

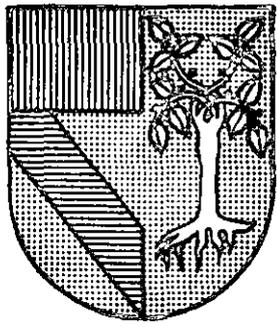
308917

UNIVERSIDAD PANAMERICANA

ESCUELA DE INGENIERIA

Con estudios incorporados a la Universidad Nacional Autónoma de México

8



LA RECUPERACION DE SACAROSA, UNA OPORTUNIDAD PARA LA INDUSTRIA AZUCARERA EN MEXICO.

291598

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE INGENIERO MECANICO ELECTRICISTA AREA: INGENIERIA MECANICA

P R E S E N T A: **PABLO RAUL / IRIBAS ROSAS**

DIRECTOR DE TESIS: ING. ALFREDO GONZALEZ RUIZ

MEXICO, D. F.

2001



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

A Dios por darme todo para lograr este anhelo
A mi mamá, por su amor e insistencia que estará en paz y sonriendo
A mi papá por toda su enseñanza, paciencia y apoyo incondicional
A mis hermanos por toda su confianza
Al Ing. Castrezana por su inapreciable ayuda para la elaboración de esta tesis
A Alfredo González por su guía y amistad
A mis amigos que conservo pues sé que cuento con ellos
A ti Jessica por siempre juntos

TESIS

LA RECUPERACION DE SACAROSA, UNA OPORTUNIDAD PARA LA INDUSTRIA AZUCARERA FRENTE AL TLCAN

INTRODUCCIÓN	1
1. EVOLUCIÓN DE LA INDUSTRIA AZUCARERA EN MEXICO	2
2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	7
2.1 Batey	7
2.2 Molienda	7
2.3 Evaporación	11
2.4 Cristalización	11
3. SITUACIÓN ACTUAL	15
3.1 Endeudamiento Creciente	15
3.2 Situación del Mercado	19
3.3 Costo de la Materia Prima	21
3.4 Restricción Económica por la Modernización	23
3.5 Estancamiento de la Investigación	23
3.6 Propuestas para Mejorar el Equipo Básico	23
4. PROPUESTAS PARA LA RECUPERACIÓN DE SACAROSA	24
4.1 Distribución de la Sacarosa en el Proceso	24
4.2 Pérdidas de Sacarosa en el Bagazo	28
4.3 Extracción Reducida a 12.5 % Fibra en Caña	28
4.4 Equipos que Contribuyen a Mejorar la Preparación en Caña	29
4.4.1 Picadora Articulada	29
4.4.2 Desfibrador Mark IV	31
4.4.3 Maza Inatascable	35
4.5 Pérdidas de Sacarosa en Proceso de Elaboración	39
4.6 Pérdidas Indeterminadas de Sacarosa	40
4.6.1 Procesos a Revisar para un Mejor Control	40
4.6.1.1 Clarificación de Jugo	40
4.6.1.2 Evaporación	41
4.6.1.3 Cristalización	42
4.6.1.4 Pureza del Producto	46
4.6.1.5 Formación de Cristales	47
4.6.1.6 Saturación	47
4.6.1.7 Pureza	48
4.6.1.8 Velocidad de Cristalización	50
4.6.1.9 Características de los Tachos	51

4.6.2 Controles de Eficiencia en Cristalización	53
4.6.2.1 De los Materiales	53
4.6.2.2 De los Equipos	53
4.6.2.3 Del Desarrollo de Templas	53
5. SUBPRODUCTOS	64
CONCLUSIONES	68
TERMINOLOGÍA	71
ANEXOS	77
Referencias Operacionales	
BIBLIOGRAFIA	88

INTRODUCCIÓN

La industria azucarera en México, cuenta con sesenta ingenios, distribuidos en quince estados del país; aproximadamente dos millones de personas directa e indirectamente viven de la industria azucarera y, en la mayoría de las regiones en que están situados los ingenios, constituyen el principal motor económico.

En la última década la industria azucarera preocupada por mantenerse en un nivel competitivo de eficiencia y calidad de su producto terminado, ha realizado esfuerzos tales como la selección de variedades de caña de alto contenido de sacarosa. Implementar un excelente manejo de la cosecha y algunos ingenios iniciarán su etapa de modernización, dando por resultado que a partir de la descentralización, en el año de 1989 pasó de una producción deficitaria de 3.5 a 5.1 millones de toneladas de azúcar; crecimiento que rebasó el índice de consumo.

Los ingenios producen en seis meses lo que tienen que comercializar en doce meses. De acuerdo al Tratado de Libre Comercio de América del Norte, al séptimo año de vigencia (2000), México tiene el derecho de exportar todos sus excedentes al Mercado de Estados Unidos. Cláusula todavía no cumplida.

El presente trabajo tiene por objeto analizar los diversos factores que están determinando una crisis muy severa en la industria azucarera.

Por tratarse de un trabajo técnico, el capítulo de Propuestas para la Recuperación de Sacarosa, se expone con amplitud señalando la química del proceso, acciones técnicas y estrategia de operación que coadyuven al incremento de la eficiencia de la fábrica.

Existen ingenios que operan con valores de alta eficiencia, siendo éstos los que nos sirven como parámetros de comparación para los demás.

Reducir los costos en la producción es una tarea paralela a la toma de decisiones con respecto a la problemática actual. Se debe tener muy presente que para el año 2008, ya muy cercano, en un Mercado sin aranceles, los intereses azucareros de los productores de Estados Unidos, serán idénticos a los intereses de los productores mexicanos, se competirá en un campo parejo sobre la base de costos y eficiencia de producción.

CAPÍTULO I

EVOLUCIÓN DE LA INDUSTRIA AZUCARERA EN MÉXICO

Hernán Cortés en 1519, introdujo la caña de azúcar, en lo que sería la Nueva España, procedente de Cuba, sembrándose en San Andrés Tuxtla, Veracruz. Debemos recordar que la caña se puede consumir como "fruta". Este es el primer lugar donde se cultivó la caña en México.

En 1524 Don Hernán, mandó construir el primer trapiche en México, en la región de los Tuxtlas, el cual bautizó con el nombre de "Tuxtla". Empezando sus operaciones el 17 de septiembre de 1538, 14 años después de iniciada su construcción, y funcionó durante 57 años, hasta 1595 cuando se incendió y no fue reconstruido.

1528. Hernán Cortés lleva la caña a Coyoacan, D.F. donde el cultivo no prospera a causa de las bajas temperaturas (heladas) durante el invierno y la altitud sobre el nivel del mar de este lugar. Siendo este el **segundo lugar** donde se cultivó la caña en México. Inclusive se llegó a montar un trapiche.

1529. Empiezan la instalación de la hacienda azucarera en Vista Hermosa, Morelos.

1530. Se siembra la caña en Tetela, cerca de Cuernavaca y se instala el trapiche de Axolomulco.

1540. Comienza a funcionar la hacienda azucarera de Tlaltenango, Morelos; que sería la más importante de su tiempo. La elección de este lugar fue porque tenía menor altitud sobre el nivel del mar, con respecto a Coyoacan.

En 1544, se empezó a sembrar caña dulce en Puebla, Oaxaca y Michoacán; el marquesado de Oaxaca se distinguió como el centro productor más importante del Continente.

1550. Se instalan nuevos trapiches en Morelos, Veracruz y Puebla.

1568. Traslada Martín Cortés el cultivo de la caña y el trapiche de Tlaltenango a Atlacomulco, Morelos; donde prácticamente se establece la primera zona agrícola con caña digna de mención, que se explotó hasta los tiempos de la revolución mexicana. Suministrando anualmente fondos para el sostenimiento del Hospital de Jesús, en cuya iglesia reposan los restos de Don Hernán Cortés. A pesar de que Martín Cortés está muy interesado en la industria azucarera, sobreviene una crisis debido a que en España preferían comprar el azúcar del Caribe, en vez de la Nueva España.

A la hacienda de Jalmolonga, en el Estado de México, corresponde el siguiente lugar donde se cultivó caña.

1595. Deja de funcionar el primer trapiche "Tuxtla", en San Andrés Tuxtla, destruido por un incendio, ya no se reconstruye.

1600-1810. La industria azucarera tuvo oscilaciones de prosperidad (1537-1570), estancamiento (1571-1802), depresión (1803-1808) y prosperidad (1809-1811), habiendo construido muchos trapiches, todos ellos de poca capacidad de molienda, comparativamente con los ingenios modernos.

1851. Se reconstruyen los trapiches en los estados de Morelos, Puebla, Veracruz y Michoacán.

Para **1875**, se estima que la producción de azúcar fue de 18,900 toneladas.

1878-1879. Se cultiva la caña de azúcar en gran parte de los estados de la República Mexicana, con las variedades nobles Morada, Rayada y Cristalina.

1892. Se obtiene una producción de 55,329 toneladas de azúcar.

Nuevamente durante la revolución de **1911-1915** gran parte de la maquinaria en los ingenios fue destruida.

1911-1912. Se cultiva la caña en 18 estados y funcionan 269 trapiches, con una producción de 167,250 toneladas de azúcar; 114 ingenios produciendo azúcar (145,845 toneladas) y mascabado (2,859 toneladas); 149 ingenios produciendo azúcar de purga (18,546 toneladas), estos últimos contaban con equipos de purga o centrifugas.

1918. Se destruyen muchos ingenios a causa de la revolución, bajando la producción a 44,092 toneladas de azúcar.

Por más de cuatro siglos, la industria azucarera mexicana, estuvo integrada por productores aislados, incapaces de contrarrestar las fluctuaciones de los precios domésticos y otros embates económicos y políticos, traían como consecuencia estas circunstancias, la quiebra de los ingenios más débiles en las épocas duras, la reapertura de ellos, dependía de empresas más fuertes en las épocas de auge de los precios, originando ciclos de prosperidad y de depresión.

Cuando había sobrantes la demanda limitada hacía bajar los precios a niveles incosteables y se recurría a la exportación, a precios generalmente muy por debajo de los que regían en el mercado doméstico.

1922. Se reconstruyen los ingenios y se reestablece la producción a 155,780 toneladas. El período entre 1922 y 1950, tuvo una tasa de incremento anual promedio de 4.7 %.

Esta etapa puede ser considerada como de recuperación de la crisis revolucionaria y de estabilización de la planta productiva.

1931. Se confronta una grave crisis azucarera, por sobreproducción. Existían en el mercado 243,015 toneladas de azúcar producido, y el consumo anual era 200,000 toneladas de azúcar. Se tenían en almacén más de 100,000 toneladas de azúcar. La exportación del azúcar no es costeaible.

Fue necesario agrupar a los productores, mediante un impuesto reversible de 5 centavos por kilogramo de azúcar, que el ejecutivo dictó con fecha 5 de enero de 1931, a fin de que las pérdidas de exportación se prorrataron entre todos los productores y planificar la industria. Para el efecto se crea la Comisión Estabilizadora del Mercado del Azúcar (organismo oficial) y la Compañía Estabilizadora del Mercado del Azúcar (organización mundial), logrando descongestionar el mercado en el curso de dos años, mediante la exportación de 112,000 toneladas de azúcar por cuenta de la masa común.

1934. Se disminuye la producción a 183,702 toneladas de azúcar, con 79 ingenios.

1937-1938. Sobreviene el reparto agrario de las tierras en cultivo con caña, privando a los ingenios de la propiedad de los campos transformándose las tierras en ejidos y pequeñas propiedades, desvinculando así el campo de la fábrica, lo cual originó una crisis de producción deficitaria, que llegó a ser insuficiente para el consumo doméstico y obligó a la importación del azúcar.

1938. Se constituye la Unión Nacional de Productores de Azúcar, S.A. de C.V. (UNPASA), como organización auxiliar de crédito. Agrupando todos los ingenios azucareros del país, encargándose de la distribución y venta en el territorio nacional del azúcar que se produce, exportando los excedentes y proporcionando a sus asociados créditos para la producción azucarera, conservando los ingenios su carácter de empresas autónomas.

No obstante la producción siguió siendo azarosa para la economía azucarera, propugnándose entre los productores la conciencia de que el campo y la fábrica constituyen una unidad económica indisoluble: sin la fábrica no tiene sentido la producción de la caña y sin el campo la fábrica no tendría razón de existir.

1941. Se expide un acuerdo presidencial para conciliar la pugna entre el campo y la fábrica, mediante la fijación de un precio de la caña en función del rendimiento de la fábrica y del precio del azúcar, garantizando un mínimo de 40 kilogramos de azúcar para el valor de la tonelada de la caña, entregada en el batey, y al precio que liquide la UNPASA el azúcar, para rendimientos en fábricas hasta del 8 % y participaciones mayores para rendimientos superiores, excluyendo participaciones en los subproductos y siendo por cuenta del productor toda clase de impuestos.

1943. Se establece por decreto presidencial un plan de intensificación de la producción azucarera, creando las zonas de abastecimiento de caña para cada ingenio, a fin de garantizarle la producción de caña para aprovechar su máxima capacidad de molienda. El 1 de febrero de 1943 se constituyó la Financiera Industrial Azucarera, S.A., como institución privada financiera y fiduciaria.

1944. El 20 de abril se publica el decreto presidencial que establece las reglas para fijar el precio de la caña para la fabricación de azúcar, alcohol y piloncillo.

1945. Se expide el decreto presidencial que eleva a la categoría de ley los decretos cañeros de 1943 y 1944.

1946. Se constituye por decreto presidencial la Comisión Nacional de Arbitraje para la resolución de controversias entre cultivadores de caña e ingenios azucareros, así como su reglamento.

1948. Se rebasa la producción de medio millón de toneladas de azúcar (611,777).

1949. Se establece la oficina de campos experimentales para la investigación y desarrollo de la caña de azúcar, dependiendo de UNPASA.

1952. Se crea por decreto presidencial de la Comisión Nacional de la Caña de Azúcar, como organismo público descentralizado, con personalidad jurídica y patrimonio propio.

1956. Se transforma la Oficina de Campos Experimentales establecida en 1949, en el Instituto para el Mejoramiento de la Producción del Azúcar (IMPA), dependiendo económicamente de UNPASA y del Fideicomiso del Azúcar, en partes iguales. Se modifica nuevamente el decreto cañero para fijar las reglas del precio de la caña de azúcar, también se expide un decreto que fija nuevos precios para el azúcar al menudeo.

1957. Se rebasa la producción del millón de toneladas de azúcar (1,018,041 toneladas) en 71 ingenios que funcionaron, moliéndose 11,350,000 toneladas de caña cosechadas en una superficie de 205,700 hectáreas.

1958. Se expide el decreto presidencial que modifica los precios de venta, por zonas del país y por clases de azúcar.

Las grandes inversiones realizadas para sostener el crecimiento, vinculadas al congelamiento del precio interno a partir de 1958, y a la incapacidad de los ingresos logrados por las exportaciones para neutralizar sus efectos, además de los incrementos en los costos financieros generados por esas mismas inversiones, crearon las condiciones para que el proceso de auge finalizara en forma brusca.

1966. Se llega a la producción de 2,011,000 toneladas de azúcar, en 71 ingenios que funcionaron, moliéndose 23,132,000 toneladas de caña cosechadas en una superficie de 383,500 hectáreas.

El estancamiento productivo tuvo su contrapartida en un fuerte crecimiento de la demanda interna que pasó de un millón y medio de toneladas en 1967 a tres millones y cuarto en 1982, o sea, que creció a un ritmo de 5.2 % anual promedio.

1968. Se exporta el mayor volumen de azúcar: 661,432 toneladas.

1970. Se crea por decreto presidencial la Comisión Nacional de la Industria Azucarera (CNI A), como organismo federal descentralizado, con personalidad jurídica y patrimonio propios, además, se constituye la Operadora Nacional de Ingenios S.A., para administrar los ingenios del sector público. Se expide un acuerdo que modifica los precios de venta, por zonas del país y para las distintas formas y clase de azúcar, establecidos en 1958.

1974. Se exportan 479,887 toneladas de azúcar. Se obtiene una producción de 2,649,000 toneladas de azúcar en 64 ingenios que funcionaron, moliéndose 30,492,00 toneladas de caña, cosechadas en una superficie de 447,330 hectáreas. Se registra un consumo interno de 2,173,000 toneladas de azúcar.

Se pueden reconocerse cuatro períodos, caracterizados por los distintos ritmos de crecimiento presentes en cada uno de ellos:

1. Recuperación y estabilización, 1922-1950.
2. Crecimiento acelerado, 1959-1967.
3. Estancamiento y crisis, 1967-1982.
4. Ordenamiento y auto-suficiencia a partir de 1982.

A finales de la década de los años 80's la producción azucarera fue deficitaria. En 1989 se inicia el período sobre la desincorporación de las unidades industriales.

Podemos decir sin lugar a dudas, que es una de las industrias que han evolucionado junto con la historia del país, pero su avance tecnológico no ha sido significativo, no se han aprovechado los subproductos en su totalidad, para de esta manera poder sanear económicamente a la industria, pues se siguen obteniendo los mismos productos que hace 500 años: azúcar y alcohol.

CAPÍTULO 2

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La elaboración del azúcar se realiza únicamente durante la temporada de cosecha de la caña, conocida como zafra. Es importante señalar que el factor tiempo tiene un papel muy importante en el proceso, la caña desde el momento de la quema para su cosecha inicia un deterioro por lo cual la entrega a la fábrica no debe acumular más de 48 horas.

2.1 BATEY

Previo paso por las básculas para determinar su peso, la caña se recibe en el patio de almacenamiento llamado batey. La mayor parte de los ingenios cuentan con áreas de almacenamiento y equipos de gruas muy amplios en superficie y número. Sin embargo hay conciencia que no debe almacenarse la caña, y es preferible descargar directamente a las mesas alimentadoras de los conductores.

Los equipos aconsejables son volteador de plataforma en el extremo del conductor y volteadores de hilo en el conductor. En el conductor la caña es trozada o picada lo mejor posible para facilitar la extracción de jugo en los molinos.

La preparación la proporcionan equipos o juegos de cuchillas picadoras, mínimo 2 juegos y un desfibrador.

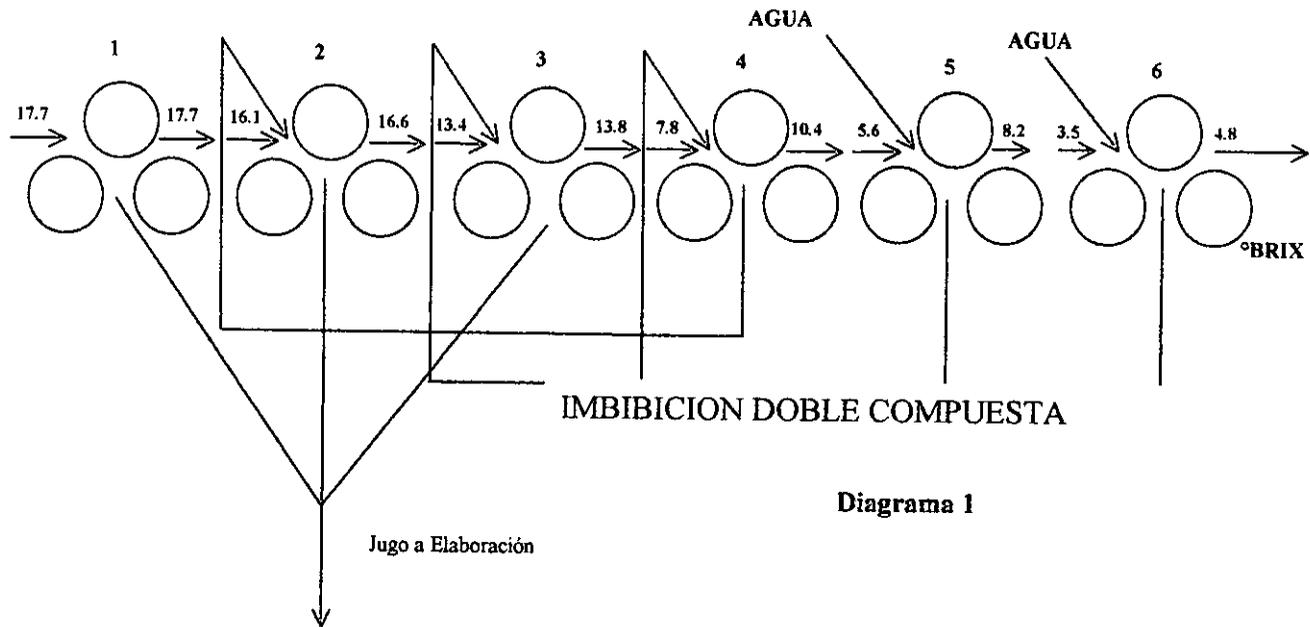
Es un proceso de calidad total. Este departamento debe entregar al siguiente, que es la planta moledora, caña con índice de preparación de alta eficiencia.

2.2 MOLIENDA

Esta etapa consiste en el paso de la caña desfibrada por el tándem de molinos. El Molino tradicional consta de 3 mazas, actualmente la cuarta maza se está generalizando. Con respecto al tándem, el número de molinos que lo integran son cinco o seis.

En el penúltimo molino, a la salida se agrega agua, preferentemente caliente y libre de sales, esta agua se llama agua de imbibición (*ver diagrama 1*) se hace una circulación de fuego del último molino al penúltimo y así sucesivamente, con el objeto de favorecer la transferencia de sacarosa de una solución de mayor concentración a otra de menor concentración (*ver diagrama 2*).

