

Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA



T E S I S

**LA CRISTALIZACION COMO OPERACION UNITARIA
EN LA PRODUCCION DE AZUCAR DE CAÑA**

**JOSE LUIS SEGOVIANO AGUILAR
INGENIERO QUIMICO**



**EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA**

1 9 8 2



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.

INDICE GENERAL

| | Pag. |
|---|------|
| 1. INTRODUCCION | 1 |
| 1.1. OBJETIVOS | |
| 1.1.1. OBJETIVOS BASICOS | |
| 1.1.2. OBJETIVOS SECUNDARIOS | |
| 1.2. EL AZUCAR | |
| 1.2.1. GENERALIDADES | |
| | |
| 2. LA CRISTALIZACION COMO OPERACION UNITARIA EN LA FABRICACION DE AZUCAR | 6 |
| 2.1. LA CRISTALIZACION DE SACAROSA EN SOLUCIONES ACUOSAS | |
| 2.1.1. TEORIA BASICA | |
| 2.1.2. SOLUBILIDAD | |
| 2.1.3. CRISTALOGRAFIA DE LA SACAROSA | |
| 2.1.4. VELOCIDAD DE CRECIMIENTO DE LOS CRISTALES DE SACAROSA | |
| | |
| 3. MODELOS GENERALES DE LA CRISTALIZACION | 25 |
| 3.1. MODELO GENERAL DE LA CRISTALIZACION | |
| 3.2. MODELOS PARTICULARES DE LA CRISTALIZACION DE SACAROSA | 44 |
| 3.2.1. MODELO GENERAL DE LA CINETICA DE LA CRISTA LIZACION DE SACAROSA | 59 |

| | Pág. |
|--|------|
| 3.2.1.1. MODELO GENERAL DE LA VELOCIDAD DE CRECIMIENTO DE LOS CRISTALES DE AZUCAR | |
| 3.2.1.2. ACTIVIDAD Y CALOR DE CRISTALIZACION | |
| 3.2.2. MODELO GENERAL DE LA CRISTALIZACION DE AZUCAR EN TACHOS AL VACIO | 73 |
| 3.2.3. MODELO PARTICULAR DE LA CRISTALIZACION DE AZUCAR REFINADA EN TACHOS AL VACIO | 94 |
| 4. TECNOLOGIA DE LA CRISTALIZACION DE AZUCAR | |
| 4.1. SISTEMAS DE SEMILLAMIENTO EN LA CRISTALIZACION DE AZUCAR | 115 |
| 4.1.2. ANALISIS COMPARATIVO SOBRE LA INFLUENCIA DE TRES METODOS DE PREPARACION DEL MAGMA DE SEMILLA SOBRE EL ALARGAMIENTO DE LOS CRISTALES | 139 |
| 4.2. SISTEMAS DE TEMPLAS O MASAS COCIDAS EN LA FABRICACION DE AZUCAR | 144 |
| 4.2.1. ESTUDIO COMPARATIVO DE TRES TEMPLAS CONVENCIONALES | |
| 4.2.2. SISTEMA DE TRES TEMPLAS ESTILO MANTE (DOBLE SEMILLA) | 189 |
| 4.3. INGENIERIA DE DISEÑO | 194 |
| 4.3.1. INGENIERIA DE DISEÑO DE CRISTALIZADORES EN LA INDUSTRIA AZUCARERA | |
| 4.3.2. BASES PRACTICAS DE DISEÑO DE TACHOS DE CALANDRIA | 241 |
| 4.4.1. BASES DE DISEÑO DEPARTAMENTAL DEL AREA DE CRISTALIZACION EN UNA FABRICA DE AZUCAR | 266 |
| 4.4.2. OPTIMO AGOTAMIENTO DE LA TEMPLA "C" | |
| 5. CONSIDERACIONES GENERALES SOBRE LA CRISTALIZACION DE AZUCAR | 277 |
| 6. BIBLIOGRAFIA | 281 |

1.- INTRODUCCION.

1.1 OBJETIVOS DE LA TESIS

1.1.1. OBJETIVO BASICO

El objetivo particular de esta tésis, es establecer modelos lógicos y matemáticos del proceso de cristalización, visto como una operación unitaria compuesta por fenómenos de transferencia de masa, momentum y energía; que permitan una mayor evaluación y visualización de la tecnología de la cristalización aplicada en la producción de azúcar de caña, a los ingenieros químicos que se inician en esta industria.

1.1.2 OBJETIVOS SECUNDARIOS

Los objetivos secundarios que se persiguen en el desarrollo de esta tésis justifican en parte el objetivo antes enunciado, ya que se trata de hacer notar la importancia de la producción de azúcar en México, desde los puntos de vista técnico, económico y social; así como la necesidad de investigación y desarrollo en esta área industrial. El otro objetivo secundario que se persigue es el de establecer la necesidad de incrementar el estudio de la cristalización a nivel de escuela profesional de Ingeniería Química y dentro de la misma industria azucarera.

1.2 EL AZUCAR

1.2.1 GENERALIDADES

El azúcar que se consume en el mundo bajo este nombre se encuentra constituido, fundamentalmente por sacarosa conteniendo porcentajes de ésta de más del 95% de su peso; teniendo México 95.5% la denominada "standar" ó "de consumo directo" y 99.9% la refinada.

Casi la totalidad del azúcar producida en el mundo es cristalizada debido a la selectividad de la sacarosa para este proceso, lo que permite obtener altos grados de pureza química a costos económicos.

La sacarosa al cristalizar forma cristales hemiédricos -- pertenecientes al sistema monoclinico en soluciones acuosas puras. En sistemas impuros se ve alterada la cristalografía final de acuerdo a la cantidad y calidad de las impurezas presentes, así como a las condiciones de operación del proceso seguidas.

1.2.2. USOS

El azúcar es utilizada fundamentalmente como un energético alimenticio que se incorpora al organismo en forma directa o combinada con diversos tipos de alimentos, siendo a la fecha esta su máxima importancia. Fisiológicamente el azúcar es un carbohidrato importante que ocupa un lugar moderado en la dieta humana, ya que provee energía para los movimientos, el funcionamiento del cerebro, la asimilación de alimentos y el mantenimiento de la temperatura corporal; además permite prevenir el uso indeseable de proteínas y evita el desarrollo de acetonas por grasas no metabolizadas normalmente. Sin embargo las investigaciones tecnológicas realizadas acerca del azúcar han puesto de manifiesto que éste producto puede usarse para muchas más funciones que las de endulzar, ya que se abre un amplio campo para el empleo de azúcar en polímeros plásticos, detergentes, textiles, fermentos, resinas, revestimientos, emulsiones, pinturas y nutrimentos agrícolas, además el azúcar como material orgánico industrial figura entre los cinco más económicos del mundo y además de que posee todas las sustancias químicas orgánicamente puras.

En pinturas, se recurre actualmente a una nueva resina secante que contiene un 15% de sacarosa reactivada; ésta pintura tiene excelente brillo, gran consistencia y comprobada resistencia al agua. También un nuevo agente coloidal, con base de sacarosa, ofrece notables ventajas sobre los pigmentos comunes de óxido de fierro.

En la producción de resinas sintéticas, la incorporación de sacarosa a la estructura de los polímeros convencionales brinda la posibilidad de dar propiedades especiales al producto, tales como la biodegradabilidad controlada, la resistencia al fuego, diversas características antiestáticas y tintes mejorados.

Otros ensayos han establecido que derivados del azúcar -- proporcionan mayor duración, confort y seguridad a las -- fibras naturales y sintéticas para la industria textil; -- ya que les dan protección contra el fuego, la lana no se enreda y el nylon recibe protección permanente antiestática y lo torna mas permeable.

Los detergentes y emulsiones no iónicos obtenidos a partir de la sacarosa son biodegradables y comestibles; igualmente la preparación de alimentos para animales ofrece un amplio campo, pues son ricos en proteínas y ácidos orgánicos.

Es factible utilizar millones de kilogramos de azúcar como materia prima química con lo cual se mejoraría la economía de los países en vías de desarrollo, pues elaborarían mayor volumen de azúcar y a la vez, instalarían nuevas industrias que necesitarían derivados de la sacarosa.

De acuerdo a lo anteriormente expuesto, actualmente la industria mundial presta día a día mayor atención al empleo del azúcar y sus derivados en la fabricación o mejoramiento de los más diversos productos químicos básicos y/o secundarios hasta mas variados productos manufacturados.

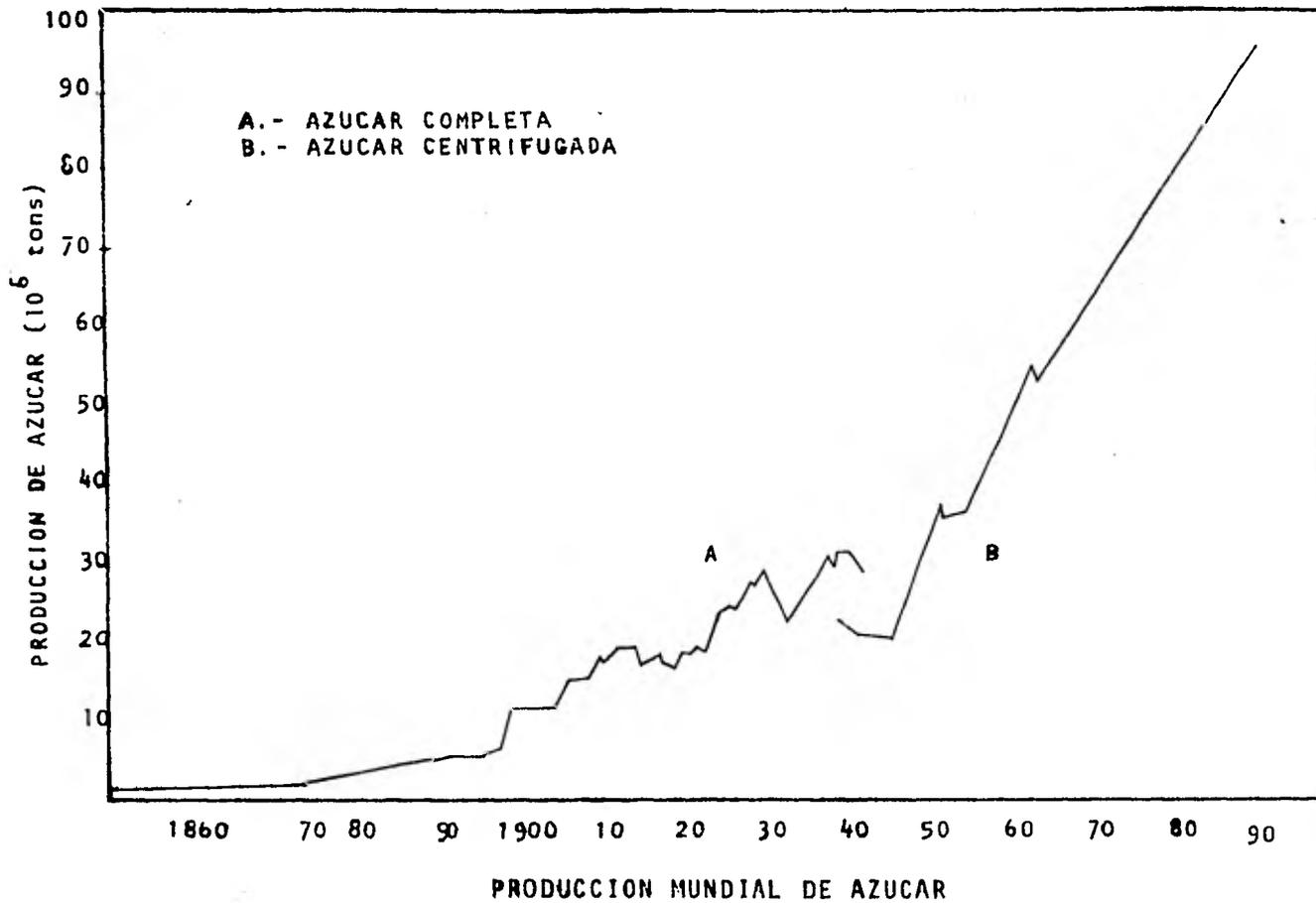
Las observaciones mencionadas se representan en las siguientes tablas, así como en la gráfica de producción mundial.

**CONSUMO DE SACAROSA COMO ALIMENTO
CON RESPECTO A LOS MAS IMPORTANTES COMPUESTOS
ORGANICOS PESADOS (U.S.A.)**

| COMPUESTO | MILLONES DE TONELADAS METRICAS | % |
|-------------------|-----------------------------------|-------|
| AZUCAR | 10.4 | 100.0 |
| ETILENO | 9.0 | 86.5 |
| BENCENO | 4.3 | 41.3 |
| PROPILENO | 4.0 | 38.5 |
| METANOL | 2.5 | 24.0 |
| ESTIRENO | 2.2 | 21.2 |
| ORXIDO DE ETILENO | 1.8 | 17.3 |
| BUTADIENO | 1.5 | 14.4 |

DERIVADOS DE SACAROSA Y SUS APLICACIONES

| TIPO FUNCIONAL | APLICACION |
|----------------------------|---|
| 1.-ESTERES | |
| Monoestearato | Emulsificador surfactante |
| Monoacetato | Humectante |
| Destearato | Emulsificador |
| Exalinoleato | Recubrimiento de superficie |
| Octacetato y octa benzoato | Plasticida |
| Di-isobutirato | Modificador de viscosidad |
| Hexa-acetato | |
| Monometacrilato | Monomero de resina |
| Policarbonato | Resina intermedia |
| 2.-ETERES | |
| Eter monooctadecil | Surfactante |
| Epta-alil | Secado de aceites |
| Octaciano-etil | Dieléctrico |
| Octa hidroxí-propil | Agente de enlace en resinas poliuretanas |
| Tetra carboxi-etil | Agente quelante |
| 3.-URETANOS | |
| N-alquil-sulfonil | Surfactante |
| 4.-XANTATOS | |
| s-alquil | Surfactante |
| Monoxantatos | Agente quelante |
| 5.-ACETALES | |
| cetil-oxietil sacarosa | Surfactante |



2.-LA CRISTALIZACION COMO OPERACION UNITARIA EN LA FABRICACION DE AZUCAR.

2.1.- LA CRISTALIZACION DE SACAROSA EN SOLUCIONES ACUOSAS.-Para la formación y desarrollo de Tecnología contemporánea en la producción de azúcar cristalizada se ha experimentado a nivel de laboratorio la investigación de cristalización de sacarosa químicamente pura; y aún cuando de hecho en condiciones industriales solamente se aproximen a estos modelos las cristalizaciones de soluciones de alta pureza de licores de refinería ; esas investigaciones han servido de base para la comprensión y desarrollo de los modelos de cristalización de soluciones de sacarosa impuras (con multicomponentes) como el caso más general de cristalización en la industria azucarera.

2.1.1.- TEORIA BASICA

De acuerdo a los conceptos clásicos fundamentales de los estados de la materia que la clasifican en fases (sólida, líquida y gaseosa) ó en la más general en que se determinan solamente dos estados; el sólido y el fluido; estos estados se suponen que siguen un modelo físico de dispersión molecular, condicionado al intercambio de energía molecular que en el mismo estado de fase tiene lugar y que al mismo tiempo le determina un movimiento molecular característico y por consecuencia su estructura molecular; que se manifiesta por el grado de dispersión de las moléculas y grado de orientación u ordenamiento entre las mismas.

Respecto a la dispersión molecular; el grado de dispersión es notablemente mayor en los gases, reduciéndose en los líquidos y aún más en los sólidos; y en relación al grado de orientación u ordenamiento, este es nulo en los gases e irregular en los líquidos y sólidos; por lo que en el estado líquido ó en el sólido puede existir una infinidad de arreglos moleculares.

Cuando se tiene una estructura molecular coherente y regular se dice que es un estado sólido cristalino ; por lo que las moléculas se mantienen ordenadas de acuerdo a un patrón o modelo específico característico de agregación molecular y del sistema en que se forma.

La sacarosa a presión y temperatura ambiente se encuentra en estado sólido, encontrándose en forma líquida cuando está en solución en el seno de un líquido.

Su estado sólido puede presentar una gran variedad de formas - pero que en general se pueden clasificar en: cristalinas y no - cristalinas (amorfa). Dada la forma en que se presenta la sacarosa en la naturaleza, que es normalmente en forma de solución acuosa; en el estudio de su cristalización se realiza a partir de esta circunstancia básica, por lo que se ha podido determinar el mecanismo que se sigue en la formación de los cristales de sacarosa en función del grado de dispersión ó combinación en que se presentan las moléculas de sacarosa en el agua y que son función de la relación o proporción que se tenga en la solución de agua y sacarosa; así como la energía de intercambio molecular de la misma (fenómenos de transporte en general, temperatura, viscosidad, etc.). Por lo tanto el modelo de cristalización de sacarosa en agua (solución pura) se puede concretar en un modelo molecular que explique la formación de los cristales de sacarosa mediante la reducción de su grado de dispersión en la solución acuosa por la disminución de las fases dispersantes y el acercamiento de las moléculas de sacarosa por su propia afinidad, hasta alcanzar el estado sólido en que se manifieste una estructura molecular coherente y regular (cristales).

Este modelo molecular de dispersión permite entender que existe un equilibrio de fases entre la sacarosa cristal y la sacarosa dispersa en el agua, en función de las concentraciones y lo cual estará perfectamente definido por la concentración de la sacarosa en el agua, así como de la temperatura del sistema (energía de intercambio molecular). Por lo que, para cada temperatura existirá una concentración de sacarosa característica que permita este equilibrio.

Por lo tanto la clasificación de soluciones; saturada, subaturada y sobresaturada puede entenderse como:

SOLUCION SATURADA. - Equilibrio, sólido-líquido. - No existe un gradiente de concentración que favorezca o impulse la cristalización o la disolución. (dispersión del sólido en el líquido).

SOLUCION SUBSATURADA. - Existe un gradiente*de concentración respecto al equilibrio de la fase dispersa que favorece o impulsa la dispersión del sólido (sacarosa) en el líquido (agua) o disolución.

SOLUCION SOBRESATURADA. - Existe un gradiente*de concentración respecto al equilibrio de la fase dispersante que favorece o impulsa el ordenamiento y agrupación de las moléculas de la sustancia disuelta, para la formación de cristales (CRISTALIZACION).

*El gradiente de concentración esta fijado por las moléculas existentes de excedente respecto al equilibrio de fases; dispersa y dispersante. Así como en una solución subsaturada puede contener cristales en proceso de disolución y que ésto no sea perceptible, se puede tener una solución sobresaturada en la cual el proceso de cristalización no sea perceptible; debidos a ambos casos a fenómenos de transporte molecular independiente del equilibrio que existe entre la fase dispersa y la dispersante.

De acuerdo a la energía de transporte molecular en la sobresaturación se obtienen tres zonas características de cristalización de sacarosa y que se denominan:

- 1.- Zona Metaestable
- 2.- Zona Intermedia
- 3.- Zona Lábil

las cuales están determinadas por el grado de sobresaturación a que se encuentra la solución y que a su vez se define en relación a la concentración de sacarosa en la solución considerada respecto a la concentración de sacarosa en una solución en equilibrio a la misma temperatura.

$$\text{Grado de sobresaturación} = \frac{\frac{x \text{ g. de sacarosa}}{100 \text{ g. de agua}} \text{ s.s.}}{\frac{y \text{ g. de sacarosa}}{100 \text{ g. de agua}} \text{ sat.}}$$

ZONA METAESTABLE. - O también zona de baja sobresaturación; en esta zona aunque existe el gradiente de concentración favorable

para el acercamiento y ordenamiento de moléculas para la formación de cristales, las distancias son significativas y la concentración (a nivel de probabilidad) de ordenamiento es mínima por lo que en esta sobresaturación no hay posibilidad de formación de cristales y solamente habrá formación si se adicionan cristales a ésta solución y éstos servirían como puntos de ordenamiento (de coincidencia en el movimiento de las moléculas dispersas hacia un ordenamiento en habito).

ZONA INTERMEDIA. -A mayor sobresaturación en la zona metaestable se alcanza la zona intermedia, en la cual se aumentan las posibilidades de cristalización; pues se tiene un mayor acercamiento para un mayor gradiente de concentración, pero que requiere todavía de la introducción de núcleos de cristalización, los que con su presencia y al desarrollarse provocan a su vez la formación de nuevos núcleos cristalinos.

ZONA LABIL. -A sobresaturaciones mayores a la de la zona intermedia se tienen distancias mínimas y energía suficiente para el ordenamiento molecular de la sacarosa y producción de núcleos de cristalización, sin que para ello se requiera la presencia previa de núcleos cristalinos que la induzcan. En general se puede decir que en las zonas metaestable e intermedias los defectos energéticos del sistema para el ordenamiento u orientación puede ser proporcionado a través de agentes orientadores que hagan mínimo el problema de transporte molecular; actuando estos agentes para suplementar y reforzar las fluctuaciones requeridas para formar un núcleo crítico.

Estos agentes orientadores suelen ser a través de irradiaciones sónicas ó supersónicas, vibraciones electromagnéticas, cargas electrolíticas, rayos X; e incluso partículas nucleadoras extrañas (polvo) que modifiquen la fuerza de tensión superficial líquido-sólido o fuerzas gravitacionales del sistema.

NUCLEACION Y/FORMACION DEL CRISTAL EN SOLUCIONES DE SACAROSA-AGUA SOBRESATURADAS. A continuación se formula la concepción clásica del mecanismo que explica para las tres zonas de sobresaturación

la formación y/o crecimiento de los cristales de sacarosa en soluciones acuosas, de acuerdo a los resultados experimentales así como a los fundamentos teóricos expuestos en la sección anterior.

MECANISMO.- De acuerdo al concepto de acercamiento y ordenamiento de las moléculas para formar un cristal.

Las soluciones acuosas de sacarosa pueden presentar varias combinaciones moleculares agregadas con el fluido, cambiando en afinidad las condiciones del sistema, por lo que algunas formas hidratadas diferentes pueden ser cristalizadas de la misma solución por cambio de temperatura, como se ha demostrado experimentalmente en una serie de agregados moleculares integrados en solución y unidos presumiblemente por enlaces OH^- y H^+ , donde a baja concentración, la sacarosa hidratada predomina, pero en soluciones concentradas y sobresaturadas las moléculas de sacarosa aumentan el grado de formación de los agregados encontrándose que si bien con uniones relativamente débiles esos agregados responden a la acción de la gravedad.

Se puede considerar que existe una fase de transición líquido-sólido de orden mínimo de agregados, el cual es precursor del desarrollo de la fase transitoria para ordenar los núcleos de los sólidos de acuerdo con las condiciones termodinámicas locales. Esta transición se ha encontrado que puede ser extremadamente rápida o extremadamente lenta, suponiendo que existen algunas formas de catálisis químicas o dinámicas causantes de la formación de núcleos iniciales de las moléculas agregadas. A pesar de esto se considera que existe un periodo de inducción que determina éste tiempo y éste a su vez puede especificarse subdividiéndolo en tres períodos:

- a) Tiempo requerido para el logro del estado seguro de agregado molecular.
- b) Tiempo requerido para la formación del núcleo
- c) Tiempo requerido para el crecimiento del núcleo a dimensiones detectables.

El mecanismo de la nucleación dinámica en función de la estructura del fluido.-Se hace posible por el movimiento aplicado bajo adecuadas circunstancias, agregando la transición necesaria para que el orden transitorio de los agregados quede en posición de cristales entrelazados y una vez inducido correctamente el desarrollo en una conveniente dispersión de más núcleos, pueda seguir sí el movimiento continúa. El aumento de saturación y por tanto el incremento de agregados aumentan las oportunidades de formación de núcleos, aún en una solución teóricamente libre de cualquier influencia catalítica. En la práctica aún la más pura solución de azúcar refinada, contiene sólidos y sustancias extrañas disueltas, partículas coloidales que pueden ser del orden de una décima de micra de diámetro, pero que son sin embargo grandísimas en comparación con las moléculas de sacarosa. En estas circunstancias el efecto catalítico es manifiesto, ya que en soluciones de baja pureza, normalmente contienen millares de partículas aún visibles por el ojo humano, que no pueden ser eliminadas ni por supercentrifugación ó filtración, excepto con sofisticadas series de precipitaciones ó cristalizaciones sucesivas, donde un eficiente cristizador hace la selección absorbiendo estas impurezas.

Nucleogénesis de partículas sólidas catalíticas.-La adsorción de moléculas sobre la superficie de los sólidos es un fenómeno universal, usualmente del orden de varias moléculas de grueso. Frecuentemente estas capas de contacto pueden estar firmemente unidas. Se puede visualizar que las moléculas agregadas, pueden de este modo formar primero como una aurea alrededor de las partículas suspendidas y así también una poca de semejanza o atracción entre el entrelazado de tales partículas de tal manera, que en alguna cara del cristal de sacarosa aparecerá esa ayuda catalítica ó la formación de un núcleo de sacarosa. (Lo anterior es justamente un ejemplo, de crecimiento epitaxial). Lo que significa ó explica que el acceso inicial molecular dentro del enrejado puede comenzar una doble dimensión con un mínimo de diversas moléculas logrando la orientación correcta. Esto puede ser rápidamente aumentado con moléculas adicionales del agregado presente; sin éste substrato catalítico sólido, uno puede visualizar cual orientación específica y uniforme puede ser mucho más alcanzable.

Tamaño Inicial del Núcleo.- Se ha demostrado que muchas sustancias orgánicas pueden ser también convertidas a cristales antes de que haya nucleación, ya que probablemente la elevación de viscosidad incrementa el impedimento de transporte molecular efectivo; ésto ocurre con moléculas grandes y el tiempo es factor vital ya que es posible que si hay tiempo suficiente en la sobresaturación óptima, entonces la nucleación tenga lugar; lo cual no exceptúa la posibilidad de existencia de un tamaño crítico mínimo para el núcleo, entendiéndolo éste como el conjunto de moléculas en orden reticular y excluyendo a esas capas de absorción ó capas duras. Se considera la cifra de 60 a 100 moléculas como número mínimo para dicho núcleo crítico y sería solamente ésto la mínima base que haga evidente a algún límite superior de sobresaturación; arriba del cual la solución cristaliza sin nucleación.

