	20.6	5160	1172	130	3988
Recalentar	6.8	1118	458	54	660
<b>Total</b>	<b>27.4</b>	<b>6279</b>	<b>1630</b>	<b>184</b>	<b>4649</b>

	AK	AL	AM	AN	AO	AP
57	<b>Proceso</b>	<b>Material</b>	<b>Ciclos</b>	<b>Necesarios</b>	<b>Instalados</b>	<b>Agregar</b>
58		<b>P<sup>3</sup>/Día</b>	<b>Tachos/Día</b>	<b>P<sup>3</sup> Tachos</b>	<b>P<sup>3</sup> Tachos</b>	<b>P<sup>3</sup> Tachos</b>
59	Masa A	=AR12	=24/D34	=AL57/AM57	=D33	=SI(AN57-AO57<0,0,AN57-AO57)
60	Masa B	=AR19	=24/D36	=AL58/AM58	=D35	=SI(AN58-AO58<0,0,AN58-AO58)
61	Masa C	=AR26	=24/D38	=AL59/AM59	=D37	=SI(AN59-AO59<0,0,AN59-AO59)
62	Pie de Masa C	=AR34	=24/D38	=AL60/AM60	=SI(AO59-AN59<0,0, AO59-AN59)	=SI(AN60-AO60<0,0,AN60-AO60)
63	Cristalización C	=AR39	=24/D38	=AL61/AM61	=SI(AO60-AN60<0,0, AO60-AN60)	=SI(AN61-AO61<0,0,AN61-AO61)
64	Desarrollo Pie de A (Crudo)	=AL57/3	=24/D34	=AL62/AM62	=D42	=SI(AN62-AO62<0,0,AN62-AO62)
65	<b>Total</b>	=SUMA(AL57 :AL62)	=SUMA(AM57 :AM62)	=SUMA(AN57 :AN62)	=AO57+AO58+AO59 +AO62	=SUMA(AP57-AP62)

## E. Calentadores.

Los calentadores se usan para elevar la temperatura del Jugo Alcalizado y el Jugo Clarificado. Si el ingenio tiene clarificación de meladura, también se utiliza para calentar ésta. El procedimiento para calcular cualquiera de estos calentadores es el mismo, pues estamos calentando con vapor un líquido que pasa por la tubería del intercambiador, entonces todo funciona bajo el mismo principio.

Para calcular las condiciones se llena la siguiente tabla:

A	D	
<b>Primera Etapa</b>	<b>Ingresado</b>	
°F Inicial del Jugo	<b>110</b>	146
°F Final del Jugo	<b>172</b>	147
°F del Vapor	<b>209</b>	148
GPM de Jugo	<b>1026</b>	149
Brix del Jugo	<b>16.02</b>	150
I.D. Tuberia Cobre Pulgadas	<b>1.375</b>	151
O.D. Tuberia Cobre Pulgadas	<b>1.5</b>	152
Número de Pases	<b>8</b>	153
Número Total de Tubos	<b>416</b>	154
Largo de los Tubos, Pies	<b>16</b>	155
Heat Transfer Coefficient BTU/Hr*Ft <sup>2</sup> *°F	<b>180</b>	156

Se necesita la temperatura inicial y final del jugo, la temperatura del vapor que vamos a usar. La columna en gris son valores teóricos, obtenidos de otros cálculos previamente hechos. Si no se llena el área a la par de los valores calculados, con una función IF, el programa escoge el valor calculado, si sí lo llenamos, escoge el valor ingresado a mano. Se debe ingresar el flujo en GPM del líquido que vamos a calentar, el Brix del jugo para calcular el calor específico, los diámetros exteriores e interiores de la tubería, el número de pases de calentador, la cantidad total de tubos, el largo de los tubos y finalmente, el coeficiente de transferencia de calor.

El coeficiente de transferencia de calor, el ingresado a mano, es 180 para jugo alcalizado, 250 para jugo claro, y 80 BTU/Hr\*Pie<sup>2</sup>\*°F para meladura. Estos valores se aplican para una velocidad en la tubería de 7 pies/segundo, y se han obtenido a través de la experiencia. La ecuación que se utiliza para calcular este valor se obtuvo en el Manual de Ingenieros Azucareros de Hugot, y no está muy lejos de la realidad, aunque se aplica principalmente a jugo alcalizado.

Esa ecuación es:

$$\text{Coeficiente de Transferencia de calor} = \frac{(\text{Temp Vapor} - 32)}{0.9 + (2.2/\text{Velocidad Jugo})}$$

La velocidad del jugo se calculará posteriormente con el diámetro interior de la tubería, pero esta es una de las bondades de Excel, permitir usar un valor encontrado en cálculos posteriores, siempre que este cálculo actual no los use y no se caiga en un ciclo redundante. Los datos teóricos del Brix del jugo, los GPM de jugo y la temperatura del vapor se obtienen en los cálculos anteriores y se preprograma si ya se sabe que el calentador va a trabajar con condiciones fijas.

Con todos estos datos se procede a realizar los cálculos siguientes:

### **Primera Etapa**

<b>Área de Superficie Pies<sup>2</sup></b>	<b>2614</b>
<b>Velocidad del Jugo, Pies/Seg</b>	<b>4.26</b>
<b>Specific Heat del Jugo BTU/Lb*°F</b>	<b>0.9084502</b>
<b>BTU/Hr Transmitidos</b>	<b>34162269.77</b>
<b>Logarithmic Mean Temp Difference, °F</b>	<b>63.36</b>
<b>Área Necesaria Pies<sup>2</sup></b>	<b>2996</b>
<b>Lbs/Hr de Vapor Necesarias</b>	<b>35143</b>
<b>°F alcanzables con área actual</b>	<b>168.8</b>
<b>Caída de Cabeza por Fricción, Pies</b>	<b>13</b>
<b>Área que se debe instalar, Pies<sup>2</sup></b>	<b>381.7</b>
<b>I.D. Tubería de vapor, Pulgadas</b>	<b>20.9</b>

I	M	
<b>Primera Etapa</b>		
412	<b>Area de Superficie Pies<sup>2</sup></b>	$=D154^2 \cdot 3.141592654 \cdot D152/12/2 \cdot D155$
413	<b>Velocidad del Jugo, Pies/Seg</b>	$=0.4085 \cdot (SI(D149=0, E149, D149))/D151/D151^2 \cdot D153/D154$
414	<b>Specific Heat del Jugo BTU/Lb*°F</b>	$=-0.00549 \cdot E150 + 0.9964$
415	<b>BTU/Hr Transmitidos</b>	$=((B6 \cdot B7/100 \cdot 2000/24) + (B6/24 \cdot 2000 \cdot C216/100)) \cdot M414 \cdot (D147 - D146)$
416	<b>Logaritmico Mean Temp Difference, °F</b>	$=((SI(D148=0, E148, D148) - D146) - (SI(D148=0, E148, D148) - D147)) / (LN((SI(D148=0, E148, D148) - D146) / (SI(D148=0, E148, D148) - D147)))$
417	<b>Area Necesaria Pies<sup>2</sup></b>	$=M415 / (SI(D156=0, E156, D156)) / M416$
418	<b>Lbs/Hr de Vapor Necesarias</b>	$=M415 / ((1109.882836 - 0.6593283582 \cdot (SI(D148=0, E148, D148)))$
419	<b>°F alcanzables con área actual</b>	$=SI(D148=0, E148, D148) - ((SI(D148=0, E148, D148) - D146) \cdot EXP(-SI(D156=0, E156, D156) \cdot M412 / ((B6 \cdot B7/100 \cdot 2000/24) + (B6/24 \cdot 2000 \cdot C216/100))) / M414))$
420	<b>Caída de Cabeza por Fricción, Pies</b>	$=0.0006 \cdot M413 \cdot M413 / (D152/12) \cdot D153 \cdot (D155 + 3.3)$
421	<b>Area que se debe instalar, Pies<sup>2</sup></b>	$=SI(M417 - M412 < 0, 0, M417 - M412)$
422	<b>I.D. Tubería de vapor, Pulgadas</b>	$=POTENCIA(M418 / (1.562141523E-11 \cdot (POTENCIA(D148, 4.030679499))), 0.4) / 12$

El primer paso es el cálculo del área en pies cuadrados del calentador, para esto se hace uso de la ecuación siguiente:

$$\text{Pies Cuadrados Área} = \frac{\varnothing \text{ Ext}''}{12} * \pi * \text{Largo Tubos}' * \text{Número Tubos}$$

Se determina la velocidad a la que circula el jugo en cada pase del calentador, para esto se toma en cuenta los tubos/pase que hay:

$$\text{Velocidad Pies/Seg} = \frac{0.4085 * \text{GPM} * \text{No. Pases}}{\text{No. Tubos} * \varnothing \text{ Int}''^2}$$

El calor específico del jugo se calcula con el procedimiento que se ha utilizado anteriormente:

$$\text{Calor Específico (BTU/Lb}^\circ\text{F)} = -0.00549 * \text{Brix del Jugo} + 0.9964$$

Se encuentra el calor necesario en BTUs para calentar el jugo a las condiciones que pedimos. Las Lbs/Hr totales de Jugo Alcalizándose se encuentran al sumar el Jugo Diluido más el Jugo Filtrado. Como calcular las Lbs/Hr de Jugo Filtrado se explicará posteriormente cuando se toque el tema de filtros de cachaza. Las Lbs/Hr de Jugo diluido son las Tons/Hr de Caña, por el porcentaje de extracción de jugo, todo transformado a Lbs/Hr. Para el cálculo de calentadores de jugo clarificado y meladura, se utilizarán los valores de Lbs/Hr encontradas en evaporación y tachos:

$$\text{BTU/Hr} = (\text{Lbs/Hr Jugo Diluido} + \text{Lbs/Hr Jugo Filtrado}) * \text{Calor Específico} * (T_f - T_i)$$

Se determina la diferencia de temperatura logarítmica promedio (LMTD), con la fórmula siguiente:

$$\text{LMTD (}^\circ\text{F)} = \frac{(T_{\text{Vapor}} - T_{i\text{Jugo}}) - (T_{\text{Vapor}} - T_{f\text{Jugo}})}{\ln [(T_{\text{Vapor}} - T_{i\text{Jugo}}) / (T_{\text{Vapor}} - T_{f\text{Jugo}})]}$$

En este paso, el programa escoge la temperatura de vapor calculada contra una ingresada manualmente. Si se ingresa manualmente se obvia el valor teórico. Esto se hace con una función IF.

Se encuentra la superficie necesaria para realizar esta labor de la forma siguiente:

$$\text{Área de Calentador (Pies}^2\text{)} = \frac{\text{BTU/Hr}}{\text{Coef de Trans de Calor} * \text{LMTD}}$$

El coeficiente de transferencia de calor fue calculado previamente, y también puede ser sugerido. Este valor tiene las dimensionales  $\text{BTU}/\text{Hr} \cdot \text{Pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ .

Se encuentran también las Lbs/Hr de vapor de la temperatura que sugerimos que se necesita para realizar el calentamiento. Para esto se dividen los BTU/Hr que obtuvimos dentro de la entalpía del vapor que se calcula a través de una regresión, al usar como variable la temperatura.

Se determina también la temperatura máxima obtenible con la superficie que tenemos del calentador. Esta ecuación se encuentra en el Manual de Ingenieros Azucareros de Hugot:

$$^{\circ}\text{F} = T_{\text{vap}} - T_{\text{vap}} \cdot e^{((\text{Coef Trans Calor} \cdot \text{Pie}^2 \cdot \text{Area}) / (\text{Lbs}/\text{Hr Jugo Alcalizado} \cdot \text{Calor Especifico}))}$$

La caída de presión por fricción, cuyas dimensionales se dan en pies de cabeza perdidos, se calculan también con el método que sugiere Hugot:

$$\text{Pies} = 0.0006 \cdot \text{Pies}/\text{Seg Jugo}^2 \cdot \text{No. Pases} \cdot (\text{Largo Tubos} + 3.3) / (\text{Dia Ext Tubos} / 12)$$

Sí se debe instalar el área, se calcula con una resta simple dentro del área real y el área necesaria para calentar el jugo con las condiciones que dijimos.

El cálculo final de esta sección es el diámetro necesario en la tubería de vapor que entra al calentador. Realizar este cálculo no es indispensable para el balance, pero se hace para ahorrarle algo de trabajo al ingeniero que diseña el equipo. Este calculo se hace también con una fórmula que propone Hugot que usa como referencia la densidad del vapor en  $\text{Lbs}/\text{Pie}^3$ . La densidad se calcula utilizando una regresión exponencial, que usa como variable la temperatura del vapor:

$$\text{Dia Int Pulgadas} = \{(\text{Lbs/Hr Vapor/Densidad})/12\}^{0.4}$$

Todos estos pasos se repiten para cualquier calentador que sea necesario, Jugo Diluido, Jugo Clarificado, Meladura, teniendo únicamente cuidado con las variables que se utilizan.

## F. Clarificadores de Jugo Alcalizado

Los clarificadores de jugo alcalizado son los que clarifican el jugo antes de que éste siga a evaporadores. Se necesita los siguientes datos:

	A	D
202	Volumen Gls de Clarificador 1	42000
203	Volumen Gls de Clarificador 2	42000
204	Volumen Gls de Clarificador 3	

El cálculo es relativamente simple, pero se aprovecha este momento para ordenar los flujos de jugos de manera correcta:

GPM de Jugo Diluido	883.4
GPM de Jugo Filtrado	142.5
GPM de Jugo Alcalizado	1026.0
GPM de Jugo Clarificado	992.4

	I	M
465	GPM de Jugo Diluido	=B6*B7/100*2000/24/60/(8.312381844*EXP(C8*0.004031404682))
466	GPM de Jugo Filtrado	=N478
467	GPM de Cal	=1.85*B6/24/60/(0.108/0.454/0.264)
468	GPM de Jugo Alcalizado	=SUMA(M465:M467)
469	GPM de Jugo Clarificado	=E176

El cálculo de jugo diluido, ya se dijo como se hace, el del jugo filtrado será explicado posteriormente. El flujo del jugo alcalizado es la suma de los GPM de jugo diluido y los GPM de jugo filtrado. Los GPM de jugo clarificado se obtienen al transformar las Lbs/Hr de jugo

clarificado que se obtuvieron en evaporación a galones al utilizar una regresión que tiene como variable el Brix del jugo para determinar las Lbs/Galón.

El cálculo de la capacidad del filtro en horas es simplemente la división de la suma del volumen de los clarificadores 1 y 2, dividido entre los GPM de jugo alcalizado. Esto nos da los minutos en que se llena el clarificador, al dividirlo entre 60 minutos/hora obtenemos las horas que necesita para llenarse:

<b>Volumen Total de Clarificadores</b>	<b>84000</b>
<b>Horas de Retención de Clarificadores</b>	<b>1.36</b>

	I	M
470	Volumen Total de Clarificadores	=D202+D203+D204
471	Horas de Retención de Clarificadores	=M470/M468/60

## G. Filtros de Cachaza

Para calcular los filtros de cachaza es necesario tener primero los datos siguientes:

	A	B	C	D	E	F
		Diámetro'	Largo'	MPR	Pulg. Torta"	Lbs/P <sup>3</sup> Cach
210	<b>Filtro 1</b>	<b>8</b>	<b>12</b>	<b>3</b>	<b>0.375</b>	<b>35</b>
211	<b>Filtro 2</b>	<b>8</b>	<b>16</b>	<b>3</b>	<b>0.375</b>	<b>35</b>
212	<b>Filtro 3</b>					
213	<b>Brix Jugo Filtrado</b>		<b>13.3</b>			
214	<b>Agua de lavado % Caña</b>		<b>4</b>			
215	<b>Flujo al filtro del clarifi-</b>					
216	<b>cador % Caña</b>		<b>15</b>			
217	<b>P<sup>3</sup> Tanque Extracción Mecánica</b>		<b>1120</b>			

Se necesita saber el diámetro y el largo del filtro en pies, los Minutos Por Revolución (MPR) a la que gira el filtro, las pulgadas de grosor de la torta seca sobre el filtro cuando está en operación, y la densidad de la cachaza en Lbs/Pie<sup>3</sup>. El grosor de la cachaza es muy dependiente

de su operación. El valor de 3/8" que se propone es lo aceptado normalmente y la densidad de 35 Lbs/Pie<sup>3</sup> es también el valor promedio. Se necesita saber adicionalmente el Brix del jugo filtrado, el peso del agua que se utiliza en el filtro contra el peso total de la caña y el flujo de cachaza y jugo del clarificador al filtro de cachaza. Los valores de 4% y 15% son valores que ha usado Harold Birkett de Luisiana para el cálculo de las condiciones del filtro de cachaza. Se pide finalmente la capacidad en Pies<sup>3</sup> del tanque buffer de la extracción mecánica de cachaza para saber cuánto tiempo va a tardar éste en llenarse bajo las condiciones de operación que estamos suponiendo. Con esto se puede programar el transporte de la cachaza al campo.

Se hará una tabla para ordenar los cálculos del filtro de cachaza. Se calcula inicialmente el área de cada filtro de la manera usual, diámetro, por el largo, por pí.

Las libras/hora que puede manejar cada filtro se calcula con la formula siguiente:

$$\text{Lbs/Hr Cachaza} = \text{Área Filtro} * (\text{Grosor Torta} / 12") * \text{Densidad (Lbs/Pie}^3) * 60 / \text{MPR}$$

Al dividir las Lbs/Hr de Cachaza dentro del área del filtro se obtiene el rendimiento por Lbs/Hr/Pie<sup>2</sup> del filtro. Los valores de grosor, MPR y densidad son fáciles de variar para adecuarse a las condiciones más reales de operación de cada filtro. Para determinar los GPM totales de agua que se utilizan en el filtro de cachaza, se calcula la totalidad de ésta, así:

$$\text{GPM Agua Lavado} = \text{Lbs/Min Caña Molida} * \% \text{ Agua} / 100 / 8.2 \text{ Lbs/Gln}$$

Para encontrar cuántos galones corresponden a cada filtro se divide la cantidad total de agua recién obtenida en forma ponderada con el área de la unidad. Para calcular los GPM de jugo filtrado se utiliza la ecuación siguiente:

$$\text{GPM Jugo Filtrado} = \text{Lbs/Min Caña Molida} * \% \text{Flujo Clar} / 100 / 8.77 \text{Lbs/Gln}$$

Estos son los galones totales que se generan, para encontrar los GPM de jugo filtrado de cada filtro se hace como en el caso anterior, se reparte en forma ponderada contra el área del filtro el valor total de flujo. En esta ecuación las 8.77 Lbs/Gln se calcularon al utilizar una regresión exponencial que tiene como variable el Brix del jugo filtrado.

Se la Cachaza % Caña, que es un valor muy común dentro de los ingenios, para determinar qué capacidad máxima tendría cada filtro, de este porcentaje. Para ello, las Lbs/Hr de Cachaza por filtro que encontramos se convierte a Tons/Día y luego se divide dentro de las Toneladas de Caña Molidas/Día y se multiplica por 100. Para saber el porcentaje que podemos procesar con el juego de filtros sólo se suma la capacidad de cada uno y obtenemos este total. Se presenta la tabla obtenida:

Tabla 4. Capacidad de Filtros de Cachaza

	Area	Lbs/Hr/Pie <sup>2</sup> Ca	Lbs/Hr Cach	GPM Agua Lavado	GPM Jugo Filtrad	Cach % Caña
<b>Filtro 1</b>	302	21.9	6597	17.4	61.1	1.3
<b>Filtro 2</b>	402	21.9	8796	23.2	81.4	1.8
<b>Filtro 3</b>						
<b>Total</b>	704	21.9	15394	40.7	142.5	3.1

	I	J	K	L	M	N	
	Area	Lbs/Hr/Pie <sup>2</sup> Ca	Lbs/Hr Cach	GPM Agua Lavado	GPM Jugo Filtrad	Cach % Caña	
475	<b>Filtro 1</b>	=B210*3.14159*C210	=L475/J475	=J475*E210/12*F210*60/D210	=M\$478*J475/J\$478	=N\$478*J475/J\$478	=L475/2000*24/B6*100
476	<b>Filtro 2</b>	=B211*3.14159*C211	=L476/J476	=J476*E211/12*F211*60/D211	=M\$478*J476/J\$478	=N\$478*J476/J\$478	=L476/2000*24/B6*100
477	<b>Filtro 3</b>	=B212*3.14159*C212	=SI(J477=0,0,L477/J477)	=SI(D212=0,0,J477*E212/12*F212*60/D212)	=M\$478*J477/J\$478	=N\$478*J477/J\$478	=L477/2000*24/B6*100
478	<b>Total</b>	=J475+J476+J477	=(K475*J475+K476*J476+K477*J477)/J478	=L475+L476+L477	=B6/24/60*2000*C214	=B6/24/60/(8.312381844*EXP(C213*0.004031404682))*C216/100*2000	=SUMA(O475:O477)

## H. Conductores de Caña

Calculamos ahora las condiciones del área de maquinaria del ingenio. Se calcula la capacidad de los conductores de caña. Se deben reunir para principiar los datos siguientes:

<b>Conductor 1</b>		<b>D</b>
248	<b>Velocidad del Conductor</b> <b>p.p.m.</b>	<b>27</b>
249	<b>Altura del colchón, Pies</b>	<b>6</b> Para sugerir velocidad del conductor y Hp.
250	<b>Ancho del Conductor, Pies</b>	<b>7</b>
251	<b>Densidad del Colchón, Lbs/Pie<sup>3</sup></b>	<b>8</b> Caña entera 8 lbs, una picadora 10-12 lbs, dos picadoras 13-16 Lbs mas picadoras 16-19 lbs/pie <sup>3</sup> .
252		
253	<b>Largo del Conductor, Pies</b>	<b>110</b>
254	<b>Angulo de Inclinación de Conductor</b>	<b>5</b>

La velocidad del conductor en pies/minuto es la velocidad a la que el conductor camina actualmente o la que creemos es la velocidad que deseamos. La altura del colchón sobre el conductor, es a la que viaja la cama de caña. El ancho del conductor es la medida de pared a pared del conductor. La densidad del colchón es un valor aproximado y tomamos como referencia los valores aceptados por el libro de Ingenieros Azucareros de Hugot. De hecho todo el calculo de conductores y picadoras está basado en éste. Para este caso en el que la caña aún no ha sido picada se tomó como referencia 8 Lbs/Pie<sup>3</sup>. Se debe incluir el largo total del conductor de eje a eje y la inclinación del conductor. Si el conductor tiene una parte horizontal y una inclinada, se hace un promedio ponderado con el largo del ángulo. Con estos datos se obtienen los resultados siguientes:

<b>Conductor 1</b>	
<b>Velocidad del conductor a altura sugerida, p.p.m.</b>	<b>27.8</b>
<b>Altura colchón a velocidad actual, Pies</b>	<b>6.2</b>
<b>Hp necesarios a velocidad actual</b>	<b>45.7</b>

	Conductor 1	M
485	Velocidad del conductor a altura sugerida, p.p.m.	$=2240 \cdot B6/24/D250/D249/D251/60$
486	Altura colchón a velocidad actual, Pies	$=2240 \cdot B6/24/60/D248/D250/D251$
487	Hp necesarios a velocidad actual	$=3 \cdot D253 \cdot D250 \cdot M486 \cdot D248 \cdot (D254 \cdot 0.0422027972 + 0.9771153845)/10000$

La velocidad del conductor, pies por minuto, a la altura que se dijo se quería se calcula de la siguiente manera:

$$\text{Velocidad PPM} = 2,240 \cdot \text{Tons Caña/Min/Ancho Cond/Alto Cond/Densidad}$$

La altura del colchón a la velocidad que se sugirió es una variable de la misma formula:

$$\text{Altura Conductor} = 2,240 \cdot \text{Tons Caña/Min/PPM/Ancho Cond/Densidad}$$

El caballaje que consume el conductor a la velocidad sugerida se calcula utilizando una formula que aparece en el Manual de Azucareros Cubanos:

$$H_p = 3 \cdot \text{Largo} \cdot \text{Ancho} \cdot \text{Alto} \cdot \text{PPM} \cdot (\text{Angulo} \cdot 0.042203 + 0.9771)/10,000$$

Este mismo calculo se repite para cualquier conductor que queramos, variando únicamente los datos a la medida. Se puede usar incluso para calculo de mesas de caña, pues funcionan bajo el mismo concepto.

## I. Picadoras de Caña

El cálculo de las picadoras se hace de acuerdo al método utilizado por Hugot. Se debe reunir los siguientes datos para el calculo:

	A	D
275	Luz entre cuchillas y conductor, Pulgds	6
276	Velocidad del conductor, p.p.m.	29.75
277	Ancho del conductor, Pies	7
278	Densidad de la caña a picadr, Lbs/Pie <sup>3</sup>	8
279	Velocidad de la picadora, R.P.M.	600
280	Radio del circulo de rotación, Pulgadas	30
281	Espacio entre cuchillas, Pulgadas	3
282	Factor de servicio de picadora	1.2
283	Lbs-Hr/Hp Vapor de Turbina de picadora	40

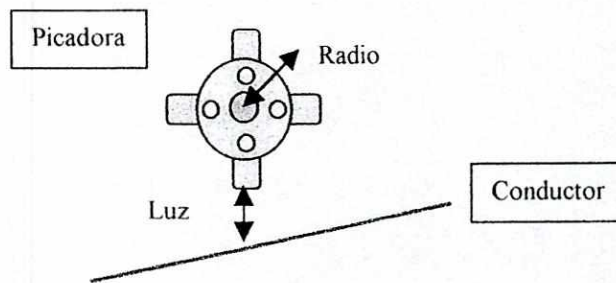


Figura 1. Colocación de picadora en el conductor

La luz entre las cuchillas y el conductor (Figura 1) es el espacio que hay entre la punta de la cuchilla que se encuentre más cerca del conductor. Se conoce también como setting o pitch en otros ingenios. La velocidad del conductor, debería ser la ideal que calculamos en el paso anterior, adecuándose a las condiciones de cada picadora. El ancho del conductor es el que hay donde se encuentra localizada la picadora. La densidad de la caña es el mismo principio que utilizamos para el cálculo en los conductores. La velocidad de la picadora es la que deseamos que esta tenga al funcionar continuamente, para picadoras de machetes fijos puede ir de 500 a 600 RPM y para picadoras de machetes oscilantes de 600 a 800 RPM. El radio de rotación como el dibujo lo indica es el radio del centro de la picadora a la punta de la cuchilla. El espacio entre las cuchilla es el espacio promedio que hay entre cada círculo de corte. El factor de servicio de la picadora se utiliza para dar un margen de seguridad al caballaje que se debe instalar. Cuando calculamos el caballaje, este es un caballaje promedio, pero la picadora se encuentra sujeta a

enormes cambios de potencia que hace necesario tener un margen de seguridad para que ésta no se pare en operación, para esto se utiliza el factor de servicio, este normalmente va de 1.20 a 1.30. Por último, si la picadora tiene instalada una turbina de vapor, ingresamos la eficiencia de esta en Lbs/Hr de vapor/Hp. Esta información se obtiene en el manual de la turbina, si es nueva, y si es vieja puede ser deducido. Para turbinas de una etapa curtís, con 250 Psig a 490 °F y 3,600 RPM esta alrededor de 31 Lbs-Hr/Hp, cuando nuevas. Con los cálculos se obtiene la siguiente información:

<b>Altura del Conductor, Pies</b>	<b>5.60</b>
<b>% de caña sin cortar por picadora</b>	<b>8.93</b>
<b>Proporción de caña cortada por picadora</b>	<b>91.08</b>
<b>Hp consumidos por picadora</b>	<b>425.2</b>
<b>Hp consumidos con factor de servicio</b>	<b>510.2</b>
<b>Lbs/Hr de Vapor Directo Consumidos</b>	<b>20400</b>

	M
508 <b>Altura del Conductor</b>	=2240*B6/24/60/D287/D288/D289
509 <b>% de caña sin cortar por picadora</b>	=D286/12/M508*100
510 <b>Proporción de caña cortada por picadora</b>	=(100-M509)
511 <b>Hp consumidos por picadora</b>	=0.0025*M510/100*B6/24*C226/100*D290*D291/D292
512 <b>Hp consumidos con factor de servicio</b>	=M511*D293
513 <b>Lbs/Hr de Vapor Directo Consumidos</b>	=REDONDEAR(M512*D294,-2)

La altura del conductor es la que hay antes de la picadora, esta se calcula como se hizo en los conductores de caña:

$$\text{Altura Conductor} = 2,240 * \text{Tons Caña/Min/PPM/Ancho Cond/Densidad}$$

La cantidad de caña que no es cortada por la picadora, es la que pasa debajo de esta, por la luz entre las cuchillas y el conductor, este valor se da en porcentaje del total de caña:

$$\% \text{ Caña sin Picar: Luz de Picadora} / 12 \text{"/Pie/Altura Conductor}$$

La proporción de la caña cortada por la picadora es la resta de 100 menos el porcentaje sin picar. Los Hp consumidos por la picadora se calcula así:

$$Hp = 0.0025 \frac{\text{ProporCañaCortada} \cdot \text{TonCañaHora} \cdot \% \text{FibraCaña} \cdot \text{RPM} \cdot \text{Radio/Luz}}{100 \cdot 100}$$

El porcentaje de Fibra de Caña, en este ejemplo es 12.5%, este valor es ingresado en los datos de molinos, que serán mostrados posteriormente. Los Hp consumidos con factor de servicio es la multiplicación del factor de servicio por los Hp promedio recién obtenidos. Las Lbs/Hr de vapor a utilizar se obtiene al multiplicar las Lbs-Hr/Hp de la turbina por los Hp obtenidos y así obtener este valor. Se puede usar los Hp promedios o los Hp con factor de servicio para tener un margen de seguridad en el consumo de vapor. El valor de Lbs/Hr de vapor se utilizará posteriormente para el balance de vapor del ingenio.