El material fibroso a la salida del último molino, es un subproducto de la caña de azúcar, que recibe el nombre de bagazo, utilizado como combustible en el área de generación de



PREPARACIÓN Y EXTRACCIÓN

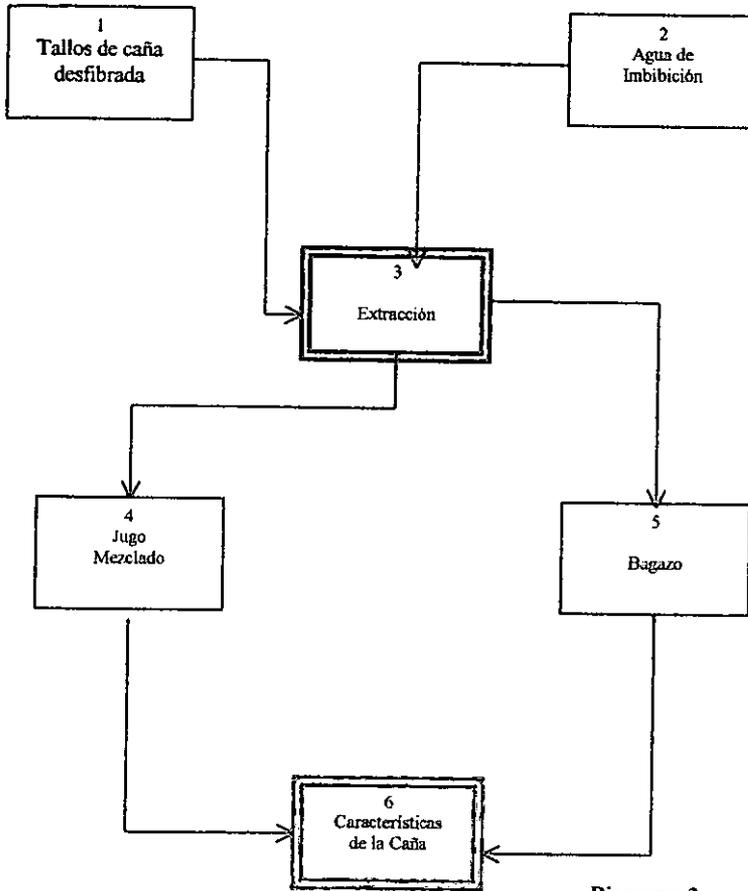


Diagrama 2

vapor (calderas). El jugo resultante de la mezcla de jugos en los diferentes molinos, se conoce como jugo mezclado, material que se entrega a la fábrica para su elaboración.

El jugo mezclado es pesado y analizado con el objeto de determinar la cantidad de sacarosa enviada a la fábrica. Estas operaciones deben ser celosamente vigiladas por ser fundamentales para definir la eficiencia del proceso.

En seguida el jugo mezclado se somete a un procedimiento de sulfatación que se utiliza para eliminar impurezas y materias colorantes, al transformar las sales férricas de alto color en compuestos ferrosos incoloros.

El procedimiento es llevar el jugo a un pH de 3.0 a 4.0, procediendo a alcalizar de inmediato a un pH de 7.2 a 7.6. Esta etapa de sulfatación se utiliza para ingenios cuyo producto final es azúcar estándar, y no es aplicable en ingenios cuyo producto final es azúcar refinada. Tiene el inconveniente de someter el jugo a pH's muy ácidos que favorecen la hidrólisis de la sacarosa, es recomendable para aquellos ingenios con producción de azúcar estándar, mejorar la calidad del proceso de clarificación, y prescindir de la sulfatación del jugo que produce adicionalmente pérdidas de sacarosa e incrustaciones fuertes a las superficies de transferencia de calor de los evaporadores.

El jugo mezclado de pH 5.5 debe someterse de inmediato a la neutralización con hidróxido de calcio de los ácidos orgánicos contenidos en el jugo, y favorecer la precipitación de algunos no azúcares inorgánicos; como el fosfato de calcio y de magnesio, óxidos de sílice y no-azúcares orgánicos. Esta reacción se acelera mediante el calentamiento que permite la precipitación de otras impurezas nitrogenadas, y algunos lípidos. La temperatura necesaria debe ser entre 103 °C y 105 °C.

El jugo en estas condiciones debe perder exceso de calor y velocidad antes de entrar a los clarificadores, esto se logra en el tanque de auto evaporación o tanque "flash".

El jugo clarificado obtenido que generalmente contiene 15 % de sólidos y 85 % de agua, pasa a una estación de colado para retirar partículas muy finas como bagacillo que no fue sedimentado por baja densidad (flotan).

Como subproducto de la estación de clarificación se obtienen del fondo del clarificador un lodo dulce o cachaza, que debe procesarse para extraerle la mayor cantidad de sacarosa. Para lo cual se mezcla con bagacillo, que se obtiene del conductor inclinado de bagazo a las calderas, mediante la instalación de tamices (mallas).

La cachaza preparada es filtrada en equipos rotatorios con sistema de vacío y, al mismo tiempo, en estos filtros la torta de cachaza se lava con agua caliente a una presión constante.

El jugo filtrado regresa al proceso de clarificación, y la torta de cachaza transporta a granel al campo, de la cual se puede obtener un excelente mejorador de suelo (*ver diagrama 3*).

2.3 EVAPORACIÓN

El jugo clarificado y colado para a la estación de evaporación, cuyo objetivo es concentrar el jugo hasta valores de 60 % a 65 % de sólidos, que significa eliminar un 75% del agua presente en el jugo.

Los equipos actualmente usados son evaporadores de calandria fija, interconectados en un sistema múltiple efecto, en número de vasos (4 ó 5), que representan eficiencia económica en el concepto energía.

El jugo que sale del último efecto se llama meladura, y pasa a la cristalización. Este departamento de vaporación, además de su función principal de concentración del jugo, tiene una importancia muy alta en la eficiencia técnica de la fábrica, toda vez que la recuperación del total de agua condensada en los diferentes efectos, va a significar mayor eficiencia en el área de generación de vapor.

2.4 CRISTALIZACIÓN

El jugo concentrado o meladura, con 60 % a 65 % de sólidos pasa al departamento de cristalización, la cual se realiza en evaporadores de un solo efecto utilizando como medio de calentamiento vapor generado en los pre-evaporadores de la estación de evaporación; y el objetivo es lograr la formación del grano, desarrollo del mismo y agotamiento del material azucarado hasta lograr una miel que conteniendo sacarosa, su viscosidad limita mayor agotamiento.

La formación de grano y desarrollo del mismo, se logra por sobresaturación del material azucarado hasta lograr una masa viscosa compuesta de cristales de sacarosa y licor madre. Esta masa se conoce como templa. Estas masas viscosas pasan al departamento de centrifugado con el objeto de lograr la separación por medio de la fuerza centrífuga del azúcar y las mieles. Al mismo tiempo permite el lavado del azúcar de acuerdo a la calidad deseada. Actualmente los equipos utilizados, cuentan con la modernización que representa el control automático de la operación.

De acuerdo a la pureza de la meladura se establecen sistemas de trabajo de elaboración de temples, que permita una caída de pureza entre la meladura y la miel final de 48 a 50 puntos.

El azúcar obtenido, en el caso de fabricación de azúcar estándar, se transporta a secadores rotativos para cumplir con las normas en cuanto a la humedad en el azúcar.

En el caso de fábricas con refinería, el azúcar estándar, producto de la centrifugación, se transporta a un fundidor que por medio de agua caliente se obtiene un jarabe con 60 % de sólidos que se conoce como licor fundido, con el cual se inicia el proceso de refinación. En

algunos puntos, similar al proceso del azúcar crudo, es decir, purificación o clarificación a base de hidróxido de calcio y ácido fosfórico, calentamiento y clarificación. En este caso por flotación para continuar con la etapas propias de la refinería que es la decoloración (*ver diagrama 4*).

ALCALIZACIÓN Y CLARIFICACIÓN

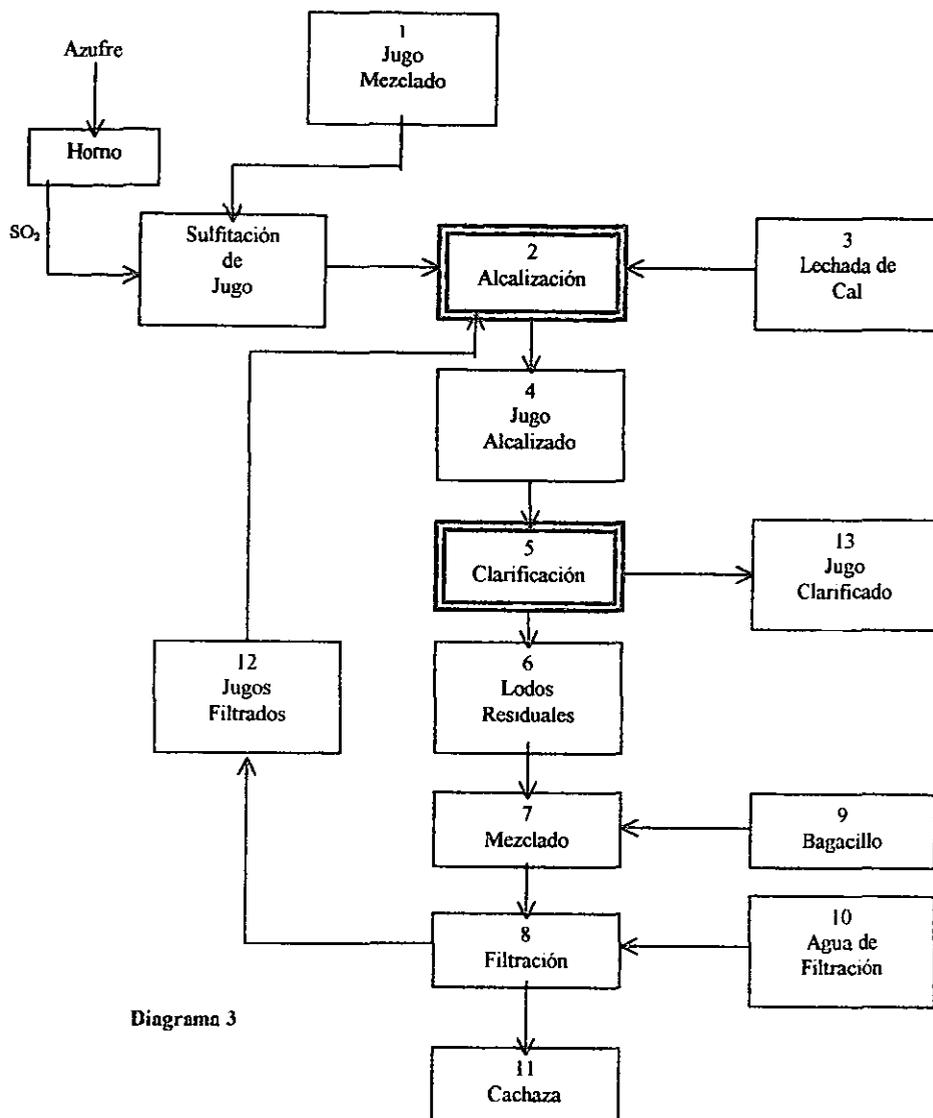


Diagrama 3

CAPÍTULO 3

SITUACIÓN ACTUAL

La Industria Azucarera en México, transcurridos 10 años del inicio del proceso de privatización a un lustro de la firma del Tratado de Libre Comercio de América del Norte; se encuentra a finales del año 1999 en una situación que pueda definirse rápidamente en términos de crisis; y esta crisis compleja, como en sí, en la agroindustria obedece principalmente a los siguientes factores:

- 3.1 Endeudamiento Creciente.
- 3.2 Situación del Mercado. Vulnerabilidad frente a la apertura comercial.
- 3.3 Costo de la materia prima.
- 3.4 Restricción económica para modernizar el proceso y reducir costos de operación.
- 3.5 Estancamiento de investigación, de aprovechamiento de los beneficios de la sucroquímica.
- 3.6 Equipo básico obsoleto.

A continuación se explican estos puntos:

3.1 ENDEUDAMIENTO CRECIENTE

En los últimos 10 años, los ingenios han acumulado pasivos por más de dos mil millones de dólares. la mayoría de las empresas no ha podido sanear sus finanzas, a pesar de algunas medidas adoptadas como es la reducción de la planta laboral.

Por la manera en que la industria azucarera se fue privatizando, podemos apreciar que fue muy hábil; pues los ingenios ya considerándolos a cada uno de ellos como industria, los podemos clasificar como malos, medio buenos y buenos. De manera que se ofertaron en paquetes de varios ingenios que permitiera vender a aquéllos menos eficientes. Los precios fueron atractivos, y quizá, lo importante entonces, no era el precio, sino hacer la operación sin que se cerrara ninguno. Lo que se ahorró en subsidios es más que suficiente, ahí esta el verdadero beneficio.

Para facilitar su venta, se diseñó un esquema basado en obligaciones, ajustadas al precio del azúcar para el pago del 80 % del monto de la operación a largo plazo, y el otro 20 % liquidable en efectivo al momento de firmar el contrato de compra-venta.

Lo anterior fue muy atractivo bajo un esquema de pronto liberar el precio del azúcar, lo cual no sucedió, manteniéndose un control férreo del precio que dejó lugar a otra negociación de financiamiento en pesos con interés de 28 % al 30 %, a dólares con interés de 11 % y un tipo de cambio estable, lo cual tampoco sucedió. Con la devaluación del 19 de diciembre de 1994 se triplica la deuda. Posteriormente se reestructura en UDI.

La problemática anterior no se refleja en aquellos grupos que liquidaron oportunamente sus compromisos de deuda.

Otro de los motivos que no ha permitido a los industriales dar cumplimiento a sus compromisos de deuda, fue que en los cuatro años de privatización, la producción nacional experimentó una caída y, por los temores de ineficiencia, propició que a partir de 1989 se recurriera a la importación de azúcar, que al ver adquirida a precio "dumping" en los mercados internacionales, perjudicó no sólo la balanza comercial, sino también la ya precaria situación financiera de la industria.

Los siguientes cuadros nos indican los ingenios del país, su ubicación, grupo corporativo al que pertenecían y su producción en la zafra 1998-1999.

GRUPO	INGENIO	UBICACIÓN (estado)	PRODUCCIÓN Azúcar(tons)
A.G.A.	Mochis	Sinaloa	57,151
	Puga	Nayarit	169,858
Azucarero México	Benito Juárez	Tabasco	89,159
	Lázaro Cárdenas	Michoacán	37,004
	San Fco. El Naranjal	Veracruz	61,040
	San Pedro	Veracruz	74,744
	Tala	Jalisco	206,634
	El Dorado	Sinaloa	48,720
Beta San Miguel	Constancia	Veracruz	60,829
	Quesería	Colima	94,625
	San Fco. Ameca	Jalisco	90,802
	San M. del Naranjo	San Luis Potosí	87,982
	San Rafael de Pacte	Quintana Roo	97,580
Escorpión	Atencingo	Puebla	147,447
	Casasano	Morelos	38,717
	E. Zapata	Morelos	127,233
	El Modelo	Veracruz	127,027
	Plan de San Luis	San Luis Potosí	92,989
	Potrero	Veracruz	171,564
	Providencia	Veracruz	66,055
	San Cristóbal	Veracruz	236,922
	San Miguelito	Veracruz	56,408

GRUPO	INGENIO	UBICACIÓN (estado)	PRODUCCIÓN Azúcar(tons)
García González	Calipan	Puebla	24,173
	El Carmen	Veracruz	57,237
I.M.A.N.	Azucarera La Fé	Chiapas	142,364
	El Higo	Veracruz	60,713
	Mahuixtlán	Veracruz	30,688
	Melchor Ocampo	Jalisco	88,074
	Prozúcar	Sinaloa	57,158
Jiménez	Azsuremex	Tabasco	16,732
	Dos Patrias	Tabasco	6,774
Machado	Central Progreso	Veracruz	61,767
	José Ma. Morelos	Jalisco	63,363
	Pablo Machado	Oaxaca	95,968
	Santo Domingo	Oaxaca	8,323
	Zapotitla	Veracruz	83,657
	El Refugio	Oaxaca	35,224
	Central Motzorrongo	Veracruz	107,885
P.I.A.S.A.	Adolfo López Mateos	Oaxaca	107,414
	Tres Valles	Veracruz	153,918
Porres	Hixtla	Chiapas	51,421
	San Sebastián	Michoacán	41,754
	Santa Clara	Michoacán	45,872
Saenz	A. Saenz	Tamaulipas	90,498
	Mante	Tamaulipas	78,153
	Tamazula	Jalisco	140,036
Santos	Alianza Popular	San Luis Potosí	104,649
	Bella Vista	Jalisco	63,734
	Pedernales	Michoacán	40,262
	Cuatotolapan	Veracruz	47,653
	Plan de Ayala	San Luis Potosí	88,241
	San Gabriel	Veracruz	43,353

GRUPO	INGENIO	UBICACIÓN (estado)	PRODUCCIÓN Azúcar(tons)
Seoane	Independencia	Veracruz	29,000
	La Gloria	Veracruz	129,498
Ingenios Individuales	El Molino	Nayarit	74,280
	La Concepción	Veracruz	22,203
	La Joya	Campeche	21,632
	San José de Abajo	Veracruz	54,800
	San Nicolás	Veracruz	39,898
	La Chontalpa	Tabasco	50,064
Sindicatura	La Chontalpa	Tabasco	50,064

3.2 SITUACIÓN DEL MERCADO

¿Qué ha sucedido en el Mercado Azucarero? ¿Qué factores han contribuido a la situación crítica de la industria?

Durante la última década, México aumentó su producción de 3.4 a 5.1 millones de toneladas, que marcó un nuevo rumbo de primera intención extraordinario, pero a la distancia ha sido perjudicial en un impacto económico.

Producción Nacional de Azúcar en los últimos 11 años.

Zafra	Azúcar (toneladas)
1988 / 89	3,484,000
1989 / 90	3,172,503
1990 / 91	3,660,650
1991 / 92	3,291,307
1992 / 93	4,076,483
1993 / 94	3,549,229
1994 / 95	4,277,394
1995 / 96	4,377,554
1996 / 97	4,543,851
1997 / 98	5,174,027
1998 / 99	4,698,919

Los factores a considerar son los siguientes:

- La producción de azúcar ha recuperado el índice de consumo.
- Sustitución de azúcar por jarabe de maíz rico en fructuosa.
- Avance de preferencia de edulcorantes no calóricos.

Consecuencia de lo anterior, se presenta la necesidad de colocar en la exportación un excedente de casi 900,000 de toneladas en el mercado internacional, obviamente a precios mundiales que implicaría pérdidas financieras.

En lo interno, la inexistencia de un programa financiero que ordene mes por mes, la comercialización del dulce. Toda vez que los ingenios producen durante 6 meses, y la venta se realiza en doce meses, en consecuencia se dan casos de ingenios que no cuentan con liquidez, sobreofertan el mercado, desplomando el precio.

El esquema anterior, no se da en aquellos ingenios que están equilibradamente integrados con unas plantas consumidoras (refresqueras).

Por tratarse de un edulcorante, ventajosamente competitivo con el azúcar, cuya presencia ha desequilibrado el mercado nacional. Es conveniente resaltar que es el jarabe de maíz rico en fructuosa.

La fructuosa es un edulcorante natural, se encuentra en las frutas. También forma junto con la glucosa parte de la molécula de sacarosa, nombre químico del azúcar.

El jarabe de maíz, rico en fructuosa es el resultado de un proceso de elaboración que descompone el almidón presente en el maíz, por medio de enzimas para convertir alrededor de 50 % de glucosa en fructuosa, un monosacárido más dulce.

El maíz tiene la ventaja sobre otras materias primas (papa, trigo, etc.) de fácil almacenamiento, barato y con posibilidad de trabajo de la planta procesadora durante todo el año, además los ingresos por los derivados obtenidos como aceite de maíz y gluten, reducen el costo de producción.

La presencia del jarabe de maíz rico en fructuosa en el mercado nacional es consecuencia de la carta paralela al Tratado de Libre Comercio de América del Norte, con desventaja para la industria Azucarera Nacional.

La sustitución de azúcar por el jarabe de maíz rico en fructuosa, ha sido desde el punto de vista industrial, únicamente una cuestión económica, en donde el consumidor final no ha tenido nada que ver. Los usuarios, especialmente los fabricantes de refrescos han sustituido el azúcar por jarabe de maíz rico en fructuosa, exclusivamente por una cuestión de costos, ya que los dos edulcorantes, cumplen exactamente la misma función.

En el caso de los edulcorantes no calóricos o de bajas calorías, la situación es distinta porque la mayor parte tiene precio inferior al azúcar, sin embargo hay una tendencia al consumo por el deseo de no privarse de la sensación dulce, y al mismo tiempo extra consumo de calorías. Este tema es polémico y concuerdan expertos en que el consumo de edulcorantes no calóricos, no ayuda a la reducción de peso por sí sólo. La reducción de peso se logra ingiriendo menos calorías de las que se consumen, provengan éstas del azúcar o de cualquier otro alimento calórico.

3.3 COSTO DE LA MATERIA PRIMA

El sistema de cálculo para pago de la caña de azúcar, entregada a los ingenios azucareros quedó definido a partir del decreto cañero expedido el 30 de mayo de 1991.

Consiste en determinar los kilogramos de azúcar recuperable base estándar por tonelada de caña barata.

Para efecto del cálculo de pago, el valor anterior se convierte a kilogramos de azúcar recuperable base estándar por tonelada de caña neta.

Para el objeto de esta tesis, lo importante es indicar que la fórmula para el cálculo del KARBE/TCB considera una eficiencia en fábrica fija para todos los ingenios con un valor de 82.37. Es decir, todos los ingenios deben recuperar, o mejor dicho, envasar el 82.37 del total de sacarosa determinado en la caña.

Fórmula.

$$\text{KARBE} / \text{TCB} = \text{Pol} \% \text{ C} * \text{EBF} * \text{FF} * \text{FP} * 10 / 99.4$$

donde:

KARBE / TCB = kilogramos de Azúcar Recuperable Base Estándar por Tonelada de Caña Bruta. (Resultado hasta milésimas de punto).

Pol % C = POI % en Caña. Dato que deberá tomarse del informe oficial de corrida final de zafra con datos a la fecha (acumulados).

EBF = Eficiencia en Fábrica = 82.37

FF = Factor de Fibra.

FF = $1.085966 - (0.519 F)/(100-F)$

donde:

F = Fibra % en Caña Molida. Se obtiene del informe oficial de corrida final de zafra con datos a la fecha (acumulados).

FP = Factor de Pureza. = $1.101843 * (1.4 - 40/P)$

donde:

P = Pureza del jugo mezclado producido por la caña molida.
Se obtiene del Informe Oficial de Corrida Final de Zafra
con datos a la fecha (acumulados).

La Pureza se obtiene con la siguiente ecuación:

$$P = \frac{\text{Pol \% del Jugo Mezclado}}{\text{Brix \% del Jugo Mezclado}} * 100$$

La tabla siguiente indica la eficiencia en fábrica obtenida en la zafra 1998/1999.

Eficiencia en Fábrica (%)	Número de Ingenios
De 87.000 a 87.204	2
De 86.000 a 86.949	2
De 85.000 a 85.999	1
De 84.000 a 84.999	8
De 83.000 a 83.999	10
	<hr/> 23
De 82.000 a 82.164	4
De 81.000 a 81.999	6
De 80.000 a 80.999	6
De 79.000 a 79.999	7
De 78.000 a 78.999	5
De 77.000 a 77.999	2
De 76.000 a 76.999	--
De 75.000 a 75.999	3
De 71.000 a 71.999	1
Abajo de 70.000	2
	<hr/> 36

Significa que sólo 23 ingenios obtienen valores de eficiencia en fábrica superior a 82.37 y 36 ingenios tienen eficiencias inferiores. Y, por lo tanto, un KARBE es negativo; es decir, pagan más kilogramos de azúcar que lo que obtiene.