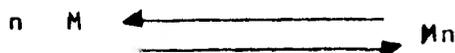
Si se considera la evolución del orden molecular cristalino es más razonable visualizar una secuencia de varias moléculas empacadas muy rápidamente unas con otras; que un reacondicionamiento simultáneo de un ciento de ellas aún en un tiempo tan bajo como 8×10^{-8} seg, como el detectado por Barton y Head que es un tiempo finito. Este acomodamiento sucesivo de nuevo se presentará probablemente en particular en el desarrollo epitaxial sobre la cara de los sólidos catalíticos; para el núcleo inicial en algún grado dendrítico, éste entonces evolucionará muy rápidamente en forma más favorable para las circunstancias prevalecientes, y la fase cambiante será más fácil a ésta primera etapa.

De acuerdo a los conceptos antes mencionados para la explicación de los modelos de nucleación se tendría:

i) Al suponer la formación de un núcleo crítico como la adherencia progresiva de moléculas.



la cual sería una sucesión de fenómenos reversibles los cuales serían descritos en el equilibrio total por:



en donde n sería el número crítico de moléculas y M_n sería el núcleo crítico; por lo tanto al representar C^* como concentración de núcleos críticos en el estado de equilibrio al -- considerar que éste fenómeno es simultaneo para la formación de un número variable de núcleos críticos en función del equilibrio a obtener .

Por lo tanto de acuerdo a la Ley de Acción de Masas :

$$C^* = KC^n$$

en donde K es la constante de equilibrio de la reacción y C^n - la concentración de la solución.

Por lo tanto al considerar las energías que intervienen para alcanzar este equilibrio; que sería la energía libre para el equilibrio $-\Delta G = kT \ln K$, de la solución y la energía de tensión superficial de un núcleo crítico o sea la energía libre de volúmen o normal de la fase cristalizante σA ; en donde :

σ = tensión superficial del núcleo crítico

A = área de la superficie del núcleo crítico

Por lo tanto en el equilibrio estas dos energías serían iguales y tendríamos:

$$\sigma A = \Delta G$$

$$\text{si } -\Delta G = kT \ln K$$

$$\text{entonces: } -\sigma A = kT \ln K$$

de donde la constante de equilibrio quedaría valorada como:

$$\ln K = \frac{-\sigma A}{kT}$$

$$K = e^{-\frac{\sigma A}{kT}}$$

la concentración de la solución C puede ser expresada en función del grado de sobresaturación, es decir, en función de - la fase cristalizante donde:

$$C = \frac{C^*}{C_\infty}$$

por lo tanto al sustituir los valores de K y T en la ecuación que define la concentración de núcleos críticos se tendría:

$$c^* = \left(\frac{c}{c_\infty} \right)^n e^{-\left(\frac{A\sigma}{KT} \right)}$$

en donde el núcleo crítico representa un máximo en la relación de energía libre y la estabilidad estará ocasionada por cualquier reducción de éste valor en particular. Estableciendo el concepto de probabilidad por unidad de tiempo para que el núcleo crítico siga la última trayectoria (g) entonces el producto gc^* representa la velocidad de nucleación J.

$$J = gc^* = \left(\frac{c}{c_\infty} \right)^n g e^{-\left(\frac{\sigma A}{KT} \right)}$$

De acuerdo con la teoría de Gibbs-Thomson para el valor del radio crítico de nucleación se tendría:

$$r^* = \frac{2\sigma m}{dKT \ln \left(\frac{c}{c_\infty} \right)}$$

siendo geométricamente A la superficie de una esfera

$$A = 4\pi r^2 \quad A = \frac{16 \sigma^2 \pi m^2}{d^2 \left(KT \ln \frac{c}{c_\infty} \right)^2}$$

siendo m/d el volumen de una molécula en términos de su masa y densidad.

El número de moléculas en el núcleo crítico es:

$$n = \frac{4\pi r^{*3} d}{3m} \quad V = nv \quad n = \frac{V}{v} \quad V = \frac{4}{3}\pi r^3 \quad v = \frac{m}{d}$$

la ecuación de Gibbs-Thomson queda:

$$\left(\frac{c}{c_\infty} \right)^n = \exp \left(\frac{2nm\sigma}{dr^* KT} \right)$$

$$J = g \left(\frac{c}{c_\infty} \right)^n \exp \left(\frac{-\sigma A}{KT} \right) = g \exp \left(\frac{2nm\sigma}{dr^* KT} \right) \exp \left(\frac{-A\sigma}{KT} \right)$$

la expresión queda:

$$J = g \cdot e \frac{(-16\pi M^2 N \sigma^3)}{3d^2 R^3 T^3 \left(\frac{\ln c}{c_\infty}\right)^2} \quad \text{en cantidades molares}$$

De la experimentación realizada esta expresión es solo aproximada, por lo que se le han hecho correcciones.

La influencia del cambio de temperatura sobre la velocidad de nucleación está de acuerdo cualitativamente con la expresión anterior, aunque cuantitativamente no lo sea.

En cuanto a(g) se ha probado que también depende de la sobresaturación.

Se considera sin embargo que esta ecuación no incluye la influencia de la viscosidad, ya que no se toma en cuenta la importancia de la etapa de transporte en el proceso de nucleación, en contraste a su relativa falta de importancia en el proceso de crecimiento en condiciones semejantes.

El término σ de tensión superficial supone que la velocidad de nucleación debe aumentar muy rápidamente con cualquier reducción en éste término, pero experimentalmente en soluciones completamente libres de materia extraña esta situación no es notable, no así cuando existen materias extrañas, llegándose a la conclusión de que los beneficios que proporcionaban estos agentes tensoactivos son debidos a su acción dispersante mas que a un aumento directo en la velocidad de nucleación.

Un análisis mas profundo respecto a la influencia de la tensión superficial a partir de la ecuación de absorción de Gibbs establece de que si la tensión superficial de una solución aumenta con la concentración de la fase dispersa, la concentración relativa de esa fase dispersa en la etapa superficial es menor que en el cuerpo de la solución por lo que las soluciones de azúcar y sus superficies pueden considerarse como sub-saturadas

cuando la solución principal esta saturada. Cualquier incipiente se disolverá en la capa superficial. El crecimiento se realizará solamente cuando la concentración en este estado subsaturado llegue a ser equivalente a la solubilidad en el estado ordinario.

La posibilidad de formar una solución sobresaturada - puede entonces considerarse como debida a la disolución en esta capa subsaturada del agregado ya formado en el seno de la solución. Esta condición metaestable prevalecerá hasta que la concentración se aumente hasta el punto donde esta interface esté justamente saturada. La concentración del seno del líquido correspondería entonces al límite de la sobresolubilidad ó subsaturación.

Consideraciones recientes de la cinética de las precipitaciones iónicas indica también valores mucho menores del núcleo crítico que los obtenibles con las expresiones anteriores.

El valor del pre-exponencial es bajo y significa que la esperanza de crecimiento continuado del núcleo crítico es pequeño comparado con la frecuencia con que desaparece por disolución. Por lo que al aplicarse la teoría del estado de transición la velocidad de reacción aplicada al modelo considerado establecería:

$$J = \frac{kT}{n} e^{\left(\frac{\Delta S^+}{R}\right)} e^{\left(\frac{-\Delta H^+}{RT}\right)}$$

en donde el primer factor es un término de frecuencia universal y el segundo uno de orientación. El valor observado de la combinación requiere un cambio de entropía elevado en el proceso. Este puede ser razonable cuando se considera la simetría del cristal de sacarosa, al mismo tiempo el hecho de que varias moléculas de agua asociadas con la sacarosa en solución, deben

ser excluidas en la formación del cristal. Esta situación es frecuente y sirve para recalcar que aún las condiciones de quasi-equilibrium pueden no tener lugar durante el nacimiento y crecimiento de los cristales.

Experimentalmente los investigadores han determinado la energía de activación por la nucleación la cual -- oscila entre 5 Kcal/mol y la de crecimiento alrededor de 2.5 Kcal/mol.

Por métodos diferentes se han obtenido velocidades de nucleación. Dunning y Shipman contaron el número -- total de centros de cristal en un jarabe de sacarosa a tiempos diferentes y consideraron la pendiente de -- la curva de población lineal como la velocidad de -- nucleación. Van Hook y colaboradores anotaron el -- tiempo de aparición del primer cristal y consideran -- este periodo de inducción como inversamente proporcional a la velocidad de nucleación, reconociendo que se requería un periodo definido de tiempo para que el núcleo crítico invisible creciera hasta el tamaño visible.

2.1.2 SOLUBILIDAD

Para facilitar y adecuar una cristalización confiable se requiere información mas o menos exacta de las propiedades básicas de las soluciones de sacarosa puras e impuras en relación principalmente de sus concentraciones y propiedades mas importantes como son: su solubilidad, elevación del punto de ebullición y grado de sobresaturación para diferentes temperaturas y presiones.

Dado que el proceso de cristalización se fundamenta en una reacción de fase, resulta básico el estudio del sistema agua - sacarosa, a partir de la solubilidad de la sacarosa en agua; al respecto consideramos las expresiones formuladas por: a) Vaurinecz:

$$C = 64.47 + 0.10336t + 0.001424t^2 - 0.000006020t^3$$

donde:

C = concentración de saturación: g. sacarosa/100 g. solución.

t = temperatura de saturación en °C

esta ecuación nos dá un error de ± 0.094

así como la ecuación de Grut para soluciones puras: b)

$$C = 0.3901(147-t)$$

donde:

C = g. de agua/100 g. de sacarosa

t = temperatura de saturación en °C

Utilizando éste último tipo de ecuación se puede decir que si las concentraciones de soluto a saturación se expresan como molalidades, entonces la recíproca de estas molalidades está relacionada inversamente con la temperatura absoluta, quedando una expresión del tipo:

$$\frac{1}{M} = (T+C)$$

que para el caso de la sacarosa en agua sería:

$$\frac{834}{M} = 432 - T$$

donde:

M = g mol sacarosa/100 g agua

T = para rangos experimentados de temperatura de 0°C a
100 °C

SOLUBILIDAD DE LA SACAROSA EN SOLUCIONES SOBRESATURADAS

Ecuación de Charles 1958 experimentación de 0°C a 90°C

$$C = 64.407 + 0.07251t + 0.0020569t^2 - 9.035 \times 10^{-6}t^3$$

C = % sacarosa a sobresaturación

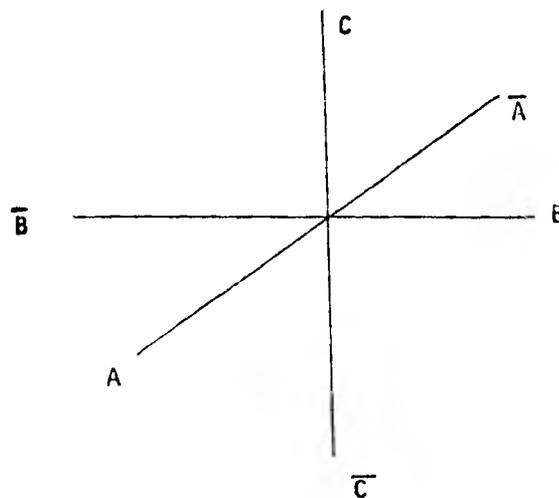
t = temperatura, °C.

2.1.3.- CRISTALOGRAFIA DE LA SACAROSA.

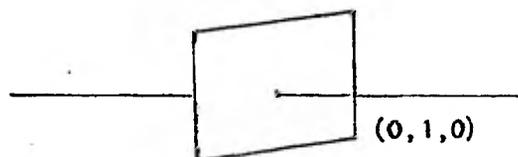
La palabra cristal tuvo como origen la palabra griega - - - - "KRYSTALLOS" que significa hielo y fue utilizada para denominar "el cristal de roca". Actualmente engloba un concepto más amplio y se aplica a todas las sustancias que tienen una estructura molecular interna regular independientemente de que estos sean ó no naturalmente facéticos. En general la cristalografía es de hecho una ciencia que estudia la forma de -- los cristales y su simetría.

Un grupo de caras todas relacionadas entre sí por la simetría del cristal se llama una "forma" por lo que la posibilidad de encontrar múltiples formas es muy extensa.

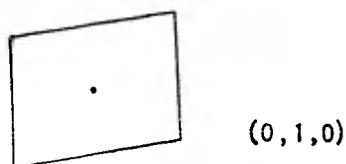
Los cristales de sacarosa se clasifican dentro del llamado -- sistema monoclinico en el cual se considera existen tres ejes cristalográficos desiguales; dos de los cuales son perpendiculares entre sí y el tercero es inclinado. En la posición convencional de un observador viendo un cristal el eje "C" -- es vertical, el eje "B" es horizontal yendo de izquierda a derecha y el eje "A" está inclinado hacia abajo estando orientado de atras hacia adelante. Por lo que el eje "A" es perpendicular respecto al "B" e inclinado con relación al eje -- "C"; los extremos de los ejes se consideran positivos o negativos -- siendo los negativos el extremo posterior del eje "A"; el extremo izquierdo del eje "B" y el extremo inferior del eje "C"



En el sistema monoclinico existen tres clases de simetría: -
 1).- Holosimétrica.- Posee un eje de doble simetría que coincide con el eje cristalográfico "B", un plano de simetría normal a éste y por tanto coincidiendo con una cara posible $(0,1,0)$, y un centro de simetría.



2).- Domática.- Tiene solamente un plano de simetría que es paralelo a $(0,1,0)$



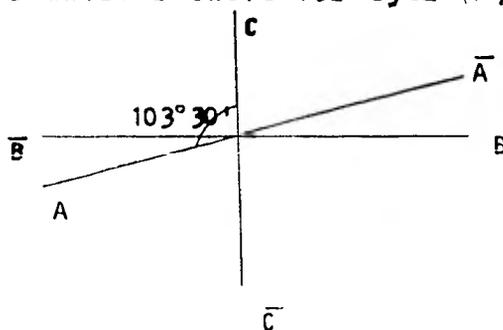
3).- Esfenoidal.- Tiene solo un eje de doble simetría que coincide con el eje "B"



La sacarosa pertenece al sistema monoclinico esfenoidal dado que solamente sus cristales presentan simetría respecto a un eje doble de simetría lo que coincide con el estudio de sus propiedades ópticas ya que los cristales de sacarosa son ópticamente activos y hacen girar el plano de la luz polarizada de un rayo que se propague paralelo a cualquier de sus ejes ópticos.

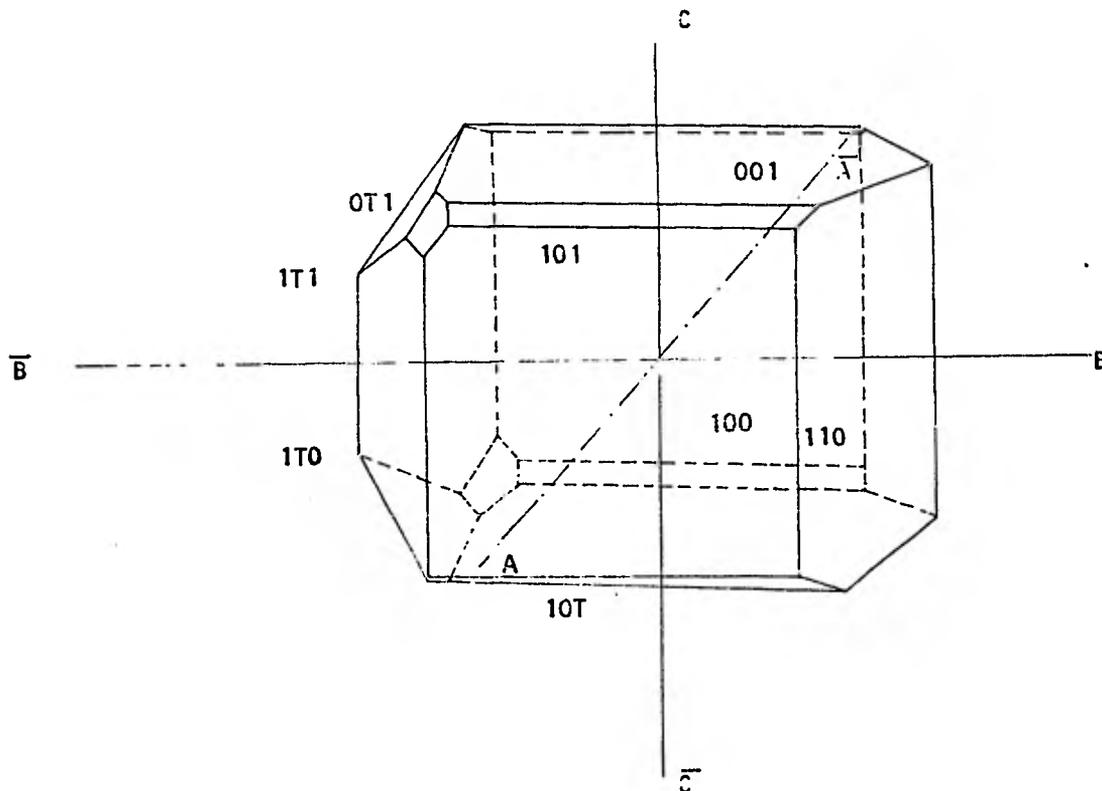
Razones axiales $A;B;C = 1.2595:1:0.8782$

Angulo axial B entre los ejes A y C : $103^{\circ}30'$



Ya que el único elemento de simetría en la sacarosa es un - eje de doble simetría todas las formas constarán solamente de dos caras, relacionadas entre sí por una rotación de 180° alrededor del eje de simetría.

Dibujo idealizado de un cristal de sacarosa.



2.1.4.- VELOCIDAD DE CRECIMIENTO DE LOS CRISTALES DE SACAROSA

Fundamentalmente se ha determinado en función de dos parámetros básicos, uno determinando la variación de las dimensiones del cristal variando las concentraciones y temperatura de la solución y el otro método determinando los cambios de concentración que tenían lugar en la solución por variación de la temperatura para diferentes concentraciones iniciales.

1) Velocidad de crecimiento por medición del cristal en formación.- Método Directo.

Q.1.- Método de Kucharenko.- Cristales de sacarosa pre-seleccionados los hizo crecer en soluciones diferentes en concentración y temperaturas reproduciendo las condiciones operativas del experimento.

Los resultados experimentales de Kucharenko se muestran en el cuadro 2.1.4.1.

Q.2.- Método de flotación de cristales.- Ingelmoh diseñó una balanza de Hooke usando métodos dilatométricos primitivos.

Gerosemenko y Golvin con un balanza de filamento de cuarzo realizaron determinaciones más exactas de velocidad.

Q.3.- Por incorporación de moléculas radiactivas Robinson - realizó estas determinaciones utilizando sacarosa con átomos de carbón 14.

2).- Velocidad de crecimiento por medición de los cambios y concentración de la solución. Método Relativo.

Q.1.- En función de la sobresaturación determinando la misma por su índice de refracción o por densidad ya que con ello elimina la necesidad de filtrado de la solución. Se considera que existe una naturaleza unimolecular de la reacción y los diversos investigadores encuentran variaciones con la velocidad calculadas por Kucharenko pero las cuales explican de acuerdo a las siguientes consideraciones no incluidas en la experimentación de Kucharenko.

a).- La nucleación aumentada y el grano inducido a temperatura y concentraciones superiores (alta).

- b).- El crecimiento acelerado como resultado de tensiones e interrupciones.
- c).- El cambio de morfología del cristal
- d).- El calor de cristalización
- e).- los aumentos en la actividad de la sacarosa en solución.

Resultados experimentales de Kucharenko se muestran en la tabla sig;

VELOCIDAD DE CRECIMIENTO (mg/m^2) DE SACAROSA A DIFERENTES SOBRESATURACIONES (S) Y TEMPERATURA

| S | T °C | 0 | 20 | 30 | 40 | 50 | 60 | 70 |
|-------|---|-----|------|------|------|------|------|----|
| | S= % sacarosa en jarabe /% sacarosa en jarabe saturado a la misma temp. | | | | | | | |
| 1.005 | - | 40 | 75 | 145 | 240 | 340 | 850 | |
| 1.010 | 5 | 80 | 150 | 285 | 490 | 720 | 1700 | |
| 1.015 | - | 120 | 225 | 490 | 800 | 1340 | 2560 | |
| 1.020 | 9 | 150 | 380 | 675 | 1200 | 2210 | 4000 | |
| 1.025 | - | 190 | 495 | 855 | 1800 | 3100 | - | |
| 1.030 | 14 | 230 | 625 | 1060 | 2300 | - | - | |
| 1.035 | - | 275 | 755 | 1300 | 2870 | - | - | |
| 1.040 | 19 | 320 | 910 | 1540 | 3510 | - | - | |
| 1.045 | - | 360 | 1115 | 1800 | 4060 | - | - | |
| 1.050 | 25 | 420 | 1320 | 2085 | - | - | - | |
| 1.055 | - | 480 | - | 2580 | - | - | - | |
| 1.060 | 32 | 525 | - | - | - | - | - | |
| 1.065 | - | 575 | - | - | - | - | - | |
| 1.070 | 38 | 620 | - | - | - | - | - | |
| 1.080 | 45 | - | - | - | - | - | - | |
| 1.09 | 52 | - | - | - | - | - | - | |
| 1.10 | 62 | - | - | - | - | - | - | |
| 1.11 | 76 | - | - | - | - | - | - | |

3. MODELOS GENERALES DE LA CRISTALIZACION

3.1 MODELO GENERAL DE CRISTALIZACION

La cristalización de soluciones se puede considerar como una operación unitaria para la purificación y separación de sustancias o para lograr un tamaño de partícula deseado. El éxito en el diseño de equipos de cristalización depende, en mucho, de experimentos detallados bien conducidos con el material a cristalizar y bajo consideraciones de proceso controladas. En la experimentación debe también considerarse las prácticas de la cristalización en general.

Con frecuencia la cristalización es realizada bajo procesos y equipos de configuración arbitraria en las cuales generalmente la experimentación se ejecuta para optimizar la distribución de tamaño, pureza y estado, cambiando las condiciones del proceso.

Desafortunadamente muchos de los conceptos usados para un sistema no pueden ser aplicados a otro. Diferentes materiales a cristalizar requieren de diferentes metodologías y como resultado existen muchas configuraciones aceptables, (tan buenas como inaceptables) de equipos de cristalización.

En los últimos años se ha investigado y buscado considerablemente la mejor relación de fundamentos entre la nucleación de cristales y su crecimiento con las necesidades del proceso de cristalización.

Como resultado de estos esfuerzos se ha desarrollado una teoría básica para el desarrollo de configuraciones del proceso y equipos de cristalización ya que en el pasado el diseño de cristalizadores ha estado por mucho tiempo sobre bases empíricas.

A continuación se presentan algunos de los conceptos básicos que gobiernan la solución de la cristalización y su relación con los diseños del equipo de cristalización con ejemplos de equipos normalmente usados.

CARACTERISTICAS DEL PROCESO.-

El diseño del equipo se fundamenta en la interacción del manejo de fuerzas para el cambio de fase, y en la cinética básica que gobierna la velocidad de cristalización, ya que el objetivo primario; es la obtención del cristal puro, la distribución de tamaños preferida, ó el hábito del cristal deseado así como para evitar la indeseable incrustación del equipo de cristalización por depósitos cristalinos en la superficie del equipo de cristalización.

Un desfavorable gradiente de fuerzas, como puede ser una sobresaturación excesiva en el cristizador de la solución o en una región del sistema; son casi siempre las causas de problemas en dichos sistemas de cristalización. Usualmente el operador hace un balance entre; la alta producción (la cual requiere altos gradientes de fuerzas de cristalización) y calidad del producto (el cual generalmente es favorecido por el bajo gradiente de fuerzas de cristalización).

Además, en muchos sistemas, el alto gradiente de fuerzas resulta en altas concentraciones de residuos en el licor madre afectando de este modo la baja eficiencia de producción de cristales. Tales sistemas, tipo clase I pueden tener el 50% de exceso de soluto en una solución sobresaturada. (De otra manera un sistema clase II no contiene virtualmente soluto en exceso a la concentración de saturación). Nuevamente existe un balance entre la velocidad de la producción de cristales y la eficiencia ó calidad de los cristales.

Son usadas las distribuciones Normal y normal-logarítmica. Las distribuciones son caracterizadas por un tamaño medio y un coeficiente de variación (CV) que están basados sobre parámetros de la función de distribución de masa, en donde CV es igual a la relación de la desviación estandar a la media.

Para la obtención de la relación total (DTC) para un sistema cinético y para los parámetros de proceso, uno debe tratar finalmente con la distribución del cristal individual más bien que con la distribución de masa. Entonces una forma aceptable es relacionar la distribución de población de cristales; tanto para el sistema de configuración como para el sistema de desarrollo.

Para hacer esto, es necesario desarrollar un balance de población de cristales para el sistema; en adición a los balances de material y energía que normalmente se realizan.

Además, si una función de distribución de población es desarrollada para un sistema simple de retroexclado de cinética simple; el resultado puede ser extrapolado para explicar la función de distribución para procesos con flujos y cinéticas más complejas.

La figura 3.1.1 muestra un número acumulativo de distribución de cristales para un sistema de retro-mexclado simple donde N es el número de cristales. Considerando una continuidad de tamaño de cristales, uno puede tomar la derivada de esta distribución para obtener:

$$n = n(L) \quad n = \text{número de densidad} \\ \text{(no de cristales / } \mu, \text{ft}^3 \\ L = \text{tamaño del cristal } (\mu)$$

la cual representa la densidad de población de cristales.

Posteriormente se discute la relación del gradiente de -- fuerzas con otras condiciones de proceso y, necesariamen-- te, la interacción entre cristales con cada uno de ellos_ y con las superficies del equipo de cristalización.

La interacción de cristal a cristal es crítica en la ope-- ración de cristalizadores y en el control de los gradien-- tes de las fuerzas impulsoras de la cristalización.

A continuación se examinan estas interacciones y la apli-- cación de estos principios para varios tipos de equipos.