Este mismo procedimiento se utiliza para cada una de las picadoras que pueden ir de dos a cuatro por ingenio. El Ingenio Tulula posee tres de machetes oscilantes. Para adecuar este cálculo para cada picadora, se varían la densidad, la luz de la picadora con el conductor, RPM, etc.

## **J. Molinos**

Necesitamos primero reunir datos generales que van a servir para el resto de los cálculos de maquinaria. El porcentaje de Fibra de Caña ya fue utilizado para el cálculo de Hp de picadoras:

Datos Generales		C
225	Pol del bagazo	3.73
226	Fibra % Caña	12.5
227	Humedad del Bagazo	49.91
228	Fibra % Bagazo	45.42
229	Pol % Caña	13.58
230	Imbibición % Caña	20.0

También se deben tener los datos siguientes de molinos:

	B	C	D	E	F	G	H	
	Diam. Sup Inch	Largo Masa, Pie	RPM Superior	Tons/Pie <sup>2</sup> Sup	Dia Inch Cilindro	Factor Servicio	Lbs-Hr/Hp Vapor	
310	<b>Molino 1</b>	<b>36.5</b>	<b>7</b>	<b>5.4</b>	<b>150</b>	<b>12</b>	<b>1.1</b>	<b>31</b>
311	<b>Molino 2</b>	<b>36.4375</b>	<b>7</b>	<b>5.1</b>	<b>130</b>	<b>12</b>	<b>1.1</b>	<b>31</b>
312	<b>Molino 3</b>	<b>35.75</b>	<b>6</b>	<b>5</b>	<b>130</b>	<b>11</b>	<b>1.1</b>	<b>31</b>
313	<b>Molino 4</b>	<b>33.375</b>	<b>5.5</b>	<b>5.2</b>	<b>130</b>	<b>11</b>	<b>1.1</b>	<b>31</b>
314	<b>Molino 5</b>	<b>36.625</b>	<b>6</b>	<b>5.1</b>	<b>150</b>	<b>12</b>	<b>1.1</b>	<b>31</b>
315	<b>Molino 6</b>							
316	<b>Molino 7</b>							
	Dia Inch Muñon Superior	Largo Inch Muñon Superior	Dia Inch Muñon Bagacera	Larg Inch Muñ Bag				
320	<b>Molino 1</b>	<b>18</b>	<b>23</b>	<b>17</b>			<b>23</b>	
321	<b>Molino 2</b>	<b>18</b>	<b>23</b>	<b>17</b>			<b>23</b>	
322	<b>Molino 3</b>	<b>17</b>	<b>23</b>	<b>16.875</b>			<b>23</b>	
323	<b>Molino 4</b>	<b>14.875</b>	<b>18</b>	<b>14.875</b>			<b>18</b>	
324	<b>Molino 5</b>	<b>16.3125</b>	<b>23</b>	<b>16.25</b>			<b>23</b>	
325	<b>Molino 6</b>							
326	<b>Molino 7</b>							
329	<b>Calidad de Bronce de Chumaceras</b>		<b>1200</b>	1200 Lbs/Pul <sup>2</sup> Mala Calidad-1500 Lbs/Pul <sup>2</sup> Buena Calidad				

Necesitamos los datos de cada molino, en este caso es el diámetro de la masa superior en pulgadas, el largo del molino en pies, la velocidad de la más superior del molino en RPM, las Toneladas/Pie<sup>2</sup> de fuerza en cada masa (se utiliza 150 Tons para el primero y último molino y 120 Tons para los molinos intermedios. Se debe saber el diámetro en pulgadas de los cilindros hidráulicos que empuja la masa superior. De nuevo se utiliza un factor de servicio para encontrar un caballaje de servicio para los molinos y tener un margen de seguridad. Se pide también la

eficiencia de la turbina que mueve el molino en Lbs-Hr/Hp para el cálculo de Lbs/Hr que consumirá cada molino.

En el siguiente segmento de datos se analiza la capacidad de las chumaceras. Esto se hace porque los ingenios de Guatemala se han acostumbrado a utilizar los molinos existentes para moler cantidades de caña para las que no fueron diseñados, e incluso le han adaptado cuartas masas a estos molinos para que muelan más, entonces las partes que quedan en desventaja son las chumaceras que deben cargar con esta capacidad extra. Se analizará si las chumaceras tienen la capacidad de soportar la molienda propuesta y si son candidatos a fallas. Como se puede ver, se pide los diámetros y largos de los muñones de las masas superior y bagaceras, que son las que concentran las fuerzas en un molino cañero. Para ver si las chumaceras de bronce se pueden mejorar de alguna manera, se pide la calidad de la fundición que éstas tienen. Si el bronce es fundido localmente, se coloca una resistencia de 1,200 Psi y si es fundida en una fábrica, como la Fulton, se utilizará 1,500 Psi.

Debido a la cantidad de cálculos involucrados en molinos, estos se tratarán por partes:

<b>Velocidad Promedio Masas, PPM</b>	<b>48.28</b>
<b>Diámetro Promedio Masas, pies</b>	<b>2.98</b>
<b>Largo Promedio Masas, pies</b>	<b>6.30</b>
<b>RPM Promedio de Masas</b>	<b>5.16</b>
<b>Número de masas en Tandem</b>	<b>15</b>
<b>Carga de Fibra Especifica Lbs/Pie<sup>2</sup>/Pie</b>	<b>1.2239</b>
<b>Velocidad optima de molinos, RPM</b>	<b>5.32</b>
<b>Pol de bagazo obtenible</b>	<b>4.0</b>
<b>GPM Imbibición</b>	<b>205.8</b>
<b>Imbibición % Fibra</b>	<b>160.6</b>

	M
526 <b>Velocidad Promedio Masas p.p.m.</b>	=PROMEDIO(B310:B317)*PI()*PROMEDIO(D310:D317)/12
527 <b>Diámetro Promedio Masas, pies</b>	=PROMEDIO(B310:B317)/12
528 <b>Largo Promedio Masas, pies</b>	=PROMEDIO(C310:C317)
529 <b>RPM Promedio de Masas</b>	=M526/M527/PI()
530 <b>Número de masas en Tandem</b>	=CONTAR(B310:B317)*3
531 <b>Carga de Fibra Especifica Lbs/Pie<sup>2</sup>/Pie</b>	=0.26*(1-(0.0018*M529*M527))*1.25*RAIZ(M530)

532	<b>Velocidad optima de molinos, RPM</b>	=B6/24*2204*C226/100/188.5/M531/PROMEDIO(C310.C317)/M527/M527
533	<b>Pol de bagazo obtenible</b>	=B6/24/1.12*C226*C226*C229/1.536/1.25/(M530/3*2)/M528/M526/C230
534	<b>GPM Imbibición</b>	=B6*2000/24/60*C230/100/8.1
535	<b>Imbibición % Fibra</b>	=C230/C226*100

Se calcula la velocidad promedio de las masas en Pies/Minuto (PPM). Para esto se operó el diámetro de las masas (en pies) por pi por las RPM de cada molino y se obtuvo un promedio de estas respuestas. El diámetro promedio de las masas es un promedio aritmético convencional, al igual que el largo y las RPM promedio de las masas. El número de masas en el tandem (sin cuarta masa) utiliza una función COUNT de Excel para saber cuántos molinos hay y lo multiplica por tres. La carga específica en Lbs/Pie<sup>2</sup>/Pie se calcula de la forma siguiente:

$$\text{Carga Especifica} = 0.26 * [1 - (0.0018 * \text{RPM} * \text{DiamMasas})] * 1.25 * \sqrt{\text{No. Masas en Tandem}}$$

El valor aquí obtenido se utiliza para el cálculo de la velocidad óptima para los molinos. Esta es una velocidad promedio, y podría hacerse para cada molino para tener valores más detallados, especialmente en nuestro caso donde tenemos molinos de tres largos diferentes:

$$\text{RPM Optima} = \text{TonCaña}/\text{Hr} * 2204 * \% \text{Fibra} / 100 * 188.5 / \text{CargEspcf} / \text{LargoMasas} / \text{DiaMasas}^2$$

El largo y el diámetro de las masas son los valores promedios del tandem, la fibra de la caña se ingreso en datos anteriores. Se determina ahora el Pol del bagazo bajo las condiciones promedio del tandem:

$$\% \text{Pol} = \text{TonCaña}/\text{Hr} * 1.12 * \% \text{Fibra}^2 * \text{Pol}\% \text{Caña} / 1.536 / 1.25 / (\text{No. Masas} / 3 * 2) / \text{Largo}$$

$$\text{Masas} / \text{PPM Masas} / \% \text{Imbibición}$$

El Pol aquí obtenido es una referencia del Pol máximo que deberíamos esperar al operar nuestro tandem a las condiciones que se plantearon. Como se puede ver, el resultado es Pol 4, que es un valor alto, pero el Pol%Caña es 13.58, que también es un valor alto. Es interesante ver cómo al aplicar un 1% más de Imbibición el Pol baja a 3.8%. Los valores de largo y PPM son los valores promedios. El porcentaje de Imbibición es la proporción de peso de agua, contra las toneladas totales de caña molida, que se aplica en el último molino. De esta forma se calculan los GPM de Imbibición que se aplican:

$$\text{GPM Imbibición} = \text{Lbs Caña Molida/Min} * \% \text{Imbibición} / 100 / 8.1 \text{ Lbs/Gln}$$

Ahora calculamos el Imbibición % Fibra. Este no es más que el porcentaje de Imbibición dividido dentro del porcentaje de fibra. El valor obtenido es de importancia para la industria, bajo el concepto que el molino muele fibra, no caña, y el agua se debe medir contra la fibra, y no contra la caña para que dé una mejor idea del trabajo que se está haciendo. Como regla general, idealmente la Imbibición % Fibra debe mantenerse arriba de 200%.

Antes de seguir con la parte de potencia del molino, se discutirá el balance de materia que se hace en la gráfica que muestra el arreglo del molino. En este balance se calcula la cantidad de Tons/Día de Pol, Fibra y Agua que entra en la caña. Hay que recordar que el Pol es parte del Brix, por lo que en las sumatorias, el Brix es el único que se suma:

Caña	Tons/Día	%
<b>Pol</b>	<b>840.8</b>	<b>14.01</b>
<b>Brix</b>	<b>979.0</b>	<b>16.32</b>
<b>Fibra</b>	<b>747.0</b>	<b>12.45</b>
<b>Agua</b>	<b>4274.0</b>	<b>71.23</b>
<b>Total</b>	<b>6000.0</b>	<b>100.00</b>

Las toneladas de Brix aquí mencionadas es la suma del Brix en el Bagazo y en el Jugo Diluido que se obtendrá posteriormente en el balance de materiales del ingenio. Las toneladas de fibra se obtiene al multiplicar las toneladas de caña molidas/día por la fibra de la caña, dividido dentro de 100. Las toneladas de agua que ingresan al día con la caña es la resta del total de caña molida menos las toneladas de Brix y Fibra.

Jugo Diluido	Tons/Día	%
<b>Pol</b>	<b>779.4</b>	<b>13.82</b>
<b>Brix</b>	<b>903.5</b>	<b>16.02</b>
<b>Agua</b>	<b>4736.5</b>	<b>83.98</b>
<b>Total</b>	<b>5640.0</b>	<b>100.00</b>

Se hace el balance para el Jugo Diluido. Como sabemos el porcentaje de extracción que es la cantidad de jugo que sale del molino contra el peso total de caña, sabemos cuánto debe ser el total de toneladas de jugo que salen del molino. Este total se multiplica por el porcentaje de Pol y Brix y obtenemos las toneladas de ambas que entraron en la fábrica. Las toneladas de agua se obtienen al restar del total de toneladas de jugo las toneladas de Brix.

Bagazo	Tons/Día	%
<b>Pol</b>	<b>61.3</b>	<b>3.7</b>
<b>Brix</b>	<b>75.5</b>	<b>4.6</b>
<b>Fibra</b>	<b>747.0</b>	<b>45.4</b>
<b>Agua</b>	<b>820.8</b>	<b>49.9</b>
	<b>1644.6</b>	<b>100.0</b>

En el bagazo, sabemos cuantas toneladas totales de bagazo salen, porque sabemos el porcentaje de bagazo ( $\%Fibra/Fibra\%Bagazo$ ), del total de toneladas de caña. Para encontrar Tons de Pol se multiplica este total de toneladas por el porcentaje de Pol del Bagazo. Las toneladas de Brix se encuentran al utilizar como trampolín la pureza del jugo diluido menos cinco (para que dé la pureza esperada de jugo residual). Las toneladas de fibra es la cantidad de caña

molida en el día por el porcentaje de fibra. Las toneladas de agua se encuentran al multiplicar las toneladas de bagazo por la humedad de este y dividido 100.

Imbibición	Tons/Día	%
<b>Agua</b>	<b>1283.3</b>	<b>21.4</b>

La imbibición es uno de los datos mas interesantes que se encuentran con este balance estricto. Este se determina al restar a las toneladas de agua en el jugo, las toneladas de agua en el bagazo y la caña. El resultado nos da, en este caso, 21.4% de imbibición. Este es diferente al 20% que nosotros dimos anteriormente. La diferencia es que ambos se han encontrado de forma diferente. El primero que se presentó es deducido o el que deseamos, mientras que el que acabamos de obtener es el que se encuentra al tomar en cuenta todos los datos que ingresamos: humedad de bagazo, extracción de jugo diluido, Pol y Brix de jugo y Bagazo, etc.

En la parte de potencia, se determinan los valores siguientes de la parte hidráulica:

### Presiones Hidráulicas

	Tons/Pistón	Tons/Pie	Psig Presión	Precarga, Psig
<b>Molino 1</b>	<b>187.9</b>	<b>53.7</b>	<b>3300</b>	<b>2300</b>
<b>Molino 2</b>	<b>162.5</b>	<b>46.4</b>	<b>2900</b>	<b>2000</b>
<b>Molino 3</b>	<b>136.7</b>	<b>45.6</b>	<b>2900</b>	<b>2000</b>
<b>Molino 4</b>	<b>117.0</b>	<b>42.5</b>	<b>2500</b>	<b>1800</b>
<b>Molino 5</b>	<b>161.6</b>	<b>53.9</b>	<b>2900</b>	<b>2000</b>

	J	L	N	P
	Tons/Pistón	Tons/Pie	Psig Presión	Precarga, Psig
549 <b>Molino 1</b>	=0.1*B310/12*C310*E310/0.85/2	=SI(B310=0,0,J539*2/C310)	=REDONDEAR(SI(B310=0,0,J539*2000 /(PI()*POTENCIA(F310/2,2))),-2)	=REDONDEAR(N539*0.7,-2)
550 <b>Molino 2</b>	=0.1*B311/12*C311*E311/0.85/2	=SI(B311=0,0,J540*2/C311)	=REDONDEAR(SI(B311=0,0,J540*2000 /(PI()*POTENCIA(F311/2,2))),-2)	=REDONDEAR(N540*0.7,-2)
551 <b>Molino 3</b>	=0.1*B312/12*C312*E312/0.85/2	=SI(B312=0,0,J541*2/C312)	=REDONDEAR(SI(B312=0,0,J541*2000 /(PI()*POTENCIA(F312/2,2))),-2)	=REDONDEAR(N541*0.7,-2)
552 <b>Molino 4</b>	=0.1*B313/12*C313*E313/0.85/2	=SI(B313=0,0,J542*2/C313)	=REDONDEAR(SI(B313=0,0,J542*2000 /(PI()*POTENCIA(F313/2,2))),-2)	=REDONDEAR(N542*0.7,-2)
553 <b>Molino 5</b>	=0.1*B314/12*C314*E314/0.85/2	=SI(B314=0,0,J543*2/C314)	=REDONDEAR(SI(B314=0,0,J543*2000 /(PI()*POTENCIA(F314/2,2))),-2)	=REDONDEAR(N543*0.7,-2)

La primera columna, Toneladas/Pistón, es la fuerza que cada pistón debe hacer para lograr tener las 150 Tons/Pie<sup>2</sup> que dimos en los datos en el primer molino, esto se calcula así:

$$\text{Tons/Pistón} = 0.1 * \text{DiamMasa(Pies)} * \text{LargoMasa(Pie)} * \text{Tons/Pie}^2 / 0.85 / 2$$

Luego se determina las Tons/Pie, este es un valor más antiguo, que ya no muy se usa, pero que se utilizará posteriormente para calcular el caballaje de los molinos:

$$\text{Tons/Pie Masa} = \text{Tons/Pistón} * 2 / \text{LargoMasa(Pies)}$$

El valor de las Psig que necesitamos tener en los cilindros hidráulicos para que se logren obtener las 150 Tons/Pie<sup>2</sup> de nuestro ejemplo se determina de la forma siguiente:

$$\text{Psig en Pistón} = \text{Tons/Pistón} * 2000 / \pi * (\text{DiamPistón}/2)^2$$

Si multiplicamos esta presión por 0.7, obtendremos la presión que debe tener el nitrógeno de las vejigas de los acumuladores de los pistones de ese molino. Para cada molino los cálculos antes mencionados son idénticos.

A continuación se calcula la potencia consumida por los molinos:

#### Consumo de Potencia

	Pies/Min Sup	Hp	Hp con Factor Serv	Lbs/Hr Vap Turbina
<b>Molino 1</b>	<b>51.6</b>	<b>580</b>	<b>638</b>	<b>19800</b>
<b>Molino 2</b>	<b>48.7</b>	<b>520</b>	<b>572</b>	<b>17700</b>
<b>Molino 3</b>	<b>46.8</b>	<b>360</b>	<b>396</b>	<b>12300</b>
<b>Molino 4</b>	<b>45.4</b>	<b>330</b>	<b>363</b>	<b>11300</b>
<b>Molino 5</b>	<b>48.9</b>	<b>410</b>	<b>451</b>	<b>14000</b>

	K	L	M	N
	Pies/Min Sup	iHp	Hp con Factor Serv	Lbs/Hr Vap Turbina
549 <b>Molino 1</b>	=B310/12*D310*PI()=REDONDEAR(Y549,-1)	=L549*G310	=REDONDEAR(M549*H310,-2)	
550 <b>Molino 2</b>	=B311/12*D311*PI()=REDONDEAR(Y550,-1)	=L550*G311	=REDONDEAR(M550*H311,-2)	
551 <b>Molino 3</b>	=B312/12*D312*PI()=REDONDEAR(Y551,-1)	=L551*G312	=REDONDEAR(M551*H312,-2)	
552 <b>Molino 4</b>	=B313/12*D313*PI()=REDONDEAR(Y552,-1)	=L552*G313	=REDONDEAR(M552*H313,-2)	
553 <b>Molino 5</b>	=B314/12*D314*PI()=REDONDEAR(Y553,-1)	=L553*G314	=REDONDEAR(M553*H314,-2)	

Los Pies/Minuto es la velocidad periférica de la masa superior y esta se encuentra multiplicando el perímetro de la masa en pies por las RPM de la masa.

Calcular el Hp es más complejo. El método que se usa es el de Chinchilla Varona. Este método es el que se presenta en las gráficas con las que se calculan los molinos Farrel y que desde la década de los treinta ha sido ampliamente utilizada por los ingenieros azucareros. La versión que se utiliza aquí es un cálculo que reduce la gráfica a fórmula. Ésta es una fórmula inédita de un ingeniero cubano anónimo, y hay una para cada largo de molino:

	Molino 60 X 32	Molino 66 X 34	Molino 72 X 36	Molino 78 X 36	Molino 84 X 38	Total
<b>Molino 1</b>					<b>581.0</b>	<b>581.0</b>
<b>Molino 2</b>					<b>522.6</b>	<b>522.6</b>
<b>Molino 3</b>			<b>363.6</b>			<b>363.6</b>
<b>Molino 4</b>		<b>331.0</b>				<b>331.0</b>
<b>Molino 5</b>			<b>406.2</b>			<b>406.2</b>
<b>Molino 6</b>						
<b>Molino 7</b>						

	S	T	U	V	W	Y
548	Molino 60 X 32	Molino 66 X 34	Molino 72 X 36	Molino 78 X 36	Molino 84 X 38	Total
	=SI(C310=5,26.993886+ (0.00043*B\$6*K549)+ (0.123519*C\$226*K549)+ (0.037278*L539*K549)+ (0.000159*B\$6*L539)- (0.00012*K549),0)	=SI(C310=5,5.28.9846602+ (0.000423*B\$6*K549)+ (0.131889*C\$226*K549)+ (0.046245*L539*K549)+ (0.000089*B\$6*L539)- (0.000177*K549),0)	=SI(C310=6,16.025644+ (0.000401*B\$6*K549)+ (0.150229*C\$226*K549)+ (0.059412*L539*K549)+ (0.000076*B\$6*L539)- (0.000233*K549),0)	=SI(C310=6,5,2.602944+ (0.000391*B\$6*K549)+ (0.170458*C\$226*K549)+ (0.067457*L539*K549)+ (0.000086*B\$6*L539)- (0.000271*K549),0)	=SI(C310=7,42.820791+ (0.00061*B\$6*K549)+ (0.187838*C\$226*K549)+ (0.06037*L539*K549)+ (0.000228*B\$6*L539)- (0.0019922*B\$6)- (0.0003336*K549),0)	=SUMA(S549:X549)
549 <b>Molino 1</b>						

Antes de mencionar las fórmulas en sí, se ve en el cuadro anterior que hay una columna por cada tipo de molino. Cada fórmula para ser activada tiene una condicional IF que solo utiliza

la fórmula si el largo de la masa del molino corresponde con la ecuación de ese tamaño de equipo.

Molino 60" X 32" Ø:

$$Hp=26.9938+(0.00043*TCD*Pies/Min)+(0.1235*Fibra*Pies/Min)+(0.03728* Tons/Pie*Pies/Min)+(0.000159*TCD*Tons/Pie)-(0.00012*Pies/Min)$$

Molino 66" X 34" Ø:

$$Hp=28.9846+(0.00042*TCD*Pies/Min)+(0.1319*Fibra*Pies/Min)+(0.04624* Tons/Pie*Pies/Min)+(0.000089*TCD*Tons/Pie)-(0.00017*Pies/Min)$$

Molino 72" X 36" Ø:

$$Hp=16.0256+(0.00040*TCD*Pies/Min)+(0.1502*Fibra*Pies/Min)+(0.05941* Tons/Pie*Pies/Min)+(0.000076*TCD*Tons/Pie)-(0.00023*Pies/Min)$$

Molino 78" X 36" Ø:

$$Hp=2.6029+(0.00039*TCD*Pies/Min)+(0.1705*Fibra*Pies/Min)+(0.06745* Tons/Pie*Pies/Min)+(0.000086*TCD*Tons/Pie)-(0.00027*Pies/Min)$$

Molino 84" X 38" Ø:

$$Hp=42.8208+(0.00061*TCD*Pies/Min)+(0.1878*Fibra*Pies/Min)+(0.06037* Tons/Pie*Pies/Min)+(0.000228*TCD*Tons/Pie)-(0.001992*TCD)-(0.000334* Pies/Min)$$

Donde:

Pies/Min = Velocidad Periférica de la Masa Superior

TCD = Toneladas de Caña Molidas/Día

Tons/Pie = Fuerza Hidraulica a Distancia Lineal de Masa

El caballaje obtenido se multiplica por el factor de servicio que se dió en los datos para dar un caballaje mínimo de diseño. También se multiplica el caballaje por la eficiencia de la turbina de vapor que mueve el molino (Lbs-Hr/Hp) y se obtienen las Lbs/Hr que el molino va a consumir. Se puede operar este valor por los Hp promedio o con los Hp con factor de servicio si se desea dejar un margen de seguridad, en nuestro caso se prefiere la ultima opción.

Ahora se analiza las chumaceras:

### Análisis de chumaceras

	Largo Inch Chum Supr	Inch Necesarias Sup	Largo Inch Chum Bag	Inch Neces Bag
<b>Molino 1</b>	<b>23.19</b>	<b>0.19</b>	<b>20.87</b>	<b>-2.13</b>
<b>Molino 2</b>	<b>20.07</b>	<b>-2.93</b>	<b>18.06</b>	<b>-4.94</b>
<b>Molino 3</b>	<b>17.87</b>	<b>-5.13</b>	<b>15.30</b>	<b>-7.70</b>
<b>Molino 4</b>	<b>17.48</b>	<b>-0.52</b>	<b>14.85</b>	<b>-3.15</b>
<b>Molino 5</b>	<b>22.01</b>	<b>-0.99</b>	<b>18.78</b>	<b>-4.22</b>
<b>Molino 6</b>				
<b>Molino 7</b>				

	K	M	O	Q
	Largo Inch Chum Supr	Inch Necesarias Sup	Largo Inch Chum Bag	Inch Neces Bag
559 <b>Molino 1</b>	=SI(B320=0,0,J539*2000/D\$329/B320/0.75)	=K559-D320	=SI(B320=0,0,J539*2000*0.85/D\$329/0.75/F320)	=O559-H320
560 <b>Molino 2</b>	=SI(B321=0,0,J540*2000/D\$329/B321/0.75)	=K560-D321	=SI(B321=0,0,J540*2000*0.85/D\$329/0.75/F321)	=O560-H321
561 <b>Molino 3</b>	=SI(B322=0,0,J541*2000/D\$329/B322/0.75)	=K561-D322	=SI(B322=0,0,J541*2000*0.85/D\$329/0.75/F322)	=O561-H322
562 <b>Molino 4</b>	=SI(B323=0,0,J542*2000/D\$329/B323/0.75)	=K562-D323	=SI(B323=0,0,J542*2000*0.85/D\$329/0.75/F323)	=O562-H323
563 <b>Molino 5</b>	=SI(B324=0,0,J543*2000/D\$329/B324/0.75)	=K563-D324	=SI(B324=0,0,J543*2000*0.85/D\$329/0.75/F324)	=O563-H324

Lo que se hace es calcular, el largo de chumacera que es necesario para resistir la fuerza que hace la masa superior y bagacera. Se utiliza la fórmula siguiente:

$$\text{Largo Chumacera} = \text{Tons/Pistón} * 2000/\text{Lbs/Pul}^2\text{Bronce}/\text{Ø}^3\text{Muñón}/0.75$$

Las pulgadas necesarias en la superior se encuentran al restar el largo real que tenemos con el teórico que calculamos. Un valor negativo nos indica que la chumacera esta bien dimensionada porque tenemos más área real que la que necesitamos. Un valor positivo indica que es necesario una chumacera más larga que la que tenemos para soportar la carga. Esto es buen indicio para decidir utilizar una chumacera hecha en la fábrica para esa masa, como sucede con la superior del molino 1 de nuestro ejemplo, o en su defecto tenemos que trabajar el molino con menos presión hidráulica para estar dentro de los límites.

## K. Cálculo de Calderas

Para el cálculo de calderas es necesario reunir los datos siguientes:

	A	C
233	% exceso de aire en el horno	50
234	°F gases entrada chimenea	350
235	Psig de caldera	250
236	Temperatura del vapor	480
237	BTU/Lb vapor estas condiciones	1,255
238	°F Agua condensada alimentación	205

Se necesita tener el porcentaje de exceso de aire en el horno, en este caso es 50% que corresponde a una caldera con horno Dietrich-Dennis, en el caso de un Spreader Stocker o un Pin-Hole este exceso es 35%. Este exceso se refiere a la cantidad adicional al teórico mínimo de aire que se aplica a la caldera. Los gases de la chimenea es necesario monitorearlo para cada una de las calderas y obtener un promedio de ellas, y ese es el valor que se ingresa. Se debe saber la presión de operación de las calderas y la temperatura del vapor, en nuestro caso es 80 °F sobrecalentado. La Entalpía (BTU/Lb) se obtiene en un diagrama de Mollier. La temperatura del

agua de alimentación se debe saber de lecturas de campo en los días de operación de la zafra, también se puede calcular este valor.