3.4 RESTRICCIÓN ECONÓMICA POR LA MODERNIZACIÓN

Por tratarse de las condiciones críticas expuestas en los puntos 1, 2 y 3, es obvio que las condiciones económicas de los ingenios no han permitido establecer en la medida óptima la modernización de las plantas y los estudios convenientes a la explotación de nuevos productos. Así pues, los problemas económicos en los ingenios ha provocado que no exista una modernización en todo el equipo de los ingenios.

3.5 ESTANCAMIENTO DE LA INVESTIGACIÓN

Por tratarse de un trabajo técnico, se establecen las condiciones óptimas del proceso para lograr una mayor recuperación de azúcar, dejando para el capítulo de conclusiones los comentarios y sugerencias a los puntos de situación del Mercado y estancamiento de la investigación, en la obtención de subproductos derivados de la sucroquímica, y vías de modernización.

3.6 PROPUESTAS PARA MEJORAR EL EQUIPO BÁSICO

El equipo de preparación de caña y molienda, es el que si se sustituye por uno mejor, aumentaría en un grado alto, el rendimiento del ingenio, es decir su eficiencia.. Son básicamente tres:

1. La picadura articulada.
2. Desfibrador Mark IV.
3. La Maza Inatascable Lotus.

En el siguiente capítulo analizaremos con detalles los factores expuestos en el presente. Tocaremos los puntos clave del proceso y daremos una propuesta en la mejora del equipo.

CAPÍTULO 4

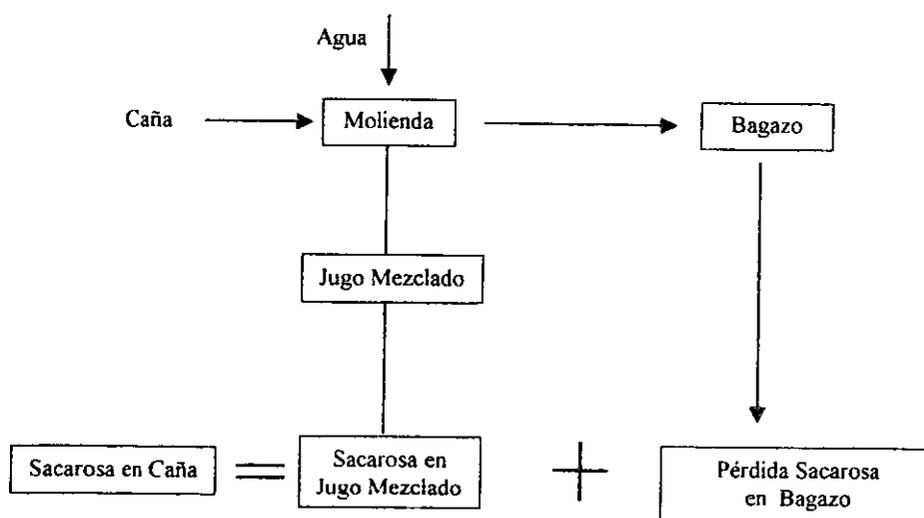
PROPUESTAS PARA LA RECUPERACIÓN DE SACAROSA

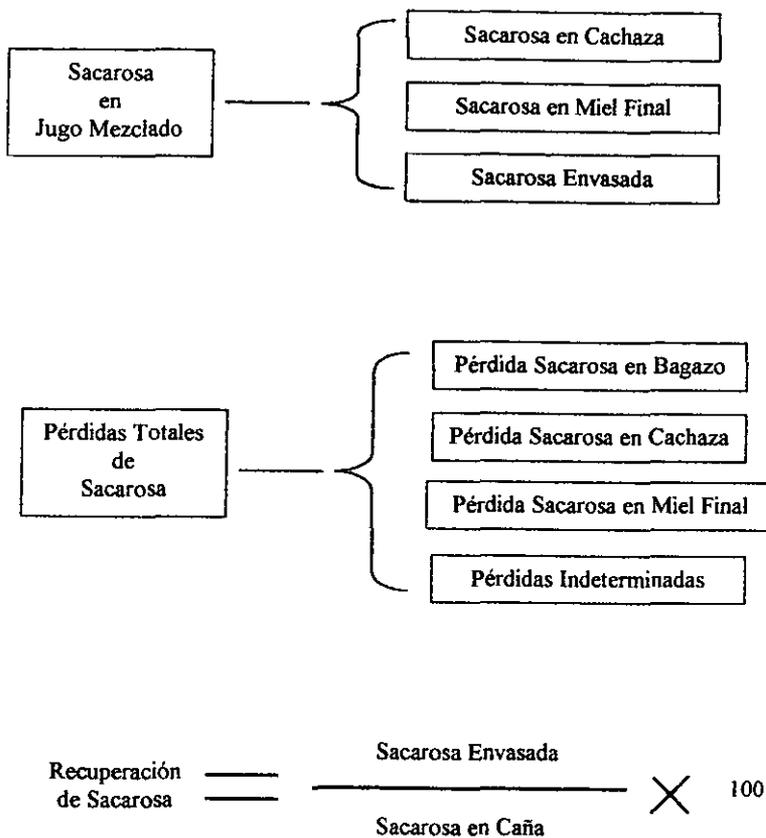
4.1 DISTRIBUCIÓN DE LA SACAROSA EN EL PROCESO.

Ecuación fundamental:

Caña + Agua \Rightarrow Jugo Mezclado + Bagazo

Caña + Agua \Rightarrow (Molienda) Sacarosa en Jugo Mezclado + Sacarosa en Bagazo





Este concepto representa la eficiencia en fábrica en forma integral, ya que entra en juego la eficiencia del equipo de toda la fábrica, como la del personal de operación y da por resultado un porcentaje de aprovechamiento de la sacarosa total recibida, y la que está presente en el producto principal.

Valores obtenidos en la zafra 1998/1999.

Recuperación de sacarosa :

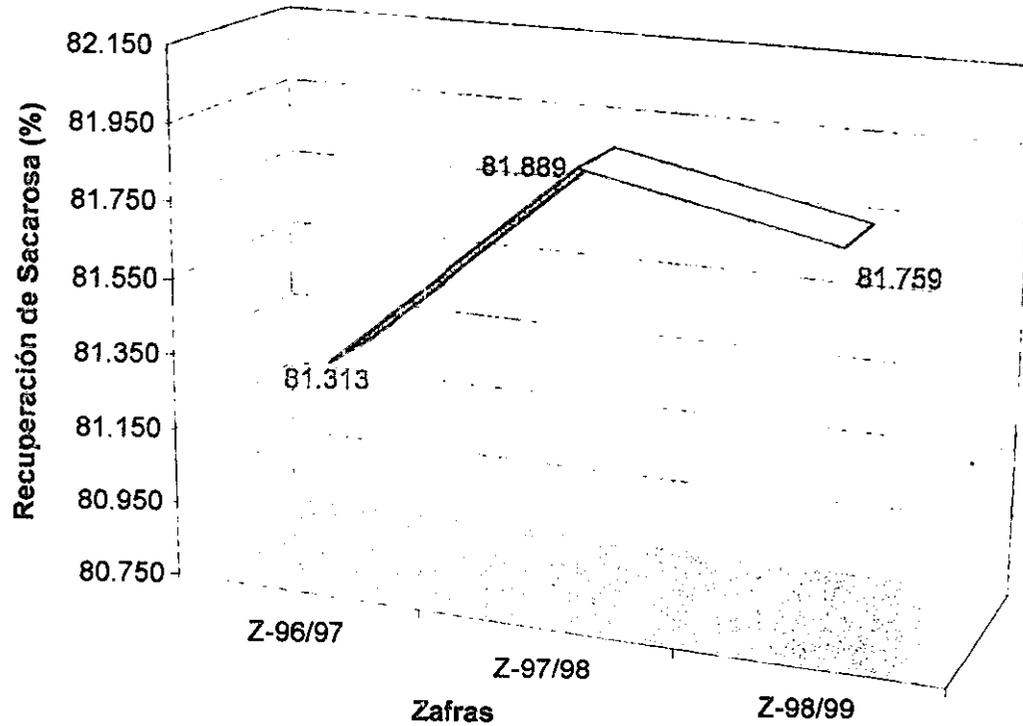
- > de 87 % pero < 88 %: 2 ingenios.
- > de 86 % : 2 ingenios.
- > de 85 % : 1 ingenio.
- > de 84 % : 8 ingenios.
- > de 83 % : 10 ingenios
- < de 82.37 % : 36 ingenios.

Desde una óptica de operación, aumentar la eficiencia en fábrica, significa disminuir la pérdida de sacarosa en los subproductos y pérdidas indeterminadas, mediante los equipos, sistemas de trabajo y controles necesarios adecuados en el proceso.

Un ingenio con sacarosa en caña (% caña) de 14.00 y recuperación de sacarosa de 87%, significa que los 140 kilogramos de sacarosa por tonelada de caña que entra al proceso, envasa el 87%, o sea, 121.8 kilogramos.

El mismo caso de materia prima pero con eficiencia en fábrica de 82 % significa que la sacarosa envasada será 114.8 kilogramos, 7 kilogramos de sacarosa recuperada menos por cada tonelada de caña molida.

Sacarosa Recuperada como Promedio Nacional en las Últimas 3 Zafras



4.2 PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL BAGAZO

El bagazo representa en promedio el 30 % del peso de la caña la cantidad de sacarosa que se pierde en el bagazo depende principalmente de los equipos de preparación de la caña: diseño de cuchillas, desfibrador y de la eficiencia de la planta de molienda.

La extracción reducida a 12.5 % fibra en caña, es un concepto que orienta el resultado del trabajo en la preparación de la caña y en la molienda.

4.3 EXTRACCIÓN REDUCIDA A 12.5 % FIBRA EN CAÑA

Valores obtenidos:

- > 97 pero < 98 : 2 ingenios.
- > 96 : 7 ingenios.
- > 95 : 14 ingenios.
- > 94 : 18 ingenios.
- > 93 : 9 ingenios.
- > 92 : 4 ingenios.
- > 91 : 3 ingenios.
- > 90 : 1 ingenio.
- > 89 : 1 ingenio.
- > 87 : 1 ingenio.

Los ingenios con mayor extracción reducida a 12.5 % fibra en caña, son los ingenios con menores pérdidas de sacarosa en el bagazo de % en caña, en promedio 0.450 que significa 4.5 kilogramos de sacarosa por cada tonelada de caña molida.

En ingenios de menor extracción reducida, las pérdidas de sacarosa en el bagazo % en caña lleguen a duplicarse con respecto a los ingenios con alta extracción.

4.4 EQUIPOS QUE CONTRIBUYEN A MEJORAR LA PREPARACION DE LA CAÑA

4.4.1. PICADORA ARTICULADA. (FIGURA 1)

Ventajas:

- **Instalación.** La unidad completa se instala en el conductor de caña, similar a como se instala un juego de cuchillas convencional. Cuando la picadura articulada reemplaza un juego de picadura existente, el eje, la chumacera, cable y volante usualmente se usan, y las únicas parte nuevas requeridas son la porta-cuchillas, bloques giratorios, cuchillas y tornillos.
- **Bajo Costo de Operación.** Debido a que las cuchillas van montadas en bloques giratorios, tienen la capacidad de retractarse actuando como amortiguadores durante la operación, de manera que prácticamente se elimina el riesgo de que se rompan.
- **Construcción Robusta para Servicio Pesado.** Aunque requiere un relativo alto grado de precisión en su manufactura el diseño es sencillo y la construcción prácticamente irrompible.
- **Bajo Costo de Mantenimiento.** Los esfuerzos de impacto mantenidos, son particularmente absorbidos y distribuidos sobre las áreas de contacto de los bloques giratorios, resultando un desgaste mínimo en dichas piezas. Además los golpes transmitidos a través de la caña al conductor, son reducidos en intensidad, así que ocurre menos desgaste en las tablillas, cadenas chumaceras del conductor.
- **Mantenimiento Sencillo.** Estando las cuchillas simplemente atornilladas a los bloques giratorios, se pueden cambiar fácilmente cuando es necesario.
- **Mejor Preparación de la Caña / Demanda Potencia.** Por la característica en las cuchillas durante la operación, la picadura articulada se puede trabajar en cuchillas sin filo, consumiendo la misma potencia que una picadora convencional del mismo tamaño equipada en cuchilla afilada, por lo tanto, debido al área mayor de impacto de la cuchilla un filo en la caña, la preparación de la caña es superior.
- **Mayor Recuperación de Azúcar.** En vista de los paros por rotura de cuchillas son virtualmente eliminados cuando se usa la picadora articulada, así también se elimina el tiempo perdido por el mismo concepto y, por consiguiente, disminuye las pérdidas de sacarosa en el bagazo y en el proceso, resultando mayor recuperación de azúcar.

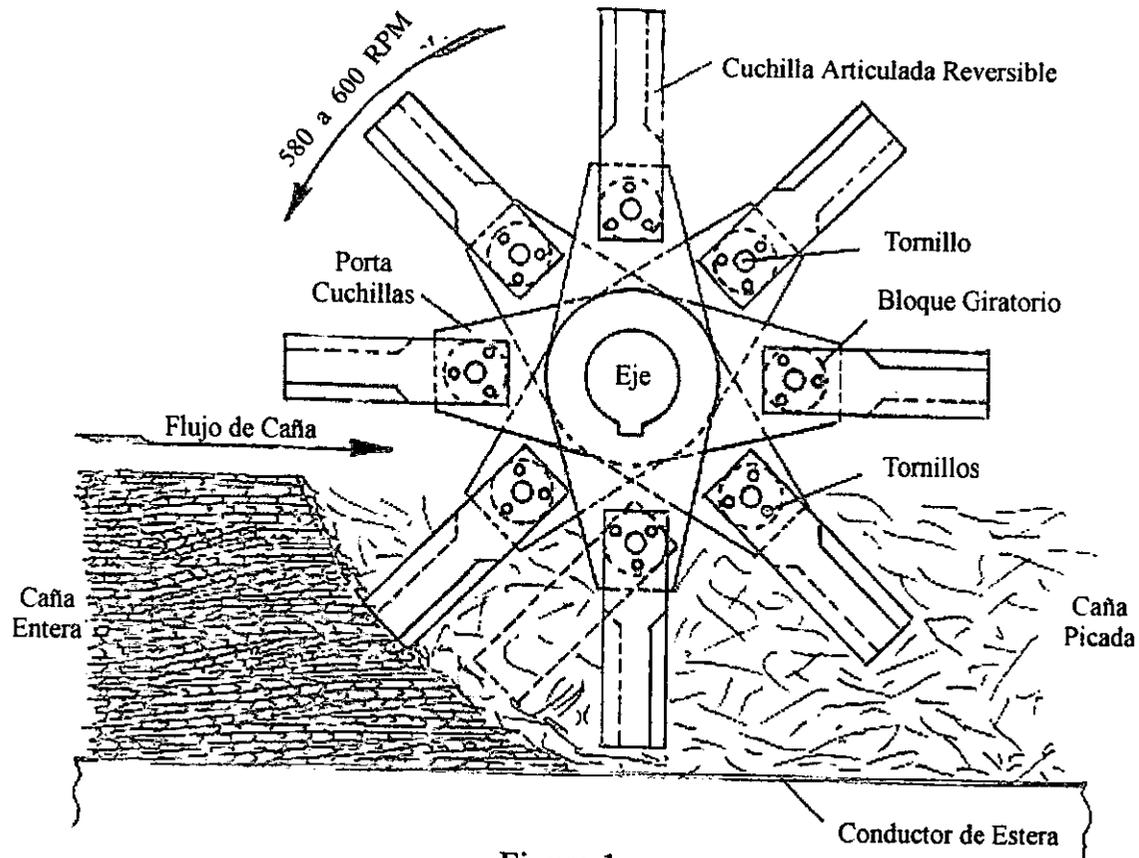


Figura 1

4.4.2. DESFIBRADOR MARK IV.(FIGURA 2)

Ventajas.

- Proporciona caña con gran calidad de preparación.
- Mejora la alimentación del molino.
- Aumenta la extracción de jugo en el molino.
- Se obtiene bagazo altamente desmenuzado.
- Operación sin variaciones.
- Capacidad hasta 15,000 toneladas de caña por día.
- Rotor rígido de servicio pesado.
- Desmenuza simultáneamente atrás y adelante.
- Yunques independientes tipo parrilla.
- Cubierta independiente del rotor.
- Acceso fácil para mantenimiento.
- Punta de martillos, con material resistente a la abrasión, dureza de 64 Rc que mejora el porcentaje de celdas rotas. Las puntas de martillos son removibles y su tiempo de servicio es de 200,000 a 500,000 toneladas de caña, dependiendo de la cantidad de materia abrasiva (piedras, arenas).

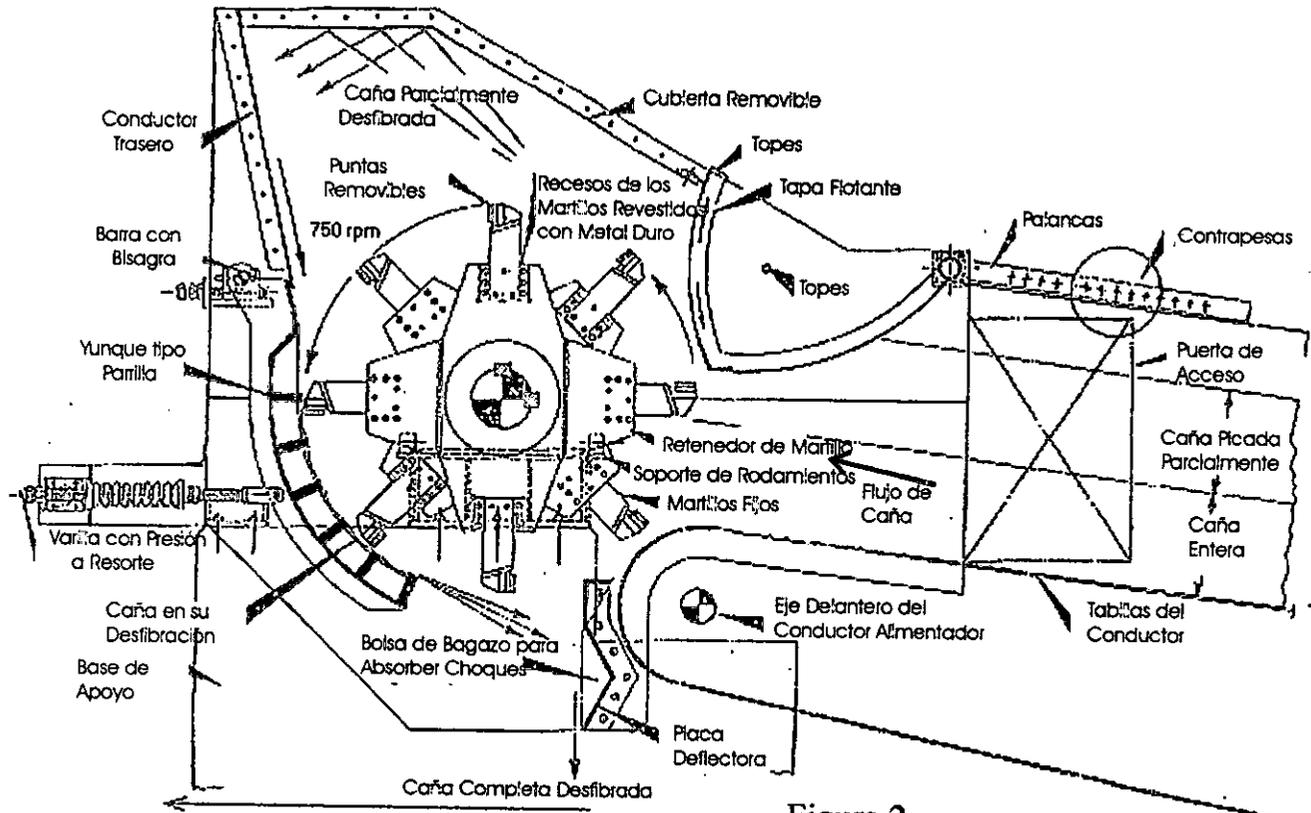


Figura 2

Es importante también apreciar la sacarosa entre un tándem convencional de 5 molinos y un tandem equivalente que tiene mazas lotus superiores.

	Tándem Convencional	Tándem Maza Lotus
% Sacarosa Entrando al Primer Molino	100	100
% Sacarosa Extraída por Primer Molino	<u>60</u>	<u>66</u>
% Sacarosa Entrando al Segundo Molino	40	34
% Sacarosa Extraída por Segundo Molino	<u>16</u>	<u>14.96</u>
% Sacarosa Entrando al Tercer Molino	24	19.04
% Sacarosa Extraída por Tercer Molino	<u>9.60</u>	<u>8.38</u>
% Sacarosa Entrando al Cuarto Molino	14.40	10.66
% Sacarosa Extraída por Cuarto Molino	<u>5.76</u>	<u>4.69</u>
% Sacarosa Entrando al Quinto Molino	8.64	5.97
% Sacarosa Extraída por Quinto Molino	<u>3.46</u>	<u>2.63</u>
% Sacarosa en el Bagazo	5.15	3.34
% Extracción = 100 - Sacarosa Perdida en Bagazo	94.82	96.66
	(% Sacarosa Original)	

Efecto del número de molinos en un tándem con los beneficios obtenidos con las mazas lotus.

No. de Molinos en Tándem	Extracción %		
	Tándem Convencional %	Tándem Lotus %	% Aumento Maza Lotus
2	76.00	80.96	6.13
3	85.60	89.34	4.37
4	91.36	94.03	2.92
5	94.82	96.66	1.95

Objetivos Principales para Reducir las Pérdidas de Sacarosa en la Molienda.

1. Aprovechamiento de la capacidad instalada.
2. Obtener extracción reducida a 12.5 % fibra en caña con valor de alta eficiencia.
3. Obtener extracción de sacarosa en jugo mezclado % sacarosa en caña, con valores de alta eficiencia.

4. Obtener pérdidas de sacarosa en bagazo % en caña entre 0.500 y 0.900 %
5. Aportar al departamento de calderas bagazo como combustible de alto con humedad no mayor de 50 % y sacarosa baja que permiten aprovechar el poder calorífico del bagazo.
6. Evitar el deterioro de la sacarosa por la presencia de microorganismos.
7. Reducir el tiempo perdido.