MODELO DE LA DISTRIBUCION DE TAMAÑOS DE LOS CRISTALES.-

El diseño del proceso y equipo de cristalización está ba-- sado en el conocimiento de la distribución del tamaño del_ cristal (DTC).

El pronostico del (DTC) depende desde conocer la cinética_ básica de nucleación y crecimiento de los cristales hasta_ la configuración del equipo de cristalización. De tal_ manera que estos pronósticos han sido posible solo en los_ últimos años, porque la cinética básica de nucleación no - estaba comprendida hasta entonces. Gracias al desarrollo de un modelo para el balance de población (análogo al balan_ ce de masa), (DTC) ha sido posible pronosticar con conside_ rable exactitud algunos casos de cristalización.

Además, en sistemas donde los pronósticos precisos no son posibles, pronósticos cualitativos de distribución de tama_ ños se han probado provechosamente.

La distribución del tamaño del cristal está usualmente ex-- presada como distribución de masas. Las funciones que -- son usadas se desarrollan mediante la obtención de parame-- tros empíricos a partir de datos experimentales.

Se ha demostrado para un crystalizador con suspensión de cris-
tales con agitación, que elimina el producto mezclado con
rotura insignificante de cristales (C.S.A.E.P.S), alimen-
tación del licor claro sin semillamiento, con crecimiento
independiente del tamaño y con flujo permanente; que la -
función n esta dada por

$$n = n^{\circ} \exp(-1/G\tau) \quad 3.1.1$$

donde

n° = número de densidad de núcleos cristalinos (número de -
núcleos/ μft^3)

G = velocidad de crecimiento de los cristales ($\mu/\text{seg.}$)

τ = tiempo de residencia en el crystalizador (seg)

La representación gráfica de esta función en papel semilo-
garitmico muestra que n° es igual a la ordenada al origen -
y que $-1/G\tau$ es la pendiente de la recta. G es la veloci-
dad de crecimiento de la dimensión característica del cris-
tal y τ es el tiempo de residencia medio del cristal en el
crystalizador y es igual a la relación entre la velocidad
de alimentación al crystalizador Q y el volúmen V del - -
crystalizador (Q/V).

Usando la población básica (número de distribución) es posi-
ble obtener: la función de distribución de masa, la función
de distribución acumulada de masa, variaciones de tamaños_
medios y una medida del área superficial específica de esta
distribución.

Las diferentes definiciones de estas cantidades son presen-
tadas para el caso de un crystalizador con suspensión de -
cristales agitados con eliminación del producto mezclado -
con licor (C.S.A.E.P.S), otras distribuciones y tamaños medios_
son discutidos por Raudolph y Larzon.

Distribución acumulativa de masa:

$$M(L) = \rho k_v \int_0^L n L^3 dL \quad (3.1.1)$$

en donde:

M = masa de cristales (lb/ft³)

L = tamaño del cristal (μ)

ρ_v = densidad del cristal (lb/ft³)

k_v = factor de forma de volúmen (adimensional)

n = número de densidad ($\frac{\text{número cristales}}{\mu\text{ft}^3}$)

Función de distribución de masa:

$$w(L) = \frac{d M(L)/M_t}{d L} = \frac{\frac{d}{dL} \rho k_v \int_0^L n L^3 dL}{\rho k_v \int_0^\infty n L^3 dL}$$

$$w(L) = \frac{1}{6} \left(\frac{L}{G\tau}\right)^3 \exp(-L/G\tau) \quad 3.1.3$$

en donde la concentración de sólidos totales se define: --
(densidad de la suspensión).

$$M_T = \rho k_v \int_0^\infty n L^3 dL = 6 \rho k_v n^0 (G\tau)^4 \quad 3.1.4$$

en donde:

G = velocidad de crecimiento (μ /seg)

τ = tiempo de residencia (seg)

n^0 = número de densidad de núcleos

n = número de núcleos crist./ μft^3

Área superficial total

$$A = k_A \int_0^{\infty} n L^2 dL = 2 k_A n^0 (G\tau)^3 \quad \text{ec. 3.1.5}$$

en donde k_A = factor de forma del área (adimensional)

Tamaño-medio.

$$L_m = \frac{\int_0^{\infty} n L^4 dL}{\int_0^{\infty} n L^3 dL} = 4G\tau \quad \text{ec. 3.1.6}$$

L_m = Tamaño medio de los cristales (μ)

Tamaño del cristal predominante, o modo en la distribución de masa:

$$L_D = 3 G\tau \quad \text{ec. 3.1.7}$$

L_D = Tamaño predominante (μ).

Las constantes k_A y k_V son los factores de forma de área y volumen, que correlacionan a la dimensión característica del cristal L al área y al volumen del cristal respectivamente - L normalmente corresponde a el tamaño del tamiz que se usa - en la clasificación de tamaño de los cristales. Estos --- factores de forma de área k_A y de volumen k_V se determinan experimentalmente.

La forma analítica de la función de distribución de población esta determinada por la cinética de la cristalización y por las condiciones predominantes de flujo en el cristizador. Para una mayor extensión, estas condiciones pueden ser deducidas del grado en que la distribución de tamaños se desvía de la obtenida por la ecuación (3.1.1) para un cristizador

tipo C.S.A.E.P.S.

La figura 3.1.2 muestra dos distribuciones para cristalizadores continuos, los cuales se desvían de los sistemas de cristalización C.S.A.E.P.S y normalmente se representan gráficamente como una línea recta.

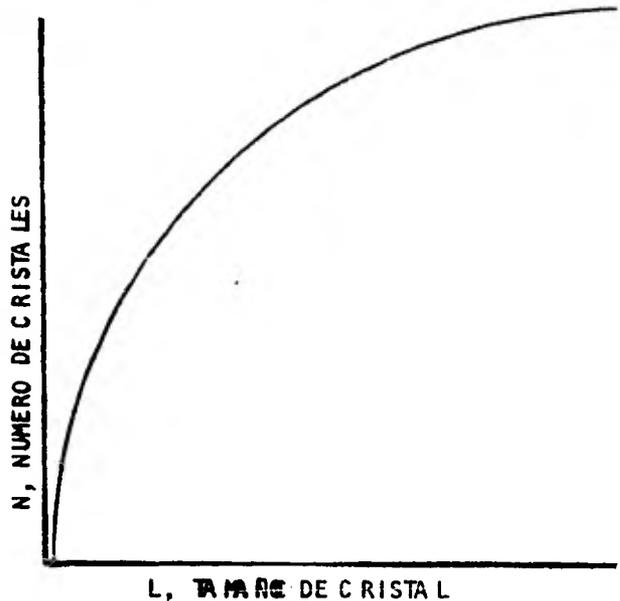
La curvatura hacia arriba normalmente indica una clasificación de cristales en que en la descarga resulta una retención preferencial por los cristales de mayor tamaño. Esta curvatura, algunas veces, puede indicar crecimiento de los cristales dependiente del tamaño del cristal con crecimiento más rápido de los cristales mayores que la de los cristales de menor tamaño.

La curvatura hacia abajo generalmente muestra una clasificación de cristales en el cristizador de forma tal que existe una remoción preferencial de los cristales de mayor tamaño, pero esta curvatura es algunas veces indicativa de los rozamientos de los cristales mayores.

La fig. (3.1.2) representa una distribución típica de cristales en un cristizador que une ambas situaciones ya que incorpora una rápida remoción de los cristales finos (de menor tamaño usualmente de alrededor de 150μ) y una preferencial remoción de los cristales de gran tamaño.

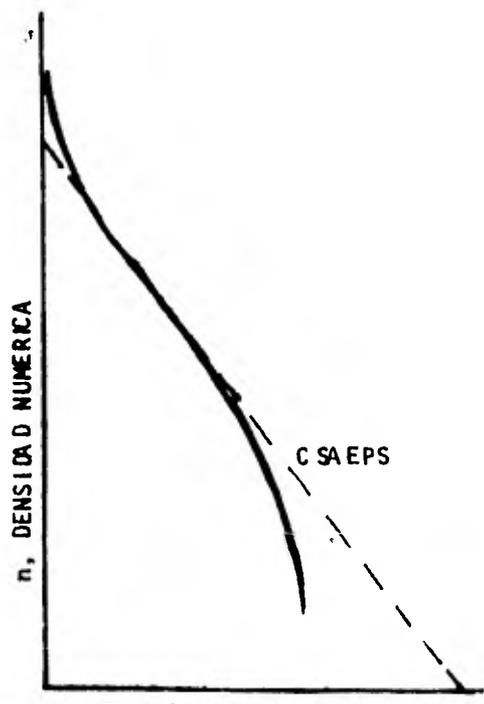
Un ejemplo industrial de cada sistema es un cristizador tubular con mamparas teniendo un sistema de destrucción de finos, y una pierna decantadora para la remoción del producto.

Cuando las distribuciones son medidas en cristales de pequeños tamaños por ejemplo de cero a 10μ , a veces un incremento agudo en el descenso de la curva es observado como se muestra en la figura 3.1.2 a y 3.1.2 b. Esto in-

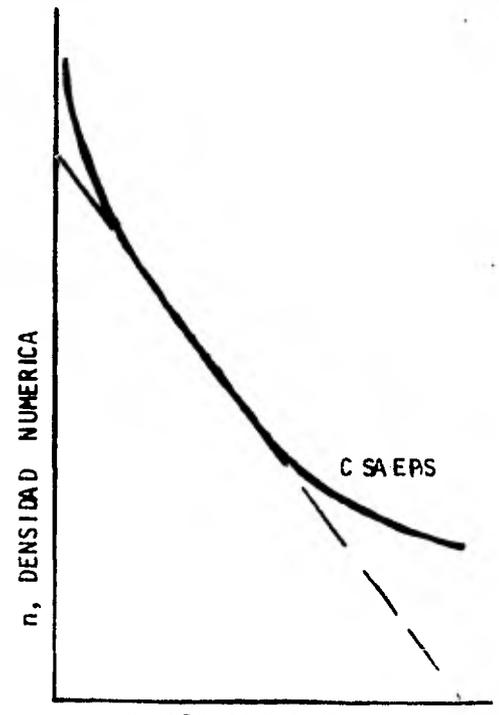


L, TAMAÑO DE CRISTAL

FIG. 3.1.1



L, TAMAÑO DE CRISTAL
(a)



L, TAMAÑO DE CRISTAL
(b)

FIG. 3.1.2

dica una gran población de pequeños núcleos secundarios que estan creciendo en mínima proporción muy pobremente o no todos crecen. Este fenómeno ha sido tardíamente atribuído a una nucleación secundaria, el cual es el -- principal fenómeno de creación de cristales en un cristalizador con suspensión de cristales y con agitación.

Nucleación secundaria.-

Este tipo de nucleación es debido a la presencia de grandes cristales ya en suspensión. Con núcleos de tama--ño medible del orden de hasta 20 μ son formados aparentemente.

Estos núcleos parecen tener una rapidéz de crecimiento - variable, los cristales pequeños crecen muy lentamente o el total de ellos no crece.

Las condiciones necesarias para que ocurra la nucleación secundaria son un grado moderado de sobresaturación y un crecimiento de los macrocristales en suspensión acompa--ñado por contacto de cristal a cristal o contacto de cristal a equipo de cristalización.

Trabajos recientes demuestran que este tipo de nucleación es altamente dependiente de las condiciones de superficie del cristal-antecedente, así como por una buena energía - de contacto. Este fenómeno no ha sido bien entendido. Un factor - de complicación es el que algunos núcleos secundarios no crecen, lo cual dificulta el desarrollo de la teoría de este proceso.

Cinética de la Nucleación y Velocidad de crecimiento de cristales .-

La rapidéz a la cual los cristales crecen en un cristalizador industrial es normalmente determinado por el hábito y la pureza deseada - del cristal a producir, o por las limitaciones por incrustación -- del equipo de cristalización. "Mullin" ha concentrado muchos de los - datos publicados sobre la cristalización de sustancias orgánicas e - inorgánicas y ha encontrado que la rapidéz de crecimiento es el del

orden de 10^{-8} μ/s cuando ésta ha sido reportada.

La mayoría de los cristales está dentro de un factor de 10 veces de -- este valor. Una discusión detallada de esta teoría del crecimiento de -- los cristales la han desarrollado Mullin , O'Hara y Reido así como -- Srickland-Constable.

Anteriormente un rango de rapidez de crecimiento era experimental -- mente determinado durante la producción de cristales de buena calidad y produciendo un mínimo de depósito en el equipo de cristalización , ahora generalmente solo se considera el grado de nucleación producido por el gradiente de las fuerzas impulsoras de la cristalización .

Bajas velocidades de nucleación dan por resultado cristales de -- grandes tamaños. Randolph demostró que la nucleación se incrementa -- de acuerdo a los tres únicos fenómenos que se ilustran en la fig .

3.1.3. A bajas sobresaturaciones, existe la región metaestable en la cual pueden producirse nuevos cristales solamente por fricción -- o por la siembra de cristales . Los sistemas 'batch' son frecuentemente operados en esta región. En altas sobresaturaciones , ocurre -- la nucleación masiva por métodos primarios ya sea homogéneamente -- (cuando los cristales se forman espontáneamente sin auxilio de una superficie sólida) o heterogéneos (cuando los cristales se for -- man por la presencia de partículas de polvo ó por la superficie de sólidos presentes) .

Son factibles los cristalizadores industriales produciendo un pro -- ducto de calidad constante, normalmente operan en la región inter -- media en la cual la nucleación secundaria provoca la producción de nuevos cristales . A baja sobresaturación , la agitación y circulación de la suspensión cristalizante minimiza la energía de con -- tacto de cristal a cristal y de cristal a superficie del equipo del cristizador favoreciendo en esta forma la baja velocidad de nucleación secundaria y la producción de cristales de grandes tama -- ños. Agitadores y bombas con impulsores recubiertos de plásticos -- suaves y flexibles como son el teflón y el neopreno reducen la ra -- pidez de nucleación.

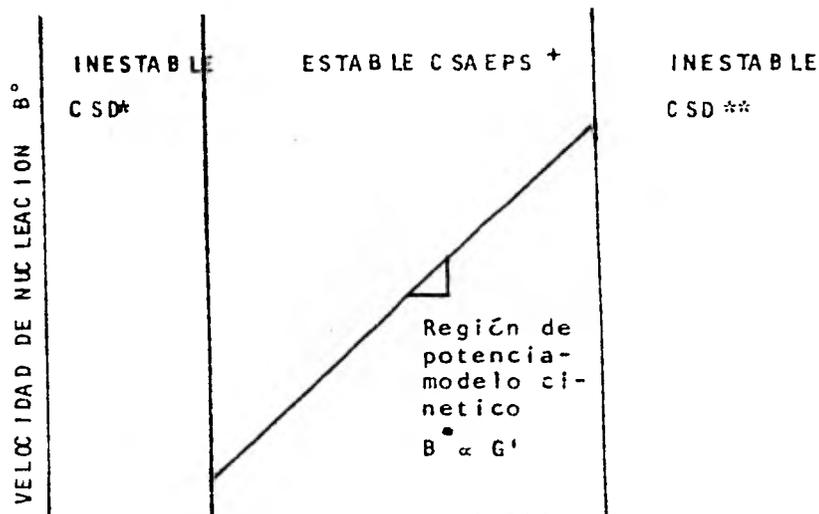
Bajas densidades en las suspensiones cristalizantes reducen la cantidad de núcleos producidos por medios secundarios si la sobresaturación es mantenida baja. Algunos aditivos solubles incrementan el tamaño del cristal suprimiendo la nucleación. Los aditivos son altamente selectivos y la mayoría son característicos. Por ejemplo grandes iones metálicos como los de cromo son utilizados para incrementar el tamaño de los cristales de sales alcalinas.

Consideraciones generales sobre el Diseño y Operación de la Cristalización

Se considera el diseño y operación de un sistema simple 'batch' de cristalización, teniendo una rapidez constante de crecimiento y sin nucleación.

El inicio y la velocidad de transferencia de energía interesan mayormente cuando el control del tamaño de cristales es importante. Generalmente un rango pequeño de tamaños de cristales es deseado, y se alcanza esto en los procesos de cristalización 'batch' que son sembrados con cristales casi de tamaño uniforme. El objetivo es hacer crecer solamente a los cristales sembrados y suprimir la nucleación de nuevos cristales; para lograr esto, el gradiente de las fuerzas impulsoras de la cristalización debiera mantenerse bajo. Para lograr estos bajos gradientes sería entonces necesario diseñar los ciclos de operación de tal forma que los gradientes de las fuerzas de cristalización logren sólo predeterminada velocidad de crecimiento que debería ser suficientemente baja para que la nucleación no ocurra.

Lo anterior es problemático porque existe una interacción compleja entre el área superficial de los cristales y la velocidad de transferencia de energía. Altas velocidades de transferencia de energía primeramente generan suficiente superficie de cristales presentes causando nucleación masiva al inicio de una corrida (ciclo). Trabajo de laboratorio deberá ser realizado a efecto de determinar los gradientes críticos de las fuerzas impulsoras de la cristalización; como por ejemplo: la velocidad de crecimiento para desarrollar los programas apropiados de enfriamiento o evaporación que mantengan estos gradientes impulsores de la cristalización en valores apropiados.



- VELOCIDAD DE CRECIMIENTO LINEAL g
- * REGION META ESTABLE DE NUCLEACION POR COLISION Y SEMILLAMIENTO
 - + NUCLEACION SECUNDARIA POR MECANISMOS OPERATIVOS
 - ** REGION LABIL: DEMOSTRACION ESPONTANEA DE NUCLEACION (POR MECANISMOS PRIMARIOS OPERATIVOS.)

FIG. 3.1.3

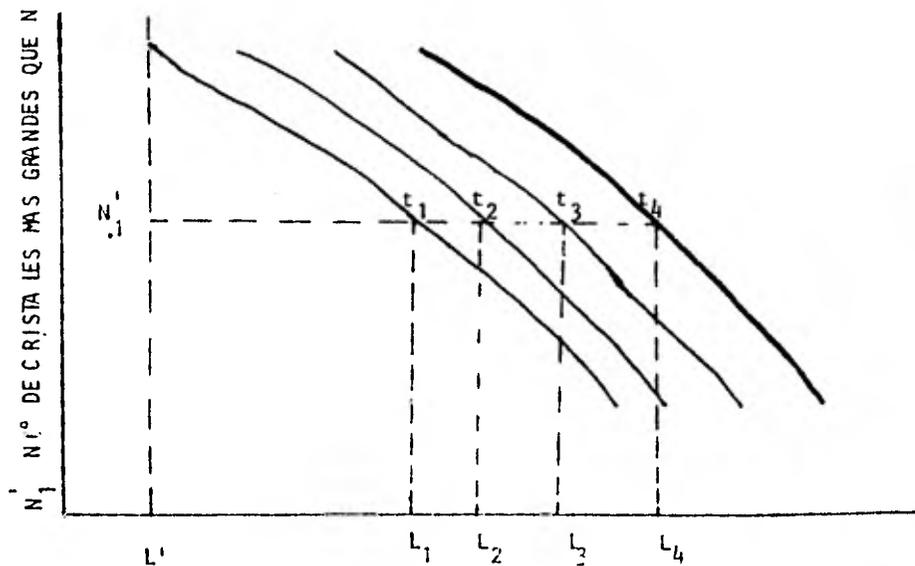


FIG. 3.1.4

L, TAIACO

Por ejemplo , considerando la cristalización por evaporación:

Considerar un sistema semejante, en el cual la temperatura y presión son constantes a través de la corrida. La velocidad de crecimiento puede ser determinada por un "batch" experimental. En el ciclo batch inicialmente se semilla y el tamaño del cristal varía con el tiempo durante la corrida. La fig. 3.1.4 muestra resultados experimentales de un número inverso acumulativo de distribución graficado a diversos tiempos después de haber ocurrido el semillamiento. Esta es una gráfica del número de partículas mayores que las de un tamaño dado.

Una línea horizontal sobre la gráfica representa un particular número acumulativo de cristales, y muestra los tamaños como función del tiempo referido como los tiempos $t_1, t_2, t_3, t_4, \dots$ los cuales corresponden a los tamaños $L_1, L_2, L_3, L_4, \dots$.

Esta serie de tiempos y tamaños es graficada en la fig. 3.1.5 en los cuales las pendientes de las líneas representan la velocidad de crecimiento de los cristales. Si las líneas son paralelas, entonces el crecimiento es independiente del tamaño. La velocidad no ocurre si el número de cristales en un pequeño rango de tamaño de cristales no se incrementa dramáticamente,

Los experimentos son repetidos hasta que la velocidad de crecimiento alcanzada no muestra una nucleación significativa; después la velocidad de crecimiento de diseño es seleccionada en un valor inferior al crítico obtenido experimentalmente.

Considerando ahora la operación de un sistema de evaporación -- "batch", el cual es semillado y los cristales crecen a lo largo de la corrida a una velocidad de crecimiento como la superior determinada. Con la constante G , el balance de población para un sistema batch es :

$$\frac{\delta n}{\delta t} + G \frac{\delta n}{\delta L} = 0 \quad \text{ec. 3.1.8}$$

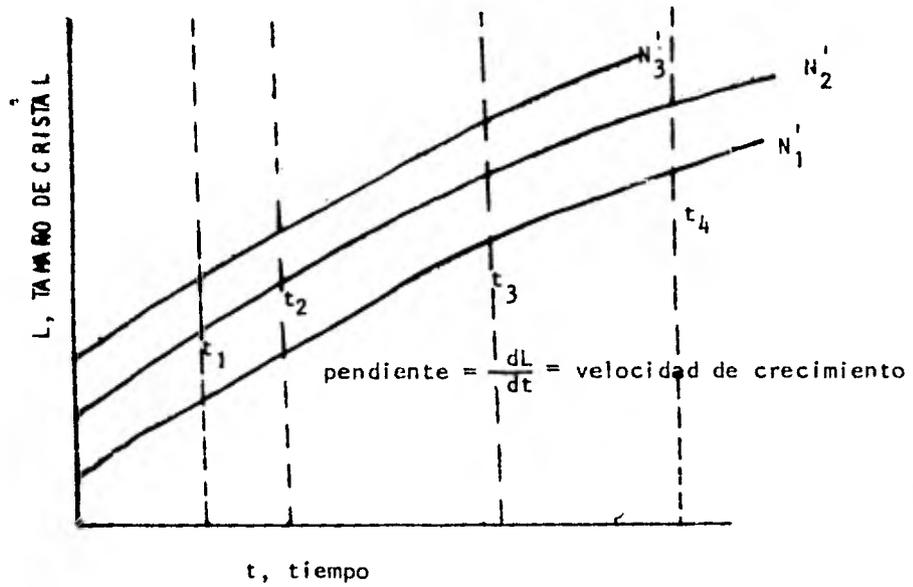


FIG. 3.1.5

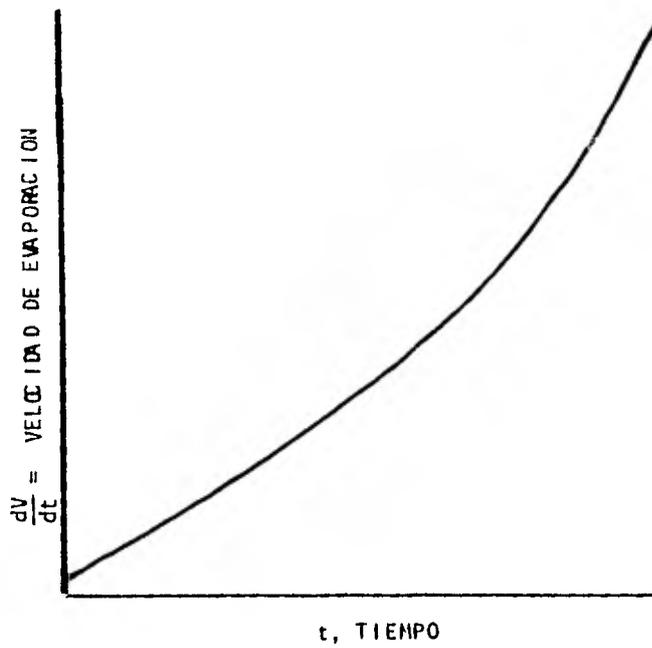


FIG. 3.1.6

La siguiente ecuación de momento da el número, longitud, -
 área y masa de los cristales en suspensión:

$$M_j = \int_0^\infty n L^j dL; \quad j = 0, 1, 2, 3, \dots \quad \text{ec. 3.1.9}$$

sustituyendo la ec. 3.1.8 en 3.1.9 nos da lo siguiente:

$$\frac{dN}{dt} = 0 \quad \frac{dL}{dt} = NG$$

$$\frac{dA}{dt} = 2 k_A L G$$

$$\frac{d\bar{m}}{dt} = \frac{3k_v \rho A G}{k_A} \quad \text{ec. 3.1.10}$$

un balance de masa en la solución nos da:

$$C \frac{dV}{dt} + \frac{dM}{dt} = 0 \quad \text{ec. 3.1.11}$$

donde V es el volumen del solvente. Una combinación de estas
 ecuaciones nos da:

$$C \frac{d^3 V}{dt^3} + G k_v \rho G^3 N = 0 \quad \text{ec. 3.1.12}$$

Las condiciones iniciales son:

$$V(0) = V_0, \text{ volumen inicial de solvente.}$$

$$\frac{dV(0)}{dt} = -3k_v G L_s^2 N / C$$

$$\frac{d^2 V(0)}{dt^2} = -6k_v G^2 \rho \frac{L_s N}{C}$$

donde L_s es el tamaño de semilla, N el número de semillas.

Resolviendo la ecuación nos da :

$$C (V_0 - V) = k_v \rho G^3 N t^3 + 3k_v \rho G^2 L_s N t^2 + 3k_v \rho G L_s^2 N t \quad \text{ec. 3.1.13}$$

$$\text{si } \phi = \frac{VC}{3k_v \rho L_s^3 N} = \frac{VC}{3M_s} \quad \text{y } z = \frac{Gt}{L_s}$$

sustituyendo estos grupos adimensionales en la ec. 3.1.13 nos queda la siguiente ecuación:

$$\phi_0 - \phi = \frac{z^3}{3} + z^2 + z \quad \text{ec. 3.1.14}$$

por lo tanto la velocidad de evaporación está dada por:

$$- \frac{d\phi}{dz} = z^2 + 2z + 1 \quad \text{ec. 3.1.15}$$

ecuación de la velocidad de evaporación como una función del tiempo a la velocidad de crecimiento constante deseada y está sujeta a la velocidad de nucleación mínima.