Los cálculos que se hacen a continuación fueron hechos al utilizar el procedimiento descrito en el Manual de Ingenieros Azucareros de Hugot. Se calcula lo siguiente:

Valor Calorífico Neto del Bagazo, BTU/Lb	3287.87
Perdida de calor gases de chimenea, BTU/Lb	474.39
Cantidad de calor recobrada en vapor, BTU/Lb	2256.13
BTU/Lb vaporización del agua	1082.00
Lbs Vapor/Lbs Bagazo	2.09
Lbs de Bagazo/Ton Caña	548.22
Lbs Vapor/Ton Caña	1143.11
Potencial Generación Lbs vapor/Hr	285778.08
Eficiencia en calderas	54.40

	M
573 Valor Calorífico Neto del Bagazo, BTU/Lb	$=7650-8740 \cdot C227/100$
574 Perdida de calor gases de chimenea, BTU/Lb	$=(C234-32) \cdot (1-C227/100) \cdot (1.4 \cdot (1+C233/100) + (0.5 / (1-C227/100)) - 0.12)$
575 Cantidad de calor recobrada en vapor, BTU/Lb	$=(M573-M574) \cdot 0.99 \cdot 0.9 \cdot 0.9$
576 BTU/Lb vaporización del agua	$=C237-C238+32$
577 Lbs Vapor/Lbs Bagazo	$=M575/M576$
578 Lbs de Bagazo/Ton Caña	$=2000 \cdot C226/C228$
579 Lbs Vapor/Ton Caña	$=M577 \cdot M578$
580 Potencial Generacion Lbs vapor/Hr	$=M579 \cdot B6/24$
581 Eficiencia en calderas	$=M575 / (8280 \cdot (1-C227/100)) \cdot 100$

El valor calorífico neto del bagazo, es la cantidad de BTU/Lb que este aporta al quemarse y se calcula así:

$$\text{BTU/Lb Bagazo} = 7650 - (8740 \cdot \% \text{Humedad del Bagazo} / 100)$$

De este total de BTU/Lb disponibles la mayoría de calor se transmite en las tuberías de la caldera y el resto se pierde en los gases de combustión que salen de esta. Para calcular las pérdidas de calor en la chimenea se utiliza la fórmula siguiente:

$$\text{BTU/Lb Gases Chimenea} = (\text{oFChimn}-32) \cdot (1-\% \text{Hum}/100) \cdot (1.4 \cdot [1+\% \text{Aire}/100] + (0.5/[1-\% \text{Hum}/100]) - 0.12$$

Entonces la cantidad de calor que se recobra en el vapor es la resta de los BTU/Lb totales del bagazo menos las BTU/Lb que se pierde en los gases de chimenea, corregido por el factor:  $0.99 \cdot 0.9 \cdot 0.9$ . Las BTU/Lb de que se invierten para llegar hasta vapor después de calentar el agua hasta el punto de ebullición a la presión que se tomó se obtiene:

$$\text{BTU/Lb de Vaporización de Agua} = \text{BTU/Lb Vapor} - (\text{oF Agua Condensada} + 32)$$

Esto quiere que 2256 BTU/Lb que se transfirieron a la caldera, 1082 BTU/Lb son las necesarias para producir una libra de vapor. Entonces para encontrar las Lbs de vapor producidas/Lb de Bagazo sólo se divide 2256 dentro de 1082. Las Lbs de Bagazo/Ton Caña es el porcentaje de Bagazo por 2000 Lbs/Ton (de esto se habló en molinos). Las Lbs Vapor/Ton Caña es la multiplicación de los dos últimos valores. La capacidad máxima de generación de vapor del ingenio se encuentra al multiplicar las Lbs Vapor/Ton Caña por las toneladas de caña molidas por hora.

La eficiencia de la caldera se calcula así:

$$\% \text{ Eficiencia} = \text{Calor Recobrado BTU/Lb} / (8280 \cdot [1-\% \text{Hum}/100]) \cdot 100$$

Una caldera de bagazo tiene una eficiencia de 50 a 60% normalmente. Como se puede ver la pérdida más grande es la de los gases de chimenea y si su temperatura se logra bajar a alrededor de 325 °F su eficiencia se encontrara alrededor del máximo.

Para saber el consumo de vapor de cada una de las turbinas de vapor y otros consumidores, se recolecta los datos, con sus respectivas eficiencias:

	C	E	G
	Kw Generados	Kw Instalados	Lbs-Hr/Kw Turbina
Turbogenerador 1	1900	2500	28   335
Turbogenerador 2	500	500	29   336
Turbogenerador 3		400	32   337
Turbogenerador 4		1500	45   338

A	B	D	G
		Hp Instal Turbinas	Lbs-Hr/Hp de vapor
Tiro Inducido Caldera 4		250	50   353
Tiro Forzado Caldera 4			353
Bomba de Agua 1		300	45   356
Capacidad Caldera 1, Lbs/Hr		35000	360
Capacidad Caldera 2, Lbs/Hr		60000	361
Capacidad Caldera 3, Lbs/Hr		65000	362
Capacidad Caldera 4, Lbs/Hr		110000	363

Otros Datos de Consumos de Vapor

	Lbs/Hr Vapor Directo	
Secadora Azúcar 1	2000	370
Torre Azufrera 1		373
Gastos Por Mal Aislamiento, trampas, etc.	10000 (Limpieza Independiente con Ingenio Moliendo)	376

Estos eran los últimos datos que se necesitaban del ingenio para poder calcular el resto del balance. En el primer caso, con los turbogeneradores, se necesitaba saber cuantos Kilowatts/Hr consume el ingenio, esto se obtiene de los records de zafra, o al hacer una revisión

escrupulosa de los consumos de caballajes de cada bomba, ventilador, movimiento de cristalizadores, agitadores, etc., que sea movido por fuerza eléctrica. En este caso es una continuación de los históricos de las zafras que sabemos cuando consume aproximadamente la carga y como esta es repartida entre los turbogeneradores existentes. Se anotan los KWH que se generan, los KWH de capacidad de cada turbina, y las Lbs/Hr por KWH que se consumen. Al operar Lbs-Hr/KWH por los KWH que genera el turbogenerador, obtenemos las Lbs/Hr totales de vapor que consume cada unidad.

Lo mismo sucede con las Lbs/Hr de Vapor que consumen cualquier turbina, al operarlos por los Hp, obtenemos los consumos. Hay otros gastos como las secadoras, las torres azufreras y el aislamiento que los consumos son ponderados en base a diámetros de orificios, cálculos de transferencias de calor, calculo de aislamientos, o simplemente por experiencia.

Como parte de los datos se obtiene la capacidad máxima de cada una de las calderas que trabajan en el ingenio. Los resultados de esta información se ordenan en la forma siguiente:

### Turbogeneradores

	<b>% Carga Turbogen</b>	<b>Lbs/Hr Vapor</b>
<b>Turbogenerador 1</b>	<b>76.0</b>	<b>53200</b>
<b>Turbogenerador 2</b>	<b>100.0</b>	<b>14500</b>
<b>Turbogenerador 3</b>		
<b>Total Kw Generados</b>		<b>2400</b>
<b>Total Kw Instalados</b>		<b>4900</b>
<b>% Carga de Generación</b>		<b>49.0</b>
<b>Total Lbs-Hr Consumidas</b>		<b>67700</b>

	L	M	N
	<b>% Carga Turbogenerador</b>		<b>Lbs/Hr Consumo Vapor</b>
588	<b>Turbogenerador 1</b>	=SI(E335=0,0,C335/E335*100)	=REDONDEAR(C335*G335,-2)
589	<b>Turbogenerador 2</b>	=SI(E336=0,0,C336/E336*100)	=REDONDEAR(C336*G336,-2)
590	<b>Turbogenerador 3</b>	=SI(E337=0,0,C337/E337*100)	=REDONDEAR(C337*G337,-2)
596	<b>Total Kw Generados</b>	=SUMA(C335:C341)	
597	<b>Total Kw Instalados</b>	=SUMA(E335:E341)	
598	<b>% Carga de Generación</b>	=M596/M597*100	
599	<b>Total Lbs-Hr Consumidas</b>	=SUMA(N588:N594)	

Aquí se obtiene el porcentaje de carga, que son los Kwh generados dentro de los Kwh de capacidad de cada turbina. Aquí se ordena las Lbs/Hr que consume cada turbogenerador. Se suman los Kwh generados y los Kwh instalados y se calcula el % de carga del total. También se calculan las Lbs/Hr totales de vapor consumidas. En calderas hay además estos consumos:

	Lbs/Hr Vapor
<b>Tiro Inducido Caldera 4</b>	<b>12500</b>
<b>Tiro Forzado Caldera 4</b>	
<b>Bomba de Agua 1</b>	<b>13500</b>
<b>Total de Lbs/Hr Consumidas</b>	<b>26000</b>
<b>Capacidad Instalada de Calderas</b>	<b>270000</b>

	M
610	<b>Tiro Inducido Caldera 4</b>
	=D352*G352
611	<b>Tiro Forzado Caldera 4</b>
	=D353*G353
614	<b>Bomba de Agua 1</b>
	=D356*G356
617	<b>Total de Lbs/Hr Consumidas</b>
	=SUMA(M604:M616)
618	<b>Capacidad Instalada de</b>
619	<b>Calderas</b>
	=SUMA(D360:D364)

Estos cálculos se ordenan y se suman. Además se suman las capacidades instaladas de las calderas.

## Balance de Vapor 250 Psig, Bagazo y Agua de Calderas.

En este punto, la determinación de la cantidad de vapor de 250 Psig que se necesita para operar el ingenio es la recolección de los datos de los cálculos previamente hechos. En el balance estos datos se ordenan de la forma siguiente:

Lbs/Hr Picadoras	67200
Lbs/Hr Molinos	75100
Lbs/Hr Turbogeneradores	67700
Lbs/Hr Calderas	26000
Lbs/Hr Otros	12000
Total Lbs/Hr Consumidas Maquinaria	<u>248000</u>
Lbs/Hr Vapor Relleno Fábrica	<u>14819</u>
<b>Total Lbs/Hr Generales Consumidas</b>	<b>262819</b>

	I	M
624	Lbs/Hr Picadoras	=M505+M513+M521
625	Lbs/Hr Molinos	=SUMA(N549:N556)
626	Lbs/Hr Turbogeneradores	=SUMA(N588:N594)
627	Lbs/Hr Calderas	=M617
628	Lbs/Hr Otros	=SUMA(D370:D376)
629	Total Lbs/Hr Consumidas Maquinaria	=SUMA(M624:M628)
630	Lbs/Hr Vapor Relleno Fábrica	=M665
631	<b>Total Lbs/Hr Generales Consumidas</b>	<b>=M629+M630</b>

Se suman todos los consumos de vapor de las picadoras, molinos, turbogeneradores, la bomba de agua y ventilador de tiro inducido de calderas, y por último las pérdidas por aislamientos y secadoras, con el título de otros. Aquí se hace un subtotal de esto, y se suma posteriormente las Lbs/Hr de Vapor de Relleno a Fábrica. Este valor se obtiene en el balance de vapor de escape que se hará posteriormente, y se da cuando la cantidad de vapor de escape que generan las turbinas de vapor no es suficiente para la fábrica y es necesario complementar con vapor de 250 Psig. Al sumar todo esto obtenemos el consumo de vapor de 250 Psig en azúcar blanca, que es aproximadamente 267,000 Lbs/Hr.

Ahora procedemos a hacer los cálculos de calderas para ver si la cantidad de bagazo nos alcanza:

Lbs/Hr Capacidad de Generación	285778
Lbs/Hr Vapor sin generar	22959
Tons/Hr de Bagazo que sobra	5.5
Tons/Día de Bagazo que sobra	132.1
Tons/Día que sobra con 10% Tiempo Perdido	71.3
Tons/Día que sobra con 20% Tiempo Perdido	10.5
Tons/Día que sobra con 30% Tiempo Perdido	-50.4
Tons/Día que sobra con 40% Tiempo Perdido	-111.2

	M
633 Lbs/Hr Capacidad de Generación	=M580
634 Lbs/Hr Vapor sin generar	=M580-M631
635 Tons/Hr de Bagazo que sobra	=M634/M577/2000
636 Tons/Día de Bagazo que sobra	=M635*24
637 Tons/Día que sobra con 10% Tiempo Perdido	=M636-(((M\$626+M\$627+M\$628)/M\$577)*24/2000*0.1)
638 Tons/Día que sobra con 20% Tiempo Perdido	=M636-(((M\$626+M\$627+M\$628)/M\$577)*24/2000*0.2)
639 Tons/Día que sobra con 30% Tiempo Perdido	=M636-(((M\$626+M\$627+M\$628)/M\$577)*24/2000*0.3)
640 Tons/Día que sobra con 40% Tiempo Perdido	=M636-(((M\$626+M\$627+M\$628)/M\$577)*24/2000*0.4)

Las Lbs/Hr de capacidad de generación se obtuvieron en los cálculos de calderas que se hicieron previamente. Aquí sólo se copia el dato de esa fuente. Las Lbs/Hr de vapor sin generar es el resultado de la resta de las Lbs/Hr de capacidad máxima de generación menos las Lbs/Hr de vapor que necesita el ingenio. Al transformar esto a toneladas obtenemos las toneladas de bagazo que sobra/Hr. Al multiplicar por 24 tenemos las toneladas que sobran al día. Este valor es valido si el ingenio no detiene su operación en ningún momento, pero en la realidad el tiempo perdido es algo contra lo que se lucha constantemente. En Ingenio Tululá este se encuentra alrededor del 10%.

Para calcular las Tons/Día que sobra si hay un 10% de tiempo perdido se calcula así:

Tons/Dia Bagazo 10% = Tons/Día Bagazo-(((Lbs/Hr Turbogén+Lbs/Hr Calderas+Lbs/Hr Otros)/Lbs Vapor/Lb Bagazo]\*24/2000\*0.10 Tiempo Perdido)

Esta es una formula que se derivó de la lógica de la operación del ingenio. Sabemos que cuando el ingenio para por poco tiempo, por ejemplo menos de una hora continua, deben seguir en operación los turbogeneradores, calderas y el vapor de otros. Esto quiere decir que bagazo es devuelto de la bagacera a las calderas para que la operación continúe, entonces esta cantidad de bagazo se resta de las toneladas totales que se dijo que sobrarían. En la formula el último sufijo es el tiempo perdido, y para calcular el 20%, 30% y 40% sólo es necesario cambiar este. Por los valores que se obtienen, es muy fácil ver que al haber un 22% de tiempo perdido, el bagazo ya no sobra, lo que quiere decir que el ingenio esta en serios problemas energéticos que deben ser atacados, consumiendo energía eléctrica del suministro nacional, quemando bunker, o importando bagazo de otro ingenio. Ninguna de estas soluciones es aceptable y se debe luchar constantemente contra el tiempo perdido. Para que un ingenio este bien balanceado, se toma como referencia que sobre bagazo con un 20 a 30% de tiempo perdido.

Si dividimos las Lbs/Hr de Vapor de 250 Psig dentro de las toneladas de caña molida por hora, obtenemos el consumo en Lbs Vapor/Ton Caña. Este es uno de los valores mas utilizados como referencia por los ingenieros azucareros para saber que tan bien balanceado esta un ingenio. Este valor nunca debe ser superior a 1,100 Lbs Vapor/Ton Caña. Cualquier valor más alto es signo de un ingenio que no es autosuficiente y esta teniendo perdidas económicas por este motivo:

**Lbs Vapor/TonCaña:**

**1051**

Para cálculo de agua condensada que se utiliza en calderas se hace de la siguiente forma:

<b>Capacidad que sobra en Calderas</b>	<b>7181</b>
<b>% de Utilización de Calderas</b>	<b>97.3</b>

<b>Lbs/Hr de Agua de Purga de Calderas</b>	<b>8128</b>	Porcentaje de Purga del 3%
<b>Lbs/Hr de Agua Total Usadas</b>	<b>270948</b>	
<b>GPM de agua condensada necesarios</b>	<b>565</b>	
<b>GPM Capacidad de Bomba</b>	<b>707</b>	Factor de servicio de 1.25
<b>Psig Producida por Bomba</b>	<b>312.5</b>	
<b>Pies de Cabeza Generados por Bomba</b>	<b>753</b>	
<b>Diámetro Tubería a Bomba, Pulgadas</b>	<b>9.8</b>	
<b>Diámetro Tubería a Calderas, Pulgadas</b>	<b>6.9</b>	

	I	M
642	Capacidad que sobra en Calderas	=M619-M631
643	% de Utilización de Calderas	=M631/M619*100
644	Lbs/Hr de Agua de Purga de Calderas	=M631*0.0309278
645	Lbs/Hr de Agua Total Usadas	=M631+M644
646	GPM de agua condensada necesarios	=M645/60/7.9891
647	GPM Capacidad de Bomba	=M646*1.25
648	Psig Producida por Bomba	=C235*1.25
649	Pies de Cabeza Generados por Bomba	=M648*2.31/0.95838
650	Diametro Tuberia a Bomba, Pulgadas	=RAIZ(0.4085*M647/3)
651	Diametro Tuberia a Calderas, Pulgadas	=RAIZ(0.4085*M647/6)

La capacidad que sobra en calderas es la capacidad de generación en Lbs/Hr menos las Lbs/Hr de Vapor que necesita el ingenio de 250 Psig. Teóricamente la carga de las calderas debería ser únicamente el 80% de la capacidad instalada, pero en Tuluá debido al rápido crecimiento del ingenio, se ha llevado a dejar únicamente 3% de seguridad. Esto quiere decir que cualquier problema de generación en calderas resulta en baja presión en la línea y consecuentemente en tiempo perdido para restablecer esta presión. El porcentaje de utilización de calderas es la división de las Lbs/Hr de vapor necesario dividido las Lbs/Hr instaladas de capacidad de calderas.

La purga de calderas es el agua que debe sacarse de las calderas para evacuar los sólidos que se concentran en la evaporación. Este valor se asume que es el 3% del total del vapor que se va a utilizar para el ingenio. Así se obtiene el total de Lbs/Hr de agua condensada que es necesaria, esto es el total de vapor que va a usar el ingenio mas el 3% de porcentaje de purga. El total de Lbs/Hr si se calcula en Lbs/Min y se divide dentro de 7.9891 (densidad del agua a 210

°F), obtenemos los GPM de agua que debemos inyectar en la caldera. Para el diseño de la bomba de inyección, este valor debe tener un margen de seguridad del 25%. Así también la bomba debe ser capaz de producir una presión 25% superior a las 250 Psig a la que operará la caldera. Los pies de cabeza que la bomba debe dar se calculan así:

$$\text{Pies de Cabeza} = \text{Psig Operación Bomba} * 2.31 / \text{Gravedad Especifica del Agua}$$

Esta ecuación se obtuvo en el Cameron Hydraulic Data. La gravedad específica del agua a 210 °F es 0.95838 (es 1.000 para agua a 60 °F). El diámetro de la succión y la descarga de las bombas de agua de calderas se obtuvo de otra fórmula del Cameron:

$$\text{Diámetro Pulgadas} = \sqrt{(0.4085 * \text{GPM} / \text{Velocidad Pies/Seg})}$$

La velocidad que se utiliza del agua caliente en la succión de la bomba es de 3 Pies/Segundo y de 6 Pies/Seg para la descarga.

## L. Balance de Vapor de Escape y Vegetal

El balance de vapor de escape de 12 Psig, al igual que el vapor de 250 Psig, se hace recolectando la información que ya calculamos:

Lbs/Hr de Vapor de Escape Disponibles	236000
Lbs/Hr Vapor Consumido Evaporadores	225000
Lbs/Hr Vapor Calentadores Secundarios	25819
Lbs/Hr Vapor Calentador Jugo Clarificado	
Lbs/Hr Vapor Consumido Tachos	
Total Consumo de Vapor Fabrica	<u>250819</u>
Lbs/Hr Vapor Escape Relleno a Vegetal	
Total General Vapor Fábrica	<u>250819</u>
Lbs/Hr de Vapor Directo de Relleno	14819

	I	M
656	Lbs/Hr de Vapor de Escape Disponibles	=(M629-M628)
657		
658	Lbs/Hr Vapor Consumido Evaporadores	=L276+L323+L283
659	Lbs/Hr Vapor Calentadores Secundarios	=M431
660	Lbs/Hr Vapor Calentador Jugo Clarificado	
661	Lbs/Hr Vapor Consumido Tachos	
662	Total Consumo de Vapor Fábrica	=SUMA(M658:M661)
663	Lbs/Hr Vapor Escape Relleno a Vegetal	=M673
664	Total General Vapor Fábrica	=M662+M663
665	Lbs/Hr de Vapor Directo de Relleno	=SI(M656-M664>0,0,M664-M656)

Las Lbs/Hr de Vapor de Escape disponibles, en nuestro caso es todo el vapor de 250 Psig que se utilizó en las turbinas de vapor, por tener vapor sobrecalentado. Si el vapor fuera saturado se divide las Lbs/Hr de vapor consumidas por maquinaria dentro de un factor 1.05, esto es debido a perdidas en las turbinas. Hay que recordar que el vapor disponible para fabrica no debe incluir el relleno a vapor de escape y tampoco el vapor que se utiliza en otros (en la línea de 250 Psig.

Sumamos el vapor que se utiliza en evaporación y en los calentadores secundarios de jugo alcalizado y obtenemos el vapor que consume la fábrica. Hay otros espacios vacíos para tachos y calentadores de jugo clarificado que se llenarían si el ingenio utilizara vapor de 12 Psig para esas aplicaciones. Para obtener el vapor de relleno se resta del vapor de consumo de fábrica, del vapor disponible, el valor que salga del resultado es las Lbs/Hr de vapor de relleno de 250 Psig a 12 Psig. Este nunca debería exceder 15,000 Lbs/Hr, pero esto es opinión personal. Si el valor fuera negativo, existe un condicional IF que convierte en resultado en cero. Existe también el espacio de relleno de vapor de escape a vegetal, pero este solo se utiliza si el vapor vegetal no es suficiente, sólo que este caso muy raramente se da.

Para el balance de vapor vegetal, se hacen los cálculos siguientes:

<b>Lbs/Hr de Vapor Vegetal Disponibles</b>	<b>136661</b>
<b>Lbs/Hr Vapor Consumido Tachos</b>	<b>82457</b>

Lbs/Hr Vapor Calentadores Primarios		
Lbs/Hr Otros Calentadores	18767	Jugo Clarificado y Meladura
Total Consumo de Vapor Vegetal	101224	
Lbs/Hr de Vapor Escape de Relleno		

	I	M
667 Lbs/Hr de Vapor Vegetal Disponibles		=L279+L287+L327
668		
669 Lbs/Hr Vapor Consumido Tachos		=T42
670 Lbs/Hr Vapor Calentadores Primarios		
671 Lbs/Hr Otros Calentadores		=M444
672 Total Consumo de Vapor Vegetal		=SUMA(M669:M671)
673 Lbs/Hr de Vapor Escape de Relleno		=SI(M667-M672>0,0,M672-M667)

Las Lbs/Hr de Vapor Vegetal disponibles es el total de vapor vegetal que aporta el preevaporador y los Vasos 1 del Tandem A y B. Los tachos funcionan totalmente con vapor vegetal, y así también los calentadores de Jugo Clarificado y Meladura. Como se puede ver el vapor que se consume es menor que el vapor disponible. Esto es bueno porque también asegura la estabilidad del vapor de escape, si la cantidad fuera insuficiente, bajaría la presión del vapor de escape y así también obligaría a inyectar más vapor de 250 Psig. En este balance los Calentadores de Jugo Alcalizados Primarios no se usan porque estamos utilizando vapor de un segundo vaso, pero es algo que es muy común en los ingenios.

## M. Balance de Condensados

Para el balance de condensados inicialmente se determina el flujo de agua de cada uno de los productores, para saber cuanto tenemos disponible:

	Lbs/Hr	GPM
Preevaporador	106000	221
Vaso 1, Tandem A	71000	148
Vaso 2, Tandem A	51310	107

Vaso 3, Tandem A	22210	46	A Tanque para imbibición y tachos
Vaso 4, Tandem A	23892	50	A Tanque para imbibición y tachos
Vaso 5, Tandem A			
Vaso 1, Tandem B	48000	100	
Vaso 2, Tandem B	26781	56	
Vaso 3, Tandem B	28770	60	A Tanque para imbibición y tachos
Vaso 4, Tandem B	30410	63	A Tanque para imbibición y tachos
Vaso 5, Tandem B			
Tachos	83984	175	
Calentadores Jugo Alcalizado	56634	118	
Calentadores Jugo Clarificado	13043	27	
Calentadores Meladura	5724	12	
<b>Total de Condensados Disponibles</b>	<b>567757</b>	<b>1183</b>	

	I	M	N
		Lbs/Hr	GPM
682	Preevaporador	=L276	=M682/60/8
683	Vaso 1, Tandem A	=L283	=M683/60/8
684	Vaso 2, Tandem A	=L291	=M684/60/8
685	Vaso 3, Tandem A	=L299	=M685/60/8
686	Vaso 4, Tandem A	=L307	=M686/60/8
687	Vaso 5, Tandem A	=L313	=M687/60/8
688	Vaso 1, Tandem B	=L323	=M688/60/8
689	Vaso 2, Tandem B	=L331	=M689/60/8
690	Vaso 3, Tandem B	=L339	=M690/60/8
691	Vaso 4, Tandem B	=L345	=M691/60/8
692	Vaso 5, Tandem B	=L351	=M692/60/8
693	Tachos	=AM51	=M693/60/8
694	Calentadores Jugo Alcalizado	=M418+M431	=M694/60/8
695	Calentadores Jugo Clarificado	=M444	=M695/60/8
696	Calentadores Meladura	=M457	=M696/60/8
697	<b>Total de Condensados Disponibles</b>	<b>=SUMA(M682:M696)</b>	<b>=M697/60/8</b>

Todos estos datos los hemos recogido de los datos previamente calculados. Las Lbs/Hr de vapor son las mismas Lbs/Hr de condensados. Los GPM fueron calculados dividiendo las Lbs/Hr de agua dentro de 60 Min/Hr y 8.0 Lbs/Gln. Toda esta agua va hacia dos tanques. Una va hacia el tanque de imbibición, centrífugas y tachos, mientras que la otra parte va hacia el tanque de condensados de calderas. El lugar hacia donde estos van esta debidamente identificado.

Ahora se hacen los cálculos de los consumidores de condensados en el ingenio:

**Consumo de Condensados**

Calderas	270948	564
Lavado de Filtros de Cachaza	20000	42
Mieles Tachos	21850	46
Lavado de Centrífugas Continuas	850	2
Lavado de Centrífugas Batch	5094	11
Imbibición	100000	208
Indeterminados (10% de disponible)	56776	118
<b>Total de Consumo de Condensados</b>	<b>475518</b>	<b>991</b>

	I	M	N
699	<b>Consumo de Condensados</b>		
700	Calderas	=M645	=M700/60/8
701	Lavado de Filtros de Cachaza	=M478*8.2*60	=M701/60/8
702	Mieles Tachos	=(85/C15*AO13)-AO13)+((85/C16*AO20)-AO20)	=M702/60/8
703	Lavado de Centrífugas Continuas	=U26*0.03	=M703/60/8
704	Lavado de Centrífugas Batch	=2.5*H74*20*W62	=M704/60/8
705	Imbibición	=M534*8*60	=M705/60/8
706	Indeterminados (10% de disponible)	=M697*0.1	=M706/60/8
707	<b>Total de Consumo de Condensados</b>	<b>=SUMA(M700:M706)</b>	<b>=M707/60/8</b>

Estos cálculos están basados mayormente en ideas lógicas. En el consumo de calderas, las Lbs/Hr se toman del total que emplean las calderas (incluyendo la purga). Para los filtros de cachaza también se toman los datos que se obtuvieron previamente. Para el calculo de agua condensada que se utiliza para diluir las mieles de tachos se hace así:

$$\text{Lbs/Hr Agua Mieles} = [(85\text{Bx}/\text{Bx MielA} * \text{Lbs/Hr MielA}) - \text{Lbs/Hr MielA}] + [85\text{Bx}/\text{Bx MielB} * \text{Lbs/Hr MielB}) - \text{Lbs/Hr MielB}]$$

Se asume que el Brix que se obtiene si no se diluye las mieles es de 85 Bx, esto ha sido comprobado por análisis de laboratorio en el transcurso de los años. Las Lbs/Hr de cada miel no es Lbs/Hr Brix, sino las totales. Para determinar el agua de lavado de las centrifugas continuas, se multiplica las Lbs/Hr de Masa C por 0.03 (3%). Este es un valor aproximado obtenido de los

manuales de las centrifugas continuas Western States CC-V. Para las centrifugas Batch se usa la fórmula siguiente:

$$\text{Lbs/Hr Agua Centrifugas Batch} = 2.5 * \text{Ciclos/Hr} * 20 * \text{No. Centrifugas}$$

Los Ciclos/Hr corresponde a los ciclos de la centrifuga que esta sirvió de modelo en los cálculos de capacidad para procesar Masas. El número de centrifugas son las que debemos instalar para poder procesar toda la masa A y B.