Equipos y estrategias de trabajo que contribuyen a la obtención de los objetivos:

1. Instalación de 4ª maza en cada molino.
2. Instalación de alimentación vertical a cada molino (Dooney Chute).
3. Implementar imbibición compuesta.
4. Sustitución de los conductos de bagacillo por tanques individuales a cada molino, implementados con bombas inatascable.
5. Sustitución de los coladores DSM para jugo a fábrica por colador rotatorio.
6. Automatización de la operación.

Otras inversiones:

1. Instalación de la maza lotus con mayor rendimiento de la maza convencional. Con las siguientes ventajas:
 - Puede instalarse en el lugar de la maza superior.
 - Mejora la alimentación del molino.
 - Mejora la extracción del molino.
 - Por tratarse de acero fundido, su vida útil, bien mantenida es aproximadamente de 20 años.
2. Sustituir de acuerdo al balance calórico las turbinas de accionamiento de los molinos por motores hidráulicos.

4.4.3 MAZA INATASCABLE. (FIGURA 3)

La maza lotus, un nuevo concepto de molienda. La maza de molino convencional, con su camisa de hierro fundido, ha servido a la industria bien, pero como cualquier otra pieza del equipo, tiene sus limitaciones. El objeto de la maza lotus es extender estos límites a aquéllos que permitan al operador de molinos procesar más caña a un nivel más alto de funcionamiento con su tándem de molienda existente. Sus ventajas sobre las clásicas son las siguientes: (figura 2)

- **Confiabilidad.** La camisa, siendo de acero vaciado no se agrietaría como las camisas de hierro vaciado que tienden a hacerlo. También, debido al mayor soporte suministrado por la camisa de acero vaciado, las roturas de las flechas debajo de la camisa pueden ser eliminados.
- **Expectativa de Vida.** Esperamos una vida más larga de las mazas lotus, por las siguientes razones:

La fractura de los dientes no debe ocurrir con camisas de acero fundido como se sucede con las camisas de hierro fundido. Si ello ocurre, los dientes serán fácilmente reparados, mientras que un diente roto de hierro fundido, no puede ser reparado satisfactoriamente.

La maza lotus siendo de acero vaciado, puede ser soldada con arco eléctrico durante la operación por medio de cualquier número de electrodos para endurecimiento superficial y/o electrodos resistentes a la corrosión. El diámetro de la maza podrá fácilmente mantenerse durante toda la zafra.

- **Agresividad.** Si un tipo de electrodo resistente a la corrosión fuera usado para soldar eléctricamente la maza, el metal base expuesto de la camisa se corroerá más rápidamente que el metal depositado. Esta relación de corrosión diferencial tendrá el efecto de aumentar la rugosidad de la superficie de la maza.
- **Capacidad.** Esperamos un aumento de capacidad de cuando menos 50 %.
- **Extracción.** Esperamos un aumento de 2 a 40 % de la extracción de tándems que tienen un funcionamiento promedio.

Es interesante notar que la maza lotus suministra una muy alta capacidad de drenaje de jugo, esta característica podría usarse en un modo no convencional, ayudando a obtener una extracción mayor. El jugo de imbibición de un molino particular podría ser reciclado (parcialmente) al mismo molino.

Por medio de este método no se impone ninguna carga adicional a los evaporadores aunque el fluido adicional (reciclado) vertido sobre el bagazo podría extraer más Pol a través del proceso de lixiviación.

- **Humedad del Bagazo.** Debe ser mejorado por la maza lotus. Cualquier reducción de la humedad del bagazo no solamente aumentaría la extracción, sino también reduciría la cantidad de gases de petróleo o combustible fósil (si lo hay) de la compañía.

Las principales características de los resultados, son como sigue:

1. Los resultados oficiales muestran una capacidad pico de 105 TCH con la masa convencional y de 120 TCH con la maza lotus.
2. La maza lotus eliminó la inundación del jugo en el primer molino.
3. El pol del bagazo, que era tradicionalmente alrededor de 2.8 % disminuyó a 2.3 %. Con la maza lotus en operación. Esta cifra no está en el reporte oficial, pero puede confirmarse fácilmente.
4. La extracción real del jugo en el primer molino fue ligeramente mejorada con la maza lotus, como aparece a continuación.

Extracción de Jugo.

	Promedio	Máximo
Maza Convencional	50.77 %	53.18 %
Maza Lotus	51.77 %	59.88 %

5. La extracción de jugo del segundo molino aumentó apreciablemente con la maza lotus en el primer molino.

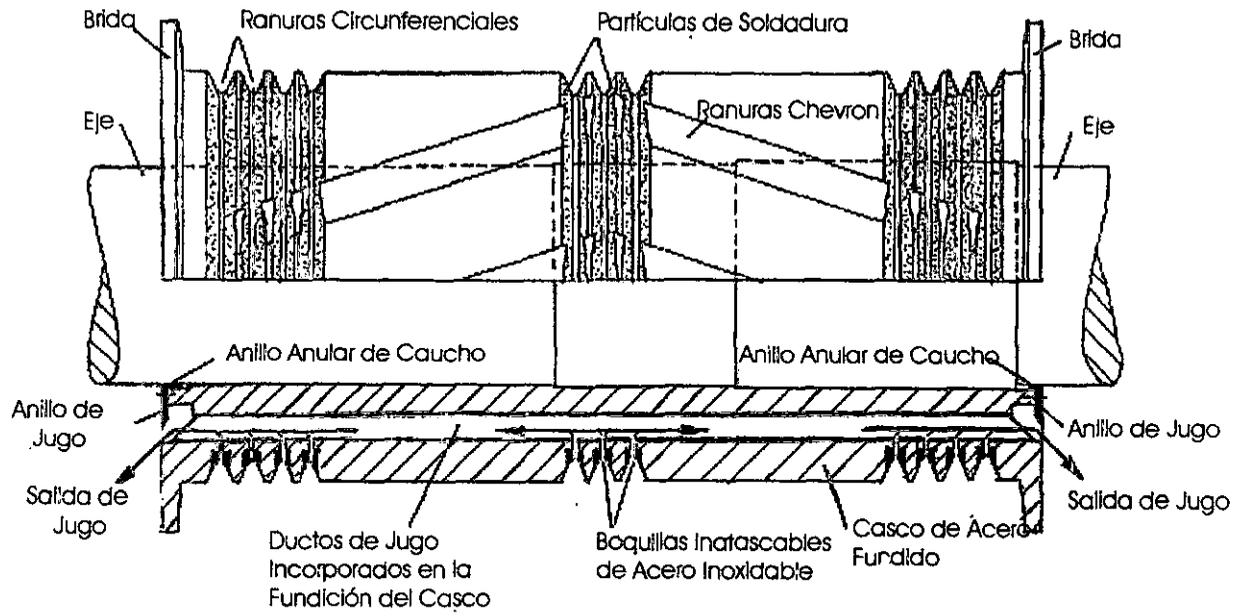
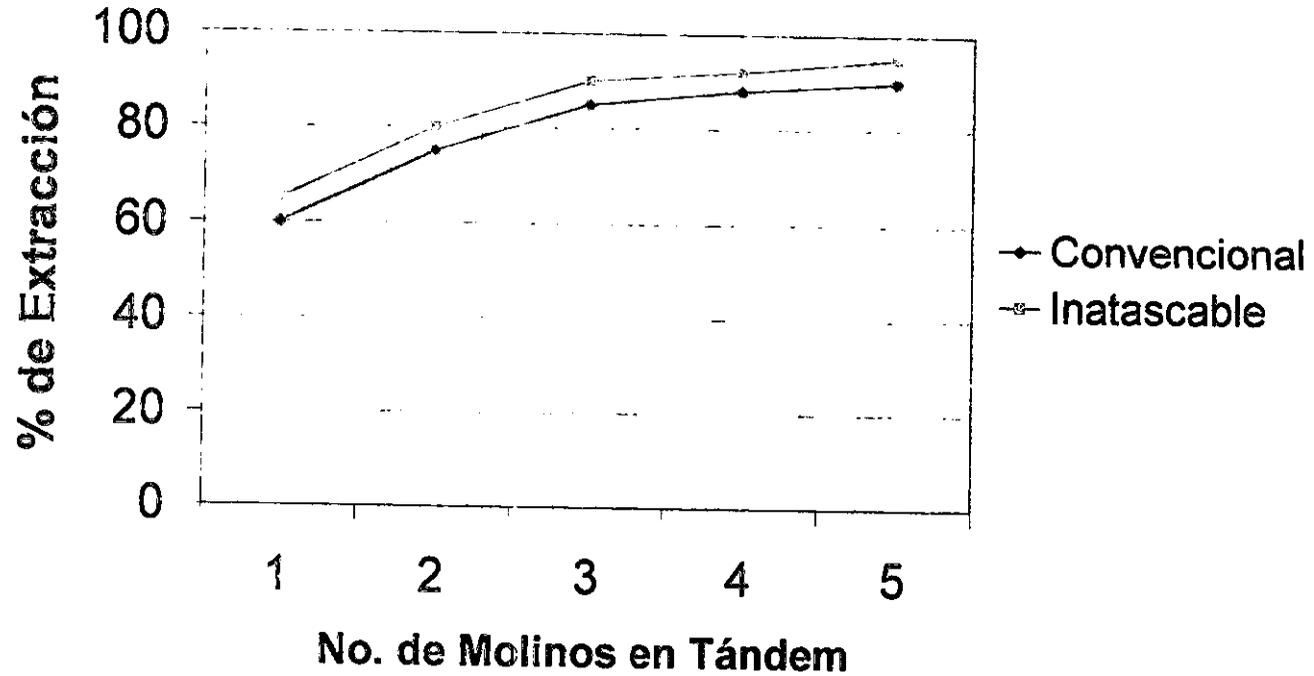


Figura 3

Comparación Maza Convencional con Maza Inatascable



4.5 PÉRDIDAS DE SACAROSA EN PROCESO DE ELABORACIÓN

- a) Pérdidas en la miel final
- b) Pérdidas en la cachaza
- c) Pérdidas indeterminadas.

La sacarosa entregada al proceso de elaboración implica por sí mismo en cada fase unitaria transformaciones físico-químicas que, de no tenerse un conocimiento y cuidado esas transformaciones inducen a pérdidas de sacarosa por encima de lo permisible, y que obviamente, impactan el resultado final de recuperación de sacarosa, es decir, la eficiencia en fábrica.

El conocimiento de la química del proceso, el especial cuidado de control en sus parámetros: tiempo, pH, temperatura, control microbiológico y sistemas operativos adecuados, son objeto del presente capítulo.

Hidratos de Carbono. Entre los compuestos orgánicos más comunes se encuentran algunos hidratos de carbono, entre ellos el azúcar ordinario (sacarosa), la *dextrosa*, el almidón y la celulosa, en los que existen sólo tres clases de átomos: carbono, hidrógeno y oxígeno; con la particularidad que la razón hidrógeno-oxígeno es la misma que en el agua, de ahí el nombre de hidratos de carbono o carbohidrato.

La Sacarosa $C_{12}H_{22}O_{11}$. Peso molecular 342.30 es un disacárido compuesto de una molécula de glucosa y una molécula de fructuosa.

Propiedades Físicas.

- La sacarosa se emplea en cuanto a sabor dulce como sustancia patrón con valor de 100.
- La sacarosa es una sustancia soluble en agua.
- Cristaliza en forma monoclinica característica.

Propiedades Químicas.

- No es reductora. Se llama no-reductora a la sacarosa, porque no reduce el licor de Fehling. La razón de que los grupos reductores de los dos monosacáridos están unidos con enlace glucosídico.
- La sacarosa es fácilmente hidrolizada por los ácidos y ciertas enzimas para dar una mezcla de glucosa y fructuosa, también conocidas como dextrosa y levulosa, respectivamente. Reacción no reversible y además la glucosa y fructuosa no cristalizan.

Cuando sucede lo anterior se pierde sacarosa pero no se pierden sólidos y el parámetro de kilogramos de miel incristalizable por tonelada de caña se incrementa, por ello es

muy importante la observación constante del comportamiento del concepto *pureza* en los materiales en proceso.

4.6 PÉRDIDAS INDETERMINADAS DE SACAROSA

Hemos señalado anteriormente que el balance de sacarosa, por principio estequiométrico, la sacarosa de entrada debe ser igual a la sacarosa de salida.

La sacarosa de entrada puede afectarse por exceso de material en suspensión en el jugo mezclado. Por determinación de la polarización errónea, causada por la presencia de cañadeteriorada, con formación de dextrina que desvía la luz polarizada en un ángulo mayor que la sacarosa. Con estos conceptos estamos hablando de manejo de sacarosa ficticia.

Con respecto al renglón material de salida, hemos expuesto que la sacarosa se distribuye en sacarosa envasada y sacarosa en subproductos; que son bagazo, cachaza y miel final.

En las fábricas se presentan acciones que producen también pérdidas de sacarosa, que pueden ser; arrastres de jugo en evaporadores, liquidaciones frecuentes de clarificadores y derrames causales de materiales azucarados. Estos eventos constituyen las llamadas *Pérdidas Indeterminadas de Sacarosa*.

Son pérdidas algunas inevitables y otras indeseables, que pueden disminuir en función de la supervisión y capacitación de la mano de obra.

4.6.1 PROCESOS A REVISAR PARA UN MEJOR CONTROL

4.6.1.1 CLARIFICACIÓN DE JUGO

El proceso de clarificación del jugo es una purificación del jugo mediante la remoción de impurezas inorgánicas y orgánicas presentes en el jugo en forma soluble e insoluble.

Se considera la operación unitaria más importante del proceso desde cualquier punto de vista, pero específicamente en una óptica de recuperación de sacarosa y calidad del producto terminado. Es tal su importancia que puede asegurarse que sin una excelente clarificación es imposible obtener azúcar de alta calidad.

Etapas de Control.

Adición de Ácido Fosfórico. La presencia del ión fosfato en su forma P_2O_5 (anhídrido fosfórico) es muy importante. Al combinarse con el calcio presente en el hidróxido de calcio (solución de cal) utilizado para neutralizar el jugo, forma fosfatos de calcio compuestos que forman **folículos** con los componentes no azúcar presentes en el jugo.

Adición de Hidróxido de Calcio. La adición de solvente de cal, al jugo mezclado, permite la neutralización del pH ácido del jugo (5.0 a 5.5), medio propicio para que la sacarosa se hidrolice.

El pH de operación debe de ser de 7.0 a 7.6 tratando de obtener en el jugo clarificado un pH de 6.8 a 7.0.

Temperatura del segundo calentamiento debe de ser de 105 °C. En esta parte del proceso, para obtener una Buena clarificación el *Número de Reynolds* debe comprender a flujo laminar a la entrada del clarificador, para lo cual el diámetro de tubería, dimensiones del tanque flash, densidad y viscosidad del jugo deben adecuarse a los parámetros óptimos de operación.

Variaciones en el pH produce alteraciones al control químico, por lo que debe soportarse la operación de control de pH y temperatura, en forma automática.

Cuando el pH es alto (>8.0) causa exceso de sales de calcio que incrementan cenizas color azul azúcar, y además produce micro contaminación; y cuando el pH es bajo (<7.0) se produce degradación de la sacarosa.

Si la temperatura es alta (>120 °C) ocasiona importante formación de color.

Si la temperatura es baja (<100 °C) se produce una incompleta clarificación, ocasionando alto contenido de cenizas y alto color en el azúcar.

Es recomendable que los clarificadores sean lavados con frecuencia para evitar la presencia de microorganismos.

Con el control adecuado de presencia de material extraño en la caña y el cuidado del proceso de clarificación, la pérdida de sacarosa de los lodos (cachaza) no es significativa, los valores con alta pérdida de sacarosa en cachaza es consecuencia de la no observación de los dos factores antes mencionados.

4.6.1.2 EVAPORACIÓN

Es un proceso de concentración del jugo clarificado de 15 a 60 % de sólidos con eliminación por ebullición del 75 % del agua presente en el jugo.

Se realiza la operación en situaciones compuestas de uno o dos preevaporadores y un cuádruple efecto que permite la obtención de vapor como medio de calentamiento en otras áreas del proceso, y es un esquema con un gradiente de temperatura entre los puntos de ebullición del primer efecto y el último suficiente en el rendimiento económico de la evaporación (*ver diagrama 5*)

Las condiciones de mayor importancia en la velocidad de inversión de la sacarosa, hemos señalado son la temperatura y el pH de las soluciones azucaradas. Desde el punto de vista temperatura, la **inversión** se acelera rápidamente cerca de los 115 °C hasta hacerse prohibitiva más allá de los 125 °C (*ver tabla 1*).

Estas condiciones suelen presentarse con el uso de preevaporadores y en aquellos ingenios que tienen temperaturas altas en el vapor usado como medio de calentamiento, que proviene del escape de los **primotores** de las áreas de molinos y planta eléctrica.

El vapor en estas condiciones se comporta como un gas con dificultad para ceder al líquido azucarado; un calor latente necesario para producir la evaporación, en este momento se eleva la temperatura del líquido, y en forma colateral se afecta la recuperación de agua condensada, indispensable en la generación de vapor (calderas).

Es importante contar con saturadores de vapor en las líneas de escape, tanto de molinos como de planta eléctrica, que además de evitar altas temperaturas en el jugo, tienen un efecto positivo en el ciclo termodinámico del ingenio.

Controles y Sugerencias.

- Automatizar la temperatura de saturación del vapor de escape para uso en preevaporadores.
- Mantener vacío constante en el melador, con ello interviene la temperatura del agua para condensación (control de tope de enfriamiento).
- Observar constantemente posible caída de pureza entre jugo clarificado y meladura, esto significa destrucción de la sacarosa.
- Relacionar análisis de reductores en el jugo clarificado y meladura deben comportarse en la misma relación de concentración.

4.6.1.3 CRISTALIZACIÓN

Objetivos principales del proceso de cristalización.

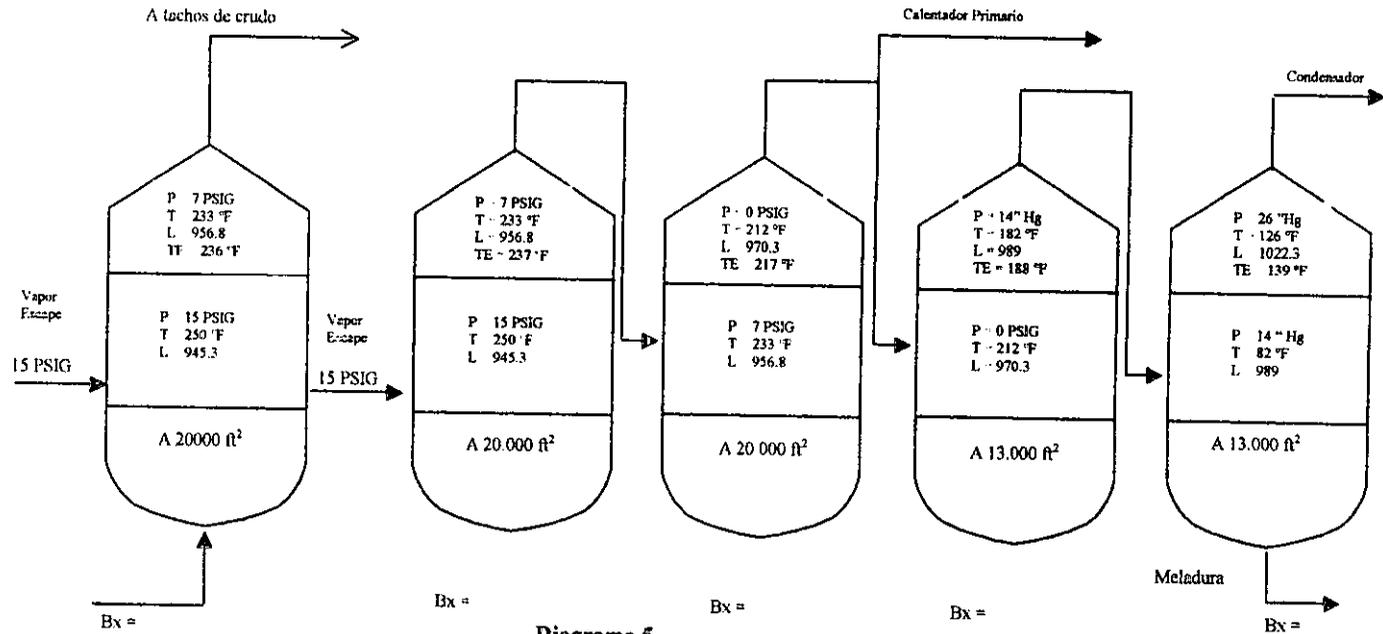
- Obtención de producto de alta calidad.
- Obtención de excedente recuperación del producto

Factores que afectan la calidad del producto y la recuperación

- Calidad de la meladura que alimenta el tachó
- Grado de control del proceso de cristalización
- Efectividad de la etapa de **cocimiento** de la templa
- Nivel de calidad de las etapas de centrifugación y secado

- Grado de control sobre el proceso de cristalización, por la importancia que representa en la eficiencia en fábrica y calidad del producto, se mencionarán a continuación conceptos fundamentales.

PRE + CUADRUPLE : CONDICIONES DE TRABAJO



**Tabla de Stadler, Porcentaje de Sacarosa
Invertida por Hora**

pH		6.00	6.20	6.40	6.60	6.80	7.00
Temperatura							
°C	°F						
50	122	0.00100	0.00063	0.00040	0.00025	0.00016	0.00010
60	140	0.00350	0.00220	0.00140	0.00088	0.00056	0.00035
70	158	0.01100	0.00700	0.00440	0.00260	0.00180	0.00110
80	176	0.03300	0.02100	0.01300	0.00830	0.00520	0.00330
85	185	0.05300	0.03400	0.02200	0.01300	0.00840	0.00530
90	194	0.08900	0.05600	0.03500	0.02200	0.01400	0.00890
95	203	0.14000	0.08800	0.05500	0.03500	0.02200	0.01400
100	212	0.21000	0.13000	0.08400	0.05300	0.03400	0.02100
105	221	0.35000	0.22000	0.14000	0.08800	0.05600	0.03500
110	230	0.54000	0.34000	0.22000	0.14000	0.08600	0.05400
120	248	1.10000	0.70000	0.44000	0.28000	0.18000	0.11000

Tabla 1

Teoría de la Cristalización. Un cristal es el tipo de materia inanimada más organizada, se caracteriza porque sus partes componentes (átomos o iones) están dispuestas, formando las llamadas redes espaciales. Las distancias interatómicas de un cristal de cualquier material son constantes y características del mismo.