En la cantidad Z_t , el valor de Z a final de cada batch de corrida es:

$$Z_t = \frac{(L_f - L_s)}{L_s} \quad \text{ec. 3.1.16}$$

Una ecuación similar para la óptima velocidad de enfriamiento puede ser derivada para cristalizadores enfriados.

A continuación se presenta un ejemplo práctico utilizando las ecuaciones anteriores:

Ejemp.- Determinar el número y masa de semillamiento, el tiempo de "batch", y la velocidad de evaporación para un cristallizador evaporador batch que debe operar sobre las condiciones sig.:

| | | |
|-----------------------------------|-----------------------|-------------|
| Tamaño de cristal producido, | L_f | 1,000 μ |
| Producción por batch | | 2,000 lb |
| Solubilidad a la temp. del crist. | 25 lb/ft ³ | de solvente |

| | |
|--|------------------------|
| Máxima densidad deseable de la suspensión, M_t | 20 lb/ft ³ |
| Densidad del cristal, ρ | 100 lb/ft ³ |
| Factor de forma volumétrica del cristal, k_v | 1 |
| Máxima velocidad de crecimiento, G | 0.1 μ /s |
| Tamaño de semilla, L_s | 100 μ |

El tamaño y forma del intercambiador de calor de superficie puede ser determinado convencionalmente, conociendo la producción, solubilidad y tendencia a producir espuma; así como otros factores que afectan el diseño mecánico. Solo se tratará lo relacionado con la estrategia de evaporación y el número de semillas requeridas para el batch.

Determinación del número de semillas, N , y masa de semillas

M_s :

$$\text{volumen por batch} = \frac{2000 \text{ lb}}{100 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} = 20 \text{ ft}^3$$

$$N = \frac{20 \text{ ft}^3}{(1000)^3 \mu^3 (10^{-6})^3 \frac{\text{m}^3}{\mu^3} (35.31 \text{ ft}^3/\text{m}^3)} = 5.7 \times 10^8 \text{ semillas}$$

$$M_s = (5.7 \times 10^8) (100)^3 \mu^3 (10^{-6})^3 \frac{\text{m}^3}{\mu^3} \times (35.31 \text{ ft}^3/\text{m}^3) (100 \text{ lb}/\text{ft}^3) = 2 \text{ lb}$$

Determinación del tiempo de batch

$$Z_f = \frac{10^{-3} - 10^{-4}}{10^{-4}} = 9$$

$$t_f = \frac{(100 \mu)(9)}{(0.1 \mu / \text{s})} = 9000 \text{ seg.} = 2.5 \text{ h.}$$

Determinación del programa de evaporación

$$Z = \frac{0.1 t}{100} = 10^{-3} t$$

$$\frac{d\phi}{dZ} = \frac{25}{(3)(2)} \times 10^3 \frac{dV}{dt}$$

Velocidad de evaporación

$$\frac{dV}{dt} = \frac{6}{25} (10^{-9}t^2 + 2 \times 10^{-6}t + 10^{-3})$$

La velocidad inicial de evaporación es:

$$\frac{6}{25} (10^{-3}) = 2.4 \times 10^{-4} \text{ ft}^3/\text{s} \quad \text{ó} \quad 0.08 \text{ gal/min.}$$

La velocidad final, donde $t = 9000$, es 10.8 gal/min.

Una curva de la velocidad de evaporación como una función del tiempo se presenta en la fig. 3.1.6 siguiendo el programa - calculado, esperando que la nucleación sea minimizada y el tamaño del producto y la uniformidad sean maximizados.

3.2 MODELOS PARTICULARES DE LA CRISTALIZACION DE SACAROSA

La cristalización del azúcar de caña es un ejemplo típico de esta operación y de acuerdo a la tecnología desarrollada a la fecha se basa en la aplicación de la teoría y prácticas definidas y/o desarrolladas en la cristalización de soluciones puras, corregidas por el efecto característico de la cantidad y calidad de impurezas del sistema estableciéndose --- para ésto correlaciones teóricas y/o empíricas.

La sacarosa disuelta en el jugo de caña, en la meladura y en las mieles se encuentra mezclada con otras sustancias también disueltas (dextrosa, levulosa, sales minerales de ácidos orgánicos, etc) que se denominan en general como "impureza" y que en conjunto modifican la solubilidad de la sacarosa en estas soluciones y por lo tanto su modelo de cristalización.

La cantidad y clase de impurezas presentes en estos materiales es variable, estando determinadas por los factores siguientes:

3.1 Propios de la caña procesada.

- 1). Calidad y clase de caña.
- 2). Tipo de terreno en que se cultivó.
- 3). Fertilizantes empleados.
- 4). Régimen de lluvia.
- 5) Régimen de iluminación solar.
- 6). Grado de madurez al cosecharla.
- 7). Tipo de cosecha.
- 8). Tiempo entre su corte y procesamiento, etc.

3.2 Propios de los procesos de fábrica, como son:

1. Anteriores al proceso de cristalización.

a) Molienda y/o Difusión. - La severidad de este proceso determina la cantidad y clase de impurezas que pasan al jugo extraído con la sacarosa. A mayor cantidad de sacarosa extraída con el jugo también, es mayor la probabilidad de incorporar al proceso un número y cantidad mayor de impurezas en suspensión y en solu-

ción con el jugo extraído.

b) Clarificación.- La cantidad y clase de las -- impurezas eliminadas en esta etapa de la producción -- así como las condiciones de operación que se involucran en este proceso determinan la eliminación de impurezas_ en suspensión en el material a concentrar (jugo claro)_ así como la eliminación de impurezas disueltas (que pre cipitan por efecto de la temperatura y por modificación de su producto de solubilidad mediante alteraciones del pH del sistema o la formación de otros que en casos - - extremos llegan a afectar notablemente la cristalización de la sacarosa) (formación de gomas y sustancias coloi- dales).

c) Evaporación.- Las condiciones de operación -- así como los sistemas y equipos utilizados influyen en_ la destrucción y/o inversión de sacarosa así como en la destrucción y/o reacción de otras impurezas orgánicas - que afectarán posteriormente las propiedades de la solu_ ción impura de sacarosa concentrada (meladura) una des- trucción de glucosa por efecto térmico causará modifi- cación de la relación entre azúcares reductores; parte_ glucosa y cenizas, lo cual afecta en forma característi_ ca la cristalización de sacarosa en soluciones impuras_ de caña.

II. Durante el proceso de cristalización y centrifu- gación los sistemas de cristalización por etapas sucesi- vas así como los tipos y cantidades de equipos utiliza- dos hace fluctuar las cantidades y clases de impurezas_ en las diferentes etapas de cristalización, siendo fun- damentalmente resumido y detectado lo anterior por los_ siguientes conceptos que aunque se mencionan por sepa- rado, son interdependientes.

a) Distribución de recirculación de impurezas en_ el sistema general de cristalización.

b) El tiempo efectivo de residencia en el proceso de cristalización de las soluciones de sacarosa e impu- rezas a temperaturas en las cuales hay carbonización --

del material orgánico.

c) Grado de polarización a alcanzar (contenido de sacarosa) en el azúcar producida, afectando este factor a su vez a los dos anteriormente mencionados.

d) El diseño y cantidad de los equipos de cristalización y centrifugación pueden ser factores limitados en la optimización y sección de los anteriores conceptos para una capacidad determinada de manejo de sacarosa e impurezas.

En la cristalización de la sacarosa existe un cierto número de fenómenos, donde la presencia de los no azúcares ejercen una determinada influencia sobre la nucleación, la velocidad de crecimiento de los cristales de sacarosa, la inclusión de impurezas en el cristal en crecimiento y las impurezas que afectan la forma o el hábito de cristalización (crecimiento de los cristales de sacarosa). En la nucleación de soluciones industriales, mientras más impurezas estén presentes, mayor puede ser la sobresaturación, (el rango) antes de que se tenga lugar una formación espontánea de núcleos. A la temperatura de 70°C - 75°C donde normalmente se lleva a cabo la cristalización en los tachos al vacío, es posible concentrar los productos de caña de azúcar con pureza inferior a 75 a una sobresaturación de 1.60 y aún mayor sin la formación espontánea de núcleos de sacarosa. Cuando la pureza es superior, este valor de sobresaturación se reduce considerablemente. En licores de muy alta pureza la nucleación puede empezar a 1.10.

1a.- La cantidad de impurezas en las soluciones industriales de sacarosa aumenta la zona estable (metaestable) de sobresaturación, donde bajo las condiciones prácticas no se efectúa la formación de nuevos núcleos de sacarosa, aunque estos aumentos presentan fluctuaciones de fábrica a fábrica.

2a.- El efecto sobre la velocidad de crecimiento, las variaciones de estos efectos al mismo nivel de pureza entre diferentes fábricas, son de mayor consideración, ya que se puede decir que hay cierto número de impurezas que retardan

notablemente la velocidad de cristalización.

En soluciones puras el crecimiento de una superficie de cristal para formar un plan completo de red, es un proceso extremadamente rápido, comparado con la formación del núcleo o semilla. Y una vez que se ha formado el hábito de un cristal de sacarosa, queda mas o menos igual mientras el cristal continúa creciendo y los cristales más perfectos se forman cuando hay un crecimiento lento (cocimiento a baja sobresaturación). Y una vez formado el cristal, ya sea como cristal gemelo, cristal asicular o cristales planos de sacarosa a un tamaño de 0.05 mm. lineales, generalmente se observará que la forma de ese cristal perdura hasta el crecimiento completo del cristal final.

Ciertas impurezas determinan las características del cristal de sacarosa. Cuando la nucleación se realiza a altas sobresaturaciones con un elevado porcentaje de azúcares reductores hay una tendencia a la formación de cristales gemelos.

Al inicio del proceso de cristalización existe competencia por la superficie del cristal entre la sacarosa en sobresaturación y las impurezas. Las impurezas pueden ser un factor básico en el hábito del cristal de sacarosa. Hay ciertas impurezas que afectan la velocidad de cristalización en grado elevado, ciertas impurezas tienen un efecto mayor sobre la velocidad de cristalización cuando se hallan a temperaturas inferiores, o sea en los cristalizadores más que en los tachos.

El efecto de cierto tipo de impurezas sobre la velocidad de cristalización disminuye con la temperatura. Algunos tipos de no azúcares afectan la velocidad de crecimiento de los cristales de sacarosa, independientemente de que cada cara del cristal tiene su propia velocidad de crecimiento. Los diferentes no azúcares pueden afectar el crecimiento de ciertas caras del cristal, al grado que no crezcan en absoluto, y que el resultado sea una forma simplificada del cristal de sacarosa ideal. La naturaleza de los no azúcares que tienen efectos especiales es un fenómeno general. Las sustancias -

caramelizadas se absorben en ciertas caras del cristal de sacarosa es decir, hay sincristalización con la sacarosa y puede observarse como una impureza colorida en capas paralelas a ciertas caras del cristal.

Impurezas de peso molecular elevado, como el almidón son también absorbidas por los cristales de sacarosa en crecimiento, por lo que, es extremadamente difícil fabricar sacarosa pura en soluciones que contengan almidón como impureza únicamente mediante recristalización. La naturaleza de la sincristalización resulta complicada de entender por la variedad de concentración y formas como se presenta.

La sincristalización es específicamente la inclusión de impurezas como unidades sencillas en cristales de sacarosa con el hábito ideal y normal observándose básicamente la necesidad de superar esta problemática para el desarrollo de la técnica utilizada en la cristalización.

Efectos de las impurezas que sincristalizan con la sacarosa.

a) Las impurezas incluidas en los cristales de sacarosa obtenidos en soluciones industriales de azúcar en los ingenios y refinerías de azúcar de caña y de remolacha muestran una combinación que difiere de la composición de los no azúcares de las aguas madres. En el proceso de cristalización hay una especificidad en la inclusión de ciertos tipos de no azúcares en el interior de los cristales.

b) Las impurezas incluidas en los cristales de sacarosa son en ocasiones de una naturaleza que hay que suponer es la presente en la solución real de las aguas madres durante el proceso de cristalización, y que estas impurezas han sido absorbidas por las caras del cristal y distribuidas mas homogéneamente en el cristal sólido de un modo comparable a la formación de un cristal mixto. Como es el caso de las impurezas de hierro y potasio. Estas impurezas deben tener la suficiente relación como para ser isomórficas con la red paterna o anfitriona, que es la red del cristal de sacarosa. Las sustancias de peso molecular elevado como el almidón se encuentran también incluidas, pero se supone que una vez adheridas a la

superficie del cristal en crecimiento se acumula sobre la misma impureza sucesivas capas de sacarosa cristalizada que lo engloba.

c) Ciertas impurezas coloridas son absorbidas mas fuertemente por algunas caras específicas de los cristales de sacarosa en crecimiento. El efecto de estas impurezas con una absorción específica hacia ciertas áreas de la superficie del cristal, puede ser tan fuerte que la velocidad de cristalización de estas caras sea retardada un grado tal que el hábito final del cristal de sacarosa resultante sea una forma simplificada carente de algunas de las caras del cristal.

d) La sincristalización de impurezas se distingue de la oclusión de las aguas madres en las imperfecciones de los cristales de sacarosa en forma de bolsas, ranuras y ángulos, especialmente en cristales complejos.

d) Los métodos analíticos de que se dispone en la actualidad para separar las formas que presentan los diferentes tipos de no azúcares en el azúcar cristalizado, son todavía imperfectos.

f) Se ha encontrado que impurezas como el calcio en los azúcares refinados está prácticamente presente en forma exclusiva como una impureza precipitada no incluida en el interior de los cristales de sacarosa, pero el hierro si se le localiza como una impureza sincristalizada.

Además del efecto de la naturaleza de las impurezas, la sincristalización se ve influenciada por las condiciones de operación influyendo en los aspectos cuantitativos de la sincristalización, encontrándose que en la cristalización de azúcares refinados la temperatura de cristalización no tiene efecto sobre la cantidad de no azúcares coloridos absorbidos por la sacarosa cristalizada. Los cocimientos llevados a cabo a 60°C, 70°C y 75°C no tuvieron un efecto apreciable sobre la concentración del color del azúcar sólido.

Hay pocos fenómenos en la cristalización de la sacarosa, -- donde se puede observar la oclusión del agua madre o de impurezas coloridas oscuras en el proceso de cristalización, _ sucediendo esto de un modo especial cuando se usa azúcar sencilla colorida y un azúcar producto secundario en los ingenios como semilla en cocimientos comerciales. La formación de estos cristales coloridos oscuros tiene lugar especialmente en cocimientos de bajo grado, más frecuentemente en azúcares moscabados comerciales donde puede verse microscópicamente los cristales semilla con un centro oscuro en el producto final. Este fenómeno se presenta particularmente cuando a un azúcar "C" de un ingenio se ha usado como semilla en cocimientos comerciales teniendo la azúcar "C" una superficie imperfecta como resultado de una circulación pobre, o de un lavado que originó la disolución y el crecimiento de los cristales que circulan en el tacho; se supone también que esto ocurre cuando se ha interrumpido una templa durante el proceso de cristalización con sobrecalentamiento de una parte de la masa cocida es decir no es el resultado del lavado de un azúcar "C", es una mezcla magna con agua o jugo clarificado, sino que el origen de esta anomalía debe de hallarse durante el proceso de cristalización en los tachos.

Se ha observado que cuando una templa "C" se hace sobre pie de una mezcla de meladura y miel "A" de baja pureza resultan cristales de gran uniformidad y regularidad y la tendencia a la formación de un núcleo colorido originado de un -- azúcar "C" usado como semilla es mucho menor que cuando se ha usado un pie irregular hecho en meladura. Contrariamente a lo esperado, se encuentra que la producción de un azúcar mascabado comercial libre de esta imperfección con la inclusión de una cantidad visible de mieles es menor, cuando la semilla se ha formado en un medio de baja pureza que cuando se formó en un medio de pureza elevada.

La inclusión de mieles está causada probablemente por una disolución local de la superficie del cristal originada por

lavado o sobrecalentamiento en los tachos, y cuando la --
cristalización de los cristales formados prosigue los hue-
cos y las bolsas presentes en la superficie del cristal -
son cubiertos por la sacarosa en proceso de cristalización
con la consiguiente oclusión del agua madre.

La práctica demuestra que el azúcar mas limpio libre de -
inclusiones visibles, se obtiene cuando el azúcar se cris-
taliza en medios de baja pureza, garantizandose una gran_
uniformidad de los cristales que se forman a una veloci-
dad de crecimiento menor que en un medio de alta pureza. -
Es la combinación de la red del cristal de sacarosa, su es-
tabilidad contra diferencias de temperatura y la acción --
disolvente, cuando el agua madre circundante por alguna --
razón llega a estar subsaturada, lo que regula, en que me-
dida el cristal original puede corregir, sin inclusiones -
su forma original.

La inclusión de impurezas coloridas oscuras ocurre en la_
mayoría de los casos en la última fase del cocimiento de_
las templeas "C" y especialmente con una circulación pobre
y grandes diferencias de temperatura en la masa cocida --
circulante cuando se tiene una subsaturación local en los
lugares de temperatura mas elevada, y de un modo especial,
cuando la masa cocida se esta moviendo lentamente a tra-
vés de los elementos calentadores de la calandria. Se_
trata aquí probablemente de una inclusión típica de agua -
madre en las cavidades y canales formados en un medio de_
elevada viscosidad y de baja pureza, cuyas cavidades se -
llenan con agua madre y son cubiertas en la fase siguien-
te del proceso de cocimiento cuando los cristales son ex-
puestos a una solución altamente sobresaturada. La na-
turaleza de estas inclusiones no es de agua madre pura -
solamente, sino que se trata también de no azúcares absor-
bidos de un modo especial (melanoidinas).

El cocimiento de la masa "C" por el alto contenido de no_
azúcares y las condiciones de cristalización son fundamen

talmente diferentes de los que tienen lugar de la meladura o miel "A" que no ha sido sometidos a las mismas condiciones - de temperatura y concentraciones elevadas de los cocimientos finales. La mala calidad de la miel que se adhiere a la azúcar "C" se debe básicamente a que esta miel es de un carácter mucho más perjudicial que las no azúcares presentes en la materia virgen de las fábricas de azúcar.

Disolución.-

Las consideraciones sobre disolución son aplicables para el afinamiento de azúcares, trabajo en los tachos, tratamiento en los cristalizadores, lavado en las centrífugas y en la recristalización que ocurre en la fabricación de la azúcar "culbed" así como en el aglutamiento de cristales.

Ya que la viscosidad de las mieles es especialmente importante en el cristizador y en el trabajo de centrífugas hay un mínimo de eficiencia de operación óptima que puede lograrse por dilución o calentamiento. Se ha encontrado que prácticamente es mejor el calentamiento pero se requiere de agua para lavar y llegar a ser significativa la posibilidad de disolver cristales. Mientras más viscosa es una miel más lenta es la velocidad de eliminación y mayor la cantidad de agua de lavado necesaria para liberar a los cristales de las mieles adherentes. El resultado neto es generalmente un cristal con una capa de miel diluída. Este azúcar no se conservará bien aunque su factor de seguridad puede ser satisfactorio.

Teoría de Difusión. Aplicable como mecanismo o modelo que satisface mayormente las observaciones industriales (o experimentales). Se plantea la velocidad de disolución de los cristales con agua encontrando que:

$$R = \frac{K}{\theta} m^{1/3}$$

$$R = \frac{0.203}{\theta} m^{1/3}$$

K = 0.203 considerado factor de forma de los cristales de sacarosa.

m = masa de los cristales.

θ = tiempo

De acuerdo a la experiencia de Kucharenko las velocidades de cristalización son cinco o más veces menores que la -- velocidad de disolución a desplazamiento iguales de saturación si las sobresaturaciones se expresan sobre un porcentaje o una razón. El depósito de moléculas sobre un cristal lleva algún tiempo que se gasta en la orientación, actividad que no se requiere en el proceso de disolución de un cristal.

Solubilidad.- La Solubilidad de sacarosa en el agua se altera por la adición de un segundo soluto siendo más -- prominente ya sea aumentada o disminuida por la adición -- de electrólitos diferentes. Teóricamente la solubi-- lidad de una sustancia puede representarse por una activi-- dad constante de la fase saturante (dispersa), aún cuando la solubilidad ordinaria pueda variar siendo estas dife-- rencias de un concepto de concentración molecular o con-- centración termodinámica (actividad) $a = \gamma m$. Los coe-- ficientes de actividad de electrólitos que poseen son mí-- nimos. Los no electrólitos generalmente varían monota-- mente con la primera potencia de la concentración.

Teoría de actividad aplicada para explicar el comportamien-- to de la cristalización. Modelo matemático: $\log. \gamma_1 = bm$;

∴ $\gamma_1 = e^{bm}$ para solución pura; $\gamma_2 = e^{\beta\mu}$ para solución con electrólito; $\gamma_3 = e^{BM}$ para solución con no electroli-- to; por lo que ∴ $\gamma_{total} = e^{bm + \beta\mu + BM}$ la relación a γ_1 será: $\frac{\gamma_{total}}{\gamma_1} = e^{bm + \beta\mu + BM} / e^{bm} = e^{\beta\mu + BM}$ asociando los términos de impureza $i = \beta\mu + BM$

$$\frac{\gamma_{pura}}{\gamma_{impura}} = e^{i}$$

i = Concentración de impurezas

i = factor neto de influencia sobre el potencial de cris-- talización de la sacarosa, o factor de retardación -- característico de cada material a cristalizar (solu--

ción industrial).

Dado que el propósito final de las teorías del crecimiento de cristales en lo que se refiere a sus aspectos prácticos es el conocimiento y mejoramiento de los tachos y cristalizadores el factor de retardación i es un factor de proporcionalidad entre la velocidad de cristalización y la concentración de impurezas en soluciones industriales de sacarosa. Si la formulación explícita se probara que era inexacta, parecería entonces probable que algún factor de intensidad semejante expresara el carácter de los componentes o impurezas de las soluciones industriales de sacarosa.

CRISTALIZADORES (ENFRIAMIENTO)

Empíricamente se ha encontrado que la condición óptima en los cristalizadores se realiza a sobresaturación constante de las aguas madres. (Van Hook) (E.H. Jenkins). En este caso se puede considerar la velocidad de crecimiento V como si estuviera determinada principalmente por el área del cristal A y la sobresaturación S o sea: $V = KAS$, esta expresión tendrán un valor máximo respecto al tiempo cuando $\frac{dV}{dt} = K S \frac{dA}{dt} + K A \frac{dS}{dt} = 0$

Siendo el peso proporcional al área del cristal $w = A^{3/2}$ para una densidad constante de cristal y dado que S es una función de la ecuación de concentración, en donde $\frac{dw}{dt} = \frac{dS}{dt}$

por lo que para un valor máximo de $S_{\max} = KA^{1.5}$. Si no se forma falso grano y ya que el área de los cristales relativamente grandes varía solo lentamente, se llega a la conclusión de que la velocidad de enfriamiento óptima es la que mantiene una sobresaturación constante (J. HRUBISKEW).

La disolución de la sacarosa en agua se supone que es un proceso controlado por difusión, pero no es isotrópica co-

mo lo demandaría la regla de Noyes-Whitney-Nernst ya que las diferentes caras se disuelven a velocidades diferentes.

Se considera por las experimentaciones realizadas en la disolución y crecimiento de cristales que la difusión -- importa en el mecanismo de crecimiento de los cristales de sacarosa.

Efectos colaterales a la cristalización de azúcar industrial.

FISICOQUIMICOS:

- (a).- Inclusión de aguas madres en los cristales de sacarosa.
- (b).- Acumulación de no azúcares precipitados o fundamentalmente suspendidos en el agua madre por el proceso de centrifugación.
- (c).- No azúcares afectando la cristalización de la sacarosa.
- (d).- Fenómenos relacionados con la solubilidad de diferentes tipos de no azúcares inorgánicos.
- (e).- Fenómenos relacionados con la disolución y recrecimiento de los cristales de sacarosa.
- (f).- Efecto de no azúcares precipitados sobre la pureza del azúcar centrifugada.

QUIMICOS:

- (a).- Descomposición de la sacarosa, especialmente inversión.
- (b).- Reacciones de descomposición, transformación y condensación de azúcares reductores.
- (c).- Descomposición y transformación, la precipitación y coagulación de no azúcares.

Una vez que se ha obtenido la sacarosa en forma cristalina, la sacarosa bajo condiciones normales de procesamiento en los tachos, cristalizadores, secadores y posteriormente durante el almacenamiento como un producto sólido, no muestra cambios pronunciados en el interior de los cristales. Un cristal de sacarosa una vez formado presenta gran estabilidad a temperaturas menores de 70°C. No mostrando cambios notables en su composición química o características cristalinas, observándose inestabilidad en sus aguas madres o en la solución que rodea el cristal en los que se presentan cambios de color (aumento); descomposición de los azúcares reductores o aumentos de los mismos que dependen del contenido de humedad de la película que rodea el cristal.

Por lo tanto la composición de las aguas madres es fundamental en las posibilidades de descomposición y cambios de las masas cocidas durante el proceso de cristalización. Por lo tanto las variables de operación que se detectan fundamentalmente con estos cambios son la temperatura y el pH de la solución.

En los cristalizadores por enfriamiento se observó que existe un aumento en el contenido de sustancias reductoras no fermentables sucediendo esto en la primera etapa de enfriamiento cuando la masa cocida tiene una temperatura mayor de 60°C no notándose este fenómeno durante el recalentamiento en los cristalizadores.

La reacción entre aminoácidos y azúcares reductores es de gran importancia en la práctica y se describen estas reacciones como de oscurecimiento o de Maillard. La formación de 5 hidróximetil-furfural se correlaciona con la presencia de estas reacciones: Mecanismo; formación de amino azúcar por condensación. Deshidratación del grupo azúcar NH- formación de polímeros con grupo amino - -

(Melanoidinas).