El agua de imbibición la obtenemos de los cálculos de molinos. Los indeterminados es un cálculo en el que se asume que el 10% de toda la producción se utiliza en algún otro uso que no hemos mencionado, como bombas, lavado de tanques y molinos, etc. El total de consumo se obtiene al sumar todo lo que hemos mencionado. Se procede con los siguientes cálculos:

<b>Condensados que sobran</b>	<b>75092</b>	<b>156</b>	
<b>Disponibles a imbibición y Tachos</b>	<b>105281</b>	<b>219</b>	
<b>Disponibles a Calderas y demás</b>	<b>462476</b>	<b>963</b>	
<b>Agua que sobra Imbibición y Tachos</b>	<b>-33715</b>	<b>-70</b>	<b>Cantidad Insuficiente</b>
<b>Agua que sobra Calderas y Demás</b>	<b>108808</b>	<b>227</b>	<b>Distribución Aceptable</b>
<b>Imbibición Máxima con Exceso Total</b>	<b>173858</b>	<b>362</b>	
<b>% Imbibición Máxima</b>	<b>34.77</b>		

	I	M	N	O
709	<b>Condensados que sobran</b>	=M697-M707	=M709/60/8	
710				
711	<b>Disponibles a Imbibición y Tachos</b>	=M687+M686+M691+ M690+M685	=M711/60/8	
712	<b>Disponibles a Calderas y demás</b>	=M697-M711	=M712/60/8	
713				
714	<b>Agua que sobra Imbibición y Tachos</b>	=M711-M705-M702	=M714/60/8	=SI(M714>0,"Distribución Aceptable", "Cantidad Insuficiente")
715	<b>Agua que sobra Calderas y Demas</b>	=M712-M700-M701-M703 -M704-M706	=M715/60/8	=SI(M715>0,"Distribución Aceptable", "Cantidad Insuficiente")
716				
717	<b>Imbibición Máxima con Exceso Total</b>	=M705+M709	=M717/60/8	
718	<b>% Imbibición Máxima</b>	=M717/B6*24/2000*100		

Los condensados que sobran, es la resta de los condensados que se generan menos los condensados que se consumen. El agua disponible para imbibición y tachos son los que suman los vasos 3 y 4 de los tandems A y B de evaporación. Esta agua es bombeada a un tanque elevado de donde por gravedad llega a su lugar de consumo. Los disponibles para calderas y demás es la resta de los condensados generados menos los usados en imbibición y tachos.

El agua que sobra de Imbibición y tachos, es la resta del agua disponible menos el agua que tenemos que consumir en ambos lugares. Si el valor que da es negativo es porque nos hará falta agua, si el valor es positivo, nos sobrara agua, y de hecho el tanque de condensados de imbibición y tachos tiene un rebalse que lleva el agua al tanque de agua condensada de calderas. El agua que sobra en calderas y demás se calcula de forma similar.

La imbibición máxima con exceso total, es para ver el potencial máximo que podríamos tener de imbibición si toda el agua que sobra se sumara a la que es necesaria para la imbibición, y esto nos da el porcentaje de imbibición al que podemos aspirar, que es mucho más de lo que un molino puede usar.

## **N. Pilas de Enfriamiento**

Las pilas de enfriamiento son la versión rústica de la torre de enfriamiento. Se utilizan para enfriar agua de una manera barata aunque poco eficiente y con muchas pérdidas. En los ingenios se usan para enfriar agua de los condensadores de vapor de tachos y evaporadores, se ha empleado también para enfriar agua de sistemas de enfriamiento como los de molinos, turbinas y turbogeneradores. Los cálculos que se realizan son los siguientes:

GPM de Agua Recirculación Pilas Enfriamien	11800
GPM Relleno por Evaporación	270
GPM Relleno Perdidas (2% Flujo)	236
Total GPM Relleno	506

	I	M
722	GPM de Agua Recirculación Pilas Enfriamien	=REDONDEAR(M386+M387+AO51,-7232)
723	GPM Relleno por Evaporación	=M722*(D29-D28)/1092
724	GPM Relleno Perdidas (2% Flujo)	=M722*0.02
725	Total GPM Relleno	=M723+M724

El agua que necesitamos recircular en GPM es la suma de la que necesitamos en tachos y evaporadores, lo que ya fue previamente calculado. Los GPM de relleno de evaporación se calculan así:

$$\text{GPM Relleno Evaporación} = \text{GPM Recirc} * (T_{i\text{Pilas}} - T_{f\text{Pilas}}) / 1,092 \text{ BTU/Lb}$$

Las temperaturas finales e iniciales de las pilas, es la misma que utilizamos para calcular el agua que se utiliza en los condensadores. Los 1,092 BTU/Lb es la entalpía de evaporización del agua a presión ambiental (14.7 Psia). Esta es una ecuación que ha sido simplificada, por lo que las dimensionales no se cancelan la una a la otra, pero al hacer las transformaciones de forma estricta, estas se cancelan las unas a las otras.

Algo interesante es ver cuanto agua aporta la caña misma para su propio proceso. El vapor de los tachos y meladores se condensa con el agua y se une a esta, y es una cantidad bastante significativa, además el agua que sobra del agua de condensados se puede sumar a esta, pues también viene de la caña. Ordenando las ideas obtenemos:

Agua Disponible de la Caña	
Evaporadores	121 GPM
Tachos	175 GPM
Condensados(Exceso)	156 GPM
<b>Total</b>	<b>452 GPM</b>

Esta cantidad de agua es una cantidad bastante importante. Si toda ésta agua la utilizamos como relleno para las pilas de enfriamiento obtenemos:

**GPM de Agua Para Make Up Condensadores 54**

	K	L	M
727	<b>Agua Disponible de la Caña</b>		
728	Evaporadores	= $(L310+L348)/60/8$	GPM
729	Tachos	= $AM51/60/8$	GPM
730	Condensados(Exceso)	= $N709$	GPM
731	<b>Total</b>	= <b>SUMA(L728:L730)</b>	<b>GPM</b>
732			
733	<b>GPM Agua Para Make Up Condensa</b>		<b>=M725-L731</b>

Esto quiere decir que sólo necesitaremos 54 GPM de relleno, porque la caña misma supe el resto. Si utilizamos quintuples en vez de cuádruples en los tandems de evaporación sobra aún más agua, y el valor que obtendremos será negativo indicando que tenemos un exceso de agua que se podrá utilizar para alguna otra función.

## O. Balance de Materiales Totales

Este balance, es el que se utiliza en el reporte de laboratorio. En este balance nos da una idea de como debería ese balance ser si el ingenio se encuentra bien operado, además que resume las condiciones del ingenio en una forma en la que los ingenieros de ingenio estamos acostumbrados a ver. Este balance ve así:

Tabla 5. Balance Global de Materiales

	<b>Brix</b>	<b>Pol</b>	<b>Pureza</b>
<b>Caña</b>	<b>326.3</b>	<b>280.3</b>	<b>85.88</b>
<b>Bagazo</b>	<b>25.2</b>	<b>20.4</b>	<b>81.27</b>
<b>Jugo Diluido</b>	<b>301.2</b>	<b>259.8</b>	<b>86.27</b>
<b>Cachaza</b>	<b>3.37</b>	<b>2.79</b>	<b>82.80</b>
<b>Azúcar</b>	<b>228.9</b>	<b>227.8</b>	<b>99.54</b>
<b>Melaza</b>	<b>59.9</b>	<b>21.4</b>	<b>35.71</b>
<b>Perdidas Indeter.</b>	<b>9.0</b>	<b>7.8</b>	<b>86.27</b>

	K	L	M	N
		<b>Brix</b>	<b>Pol</b>	<b>Pureza</b>
801				
802	<b>Caña</b>	=L803+L804	=M803+M804	=M802/L802*100
803	<b>Bagazo</b>	=M803/N803*100	=C226/C228*C225/100*2000	=N804-5
804	<b>Jugo Diluido</b>	=B7/100*C8/100*2000	=B7/100*D8/100*2000 =(B9/100*D9/100*2000)-((B9/100*D9/ 100*2000)/M804*M808)	=M804/L804*100
805	<b>Cachaza</b>	=M805/N805*100		=E9
806	<b>Azúcar</b>	=M806/N806*100	=S806-(S806/M804*M808)	=E11
807	<b>Melaza</b>	=M807/N807*100	=(AL28*24/B6)-((AL28*24/B6)/ M804*M808)	=E17
808	<b>Perdidas Indeter.</b>	=L804-L805-L806-L807	=M804*0.03	=M808/L808*100

Los valores de Brix y Pol que aquí se representan, son Libras/Tonelada de caña, que es el mismo tipo de unidades con las que se maneja el rendimiento de Lbs/Ton Caña de azúcar. La cantidad de Brix y Pol que se obtiene de la caña de azúcar se calcula sumando la cantidad de Brix y de Pol que tienen el bagazo y el Jugo Diluido. La Pureza del jugo que contiene la caña es el Pol dividido el Brix por 100. Esta pureza es la que contiene el total del jugo que contiene la caña.

Para encontrar el Lbs/Ton de Pol de Bagazo se hace la operación siguiente:

$$\text{Lbs/Ton Caña de Pol Bagazo} = \% \text{ Bagazo}/100 * \% \text{ Pol Bagazo}/100 * 2,000 \text{Lbs/Ton}$$

Estos valores los ingresamos en los datos para el calculo de calderas y pasos anteriores.

La pureza del bagazo es la pureza del jugo diluido menos cinco. Esto se calcula de esta manera

porque esa es una caída normal y aceptable de pureza del jugo diluido al jugo residual. Se supone que la pureza del jugo residual es igual a la pureza del resto del jugo en el bagazo. Con estos valores se calcula el Brix del bagazo. Para encontrarlo se divide el Pol dentro de la pureza y se multiplica por cien.

Para determinar el Pol y Brix del Jugo Diluido se hace de la siguiente forma:

$$\text{Lbs/Ton Caña de Pol Jgo Dilui} = \% \text{ Extracción}/100 * \% \text{ Bx}/100 * 2000 \text{ Lbs/Ton}$$

Para calcular el Brix sólo se sustituye el Pol por el valor de Brix. La pureza del jugo se calcula de la manera normal: Pol dividido Brix por 100.

Para encontrar el Pol y Brix de la cachaza, azúcar y miel se debe encontrar primero el % de indeterminados de Pol. Los indeterminados son pérdidas que hay en el proceso que pueden ser causadas por azúcares reductores, temperaturas altas, arrastres, etc. En un ingenio que opera de forma adecuada estos indeterminados no deben ser mayores al 3% de la materia prima que ingresa en el jugo diluido. Utilizaremos como trampolín el Pol, se multiplica el Pol del jugo diluido por el 3% y obtendremos las Lbs/Ton de caña que se pierden como indeterminados.

Para calcular el Pol de la cachaza, se utiliza la siguiente ecuación:

$$\text{Lbs/TC Pol Cachaza} = \text{Lbs/TC Pol Cach} - (\text{Lbs/TC Pol Cach}/\text{Lbs/TC Pol Jgo Dil} * \text{Lbs/TC Pol Indeterm})$$

Con esta fórmula pretendemos en forma ponderada repartir las pérdidas del Pol entre la cantidad que se maneja de cada producto. Las Lbs/Ton Pol Cachaza se obtienen al multiplicar el % de Cachaza/100 por el Pol de Cachaza/100 por 2000 Lbs/Ton. La pureza de la cachaza, azúcar

y melaza ya las determinamos en pasos anteriores, por lo que solamente los copiamos desde esos lugares. Para determinar el Brix, dividimos el Pol dentro de la Pureza y multiplicamos por cien. Así se hace en estos tres casos.

Las Lbs/TC de azúcar se utiliza casi la misma ecuación:

$$\text{Lbs/TC Pol Azúcar} = \text{Lbs/TC Pol Azúcar} - (\text{Lbs/TC Pol Azúcar} / \text{Lbs/TC Pol Jgo Dil} * \text{Lbs/TC Pol Indeterm})$$

Aquí las Lbs/TC Pol Azúcar se trae de las Lbs/Hr de Pol de Azúcar del balance de masa A de la doble magma. Este valor sólo se multiplica por 24 hrs y se divide dentro de las toneladas de caña molida en el día. Se sabe la pureza del azúcar y con ella encontramos el Brix del azúcar.

Finalmente se calcula la miel final o melaza, exactamente de la misma manera. Las Lbs/TC de Pol de la Melaza las obtenemos del balance de Masa C en Lbs/Hr, sólo se transforma al valor deseado.

Para encontrar el Brix de los indeterminados se resta del Brix del Jugo Diluido, el Brix de la cachaza, azúcar y melaza. Es interesante ver como obtenemos la misma pureza del jugo diluido en los indeterminados usando como referencia las purezas de los materiales previamente mencionados.

Con todo el balance hecho, ahora se puede calcular el rendimiento de azúcar, tal y como se obtiene todos los días. Las Lbs/TC de azúcar que obtuvimos en el balance, no toma en cuenta la humedad del azúcar, para encontrar el resultado real, la debemos utilizar:

**Rendimiento Esperado: 229.0 Lbs de Azúcar/Ton de Caña**

812	K	M	N
813	Rendimiento Esperado: =M806/D11*100 Lbs de Azucar/Ton de Caña		

Se divide las Lbs/TC del balance dentro del Pol del azúcar y se multiplica por 100 y obtendremos este rendimiento.

## P. Calculo de Tuberías Varias

En el balance se calcula algo extra, que no es realmente necesario, pero que da una buena información al ingeniero. Este es el diámetro de succión y descarga de cada una de las bombas de producto cruciales. Para el cálculo se emplea el mismo método del Cameron Hydraulic Data que se utilizo para el cálculo de la bomba de calderas. Aquí se da una muestra, pero en el balance consolidado, se presenta la lista completa:

	GPM Flujo	GPM Servicio	Pie/S Máxima	Pie/S Mínima	Diam Mínimo	Diam Máximo
<b>Jugo Diluido</b>	<b>883</b>	<b>1060</b>				
<b>Succión de Bomba</b>			<b>6</b>	<b>4</b>	<b>8</b>	<b>10</b>
<b>Descarga de Bomba</b>			<b>10</b>	<b>7</b>	<b>7</b>	<b>8</b>

	GPM Flujo	GPM Servicio	Pie/S Máxima	Pie/S Mínima	Diam Mínimo	Diam Máximo
739 <b>Jugo Diluido</b>	=M465	=L739*1.2			=RAIZ(0.4085* \$M\$739/N740)	=RAIZ(0.4085* \$M\$739/O740)
740 <b>Succión de Bomba</b>			6	4	=RAIZ(0.4085* \$M\$739/N741)	=RAIZ(0.4085* \$M\$739/O741)
741 <b>Descarga de Bomba</b>			10	7		

Los GPM de flujo original, se trae del balance, los GPM de servicio oscila de 1.2 a 5 dependiendo del caso y es la capacidad de diseño, para poder absorber variaciones de flujo. Para la bomba se calcula succión y descarga y para cada caso hay una velocidad mínima y máxima. Estas velocidades son las recomendadas por el Índice de Capacidades para Ingenios de Cuba. El diámetro de tubería, máximos y mínimos se calcula con el método del Cameron.

## VI. Resultados

Como se dijo en la metodología, se comparó el cálculo del ingenio contra la semana 12 de la zafra de 1,999-2,000 de Ingenio Tuluá. Al balance se le ingresaron los datos de esta semana para revisar si la predicción de resultados coincidía con los valores reales. El cálculo completo se podrá encontrar en el apéndice, así como la hoja del reporte semanal de laboratorio donde se obtuvieron esos resultados. Aquí se hace una compilación de los datos que se pueden comparar de estos resultados, los que se discutirán posteriormente.

Tabla 6. Ordenamiento de Resultados Ingenio Tuluá

<b>Parámetros</b>	<b>Valor Real</b>	<b>Valor Calculado</b>
Molida Máxima	5,900	5,900
Molida Efectiva	5,500	0
% Tiempo Perdido	6.64	0
Rendimiento Lbs/Ton Caña	249.37	249.45
QQ Az. Producidos Semana	95,772.35	96,038.25
Gls de Miel Final/Ton Caña	5.51	7.3
Lbs/TC Pol en Caña	298.95	299.0
Lbs/TC Pol en Bagazo	17.37	17.4
Lbs/TC Pol en Jugo Diluido	281.58	281.6
Lbs/TC Pol en Cachaza	3.85	5.59
Lbs/TC Pol en azúcar	244.83	244.9
Lbs/TC Pol en Melaza	18.39	22.7
Pol/TC Indeterminados	14.51	8.4
Extracción de Pol	94.19	94.2

El resto de los resultados es el balance que se encuentra en el apéndice, y habrá que referirse a este al discutirlos. Por la naturaleza misma de la tesis, no se hace cálculos estadísticos.

Para Ingenio Santa Teresa, se formo la siguiente tabla para promediar tres años de zafra:

Parámetro	1998-1999	1999-2000	2000-2001	Promedio	Calculado
Tons Caña Molida	60,639	57,469	64,489	60,866	-
% Tiempo Perdido	42.37	37.55	39.81	39.91	0
Razon de Molida, TCD	746.30	734.27	695.96	725.51	800
Rendimiento Lbs/Ton Caña	202.00	213.54	213.98	209.84	213.4
Gls Miel Final/Ton Caña	7.13	5.62	7.36	6.7	5.5
Lbs/TC Pol en Caña	269.2	297.4	265.0	277.2	275.3
Lbs/TC Pol en Bagazo	34.4	40.80	38.05	37.75	32.7
Lbs/TC Pol en Jugo Diluido	234.8	256.6	226.95	239.45	242.6
Lbs/TC Pol en Cachaza	4.63	7.88	3.60	5.37	4.15
Lbs/TC Pol en Azúcar	181.5	192.18	192.31	188.66	212.1
Lbs/TC Pol en Melaza	32.25	30.72	28.81	30.59	34.65
Lbs/TC Indeterminados	17.44	25.81	22.00	21.75	7.3
Extracción de Pol	87.32	86.22	85.88	86.47	88.1

El balance de masa y energía y los tres reportes de laboratorio de este ingenio se encuentran en el apéndice.

## VII. Discusión

Las discusiones se harán al analizar área por área del ingenio y el reporte de laboratorio contra lo que predice el balance en el caso de Ingenio Tulula. Con Ingenio Santa Teresa se hará un análisis global.

### A. Análisis del Balance Contra el Reporte de Laboratorio, Ingenio Tulula.

Se hizo el análisis en la mejor semana que ha tenido el ingenio en su historia porque fue aquí donde más se forzó el equipo instalado. Hubo días con molida superior a 6,000 TCD. Se molieron 4,888, 5,549, 5,127, 5,011, 5,852, 5,913, 6,110 toneladas de caña/día respectivamente. De hecho los últimos tres días de la semana el promedio de molida fue 5,958 toneladas/día. En este periodo el ingenio paro por problemas mecánicos y no por llenos de fábrica. Se paró un total de 11:09 Hrs, de estas 1:23 Hrs fue por baja presión de calderas, 2:56 Hrs por falta de caña por transporte, 19 minutos por lleno de clarificado, y 6:32 Hrs se paró por motivos de índole mecánico. En la tabla que se presentó en los resultados, se tomó como molida de cálculo la molida del ratio. El ingenio fue originalmente diseñado para moler 6,000 TCD en forma continua sin que de problemas.

Por el tiempo perdido que se tuvo en la semana la molida efectiva fue aproximadamente de 5,500 TCD. El balance considera el dato que se le ingresa de molida como capacidad máxima, sin tiempo perdido.

Se compara en los resultados el balance de materia del cálculo contra el reporte de laboratorio y al ver los números se ve que se predice los resultados con una precisión excepcional, excepto los GlS/TC de Miel Final. En el rendimiento esperado la diferencia es de 0.03%, estadísticamente idénticos los resultados. Lo mismo ocurre con las Lbs/TC de Pol en la caña, bagazo, jugo diluido, azúcar y con el % de extracción de Pol.

A la fábrica entra jugo diluido y sale azúcar, cachaza y miel final y estas tres están ligadas. El laboratorio, en esta zafra, no pudo medir con precisión el % de cachaza, hubo algunos problemas para medir el Brix de Miel Final, Magma C y Refundido C, porque los valores que daban en ocasiones no coincidían con la realidad. Por ejemplo en el calculo se tuvo que modificar las purezas de Magma C y Refundido C a 85 de pureza cada uno, porque con las purezas que reporta el laboratorio se hubiera estado recirculando material en el área de tachos y el ingenio hubiera parado eventualmente por llenos por mala operación, esto se vio toda la zafra, y el ingenio nunca tuvo problemas de esta índole, el azúcar blanco nunca se hubiera producido de ser así. Al final de la zafra, los promedios fueron de 83 en cada uno de estos materiales. Algo similar sucedía con la Miel Final. De hecho esta zafra fue muy diferente al resto de las zafras por los rendimientos generales de la industria, estos estuvieron 30 Lbs/TC arriba que el año anterior. El porcentaje de cachaza no se determinó con precisión porque no toda la cachaza se pesaba, hasta esta zafra esperamos poder pesar toda, se lograra esto al instalar un nuevo filtro de cachaza.

En general, a la serie de incertidumbres antes mencionadas le adjudico el hecho que el calculo no coincida en las Lbs/TC de Pol en la cachaza, miel final e indeterminados, pero los que si coinciden son indicadores fuertes que el balance esta bien calculado.

## **B. Patio de Caña y Molinos**

En estas dos secciones se observa que el ingenio esta adecuadamente diseñado para manejar la molienda que tenemos en el balance y aun más. La única cosa que vale la pena mencionar es el Pol obtenible en molinos que se predice que será 5.6% y en realidad fue 3.28%. Este cálculo fue en realidad elaborado para molinos que no tienen cuarta masa y los nuestros todos tienen cuarta masa. En el reporte del laboratorio se tiene una humedad de 42.57%, para el

calculo del balance se utilizó 47 % que es una humedad baja, pero mas probable. El valor de 94.19 de Extracción de Pol es bastante bueno para un tandem de cinco molinos.

### **C. Calderas.**

En calderas el balance predice que estamos al limite de la capacidad y no se puede moler más porque aunque tengamos bagazo no podemos generar mas vapor. La semana que estudiamos se perdieron 1 Hr 23 Minutos por baja presión de vapor. En el sistema I/A de Foxboro que monitorea las calderas también pudimos ver que las calderas estaban generando a máxima capacidad, se mantenía la generación entre 230,000 Lbs/Hr y 270,000 Lbs/Hr, el balance calcula que necesitamos 257,000 Lbs/Hr, estamos a un 95% de la capacidad de calderas. La literatura recomienda trabajar las calderas a 85% para que el 15% restante pueda absorber las variaciones fuertes que se dan en la operación. Si ese margen no se tiene se corre el riesgo de tener presión baja. Del 14.18% del tiempo perdido final del ingenio, 2.43% se dio por calderas (ver apéndice).

El reporte predice alrededor de 100 Tons de bagazo en exceso por día con las condiciones que dijimos. En zafra no pesamos la cantidad de bagazo que sobraba, pero tuvimos dos camiones transportando bagazo fuera del ingenio. El bagazo sobrante fue muy superior que otras zafra, de eso no hay duda.

### **D. Clarificación y Evaporación.**

En este sector inmediatamente se notan varios problemas. Inicialmente el tanque de Cal, solo tiene 1 Hr 54 Mins de retención a 6 Baúme, es necesario ampliarlo a por lo menos 4 Hrs de retención, idealmente 8Hrs. Los calentadores de jugo sólo pueden calentar el jugo a 217 °F y deberían estar calentando a 220 °F. De hecho esta zafra fue en la que más dificultades hemos

tenido calentando el jugo y la temperatura se mantenía entre 212 y 217 °F. Este problemas nos forzó a hacer limpiezas de calentadores más a menudo.

Otro problema es evidente con los clarificadores de jugo alcalizado. El tiempo de retención es de sólo 1 Hr 24 Mins. Creo que Ingenio Tuluá es el que menos tiempo de retención tiene en sus clarificadores, y sin embargo no hemos tenido problemas de clarificación en la zafra y testigo de esto es el azúcar blanca que se produjo con mejor calidad que años anteriores. La literatura recomienda tener de dos a tres horas de retención, pero los Dorr-Oliver 444 que tenemos nos han funcionado bien en estas condiciones. Es conveniente duplicar el volumen de clarificación para poder hacerle frente al crecimiento del ingenio.

Hasta los calentadores de jugo clarificado ya están muy pequeños, porque el área que se da es el total de los calentadores que tenemos, y cuando se hace limpieza semanal tenemos que pararlos por dos días, se debería duplicar el área para tener calentadores en stand-by.

En el área de evaporación nos encontramos que estamos sobrediseñados. No tenemos problemas en la limpieza y siempre obtenemos meladura de buena calidad. El lleno de jugo clarificado que se reporta en esta semana es de 19 minutos de duración, pero que se debe haber sido causado por problemas de operación. Aún en limpieza podemos mantener una molienda igual. El Brix promedio de la meladura fue 64.45 para esta semana, este valor es muy bueno, y seguramente fácilmente superable. Los evaporadores para diseño se deben calcular con un Brix de jugo clarificado de 15 como mínimo, para poder absorber variaciones de calidad que en operación son muy frecuentes. Cuando se diseña los evaporadores se debe también tomar en cuenta una imbibición fuerte (150 a 200 Imbibición % Fibra) que es necesaria para tener una buena extracción.

### **E. Tachos.**

Ingenio Tulula en realidad funciona con el sistema de tres templas en tachos y no el de doble magma. En esta tesis se presenta el cálculo de doble magma porque es el que está más difundido en la república guatemalteca. También se hizo un cálculo de tachos para tres templas, el que no se presenta aquí.

La sección de tachos estaba al máximo de capacidad. Esto se debió principalmente a la tremenda cantidad de azúcar que la caña traía este año. Sin embargo, como el ingenio no molió a esta capacidad en forma sostenida por mucho tiempo, en el área de tachos no se notó ningún problema por capacidad. Todos los tachos trabajaban. Globalmente tenemos 150 pies cúbicos más instalados de los que necesitamos. Para las masas C tenemos un tacho de 750 Pies<sup>3</sup>. Este también nos sirve para el desarrollo de pie de masa A. Esto se menciona porque en el balance tenemos capacidad negativa para las templas de tercera, y cuando hay problemas este tacho de 750 Pies<sup>3</sup> es el que auxilia. Estuvimos limitados sí, pero globalmente no tuvimos problemas. Si llegamos a tener una molida de 6000 TCD efectivas con materia prima de esta calidad, se hará necesario definitivamente incrementar la capacidad de manejo de templas de tercera, o reordenar en forma definitiva la distribución de tachos.

En centrifugas automáticas de Masa A se predice que se utilizarán 5. Nosotros trabajamos seis de las siete que tenemos en forma continua y no tuvimos problemas de llenos por centrifugas (excepto una vez que se arruinaron tres al mismo tiempo por un cortocircuito). En centrifugas de Magma C estamos bien, limitados pero dentro del margen aceptable de capacidad. Con 1.7 centrifugas Western States CC-VI alcanza, globalmente dos centrifugas BMA K-850 hacen una CC-VI. En el arreglo de centrifugas de Magma B si estamos muy limitados, pero como no tenemos este el sistema de doble magma funcionando no tuvimos problemas, pero si se instalara, con esta calidad de materia prima, si hubiéramos tenido problemas de llenos, aunque

siempre hay algo que se puede hacer para solucionar el problema, como fabricar la masa B a menor Brix. De usarse este sistema, tendríamos que buscar una centrifuga adicional para tener de refuerzo.

Los cristalizadores de Masa C si están muy pequeños para nuestras condiciones. Sólo tienen una retención de 20 Hrs, esta debería estar en 24 a 36 Hrs por lo menos. Se debe estudiar ya la instalación de un cristalizador nuevo de tercera, por lo menos de unos 4,000 pies cúbicos y aumentar lo más posible el área de enfriamiento, porque es muy poca según el balance, sólo tenemos instalada 1,600 Pies<sup>2</sup> y necesitamos 8,500.