Formas de los Cristales. Los sólidos cristalinos varían en el tipo y resistencia del enlace entre los átomos o iones constituyentes en las propiedades eléctricas, magnéticas y mecánicas, a consecuencia de la disposición de los átomos en las redes espaciales que componen los cristales; si se les permite formarse sin que les estorben cuerpos extraños aparecen en formas poliédricas definidas y muestran diversos grados de simetría, aunque el relativo desarrollo de las diferentes caras de dos cristales del mismo material puede ser muy diferente, los ángulos interfaciales de las caras correspondientes de los cristales son todos iguales y característicos de esa sustancia.

Puesto que los cristales de una sustancia definida muestran todos los mismos ángulos interfaciales a pesar de las diferencias extensión del desarrollo de las caras, las formas de los cristales se clasifican tomando como base los ángulos.

Las combinaciones de los ángulos y de las longitudes de los ejes, dan origen a siete clases de cristales: sistema triclinico, monoclinico, ortorrómbico, sistema tetragonal, sistema trigonal, hexagonal y sistema cúbico.

4.6.1.4 PUREZA DEL PRODUCTO

Aunque un cristal es en sí mismo necesariamente puro, retiene aguas madres cuando se separa del magma final y dichas aguas adheridas le aportarán impurezas, si las aguas madres se secan sobre el cristal, ésta se contamina.

En la práctica los cristales se filtran o se centrifugan. La centrifugación deja en los cristales una cantidad de aguas madres que representa por lo general del 2 al 5 por ciento de los mismos, los cristales grandes y uniformes procedentes de aguas madres poco viscosas, retendrán una proporción mínima de éstas, en tanto que los cristales pequeños y no uniformes procedentes de soluciones viscosas, retendrán una proporción considerablemente mayor, lo propio se puede decir de filtración de cristales. Es práctica común lavar los cristales en las centrifugas con disolvente nuevo, en principio dicho lavado puede reducir las impurezas hasta cualquier proporción arbitraria. También puede mejorarse la pureza del cristal por medio de una re-cristalización.

4.6.1.5 FORMACIÓN DE CRISTALES

Es evidente que la preparación de material cristalina, partiendo de una solución, comprende en dos pasos: primero tienen que formarse los cristales y después crecer alrededor de núcleos, por consiguiente, ya definido esto la teoría puede dividirse en tres etapas:

1. Formación de los núcleos cristalinos.
2. Crecimiento resultante de los mismo.
3. Relación entre la formación y el crecimiento.

La relación de los dos procesos de formación y crecimiento nos produce efectos cualitativos, si durante el proceso se forman nuevos cristales de una manera continua y rápida, se formaran muchos cristales pequeños, en tanto que si al principio no se forman más que pocos núcleos, y si la precipitación resultante se produce uniformemente sobre esos núcleos, son formación de núcleos secundarios, tiene que resultar una cosecha de cristales grandes y uniformes. Los casos intermedios de formación y crecimientos simultáneos, conducirán por supuesto a tamaños intermedios y además de grano no uniforme, ya que los cristales más viejos serán mayores que los jóvenes.

Tanto la formación de los cristales como su crecimiento tienen una misma fuerza impulsora que es la sobresaturación. Los cristales no pueden formarse ni crecer, a menos que la solución esté sobresaturada.

4.6.1.6 SATURACIÓN

La solubilidad de la sacarosa pura en el agua varía con la temperatura y aumenta rápidamente cuando la temperatura aumenta a 40 °C, por ejemplo: 1 kilogramo de agua es capaz de disolver 2.380 kilogramos de sacarosa y a 80 °C disuelve 3.620 kilogramos, cuando en una solución se den las condiciones de que el solvente contiene el total del soluto que puede admitir o disolver, la solución se encuentra saturada, en la práctica en que las soluciones no sólo contienen sacarosa, sino otros materiales, como sales minerales, sustancias orgánicas, azúcares reductores; estas sustancias disminuyen la solubilidad de la sacarosa.

La cantidad de azúcar necesaria para saturar 100 partes de agua a una temperatura dada, se llama coeficiente de solubilidad.

La saturación es un estado de equilibrio estable, al cual las soluciones azucaradas no llegan rápida y fácilmente. Si una solución se concentra por evaporación o si se enfría más allá del punto de saturación, los cristales no aparecen en el material inmediatamente, el azúcar continúa en solución y a ésta se llama solución sobresaturada.

Coefficiente de Sobresaturación Es la relación que existe entre el peso de la sacarosa % agua contenida en una solución sobresaturada y el peso de sacarosa % agua que debe estar presente en una solución saturada que tiene la misma temperatura y la misma pureza.

$$S = \frac{\text{Sacarosa \% agua en una solución sobresaturada.}}{\text{Sacarosa \% agua en una solución saturada}}$$

Herzfeld ha publicado una tabla basada en la curva de solubilidad, por ejemplo: si una solución a 85 °C contiene 386 gramos de azúcar 100 partes de agua y a 70 °C contiene 320 gramos de azúcar por 100 partes de agua, el coeficiente de sobresaturación será de $386/320 = 1.20$.

En el trabajo de cristalización es conveniente para que los cristales se formen en el licor, que exista una sobresaturación considerable. La sobresaturación del licor disminuye en la proporción en que los cristales se formen y crecen, para conservar la sobresaturación, es necesario entonces mantener la evaporación del agua y el suministro de material azucarado.

Webre distingue tres zonas en la fase sobresaturada (*ver diagrama 6*):

- I. La zona METAESTABLE, en donde la solución se aproxima a la saturación, en ella los cristales existentes crecen, pero no se pueden formar nuevos cristales.
- II. La zona intermedia; en ésta se pueden formar nuevos cristales, pero sólo en presencia de otros ya existentes.
- III. La zona labil en donde los cristales existentes crecen y pueden formarse otros, aún en ausencia de cristales.

En la gráfica se observa:

- a. La zona intermedia es muy estrecha, si acaso existe y tiene poca importancia práctica.
- b. La preparación entre las dos zonas principales varía notablemente con la pureza y pasa cerca de los siguientes puntos de sobresaturación.

4.6.1.7 PUREZA

Sobresaturación en el límite entre las zonas metaestable y labil (*ver diagrama 6*)

60	1.55
70	1.30
80	1.25

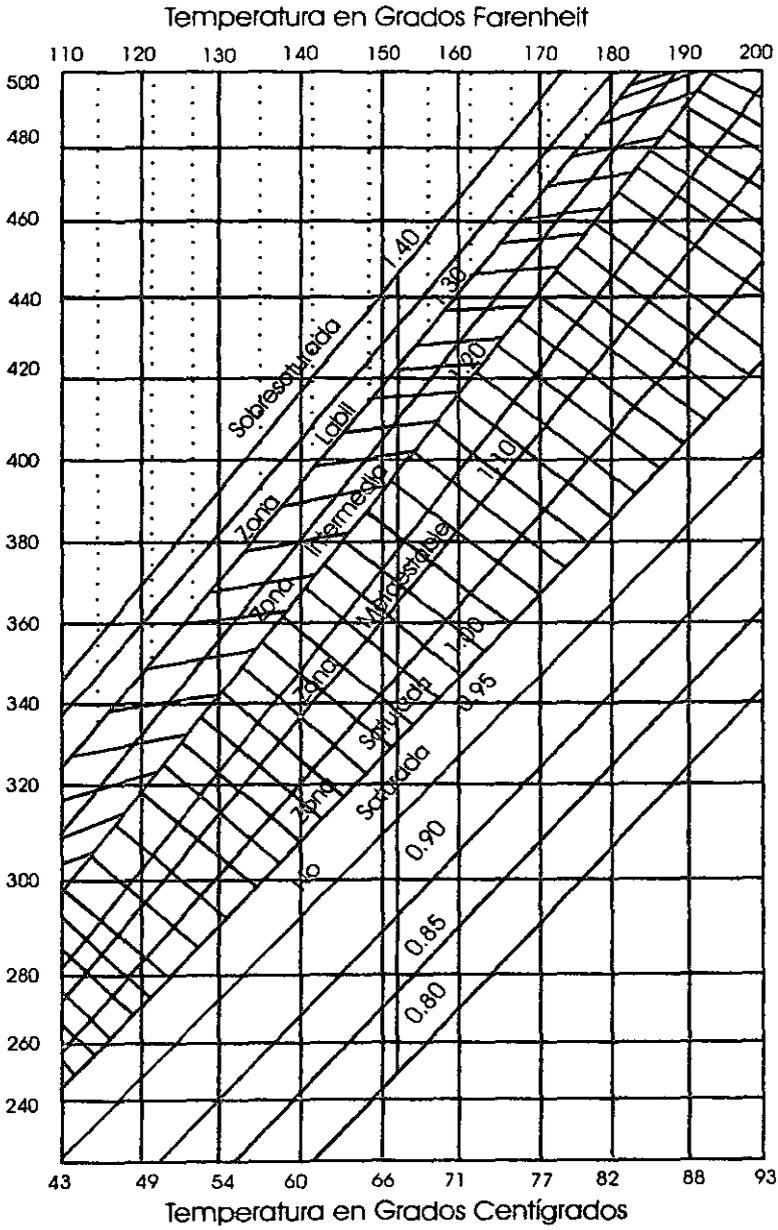


Diagrama 6

4.6.1.8 VELOCIDAD DE CRISTALIZACIÓN

La cantidad de azúcar cristalizada por unidad de tiempo y por unidad de superficie de cristales, se conoce como velocidad de cristalización y en sentido práctico va a determinar el buen trabajo de la estación de cristalización y del aprovechamiento de la capacidad instalada de la fábrica.

Factores que afectan la velocidad de cristalización, la velocidad de cristalización en las masas cocidas depende de :

La Viscosidad. En términos generales es una resistencia al movimiento del líquido. La velocidad de cristalización es inversamente proporcional a la viscosidad.

Relación entre Viscosidad y Sobresaturación. La viscosidad de una solución azucarada a cualquier concentración fija disminuye rápidamente al aumentar la temperatura.

La viscosidad de una solución a una temperatura fija aumenta rápidamente con el aumento de concentración y también a cualquier concentración fija, el grado de sobresaturación disminuye con el aumento de la temperatura, debido al aumento de solubilidad, consecuencia del aumento de temperatura, es decir, al aumentar la temperatura se obtienen dos efectos opuesto, la viscosidad tiende a aumentar a causa de la concentración superior requerida para mantener el mismo nivel de sobresaturación.

Temperatura. Cuando la temperatura aumenta se produce un aumento de la velocidad de cristalización, si la sobresaturación se mantiene constante.

Si la temperatura disminuye, la velocidad de cristalización se mantiene, aumentando la sobresaturación.

Variaciones de temperatura y sobresaturación para mantener la misma velocidad de cristalización:

Temperatura °C	Sobresaturación
70	1.25
60	1.30
50	1.35
40	1.40

Sobresaturación. La velocidad de absorción de sacarosa por los cristales es proporcional al cuadrado de la sobresaturación, sin embargo la sobresaturación no debe excederse

de un valor crítico, estimado en 1.44 sobre el cual la cristalización queda fuera de control y se produce un falso grano, es decir, con imperfecciones que no hacen posible la cristalización.

Punto de Ebullición. Como el movimiento molecular es una función de la temperatura. Cuanto más caliente esté un líquido, más alto será el porcentaje de sus moléculas que tengan la suficiente velocidad para escapar de su superficie y por lo tanto, mayor será su presión de vapor, entonces debe haber una temperatura a la que las moléculas, al escapar de la sustancia, mantenga por su cuenta una presión igual a la atmosférica, en ese momento el aire se puede ver forzado hacia atrás indefinidamente, y la sustancia se vaporiza también indefinidamente, por lo menos en lo que se refiere a la presión, pues bien, esa temperatura a la que la presión de vapor del líquido se hace igual a la presión atmosférica, es el punto de ebullición de esa sustancia.

Evaporación al Vacío. Las ventajas relativas que se obtienen al efectuar la cristalización en evaporadores de un sólo efecto al vacío son los siguientes: con el vacío, el punto de ebullición del líquido se reduce y por consiguiente la diferencia de temperatura entre el vapor suministrado y la de ebullición del líquido es mayor y la evaporación se acelera. Otra ventaja es que se puede usar vapor de baja presión y además que muchas sustancias, principalmente orgánicas, entre ellas las soluciones concentradas de azúcar se deterioran si hierven a la presión atmosférica.

En la cristalización de azúcar es esencial controlar y regular el número de centros de cristalización que se forman y el grado de crecimiento de los cristales. A través de la sobresaturación y mantener un diferencial alto entre temperatura de vapor suministrado y punto de ebullición, el cual queda determinado por el vacío en el vaso del tacho. Todas estas condiciones de control son muy favorables en evaporadores de un solo efecto al vacío, razón por la cual los tachos tienen las anteriores condiciones.

El punto de ebullición también se ve afectado por efecto de la presión hidrostática de la masa en el interior del tacho, y debe considerarse para efecto de un cálculo térmico, y en las condiciones de operación, adoptar por conservar un vacío razonable, limitar la altura de la masa cocida, y que el diseño del tacho favorezca el movimiento de la masa cocida y una conveniente circulación.

4.6.1.9 CARACTERÍSTICAS DE LOS TACHOS

La selección en esta área del proceso y la experiencia de lo usado en la industria con los mejores resultados en ingenios con capacidad de molienda mayor de 6000 T.C.M.D., tienen las siguientes características.

Descripción	Unidad	Capacidad-Dimensiones
Capacidad	ft ³	2000
Diámetro Calandria	ft	15'-9"
Altura Calandria	ft	3'-5 1/2"
Diámetro Cuerpo	ft	17'-9"
Area Superficie Calefacción	ft ²	4000

Los tachos deben tener un bajante con diámetro del 33.33 % del diámetro de la calandria y con fluxería de 4" calibre 14 BWG, altura de los fluxes 4'-0", la altura de trabajo medida, desde el espejo superior al nivel promedio de la masa en operación será igual a 6'-0".

Es necesario recordar que el manejo de masas cocidas necesita de diseños que garanticen un buen movimiento o circulación natural y auxilio de agitadores que favorezcan la velocidad de cristalización e impidan la caramelización o asimilación de color.

Es conveniente trabajar con superficies de calefacción grande que faciliten una rápida evaporación.

Alfred Webre asiente los regimenes de evaporación en las diferentes masas.

Masa	Régimen de Evaporación lb/Hr/ft ²
C	7.20 – 7.50
B	9.00 – 9.50
A	14.50 – 15.00
REF	17.50 – 20.00

Equipo de condensación: condensador barométrico de tipo de chorro con espreas múltiples MJS para condensar 3000 lbs de vapor por hora, manteniendo un vacío de 26 plg de Hg.

4.6.2 CONTROLES DE EFICIENCIA EN CRISTALIZACIÓN

Con el objeto de reducir la pérdida de sacarosa en la miel final, por sistema debe verificarse el cumplimiento de:

- Rendimiento de cristales por templa (*nomograma 1 y 2*).
- Kilogramos de miel final producida por tonelada de caña

Por la importancia que el proceso de cristalización tiene en la recuperación de sacarosa, y la calidad del producto terminado, a continuación se mencionan eventos que coadyuvan a la obtención de las referencias operacionales.

4.6.2.1 DE LOS MATERIALES

- La meladura debe ser baja en impurezas, porque favorece la formación de cristales irregulares.
- La meladura debe ser baja en impurezas, porque tienden a ocluirse en el cristal.
- La meladura debe ser de alta pureza.
- La relación reductores / ceniza en la meladura debe ser alta (*gráfica 1*).
- La meladura debe ser baja en impurezas porque incrementan la viscosidad.
- Instalar disolutores de miel a un brix de 50-50 grados y temperatura de 55 a 60 °C. No usar barboteadores de vapor.

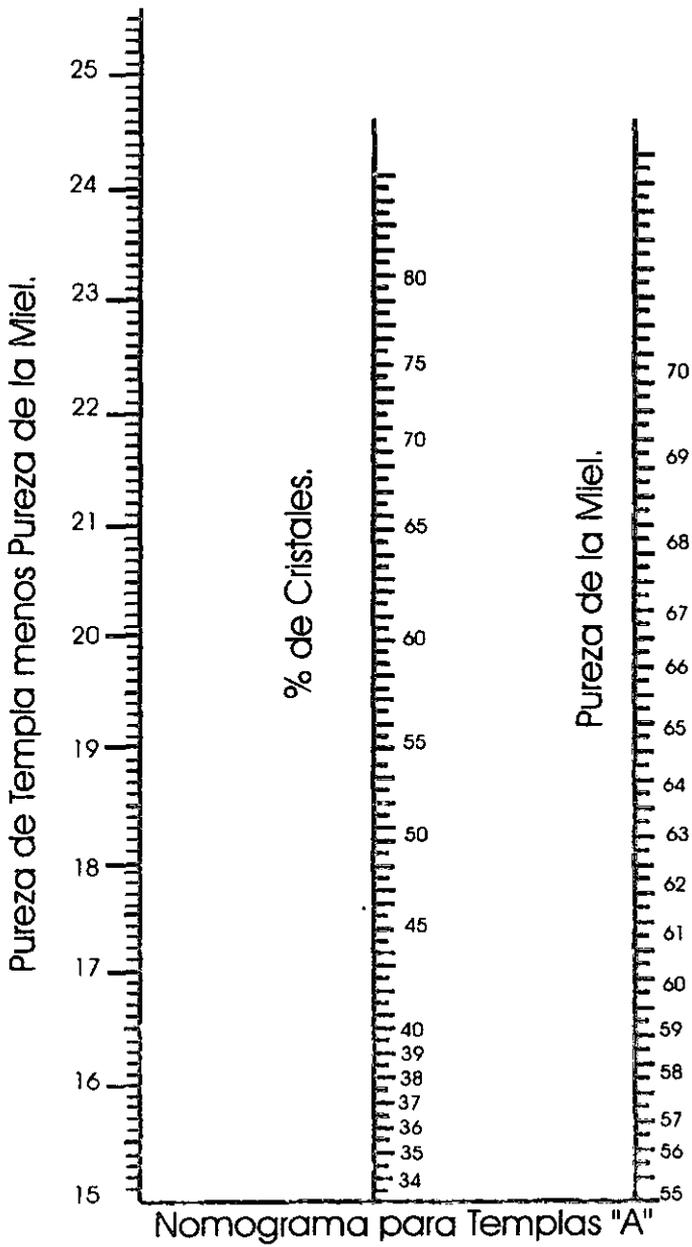
4.6.2.2 DE LOS EQUIPOS

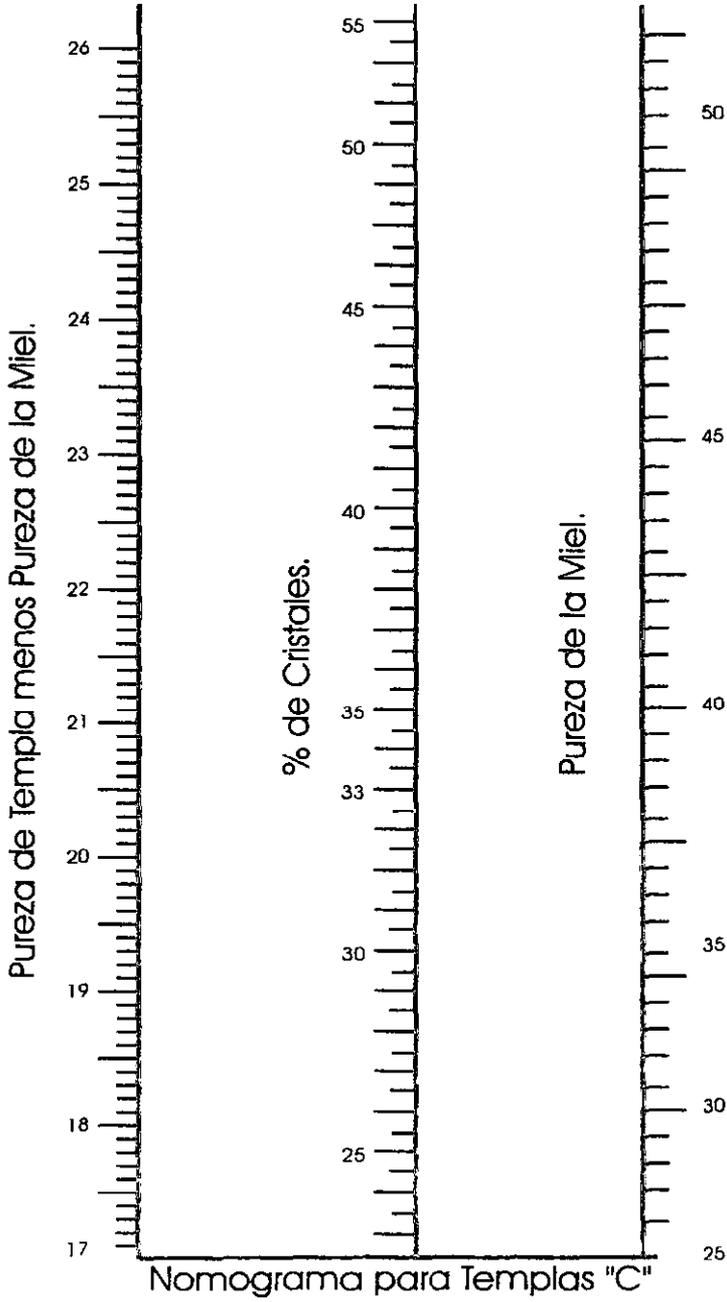
- Mantener presión de vapor constante en el tacho.
- Mantener vapor del vacío en el tacho constante, y no menor a 25 pulgadas de mercurio.
- Supervisar la temperatura del agua para condensación.
- Asepsia en tanques de almacenamiento de meladura, miel y lavados.

4.6.2.3 DEL DESARROLLO DE TEMPLAS

- Elegir el sistema adecuado de trabajo; sistema de 3 templeas con doble semilla (*diagramas 7 y 8*).
- No llevar a cabo el cocimiento si el vacío en el tacho no es el adecuado.
- El pie de templeas debe ser el 33 % del volumen de la templa.
- La alimentación debe ser continua, observando mantener la sobresaturación
- El polvillo producto del bombeo de magma no borra al inicio de la templa.