La combinación y/o destrucción transformación de los no azúcares reductores y la inversión de la sacarosa tiene lugar durante el proceso de cristalización.

3.2.1. MODELO GENERAL DE LA CINÉTICA DE LA CRISTALIZACIÓN DE SACAROSA

3.2.1.1. MODELO GENERAL DE LA VELOCIDAD DE CRECIMIENTO DE LOS CRISTALES DE AZÚCAR

La velocidad de cristalización depende según el más simple planteo de una reacción de primer orden.

$$-\frac{dc}{dt} = B \cdot O \cdot \Delta c \cdot \Delta \quad \frac{dm}{dt} = KG \quad 3.2.1.1.$$

donde:

c = concentración

t = tiempo

B = coeficiente de transición de sustancias

O = superficie

m = masa

KG = velocidad de cristalización

Δ = variación (diferencial)

La velocidad de cristalización-expresada por la disminución de concentración por tiempo- es determinada por la superficie ofrecida y la diferencia de concentración provocada, es decir la sobresaturación. La relación de KG lineal y diferencia de concentración sólo es válida en campos de concentración limitados. Van Hook pudo demostrar que la influencia de la diferencia de concentración se reproduce mejor por la transición a la diferencia de actividad, especialmente por campos de sobresaturación mayores, es decir:

$$\frac{dm}{dt} = B_a \cdot O \cdot \Delta_a \quad 3.2.1.2.$$

a = Actividad

B_a = Coeficiente de transición de sust. med.

Sin embargo, B es muy influida:

- a) Por las cantidades no sacarinas y las composiciones no sacarinas de la solución circundante, en base a procesos en la superficie de cristales por los cuales se incluyen las velocidades de crecimiento de algunas o también de todas las superficies.

Si solamente se bloquean muy fuertemente superficies aisladas por moléculas extrañas e iones de la solución circundante porque éstas son absorbidas preferentemente, entonces pueden presentarse modificaciones de carga. Es conocido y comprobable frecuentemente, que la presencia de rafinosa conduce a un alargamiento del eje B del cristal de sacarosa. También pueden tener influencias otras sustancias, como resulta de trabajos de Mantovani y otros autores. Pues se pudo observar que los cristales que ya han crecido experimentan una variación de su relación de ejes en un ambiente modificado.

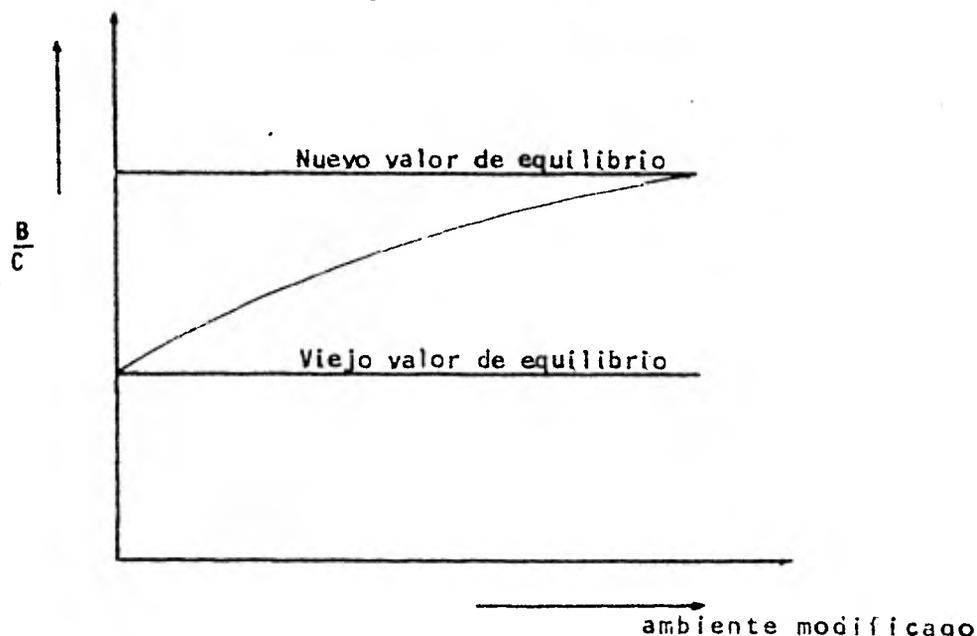


Fig. 3.1.2.1
Variación de la relación de ejes en una modificación ambiental

- b) Por las condiciones de circulación que más o menos pudieran influenciar el transporte de sustancias a la superficie del cristal. Si también los fenómenos de circulación, es decir, el transporte de sustancias, conduce a la modificación de la carga, no está comprobado terminantemente, pero es posible, si la reacción de superficies y el transporte de masas transcurren con velocidad parecida.
- c) Por la temperatura, discrepando del esquema de reacción - t, ya que B no obedece sin más ni más al planteo.

$$B = B_0 \cdot 0 - \frac{A}{R \cdot T_0} \quad 3.2.1.3$$

donde

B = coeficiente de transición de sustancias

B₀ = " " " " para T₀ → ∞

A = energía de activación

R = constante de gas

T = temperatura

sino que la dependencia de la temperatura es más complicada, ya que tienen que ser consideradas las influencias de la reacción de superficies y del transporte de sustancias activas paralelamente, que poseen diferente dependencia de temperatura,.

Esta acumulación de influencias aisladas, en parte paralelas y en parte de contrasentido, hace de la velocidad de cristalización o de sus coeficientes de transición de sustancias una dimensión problemática.

Donde se mida una velocidad de cristalización de la sacarosa, se mide una superposición de las influencias de reacción de superficies y transporte de sustancias.

A continuación se analiza por separado su relación con B de estas dos influencias, la reacción de superficies y el transporte de sustancias a la superficie.

Según la teoría de Berthoud se puede escribir, en lugar de la ecuación 3.2.1.1

$$\frac{dm}{dt} = 0. \frac{D/\delta \cdot K}{D/\delta + K} \cdot \Delta c \quad 3.2.1.4$$

donde

m = masa

t = tiempo

0 = superficie

D = coeficiente de difusión

δ = espesor de la capa límite de difusión

K = constante de reacción

c = concentración

En esta ecuación se sustituye B por $\frac{D/\delta \cdot K}{D/\delta + K}$

De donde:

$$1/B = 1/K + \delta/D \quad 3.2.1.5$$

La resistencia total es, como en la ley de Ohm, igual a la suma de resistencias aisladas que son conectadas una detrás de la otra. (resistencias en serie).

$$W_{Ges} = W_0 + W_D \quad 3.2.1.6$$

donde

W_{Ges} = resistencia total

W_0 = resistencia de reacción de superficies

W_D = resistencia de difusión

Se puede demostrar que es posible y permitida una subdivisión tal de la resistencia total en una resistencia de reacción de superficies y una resistencia de transporte de sustancias. De ello resulta que la resistencia de reacción de superficies sólo depende de la temperatura y de la composición de la solu

ción, en tanto se parta de que la observación se refiere al crecimiento de formas de equilibrio.

La dependencia de la temperatura de la reacción de superficies se describe por una ecuación de Arrhenius.

$$W_0 = W_{00} \cdot e^{A_0/(R.T)} \quad 3.2.1.7$$

donde

W_0 = resistencia de reacción de superficies

W_{00} = resistencia de reacción de superficies para el --
tiempo $t = 0$.

A_0 = energía de activación

T = temperatura

R = constante de gas

La energía de activación es de 18.6 Kcal/ml. Fue determinada a través de dos vías independientes. La independencia de la composición de la solución muestra que tanto las sales como -- también sustancias altamente moleculares bloquean la superficie y reducen de este modo la velocidad de cristalización.

La resistencia de transporte de sustancias W_D también es dependiente de la temperatura. También para esta dependencia -- se puede formular una ecuación (Arrhenius).

$$W_D = W_{D0} \cdot e^{A_0/(R.T)} \quad 3.2.1.8$$

La energía de activación del transporte de sustancias es sin embargo, esencialmente menor que aquella de la reacción de -- superficies y es de sólo alrededor de 5 a 6 Kcal/mol. Por consiguiente, el transporte de sustancias se atrasa mucho -- con la temperatura ascendente en relación con la reacción de superficies, es decir, se vuelve determinativo por la velocidad. Además de ser dependiente de la temperatura, el -- transporte de sustancias también lo es de la circulación del --

crystal. Esta dependencia es más complicada, pues exige una descripción del estado de la circulación en la mezcla cristalizante. Los resultados de determinaciones hasta ahora permiten la definición de una sosodicha "intensidad de agitación" ($R\ddot{u}$) como magnitud sin dimensión, es decir:

$$W_D = f(T; R\ddot{u}) \quad 3.2.1.9$$

Los estados de circulación en un tacho pueden subdividirse como sigue:

1. Dentro de los tubos calefactores y también por encima de la cámara de calefacción, se provoca la circulación y movimiento de la masa cocida en esencial por soplado de vapor. Esta forma de circulación se denomina tramo de soplado.
2. En el tubo de circulación de retorno se mueve la masa total uniformemente hacia atrás y, en ella se trata del estado de suspensión de los cristales. Por eso este tramo se denomina tramo de suspensión.
3. En una serie de tachos se trabaja con agitadores. El campo de influencia de un agitador mecánico tal se designa como "tramo de agitación".

En un aparato modelo tratando de simular estas tres formas de circulación se encontró que la ecuación 3.2.1.9 se cumple para la "intensidad de agitación" ($R\ddot{u}$) con una formulación correspondiente.

Para ello se definen como sigue las "intensidades de agitación" ($R\ddot{u}$) para las tres formas de circulación características:

$$1. \text{ Tramo de soplado: } R\ddot{u} = (W_{B1}/V)E^2 \cdot d_k \quad 3.2.1.10$$

$$2. \text{ Tramo de suspensión: } R\ddot{u} = 14 \left((W_s/V)E^{3.65} \cdot d_k \right)^{1/3} \quad 3.2.1.11$$

$$3. \text{ Tramo de agitación mecánico } R\ddot{u} = 0.555 \left((W_r/V)E^5 \cdot d_k \right) \quad 3.2.1.12$$

donde

- $R\ddot{u}$ = intensidad de agitación
- d_k = diámetro del grano
- ν = viscosidad cinemática
- E = grado de vacíos
- W_{Bl} = velocidad de soplado
- W_s = velocidad de caída de un cuerpo aislado
- W_r = velocidad periférica en el borde exterior del agitador.

Para todas las formas de circulación se encuentra la siguiente sistemática para temperaturas constantes:

$$W_{Ges} = W_0 + W_{D'} / R\ddot{u}$$

$$W_{Ges} = W_0 + W_D \quad 3.2.1.13$$

donde

- W_{Ges} = resistencia total
- W_0 = resistencia de reacción de superficies
- W_D = resistencia de difusión
- $R\ddot{u}$ = intensidad de agitación.
- $W_{D'}$ = medida de elevación.

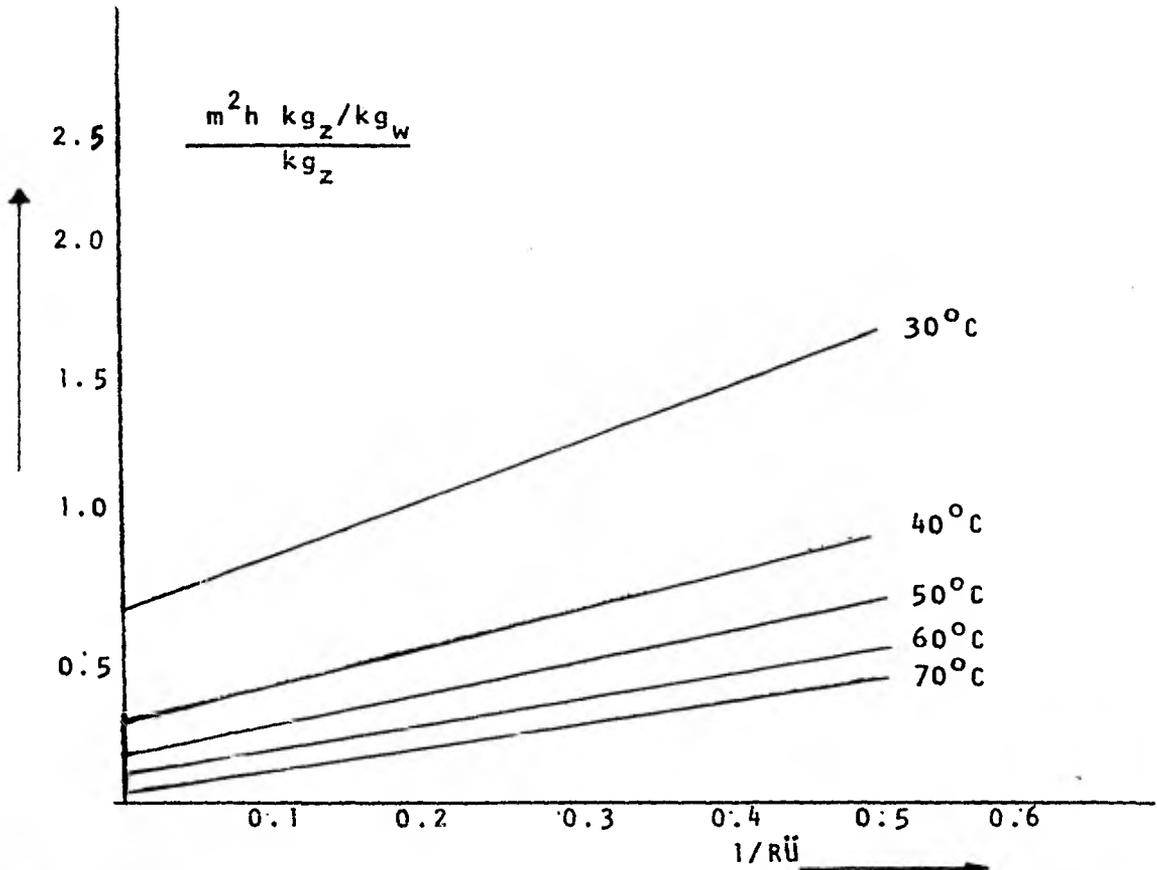


Fig. 3.1.2.3 Influencia de la intensidad de agitación sobre la resistencia total.

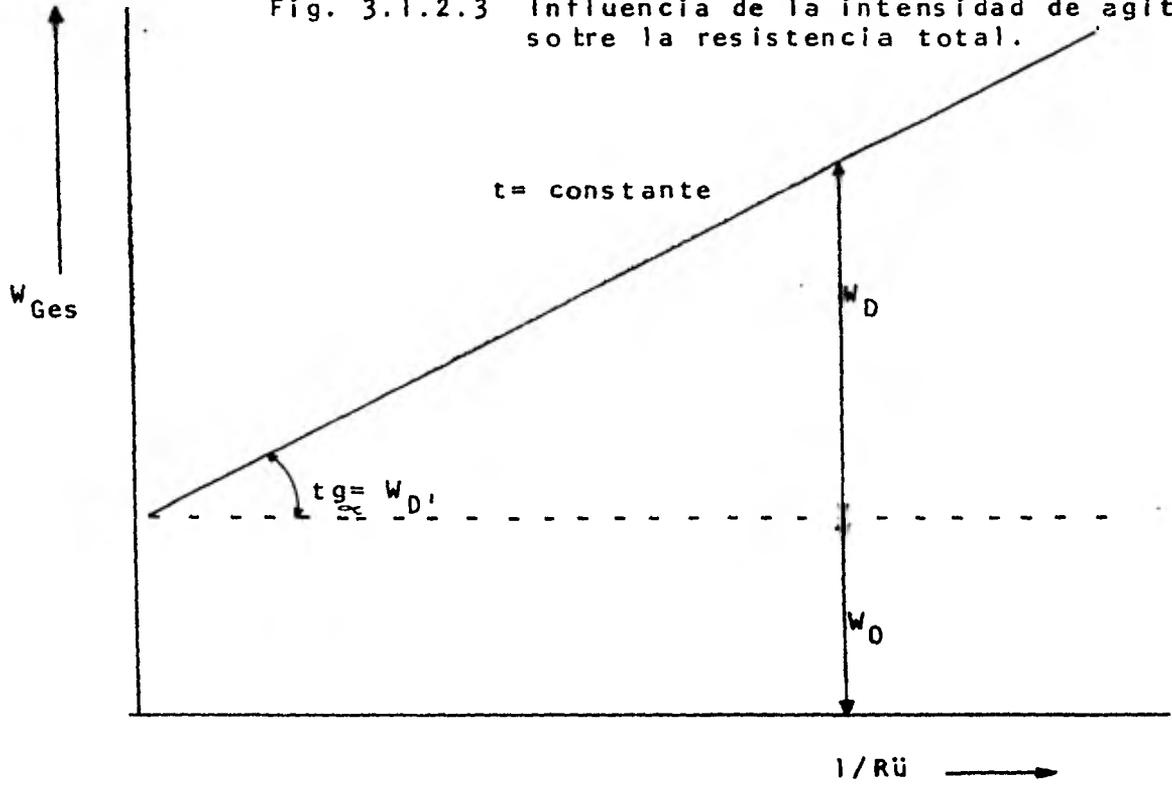


Fig. 3.1.2.2 Composición de la resistencia total.

Las figuras anteriores muestran la dependencia esquemática y su ratificación experimental. Hasta ahora se han efectuado - estos resultados solamente hasta contenidos de cristal de -- 20% Vol. como máximo. Para contenidos de cristal mayores estas dependencias necesitan aún la ratificación.

Si del conocimiento de la ecuación 3.2.1.13 se forma la relación W_D/W_{Ges} , entonces se puede discutir tanto las influencias de sustancias no sacarinas -- es decir, de impurezas --, como - también la influencia de la intensidad de agitación.

En caso de influencia de las sustancias no sacarinas, se en encuentra una disminución de la velocidad total, lo cual corresponde a una elevación de la resistencia total.

Esta elevación corresponde a un aumento de la resistencia de - reacción de superficies. Con ello disminuye la parte de difusión. Las diferentes partes de las sustancias no sacarinas (sales y - sustancias más altas molecularmente) tienen su mayor efecto a i diferentes temperaturas.

En el caso de que la influencia de las sustancias no sacarinas ocasionen movimiento habrá un aumento de la velocidad total con movimiento - relativo ascendente (intensidad de agitación). Aquí W_0 permanece constante, y sólo W_D será menor; con ello también será menor - W_D/W_{Ges} .

3.2.1.2. ACTIVIDAD Y CALOR DE CRISTALIZACION

Se ha realizado una revisión crítica de los valores de calores de cristalización de sacarosa calculándose el calor de cristalización de la sacarosa en el rango de 0°- 60°C., empleando valores recientes de la literatura sobre solubilidad y coeficientes de actividad.

Ofrecen un nuevo método de extrapolación de coeficientes de actividad hasta la región de saturación, empleándose datos experimentales para hallar los coeficientes de actividad a saturación en el intervalo de 0°- 60°C.

El cambio del calor de cristalización con temperatura es evaluado a partir de datos de capacidad calorífica y usado como criterio para seleccionar entre resultados conflictivos recomiendan una ecuación para el calor de cristalización de la sacarosa en el rango de cero a sesenta grados centígrados.

A pesar de la investigación realizada en los últimos cincuenta años en el campo de la cristalización de sacarosa, su calor de cristalización permanece incierto.

En un último artículo de revisión los valores a 16° C oscilaron de -1.05 a -1.96 Kcal / mol; a 57°C, los valores van de -4.20 a -7.80 Kcal/ mol. En este caso los datos termodinámicos existentes y también calculado el calor de cristalización de la sacarosa en el rango de 0° a 60°C, empleando valores recientes de solubilidad y coeficientes de actividad.

Métodos para determinar el calor de cristalización.-

Existen tres métodos principales para determinar el calor de cristalización de la sacarosa.

- a) Determinación calorimétrica directa del calor desprendido en la cristalización (1.4.5)
- b) Cálculo del calor diferencial de solución a saturación, usando calores integrales de solución o calores de dilución. El calor diferencial de solución, $\bar{H}_s - \bar{H}_s^*$ es igual al calor de cristalización $H_s - \bar{H}_s^*$, pero de signo contrario.
- c) Cálculo del calor de cristalización a partir de valores de solubilidad y coeficientes de actividad.

Calculo de Valores

El calor de cristalización a partir de datos de solubilidad.-

Si el sistema sacarosa-agua fuese ideal, el calor de cristalización de la sacarosa podría calcularse a partir de la Isocora de Vant'Hoff:

$$-\Delta H = RT^2 (dn/N_s/dT)_{\text{sat}} \quad 3.2.1.1.$$

Como el sistema sacarosa-agua no es ideal, los resultados obtenidos por este método no concuerdan con la realidad.

Van Hook, usando los valores de solubilidad de Herzfeld, ha calculado calores de cristalización de -1.10 Kcal/mol a 16°C, -1.29 Kcal/mol a 30°C y -4.81 y -4.2 Kcal/mol a 57°C.

En sistemas reales, la fórmula correcta a emplear

$$-\Delta H = RT^2 (dN_s/dT) (d \ln \gamma / dN_s + 1/N_s) \quad 3.2.1.2.$$

Esta fórmula también es válida en molalidades m_s en vez de fracciones molares N_s . Van Hook, usando este método ha dado los valores de -1.92 y -1.96 Kcal/mol a 16°C, -2.92 y -2.70 Kcal/mol a 30°C y -4.81 y -4.2 Kcal/mol a 57°C.

Wise y Nicholson han calculado valores por este método - 2.94 Kcal/mol a 25°C, - 4.50 Kcal/mol a 60°C y -7.60 - Kcal/mol a 90°C.

El éxito de este método depende de la exactitud de los -- datos de solubilidad y coeficientes de actividad.

Se ha empleado este método para calcular los calores de - cristalización en el rango de 0°C-60°C usando la ecuación de solubilidad de Vayrineck y extrapolando en una manera_ apropiada hasta saturación, los coeficientes de actividad obtenidos por Kharin. Se seleccionó la ecuación de solu- bilidad de Vayrineck por ser el promedio de un gran núme- ro de valores selectos de solubilidad y por lo tanto son_ valores seguros. La selección de los coeficientes de ac- tividad de Kharin se debe a que existe dato en la región_ concentrada, lo que minimiza la extrapolación hasta satu- ración.

El proceso de extrapolación se hace usualmente empleando_ el logaritmo del coeficiente de actividad vs. la molalidad

Aunque los gráficos son usualmente lineales, la compren- sión logarítmica de la escala da un falso sentido de pre- cisión.

Se encontró un tratamiento empírico que da muy buenos re- sultados. Si N_s es la fracción molar de la sacarosa y -- "a" es el número de moléculas de agua unidas a una molé- cula de sacarosa, entonces la relación $N_s / [1 - (a+1) N_s]$ es_ la relación de moléculas de sacarosa o moléculas de agua libre en solución. El parámetro a+1 puede ser usado co- mo un parámetro variable ajustable de modo que el ploteo_ de los coeficientes de actividad vs. $N_s / [1 - (a+1) N_s]$ sea - lineal. Este parámetro cambia con temperatura y es de magnitud similar a los números de hidratación conocidos - de la sacarosa.

Solamente en la región de 30°C existe suficiente coincidencia para establecer un margen de acuerdo. Un valor de ΔH de -2.8 ± 0.3 Kcal/mol comprende la mayoría de los resultados calorimétricos y los valores calculados por solubilidad.

Por debajo de 30°C los resultados de solubilidad están de acuerdo con la ecuación de Lyle, pero son mucho más altos que el resto de los valores calorimétricos. En esta región la data de solubilidad es confiable y los coeficientes de actividad son menos inciertos debido a existir datos experimentales hasta la región de saturación.

Por encima de 30°C los resultados calculados están de acuerdo con la ecuación de Lyle. Los valores calorimétricos de Van Hook y Stegeman dan resultados mucho más altos. Otros valores obtenidos a partir de solubilidad dan valores ligeramente más bajos que los calculados, esto se debe a la incertidumbre en los coeficientes de actividad a alta temperatura, debido a la necesidad de extrapolar hasta saturación.

Conclusiones

Que las pendientes de las curvas de Stegeman y de la línea que une los valores obtenidos por Van Hook-Kilmartin son demasiado altas. La ecuación de Lyle y los resultados de solubilidad calculados por Van Hook tienen pendientes del orden correcto. La curva calculada por Ballester-Fernandez varía rápidamente de pendiente en la región de 20°C ~ 30°C, teniendo el valor correcto a 25°C. La pendiente de la curva de Wise y Nicholson es muy baja.

Recomendaciones

Basados en los argumentos anteriores se considera la siguiente ecuación, como función aceptable para ΔH en el rango 10-80°C.

$$\Delta H = - 1.00 - 0.065 T$$

Esta ecuación de ΔH en Kcal/mol, T en $^{\circ}\text{C}$, corresponde cercanamente a la curva obtenida usando la ecuación de Lyle.

3.2.2. MODELO GENERAL DE LA CRISTALIZACION DE AZUCAR EN TACHOS AL VACIO

1.-MODELO GENERAL

Modelo matemático de cristalización de azúcar en un tacho al vacío. El modelo puede ser resuelto por un procedimiento iterativo usando una computadora digital para predecir la distribución del tamaño del cristal en un tiempo, dadas las condiciones iniciales y cada una de las velocidades de alimentación y evaporación para control. Ecuaciones empíricas y teóricas del crecimiento de cristales, nucleación y solubilidad de sacarosa han sido tomadas de los datos publicados. Las áreas donde hay carencia de datos adecuados han sido indicadas.

INTRODUCCION

El objetivo de la operación de un tacho intermitente al vacío, es producir una masa cocida que contenga cristales con un tamaño límite especificado, usando una alimentación de meladura, mieles o licores y dando un pie inicial de meladura-mieles y cristales sembrados. Las relaciones envueltas en el proceso son complejas y las condiciones de control y operación, hasta ahora usadas; son el resultado final de un conjunto considerable de experiencias en diseño y operación de tachos, más que la aplicación directa de conocimientos de la cinética del proceso. No se puede por lo tanto establecer que esas condiciones sean necesariamente las que mejor serían usadas o que otros procedimientos y criterios para la operación de tachos puedan ser más efectivos.