#### **F. Análisis de Ingenio Santa Teresa**

Se calculó un balance de 800 TCD. La razón de molida (ratio), fue para el ingenio de 725.51 TCD, pero hubo un tiempo perdido del 40% en promedio para estos tres años. Si el tiempo perdido de este ingenio se corrige, la molida efectiva que ahora esta en 435 TCD podría subir a valores más aceptables de acuerdo a su capacidad.

Revisando estación por estación del ingenio, se puede observar que el ingenio tiene capacidad para moler las 800 TCD para lo que fue calculado. Patio de caña y molinos estan adecuados para esta capacidad y se podría moler hasta 1,500 TCD con ellos con cambios menores. El área más limitada del ingenio es calderas. Actualmente las calderas estan casi a su máxima capacidad, y no es adecuado trabajar al 95% este equipo, se debe trabajar al 80% para dar margen a variaciones de presión debido al cambio de humedad del bagazo. La capacidad operativa máxima del ingenio, limitado por calderas, se encuentra entonces alrededor de 700 TCD.

El area de calentadores y evaporadores se encuentra diseñada para una molida máxima de 800 TCD, no se podría moler más sin una modificación mayor en esta area. Los clarificadores y

el filtro de cachaza dan para más capacidad que 800 TCD, probablemente se puede llegar hasta 1000 TCD con ellos. El área de tachos, centrífugas y cristalizadores de tercera también están capacitados hasta para 1000 TCD.

Como prueba del límite de capacidad de las calderas, se puede ver que el tiempo perdido por razones de vapor y calderas, es el mayor causante de este. Esto representa del 14 al 28% del tiempo perdido total a lo largo de estas tres zafras.

En el balance de materiales se puede ver que en varios productos la coincidencia es casi precisa. El rendimiento de azúcar es prácticamente idéntico. La cantidad de Pol en la caña, el Pol en el Bagazo, la extracción de Pol por los molinos y el azúcar perdido en la melaza son prácticamente idénticos. El resto de los valores varían un poco, pero podría ser por variantes en la materia prima o por incertidumbre en el cálculo de materiales del ingenio Santa Teresa.

Para finalizar podemos concluir que el ingenio Santa Teresa está capacitado para moler 700 TCD en forma continua y que si se hacen modificaciones a las calderas, podría moler 800 TCD.

## VIII. Conclusiones

- El balance del ingenio es bastante preciso para la predicción de resultados si los datos ingresados son reales.
- Con el balance podemos analizar las capacidades que tiene el ingenio actualmente.
- Con el balance podemos seleccionar los equipos que necesitamos instalar o modificar si el ingenio esta creciendo.
- La capacidad calculada del ingenio sólo funciona para la materia prima que ingresamos, si ésta varia drásticamente se hace necesario hacer un nuevo calculo. Lo mejor es diseñar dejando márgenes de seguridad aceptables.
- Este balance funciona con un ingenio de cualquier capacidad, teniendo únicamente que modificar los análisis de laboratorio y los datos del equipo.
- Este balance tiene el potencial de brindar asesoría o ayuda a cualquier ingenio.

## IX. Bibliografía

Hugot, E. 1960. **Handbook of Cane Sugar Engineering**. First Edition. Elsevier Publishing Company. New York. Pp 871.

Hugot, E. 1986. **Handbook of Cane Sugar Engineering**. Third Edition. Elsevier Publishing Company. New York. Pp 1166.

Baloh, Wittner. 1995. **Energy Manual for Sugar Factories**. 2<sup>nd</sup> edition. Druckhaus am Treptower Park. Berlin. Pp 200.

Marks, Lionel P. 1978. **Standard Handbook for Mechanical Engineers**. 8<sup>th</sup> edition. McGraw-Hill Book Company. New York. Pp 1,550.

Bubnik, Z., Kadlec, P., Urban D. 1995. **Sugar Technologists Manual**. 8<sup>th</sup> edition. Grafische Kunstanstalt & Verlag Jos. C. Huber KG. Berlin. Pp 400.

Birkett, Harold S. 1983. **Short Course in Sugar Technology**. Baton Rouge, Louisiana.

Meade, George, Chen, James. 1977. **Cane Sugar Handbook**. 10<sup>th</sup> Edition. Wiley-Interscience. New York. Pp 947

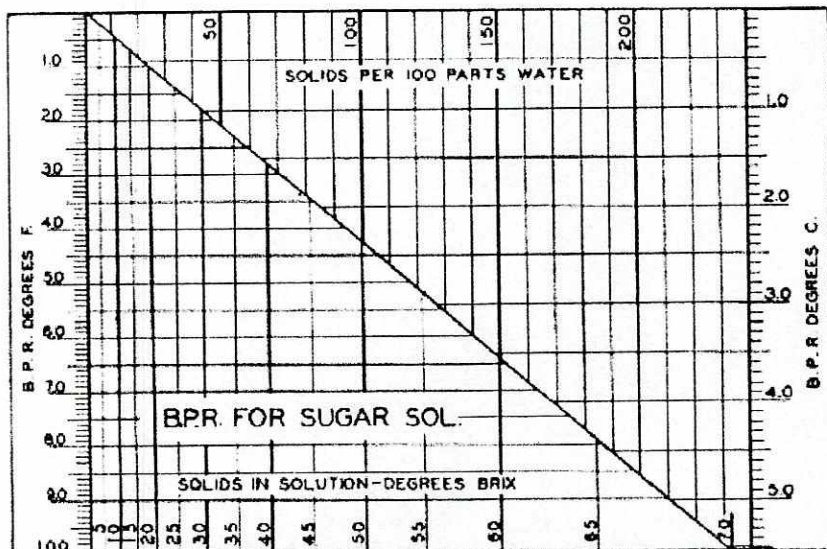
Arca, Manuel; Esparza, Raul. 1986. **Haciendo azúcar**. Acra Corporation. Miami. Pp 650.

MINAZ. 1,971. **Indice de Capacidades para Ingenios de Crudos de Cuba.** Ciencia y Tecnologia Instituto Cubano del Libro. La Habana. Pp 251

Westaway, C.R., Loomis, A.W. 1984. **Cameron Hydraulic Data.** Ingersoll-Rand Pumps. Woodcliff Lake, N.J. Pp 275

## Apéndice A

Gráfica 1. Elevación del Punto de Ebullición Evaporadores



Gráfica 2. Cabeza Hidrostática Evaporadores

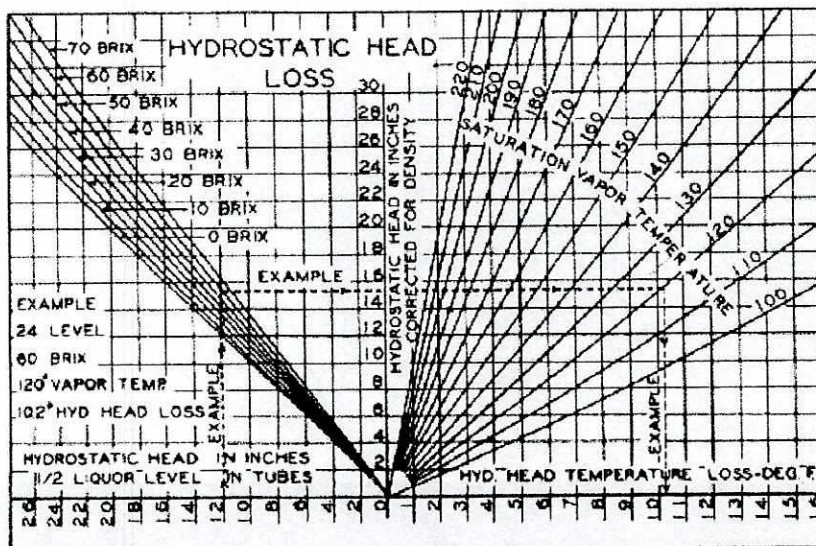




Tabla 8. Reporte de Laboratorio, Semana 12 de Zafra 2,000.

ENCUENTRO TECNOLÓGICO											
REPORTE SEMANAL DE FABRICACION											
Semana No. 12 Del: 21.2.00 al: 27.2.00											
MES DE EJECUCION		PERIODO DE EJECUCION				% DE TIEMPO PERDIDO					
Desde	Hasta Hoy	Desde (Días)	Hoy	Hasta Hoy	Desde	Hoy	Hasta Hoy	Desde	Hoy		
Tons Cana Recibida	38,513.70	401,447.70	Blanca Superior					Patio de caña	0.38	15.72	0.23
Tons Cana Existencia	62.50	62.50	Pol					Molinos	1.53	56.60	0.91
Tons Cana Molida	38,451.20	401,385.20	Humedad					Calderas	3.03	53.28	1.81
Tons Cana Molida/Hr	245.15	238.24	Safety Factor					Turbinas y Reductores		14.53	
Tons Cana Rano	5,883.51	5,717.51	Blanca Standard					Generacion Electricidad	0.82	10.53	0.49
Tons Molida Efectiva	5,493.03	4,955.37	Pol		95,772.35	539,899.39		Motores	1.87	4.73	1.11
% Eficiencia de Molida	93.56	86.67	Humedad					Bombas	0.07	1.32	0.04
% Pol	14.95	15.01	Safety Factor					Alcalizado		0.50	
% Fibra	14.04	14.26	Moviem					Clarificacion		1.58	
% Imbibicion	19.68	19.67	Pol					Evaporacion	0.32	8.77	0.19
% Extraccion Diluida	93.19	89.19	Humedad					Tachos		5.57	
% Extraccion Normal	73.51	69.51	Safety Factor					Centrifugas		5.60	
% Bagazo	26.49	30.49	Gruda		95,772.35	539,899.39		Bolsas de caña		0.48	
% Cachaza	2.42	2.25	Pol		98.18	98.18		Objetos extraños		0.62	
Imbib % Fibra	140.19	137.97	Humedad		0.30	0.30		Preparacion arranque			
Extraccion de Pol	94.19	91.15	Safety Factor		0.17	0.17		Parada programada		12.17	
% Tiempo Perdido	6.64	13.90	Total		95,772.35	953,068.08		Administracion Baseca			
Hrs. Perdidas	11.15	270.13	Mediciones					Falta de caña por lluvia		3.02	
Días Moliendo	7.00	81.00	Comercial		249.08	237.44		Falta de caña por alic		23.82	
			Fabrica		249.37	239.20		Falta de caña por TMI	0.50	7.43	0.30
Bagazo			Probable		262.18	256.42		Falta de caña por corte		6.97	
% Fibra	53.00	46.77	Base 96		254.73	243.90		Falta de agua		6.18	
% Pol	3.28	4.36	% Par		129.69	120.35		Falta de aire	2.43	17.23	1.45
% Humedad	42.57	47.55	W&C		91.42	92.38		Falta de INDI	0.20	2.43	0.12
			Recuperacion Globa		81.80	77.98		Lluvia		3.97	
			W&C		95.12	93.28		Bernados			
Generacion Electrica			QQ Azúcar Exta		114.13	7,040.09		% Tiempo Perdido Ingenio	10.65	214.75	6.34
Kw Generados	293.075	3,269,539	Galones Alcol Final		211,967.91	2,571,211.82		% Tiempo Perdido Campo		30.78	
Kw Consumidos INDF			Gls Mol E/Ton caña		5.51	6.11		% Tiempo Perdido Otras	2.93	32.75	1.73

ANÁLISIS DE LABORATORIO					BALANCE DE MATERIAS (en T.Mt)						
Periodo		Hasta Hoy			Periodo		Hasta Hoy				
Letra	Pol	Fibra	Bols	Paq	Bols	Pol	Fibra	Bols			
Jugo Ter molino	20.44	16.80	82.18	19.87	16.87	81.91	Cana	365.18	298.95	160.22	300.27
Jugo Mezclado	18.35	15.11	82.33	18.27	15.24	81.01	Bagazo	23.38	17.37	34.41	26.57
Jugo Residual	4.57	3.19	74.29	6.36	4.91	77.21	Jugo mezclado	542.00	281.58	325.81	273.70
Jugo Clarificado	18.58	15.55	83.69	18.61	13.74	81.62	Cachaza Filtro 1	1.82	1.50	1.21	1.00
Jugo Filtrado	18.23	15.02	82.39	18.15	14.99	82.61	Cachaza Filtro 2	2.85	2.35	2.84	2.35
Meladura	64.45	54.06	83.89	62.69	53.66	81.25	Azúcar Exist	0.30	0.29	1.748	1.722
Maza "A"	91.95	75.60	82.23	92.82	75.94	82.57	Melaza Exist	1.08	0.35	2.67	0.88
Maza "B"	91.92	67.82	73.78	91.84	68.55	71.64	Azúcar Prod	248.32	244.54	236.90	234.15
Maza "C"	98.00	58.59	59.79	97.18	59.63	61.32	Melaza Prod	55.93	18.04	63.94	21.10
Miel "A"	79.98	53.47	66.85	78.85	54.78	68.84	Indeterminado	31.70	14.52	16.50	11.54
Miel "B"	81.94	48.59	59.29	80.87	48.57	60.25					
Jarabe de tercera	67.13	55.73	83.01	69.12	58.06	83.47					
Semilla de tercera	90.57	75.11	82.93	89.00	75.18	85.54					
Miel final	83.35	26.08	32.25	82.65	27.77	83.00					
Cachaza Filtro 1		7.22			6.65						
Cachaza Filtro 2		8.22			7.68						
Cachaza Total	9.47	7.00	82.39	8.88	7.53	82.61					


  

PRODUCCION DE EMERGENTES				COMPOSICION	
Periodo	Pol	Fibra	Bols	Pol	Fibra
Bactericida Carbamatos	405	1	3,480		1
Bactericida Amonio Cuaternario	200	1	2,625		1
Acido Fosforico Jugo Diluido	418	1	11,680		3
Azúfre			122,413		30
Cal	51,516	134	803,644		200
Floculante Jugo Mezclado	268	1	2,893		1
Floculante Filtro Cachaza	33	0	435		0
Antifloculante			11,310		3
Acido Fosforico Meladura			15,064		4
Floculante Meladura			806		0
Peróxido de Hidrogeno Meladura			1,710		0
Tenosoactivo	320	1	6,900		2
Hidrosulfito de Sodio			1,970		0
Vitamina "A"			36,685		9
Soda caustica evaporacion			59,125		15
Acido Sulfinico			11,845		6
Activador caustico	120	0	1,310		0
Soda ash			10,450		3
Soda caustica calderas	542	1	7,568		2
Fosforos	56	0	664		0
Sulfuras	18	0	390		0
Antiespumante			367		0
Acumilador de Lodos	170	1	5,190		1
Formol	165	0	3,080		1

RANGO OPTIMO		
Unidad	Pol	Fibra
0 - 10 µg/g Vlt. "A"	11.11	0.47
10 - 20 µg/g Vlt. "A"	86.06%	13.94%



Ingeniero Carlos G. G. G.  
Jefe de Laboratorio

**Apéndice B. Balances de Masa y Energía**  
**Ingenio Tulula S.A. Semana 12, Zafra 1999-2000**

27/08/2001

*Datos de Materiales y Equipos*

*Datos de Materiales de Proceso*

	TCD%/Hum	Brix	Pol	Pureza	
Toneladas de Molida:	5900				
% de Extracción:	93.19				
Brix de Jugo Diluido:		18.35	15.11	82.34	
Cachaza	4	16.41	7.2	43.87	
Meladura		64.45	54.06	83.88	
Azucar	0.30	99.70	98.18	98.48	
Maza A		91.93	75.60	82.24	
Maza B		91.92	67.82	73.78	
Maza C		98.00	58.60	59.80	
Miel A		75.00	50.14	66.85	
Miel B		75.00	44.30	59.07	
Miel Final		83.35	26.88	32.25	
Magma B		92.00	84.64	92.00	
Magma C		90.57	77.00	85.02	
Magma C Refundida		67.13	57.10	85.06	
Grano de C		88.00	65.50	74.43	(Pie de cristalización de Miel A y Meladura)
Pie de C		90.00	57.78	64.20	(Pie de Masa C luego de cristalizar)

*Datos de Tachos y Cristalizadores*

**Agua en Condensadores**

°F de Agua de Inyección	95
°F Agua en Columna Barométrica	120
"Hg Vacío en Tachos	25

**Capacidad de Tachos**

P <sup>3</sup> de Tachos para hacer Masa A	4000	Tachos 8 y 9
Horas de Duración de las plantas A	3	
P <sup>3</sup> de Tachos para hacer Masa B	2350	Tachos 2 y 7
Horas de duración de las plantas B	3.5	
P <sup>3</sup> de Tachos para hacer Masa C	1750	Tachos 4 y 5
Horas de duración de las Plantas C	3.8	

Pie de Grano C/Cristalización	3	
Templas C/Pie de Grano C	3	
% de Magma C en Masa B	33.884	Doble Magma
P <sup>3</sup> de Tachos adicionales	1500	Tachos 1, 3 y 6
Horas de duración Templas Adicionales	3	

#### Capacidad de Centrífugas Continuas, Magma C

Centrífugas BMA K850 instaladas	2	2500P <sup>3</sup> /Día Maximo
Centrífugas BMA K1100 instaladas	1	7200P <sup>3</sup> /Día Maximo
Centrífugas WS canasta 34° X 34"		2500P <sup>3</sup> /Día Maximo
Centrífugas WS canasta 30° X 37"		4800P <sup>3</sup> /Día Maximo
% de Máximo de Trabajo	80	
P3/Día Capacidad de centrífuga usada como Referencia para cálculo Centrf Necesarias	7200	

#### Capacidad de Centrífugas Continuas, Magma B

Centrífugas BMA K850 instaladas		4000P <sup>3</sup> /Día Maximo
Centrífugas BMA K1100 instaladas	1	11000P <sup>3</sup> /Día Maximo
Centrífugas WS canasta 34° X 34"	2	4000P <sup>3</sup> /Día Maximo
Centrífugas WS canasta 30° X 37"		8000P <sup>3</sup> /Día Maximo
% de Máximo de Trabajo	80	
P3/Día Capacidad de centrífuga usada como referencia para cálculo Centrf Necesarias	11000	

#### Centrífugas Batch para Producción de Azucar

Centrífugas WS canasta 40" X 24" X 6"		8.9P <sup>3</sup> /Ciclo Maximo	
Minutos/Ciclo			
Centrífugas WS canasta 48" X 30" X 7"	7	15.7P <sup>3</sup> /Ciclo Maximo	20
Minutos/Ciclo	3		
Centrífugas WS canasta 48" X 36" X 7"		18.8P <sup>3</sup> /Ciclo Maximo	
Minutos/Ciclo			
Centrífugas WS canasta 54" X 40" X 7"		23.9P <sup>3</sup> /Ciclo Maximo	
Minutos/Ciclo			
% de Máximo de Trabajo	80		
P3/Cicl Capacidad de centrífuga usada como referencia para cálculo Centrf Necesarias	15.7		20
Minutos/Ciclo para esta centrífuga	3		

#### Cristalizadores de Masa C

P <sup>3</sup> de capacidad para enfriar	6050
--	------

P <sup>2</sup> disponibles para enfriar	1172
°F de ingreso de agua para enfriar	90
°F de salida del agua del cristalizador	100
°F de ingreso de Masa para enfriar	150
°F Final de Masa enfriada	100
P <sup>3</sup> de capacidad para recalentar	2000
P <sup>2</sup> disponibles para recalentar	458
°F de ingreso del agua para recalentar	140
°F de salida del agua del recalentador	130
°F de ingreso de Masa para recalentar	100
°F Final de Masa recalentada	121

### Datos de Evaporadores

Brix de Jugo Clarificado	18.00				
°F de Jugo Clarificado	190				
	Ft <sup>2</sup>	Psig	Hg"	Lbs/Hr	Pulgadas
Preevaporador 1	16,000				
Psig de Calandria		12			
Lbs/Hr Vapor Necesario				82,000	
Largo tubos Pulgadas					84
<u>Tandem Evaporación A</u>					
% de Jugo a Evaporad	55.5				
Vaso 1	18,000				
Psig de Calandria		12			
Lbs/Hr Vapor Extraido				18,800	
Largo tubos Pulgadas					95.5
Vaso 2	12000				
Lbs/Hr Vapor Extraido				30,400	
Largo tubos Pulgadas					96
Vaso 3	4923				
Lbs/Hr Vapor Extraido					
Largo tubos Pulgadas					72
Vaso 4	4923				
Largo tubos Pulgadas					72
Vaso 5					
Largo tubos Pulgadas					
"Hg de Vacio			25		

**Tandem Evaporación B**

% de Jugo a Evaporad	44.5		
Vaso 1	12000		
Psig de Calandria		12	
Lbs/Hr Vapor Extraido			20,600
Largo tubos Pulgadas			84
Vaso 2	4923		
Lbs/Hr Vapor Extraido			
Largo tubos Pulgadas			72
Vaso 3	4458		
Largo tubos Pulgadas			72
Vaso 4	6667		
Largo tubos Pulgadas			83
Vaso 5			
Largo tubos Pulgadas			
"Hg de Vacio		25	
Factor Dessin	18000		

***Datos de Calentadores*****Calentadores de Jugo Alcalizado**

Primera Etapa	Ingresado	Calculado
°F Inicial del Jugo	110	
°F Final del Jugo	172	
°F del Vapor	209	228.0
GPM de Jugo		999
Brix del Jugo		18.35
I.D. Tuberia Cobre Pulgadas	1.375	
O.D. Tuberia Cobre Pulgadas	1.5	
Número de Pases	8	
Número Total de Tubos	416	
Largo de los Tubos, Pies	16	
Heat Transfer Coefficient BTU/Hr <sup>2</sup> *Ft <sup>2</sup> *°F	180	124

	Ingresado	Calculado
<b>Segunda Etapa</b>		
°F Inicial del Jugo	172	
°F Final del Jugo	217	
°F del Vapor		243.7
GPM de Jugo		999
Brix del Jugo		18.35
I.D. Tuberia Cobre Pulgadas	1.375	
O.D. Tuberia Cobre Pulgadas	1.5	
Número de Pases	8	
Número Total de Tubos	416	
Largo de los Tubos, Pies	16	
Heat Transfer Coefficient BTU/Hr <sup>2</sup> Ft <sup>2</sup> °F	180	148

### Calentadores de Jugo Clarificado

	Ingresado	Calculado
°F Inicial del Jugo	190	
°F Final del Jugo	216	
°F del Vapor	228	243.7
GPM de Jugo		838
Brix del Jugo		18.00
I.D. Tuberia Cobre Pulgadas	1.625	
O.D. Tuberia Cobre Pulgadas	1.75	
Número de Pases	10	
Número Total de Tubos	320	
Largo de los Tubos, Pies	15.25	
Heat Transfer Coefficient BTU/Hr <sup>2</sup> Ft <sup>2</sup> °F	250	136

### Calentadores de Meladura

	Ingresado	Calculado
°F Inicial de Meladura	125	
°F Final de Meladura	200	
°F del Vapor		228.0
GPM de Meladura		191
Brix de Meladura		64.45
I.D. Tuberia Cobre Pulgadas	1.625	
O.D. Tuberia Cobre Pulgadas	1.75	
Número de Pases	28	
Número Total de Tubos	112	
Largo de los Tubos, Pies	20	
Heat Transfer Coefficient BTU/Hr <sup>2</sup> Ft <sup>2</sup> °F	80	164

### Datos de Clarificadores de Jugo

	Galones	
Volumen Gls de Clarificador 1	42000	
Volumen Gls de Clarificador 2	42000	
Volumen Gls de Clarificador 3		
Volumen de Tanque de Cal, Pie <sup>3</sup>	130	Sólo uno, deben haber uno en stand-by.

### Datos de Filtros de Cachaza

	Diametro'	Largo'	MPR	Pulg. Torta"	Lbs/P <sup>3</sup> Cach
Filtro 1	8	12	3	0.375	35
Filtro 2	8	16	3	0.375	35
Filtro 3					
Brix Jugo Filtrado		18.23			
Agua de lavado % Caña		4			
Flujo al filtro del clarifi- cador % Caña		15			
P <sup>3</sup> Tanque Extracción Mecanica		1120			

### Datos de Maquinaria

#### Datos para capacidad de producción de vapor del bagazo

<b>Datos Generales</b>	
Pol del bagazo	3.28
Fibra % Caña	14.0
Humedad del Bagazo	47
Fibra % Bagazo	53
Pol % Caña	14.95
Imbibición % Caña	19.7

#### **Calculo segun Hugot**

% exceso de aire en el horno	50
°F gases entrada chimenea	350
Psig de caldera	250
Temperatura del vapor	480
BTU/Lb vapor estas condiciones	1,255
°F Agua condensada alimentación	205

## Datos de Conductores de Caña y Picadoras

### Conductor 1

Velocidad del Conductor p.p.m.	27	
Altura del colchón, Pies	6	Para sugerir velocidad del conductor y Hp.
Ancho del Conductor, Pies	7	
Densidad del Conchón, Lbs/Pie <sup>3</sup>	8	Caña entera 8 lbs, una picadora 10-12 lbs, dos picadoras 13-16 Lbs mas picadoras 16-19 lbs/pie <sup>3</sup> .
Largo del Conductor, Pies	110	
Angulo de Inclinación de Conductor	5	

### Conductor 2

Velocidad del Conductor p.p.m.	27	
Altura del colchón, Pies	5	Para sugerir velocidad del conductor y Hp.
Ancho del Conductor, Pies	7	
Densidad del Conchón, Lbs/Pie <sup>3</sup>	12	Caña entera 8 lbs, una picadora 10-12 lbs, dos picadoras 13-16 Lbs mas picadoras 16-19 lbs/pie <sup>3</sup> .
Largo del Conductor, Pies	70	
Angulo de Inclinación de Conductor	10	

### Conductor 3

Velocidad del Conductor p.p.m.	40	
Altura del colchón, Pies	3.5	Para sugerir velocidad del conductor y Hp.
Ancho del Conductor, Pies	7	
Densidad del Conchón, Lbs/Pie <sup>3</sup>	8	Caña entera 8 lbs, una picadora 10-12 lbs, dos picadoras 13-16 Lbs mas picadoras 16-19 lbs/pie <sup>3</sup> .
Largo del Conductor, Pies	80	

### Angulo de Inclinación de Conductor

### Picadora 1

Luz entre cuchillas y conductor, Pulgds	6
Velocidad del conductor, p.p.m.	29.75
Ancho del conductor, Pies	7
Densidad de la caña a picadr, Lbs/Pie <sup>3</sup>	8
Velocidad de la picadora, R.P.M.	600
Radio del circulo de rotación, Pulgadas	30
Espacio entre cuchillas, Pulgadas	3
Factor de servicio de picadora	1.2
Lbs-Hr/Hp Vapor de Turbina de picadora	40



	Dia Inch Muñón Superior	Largo Inch Muñón Superior	Dia Inch Muñón Bagacera	Larg Inch Muñ Bag
Molino 1	18	23	17	23
Molino 2	18	23	17	23
Molino 3	17	23	16.875	23
Molino 4	14.875	18	14.875	18
Molino 5	16.3125	23	16.25	23
Molino 6				
Molino 7				

Calidad de Bronce de Chumaceras      1200      1200 Lbs/Pul<sup>2</sup> Mala Calidad-1500 Lbs/Pul<sup>2</sup> Buena Calidad

*Datos de*  
*Turbogeneradores*

	Kw Generados	Kw Instalados	Lbs-Hr/Kw Turbina
Turbogenerador 1	1900	2500	28
Turbogenerador 2	500	500	29
Turbogenerador 3		400	32
Turbogenerador 4		1500	45
Turbogenerador 5			
Turbogenerador 6			
Turbogenerador 7			

### Datos de Calderas

	Hp Instalados en Turbinas	Lbs-Hr/Hp de vapor
Tiro Inducido Caldera 1		
Tiro Forzado Caldera 1		
Tiro Inducido Caldera 2		
Tiro Forzado Caldera 2		
Tiro Inducido Caldera 3		
Tiro Forzado Caldera 3		
Tiro Inducido Caldera 4	250	50
Tiro Forzado Caldera 4		
Tiro Inducido Caldera 5		
Tiro Forzado Caldera 5		
Bomba de Agua 1	300	45
Bomba de Agua 2		
Bomba de Agua 3		
Capacidad Caldera 1, Lbs/Hr	35000	
Capacidad Caldera 2, Lbs/Hr	60000	
Capacidad Caldera 3, Lbs/Hr	65000	
Capacidad Caldera 4, Lbs/Hr	110000	
Capacidad Caldera 5, Lbs/Hr		