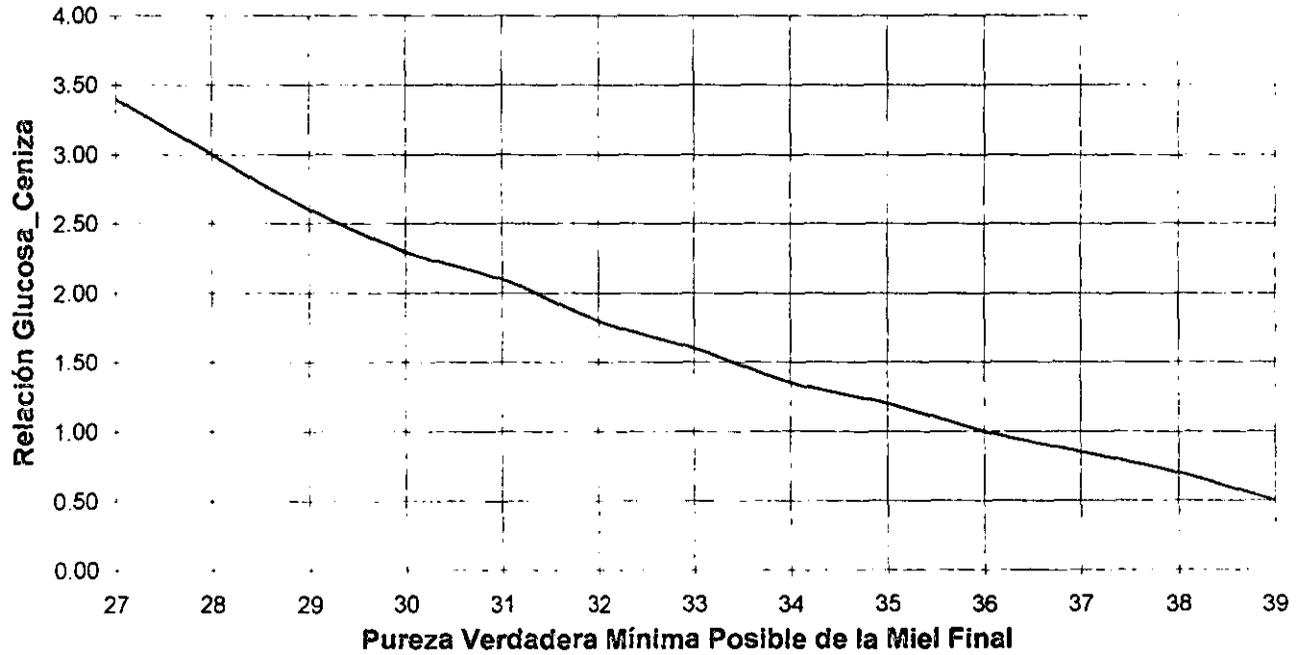
- El grano “falso” es producto de alimentación descontrolada y en exceso.
- “Aflojar” una templa cuando se tiene un 75 % del desarrollo, significa una pérdida de tiempo de más de 1 hora.
- Reducir el vacío con el objeto de elevar la temperatura y tratar de conseguir granos más “duros”, no es válido, lo único que produce cristales con todas sus características físicas, es la ausencia de impurezas.
- Los sistemas de trabajo de temple que recirculan mieles con la tendencia de obtener una miel final, aparentemente de baja pureza, son obsoletos.
- Implementar el control digital en las condiciones de operación de tacho, alimentación de vapor, control del vacío, alimentación de materiales, de acuerdo a la sobresaturación deseada.



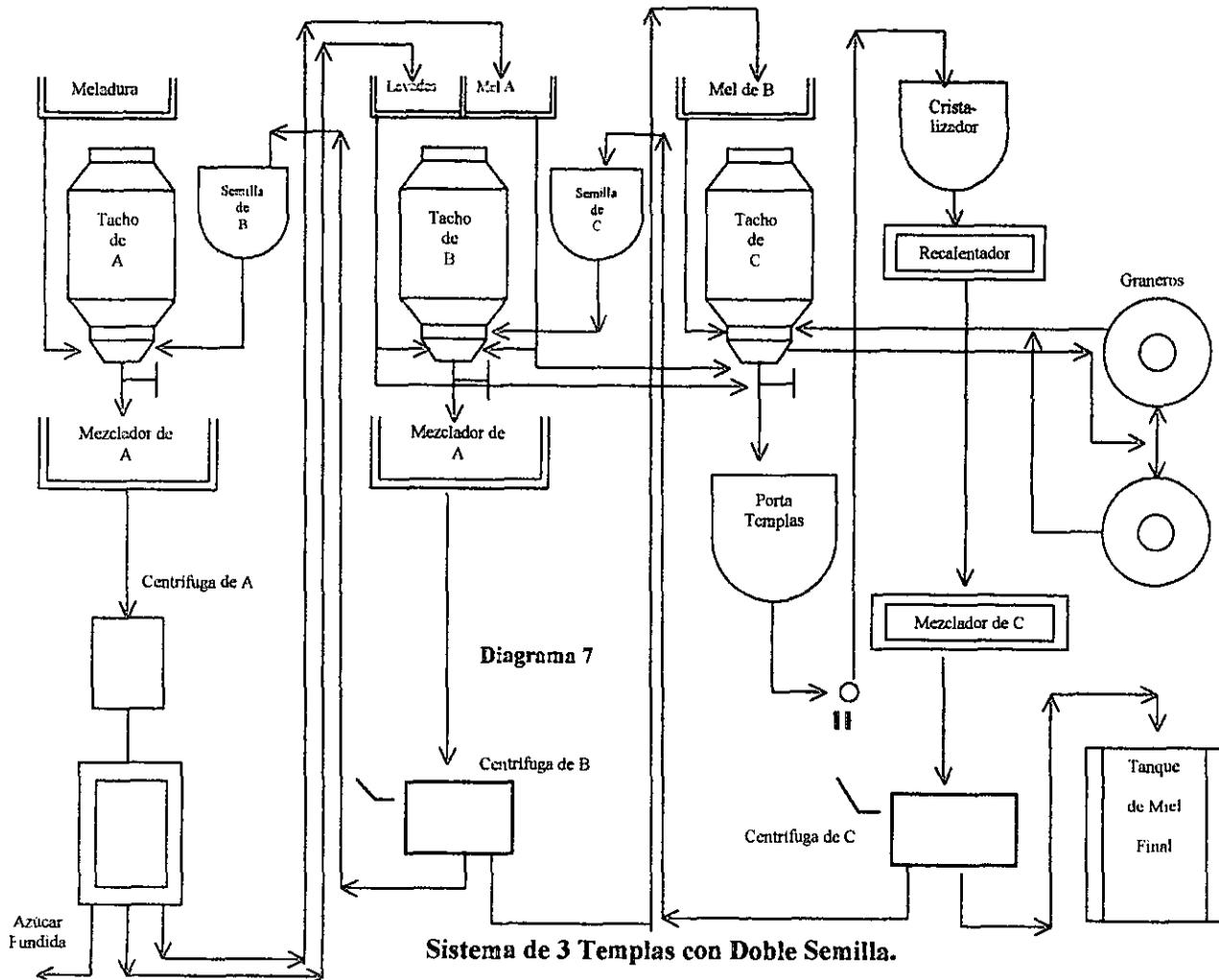


Nomograma para Temples "C"

Influencia de la Relación Glucosa_Ceniza sobre la Pureza Verdadera de la Miel Final, a Temperaturas de 50 °C=127 °F



Gráfica 1



Sistema de 3 Templas con Afinación de Azúcar "C" y/o Fundición de Azúcar

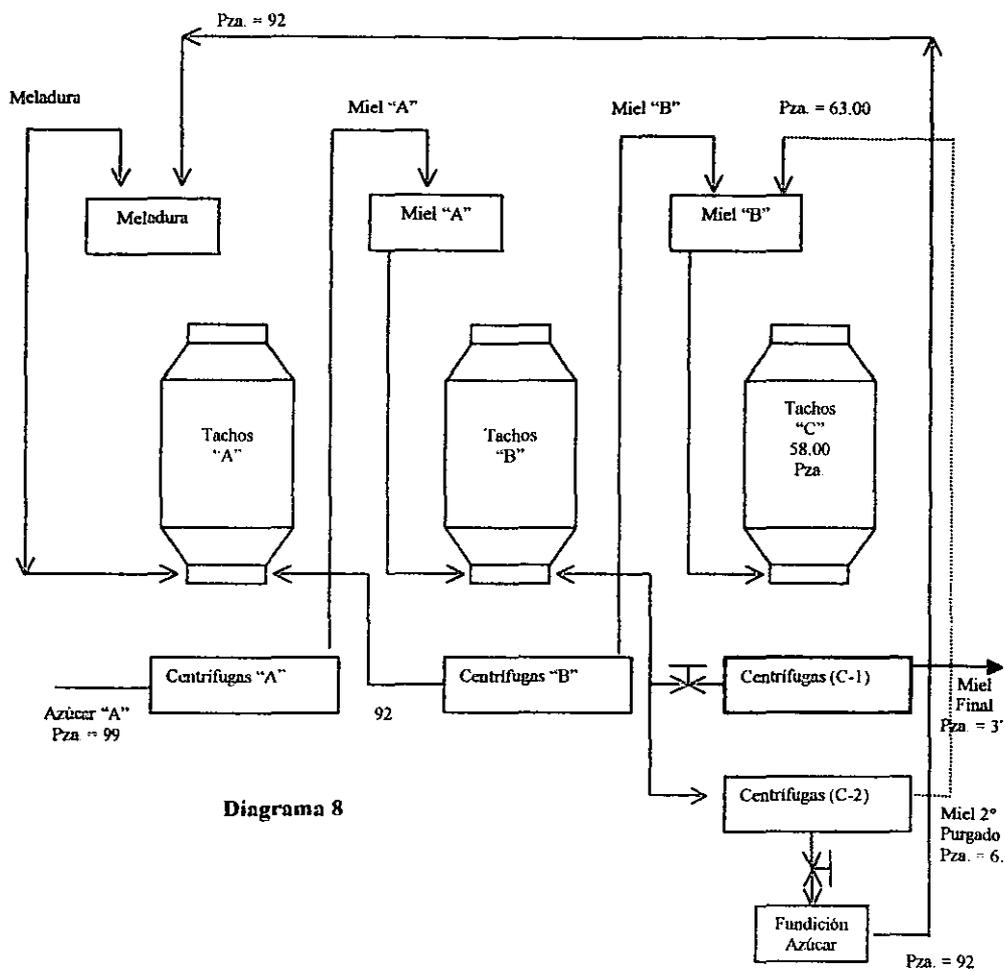
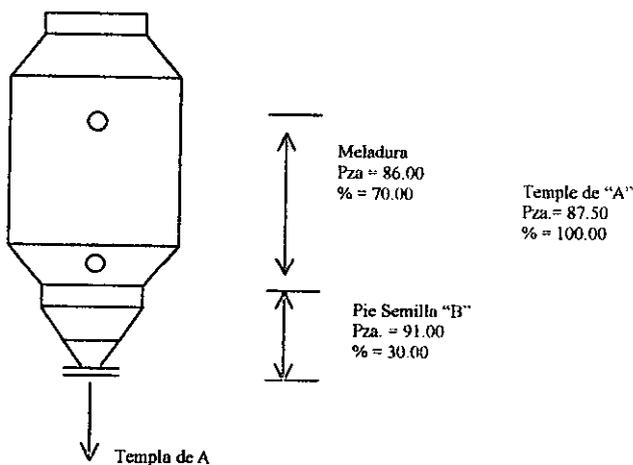


Diagrama 8

ELABORACION DE TEMPLAS DE "A"

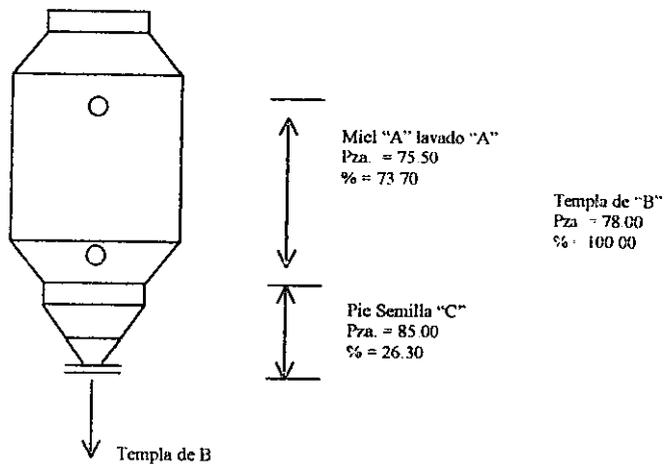
Materiales	Pureza		
Pic de Semilla de "B"	91.00		
Meladura	86.00		
Templa de "A"	87.50		
Semilla de "B"	91.00	1.50	30.00
Templa de "A"	87.50		
Meladura	86.00	3.50	70.00
		5.0	100.00



$$\text{R.T.A.} = \frac{87.50 - 75.50}{98.00 - 75.50} = \frac{12.00}{22.50} = 53.33 \%$$

ELABORACION DE TEMPLAS DE "B"

Materiales	Pureza		
Pic de Semilla de "C"	85.00		
Miel "A" lavado de "A"	75.50		
Templa de "B"	78.00		
Semilla de "C"	85.00	2.50	26.30
Templa de "B"	78.50		
Miel "A" lavado de "A"	75.00	7.00	73.70
		5.00	100.00



$$R.T.A. = \frac{78.00 - 58.00}{91.00 - 58.00} = \frac{20.00}{33.00} = 60.60\%$$

ELABORACION DE TEMPLAS DE "C"

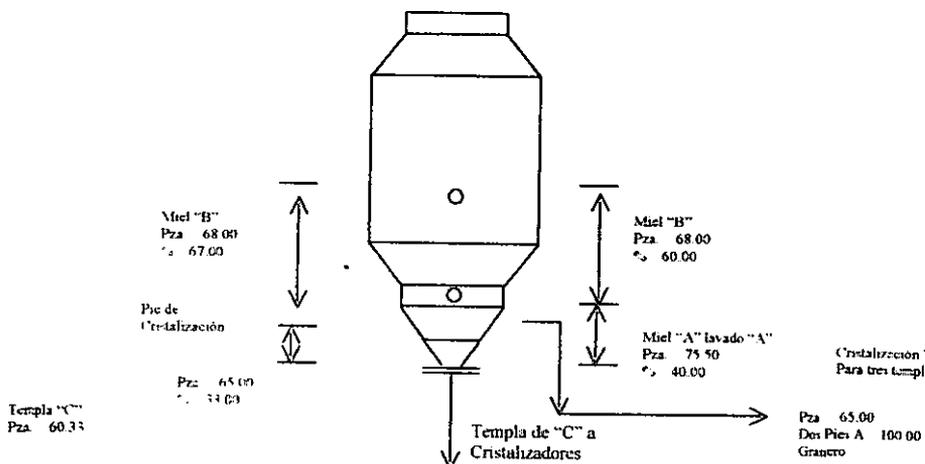
Materiales	Pureza
Miel "A" lavado de "A"	75.50
Miel "B"	58.00

Cálculo de manejo de materiales para pureza de temple de "C" = 60.33. Cristalización para tres temple de pureza de 65.00 con tacho al 100 %.

Miel "A" lavado de "A"	75.50	7.00	40.00
Cristalización	65.00		
Miel "B"	58.00	10.50	60.00
		17.50	100.00

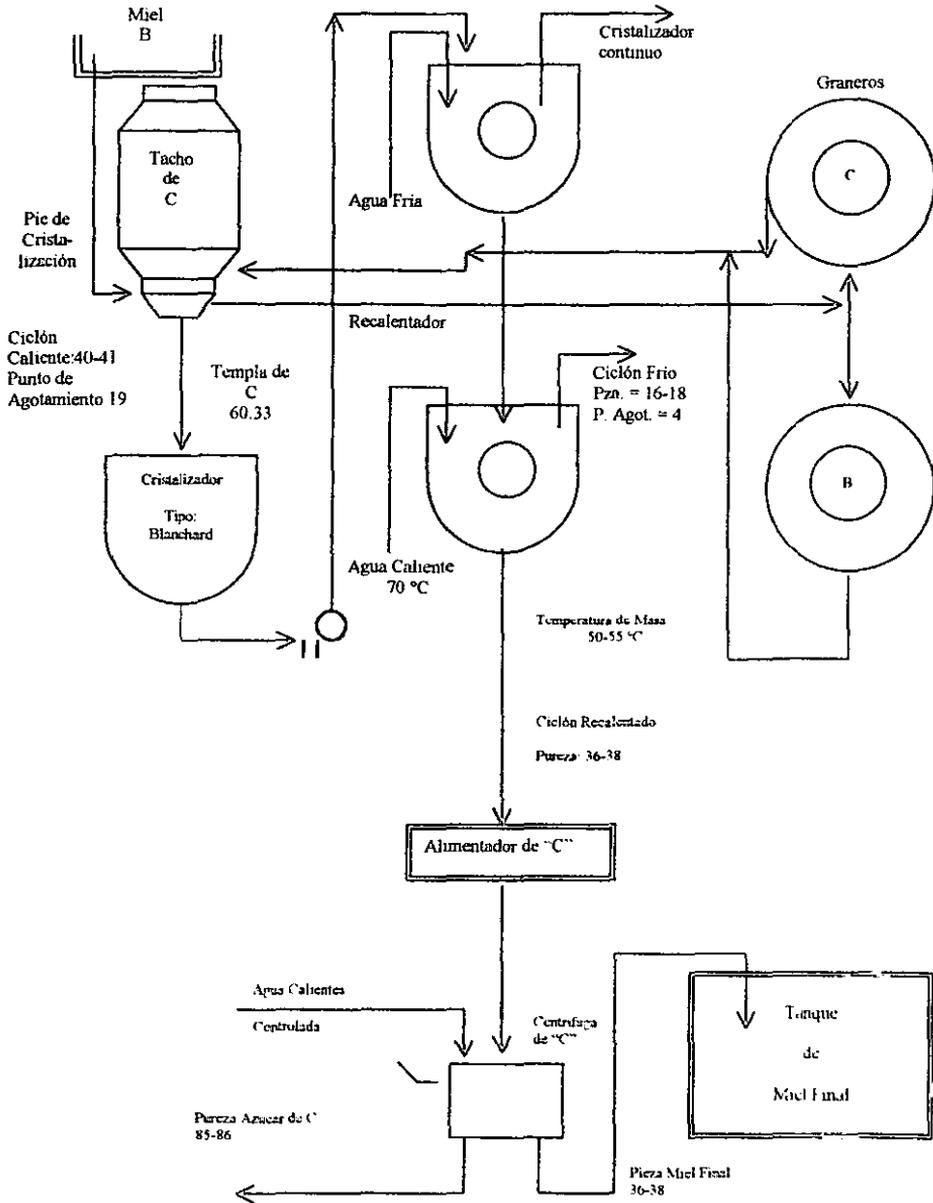
Templa de "C"	%	Pureza
Pie de Cristalización	33.33	* 65.00 = 21.66
Miel "B"	66.66	* 38.67 = 38.67
Templa de "C"	100.00	60.33

Nota. Llevar el control del porciento de grano en cada una de las cristalizaciones o ensemillamientos



RTA	60.33	40.00	20.33	44.44 %
	85.00	40.00	45.00	

SISTEMA DE AGOTAMIENTO DE MASA "C"



CAPÍTULO 5

SUBPRODUCTOS

La diversificación de productos obtenidos a partir de la caña de azúcar con Mercado potencial es muy amplio, es uno de los caminos de solución a la industria azucarera.

En los cuadros 1 y 2 se observa la cantidad de productos que nos ofrece la sucroquímica.

La disponibilidad del petróleo en México, ha permitido desarrollar una importante industria petroquímica. El Instituto Mexicano del Petróleo ha sido un apoyo en la investigación y desarrollo de tecnología, y esta es una gran diferencia con la industria azucarera, que no ha tenido paralelo a su evolución un apoyo técnico similar. Poca acción se verá en la sucroquímica, hasta que nos decidamos a cuidar nuestros recursos no-renovables y utilizar los renovables,

Sin embargo, la preocupación por cuidar el aire que se respira, sobre todo en ciudades muy pobladas y con circulación de automotores en exceso, presenta para la industria azucarera una puerta muy amplia con la producción de alcohol deshidratado, para usarse con los aditivos de la gasolina en una proporción del 10 % alcohol.

Lo contaminante de los aditivos usados en la gasolina para incrementar el octanaje (tetraetilo de plomo, mezcla de metanol con tolueno) están favoreciendo el uso de alcohol deshidratado.

La experiencia con el uso de alcohol como aditivo, en Brasil, indica que el rango de 0 a 20 % de mezcla, por cada 5 puntos porcentuales de alcohol, el octanaje se incrementa en 1.8, usando gasolina baja en octano

Las emisiones de monóxidos de carbono, óxidos de nitrógeno, asociados con problemas de salud, son menores en vehículos que usan como combustible etanol deshidratado mezclado con gasolina.

Para tener una idea del potencial del Mercado, en la ciudad de México circulan diariamente 3 millones de vehículos, con un consumo de gasolina de 18 millones de litros por día. Esto significa un mercado de 1.8 millones de litros de alcohol deshidratado.