Con este modelo se intenta explicar el comportamiento de un tacho al vacío matemáticamente y así justificar el procedimiento ahora empleado o alternativamente determinar las mejores condiciones para su operación.

II.- FORMULACION DEL MODELO

Cuando un conjunto de ecuaciones o expresiones matemáticas intenta describir el comportamiento de alguna parte de la --

planta es llamado un modelo matemático de esa parte. - Para derivar el modelo, el comportamiento de la unidad es expresado en términos de las relaciones básicas o -- leyes que describen el fenómeno. En el caso de tachos de azúcar, ellas incluyen las leyes de la conservación (masas y energía) las relaciones de equilibrio (solu-- bilidad, punto de ebullición) y las relaciones de las - velocidades de cristalización (velocidad de crecimiento de cristales y velocidad de nucleación).

III.- SOLUCION DEL MODELO

Para evaluar el modelo formulado es necesario resolver lo para varias condiciones de operación y respuestas útiles; tales soluciones se dice son simulaciones del comportamiento de la misma planta.

IV.- VERIFICACION DEL MODELO SOBRE LA ESCALA DE LABORATORIO

La validéz del modelo puede ser probada contra los ensayos de cristalización instrumentada en un laboratorio. Los parámetros dudosos podrían entonces ser ajustados para hacer el modelo fijo con resultados más aproximados.

V.- VERIFICACION DEL MODELO EN LA FABRICA

Los modelos probados en escala de laboratorio podrían ser entonces usados sobre tachos al vacío fijados en la fábrica para predecir el desarrollo bajo condiciones locales de operación .

VI.- USO DE MODELOS.

Una vez que el modelo hubiese sido verificado, entonces podría ser usado para:

- (i) Para predecir el comportamiento de un tacho bajo las -- condiciones de operación alteradas.
- (ii) Para determinar las condiciones óptimas de operación -- para un tacho y una meladura, mieles y/o licores determinados.

- (iii) Proyectar un óptimo procedimiento de control y fijar la instrumentación.
- (iv) Predecir el desarrollo de los cristalizadores continuos de azúcar.

De acuerdo a los dos primeros tópicos a continuación se formula la preparación de una simulación matemática de un tacho para azúcar y su solución. Varias relaciones aplicadas en la simulación son derivadas y la forma de las expresiones seleccionadas para la cinética de la cristalización son examinadas críticamente. El objetivo de solución del modelo es obtener resultados útiles.

FORMULACION DEL MODELO:

Para formular el modelo las relaciones básicas que gobiernan el comportamiento del cristizador (tacho al vacío) son:

- 1.- Balance de material.
 - A.- Balance de agua
 - B.- Balance de sacarosa
 - C.- Balance de impurezas
 - D.- Balance total de materia
- 2.- Balance de energía.
- 3.- Datos de equilibrio de fases (solubilidades, punto de ebullición).
- 4.- Expresiones de velocidad:
 - A.- Velocidad de nucleación
 - B.- Velocidad de crecimiento
- 5.- Balance de cristales e inventario de cristales.
 - A.- Una expresión para calcular la masa de cristales y la distribución del tamaño.
 - B.- Un mecanismo para que los cristales de varios tamaños puedan ser evaluados en función de la distribución de tamaño.

6.- Relaciones de transferencia de calor para determinar las variaciones de temperatura.

7.- Relaciones de flujo de fluidos, para evaluar mezcla-do y eficiencia de circulación en el tacho.

Una vez resuelto para una aplicación particular, también se necesitará conocer:

8.- Condiciones iniciales composiciones del pie, distribución de temperaturas en los cristales sembrados, - etc.

9.- Condiciones en la frontera, éstas son condiciones im-puestas y su variación de tiempo. Ellas dependerán sobre las aplicaciones. Por ejemplo, para predecir la distribución del tamaño final, las variaciones de la alimentación y su pureza, evaporación, temperatura, etc. necesitarán ser especificadas. Por otro lado, usar el modelo para evaluar las condiciones ópti-más de operación, la distribución de tamaño que de-berá ser requerido.

Algunas de esas relaciones (tales como los balances de ma-tería y de energía) son generalmente verdaderos ejemplos, - ellos no son afectados por la aplicación del modelo o del material de diferentes purezas, tachos de diferentes diseños, etc. Otras relaciones como son; particularmente aquellos que envuelven crecimiento, nucleación y solubilidad son - completamente dependientes de esas condiciones. Se ha in-tentado seleccionar la mejor de las correlaciones publica-das para esas relaciones. Ellas han sido usadas, junto con algunos valores típicos para un número de parámetros - dudosos que permiten obtener soluciones para el modelo, de suerte que varios métodos de solución pueden ser comparados.

Cuando este modelo es aplicado a una situación actual, formas apropiadas de las relaciones de arriba, serán requeridas. - En primera instancia usando las formas generales de las me-jores correlaciones publicadas en cada caso, pero permitirá

un número de parámetros indeterminados en cada relación, esas debieran en su caso ser evaluadas para cada situación.

DERIVACION DE RELACIONES INDIVIDUALES

1. - BALANCE DE MATERIA

Ellos pueden ser escritos para cada especie. Los cambios en la cantidad de agua en el tacho, MWt , por ejemplo, sobre un pequeño intervalo Δt , es igual al agua introducida en la alimentación en ese intervalo de tiempo, más la adicionada como balance de agua menos aquella evaporada. - - Corresponde a la ecuación 1A. Balances semejantes para sacarosa e impurezas son las ecuaciones 1B y 1C.

2. - BALANCE DE ENERGIA.

El balance de energía (ecuación 2) da la relación entre los cambios de temperatura del tacho, la razón de calentamiento y la razón de evaporación. Si la operación en el tacho es substancialmente isotérmica (vacío constante) y la razón de evaporación es conocida, esta relación no es de uso real porque sólo evalúa la razón de vapor de calentamiento, una cantidad que no preocupa de inmediato. Por lo tanto en el ejemplo de evaporación intermitente isotérmica dada después la relación de energía no ha sido usada.

3. - RELACIONES DE EQUILIBRIO DE FASES.

a). - Relación de solubilidad

La solubilidad de sacarosa en agua como función de la temperatura ha sido ampliamente investigado. La relación de Charles es la más aceptada (Ecuación 3A), ella puede ser fácilmente expresada en términos de sacarosa/razón de agua.

La presencia de impurezas en solución modificará el valor de saturación de sacarosa/razón de agua, de acuerdo a efectos de "saltos fuera" ó "saltos dentro". Con material de caña la condición más común es que las impurezas decrementen la saturación de sacarosa/razón de agua en una can-

tividad proporcional a la impureza/razón de agua presente. Kelly encontró este comportamiento para miel de caña natural, junto con un efecto de la temperatura, el cual -- formó una ecuación del tipo 3B. La cantidad E ha sido tomada como un parámetro indeterminado, para subssecuen-- tes evaluaciones en el sitio. El valor de este "salto fuera" constante, es típicamente alrededor de 0.10 para jarabe de caña. Impurezas de remolacha tienden a tener un -- efecto de "salto dentro", la constante es -0.14 para un conjunto de datos sobre material de remolacha a 60°C.

b).- Relación del punto de ebullición.

La relación proporcional de la elevación del punto de -- ebullición a la cantidad de sólidos/razón de agua es --- bien conocida. En algunos casos es también dependien-- te de la cantidad y tipo de impurezas. Una relación -- típica derivada sobre datos de productos de la caña, es -- tá dada por la ecuación 3D. Además, bajo evaporación -- aproximadamente isotérmica la relación mencionada no es -- de mucha importancia; pero ella se haría necesaria bajo -- otras condiciones, tales como una situación a vacío cons-- tante.

4.- EXPRESIONES DE RAZON DE CRECIMIENTO

a).- Nucleación.

Una expresión para la nucleación es la más difícil de to-- das, ya que ésta es un área de una cantidad muy pequeña -- de conocimientos. Nos conciernen los siguientes casos -- nucleación de materiales claros y con nucleación creada -- (en la presencia de otros cristales mayores). La litera-- tura sobre el primero de ellos es poco extensa -- existe -- un reciente trabajo notable revisado por Melia. El tipo -- de creación que es el más importante en ebullición del -- azúcar, ha sido recientemente estudiado y revisado por -- Strickland Constable y Masson. En ambos casos se postu-- la una sobresaturación crítica en un nivel bajo en el cual

la razón de nucleación es despreciable, pero arriba de la cual el incremento excesivo sobresaturación precipitadamente.

Datos sobre esos valores críticos de sobresaturación para cristalización industrial de azúcar son muy escasos. Algunos trabajos para materiales de caña de azúcar y masas cocidas han sido reportados por Penklis y Wrigth, cuyos resultados pueden ser expresados como una función de la temperatura y del nivel de impurezas sobre el nivel del rango actual en la forma de la ecuación 4A. La experiencia en las fábricas en Queensland está en línea con los resultados anotados.

Esos resultados dan la máxima sobresaturación después -- que la nucleación ocurre. En un tacho al vacío con una circulación de masa cocida pobre, la sobresaturación varía considerablemente a través del volumen. Asegurar que el máximo no es excedido en un punto de la sobresaturación promedio deberá ser un poco menor. En un tacho moderno con circulación natural, el nivel de operación de -- sobresaturación (como medida en la prueba de arranque), -- es típicamente de 60 a 80% del valor máximo simultáneamente requerida en otras regiones del tacho, particularmente en la superficie de ebullición. Este es un problema en la circulación y mezclado de un tacho y está determinado -- bajo las relaciones de flujo de fluidos.

Cuando los valores críticos de sobresaturación se exceden, la nucleación por creación o germinación procede. Esto incrementa rápidamente con el exceso de sobresaturación -- su punto crítico. Muchos trabajos por ejemplo de Shoon, sugiere que la razón de nucleación varíe con el exceso de sobresaturación a alguna potencia de alto orden.

Esto dirige a una expresión de la razón de nucleación de -- la forma del primer artículo de ecuación 4B, donde D y d son parámetros indeterminados. Es sabido que esos parámetros no han sido evaluados hasta ahora para sistemas -- de sacarosa. Afortunadamente, para la cristalización --

de azúcar crudo, el modelo puede ser hecho sin precisar - también un conocimiento de la expresión de razón de nucleación, donde la nucleación es generalmente evitada, y se introducen semillas físicamente en el punto requerido del proceso. Por lo tanto, sólo el conocimiento del nivel crítico de sobresaturación es requerido por muchos propósitos. Para probar otras condiciones de operación como se quiera, algunos detalles del conocimiento de la nucleación serán requeridos.

Una clase de nucleación creada, la cual será considerada, es aquella de adición de los cristales por contacto con impulsores, superficies, y otros cristales. Producción de nuevos núcleos debido a esta fuente serán menos dependientes sobre la sobresaturación y será sensitivo a la superficie del cristal presente, como recientemente fue sugerido por Larson. Este efecto será incluido en una expresión del tipo usado en el segundo término de la ecuación 4B.

l).- Velocidad de crecimiento de cristales.

(i) Expresión de velocidad

Hay una considerable cantidad de datos sobre la velocidad de crecimiento de cristales de sacarosa, para un amplio rango de condiciones. Datos sobre la razón de crecimiento de cristales han sido reportados como la variación de masa por unidad de área de cristal, por la unidad de tiempo ó como una razón lineal de avance normal a la cara del cristal. Para este modelo se considera la expresión como la velocidad de incremento de la masa media (radio) del cristal. Este tipo de expresión elimina el problema de variación de la forma del cristal de subsecuentes cálculos del peso del cristal. Con ciertas suposiciones como la forma del cristal durante el crecimiento, los datos presentados en la forma anotada, pueden ser convertidos a la forma de radio de la masa media (o radio medio de la masa).

(ii) Variaciones por la sobresaturación.

Smythe, Nalorich y Zelikman y Kucharenko, así como otros, han medido la variación de la razón de crecimiento con -- sobresaturación para sacarosa pura. Para valores de sobresaturación en exceso de aproximadamente 0.04 la variación puede ser expresada por una relación lineal entre -- velocidad de crecimiento y la sobresaturación en exceso de un cierto valor B, un parámetro indeterminado. El primer término de la ecuación 4 C ilustra este tipo de relación. Un valor típico por B es 0.02 A baja sobresaturación la variación de crecimiento es típicamente una función de -- la potencia de sobresaturación. En la región bajo saturación, la velocidad de disolución es típicamente un múltiplo de la velocidad del correspondiente crecimiento, al mismo grado de desviación de las condiciones saturadas.

(iii) Variaciones por el nivel de impurezas

Como fue sugerido por Van Hook un término logarítmico (tal como el segundo de la ecuación 4C) incorporando las impurezas a la razón de agua, pueden ser adicionados a la relación de crecimiento para dar cuenta de las impurezas en solución. C es un parámetro indeterminado con un valor típico para materiales de caña de 0.6 y para materiales de remolacha en rangos de 1.1 a 1.5.

(iv) Variaciones con la temperatura.

Los efectos de la temperatura han sido considerados por -- Van Hook, Smythe y Wright para jaraabe de caña, y para jaraabe de remolacha por Nakovich y Zelikman. Expresando -- la variación de temperaturas en la energía de activación -- de Arrhenius no como una, ya que la energía de activación varía mucho con la temperatura. Sobre un rango limitado (50 -- a 75° C) una variación de la cuarta potencia de la energía de activación es proporcionado por la temperatura, según -- datos razonablemente buenos, aún cuando no tienen fundamentos teóricos.

(v) Variación con la circulación

Para un cristal estacionario en un recipiente agitado, - Smythe mostró que la razón de agitación tiene un marcado efecto sobre la razón de cristalización. Como quiera que sea para un cristizador industrial este efecto no es pronunciado, donde los cristales no están en suspensión y se mueven con la solución. El relativo movimiento entre los dos es bajo 0 (del orden del ajuste de la velocidad). A ese grado un incremento en la razón de circulación en un tacho no necesariamente da el correspondiente incremento en el movimiento relativo de la razón de crecimiento. Para este trabajo preliminar consideraremos que la variación de circulación durante una corrida, tiene muy poco efecto sobre la razón de crecimiento. El efecto del nivel promedio de circulación sobre la razón de crecimiento de tacho a tacho, será incluida en el parámetro A.

(vi) Variaciones aleatorias

Hay una natural tendencia para diferentes cristales del mismo tamaño a crecer a diferentes velocidades dentro del mismo ambiente. Esto ha sido discutido por Powers. También como fue discutido para la nucleación, la razón de circulación afecta el grado de uniformidad de condiciones dentro del tacho. De este modo habrá variaciones más amplias en la razón de crecimiento dentro del tacho. Un intento sería hecho al analizar esas variaciones posteriores usando flujo de fluidos y relaciones de transferencia de calor; como quiera ellos son probablemente muy complejos:

Para incluir ambos efectos se ha introducido un término K , en la ecuación de crecimiento, el cual permite alguna variación de la razón de crecimiento de acuerdo a alguna variación estadística de K_i . Un simple modelo de creci-

miento es una distribución llana de k_i entre ciertos límites. Esto es, la razón de crecimiento puede variar con igual probabilidad sobre un rango de valores; pero - sobre el número igual en promedio de cristales creciendo a cada razón. Este modelo permite cálculos simples. Modelos de dispersión más complejos serán investigados - posteriormente.

(vii) Variaciones por el tamaño del cristal

Es supuesto comúnmente que sobre los cristales tienen en promedio el mismo crecimiento lineal independientemente del tamaño del cristal (Ley de Mc Cabe). De aquí se puede hacer una concesión para una dependencia de la razón de crecimiento sobre el tamaño del cristal, si la ley de Mc Cabe es violada.

Una variación lineal de la razón de crecimiento con respecto al tamaño ha sido sugerida por Canning y Randolph. El último término de la ecuación 4C indica una corrección de este tipo, donde r es el radio de la masa media del cristal y k_2 es un parámetro indeterminado para el sistema.

(viii) Resumen de las relaciones de crecimiento.

La forma general de la ecuación de crecimiento, con sus factores de modificación para sobresaturación, nivel de impurezas, temperatura, dependencia del tamaño del cristal y variaciones aleatorias, está dada por la ecuación 4C.

Muestra también la expresión específica usada en el ejemplo como fué sugerida en los datos publicados para jara-be de caña con valores típicos para los parámetros típicos.

5.- INVENTARIO DE CRISTALES Y RELACIONES DE TAMAÑO DE MASA

a) Inventario de cristales.

La razón de cambio en el número de cristales en cada rango de tamaño debido a los efectos de crecimiento, nucleación y remoción de material, ha sido discutido recientemente -- por Ciolan.

Para el caso en donde no hay alimentación de cristales ó extracción desde el sistema (como se aplica para la cristalización intermitente) y donde no hay finos, sugirió la ecuación 5A donde $f(r)$ es la distribución de la densidad numérica de cristales, N el número de cristales al tiempo t , y dn/dt , la razón de nucleación al tiempo por unidad de masa de jarabe .

Ec. 5A

$$M_c = g_1 \times N \times \int_0^r r^3 f(r) dr$$

inventario de cristales

Valor de los parámetros usados en el ejemplo:

$$g_1 = 1.4 \times 10^5$$

unidades:

$$f(r) = \frac{N_0}{mm}$$

(b) Relación del tamaño de masa.-

Kucharenko ha determinado la relación general entre las -- dimensiones de un cristal normal y su masa. Querimos -- la relación entre la masa de un cristal y r , su radio de -- masa media. Usando esas dimensiones y la densidad de -- sacarosa (tomada aquí como 1.57 g/ml), fue obtenida la -- ecuación 5B.

Donde la longitud de los cristales son requeridos para la -- predicción de la distribución de tamaño del tamizado. -- Los datos de Kucharenko indican que el radio de la masa -- media es el 55% de la longitud de los cristales (C a lo -- largo de los ejes cristalográficos), para formas normales -- de cristales.

6.- RELACIONES DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

Las relaciones enyeltas en la expresión de razón de eva-- poración para un tacho al vacío en términos del área de -- transferencia de calor, temperatura de la masa cocida, -- presión de vapor, nivel de masa cocida y viscosidad son -- extremadamente complejas. Relaciones empíricas, de la -- forma de la ecuación 6, pueden ser usadas como quiera que -- sea. Una relación típica para un moderno tacho de -- azúcar es mostrada.

7.- RELACIONES DE FLUJO DE FLUIDOS

Esas son importantes en la determinación del grado de uni-- formidad de las condiciones (sobresaturación y temperatura) en la masa cocida, como ya fue mencionado. En particu-- lar el valor del nivel promedio de sobresaturación al -- cual alguna porción significativa de la masa cocida está -- casi al valor crítico de la sobresaturación para la nuclea-- ción es muy sensitiva a la circulación. La circula-- ción es promovida por la evaporación de vapor y por la ra-- pidéz de la agitación (para tachos agitados). Por lo que

el grado de uniformidad es una función compleja de la razón de evaporación, viscosidad de la masa cocida y nivel de la potencia de agitación, vacío del tacho y geometría del tacho. Una ecuación empírica relacionando uniformidad de sobresaturación la relación impurezas/razón de agua en la masa cocida con un parámetro G para el diseño particular de tachos ha sido sugerido por la ecuación 7.

METODO DE SOLUCION

La solución incluye la evaluación de la distribución del tamaño de cristal y varias propiedades de la masa cocida a un tiempo del encendido, dadas un conjunto de condiciones iniciales e información de las variaciones en el jarabe alimentado y razón de evaporación.

La solución puede ser emprendida sobre una computadora analógica o digital. Aunque el problema es esencialmente de dinámica, es por eso idealmente adecuado a la computadora analógica, la complejidad de las relaciones requiere el uso de máquinas tan grandes con componentes complementarios no lineales que es mas conveniente el uso de computadoras digitales. El problema puede ser resuelto con igual aproximación y rapidez, sobre tales computadoras y posteriormente, permitiendo posteriormente mayor flexibilidad. Por las razones ya anotadas se empleó la computadora digital, programando en FORTRAN IV, aunque los resultados de simulación más especializados tal como la MIMIC podría igualmente ser empleada.

Los detalles de una simulación analógica han sido publicados. Los propósitos de la simulación fueron proyectar sistemas para el control automático de tachos de azúcar. Como sólo el problema de control fue de interés el modelo empleado ha sido simplificado.

Fue empleado un procedimiento iterativo. Arrancando a partir de las condiciones iniciales, las nuevas condiciones fueron evaluadas después de un pequeño intervalo de tiempo, ellas fueron usadas entonces como punto de arranque para el siguiente paso de evaluación y así sucesivamente. En el programa la distribución inicial del tamaño del cristal fue almacenada como el número en un intervalo de tamaños discretos, correspondiente al radio de la masa media de 0 a 1000μ . Para un intervalo de tiempo el incremento de crecimiento fue calculado (de las propiedades de la masa cocida) y la nueva masa del cristal determinada. Los balances de material entonces fueron llevados a cabo seguidos por cálculos del número formado. De ello, la nueva distribución de tamaño fue calculada del número de partículas, tomando en cuenta los efectos dependientes del crecimiento de tamaño y el efecto de la variabilidad estadística en el incremento del crecimiento. El procedimiento fue entonces repetido para el siguiente intervalo de tiempo.

Si se requiere, las relaciones de alimentación y evaporación pueden fácilmente ser alterados dentro del programa de acuerdo a alguna condición deseada de control de la masa cocida, al simular un esquema de control.

EJEMPLO DE CALCULO:

Como ejemplo un programa ha sido diseñado para simular la dinámica de un proceso de azúcar cruda de alto grado, usando los valores típicos iniciales de tamaño y de distribución de tamaño de los cristales, y la relación máxima de evaporación para un tacho moderno al vacío. La razón de alimentación es regulada por el valor de la razón de los cristales/masa cocida y la razón de evaporación neta por la sobresaturación de la solución madre. El punto de control del último es buscado como justamente abajo el valor estimado de sobresaturación crítica para nucleación, y en este ejemplo tres diferentes controles son fijados para la razón de los cristales/masa cocida,

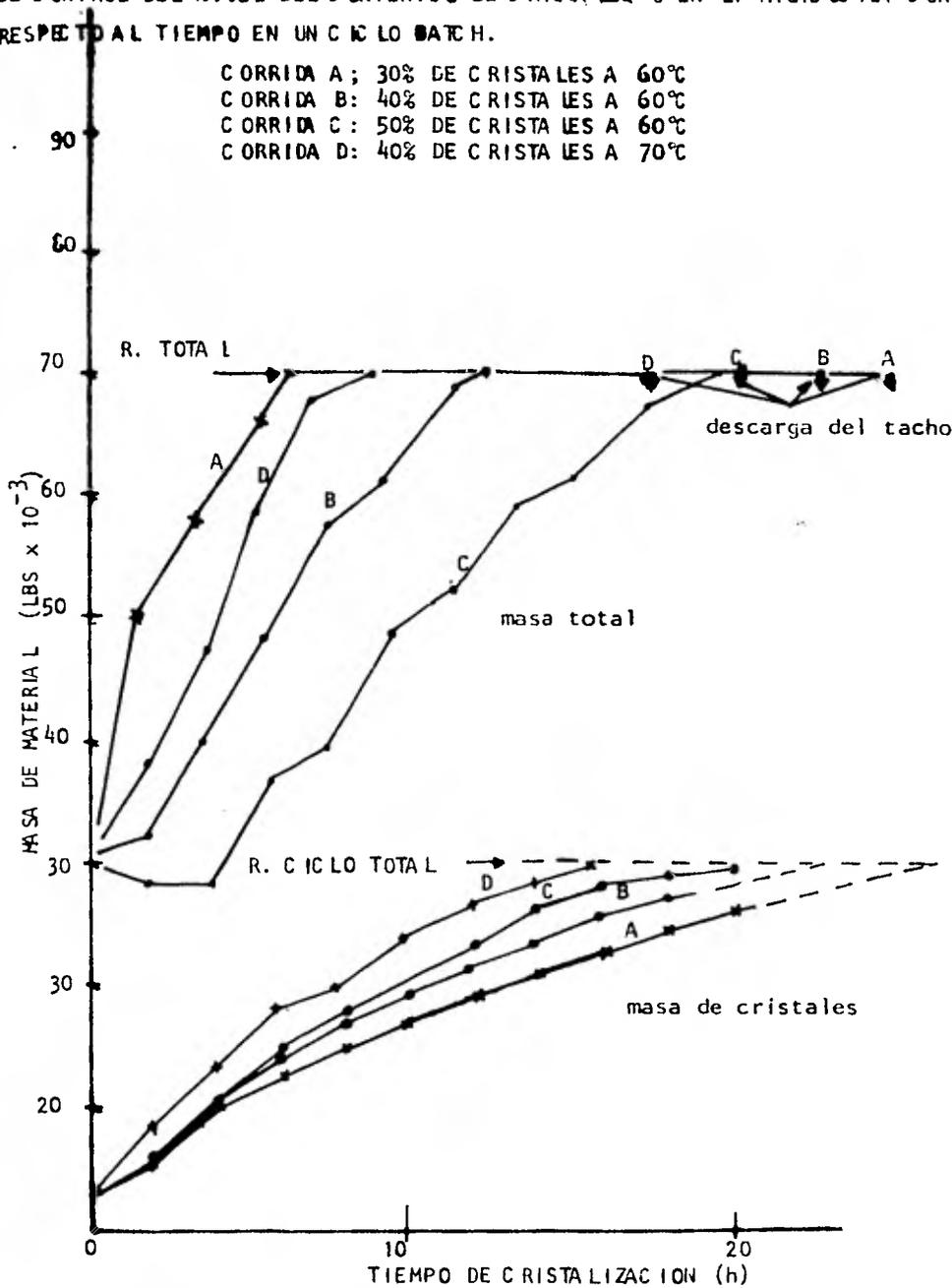
de suerte que el valor óptimo, correspondiente a ese, -
 dado el tiempo mínimo del proceso total en que puede --
 ser estimado. En este ejemplo la operación se supone
 isotérmica y no son necesarios los balances de energía_
 ni las relaciones de transferencia de calor. La rela_
 ción de evaporación es relacionado a la masa de la masa
 cocida, para permitir que lejos de caer la relación de
 evaporación eleve de nivel la hornada, y también durante
 el paso final. Una figura adjunta muestra los resul-
 tados del modelo para diferentes niveles de control de -
 porcentaje de cristales en la masa cocida durante el pe-
 ríodo de alimentación. El tiempo tomado para requerir
 el nivel completo en el tacho y el tiempo total del pro-
 ceso son graficados contra los niveles de control del --
 contenido de cristales. Para las condiciones busca--
 das las cuales son para la producción de azúcar con un -
 grano final de abertura de 0.8 mm y de una pureza de 84
 de la masa cocida, a una temperatura de ebullición de --
 60°C, se ha visto que la operación a un nivel de control
 de 50% de cristal da el tiempo de operación mas firme. -
 Una solución a una temperatura de ebullición de 70°C - -
 muestra un progreso considerable en el tiempo de operación
 sobre del correspondiente para la ebullición a 60°C.