### Otros Datos de Consumos de Vapor

	Lbs/Hr Vapor Directo	
Secadora de Azucar 1	2000	
Secadora de Azucar 2		
Secadora de Azucar 3		
Torre Azufrera 1		
Torre Azufrera 2		
Torre Azufrera 3		
Gastos Por Mal Aislamiento, trampas, etc	10000	(Limpieza Independiente con Ingenio Moliendo)

## Calculos de Evaporadores

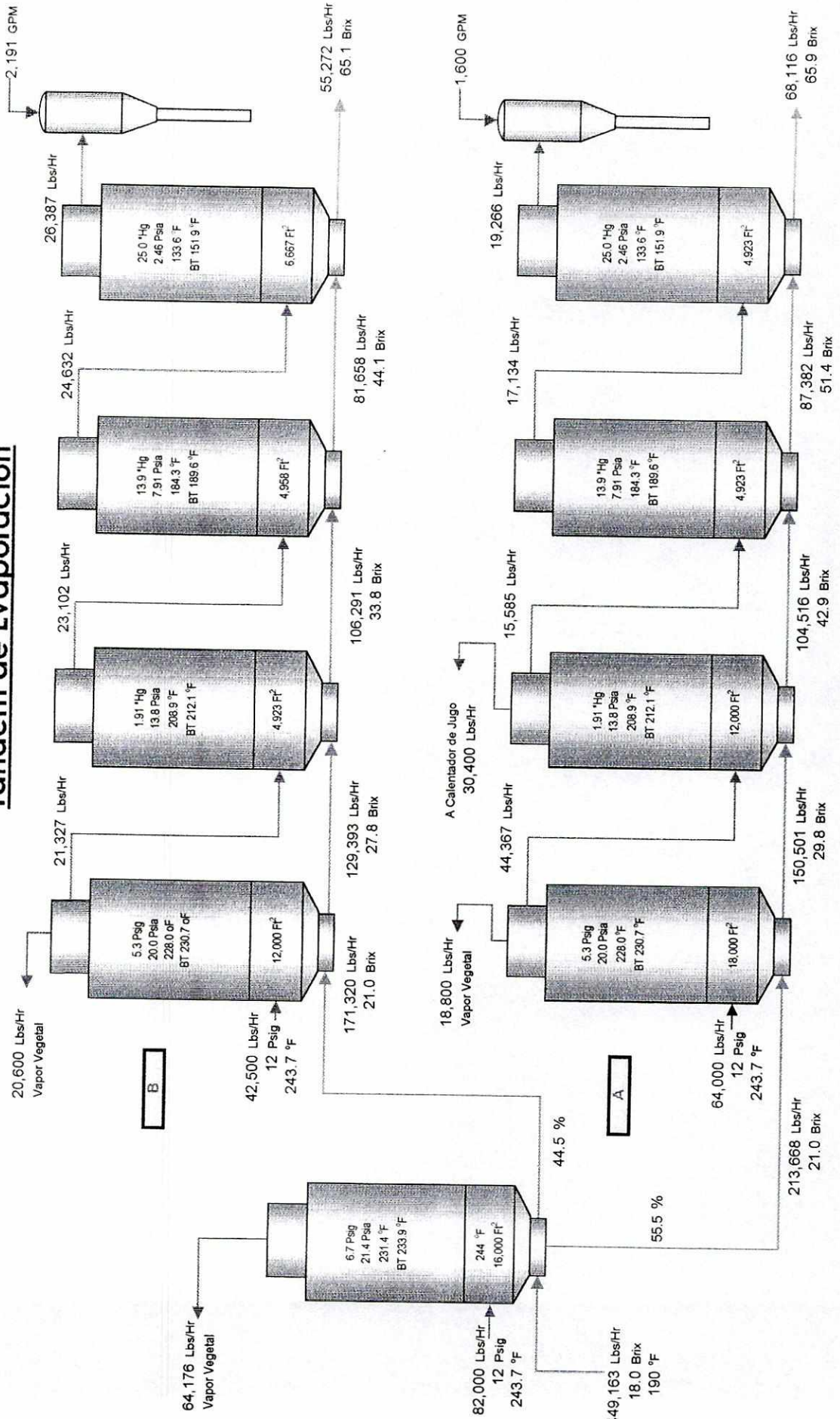
### Balance Preevaporador

	Lbs/Hr Vapor	BTU/Hr Transfer	Lbs/Hr Mater	Brix
Ingresas	82000.0	77830647.1	449163.2	18.00
Menos		<u>16260453.7</u>		
BTU para evaporación		61570193.4		
Evaporación	64175.5			

### Balance Tandem Evaporacion A

<b>Vaso 1</b>				
Ingresas	64000.0	60745870.9	213668.2	21.00
Menos		<u>142881.8</u>		
BTU Para evaporación		60602989.1		
Evaporación	63167.4			
Extracción de Vapor	18800.0			
Vapor a siguiente cuerpo	44367.4			
<b>Vaso 2</b>				
Ingresas	44367.4	42566205.6	150500.8	29.81
Mas		<u>2136370.2</u>		
BTU Para evaporación		44702575.8		
Evaporación	45984.7			
Extracción de Vapor	30400.0			
Vapor a siguiente cuerpo	15584.7			
<b>Vaso 3</b>				
Ingresas	15584.7	15150187.3	104516.1	42.93
Mas		<u>1819029.7</u>		
BTU Para evaporación		16969217.1		
Evaporación	17133.9			
Extracción de Vapor				
Vapor a siguiente cuerpo	17133.9			
<b>Vaso 4</b>				
Ingresas	17133.9	16969217.1	87382.2	51.35
Mas		<u>2630754.5</u>		
BTU Para evaporación		19599971.6		
Evaporación	19265.9			

# Tandem de Evaporacion



Vaso 5			
Ingresas		68116.2	65.87
Mas			
BTU Para evaporación			
Evaporación			
Meladura		68116.2	65.87

### Heat Transfer Coefficients BTU/Hr/Ft<sup>2</sup>/°E

Preevaporador		Tandem Evaporador A		Tandem Evaporador B	
Real	Diseño	Real	Diseño	Real	Diseño
363.59	473.69	267.41	420.84	259.11	432.89
		208.38	307.49	227.61	355.19
		135.02	220.88	224.56	249.18
		82.27	115.05	92.45	115.32

### Evaporation Rate, Lbs/Hr/Ft<sup>2</sup>

	Preevaporador	Tandem Evaporación A	Tandem Evaporación B
Vaso 1	4.01	3.51	3.49
Vaso 2		3.83	4.69
Vaso 3		3.48	5.18
Vaso 4		3.91	3.96
Vaso 5			

Libras Totales de Vapor Escape	188500.0
Libras Totales de Vapor Vegetal	103575.5
Libras Totales de Vapor Evaporadas	325775.4
Libras Evaporadas/Lbs de Escape	1.73
GPM Condensador Tandem Evap A	1600
GPM Condensador Tandem Evap B	2191
GPM Condensador Tandem Evap C	

### Condensados

Preevaporador		Tandem A		Tandem B	
GPM	I.D. Tubería	GPM	I.D. Tubería	GPM	I.D. Tubería
171	5.3	134	4.7	89	3.8
		93	3.9	44	2.7
		32	2.3	48	2.8
		35	2.4	51	2.9

## Cálculo de Calentadores

### Calentadores de Jugo Alcalizado

#### Primera Etapa

Area de Superficie Pies <sup>2</sup>	2614
Velocidad del Jugo, Pies/Seg	4.15
Specific Heat del Jugo BTU/Lb*°F	0.8956585
BTU/Hr Transmitidos	29538744.18
Logaritmic Mean Temp Difference, °F	63.00
Area Necesaria Pies <sup>2</sup>	2605
Lbs/Hr de Vapor Necesarias	30387
°F alcanzables con area actual	172.1
Caida de Cabeza por Fricción, Pies	13
Area que se debe instalar, Pies <sup>2</sup>	
I.D. Tuberia de vapor, Pulgadas	19.8

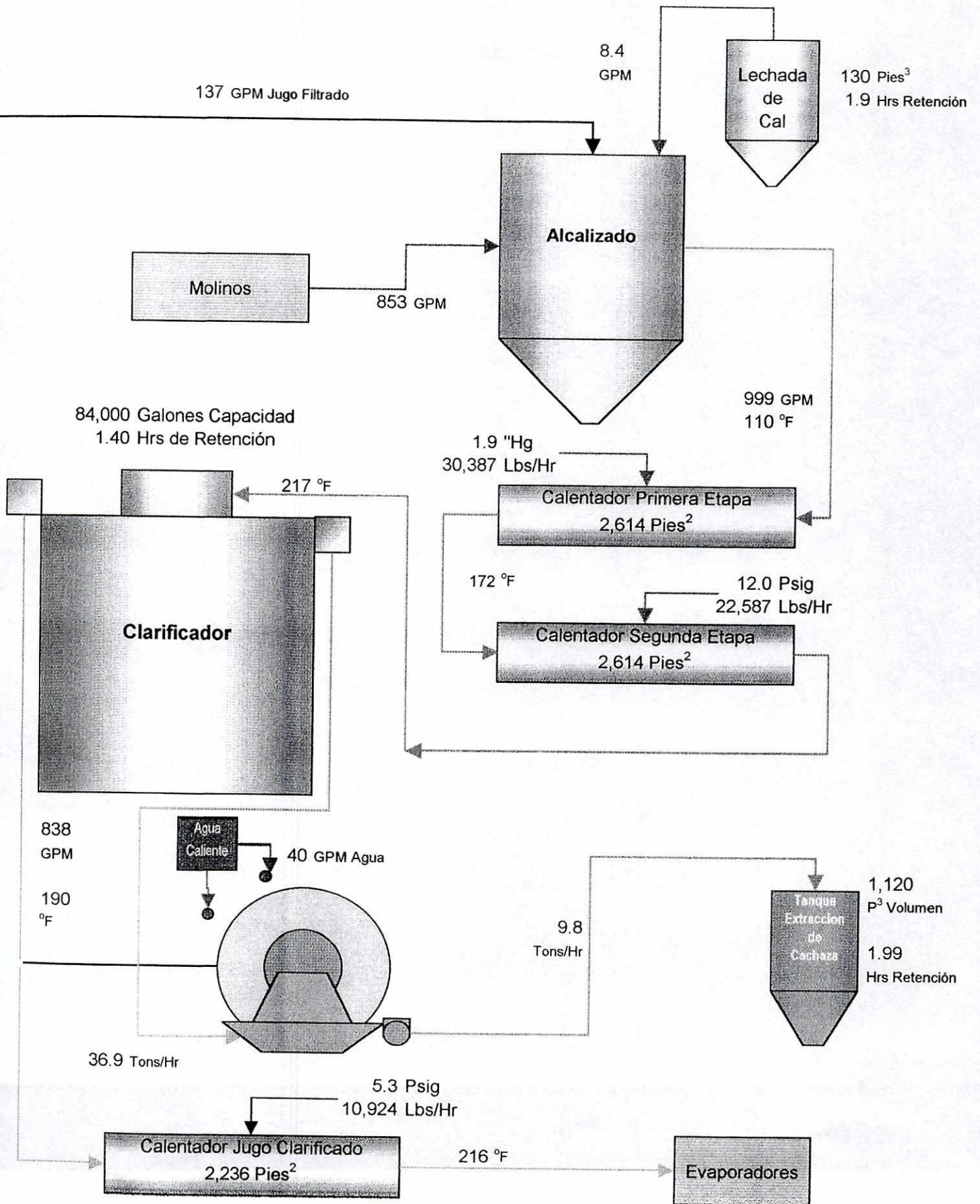
#### Segunda Etapa

Area de Superficie Pies <sup>2</sup>	2614
Velocidad del Jugo, Pies/Seg	4.15
Specific Heat del Jugo BTU/Lb*°F	0.8956585
BTU/Hr Transmitidos	21439411.1
Logaritmic Mean Temp Difference, °F	45.57
Area Necesaria Pies <sup>2</sup>	2614
Lbs/Hr de Vapor Necesarias	22587
°F alcanzables con area actual	217.0
Caida de Cabeza por Fricción, Pies	13
Area que se debe instalar, Pies <sup>2</sup>	0.1
I.D. Tuberia de vapor, Pulgadas	13.7

### Calentadores de Jugo Clarificado

Area de Superficie Pies <sup>2</sup>	2236
Velocidad del Jugo, Pies/Seg	4.05
Specific Heat del Jugo BTU/Lb*°F	0.89758
BTU/Hr Transmitidos	10482157.37
Logaritmic Mean Temp Difference, °F	22.56
Area Necesaria Pies <sup>2</sup>	1859
Lbs/Hr de Vapor Necesarias	10924
°F alcanzables con area actual	218.5
Caida de Cabeza por Fricción, Pies	13
Area que se debe instalar, Pies <sup>2</sup>	
I.D. Tuberia de vapor, Pulgadas	10.2

# Alcalizado, Calentadores de Jugo Alcalizado, Clarificadores y Calentadores de Jugo Clarificado



**Calentadores de Meladura**

Area de Superficie Pies <sup>2</sup>	1026
Velocidad de Meladura, Pies/Seg	7.38
Specific Heat de Melad Jugo BTU/Lb*°F	0.6425695
BTU/Hr Transmitidos	6045540
Logaritmic Mean Temp Difference, °F	57.56
Area Necesaria Pies <sup>2</sup>	1313
Lbs/Hr de Vapor Necesarias	6300
°F alcanzables con area actual	190.8
Caida de Cabeza por Fricción, Pies	146
Area que se debe instalar, Pies <sup>2</sup>	287
I.D. Tuberia de vapor, Pulgadas	9.2

**Cálculo de Clarificadores de Jugo Alcalizado**

GPM de Jugo Diluido	853.2	
GPM de Jugo Filtrado	137.4	
GPM de Cal	8.4	6 Baumé, 1.85 Lbs Cal/TC
GPM de Jugo Alcalizado	999.0	
GPM de Jugo Clarificado	837.6	
Volumen Total de Clarificadores	84000	
Horas de Retencion de Clarificadores	1.40	

**Cálculo de Filtros de Cachaza**

	Area	Lbs/Hr/Pie <sup>2</sup> Ca	Lbs/Hr Cach	GPM Agua Lavado	GPM Jugo Filtrad	Cach % Caña
<b>Filtro 1</b>	302	21.9	6597	17.1	58.9	1.3
<b>Filtro 2</b>	402	21.9	8796	22.8	78.5	1.8
<b>Filtro 3</b>						
<b>Total</b>	704	21.9	15394	40.0	137.4	3.1

### Calculos de Conductores de Caña y Picadoras

#### Conductor 1

Velocidad del conductor a altura sugerida,p.p.m.	27.3
Altura colchón a velocidad actual, Pies	6.1
Hp necesarios a velocidad actual	45.0

#### Conductor 2

Velocidad del conductor a altura sugerida,p.p.m.	21.9
Altura colchón a velocidad actual, Pies	4.0
Hp necesarios a velocidad actual	30.0

#### Conductor 3

Velocidad del conductor a altura sugerida,p.p.m.	46.8
Altura colchón a velocidad actual, Pies	4.1
Hp necesarios a velocidad actual	26.9

#### Picadora 1

Altura del Conductor, Pies	5.51
% de caña sin cortar por picadora	9.08
Proporción de caña cortada por picadora	90.92
Hp consumidos por picadora	470.7
Hp consumidos con factor de servicio	564.9
Lbs/Hr de Vapor Directo Consumidos	22600

#### Picadora 2

Altura del Conductor	4.37
% de caña sin cortar por picadora	3.81
Proporción de caña cortada por picadora	96.19
Hp consumidos por picadora	498.0
Hp consumidos con factor de servicio	597.6
Lbs/Hr de Vapor Directo Consumidos	23900

#### Picadora 3

Altura del Conductor	3.28
% de caña sin cortar por picadora	1.27
Proporción de caña cortada por picadora	98.73
Hp consumidos por picadora	894.5
Hp consumidos con factor de servicio	1118.1
Lbs/Hr de Vapor Directo Consumidos	28000

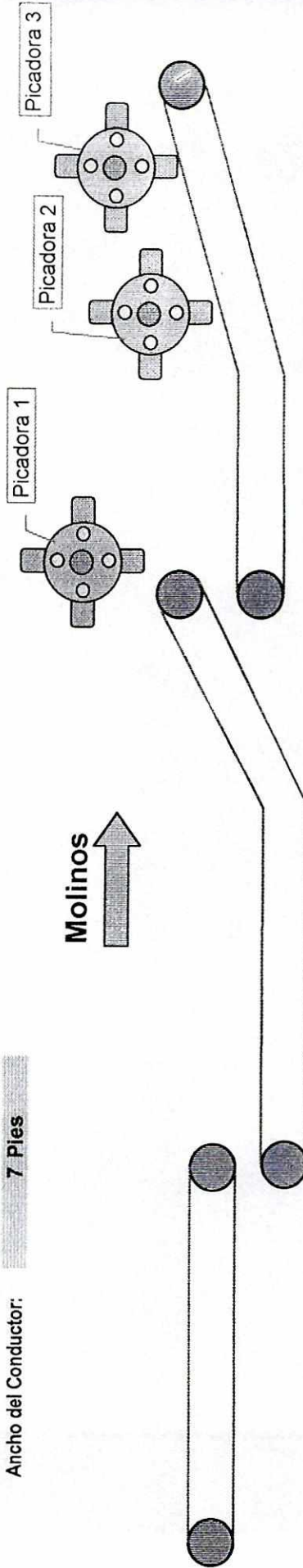
# Condiciones del Patio de Caña

Picadora 1	
RPM	600
Luz del Conductor, Pulg	6
Hp Consumidos	565
Lbs/Hr Vapor Consumo	22,600

Picadora 2	
RPM	600
Luz del Conductor, Pulg	2
Hp Consumidos	598
Lbs/Hr Vapor Consumo	23,900

Picadora 3	
RPM	700
Luz del Conductor, Pulg	0.5
Hp Consumidos	1118
Lbs/Hr Vapor Consumo	28,000

Ancho del Conductor: 7 Pies



Conductor 3 (Auxiliar)	
Altura de Colchon	3.5
Largo del Conductor, Pies	80
Velocidad PPM	46.8
Hp Necesarios	27

Conductor 1	
Altura de Colchon	6
Largo del Conductor, Pies	110
Velocidad PPM	27
Hp Necesarios	45

Conductor 2	
Altura de Colchon	5
Largo del Conductor, Pies	70
Velocidad PPM	21.9
Hp Necesarios	30

## Calculos de Molinos

Velocidad Promedio Masas p.p.m.	48.28
Diametro Promedio Masas, pies	2.98
Largo Promedio Masas, pies	6.30
RPM Promedio de Masas	5.16
Numero de masas en Tandem	15
Carga de Fibra Especifica Lbs/Pie <sup>2</sup> /Pie	1.2239
Velocidad optima de molinos, RPM	5.90
Pol de bagazo obtenible	5.6
GPM Imbibición	199.1
Imbibición % Fibra	140.2

### Presiones Hidraulicas

	Tons/Pistón	Tons/Pie	Psig Presión	Precarga, Psig
Molino 1	187.9	53.7	3300	2300
Molino 2	162.5	46.4	2900	2000
Molino 3	136.7	45.6	2900	2000
Molino 4	117.0	42.5	2500	1800
Molino 5	161.6	53.9	2900	2000
Molino 6				

### Consumo de Potencia

	Pies/Min Sup	iHp	Hp con Factor Serv	Lbs/Hr Vap Turbina
Molino 1	51.6	590	649	20100
Molino 2	48.7	530	583	18100
Molino 3	46.8	370	407	12600
Molino 4	45.4	340	374	11600
Molino 5	48.9	420	462	14300
Molino 6				

### Analisis de chumaceras

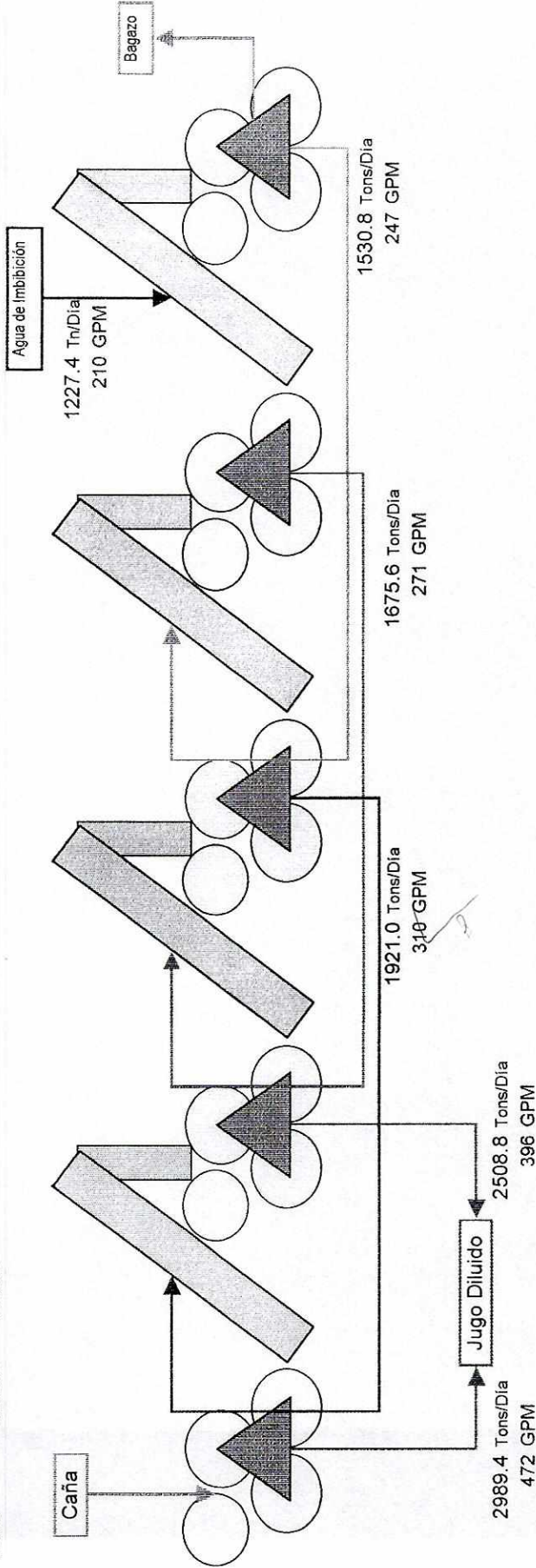
	Largo Inch Chum Supr	Inch Necesarias Sup	Largo Inch Chum Bag	Inch Neces Bag
Molino 1	23.19	0.19	20.87	-2.13
Molino 2	20.07	-2.93	18.06	-4.94
Molino 3	17.87	-5.13	15.30	-7.70
Molino 4	17.48	-0.52	14.85	-3.15
Molino 5	22.01	-0.99	18.78	-4.22
Molino 6				

Nota: Valores negativos en pulgadas necesarias indican exceso de capacidad en chumacera.

# Balance de Materiales de Molinos

Caña	Tons/Día	%
Pol	882.0	14.95
Brix	1075.2	18.22
Fibra	828.4	14.04
Agua	3996.4	67.74
<b>Total</b>	<b>5900.0</b>	<b>100.00</b>

Jugo Diluido	Tons/Día	%
Pol	830.8	15.11
Brix	1008.9	18.35
Agua	4489.3	81.65
<b>Total</b>	<b>5498.2</b>	<b>100.00</b>



b1  
b2  
b3  
b4  
b5

Imbibición Agua	Tons/Día	%
	1227.4	20.8

Bagazo	Tons/Día	%
Pol	51.3	3.3
Brix	66.3	4.2
Fibra	828.4	53.0
Agua	734.6	47.0
<b>Total</b>	<b>1562.9</b>	<b>100.0</b>

Imbibición Deseada: 19.68

Nota: Pol no se toma en el total en los balances por ser parte integral del Brix.

### Calculos de Calderas

#### Generación de Vapor

Calculo segun Hugot

Valor Calorifico Neto del Bagazo, BTU/Lb	3542.20
Perdida de calor gases de chimenea, BTU/Lb	492.71
Cantidad de calor recobrada en vapor, BTU/Lb	2445.39
BTU/Lb vaporización del agua	1082.00
Lbs Vapor/Lbs Bagazo	2.26
Lbs de Bagazo/Ton Caña	529.81
Lbs Vapor/Ton Caña	1197.41
Potencial Generacion Lbs vapor/Hr	294362.37
Eficiencia en calderas	55.72

### Calculos de Turbogeneradores

	% Carga Turbogenerador	Lbs/Hr Consumo Vapor
Turbogenerador 1	76.0	53200
Turbogenerador 2	100.0	14500
Turbogenerador 3		
Total Kw Generados	2400	
Total Kw Instalados	4900	
% Carga de Generación	49.0	
Total Lbs-Hr Consumidas	67700	

#### Consumo de Vapor

	Lbs/Hr Vapor
Tiro Inducido Caldera 2	
Tiro Forzado Caldera 2	
Tiro Inducido Caldera 3	
Tiro Forzado Caldera 3	
Tiro Inducido Caldera 4	12500
Tiro Forzado Caldera 4	
Tiro Inducido Caldera 5	
Tiro Forzado Caldera 5	
Bomba de Agua 1	13500
Bomba de Agua 2	
Bomba de Agua 3	
Total de Lbs/Hr Consumidas	26000

Capacidad Instalada de  
Calderas

270000

### Balance de Vapor Directo

Lbs/Hr Picadoras	74500	
Lbs/Hr Molinos	76700	
Lbs/Hr Turbogeneradores	67700	
Lbs/Hr Calderas	26000	
Lbs/Hr Otros	12000	
	<u>25690</u>	
Total Lbs/Hr Consumidas Maquinaria	0	
Lbs/Hr Vapor Relleno Fabrica		
	<u>25690</u>	Lbs
<b>Total Lbs/Hr Generales Consumidas</b>	<b>0</b>	<b>Vapor/TonCaña:</b>
		1045
	<u>29436</u>	
Lbs/Hr Capacidad de Generación	2	
Lbs/Hr Vapor sin generar	37462	
Tons/Hr de Bagazo que sobra	8.3	
Tons/Dia de Bagazo que sobra	198.9	
Tons/Dia que sobra con 10% Tiempo Perdido	142.8	
Tons/Dia que sobra con 20% Tiempo Perdido	86.7	
Tons/Dia que sobra con 30% Tiempo Perdido	30.5	
Tons/Dia que sobra con 40% Tiempo Perdido	-25.6	
Capacidad que sobra en Calderas	13100	
% de Utilización de Calderas	95.1	
Lbs/Hr de Agua de Purga de Calderas	7945	Porcentaje de Purga del 3%
	<u>26484</u>	
Lbs/Hr de Agua Total Usadas	5	
GPM de agua condensada necesarios	553	
GPM Capacidad de Bomba	691	Factor de servicio de 1.25
Psig Producida por Bomba	312.5	
Pies de Cabeza Generados por Bomba	753	
Diametro Tuberia a Bomba, Pulgadas	9.7	
Diametro Tuberia a Calderas, Pulgadas	6.9	

### Balance de Vapor de Escape y Vegetal

bs/Hr de Vapor de Escape Disponibles	244900	
bs/Hr Vapor Consumido Evaporadores	188500	
bs/Hr Vapor Calentadores Secundarios	22587	
bs/Hr Vapor Calentador Jugo Clarificado		
bs/Hr Vapor Consumido Tachos		
Total Consumo de Vapor Fabrica	211087	
bs/Hr Vapor Escape Relleno a Vegetal		
Total General Vapor Fabrica	211087	
bs/Hr de Vapor Directo de Relleno		
bs/Hr de Vapor Vegetal Disponibles	103576	
bs/Hr Vapor Consumido Tachos	68868	
bs/Hr Vapor Calentadores Primarios		
bs/Hr Otros Calentadores	10924	Jugo Clarificado
Total Consumo de Vapor Vegetal	79792	
bs/Hr de Vapor Escape de Relleno		

### Balance de Condensados

#### Productores de Condensados

	Lbs/Hr	GPM	
Preevaporador	82000	171	
Tanque 1, Tandem A	64000	133	
Tanque 2, Tandem A	44367	92	
Tanque 3, Tandem A	15585	32	A Tanque para imbibicion y tachos
Tanque 4, Tandem A	17134	36	A Tanque para imbibicion y tachos
Tanque 5, Tandem A			
Tanque 1, Tandem B	42500	89	
Tanque 2, Tandem B	21327	44	
Tanque 3, Tandem B	23102	48	A Tanque para imbibicion y tachos
Tanque 4, Tandem B	24632	51	A Tanque para imbibicion y tachos
Tanque 5, Tandem B			
Tachos	68644	143	
Calentadores Jugo Alcalizado	52974	110	
Calentadores Jugo Clarificado	10924	23	
Calentadores Meladura	6300	13	
Total de Condensados Disponibles	473490	986	