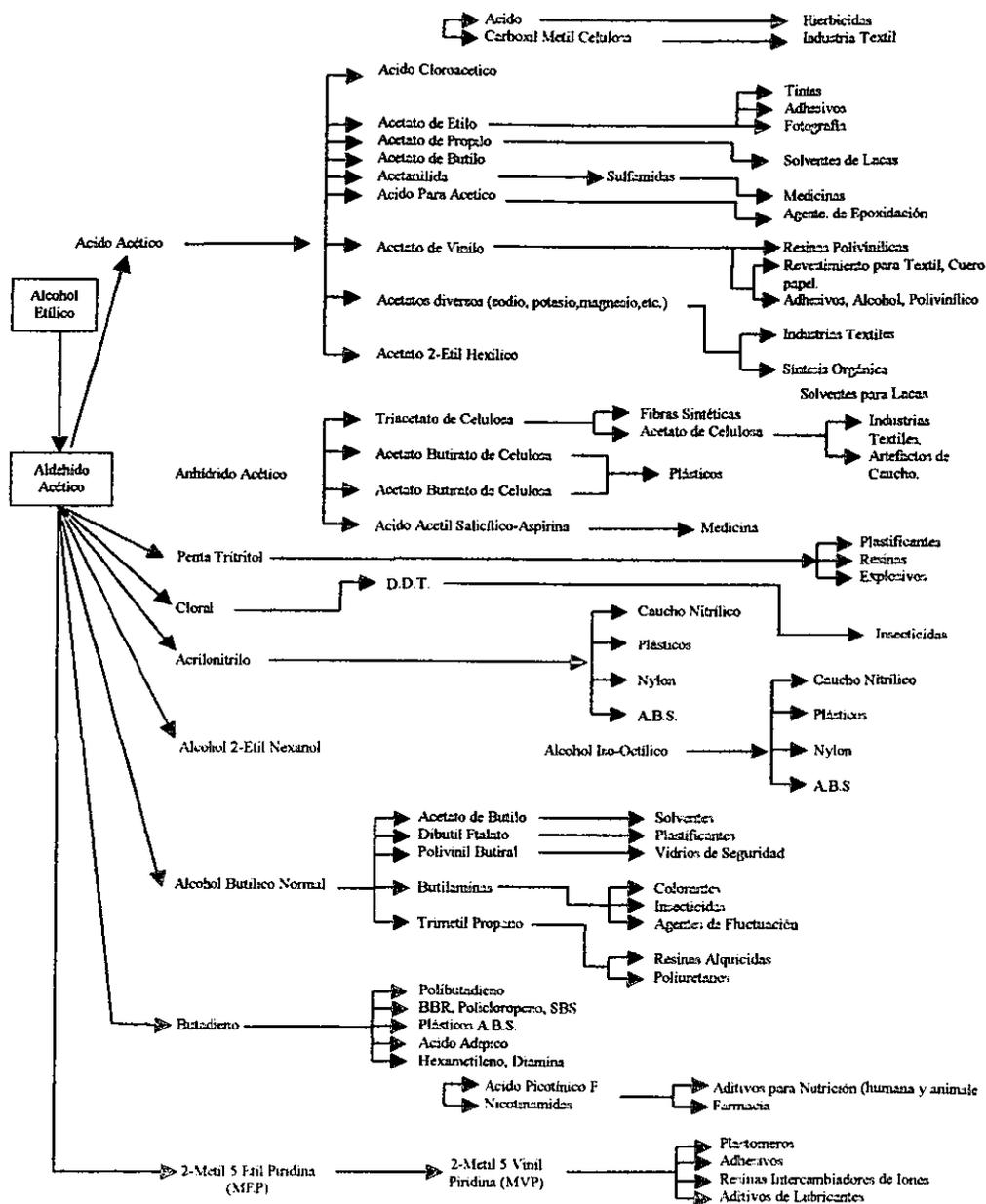
Proceso Industrial. La rectificadora entrega etanol de 90-96 grados, se convierte a fase gaseosa para aumentar la columna deshidratada empacada con zeolitas que constituye el cedazo molecular a través de la cual fluye el alcohol deshidratado, intercambiando calor de absorción para lograr atrapar las molecular de agua y entregar a través del condensador alcohol absoluto o deshidratado.

Este proceso permite a la fábrica de azúcar recortar su proceso de elaboración derivando mieles de pureza intermedia a la destilería.

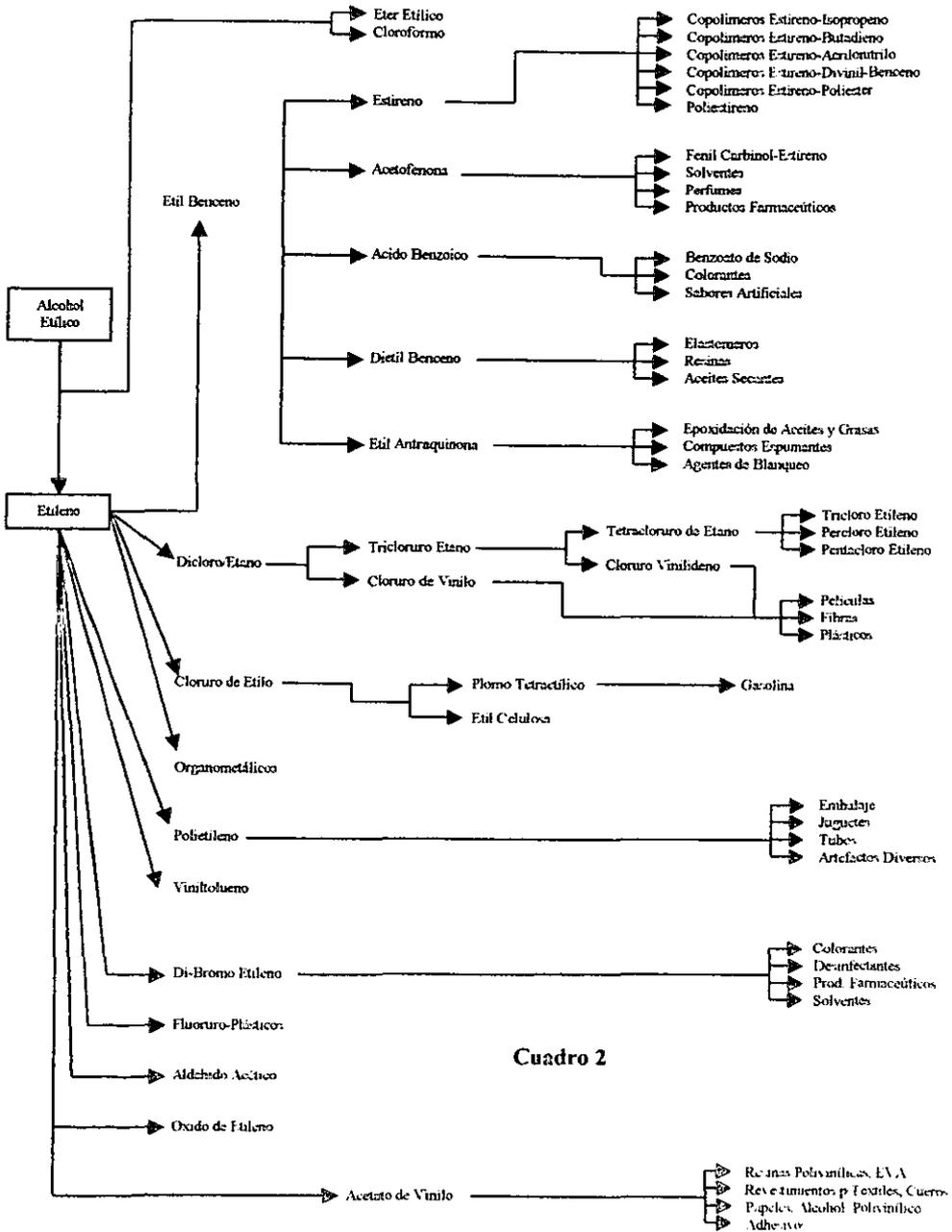
Productos Primarios

Productos Intermedios y Finales

Usos



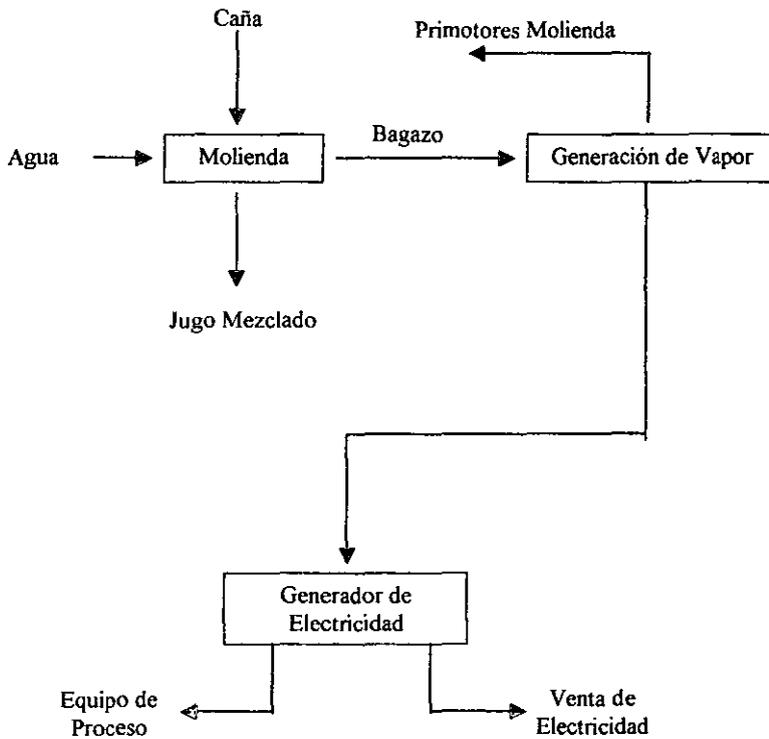
Cuadro 1



Cuadro 2

Otra variante en la producción de alcohol anhidro, atractiva a la industria azucarera la constituye la elaboración de alcohol absoluto a partir de jugo de caña concentrado a 25 °Brix, con ello el ahorro de energía térmica y eléctrica se reduce instantáneamente, con la ventaja de poder generar energía eléctrica para venta a la red oficial, en un esquema de cogeneración que produce ingresos adicionales al ingenio, apoya a la industria cañera ante la perspectiva de reducir la producción de azúcar.

Esquema:



CONCLUSIONES

A 7 años del inicio del Tratado de Libre Comercio de América del Norte (TLCAN), la industria azucarera de México ha sufrido situaciones desagradables por la competencia desleal que representado la introducción de jarabes de maíz de alta fructuosa al mercado del edulcorante nacional.

Hasta marzo de 1999 y después y después que se han corrido dos procedimientos que se señalan en TLCAN en cuanto a la revisión de la controversia comercial entre la industria azucarera mexicana y la Asociación Nacional de Refinadores de Maíz de Estados Unidos, hay pocas señales que apuntan hacia un arreglo entre las partes involucradas. El problema también se turno a la Organización Mundial de Comercio (OMC) para que se instale un grupo de expertos que actúe como órgano arbitral.

Lo que pronostica es que un posible acuerdo que consiste en que las partes exporten cantidades equivalente de azúcar y fructuosa libre de impuestos.

Las disposiciones del TLCAN establecen la cantidad de azúcar que puede comercializarse libre de impuestos entre México y Estados Unidos; durante los primeros 6 años (1994), el acceso libre de impuestos de México al mercado estadounidense es el más grande de la cuota libre de impuestos entre 7 258 toneladas o la producción de excedentes neta de México, pero no mayor de 25 000 toneladas. De los años 7 al 15 (2000-2008) aumentará máximo 250 000 toneladas.

De acuerdo con el texto original del TLCAN para el séptimo año comercial, o sea el 2000, la cantidad sería de 150 000 toneladas valor crudo y para cada uno de los años comerciales siguientes del octavo al decimocuarto, es decir del 2001 al 2007, 110 por ciento del límite máximo correspondiente al año comercial inmediato anterior.

A partir del año comercial para tener acceso al mercado por las cantidades de azúcar referidas en el párrafo anterior, es necesario que la parte exportadora sea un productor supervitario por 2 años comerciales consecutivos a partir de la entrada en vigor del TLCAN para el año comercial previo y el que está corriendo en el año comercial que corre estimen que el año siguiente será un productor superavitario, a menos que subsecuentemente las partes determinen que contrario al pronóstico original, la parte exportadora no fue un productor superavitario para ese año.

Con base en lo que hemos expuesto, México tendría mayores oportunidades de colocar azúcar en el mercado de Estados Unidos, en tanto que este país difícilmente puede alcanzar la condición de productor supervitario. Empero, con la firma de las cartas paralelas, México pierde la oportunidad de colocar su excedente de producción neto, el cual ha sido de alrededor medio millón de toneladas de azúcar en los últimos 2 años. Por otra parte, según el

TLCAN a partir del 1 de enero del año 2008 habrá libre acceso al mercado de azúcares y jarabes entre ambos países.

Es por esta situación crítica que se tienen que tomar medidas inmediatas para solucionar este problema.

Las acciones son de corto y mediano plazo, y están muy ligadas entre sí. Son las siguientes:

1. La creación de un esquema financiero que atienda a los ingenios con oportunidad en las necesidades de crédito, mediante la pignoración de la zafra, que permita el cumplimiento de los pagos de materia prima, insumos, etc. Evitará principalmente que la falta de recursos sobreoferta el Mercado con azúcar que desplome los precios.

2. Ajustar el tamaño de la producción de acuerdo a la demanda.

3. Apoyar la diversificación de sub-productos que permitan ingresos adicionales y reducción de costos de producción. La producción de alcohol deshidratado, a partir de mieles de mayor contenido de sacarosa que la miel incristalizable, permite mutilar el proceso de elaboración de azúcar en equipos, energía y mano de obra, e incrementar el rendimiento del alcohol obtenido.

4. Los organismos oficiales comprometidos con el mejoramiento del medio ambiente, energía, producción de combustible y gobiernos de los estados cuyas ciudades importantes ya tienen el problema de contaminación del aire atmosférico deben apoyar mediante financiamiento, la implementación o conversión de las destilerías activas a la producción de alcohol deshidratado, transportación, almacenamiento y mezcla con la gasolina en los vehículos oficiales y de servicio público en primer término.

5. La opción de obtención de alcohol deshidratado, a partir de jugo de caña concentrado a 25 °Brix y suministro de energía a la red poblacional, es un excelente apoyo al punto número dos de ajustar el tamaño de la producción de acuerdo a la demanda.

6. El Tratado de Libre Comercio, las cartas paralelas del mismo, su cumplimiento o incumplimiento en este año (2000), no debe ser toda la esperanza de la industria, hay que ver adelante al cercano año 2008, el mercado azucarero propiciado por el TLC representará alrededor de 15 millones de toneladas de azúcar, un Mercado sin aranceles, que exige antes de la controversias, establecer entre los industriales de Estados Unidos y los industriales de México, pláticas que favorezcan con la solución de los problemas, que propicien un mutuo entendimiento y que alienten alianzas financieras.

7. Los grupos azucareros continúan con el proceso de modernización en los ingenios que por su producción y eficiencia son viables y evaluar social, técnico y económicamente la reconversión de aquellos ingenios que la necesitan.

8. Se insiste en lo ya mencionado, para el año 2008, se competirá en un campo parejo, pero hay que entrar con bajo costo de producción, alta eficiencia y sólidamente capitalizados.

9. Se tiene forzosamente implementar medidas para que los ingenios más débiles tengan acceso a la tecnología de punta, en cuanto a equipo.

TERMINOLOGÍA

Caña de Azúcar. Como materia prima para la industria azucarera se entiende, la parte del tallo, comprendida entre el entrenudo más cercano al surco, y el último entrenudo superior desarrollado, correspondiente a la sección 8-10, desprovisto de todo tipo de impurezas.

Sacarosa. Es en sí lo que da valor a la caña de azúcar, como materia prima de la industria azucarera y se distribuye en su mayor proporción, en la parte del tallo que alcanzado su mayor desarrollo fisiológico, en forma decreciente desde su base hasta los entrenudos 8-10.

Polarización. Es la resultante de un ángulo que se forma en un plano de luz polarizada, a través de una solución que contenga azúcar. La abertura del ángulo será tanto mayor cuanto mayor sea la concentración de azúcar.

Análisis. Es una cuestión a resolver, su origen de las raíces griegas: "analus" de resolver y "lisis" es descomposición.

Sacarosa Verdadera o Clerget. Por acuerdos internacionales, para diferenciar su calidad de la sacarosa aparente, según la terminología queda simplemente como *sacarosn*.

Sacarosa Aparente. Según los mismos acuerdos y terminología queda como Pol % o simplemente Pol.

Existe otro tipo de azúcares como la Dextrina que también desvían el rayo de luz polarizado en el mismo sentido que la sacarosa, que se contabiliza como tal, por lo que se le llama Dextrógiros de signo +, así también existe otro tipo de azúcares como levulosa y no azúcares en sentido contrario de la sacarosa, por lo que se les denomina Lovogiros de signo.

Brix. Es un instrumento que mide el contenido de sólidos solubles en una solución. Este instrumento está sujeto a errores por los coloides y sólidos insolubles, y su calibración se hace en soluciones que contienen sacarosa pura, porque al determinar sólidos se incrementa el error.

Brix se define como el por ciento de sólidos disueltos en una solución azucarada.

Sólidos por Refracción. Son los sólidos disueltos que se obtienen por medio de un haz de luz refractado, midiéndose sus ángulos de desviación.

Sólidos Totales. Son los que se obtienen desecando una solución, con calor de 60 °C máximo y hasta peso constante.

Pureza. Su número el tanto por ciento de pol que se encuentra en los sólidos de una solución.

Imbibición. Es el proceso por el que se obtiene una mayor extracción de pol en los molinos, ya sea aplicando agua o jugo diluido a la salida de algunos molinos, capturando el azúcar por dilución, al romperse las células del parénquima.

Imbibición % Caña. Representa solamente el tanto por ciento de agua que se aplica en la caña.

Agua de Dilución. Es aquella parte del agua de imbibición que se queda en el jugo mezclado, (parte de la imbibición se va en el bagazo).

Dilución % Caña. Es el agua que se encuentra en jugo por cada 100 partes de caña.

Dilución % Jugo. Representa el agua de dilución por cada 100 partes de jugo. Esta puede ser % Jugo Mezclado o % Jugo Absoluto Extraído.

Bagazo. Es el subproducto fibroso que queda después de la molienda, una vez que se ha extraído la mayor parte de pol y jugo que contiene la caña. El bagazo está constituido por fibra, agua y sólidos, estos últimos la forman la pol y los sólidos no azúcares.

Bagazo % Caña. Es el bagazo que arroja una molienda por cada 100 partes de caña.

Fibra. Es la materia seca insoluble en agua (celulosa, leña, etc.).

Fibra % Caña. Es la fibra contenida por cada 100 partes de caña.

Su proporción, así como la Pol dependen de muchos factores, variedad de caña, tipo de suelo, clima y fertilización entre otros. El contenido de fibra en la caña es determinante para la capacidad de molienda de un molino; a menor cantidad de fibra mayor capacidad; a mayor contenido de fibra menor capacidad de molienda, ya que la capacidad de un tándem es inversa al contenido de fibra.

Jugo Absoluto. Es el jugo total que contiene la caña, todos los sólidos solubles más su propia agua lo constituyen, su cálculo: Caña-Fibra.

Jugo Absoluto % Caña. Es el jugo absoluto extraído por cada 100 partes de caña. Se obtiene restando la dilución % caña, al jugo mezclado % caña, o bien por los sólidos extraídos en jugo mezclado % caña divididos entre el Brix del jugo absoluto. La pureza del jugo absoluto extraído deberá ser siempre igual a la pureza del jugo mezclado.

Quando se reporta la pureza del jugo absoluto en caña, que es igual a la pureza de la caña, y ésta se multiplica al Brix del jugo absoluto, al comprobar el balance de pol por este concepto se encuentra que se está sacando azúcar de la que ha entrado a fábrica, ya que la pureza

del jugo absoluto en caña es siempre menor que la pureza del jugo mezclado, y se extrae sólo una proporción del jugo absoluto en caña, que en su concepto se denomina, jugo absoluto extraído % caña, reportándose este concepto.

Jugo Desmenzadora. Es el jugo de primera expresión, que puede ser extraído por una desmenzadora de dos cilindros, o bien por un primer molino de tres mazas.

Jugo Mezclado. Es el jugo extraído por todo el tándem de molinos y enviado al Departamento de Pesado y/o a el de Clarificación.

Jugo Mezclado % Caña. Es el jugo mezclado por cada 100 partes de caña.

Jugo Residual. Es el jugo de última expresión, o sea el jugo extraído exclusivamente por la maza bagacera del último molino; aún cuando no es cierto, para fines de cálculos se considera que la pureza de este jugo es igual a la pureza del jugo residual en bagazo.

Jugo Residual en Bagazo. Es el jugo final que retiene la fibra en el bagazo, por lo que se calcula:

- a) Peso de Bagazo - Peso de Fibra en Bagazo.
- b) 100 Bagazo - Fibra % Bagazo.

Jugo Claro. Es el jugo que resulta del jugo mezclado después de someter éste al proceso de clarificación por elementos físicos.

Jugo Filtrado. Es el resultado de separar lodos del Jugo Cachazón al someter éste al proceso de filtración al vacío, retornando al proceso de clarificación.

Cachaza Agotada. Es el residuo final del proceso de filtración del jugo cachazón, resultando un sub-producto de desecho.

La producción de cachaza agotada en caña libre de tierra está entre los 30 y los 40 kg por tonelada de caña, esta producción aumenta con relación a la cantidad de tierra que contenga el jugo mezclado y puede ir desde los 50 hasta los 120 kg por tonelada de caña. Una caña que contenga 1.5 % de tierra o más, el proceso de clarificación muere por falta de capacidad en clarificadores y filtros de cachaza. Teoría comprobada en Lousiana, Australia y otros.

Meladura. Es el resultado de quitarle agua al jugo claro en los evaporadores múltiples, que están fundamentados en el ciclo ideal de Carnot.

Masa Cocida. Es conocida también como Templa o Tachada, ya que es procesada en equipo al vacío denominada tachos, y se puede definir como una mezcla de cristales de azúcar con miel madre, que son separados en centrifugas de alta velocidad

De acuerdo al tipo de azúcar que se produce, estándar o refinamiento se les llama Templas de Crudo o Refinados y se clasifican en A, B y C si son de azúcar crudo o estándar; y Primeras, Segundas, Terceras y Cuartas si son refinado.

Miel Final. Conocida también como miel incristalizable o melaza; se obtiene al separar el cristal de la miel madre de la templa de más baja pureza que se le conoce como Templa "C".

Es el subproducto final más importante, pues contiene de 32 a 42 de Pol % Miel, además contiene glucosa y pentosas que se engloban como reductores, puesto que las últimas reducen la solución de Sulfato de Cobre y se les conoce como reductores que no se pueden fermentar, contiene Sales de Calcio, Sodio, Potasio; en menor proporción de Hierro y es rica en Proteínas, por lo que resulta un excelente forraje para ganado.

Por su contenido de azúcares es una importante materia prima para la elaboración de alcohol y rones.

Extracción Pol % Pol Caña. Se define por la cantidad de pol extraída por cada 100 partes de la caña.

Extracción Reducida a 12.5 de Fibra % Caña. Resulta el mismo concepto que el anterior, sólo que aquí se estandariza a un contenido de fibra de 12.5 % caña, que sirve para comparar dicha extracción con cualquier tipo de ingenio.

Kilogramos de Miel Fina a 85 Brix P. y E. por Tonelada de Caña. Todas las fábricas producen miel con un Brix diferente que puede ir desde 80 hasta 94, por lo que se hace la conversión a 85 Brix (Brix, Sólidos % Miel en este caso) que es su estándar para poder comparar así su producción con cualquier tipo de ingenio, igualmente que en el caso anterior.

Este concepto, es el cociente de dividir los kilogramos de miel a 85 Brix producidos y estimados entre las toneladas de caña molida. A la producción obtenida se le suman los kilos de miel estimados en materiales en existencia o stock.

La producción de miel es directamente proporcional a la cantidad de sólidos no azúcares que contenga el jugo claro y a la pureza de la miel final.