DISCUSION.-

Desde hace tiempo la forma general de una simulación útil
 del proceso de cristalización intermitente ha sido lle--
 vado a cabo y se han ganado soluciones simples obteniendo
 un conocimiento mejor del proceso, hay mucho trabajo ex--
 perimental remanente que refinaría los parámetros del --
 sistema y haría más estrecha la simulación a los procesos
 reales de los ingenios. Datos posteriores sobre rela--
 ciones de cristalización bajo condiciones de ingenios y -
 también más cantidad de datos sobre relaciones de nuclea-
 ción en unidades de ingenios son necesariamente útiles.
 Muchos de los datos anotados pueden ser mejorados ajustán

SOLUCIONES A L MODELO PARA UN TACHO DE CRISTALIZACION MOSTRANDO EL EFECTO DE CONTROL DEL NIVEL DEL CONTENIDO DE CRISTALES % EN LA MASACCIDA CON RESPECTO AL TIEMPO EN UN CICLO BATCH.

CORRIDA A ; 30% DE CRISTALES A 60°C
CORRIDA B : 40% DE CRISTALES A 60°C
CORRIDA C : 50% DE CRISTALES A 60°C
CORRIDA D : 40% DE CRISTALES A 70°C



C

FIG.

do los parámetros de crecimiento y nucleación en el modelo preparado al modelo fijo registrando datos de la -- operación . Esto puede ser mejor hecho por un programa adecuado escrito alrededor de las ecuaciones del modelo dando los mejores valores a los parámetros desde un grupo adecuado de datos de operación. Programas con este propósito son comúnmente escritos.

CONCLUSIONES:

La capacidad de las modernas computadoras digitales permite ahora una simulación del proceso de cristalización intermitente en un tacho al vacío intentando usar un modelo de ecuaciones derivadas de principios fundamentales y de datos publicados. Un modelo tal ha sido formulado y el ha demostrado que las soluciones iterativas dan la respuesta del tiempo de cada operación, o de la distribución del tamaño del cristal a diferentes controles o condiciones de operación, pueden ser hechos para dar, a cada paso, una idea aproximada de su efecto real. La principal función del presente modelo, como quiera, es como un armarzón en donde los datos obtenidos en los ingenios pueden ser rápidamente evaluados por aclaración de relaciones de crecimiento y nucleación de cristales de jarabes típicos bajo condiciones de ingenio, usando un programa especialmente computado. Este conocimiento puede ser usado para refinar el modelo posteriormente conservándolo él puede confidencialmente ser usado para predecir sistemas de respuestas al cambio de diseño o de condiciones de operación y de éste será útil en futuros procedimientos de control y diseño.

Ecuaciones para un modelo de cristalizador intermitente.

| No. de Ecuación | Forma de relación escogida | Valor de los parámetros en el ejemplo- Unidades-Parámetros para evaluación ind. |
|-----------------|--|--|
| 1 | <u>BALANCE DE MATERIAL</u> | |
| 1A | $\frac{dMW_t}{dt} = QF_t \times (1-CF) + QW_t - QE_t$ (agua) | 1 b/h |
| 1B | $\frac{dMI_t}{dt} = QF_t \times CF \times (1-P)$ (impurezas) | 1 b/h |
| 1C | $\frac{dMS_t}{dt} = QF_t \times CF \times P - \frac{dMC_t}{dt}$ (sacarosa) | 1 b/h |
| 1D | $\frac{dMT_t}{dt} = \frac{dMW_t}{dt} + \frac{dMI_t}{dt} + \frac{dMS_t}{dt} + \frac{dMC_t}{dt}$ (total) | 1 b/h |
| 2 | <u>BALANCE DE ENERGIA</u> | |
| 2A | $\frac{d}{dt} (C_p \times MT_t \times T) = QF_t \times C_{pf} \times T_f + q - QE_f \times (C_p \times T + h_e)$ $+ QW_t \times T_w \times C_{pw}$ | $\left\{ \begin{array}{l} T - ^\circ C \\ C_p - \frac{BTU}{lb^\circ C} \\ q - BTU \end{array} \right.$ |
| 3 | <u>DATOS DE EQUILIBRIO DE FASES.</u> | |
| 3A | $s_{sat} = a_0 + a_1 T + a_2 T^2 + a_3 T^3$ | Solubilidad de sacarosa. (Charles). $a_0 = 64.392$ $a_2 = 0.02057$ $a_1 = 0.07251$ $a_3 = 9.035$ |
| 3B | $SC = 1.0 - (E + \frac{T-b}{b_2}) \times \frac{MI_t}{MW_t}$ | (Kelly) $b_1 = 60.0$ $b_2 = 200.0$ $E = 0.10$ |
| 3C | $OC = (\frac{100 - S_{sat}}{S}) \times \frac{MS_t}{MW_t} \times \frac{1}{SC} - 1.0$ | $s_{sat} / \% W_t$ E |

| No. | Forma de relación escogida | Valor de los parámetros usados en el ejemplo. | Unidades | Parámetros para evaluación individual |
|-----|--|---|------------------------------|---------------------------------------|
| 3D | $BPE = b_3 \times \frac{MS_t + MI_t}{MW_t} + b_4 \frac{MI_t}{MS_t + MI_t}$ | Elevación del punto de ebullición | $b_3 = 2.20$ $b_4 = 1.10$ | BPE - °C |
| 3E | $T = f(P_1) + BPE$ | | $f(P_1)$ de tablas de vapor | |

4. EXPRESIONES DE RAZÓN DE CRECIMIENTO.

| | | | | | |
|----|--|--|---|---|---|
| 4A | $OS_{crit} = C_0 + \left\{ C_1 - C_2 \frac{(T_2 - C_3)}{MW_t} \right\} \frac{MI_t}{MW_t}$ | Sobresaturación para -- cristalización industrial Penkin y Wright. | $\left\{ \begin{array}{l} \text{Para } MC_t > 0 \\ C_0 = 0.12 \quad C_2 = 0.0025 \\ C_1 = 0.05 \quad C_3 = 60 \\ \text{Para } MC_t \leq 0 \\ C_0 = 0.18 \quad C_2 = 0.0025 \\ C_1 = 0.075 \quad C_3 = 60 \end{array} \right.$ | $\frac{dN}{dt} = \frac{N_0}{1 b \cdot h}$ | |
| 4B | $\frac{dN}{dt} = D x \left(\frac{OS - OS_{crit}}{OS_{crit}} \right)^{d_1} + F x \left(\frac{MC_t}{MT_t - MC_t} \right) x (OS)^{d_2}$ | Para valores mayores de sobresaturación | $\left\{ \begin{array}{l} d_1 = 4 \\ d_2 = 1 \\ D = 10^{10} \\ F = 0 \end{array} \right.$ | $\frac{dN}{dt} = \frac{N_0}{1 b \cdot n}$ | D, F. |
| 4C | $\frac{dr}{dt} = A x (OS - B) x 10^{-c \left(\frac{MI_t}{MW_t} \right)} x \left(\frac{T}{e_1} \right)^{e_2} x (1 + K_1) (1 + K_2 r)$ | | $\left\{ \begin{array}{l} e_1 = 60 \\ e_2 = 4 \\ A = 20 \\ B = 0.02 \\ C = 0.6 \end{array} \right.$ | $\frac{dr}{dt} = \frac{mm}{n}$ $r = mm$ $f(r) = \frac{V_0}{mm}$ | A B C K ₁ K ₂ |

No. Forma de relación escogida

Valor de los parámetros usados en el ejemplo

Unidades

Parámetros para evaluación individual

5. BALANCE DE POBLACION Y MASA DE CRISTALES.

5A $MC = g_1 \times N \times \int_0^r r^3 \cdot f(r) dr$ Inventario de cristales $g_1 = 1.4 \times 10^{-5}$

$$f(r) = \frac{N_0}{mm}$$

5B. $\frac{\partial}{\partial t} \{Nf(r)\} = -N \times \frac{\partial}{\partial r} \left\{ f(r) \times \frac{dr}{dt} \right\} + \frac{\partial N}{\partial t} (MT_t - MC_t)$

3.2.3 MODELO PARTICULAR DE TACHOS DE REFINERIA PARA DISEÑO DE CONTROL.

Considerando en particular la dinámica y control de tachos al vacío de refinería para la cristalización de azúcar se ha desarrollado un modelo matemático que describe cada comportamiento de el proceso de la cristalización que en ellos se desarrolla. El modelo sirve para dos importantes pronósticos: proporciona las bases para una simulación de un tacho de vacío en operación con alternativos de esquemas de control y proporciona una óptima visión en el comportamiento del proceso y sugiere nuevos y mejores conceptos de operación y control del proceso. Se describe el modelo matemático que fue desarrollado presentandose los resultados básicos de los experimentos de simulación.

Introducción.-

La cristalización de sacarosa es un proceso tipo batch, realizado en tachos al vacío fig. (3.2.3.1) que es un evaporador vertical de simple etapa, calentado por vapor saturado que condensa en una calandria. Los modernos tachos de vacío están provistos con un agitador motriz para mejorar el mezclado y lograr gran uniformidad de la masa cristalizante. El vapor de el tacho es condensado por contacto directo con agua de enfriamiento en un condensador barométrico, cada tacho es también equipado con un eyector de vapor para remover gases incondensables, o con una bomba de vacío.

En una refinería de azúcar el licor alimentado consiste de sacarosa e impurezas disueltas en agua. La composición del licor puede ser aproximadamente caracterizado por el brix (B) y la pureza (P).

$$B = \frac{\text{Masa total de sólidos disueltos}}{\text{masa de la solución}} \quad 3.2.3.1$$

$$P = \frac{\text{Masa de sacarosa disuelta}}{\text{masa total de sólidos disueltos}} \quad 3.2.3.2$$

TACHO DE CRISTALIZACION AL VACIO

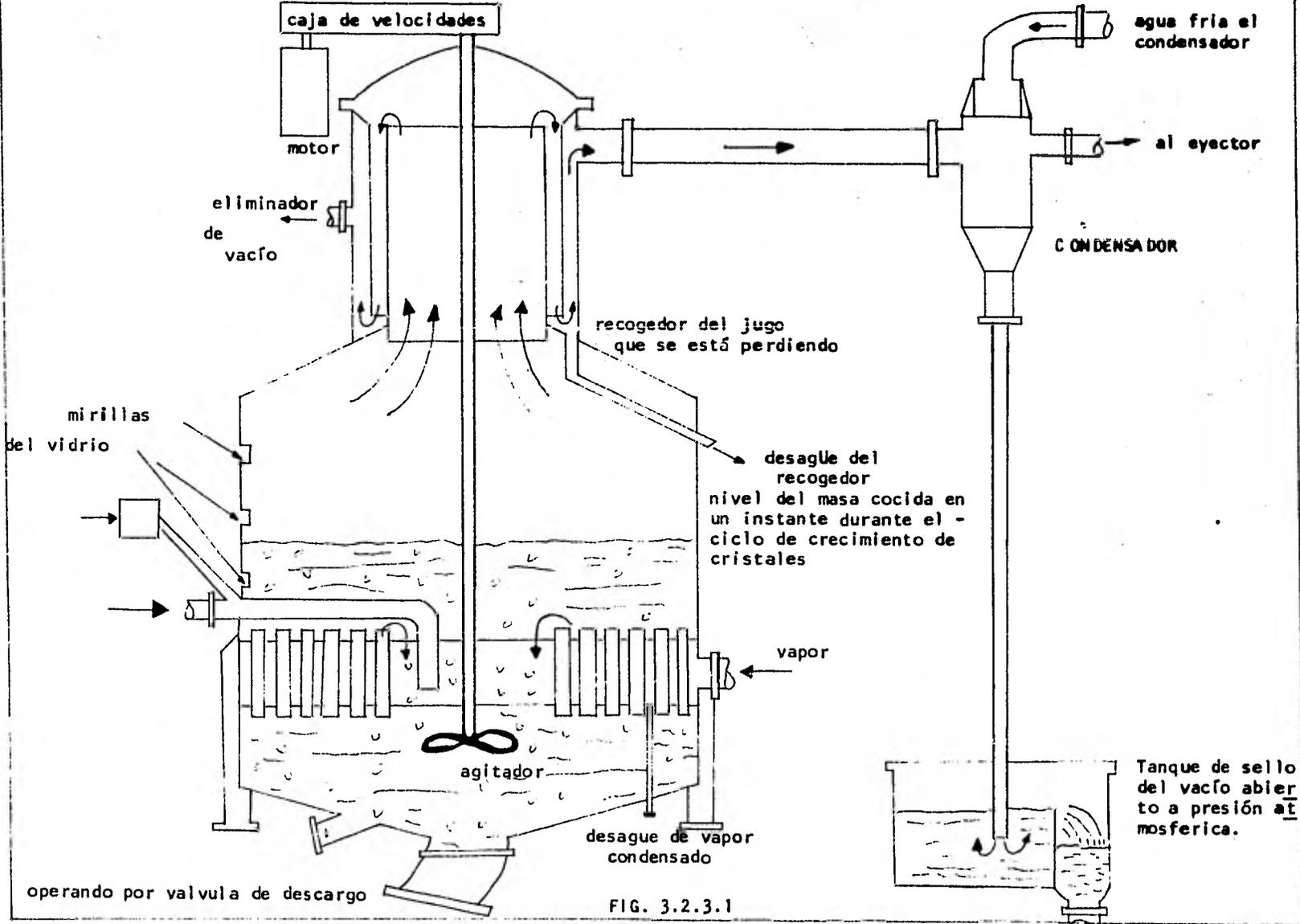


FIG. 3.2.3.1

El objetivo de la operación de ebullición en el tacho es de convertir la azúcar disuelta en cristales de el tamaño y -- forma deseados por clientes particulares (compradores). -- En el final de una etapa o ciclo batch el tacho será llenado con una suspensión de cristales de azúcar en una miel -- espesa. Esta suspensión es llamada la templa.

Un ciclo típico batch puede ser separado bajo una secuencia de varias etapas como las enlistadas en la tabla 1. En el final del ciclo la templa es bajada a tanques de donde son transferidos a centrífugas y la miel es purgada. Los cristales son lavados con agua y la azúcar blanca húmeda es descargada a transportadores que la depositan en secadores de aire caliente de contacto directo.

La miel recogida de las centrífugas es combinada con otras mieles y reprocessada con otro tacho de vacío para producir cristales de azúcar adicionales y una miel de baja pureza.

El esquema del proceso total de la refinería consiste de -- una serie de etapas de procesos batch que producen templeas de descendiente baja pureza, alto grado ó azúcar blanca, -- proveniente de las purgas de templa de la primera etapa en la serie. Miel de cada etapa sirve como alimentación a etapas sucesivas en las series y finalmente se producen -- masas (templas) de baja pureza y alta viscosidad.

Modelo Matemático.

Balance de materia y energía en el desarrollo del modelo -- matemático. El proceso fue separado bajo una idealiza--- ción de subsistemas como los mostrados en la fig. 3.2.3.2 -- y apropiados balances de materia y energía, fueron escri--- tos alrededor de cada sistema para producir el siguiente -- sistema de ecuaciones diferenciales.

Balance de agua en el licor:

$$dM_W/DT = F_L(1-B_L) - J_{evap}. \quad 3.2.3.3$$

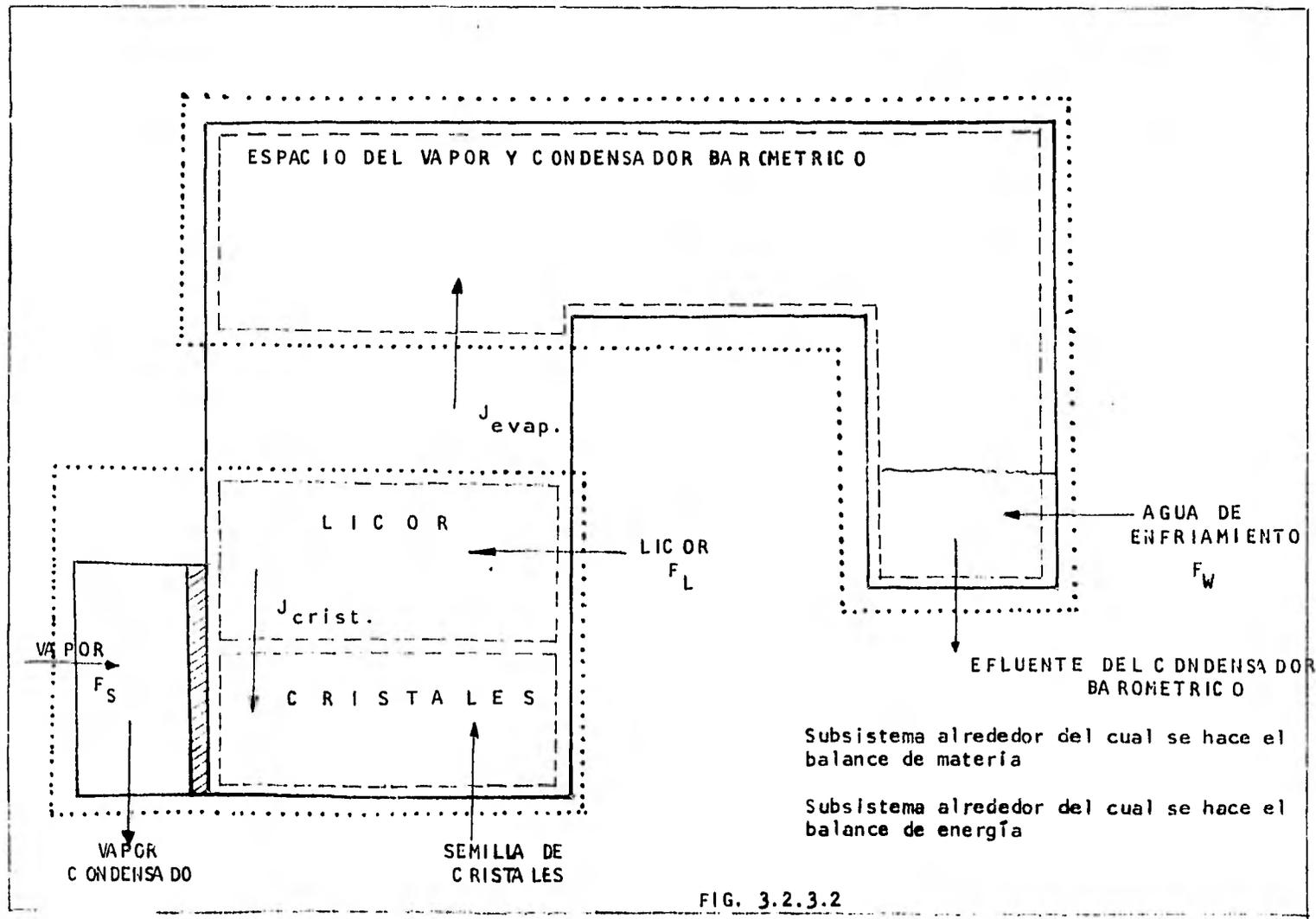


FIG. 3.2.3.2

Balance de sacarosa disuelta en el licor

$$dM_S/dT = F_L B_L P_L - J_{\text{crist.}} \quad 3.2.3.4$$

Balance de impurezas disueltas en el licor

$$dM_I/dT = F_L B_L (1 - P_L) \quad 3.2.3.5$$

Balance de sacarosa en los cristales

$$dM_C/dT = J_{\text{crist.}} \quad 3.2.3.6$$

Balance de energía térmica sobre la masa

$$dE_M/dT = F_L C_L T_L + F_S \Delta H_S - J_{\text{evap}} \Delta H_W \quad 3.2.3.7$$

Propiedades intensivas del sistema

Las propiedades importantes intensivas de el sistema pueden ser calculadas de el juego de variables extensivas de estado aparenciendo en las ecuaciones diferenciales por el uso de sus relaciones descritas. El brix B_M y pureza p_M de la miel en la templea (masa) esta dado por:

$$B_M = (M_S + M_I) / (M_S + M_I + M_W) \quad 3.2.3.8$$

$$p_M = M_S / (M_S + M_I) \quad 3.2.3.9$$

La temperatura T_M de la templea (masa) es relacionada a la energía del sistema por:

$$T_M = \frac{E_M + M_C \Delta H_{\text{crist.}}}{M_W C_W + M_S C_S + M_I C_I + M_C C_C} \quad 3.2.3.10$$

Los volúmenes V_C y V_S de los cristales y de la masa total (templa) en suspensión, están dados por:

$$V_C = M_C / \rho_C \quad 3.2.3.11$$

$$V_S = M_C / \rho_C + M_S / \rho_S + M_W / \rho_W + M_I / \rho_I \quad 3.2.3.12$$

Que admite la fracción de volumen ϕ de la masa ocupada por los cristales y la densidad ρ_M de la masa (templa), son calculados por: $\phi = V_C / V_S$ 3.2.3.13

$$\rho_M = (M_C + M_I + M_W + M_S) / V_S \quad 3.2.3.14$$

El nivel de L_M de la masa (templa) en el tacho puede ser calculada de el volumen V_S y conocida la geometría del tacho. En esta simulación L_M , fue omitido como arbitrariamente especificado, monotónicamente como una función creciente de V_S .

Termodinámica y Propiedades de Transporte.

El brix B_M de la miel correspondiente a la saturación en la temperatura de la masa (templa) fue representada como:

$$B_M^* = 0.599 + 0.001 T_M \quad 3.2.3.15$$

Que es una aproximación lineal de la ecuación de Herzfeld (como es presentada por Honing), aplicable a soluciones de sacarosa pura, sobre los rangos de temperatura de 21.1°C a 76.66 °C. El grado de sobresaturación es definido como:

$S = \frac{\text{aumento de concentración de soluto por aumento de solvente mezclado}}{\text{concentración de solución saturada a la misma temperatura.}}$

La sobresaturación S_M de la miel en la masa (templa) es calculada de: B_M Y B^*_M por:

$$S_M = \frac{B_M(1-B^*_M)}{(1-B_M) B^*_M} \quad 3.2.3.16$$

Datos experimentales reportados por Holven y presentados por Honing, dando elevación del punto de ebullición de soluciones de sacarosa pura como una función de la temperatura de condensación del vapor T_B y la sobresaturación S_M fueron aproximados por la expresión empírica.

$$\Delta T_{BR} = 7.2 + 0.09(T_B - 122) + 12.2(S_M - 0.8) + 0.110(T_B - 122)(S_M - 0.8) \quad 3.2.3.17$$

La viscosidad μ_L de el líquido (miel) de la masa fue representado por:

$$\mu_L = \exp\{-1.11 + 7.9 \left[\frac{1000}{T_M + 460} - 1.719 \right] + 24.85(B_M - 0.67)\} \quad 3.2.3.18$$

La viscosidad μ_M de la masa total (templa) fue relacionada a μ_L y a ϕ por:

$$\mu_M = \frac{\mu_L 10^{1.82\phi}}{1-\phi} \quad 3.2.3.19$$

Esta es una expresión empírica para la viscosidad efectiva de una suspensión sólido en líquido, la cual ha sido reportada describiendo datos experimentales de las viscosidades de ligaduras de esferas no agrupadas.

Se muestra el efecto de incremento de la viscosidad del líquido μ_L incrementando la fracción de sólidos sobre la efectiva

viscosidad de la masa (templa).

Ecuaciones de velocidad.

La completa formulación del modelo matemático del proceso, - incluye relaciones de varios flujos y velocidades de trans-- porte, las cuales aparecen sobre el lado derecho del conjun-- to de ecuaciones diferenciales que son requeridas.

Un detallado estudio de la literatura indicó que la veloci-- dad de cristalización de sacarosa puede ser representada co-- mo una función empírica del área superficial del cristal A_C , de la temperatura T_M , de la masa de la sobresaturación S_M y de la pureza P_M por la siguiente ecuación:

$$J_{\text{crist}} = \frac{0.00563 K_{\text{crist}} A_C [T_M - 89.6 (S_M - 1)]}{10^5 (1 - P_M)} \quad 3.2.3.20$$

Que da la velocidad de transferencia de sacarosa del licor - a los cristales en lb/min. K_{crist} , es una constante ajusta-- ble en el modelo y normalmente tomada como la unidad.

Una expresión matemática del área superficial de los crista-- les en el tacho fue obtenida considerando (suponiendo) los - cristales con forma esférica de diámetro uniforme. La - masa M_C , y el área superficial A_C , asociados con N_C , esferas de radio π y densidad ρ_C , es:

$$M_C = N_C \rho_C (4 \pi \tau^3 / 3)$$

$$A_C = N_C (4 \pi \tau^2)$$

Resolviendo la primera ecuación por τ y substituyendo en la - segunda ecuación obtenemos:

$$A_C = (36 \pi / \rho_C^2)^{1/3} N_C^{1/3} M_C^{1/3}$$

Substituyendo $\rho_C = 99 \text{ lb/ft}^3$ y multiplicando por $0.0929 \frac{\text{m}^2}{\text{ft}^2}$

se obtiene:

$$A_C = 20.6 (N_C/10^{12})^{1/3} M_C^{1/3} \quad 3.4.3.21$$

Donde el área superficial esta dada en m^2 , la cual es una unidad consistente con la ecuación 3.2.3.20 para J_{crist} .