**Consumo de Condensados**

Calderas	264845	552	
Lavado de Filtros de Cachaza	19667	41	
Mieles Tachos	13051	27	
Lavado de Centrifugas Continuas	1141	2	
Lavado de Centrifugas Batch	6208	13	
Imbibición	95565	199	
Indeterminados (10% de disponible)	47349	99	
<b>Total de Consumo de Condensados</b>	<b>447827</b>	<b>933</b>	
Condensados que sobran	25663	53	
Disponibles a Imbibicion y Tachos	80453	168	
Disponibles a Calderas y demas	393036	819	
Agua que sobra Imbibición y Tachos	-28163	-59	Cantidad Insuficiente
Agua que sobra Calderas y Demas	53826	112	Distribución Aceptable
Imbibición Máxima con Exceso Total	121228	253	
% Imbibición Máxima	24.66		

***Pilas de Enfriamiento***

GPM de Agua Recirculación Pilas Enfriamien	9500
GPM Relleno por Evaporación	217
GPM Relleno Perdidas (2% Flujo)	190
<b>Total GPM Relleno</b>	<b>407</b>

<b>Agua Disponible de la Caña</b>	
Evaporadores	95GPM
Tachos	143GPM
Condensados(Exceso)	53GPM
<b>Total</b>	<b>292GPM</b>

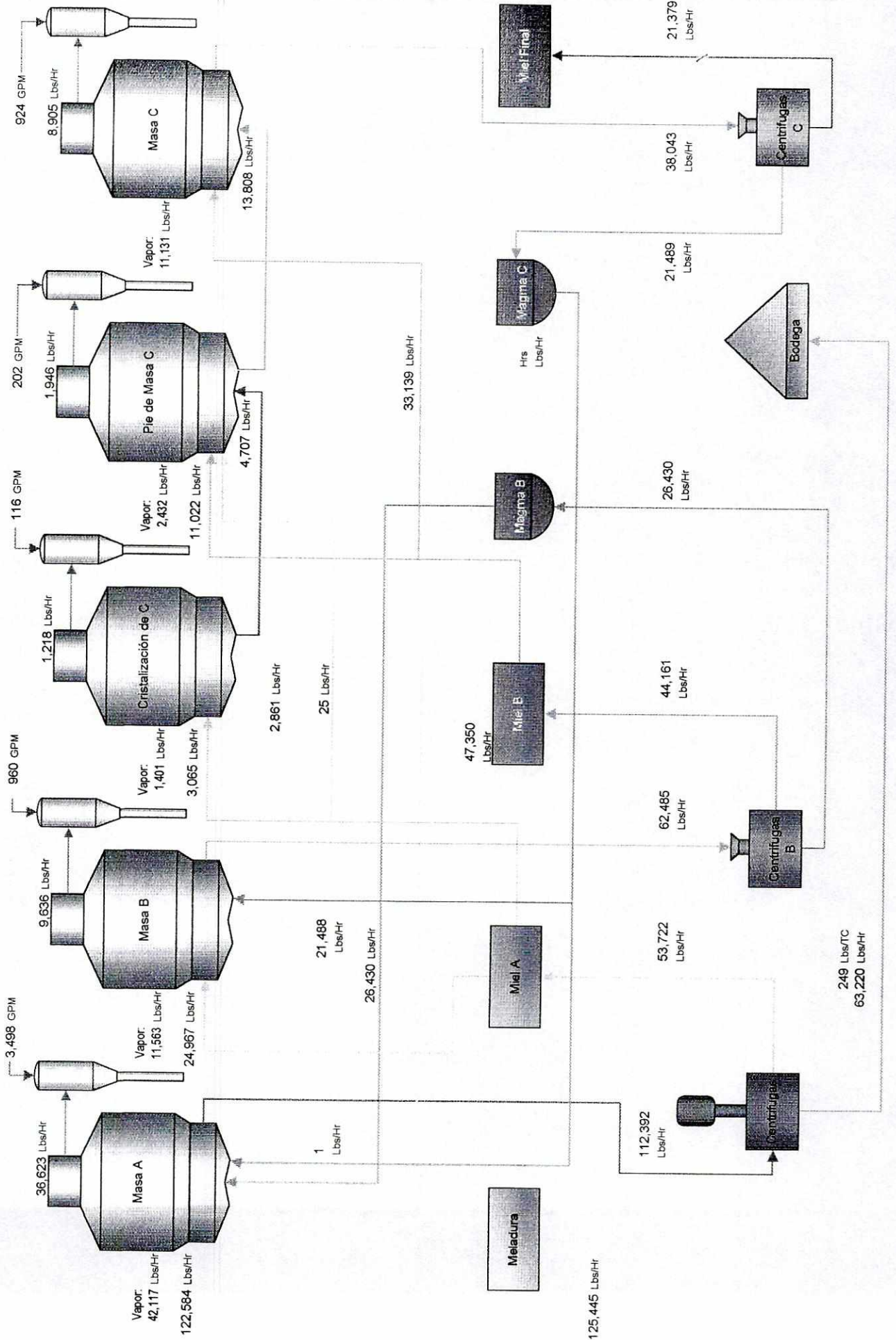
GPM de Agua Para Make Up Condensadores	116
--	-----

## Balance de Masa y Energía de Tachos y Centrifugas

Balance de Masa de Tachos, Sistema Doble Magma

Proceso	Pol Lbs/Hr	Brix Lbs/Hr	Material				
			Pureza	Lbs/Hr	GPM	P <sup>3</sup> /Hr	P <sup>3</sup> /Día
<b>Meladura</b>	67816	80849	84	125445	191	1531	36755
<b>Masa A</b>							
Magma B	22370	24315	92	26430	35	284	6805
Magma C Refund	1	1	85	1	0	0	0
Meladura	66269	79005	84	122584	187	1497	35917
<b>Masa A</b>	<b>88639</b>	<b>103322</b>	<b>86</b>	<b>112392</b>	<b>150</b>	<b>1206</b>	<b>28948</b>
Miel A	26936	40292	67	53722	78	625	14992
Azucar A	62069	63030	98	63220			
<b>Masa B</b>							
Magma C	16546	19462	85	21488	29	232	5570
Miel A	25387	37975	67	50633	73	589	14130
<b>Masa B</b>	<b>41933</b>	<b>57436</b>	<b>73</b>	<b>62485</b>	<b>84</b>	<b>671</b>	<b>16095</b>
Miel B	19563	33121	59	44161	64	513	12324
Magma B	22370	24315	92	26430	35	284	6805
<b>Masa C</b>							
Pie de Masa C	7978	12427	64	13808	19	150	3589
Miel B	14681	24855	59	33139	48	385	9248
<b>Masa C</b>	<b>22293</b>	<b>37282</b>	<b>60</b>	<b>38043</b>	<b>49</b>	<b>397</b>	<b>9520</b>
Magma C	16546	19462	85	21489	29	232	5571
Miel Final	5747	17820	32	21379	30	239	5740
<b>Pie de Masa C</b>							
Cristalización C	3083	4142	74	4707	6	51	1235
Miel A	12	19	67	25	0	0	7
Miel B	4883	8266	59	11022	16	128	3076
<b>Pie de Masa C</b>	<b>7978</b>	<b>12427</b>	<b>64</b>	<b>13808</b>	<b>19</b>	<b>150</b>	<b>3589</b>
<b>Cristalización C</b>							
Meladura	1547	1844	84	2861	4	35	838
Miel A	1537	2299	67	3065	4	36	855
<b>Cristalización C</b>	<b>3083</b>	<b>4142</b>	<b>74</b>	<b>4707</b>	<b>6</b>	<b>51</b>	<b>1235</b>

# Balance de Tachos, Doble Magma



**Balance de Vapor, Agua de Inyección a Condensadores y Condensados**

Material	Evaporacion	Vapor Promed	Vapor Maximo	Inyeccion	Condensados
	Lbs/Hr	Lbs/Hr	Lbs/Hr	GPM Agua	GPM
Masa A	36623	42117	52646	3498	86
Masa B	9636	11563	14454	960	24
Masa C	8905	11131	13914	924	23
Pie de Masa C	1946	2432	3040	202	5
Cristalización C	1218	1401	1751	116	3
<b>Total</b>	<b>58328</b>	<b>68644</b>	<b>85805</b>	<b>5701</b>	<b>141</b>

**Capacidad de Tachos**

Proceso	Material	Ciclos	Necesarios	Instalados	Agregar
	P <sup>3</sup> /Día	Tachos/Día	P <sup>3</sup> Tachos	P <sup>3</sup> Tachos	P <sup>3</sup> Tachos
Masa A	28948	8	3619	4000	
Masa B	16095	7	2347	2350	
Masa C	9520	6	1507	1750	
Pie de Masa C	3589	6	568	243	326
Cristalización C	1235	6	196		196
Desarrollo Pie de A (Crudo)	9649	8	1206	1500	
<b>Total</b>	<b>69038</b>	<b>42</b>	<b>9443</b>	<b>9600</b>	<b>521</b>

**Capacidad de Centrifugas**

Tipo de Centrifuga	P <sup>3</sup> /Día a	Capacidad	Agregar	Sobran	No. Centrif
	Procesar	Instalada P <sup>3</sup>	P <sup>3</sup> Centrifug	P <sup>3</sup> Centrifug	Necesarias
Continuas, Magma C	9520	9760		240	1.7
Continuas, Magma B	16095	15200	895		1.8
Batch, Masa A	28948	42202		13253	4.8

**Capacidad de Cristalizadores de Masa C**

Proceso	Retencion	Superficie	Superficie	Agua	Superficie
	Horas	Necesaria P <sup>2</sup>	Instalada P <sup>2</sup>	GPM	Agregar P <sup>2</sup>
Enfriar	15.3	7016	1172	176	5844
Recalentar	5.0	1521	458	74	1063
<b>Total</b>	<b>20.3</b>	<b>8537</b>	<b>1630</b>	<b>250</b>	<b>6907</b>

**Otros Datos (Sin Perdidas Indeterminadas)**

Quintales de Azucar/Día	15173
Lbs de Azucar/Ton de Caña	249.4
Galones de Melaza/Día	42941
Galones de Melaza/Ton Caña	7.3

Balance Global de Materiales, Lbs/Ton Caña

	<b>Brix</b>	<b>Pol</b>	<b>Pureza</b>	
Caña	364.5	299.0	82.04	
Bagazo	22.5	17.4	77.34	Con caída aceptable de pureza de Jugo Diluido
Jugo Diluido	342.0	281.6	82.34	a Jugo Residual
Cachaza	12.73	5.59	43.87	
Azúcar	248.7	244.9	98.48	
Melaza	70.3	22.7	32.25	
Perdidas Indeter.	10.3	8.4	82.34	Indeterminados 3% Aceptables

Rendimiento Esperado: **249.4** Lbs de Azucar/Ton de Caña  
 Extracción de Pol: **94.2** %



Edward H. Dardón B.S.

## Apéndice C. Balances de Masa y Energía Ingenio

Ingenio Santa Teresa S.A. Zafra 1999-2000

27/08/2001

### Datos de Materiales y Equipos

#### Datos de Materiales de Proceso

	TCD%/Hum	Brix	Pol	Pureza	
Toneladas de Molida:	800				
% de Extracción:	85				
Brix de Jugo Diluido:		16.97	14.27	84.09	
Cachaza	5	11.88	4.28	36.03	
Meladura		65.00	56.00	86.15	
Azucar	0.04	99.96	99.40	99.44	
Maza A		91.77	77.35	84.29	
Maza B		93.36	66.10	70.80	
Maza C		97.00	56.30	58.04	
Miel A		60.00	41.60	69.33	
Miel B		60.00	32.95	54.92	
Miel Final		85.14	29.50	34.65	
Magma B		92.00	84.64	92.00	
Magma C		92.40	79.00	85.50	
Magma C Refundida		67.82	57.94	85.43	
Grano de C		88.00	66.88	76.00	(Pie de cristalización de Miel A y Meladura)
Pie de C		90.00	57.60	64.00	(Pie de Masa C luego de cristalizar)

#### Datos de Tachos y Cristalizadores

##### Agua en Condensadores

°F de Agua de Inyección	95
°F Agua en Columna Barométrica	115
"Hg Vacío en Tachos	25

##### Capacidad de Tachos

P <sup>3</sup> de Tachos para hacer Masa A	850	Tacho Nuevo
Horas de Duración de las templeas A	3	
P <sup>3</sup> de Tachos para hacer Masa B	250	Tachos 1 y 2 Ahuachapan
Horas de duración de las templeas B	3.5	

P <sup>3</sup> de Tachos para hacer Masa C	600	Tacho Nuevo
Horas de duración de las Templas C	4	
Pie de Grano C/Cristalización	3	
Templas C/Pie de Grano C	3	
% de Magma C en Masa B	26.97	Doble Magma
P <sup>3</sup> de Tachos adicionales	250	Tacho 3 Ahuachapan
Horas de duracion Templas Adicionales	3	

#### Capacidad de Centrifugas Continuas, Magma C

Centrifugas BMA K750 instaladas	1	1000P <sup>3</sup> /Día Maximo
Centrifugas Silver instaladas	2	700P <sup>3</sup> /Día Maximo
Centrifugas WS canasta 34° X 34"		2500P <sup>3</sup> /Día Maximo
Centrifugas WS canasta 30° X 37"		4800P <sup>3</sup> /Día Maximo
% de Máximo de Trabajo	80	
P3/Día Capacidad de centrifuga usada como Referencia para cálculo Centrf Necesarias	800	

#### Capacidad de Centrifugas Continuas, Magma B

Centrifugas Silver instaladas	1	1500P <sup>3</sup> /Día Maximo
Centrifugas BMA K1100 instaladas		10000P <sup>3</sup> /Día Maximo
Centrifugas WS canasta 34° X 34"	1	4000P <sup>3</sup> /Día Maximo
Centrifugas WS canasta 30° X 37"		8000P <sup>3</sup> /Día Maximo
% de Máximo de Trabajo	80	
P3/Día Capacidad de centrifuga usada como Referencia para cálculo Centrf Necesarias	4000	

#### Centrifugas Batch para Producción de Azúcar

Centrifugas Sangerhausen 40" X 18"	4	8.9P <sup>3</sup> /Ciclo Maximo
Minutos/Ciclo	4	
Centrifugas WS canasta 48" X 30" X 7"		15.7P <sup>3</sup> /Ciclo Maximo
Minutos/Ciclo		
Centrifugas WS canasta 48" X 36" X 7"	1	18.8P <sup>3</sup> /Ciclo Maximo
Minutos/Ciclo	3	
Centrifugas WS canasta 54" X 40" X 7"		23.9P <sup>3</sup> /Ciclo Maximo
Minutos/Ciclo		
% de Máximo de Trabajo	80	
P3/Cicl Capacidad de centrifuga usada como referencia para cálculo Centrf Necesarias	5.5	
Minutos/Ciclo para ésta centrifuga	3.5	

**Cristalizadores de Masa C**

P <sup>3</sup> de capacidad para enfriar	750
P <sup>2</sup> disponibles para enfriar	250
°F de ingreso de agua para enfriar	90
°F de salida del agua del cristalizador	100
°F de ingreso de Masa para enfriar	150
°F Final de Masa enfriada	100
P <sup>3</sup> de capacidad para recalentar	1200
P <sup>2</sup> disponibles para recalentar	400
°F de ingreso del agua para recalentar	140
°F de salida del agua del recalentador	130
°F de ingreso de Masa para recalentar	100
°F Final de Masa recalentada	121

**Datos de Evaporadores**

Brix de Jugo Clarificado	15.00
°F de Jugo Clarificado	195

	Ft <sup>2</sup>	Psig	Hg"	Lbs/Hr	Pulgadas
Preevaporador 1	4,064				
Psig de Calandria		12			
Lbs/Hr Vapor Necesario				18,600	
Largo tubos Pulgadas					84

**Tandem Evaporación A**

% de Jugo a Evaporad	100				
Vaso 1	4,055				
Psig de Calandria		12			
Lbs/Hr Vapor Extraído					
Largo tubos Pulgadas					72
Vaso 2	2353				
Lbs/Hr Vapor Extraído					
Largo tubos Pulgadas					72
Vaso 3	2353				
Lbs/Hr Vapor Extraído					
Largo tubos Pulgadas					72
Vaso 4	2353				
Largo tubos Pulgadas					72
Vaso 5					
Largo tubos Pulgadas					
"Hg de Vacío			25		

### Datos de Calentadores

#### Calentadores de Jugo Alcalizado

	Ingresado	Calculado
<b>Primera Etapa</b>		
°F Inicial del Jugo	105	
°F Final del Jugo	180	
°F del Vapor	232	231.4
GPM de Jugo		126
Brix del Jugo		16.97
I.D. Tuberia Cobre Pulgadas	1.5	
O.D. Tuberia Cobre Pulgadas	1.625	
Número de Pases	12	
Número Total de Tubos	69	
Largo de los Tubos, Pies	11	
Heat Transfer Coefficient BTU/Hr°Ft <sup>2</sup>	180	138

	Ingresado	Calculado
<b>Segunda Etapa</b>		
°F Inicial del Jugo	180	
°F Final del Jugo	220	
°F del Vapor		243.7
GPM de Jugo		126
Brix del Jugo		16.97
I.D. Tuberia Cobre Pulgadas	1.5	
O.D. Tuberia Cobre Pulgadas	1.625	
Número de Pases	12	
Número Total de Tubos	66	
Largo de los Tubos, Pies	13.1875	
Heat Transfer Coefficient BTU/Hr°Ft <sup>2</sup>	180	148

### Datos de Clarificadores de Jugo

	Galones	
Volumen Gls de Clarificador 1	20000	
Volumen Gls de Clarificador 2		
Volumen Gls de Clarificador 3		
Volumen de Tanque de Cal, Pie <sup>3</sup>	100	Sólo uno, deben haber uno en stand-by.

### Datos de Filtros de Cachaza

	Diametro'	Largo'	MPR	Pulg. Torta"	Lbs/P <sup>3</sup> Cach
Filtro 1	8	6	3	0.375	35
Filtro 2					
Filtro 3					
Brix Jugo Filtrado		13.3			
Agua de lavado % Caña		4			
Flujo al filtro del clarificador % Caña		15			
P <sup>3</sup> Tanque Extracción Mecanica		1000			

### Balances de Maquinaria

#### Datos para capacidad de producción de vapor del bagazo

##### Datos Generales

Pol del bagazo	5.61
Fibra % Caña	13.0
Humedad del Bagazo	48.5
Fibra % Bagazo	44.66
Pol % Caña	13.58
Imbibición % Caña	15.0

##### Calculo segun Hugot

% exceso de aire en el horno	50
°F gases entrada chimenea	475
Psig de caldera	150
Temperatura del vapor	365.85
BTU/Lb vapor estas condiciones	1,196
°F Agua condensada alimentación	208

## Datos de Conductores de Caña y Picadoras

### Conductor 1

Velocidad del Conductor p.p.m.	27	
Altura del colchón, Pies	3	Para sugerir velocidad del conductor y Hp.
Ancho del Conductor, Pies	3	
Densidad del Conchón, Lbs/Pie <sup>3</sup>	8	Caña entera 8 lbs, una picadora 10-12 lbs, dos picadoras 13-16 Lbs mas picadoras 16-19 lbs/pie <sup>3</sup> .
Largo del Conductor, Pies	31	
Angulo de Inclinación de Conductor	30	

### Conductor 2

Velocidad del Conductor p.p.m.	27	
Altura del colchón, Pies	3	Para sugerir velocidad del conductor y Hp.
Ancho del Conductor, Pies	3	
Densidad del Conchón, Lbs/Pie <sup>3</sup>	12	Caña entera 8 lbs, una picadora 10-12 lbs, dos picadoras 13-16 Lbs mas picadoras 16-19 lbs/pie <sup>3</sup> .
Largo del Conductor, Pies	26	
Angulo de Inclinación de Conductor	30	

### Picadora 1

Luz entre cuchillas y conductor, Pulgds	3
Velocidad del conductor, p.p.m.	29
Ancho del conductor, Pies	3
Densidad de la caña a picadr, Lbs/Pie <sup>3</sup>	9
Velocidad de la picadora, R.P.M.	695
Radio del circulo de rotación, Pulgadas	27
Espacio entre cuchillas, Pulgadas	7
Factor de servicio de picadora	1.2
Lbs-Hr/Hp Vapor de Turbina de picadora	

### Picadora 2

Luz entre cuchillas y conductor, Pulgds	0.5
Velocidad del conductor, p.p.m.	25
Ancho del conductor, Pies	3
Densidad de la caña a picadr, Lbs/Pie <sup>3</sup>	12
Velocidad de la picadora, R.P.M.	650
Radio del circulo de rotación, Pulgadas	27
Espacio entre cuchillas, Pulgadas	2.5
Factor de servicio de picadora	1.2
Lbs-Hr/Hp Vapor de turbina de picadora	50

## Datos de Molinos

	Diam. Sup Inch	Largo Masa, Pie	RPM Superior	Tons/Pie <sup>2</sup> Sup	Dia Inch Cilindro	Factor Servicio	Lbs-Hr/Hp Vapor
Molino 1	23	3	5	150	8	1.1	40
Molino 2	23	3	5	130	8	1.1	40
Molino 3	23	3	5	130	8	1.1	40
Molino 4	24	3	5	150	8	1.1	40
Molino 5							

	Dia Inch Muñón Superior	Largo Inch Muñón Superior	Dia Inch Muñón Bagacera	Larg Inch Muñ Bag
Molino 1	9.8	12.25	9.9	12.25
Molino 2	9.8	12.125	9.8	12.5
Molino 3	10.9	14	10.9	12.25
Molino 4	10.9	14	10.9	12.25
Molino 5				
Molino 6				
Molino 7				

Calidad de Bronce de Chumaceras      1200      1200 Lbs/Pul<sup>2</sup> Mala Calidad-1500 Lbs/Pul<sup>2</sup> Buena Calidad

## Datos de Turbogeneradores

	Kw Generados	Kw Instalados	Lbs-Hr/Kw Turbina
Turbogenerador 1	300	300	40
Turbogenerador 2	150	150	40
Turbogenerador 3			

## Datos de Calderas

	Lbs-Hr/Hp Hp Instalados en Turbinas de vapor
Tiro Inducido Caldera 1	
Tiro Forzado Caldera 1	

Tiro Inducido Caldera 2  
 Tiro Forzado Caldera 2  
 Tiro Inducido Caldera 3  
 Tiro Forzado Caldera 3  
 Tiro Inducido Caldera 4  
 Tiro Forzado Caldera 4  
 Tiro Inducido Caldera 5  
 Tiro Forzado Caldera 5  
 Bomba de Agua 1  
 Bomba de Agua 2  
 Bomba de Agua 3

Capacidad Caldera 1, Lbs/Hr	20000
Capacidad Caldera 2, Lbs/Hr	20000

*Otros Datos de Consumos de Vapor*

	Lbs/Hr Vapor Directo
Secadora de Azucar 1	500
Secadora de Azucar 2	
Secadora de Azucar 3	
Torre Azufrera 1	1000
Torre Azufrera 2	
Torre Azufrera 3	
Gastos Por Mal Aislamiento, trampas, etc	1500

## Calculos de Materia y Energia

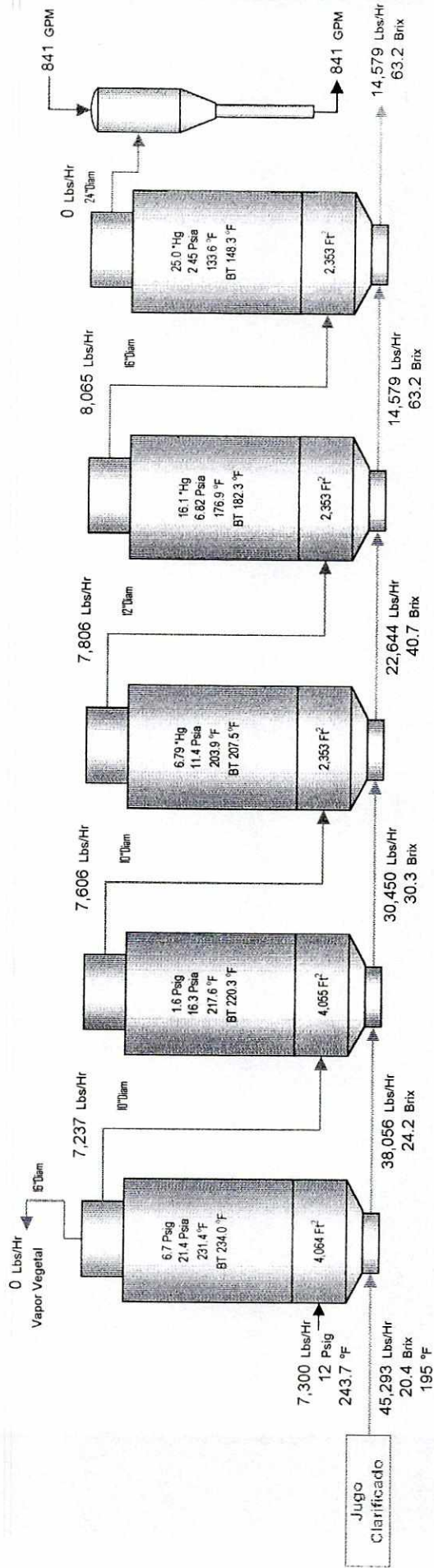
### Balance Preevaporador

	Lbs/Hr Vapor	BTU/Hr Transfer	Lbs/Hr Mater	Brix
Ingresa	18600.0	17654268.7	61468.8	15.00
Menos		2172259.8		
BTU para evaporación		15482008.9		
Evaporación	16175.9			

### Balance Tandem Evaporacion A

<b>Vaso 1</b>				
Ingresa	7300.0	6928825.9	45293.0	20.36
Menos		1933.6		
BTU Para evaporación		6926892.3		
Evaporación	7237.3			
Extracción de Vapor				
Vapor a siguiente cuerpo	7237.3			
<b>Vaso 2</b>				
Ingresa	7237.3	6926892.3	38055.6	24.23
Mas		429937.3		
BTU Para evaporación		7356829.7		
Evaporación	7605.6			
Extracción de Vapor				
Vapor a siguiente cuerpo	7605.6			
<b>Vaso 3</b>				
Ingresa	7605.6	7356829.7	30450.1	30.28
Mas		308266.1		
BTU Para evaporación		7665095.8		
Evaporación	7806.3			
Extracción de Vapor				
Vapor a siguiente cuerpo	7806.3			
<b>Vaso 4</b>				
Ingresa	7806.3	7665095.8	22643.8	40.72
Mas		350172.1		
BTU Para evaporación		8015267.9		
Evaporación	8065.2			

# Tandem de Evaporacion



Vaso 5		
Ingresa	14578.6	63.25
Mas		
BTU Para evaporación		
Evaporación		
Meladura	14578.6	63.25

**Heat Transfer Coefficients BTU/Hr/Ft<sup>2</sup>/°F**

Preevaporador		Tandem Evaporador A	
Real	Diseño	Real	Diseño
432.28	477.55	170.86	454.33
		225.02	384.47
		256.35	288.71
		162.82	157.25

**Evaporation Rate, Lbs/Hr/Ft<sup>2</sup>**

	Preevaporador	Tandem Evaporación A
Vaso 1	3.98	1.78
Vaso 2		3.23
Vaso 3		3.32
Vaso 4		3.43
Vaso 5		

Libras Totales de Vapor Escape	25900.0
Libras Totales de Vapor Vegetal	16175.9
Libras Totales de Vapor Evaporadas	46890.3
Libras Evaporadas/Lbs de Escape	1.81
GPM Condensador Tandem Evap A	841
GPM Condensador Tandem Evap B	
GPM Condensador Tandem Evap C	

**Condensados**

Preevaporador		Tandem A	
GPM	I.D. Tubería	GPM	I.D. Tubería
39	2.5	15	1.6
		15	1.6
		16	1.6
		16	1.6