Por lo tanto $1 + 0.4 = 1.4$ Sólidos Totales en Miel Final, luego; Pureza Mínima posible en Miel Final = % de Pol en Sólidos, $0.4 * 100 / 1.4 = 28.57$ de Pureza. Por lo que deduce el % de Pol Recuperada de la Pol en Jugo Mezclado, sin tener en consideración la pérdida de la torta de cachaza agotada ni los indeterminados; refiriendo los sólidos a miel, las 0.4 partes de Pol con relación a la Pureza de Jugo Mezclado tenemos:

$1.4 - (0.4 / \text{Pureza Jugo Mezclado})$ su resultante es el concepto Winter y Carp que ya está obsoleto, pues existe una teoría más moderna y acertada que es la Australiana y que aún no se contempla en informe de corrida.

Pol-Retenida % Pol Jugo Mezclado. Es la pol recuperada por cada 100 partes de Pol que contenga el Jugo Mezclado.

Pol % Caña. Es la Pol contenida por cada 100 partes de caña.

Pol % Fibra en Caña. Es la Pol contenida por cada 100 partes de la fibra que tenga la caña.

Pol Perdida % Fibra Caña. Este concepto se conoce como Pérdida de Molinos o Factor de Pérdida de Molinos y se define como la pol que retiene el bagazo por cada 100 partes de fibra.

Se puede obtener de dos maneras:

a) $\text{Pol \% Bagazo} * 100 / \text{Fibra \% Bagazo}$.

b) $\text{Pol Bagazo \% Caña} * 100 / \text{Fibra \% Caña}$.

Pol % Bagazo. Es la pérdida de pol por cada 100 partes de bagazo (es una pérdida obligada en la molienda).

Fibra % Bagazo. Es el contenido de fibra por cada 100 partes de bagazo.

Pol % Cachaza. Es la Pol contenida por cada 100 partes de cachaza agotada (es una pérdida obligada en el departamento de clarificación).

Pol % Miel Final. Es la Pol contenida por cada 100 partes de miel final (es una pérdida obligada al terminar el proceso de la fabricación de azúcar).

Litros de Petróleo: Fábrica de Azúcar. Es el consumo total de litros de petróleo.

Litros de Petróleo por Tonelada de Caña. Es el consumo de petróleo en litros por cada tonelada de caña. Es el cociente de:

$\text{Consumo Litros Petróleo} / \text{Tons. Caña Molida}$.

Litros de Petróleo por Tonelada de Azúcar. Es el consumo de petróleo en litros por cada tonelada de azúcar producido.

Es el cociente de:

$\text{Consumo Litros Petróleo} / \text{Tons. Caña Molida}$.

Litros de Petróleo por Tonelada de Azúcar. Es el consumo de petróleo en litros por cada tonelada de azúcar producido.

Es el cociente de:

Consumo Litros Petróleo / Tons. Azúcar Producida.

Kgs. de Cal por Ton. de Caña. Es el consumo de kilos de cal por cada tonelada de caña. Kilos de Cal / Tons. Caña Molida.

Kgs. de Azufre por Ton. de Caña. Es el consumo de kilos de azufre por cada tonelada de caña. Kilos de Azufre / Tons. Caña Molida.

Tons. Miel Final a 85 Brix Aportadas Fábrica de Alcohol. Son toneladas de miel a 85 Brix que la fábrica de azúcar entrega a la Fábrica de Alcohol.

Tons. Miel a 85 Brix en Mostos Destiladores. Es la miel a 85 Brix que corresponde a los mostos que han sido destilados exclusivamente.

Lts. de Alcohol P. y E. a 96 ° G.L. a 15 °C. P. y E. Son los litros de alcohol producidos y estimados en mostos sin destilar, convertido el alcohol a 96° G.L. y a 15 °C de temperatura.

G.L. = ° Gay Lussac = Alcohol contenido en 100 partes de agua.

Lts. de Alcohol P. y E. por Ton. Miel a 85 Brix. Es la cantidad de alcohol de 96 °C que produce una tonelada de miel a 85 Brix.

ANEXO

REFERENCIAS OPERACIONALES EN EL PROCESO DE LA ELABORACIÓN DE AZÚCAR

**REFERENCIAS OPERACIONALES EN EL PROCESO
DE ELABORACION DE AZUCAR**

	CONCEPTO	Valores		
		Mínimas	Máximas	Unidades
	Departamento de Procesos			
	Preparación de la Caña (Batey)			
	Indicadores de Operación			
1	Índice de preparación de la caña (IP)	80.0	90.0	%
2	Potencia consumida por la desfibadora		25.0	hp / tc
3	Potencia instalada para la desfibadora		35.0	hp / tc
	Molinos			
	Propiedades Operacionales			
1	pH jugo de primera extracción	5.5		
2	Brix jugo de primera extracción	16.000	21.000	°Bx
3	Pureza del jugo de primera extracción	83.300	86.180	%
4	Reductores en jugo de primera extracción		0.900	%
5	Pol en bagazo	2.000	3.250	%
6	Sólidos en el jugo residual o de última presión	3.000	6.000	°Bx
7	Sólidos disueltos en jugo mezclado	15.000	16.810	°Bx
8	Sacarosa en jugo mezclado	12.623	14.310	%
9	Pureza de jugo mezclado	82.00	84.630	%
10	Fosfatos en jugo mezclado	200	300	ppm
11	pH jugo mezclado	5.0	5.800	
12	Tierra en jugo mezclado	2.00	5.000	%
	Indicadores de Operación			
1	Alimentación de la caña desfibrada	Uniforme	todo el	tiempo
2	Velocidad periférica de las mazas	53.00	74.00	pie / min
3	Presión por pie lineal de maza	75.00	80.00	t corta/pie maza
4	Imbibición % Fibra	193.49	200.00	%
5	Imbibición % caña	18.00	32.00	%
6	Ef. De imbibición((pol jugo residual / pol bagazo))*100	80.00	85.00	%
7	Temp. de agua de imbibición (caña cruda)	55	60	°C
8	Temp. de agua de imbibición (caña quemada)	55	70	°C
9	Presión del agua de imbibición	60.00	70	lb/plg ² man.
10	Humedad % bagazo	48.00	53.500	%
11	Calda de brix jugo desmenuzadora-residual	14	17	Bx
12	Dif. de pureza jugo desmenuzadora-mezclado	1	2	%
13	Diferencia de pureza jugo mezclado-residual	4	10	%
14	Gráfica de brixes de los molinos	Haceta	semahalmente	
15	Extracción de sacarosa en el tallo de la caña	90.00	95.00	%
16	Extracción reducida 12.5 % fibra en caña	93.00	95.50	%
17	Extracción % de jugo (difusión)	97.00		%
18	Extracción % de jugo (moderno)	>95.00		%
19	Extracción % de jugo (khandsari)	>65.00		%
20	Extracción % de jugo (piloncillo y tracción animal)	50.00	1.000	%
21	Pérdidas de sacarosa en bagazo % caña	0.500	1.000	%

**REFERENCIAS OPERACIONALES EN EL PROCESO
DE ELABORACION DEL AZUCAR**

	CONCEPTO	Referencias		
		Mínimas	Máximas	Unidades
	Departamentos de Proceso			
	Clarificación de Crudo o Estándar			
	Sulfitación en Frio (columna)			
	Propiedades de los Materiales			
1	Consumo de azufre	224	330	g / tc
2	pH de jugo sulfitado	3.0	4.9	
3	pH de sulfitación (neutralización de alcalización)	6.8	7.0	
	Doble Sulfitación en Frio (eyectores)			
	Propiedades de los Materiales			
1	pH del jugo sulfitado	4.1	4.5	
2	Azufre necesario		300	g / tc
3	Bióxido de azufre	600	700	ppm
	Indicadores de Operación			
1	Presión de bombeo del jugo		35	lb/plg ² man
2	Velocidad de jugo en la tobera		6	pies / s
3	Vacío en tobera		20	plg Hg
4	Tiempo de residencia en primer tanque		2.5	min
5	Tiempo de residencia en segundo tanque		2.5	min
	Prealcalización en frio			
	Indicadores de operación			
1	pH dealcalización (Restitución del original)	5.1	5.5	
	Calentamiento del jugo prealcalizado			
	Indicadores de operación			
1	Temperatura	102.0	104.0	°C
	Alcalización en caliente			
	Indicadores de operación			
1	pH de alcalización	7.3	7.4	

REF. 11518 NO SALE
DE LA BIBLIOTECA

**REFERENCIAS OPERACIONALES EN EL PROCESO
DE ELABORACION DEL AZUCAR**

	CONCEPTO	Referencias		
		Mínimas	Máximas	Unidades
	Alcalización			
	Propiedades de los Materiales			
1	Consumo de cal	1.500		Kg/tc
2	Lechada de cal	4.0	6.0	°Bé
3	pH de alcalización	7.2	8.0	
4	pH de alcalización (a neutralizarse con sulfitación)	8.8	9.0	
	Indicadores de Operación			
1	Temperatura de alcalización	30		°C
2	Retención de jugo alcalizado	15	20	min
	Primer Calentamiento de Jugo Alcalizado			
	Indicadores de Operación			
1	Primer calentamiento de jugo alcalizado	65	75	°C
2	Temperatura de vapor primer calentamiento	50	80	°C
3	Presión de vapor primer calentamiento	1 7889	7.0	lib/plg ² abs
	Segundo Calentamiento de Jugo Alcalizado			
	Indicadores de Operación			
1	Segundo calentamiento jugo alcalizado	100	105	°C
2	Temperatura de vapor segundo calentamiento	120	125	°C
3	Presión de vapor segundo calentamiento	28.795	33.661	lb/plg ² abs.
4	Velocidad de jugo en calentadores	5.0	7.0	pies/seg
	Clarificación			
	Propiedades de los Materiales			
1	Floculante	2.5	6.0	ppm
2	Sólidos disueltos en jugo mezclado	15.000	16.810	°Bx
3	Sólidos en jugo clarificado	15.30	17.00	°Bx
4	Pureza del jugo clarificado	83.00	86.00	%
5	Reductores en jugo clarificado	0.600	0.750	%
6	pH de jugo clarificado	6.8	7.0	

**REFERENCIAS OPERACIONALES EN EL PROCESO
DE ELABORACION DEL AZUCAR**

	CONCEPTO	Referencias		
		Mínimas	Máximas	Unidades
	Indicadores de Operación			
1	Tiempo de residencia del jugo en el clarificador	2.5		H
2	Turbidez Kopke	25	30	nm
3	Diferencia de pureza jugo clarificado-mezclado	1	2	%
	Filtración			
	Propiedades de los materiales			
1	Bagacillo para la cachaza	3.0	6.0	Kg / tc
2	Fibra en torta de cachaza	5.00	8.00	%
3	Pol en cachaza	1.200	2.500	%
4	Pérdidas de sacarosa cachaza % caña	0.100	0.250	%
	Indicadores de operación			
1	Velocidad de rotación de los filtros	15	20	rev / h
2	Velocidad de separación de la torta de cachaza	70		kg / m ² h
3	Bajo vacío filtros de cachaza	8	10	pulg Hg vac.
4	Alto vacío filtros de cachaza	18	20	pulg Hg vac.
5	Temperatura agua de filtros	50	75	°C
6	Presión de agua de filtros de cachaza	50	60	lb/plg ² man.

**REFERENCIAS OPERACIONALES EN EL PROCESO
DE ELABORACION DE AZUCAR**

	CONCEPTO	Valores		
		Mínimas	Máximas	Unidades
	Departamentos de proceso			
	Cristalización al vacío en dos plantas			
	Templa de "A"			
	Propiedades operacionales			
1	Sólidos en templa "A"	90.00	93.00	°Bx
2	Pureza de la templa en "A"	85.00	90.00	%
3	Rendimientos de cristales templa "A" % sólidos	> 55.00	57.78	%
4	Tamaño de cristal	0.85	1.00	mm
5	Masa cocida de "A"	4.348	7.360	pie ³ /tc
6	Sólidos en miel "A"	60.00	66.00	°Bx
7	Pureza de miel "A"	60.00	68.00	%
8	Presión de vapor en la calandria	26.696	29.696	lb/plg ² abs.
9	Evaporación de 1 kg de agua en masa "A"	1.150		kg vapor
	Enfriamiento de masas "A" (cristalizadores)			
1	Temperatura de masa caliente	60		°C
2	Temperatura de masa fría	47		°C
3	Diferencia de temperaturas	13		°C
4	Tiempo de enfriamiento	3		h
5	Pureza de la masa cocida "A"	80.00		%
6	Pureza de la miel "A" enriada	58.50		%
7	Pureza de la miel "A" - miel "A" enriada	60.00		%
8	Caida de pureza masa "A" - miel "A" enriada	21.50	23.11	%
9	Caida de pureza masa "A" - miel "A" caliente	20.00		%
10	Ganancia de pureza	1.50		%
	Templa de "C"			
	Propiedades operacionales			
1	Sobresaturación de crecimiento de cristales	1.250	1.400	
2	Sobresaturación como zona de trabajo	1.100	1.200	
3	Sólidos en la templa "C"	96.00	97.00	°Bx
4	Pureza de templa "C"	60.00		%
5	Cristales por cada 1000 pies ³ de masa "C"	424.5 E +9		
6	Masa cocida de "C"	1.690	1.830	pie ³ / tc
7	Rendimientos de cristales templa "C" % sólidos	40.00		%
8	Pureza de ciclón caliente	40.00	42.00	%
9	Sólidos en miel final	90.00		°Bx
10	Pureza miel final	33.00	36.00	%
11	Coefficiente glucosa / cenizas en miel final			
12	Sólidos del magma "C" (semilla)	85.00	89.00	°Bx
13	Pureza del magma "C" (semilla)	80.00	90.00	%
14	M F recirculada en magma % M F en masa "C"	15.00	18.00	%

**REFERENCIAS OPERACIONALES EN EL PROCESO
DE ELABORACION DEL AZUCAR**

	CONCEPTO	Referencias		
		Mínimas	Máximas	Unidades
	Departamentos de Proceso			
	Indicadores de Operación			
	Sólidos en jugo clarificado	15.30	17.000	°Bx
	Sólidos en meladura	58	65.00	°Bx
	Sacarosa en meladura	54.33	57.20	%
	Pureza en meladura	80.00	88.03	%
	PH meladura	6.4	6.8	
	Reductores meladura	2.300	2.600	%
	Indicadores de Operación			
1	Pre calentamiento del jugo claro	105	110	°C
2	Temperatura del vapor al calentador	120	125	°C
3	Presión de vapor del primer cuerpo	10	15	lb/plg ² man
4	Nivel óptimo de evaporación (se toma como base el tamaño del tubo de la calandria y el espejo inferior)	1/3	1/2	altura
5	Agua evaporada en triple efecto	9.0		lb / h pie ²
6	Agua evaporada en cuádruple efecto	6.10		lb / h pie ²
7	Agua evaporada en quintuple efecto	4.50		lb / h pie ²
8	Temperatura de la meladura	56	60	°C
9	Disminución de pH jugo claro-meladura		0.300	
10	Agua evaporada % del jugo clarificado	70.00	75.00	%
11	Vacio en el último vaso (plg de Hg)	23	26	plg Hg vac.
	Preevaporador con cuádruple efecto			
	Preevaporador			
	Calandria del preevaporador			
	Indicadores de operación			
1	Presión	30		lb/plg ² abs.
2	Temperatura	250		°F
3	Calor latente	945.4		Btu/lb
	Cuerpo del preevaporador			
	Propiedades de los materiales			
1	Entrada de sólidos en jugo clarificado	16.00		°Bx
2	Salida de sólidos en meladura del preevaporador	19.79		°Bx

**REFERENCIAS OPERACIONALES EN EL PROCESO
DE ELABORACION DEL AZUCAR**

	CONCEPTO	Referencias		
		Mínimas	Máximas	Unidades
	Indicadores de Operación			
1	Presión en el vaso	24.696		lb/plg ² abs
2	Temperatura de entrada del jugo clarificado	204		°F
3	Temperatura de ebullición en el vaso	243		°F
4	Poder calorífico del jugo clarificado	0.910		Btu/lb °F
5	Poder calorífico en la meladura del preevaporador	0.860		Btu/lb °F
	Primer vaso con preevaporador			
	Calandria			
	Indicadores de operación			
1	Presión	24.696		lb/plg ² abs
2	Temperatura	240		°F
3	Calor latente	952.1		Btu / lb
	Cuerpo			
	Propiedades de los materiales			
1	Sólidos de entrada de la primera meladura	19.79		°Bx
2	Salida de sólidos en primera meladura	26.19		°Bx
	Indicadores de operación			
1	Presión en el vaso	21.566		lb/plg ² abs.
2	Temperatura de la entrada de la primera meladura	243		°F
3	Temperatura de ebullición	232		°F
4	Poder calórico en la meladura del primer vaso	0.840		Btu/lb °F
	Segundo vaso con preevaporador			
	Calandria			
	Indicadores de operación			
1	Presión	20.014		lb/plg ² abs.
2	Temperatura	228		°F
3	Calor latente	960.0		Btu/lb

**REFERENCIAS OPERACIONALES EN EL PROCESO
DE ELABORACION DE AZUCAR**

	CONCEPTO	Referencias		
		Mínimas	Máximas	Unidades
	Cuerpo			
	Propiedades de los materiales			
1	Sólidos de entrada de la segunda meladura	26.19		°Bx
2	Sólidos de salida en segunda meladura	31.78		°Bx
	Indicadores de Operación			
1	Temperatura de la meladura de entrada	232		°F
2	Temperatura de ebullición	219		°F
3	Presión en el vaso	16.857		lb/plg ² abs.
4	Poder calorífico en la meladura del segundo vaso	0 780		Btu/lb °F
	Tercer vaso con preevaporador			
	Calandria			
	Indicadores de operación			
1	Presión	14.696		lb/plg ² abs.
2	Temperatura	212		°F
3	Calor latente	970.3		Btu/lb
	Cuerpo			
	Propiedades de los materiales			
1	Sólidos de entrada de la tercera meladura	31.78		°Bx
2	Salida de sólidos en tercera meladura	200		°Bx
	Indicadores de operación			
1	Temperatura de la meladura de entrada	219		°F
2	Temperatura de ebullición	200		°F
3	Presión en el vaso	11 256		lb/plg ² abs.
4	Poder calorífico en la meladura del tercer vaso	0 720		Btu/lb °f

**REFERENCIAS OPERACIONALES EN EL PROCESO
DE ELABORACION DEL AZUCAR**

	CONCEPTO	Referencias		
		Mínimas	Máximas	Unidades
	Cuarto vaso o melador con preevaporador			
	Calandria			
	Indicadores de Operación			
1	Presión	9.7469		lb/plg ² abs.
2	Temperatura	192		°F
3	Calor latente	982.8		Btu / lb
	Cuerpo			
	Propiedades de los materiales			
1	Sólidos de entrada de la cuarta meladura	40.98		°Bx
2	Salida de sólidos en cuarta meladura	59.82		°Bx
	Indicadores de operación			
1	Temperatura de la meladura de entrada	200		°F
2	Temperatura de ebullición	144		°F
3	Presión en el vaso	3.1996		lb/plg ² abs.
4	Poder calórico en la meladura del cuarto vaso	0.670		Btu/lb °F
	Condensador			
1	Vacío	1.9958		lb/plg ² abs.
2	Temperatura	126		°F
3	Calor latente	1022.2		Btu / lb
	Cuádruple efecto			
	Primer vaso (cuádruple efecto)			
	Calandria			
	Indicadores de operación			
1	Presión	26.825		lb/plg ² abs.
2	Temperatura	244		°F
3	Calor latente	949.5		Btu / lb

**REFERENCIAS OPERACIONALES EN EL PROCESO
DE ELABORACION DEL AZUCAR**

	CONCEPTO	Referencias		
		Mínimas	Máximas	Unidades
	Condensador			
	Indicadores de operación			
1	Vacío	0.97809		lb/ptg ² abs
2	Temperatura	101		°F
3	Calor latente	1036.5		Btu/lb
	Agua de Inyección			
	Propiedades de los materiales			
1	Agua necesaria por 1 kg de agua evaporada	84.60		Kg
	Indicadores de operación			
1	Temperatura de entrada	29	<30	°C
2	Temperatura de salida	36		°C
	Propiedades de los materiales			
1	Sólidos de entrada cuarta meladura	34.67		°Bx
2	Salida de sólidos en cuarta meladura	59.94		°Bx
	Materiales provenientes de la refinería			
1	Sólidos del sirope devuelto a crudo	70.00		°Bx
2	Sacarosa del sirope devuelto a crudo	63.140		%
3	Pureza del sirope devuelto a crudo	90.20		%

BIBLIOGRAFÍA

- “Principio de Tecnología Azucarera”
P. Honing
2° Edición, Editorial LIMUSA
1985
- “Manual para Ingenieros Azucareros”
E. Hugot
4° Edición, Editorial McGraw Hill
1990
- “Manual del Ingeniero Químico”
John H. Perry
4° Edición, Editorial McGraw Hill
1990
- “E. Tecnología Química”
Kirh-Othmer
5° Edición, Editorial Prentice Hall
1995
- “Azúcares Crudos de Buena Calidad”
Alfred L. Webre
Mesa Redonda Asociación Técnica Azucarera de México
1995
- “Curso para Superintendentes Químicos de Control e Investigación”
Azúcar S.A. de C.V.
1995
- “Fórmula para Determinar el KARBE, base del pago de la Materia Prima”
Mesa Redonda Asociación Técnica Azucarera de México
1998
- “Perspectiva del Mercado Azucarero, México y el T.L.C.”
Albert Viton, Sugar y Azúcar
1998
- “La Industria Azucarera”
Marco Lara Klahr
Publicación El Universal

“Industria Azucarera”
Entrevista al Sr. Juan Gallardo T.
Publicación El Universal

“Industria Azucarera”
Entrevista al Sr. Carlos Ortolozaga N.
Publicación El Financiero (Lourdes Edith)

“Uso del Alcohol Anhidro como Combustible”
Azúcar S.A. de C.V.
1998

“Ethanol - The Renewable Ecologically Safe Solution”
Publicación de Productores de Etanol de Brasil
1997

“El Alcohol Deshidratado, una Alternativa de Solución”
Exposición Ing. Manuel Enríquez Poy
Asociación de Técnicos Azucareros de México
Convención ATAM
1999

“Clarificación de Meladura”
Publicación Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos
Ing. Juan Castrezana A.
1998

“Introducción del Cristalizador Continuo en Templas de Alta Pureza”
Publicación Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos
Ing. Juan Castrezana A.
1998