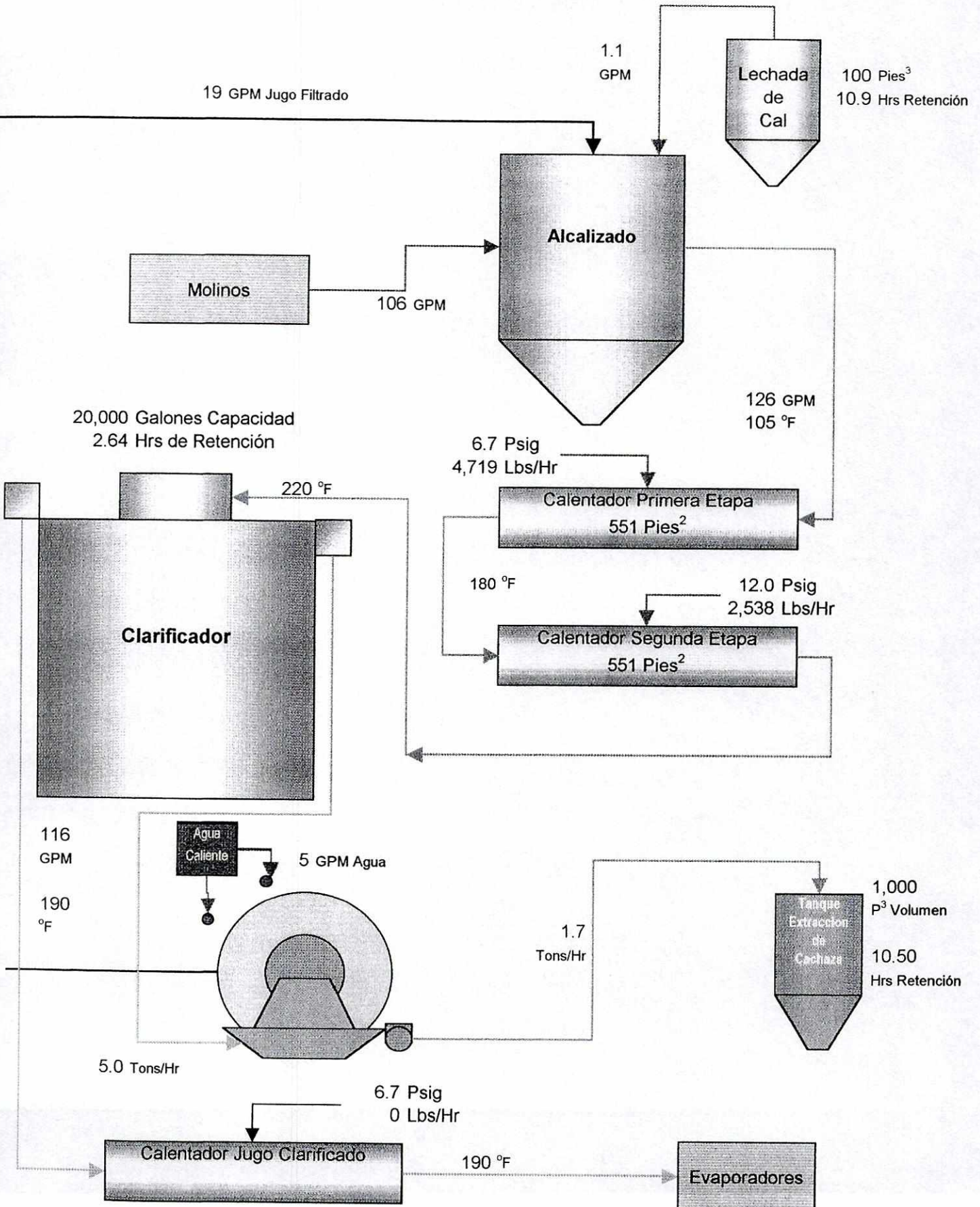
**Cálculo de Calentadores****Calentadores de Jugo Alcalizado****Primera Etapa**

Area de Superficie Pies <sup>2</sup>	323
Velocidad del Jugo, Pies/Seg	3.99
Specific Heat del Jugo BTU/Lb*°F	0.9032347
BTU/Hr Transmitidos	4516173.5
Logaritmic Mean Temp Difference, °F	83.89
Area Necesaria Pies <sup>2</sup>	299
Lbs/Hr de Vapor Necesarias	4719
°F alcanzables con area actual	183.6
Caida de Cabeza por Fricción, Pies	12
Area que se debe instalar, Pies <sup>2</sup>	
I.D. Tubería de vapor, Pulgadas	7.9

**Segunda Etapa**

Area de Superficie Pies <sup>2</sup>	370
Velocidad del Jugo, Pies/Seg	4.17
Specific Heat del Jugo BTU/Lb*°F	0.9032347
BTU/Hr Transmitidos	2408625.867
Logaritmic Mean Temp Difference, °F	40.47
Area Necesaria Pies <sup>2</sup>	331
Lbs/Hr de Vapor Necesarias	2538
°F alcanzables con area actual	222.6
Caida de Cabeza por Fricción, Pies	15
Area que se debe instalar, Pies <sup>2</sup>	
I.D. Tubería de vapor, Pulgadas	5.7

# Alcalizado, Calentadores de Jugo Alcalizado, Clarificadores y Calentadores de Jugo Clarificado



### Cálculo de Clarificadores de Jugo Alcalizado

GPM de Jugo Diluido	106.1	
GPM de Jugo Filtrado	19.0	
GPM de Cal	1.1	6 Baumé, 1.85 Lbs Ca/TC
GPM de Jugo Alcalizado	126.3	
GPM de Jugo Clarificado	116.0	
Volumen Total de Clarificadores	20000	
Horas de Retencion de Clarificadores	2.64	

### Cálculo de Filtros de Cachaza

	Area	Lbs/Hr/Pie <sup>2</sup> Ca	Lbs/Hr Cach	GPM Agua Lavado	GPM Jugo Filtrad	Cach % Caña
Filtro 1	151	21.9	3299	5.4	19.0	4.9
Filtro 2						
Filtro 3						
Total	151	21.9	3299	5.4	19.0	4.9

### Calculos de Conductores de Caña y Picadoras

#### Conductor 1

Velocidad del conductor a altura sugerida,p.p.m.	17.3
Altura colchón a velocidad actual, Pies	1.9
Hp necesarios a velocidad actual	3.2

#### Conductor 2

Velocidad del conductor a altura sugerida,p.p.m.	11.5
Altura colchón a velocidad actual, Pies	1.3
Hp necesarios a velocidad actual	2.2

#### Picadora 1

Altura del Conductor, Pies	1.59
% de caña sin cortar por picadora	15.73
Proporción de caña cortada por picadora	84.27
Hp consumidos por picadora	24.5
Hp consumidos con factor de servicio	29.4
Lbs/Hr de Vapor Directo Consumidos	

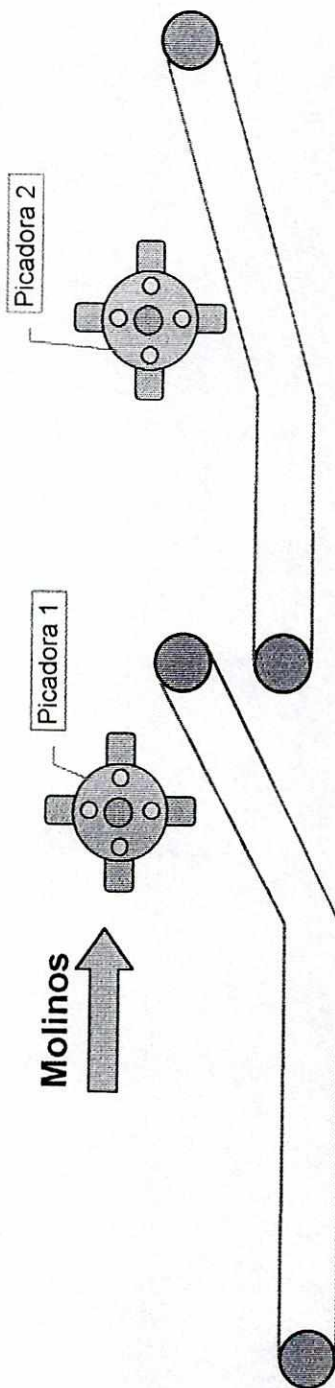
# Condiciones del Patio de Caña

<b>Picadora 1</b>	
RPM	695
Luz del Conductor, Pulg	3
Hp Consumidos	29
Lbs/Hr Vapor Consumo	0

<b>Picadora 2</b>	
RPM	650
Luz del Conductor, Pulg	0.5
Hp Consumidos	89
Lbs/Hr Vapor Consumo	4,400

Ancho del Conductor: **3 Pies**

Molinos 



<b>Conductor 1</b>	
Altura de Colchon	3
Largo del Conductor, Pies	31
Velocidad PPM	17
Hp Necesarios	3

<b>Conductor 2</b>	
Altura de Colchon	3
Largo del Conductor, Pies	26
Velocidad PPM	11.5
Hp Necesarios	2

**Picadora 2**

Altura del Conductor	1.38
% de caña sin cortar por picadora	3.01
Proporción de caña cortada por picadora	96.99
Hp consumidos por picadora	73.8
Hp consumidos con factor de servicio	88.5
Lbs/Hr de Vapor Directo Consumidos	4400

**Calculos de Molinos**

Velocidad Promedio Masas p.p.m.	30.43
Diametro Promedio Masas, pies	1.94
Largo Promedio Masas, pies	3.00
RPM Promedio de Masas	5.00
Numero de masas en Tandem	12
Carga de Fibra Especifica Lbs/Pie <sup>2</sup> /Pie	1.1062
Velocidad optima de molinos, RPM	4.07
Pol de bagazo obtenible	3.2
GPM Imbibición	20.6
Imbibición % Fibra	115.4

**Presiones Hidraulicas**

	Tons/Pistón	Tons/Pie	Psig Presión	Precarga, Psig
Molino 1	50.7	33.8	2000	1400
Molino 2	44.0	29.3	1700	1200
Molino 3	44.0	29.3	1700	1200
Molino 4	52.9	35.3	2100	1500
Molino 5				

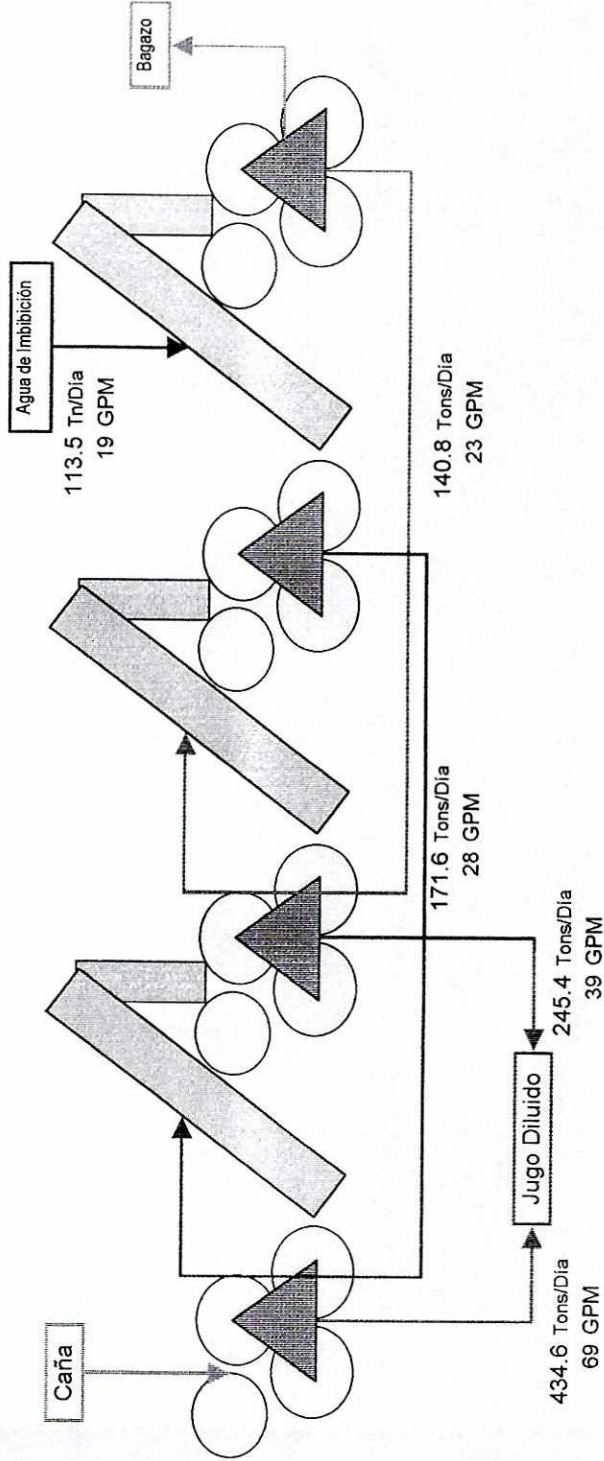
**Consumo de Potencia**

	Pies/Min Sup	iHp	Hp con Factor Serv	Lbs/Hr Vap Turbina
Molino 1	30.1	75	83	3300
Molino 2	30.1	70	77	3100
Molino 3	30.1	70	77	3100
Molino 4	31.4	75	83	3300
Molino 5				

# Balance de Materiales de Molinos

Caña	Tons/Día	%
Pol	110.1	13.76
Brix	131.9	16.49
Fibra	104.0	13.00
Agua	564.1	70.51
<b>Total</b>	<b>800.0</b>	<b>100.00</b>

Jugo Diluido	Tons/Día	%
Pol	97.0	14.27
Brix	115.4	16.97
Agua	564.6	83.03
<b>Total</b>	<b>680.0</b>	<b>100.00</b>



Imbibición Agua	Tons/Día	%
	113.5	14.2

Bagazo	Tons/Día	%
Pol	13.1	5.6
Brix	16.5	7.1
Fibra	104.0	44.7
Agua	112.9	48.5
<b>Total</b>	<b>232.9</b>	<b>100.0</b>

Imbibición Deseada: 15

Nota: Pol no se toma en el total en los balances por ser parte integral del Brix.

b1  
b2  
b3  
b4

**Analisis de chumaceras**

	Largo Inch Chum Supr	Inch Necesarias Sup	Largo Inch Chum Bag	Inch Neces Bag
Molino 1	11.50	-0.75	9.68	-2.57
Molino 2	9.97	-2.15	8.48	-4.02
Molino 3	8.96	-5.04	7.62	-4.63
Molino 4	10.79	-3.21	9.17	-3.08
Molino 5				

**Calculos de Calderas****Generación de Vapor**

Calculo segun Hugot

Valor Calorifico Neto del Bagazo, BTU/Lb	3411.10
Perdida de calor gases de chimenea, BTU/Lb	673.23
Cantidad de calor recobrada en vapor, BTU/Lb	2195.50
BTU/Lb vaporización del agua	1019.90
Lbs Vapor/Lbs Bagazo	2.15
Lbs de Bagazo/Ton Caña	582.18
Lbs Vapor/Ton Caña	1253.23
Potencial Generacion Lbs vapor/Hr	41774.31
Eficiencia en calderas	51.49

**Calculos de Turbogeneradores**

	% Carga Turbogenerador	Lbs/Hr Consumo Vapor
Turbogenerador 1	100.0	12000
Turbogenerador 2	100.0	6000
Turbogenerador 3		
Turbogenerador 4		

Total Kw Generados	450
Total Kw Instalados	450
% Carga de Generación	100.0
Total Lbs-Hr Consumidas	18000

**Consumo de Vapor**

	Lbs/Hr Vapor
Tiro Inducido Caldera 1	
Tiro Forzado Caldera 1	
Tiro Inducido Caldera 2	
Tiro Forzado Caldera 2	
Bomba de Agua 1	
Bomba de Agua 2	
<b>Total de Lbs/Hr Consumidas</b>	
 Capacidad Instalada de Calderas	 40000

**Balance de Vapor Directo**

Lbs/Hr Picadoras	4400
Lbs/Hr Molinos	12800
Lbs/Hr Turbogeneradores	18000
Lbs/Hr Calderas	
Lbs/Hr Otros	3000
<b>Total Lbs/Hr Consumidas Maquinaria</b>	<b>38200</b>
Lbs/Hr Vapor Relleno Fabrica	
<b>Total Lbs/Hr Generales Consumidas</b>	<b>38200</b>

**Lbs Vapor/TonCaña:****1146**

Lbs/Hr Capacidad de Generación	41774
Lbs/Hr Vapor sin generar	3574
Tons/Hr de Bagazo que sobra	0.8
Tons/Dia de Bagazo que sobra	19.9
Tons/Dia que sobra con 10% Tiempo Perdido	8.2
Tons/Dia que sobra con 20% Tiempo Perdido	-3.5
Tons/Dia que sobra con 30% Tiempo Perdido	-15.2
Tons/Dia que sobra con 40% Tiempo Perdido	-26.9

Capacidad que sobra en Calderas	1800
% de Utilización de Calderas	95.5
Lbs/Hr de Agua de Purga de Calderas	1181
Lbs/Hr de Agua Total Usadas	39381
GPM de agua condensada necesarios	82
GPM Capacidad de Bomba	103
Psig Producida por Bomba	187.5
Pies de Cabeza Generados por Bomba	452
Diametro Tuberia a Bomba, Pulgadas	3.7
Diametro Tuberia a Calderas, Pulgadas	2.6

Porcentaje de Purga del 3%

Factor de servicio de 1.25

### Balance de Vapor de Escape y Vegetal

Lbs/Hr de Vapor de Escape Disponibles	35200	
Lbs/Hr Vapor Consumido Evaporadores	25900	
Lbs/Hr Vapor Calentadores Secundarios	2538	
Lbs/Hr Vapor Calentador Jugo Clarificado		
Lbs/Hr Vapor Consumido Tachos		
Total Consumo de Vapor Fabrica	28438	
Lbs/Hr Vapor Escape Relleno a Vegetal		
Total General Vapor Fabrica	28438	
Lbs/Hr de Vapor Directo de Relleno		
Lbs/Hr de Vapor Vegetal Disponibles	16176	
Lbs/Hr Vapor Consumido Tachos	10546	
Lbs/Hr Vapor Calentadores Primarios	4719	
Lbs/Hr Otros Calentadores		Jugo Clarificado y Meladura
Total Consumo de Vapor Vegetal	15265	
Lbs/Hr de Vapor Escape de Relleno		

### Balance de Condensados

#### Productores de Condensados

	Lbs/Hr	GPM
Preevaporador	18600	39
Vaso 1, Tandem A	7300	15
Vaso 2, Tandem A	7237	15
Vaso 3, Tandem A	7606	16 A Tanque para imbibicion y tachos
Vaso 4, Tandem A	7806	16 A Tanque para imbibicion y tachos
Vaso 5, Tandem A		
Vaso 1, Tandem B		
Vaso 2, Tandem B		
Vaso 3, Tandem B		
Vaso 4, Tandem B		
Vaso 5, Tandem B		
Tachos	10546	22
Calentadores Jugo Alcalizado	7257	15
Calentadores Jugo Clarificado		
Calentadores Meladura		
Total de Condensados Disponibles	66351	138

**Consumo de Condensados**

Calderas	39381	82	
Lavado de Filtros de Cachaza	2667	6	
Mieles Tachos	5351	11	
Lavado de Centrifugas Continuas	108	0	
Lavado de Centrifugas Batch	1959	4	
Imbibición	9877	21	
Indeterminados (10% de disponible)	6635	14	
<b>Total de Consumo de Condensados</b>	<b>65978</b>	<b>137</b>	
Condensados que sobran	373	1	
Disponibles a Imbibicion y Tachos	15412	32	
Disponibles a Calderas y demas	50940	106	
Agua que sobra Imbibición y Tachos	184	0	Distribución Aceptable
Agua que sobra Calderas y Demas	189	0	Distribución Aceptable
Imbibición Máxima con Exceso Total	10250	21	
% Imbibición Máxima	15.37		

***Pilas de Enfriamiento***

GPM de Agua Recirculación Pilas Enfriamien	1900
GPM Relleno por Evaporación	35
GPM Relleno Perdidas (2% Flujo)	38
<b>Total GPM Relleno</b>	<b>73</b>

<b>Agua Disponible de la Caña</b>	
Evaporadores	17 GPM
Tachos	22 GPM
Condensados(Exceso)	1 GPM
<b>Total</b>	<b>40 GPM</b>

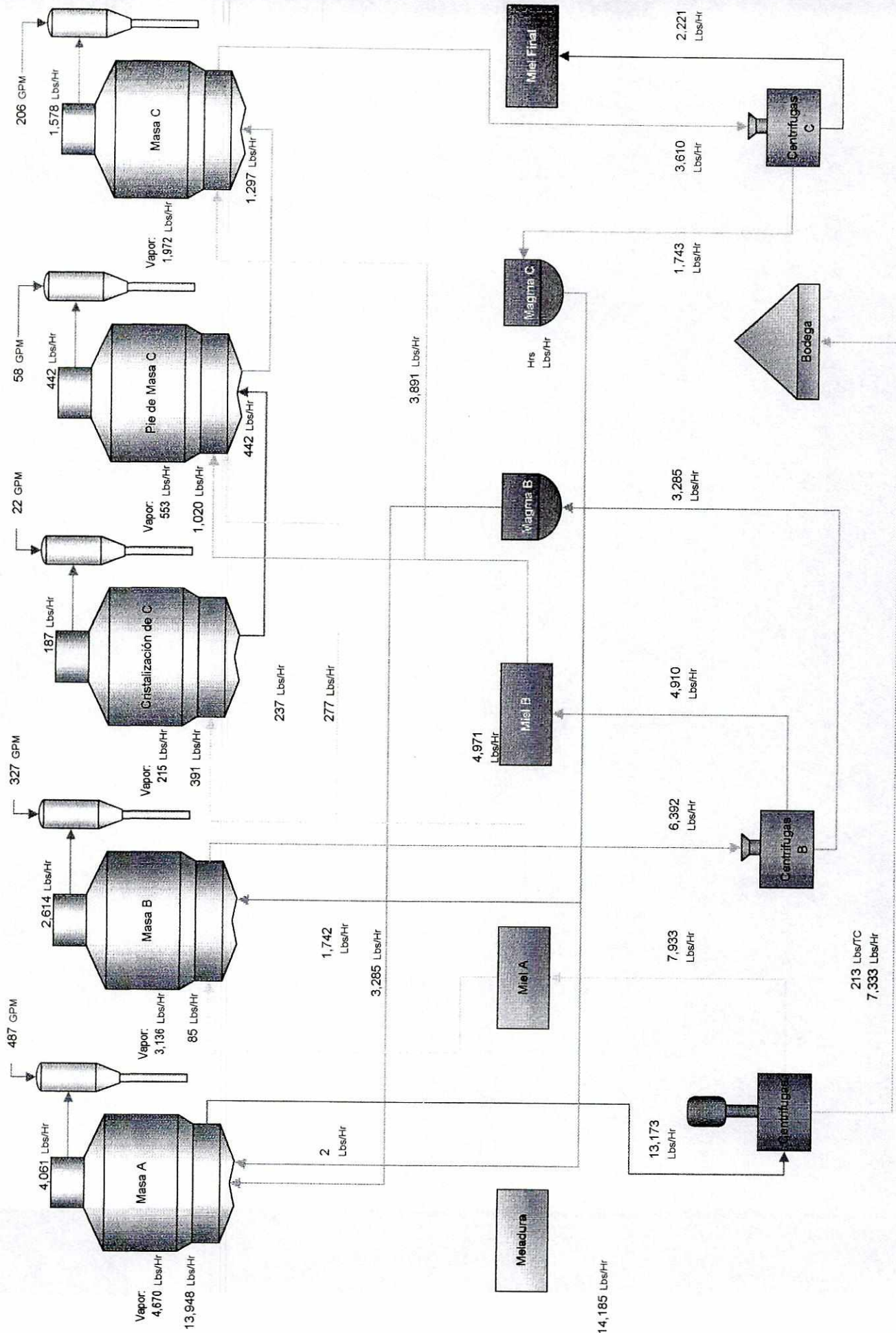
GPM de Agua Para Make Up Condensadores	33
--	----

## Balance de Masa y Energía de Tachos y Centrifugas

Balance de Masa de Tachos, Sistema Doble Magma

Proceso	Pol	Brix	Material				
	Lbs/Hr	Lbs/Hr	Pureza	Lbs/Hr	GPM	P <sup>3</sup> /Hr	P <sup>3</sup> /Día
<b>Meladura</b>	7944	9220	86	14185	22	173	4146
<b>Masa A</b>							
Magma B	2780	3022	92	3285	4	35	846
Magma C Refund	1	1	85	2	0	0	1
Meladura	7811	9066	86	13948	21	170	4076
<b>Masa A</b>	<b>10592</b>	<b>12089</b>	<b>88</b>	<b>13173</b>	<b>18</b>	<b>141</b>	<b>3396</b>
Miel A	3300	4760	69	7933	12	99	2373
Azucar A	7289	7330	99	7333			
<b>Masa B</b>							
Magma C	1376	1610	85	1742	2	19	448
Miel A	3022	4358	69	7264	11	91	2173
<b>Masa B</b>	<b>4398</b>	<b>5968</b>	<b>74</b>	<b>6392</b>	<b>8</b>	<b>68</b>	<b>1635</b>
Miel B	1618	2946	55	4910	8	61	1469
Magma B	2780	3022	92	3285	4	35	846
<b>Masa C</b>							
Pie de Masa C	747	1167	64	1297	2	14	337
Miel B	1282	2334	55	3891	6	48	1164
<b>Masa C</b>	<b>2032</b>	<b>3502</b>	<b>58</b>	<b>3610</b>	<b>5</b>	<b>38</b>	<b>908</b>
Magma C	1377	1611	85	1743	2	19	448
Miel Final	655	1891	35	2221	3	25	591
<b>Pie de Masa C</b>							
Cristalización C	296	389	76	442	1	5	116
Miel A	115	166	69	277	0	3	83
Miel B	336	612	55	1020	2	13	305
<b>Pie de Masa C</b>	<b>747</b>	<b>1167</b>	<b>64</b>	<b>1297</b>	<b>2</b>	<b>14</b>	<b>337</b>
<b>Cristalización C</b>							
Meladura	133	154	86	237	0	3	69
Miel A	163	235	69	391	1	5	117
<b>Cristalización C</b>	<b>296</b>	<b>389</b>	<b>76</b>	<b>442</b>	<b>1</b>	<b>5</b>	<b>116</b>

# Balance de Tachos, Doble Magma



**Balance de Vapor, Agua de Inyección a Condensadores y Condensados**

Material	Evaporacion Lbs/Hr	Vapor Promed Lbs/Hr	Vapor Maximo Lbs/Hr	Inyeccion GPM Agua	Condensados GPM
Masa A	4061	4670	5838	487	10
Masa B	2614	3136	3920	327	6
Masa C	1578	1972	2465	206	4
Pie de Masa C	442	553	691	58	1
Cristalización C	187	215	268	22	0
<b>Total</b>	8881	10546	13182	1100	22

**Capacidad de Tachos**

Proceso	Material P <sup>3</sup> /Día	Ciclos Tachos/Día	Necesarios P <sup>3</sup> Tachos	Instalados P <sup>3</sup> Tachos	Agregar P <sup>3</sup> Tachos
Masa A	3396	8	424	850	
Masa B	1635	7	238	250	
Masa C	908	6	151	600	
Pie de Masa C	337	6	56	449	
Cristalización C	116	6	19	393	
Desarrollo Pie de A (Crudo)	1132	8	141	250	
<b>Total</b>	7524	41	1031	1950	

**Capacidad de Centrífugas**

Tipo de Centrífuga	P <sup>3</sup> /Día a Procesar	Capacidad Instalada P <sup>3</sup>	Agregar P <sup>3</sup> Centrifug	Sobran P <sup>3</sup> Centrifug	No. Centrif Necesarias
Continuas, Magma C	908	1920		1012	1.4
Continuas, Magma B	1635	4400		2765	0.5
Batch, Masa A	3396	17472		14076	1.9

**Capacidad de Cristalizadores de Masa C**

Proceso	Retencion Horas	Superficie Necesaria P <sup>2</sup>	Superficie Instalada P <sup>2</sup>	Agua GPM	Superficie Agregar P <sup>2</sup>
Enfriar	19.8	674	250	17	424
Recalentar	31.7	146	400	7	
<b>Total</b>	51.6	820	650	24	424

**Otros Datos (Sin Perdidas Indeterminadas)**

Quintales de Azucar/Dia	1760
Lbs de Azucar/Ton de Caña	213.4
Galones de Melaza/Día	4424
Galones de Melaza/Ton Caña	5.5

***Balance Global de Materiales, Lbs/Ton Caña***

	<b>Brix</b>	<b>Pol</b>	<b>Pureza</b>
Caña	329.8	275.3	83.46
Bagazo	41.3	32.7	79.09
Jugo Diluido	288.5	242.6	84.09
Cachaza	11.52	4.15	36.03
Azúcar	213.3	212.1	99.44
Melaza	55.0	19.1	34.65
Perdidas Indeter.	8.7	7.3	84.09

Con caída aceptable de pureza de Jugo Diluido  
a Jugo Residual

Indeterminados 3% Aceptables

Rendimiento Esperado: **213.4** Lbs de Azucar/Ton de Caña  
Extracción de Pol: **88.1** %



Ing. Edward H. Dardon  
Asesor

**Apéndice D. Reportes de Laboratorio Santa Teresa S.A.**