La velocidad de evaporación del agua de la masa (lb/minuto) fue aproximada, empíricamente por:

$$J_{\text{evap.}} = K_{\text{evap.}} (T_M - T_B - \Delta T_{BR})$$

Cuando la diferencia $(T_M - T_B)$ entre la temperatura de la masa de el vapor es igual a el punto de ebullición ΔT_{BR} , la masa está en el punto de ebullición. Un ligero exceso de temperatura en T_M producirá evaporación. (J_{evap} positivo), además que un ligero exceso en T_B , producirá en el vapor -- condensación (J_{evap} negativo). En la práctica K_{evap} será muy grande así que el modelo será forzado a:

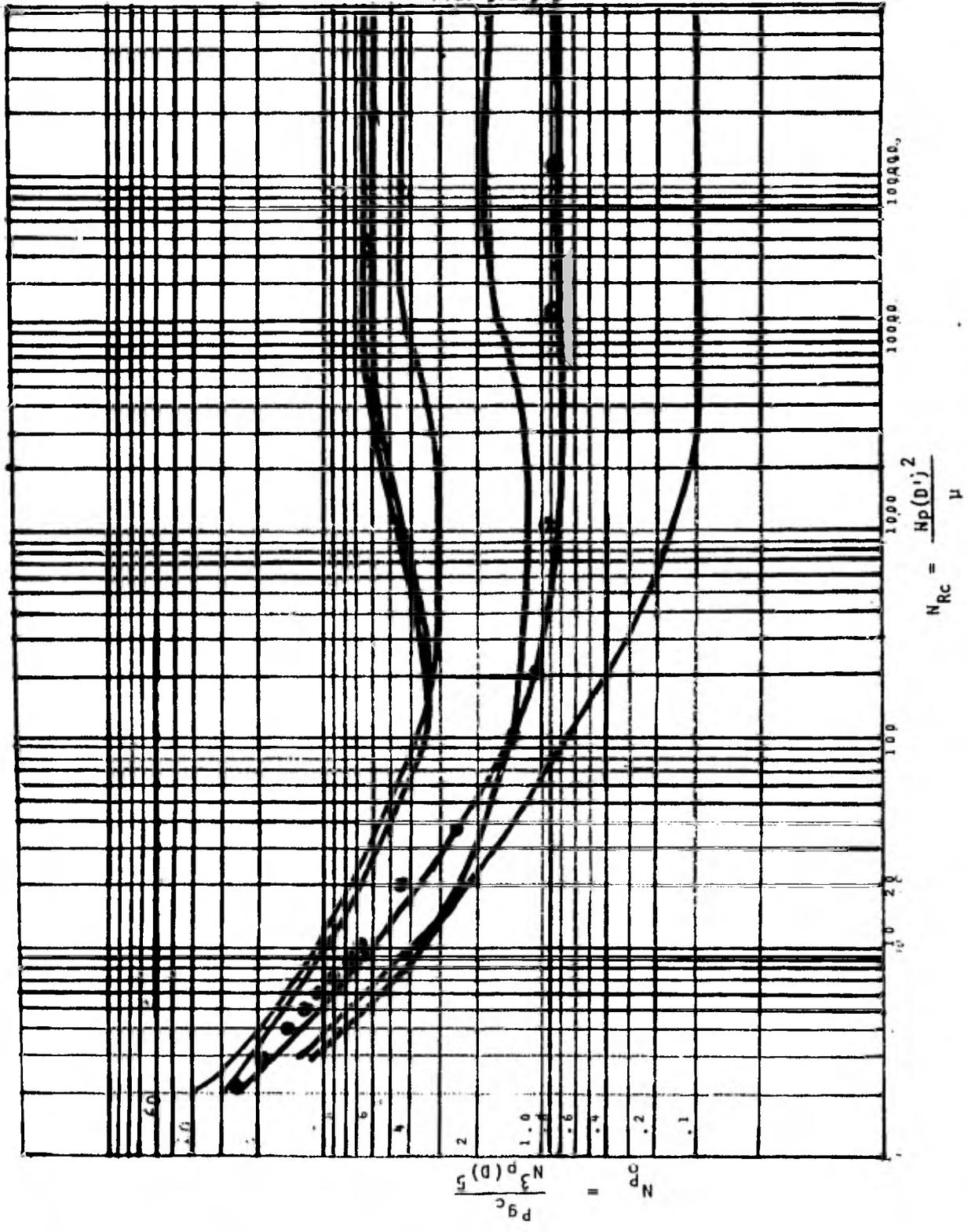
$$T_M \approx T_B + \Delta T_{BR}$$

La velocidad de transferencia de calor Q (BTU/HR) del -- vapor condensado en la calandria esta dada por:

$$Q = F_S \Delta H_S = UA (T_S - T_M) \quad 3.2.3.23$$

Donde UA es el producto del coeficiente total de transferencia de calor y del área de transferencia de calor. T_M es la temperatura de la masa, T_S es la temperatura de condensación del vapor en la calandria (por ejem. la temperatura de satu-

FIG. 3.2.3.3



ración correspondiente a la presión en la calandria), F_S , es el flujo de vapor y H_S es el calor de condensación del vapor. Esta ecuación puede ser rearmada para obtener la siguiente expresión de velocidad de consumo de vapor.

$$F_S = (T_S - T_M) UA / \Delta H_S \quad 3.2.3.24$$

La potencia requerida para el agitador de la mezcla puede ser estimada por:

$$P = \frac{N_{RPM}^3 D^5 \rho_M N_{PO}}{\text{Eficiencia}} \quad 3.2.3.25$$

En donde N_{PO} es el número adimensional de potencia.

Para una combinación particular de impulsor y recipiente se ha encontrado que el número adimensional de potencia está como una función del número de Reynolds, definido como:

$$N_{RE} = D^3 N_{RPM} \rho_M / \mu M \quad 3.2.3.26$$

Un conjunto típico de curvas como el presentado por Rushton es mostrado en la fig. 3.2.3.3 (curvas de N_{PO} como una función de N_{RE} para varios sistemas de agitación en tanques.

A bajos valores de N_{RE} hay pequeña turbulencia y N_{PO} es proporcional a $1/N_{RE}$ a grandes valores de N_{RE} el flujo es altamente turbulento y el número de potencia es sustancialmente independiente del N_{RE} .

La relación entre número de potencia y número de Reynolds, fue aproximada empíricamente a:

$$N_{PO} = 50/N_{RE} + 1.0$$

3.2.3.27

La función empírica fue cambiada para el límite correcto entre pequeños y altos valores de N_{RE} . Los dos parámetros numéricos (50 y 1), pueden ser seleccionados en base a condiciones de operación (datos disponibles de un tacho).

El modelo desarrollado es en ausencia de sistema de control.

Predice el resultado del tacho asumiendo que todas las variables manipulables y las variables de disturbancia listadas en la tabla II son funciones del tiempo.

Un modelo de sistema de control es requerido para completar la descripción de la operación de un tacho.

Modelo de sistema de control

Un diagrama de un típico sistema de control es mostrado en la fig. 3.2.3.4.

Controles locales de alimentación son proporcionados al control de la presión de vapor de la calandria por manipulación de una válvula de vapor.

La presión en el tacho es controlada por manipulación del flujo de agua fría en el condensador barométrico.

Así, las siguientes variables pueden ser manipuladas por el sistema de control.

- a).- Punto de ajuste del control de presión del tacho.
- b).- Punto de ajuste del control de presión de vapor de la calandria.
- c).- Velocidad de flujo del licor alimentado al proceso.

Para objetivos de simulación es más conveniente trabajar con la temperatura T_B del vapor condensado en el condensador ba--

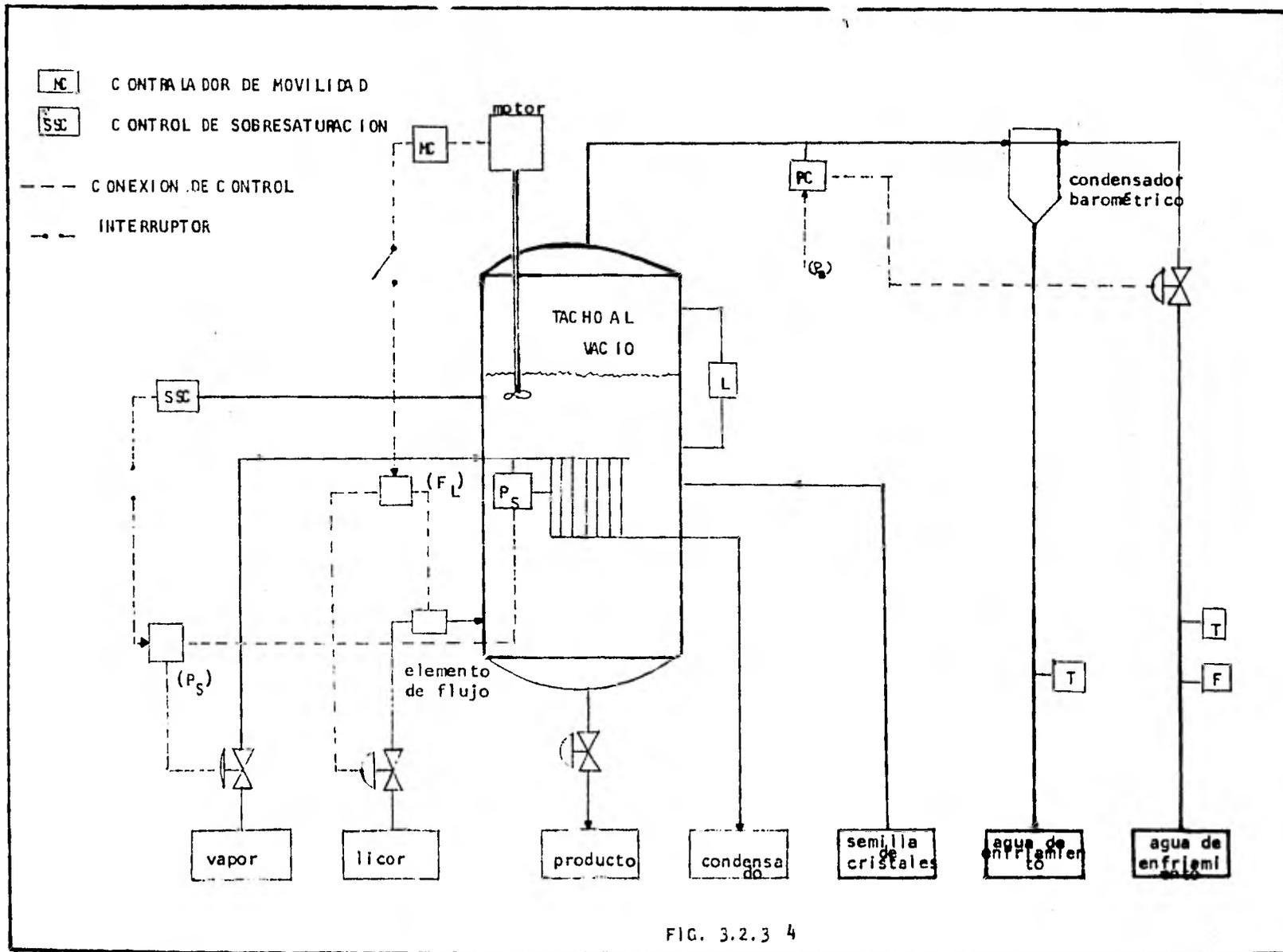


FIG. 3.2.3 4

rométrico más bien que la presión del tacho P_B y con la temperatura T_S del vapor condensado en la calandria, en vez de la presión de vapor P_S de la calandria.

Cada temperatura variable es equivalente a la correspondiente variable de presión, si la temperatura es especificada, la presión es determinada por las condiciones -- termodinámicas de equilibrio. En la simulación T_B y T_S fueron variados.

Las variables más importantes de proceso, las cuales son cada una medidas ó deducidas de otras medidas, son;

- a).- Nivel de la masa en el tacho.
- b).- Potencia requerida por el agitador. (una medida de la movilidad de la masa).
- c).- El grado de sobresaturación de la solución de sacarina en la masa.

La secuencia de las etapas del proceso en un ciclo típico batch, son mostrados en la tabla No. 1. Este estudio fue enfocado entre las etapas 2 y 6 de esa lista.

Los siguientes parametros deben ser definidos para cada etapa en orden a especificar un particular esquema de control.

- a).- El criterio de terminación de una etapa y avance -- a la próxima fase del ciclo.
- b).- Criterio para variación del flujo de licor alimentado (F_L).

Temperatura del vapor condensado (T_S), y temperatura de vapor condensado (T_B) durante la etapa.

El cambio de estos parámetros por un esquema convencional de control es indicado en la tabla III. En este esquema

como en todos los otros simulados, la temperatura de condensación de vapor T_B fue tomada como constante, pudo haber sido variada como es costumbre.

Ya que la relación entre las variables manipuladas y las variables medidas cambiaron de una etapa en el ciclo a el siguiente, fue requerido para la simulación un modelo flexible del sistema de control.

Se explica o define el error en niveles, sobresaturación y potencia como:

$$e_L = L_M - (L_M)_{ajust.} \quad 3.2.3.28$$

$$e_S = S_M - (S_M)_{ajust.}$$

$$e_P = P - P_{ajust.}$$

Los controles de retroalimentación fueron modelados con las siguientes ecuaciones:

$$F_L = K_{FL} \left[a_1 e_L + \frac{1}{\tau_{FL}} \int a_1 e_L dt \right] \quad 3.2.3.29$$

$$+ K_{FS} \left[a_2 e_S + \frac{1}{\tau_{FS}} \int a_2 e_S dt \right]$$

$$+ K_{FP} \left[a_3 e_P + \frac{1}{\tau_{FP}} \int a_3 e_P dt \right]$$

$$+ a_4 (F_L)_{m\acute{a}x.}$$

con F_L limitado al rango

$$\tau_M \leq \tau_S \leq (\tau_S)_{\text{máx.}}$$

Los parámetros K_{FL} , τ_{FL} , τ_{FS} , K_{FP} , K_{TS} , τ_{TS} representan los puntos óptimos del controlador para la integral proporcional de la ley de control de retroalimentación.

En cualquier etapa en el ciclo batch una de las a_i , ($i=1,2,3\dots4$) y una de las b_i , ($i = 1,2,\dots$) pueden ser ajustadas a uno y las otras veces serán ajustadas a cero. Hay tres variables medibles pero solo dos manipulables y solo dos de las variables medibles pueden ser reguladas por controladores de retroalimentación en un momento dado; la variable restante no es regulable.

Dependiendo del valor particular $a_i \neq 0$ la velocidad simulada de licor alimentado puede ser localizada a bajo control de nivel; fuerza de sobresaturación, ó en su máximo valor correspondiente a la válvula de vapor abierta totalmente.

Si b_1 y b_2 son ambos ajustados a cero la válvula de vapor está completamente cerrada; en este caso la temperatura del vapor condensado es ajustada igual a la temperatura de la masa; así que no hay transferencia de calor a la masa.

La incorporación de las ecuaciones 3.2.3.28 a la 3.2.3.32 describen el funcionamiento de los controladores de retroalimentación y complementan la descripción matemática del circuito cerrado del sistema del tacho al vacío.

El modelo matemático formó la base para el estudio de simulación realizado en una computadora digital.

T A B L A I

Secuencia de etapas en un ciclo batch de un tacho al vacfo para cristalización.

- 1.- CARGA: El licor es alimentado a el tacho hasta que alcanza un nivel alrededor de 6 in. arriba de la superficie de calentamiento. Durante el periodo de carga el agua de enfriamiento es alimentada al condensador barométrico y es utilizado el eyector de vapor.
- 2.- Baja ebullición (nivel calandria). - Es admitido vapor a la calandria, es arrancado el circulador (agitador), y se evapora agua de la carga hasta que la sobresaturación alcanza un valor deseado para el semillamiento.
- 3.- Semillamiento. - Azúcar finamente pulverizada o grano de semillamiento es introducido a el tacho para servir como nucleos los cuales se desarrollan dentro de cristales hasta un determinado tamaño de cristal de azúcar.
- 4.- Ajuste del grano. - Los cristales microscópicos introducidos durante la etapa de semillamiento continúan su desarrollo. De este modo remueven sacarosa de la solución.
- 5.- Cristalización. - Licor adicional es alimentado a el tacho y agua es evaporada continuamente de la masa, así que los cristales formados durante la etapa de semillamiento continúan su desarrollo por remoción de sacarosa de la solución. El nivel en el tacho sube durante este periodo.
- 6.- Punto ó Ajuste final antes de la descarga. - Cuando el tacho es llenado, la válvula de alimentación de licor es cerrada pero la cristalización continúa.

- 7.- Descarga.- El contenido de el tacho es descargado dentro de un tanque con agitación (portatemplas y/o al mezclador de centrífugas).
- 8.- Limpieza.- El tacho es limpiado preparándose para otro ciclo batch.

T A B L A I I

Variables que afectan la cristalización en tachos al vacío.

Variables manipulables:

- F1 Velocidad del licor alimentado lb/min.
- Pb Presión en el tacho, establecido por el condensador barométrico (psia).
- +Tb Temperatura del vapor condensado en el condensador -- barométrico (°F).
- Ps Presión de vapor en la calandria (psia).
- +Ts Temperatura del vapor condensado (°F).
- Nc Número de cristales.
- Nrpm Velocidad del agitador r.p.m. (l/min).

Disturbancias

- B1 Brix del licor alimentado (adimensional)
- P1 Pureza del licor alimentado (adimensional)
- T1 Temperatura del licor alimentado (°F)
- Tw temperatura del agua de enfriamiento manejado en condensador barométrico (°F)

Los variables Tb y Ts son equivalentes a Pb y Ps, respectivamente, solo uno de cada par puede ser variado independientemente y la otra es conocida. En la simulación Tb y Ts fueron variadas.

T A B L A III

METODOS CONVENCIONALES DE CONTROL DE CRISTALIZACION EN TACHOS DE VACIO.-

| Etapa en el Ciclo | Criterio de avance a la prox. Etapa | Presión de vapor en - la calandria | flujo de licor alimentado | Presión en el tacho. |
|---|---|------------------------------------|--|----------------------|
| Carga | Nivel alcanzado a un valor especificado. | Válvula de vapor cerrada | Válvula de alimentación, completamente abierta. | Arbitraria. |
| Baja ebullición. Concentración por ebullición a nivel de calandria. | sobresaturación alcanzada a un valor seleccionado. | sobre Control de sobre saturación. | Válvula cerrada | Arbitraria. |
| Ajuste del grano y semillamiento. | Potencia requerida por el agitador a un valor seleccionado. | Sobre control de sobresaturación. | Válvula cerrada | Arbitraria. |
| (Desarrollo) | Nivel alcanza do, límite más alto. | Sobre control de sobre saturación. | Sobre la potencia (p.ejem. control de movilidad) | Arbitraria. |
| Punto o - - antes de descarga | Potencia requerida por el agitador - alcanza su máximo valor. | Sobre control de sobre saturación. | Válvula cerrada. | Arbitraria. |

Los resultados de un caso hipotético de simulación se muestran en la siguiente figura: en la cual las variables están en función del tiempo.

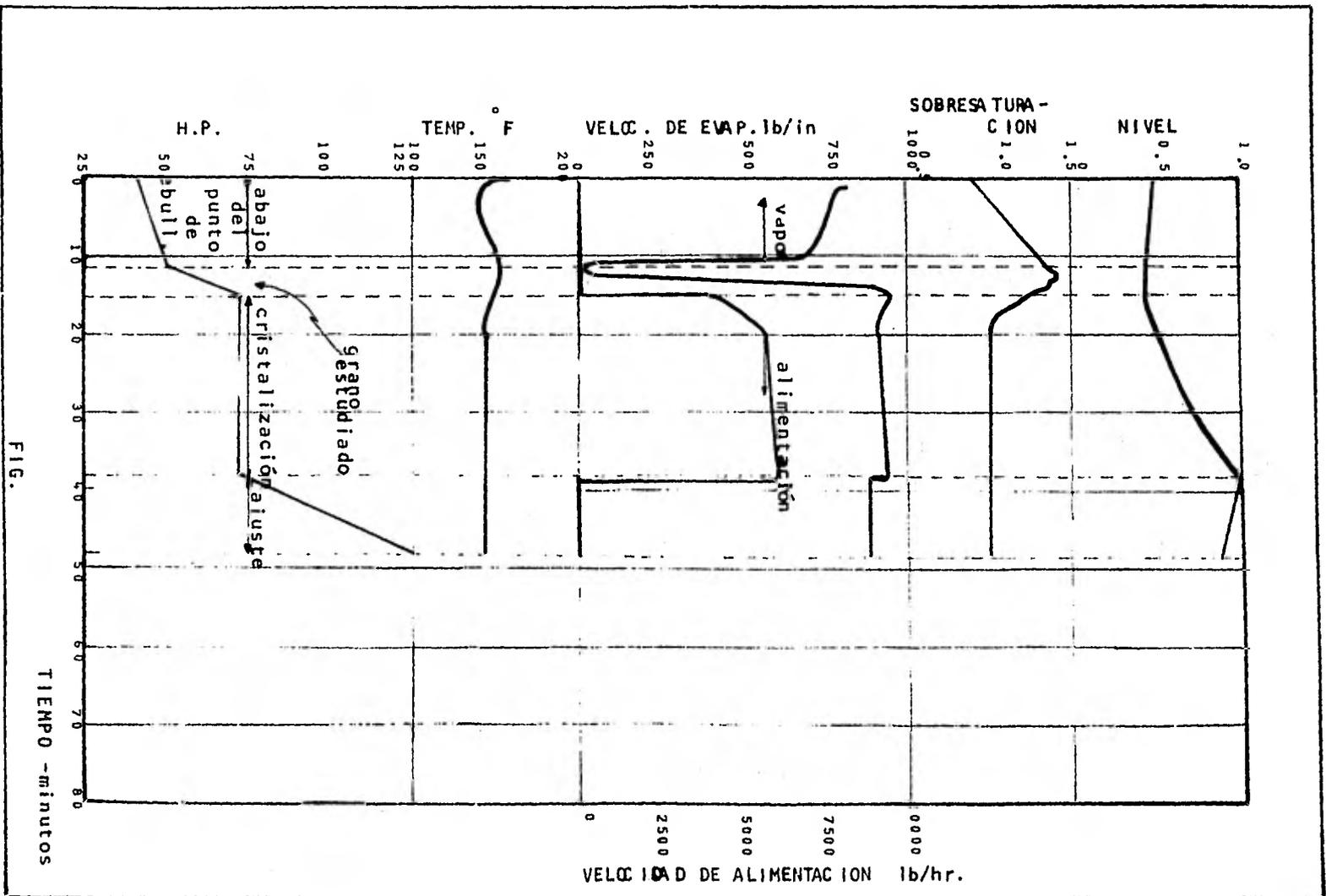


FIG.

4. TECNOLOGIA DE LA CRISTALIZACION DE AZUCAR

Generalidades.

Independientemente del origen que puedan tener las impurezas presentes en una solución de sacarosa en una fábrica de azúcar al momento de iniciar el proceso de cristalización de la sacarosa presente se registrará alteraciones a los modelos de cristalización mencionados con anterioridad y aún cuando estas alteraciones estén sustancialmente determinadas por el origen de estas impurezas existirá una indeterminación significativa para el control de estas a partir de su origen por los conceptos antes mencionados en que se mostró la multiplicidad de variaciones que se presentan desde la materia prima (caña) y que son variables fuera de control, por lo que para la determinación de las alteraciones introducidas se recurre normalmente solamente a determinar cuantitativamente el total de impurezas introducidas correlacionándolo con las alteraciones sufridas y en algunos controles más sofisticados se llega a determinar cualitativamente también las sustancias no sacarosa que se considera de mayor influencia para la cristalización de azúcar industrialmente.

La tendencia común en la actualidad es la de obtener azúcar por evaporación al vacío de sus soluciones acuosas en multicomponentes a partir de caña de azúcar o de remolacha. Con inclinación hacia métodos de siembra completa por graneación; aunque en general se practique los métodos de nucleación a alta sobresaturación en la zona lábil o siembra por choque en la zona intermedia.

La curva de sobresolubilidad se adapta favorablemente para realizar un buen control de trabajo industrial.

Es necesario evaporar dentro de la zona metaestable a fin

de mantener la densidad de semilla establecida para una técnica de siembra completa.

Para chocar el grano por una parte se necesita dejar llegar el grano a las concentraciones elevadas a la zona lábil. En el choque, se depende inevitablemente de la multiplicación de un pie que está inevitablemente presente en la mayoría del trabajo de cristalización por evaporación. Esto presupone una operación en la zona intermedia. En cualquier caso - - el desarrollo de la cristalización por evaporación se lleva a cabo en la región metaestable con el fin de evitar la destrucción con el grano establecido. Esto necesita un cambio drástico en las condiciones de evaporación si se ha formado el cristal ya sea esperando o chocando, y ésta es probablemente la razón de los resultados menos uniforme y seguros en estos casos.

En general se ha encontrado que los compuestos no-sacarosa -- presentes inhiben las velocidades de nucleación y al experimentarse con la pequeña adición de agentes tensoactivos necesarios para alcanzar el punto de núcleo crítico, tiene relativamente poco efecto en la alteración del límite metaestable de los jarabes de sacarosa, a pesar de que estos agentes en este punto parecen aumentar la densidad de semillas de cristal excesivamente disminuyendo este efecto cuando la densidad de las semillas es muy alta, en cuanto a la velocidad de crecimiento de cristales aislados tampoco es acelerada por la -- presencia de éstos, por lo que se estima que su efecto se reduce a una acción exclusivamente dispersante sin intervenir en forma directa en la nucleación (reacción homogénea). - - Sin embargo a mayores cantidades de concentración de impurezas el falso grano se encuentra en la región intermedia y zona superior de la metaestable incrementando su presencia las condiciones de la naturaleza del jugo, el procedimiento de --

evaporación y el diseño del tacho. Se supone un mecanismo de nucleación heterogénea.

En la zona lábil se presenta la nucleación homogénea es decir una generación de cristales aparentemente espontánea, sin embargo el cristal en crecimiento se multiplicará y lo favorecerá la formación de más grano produciéndose cristales de diversidad de tamaños (grano falso incluye) como en la zona intermedia, por lo que el falso grano es común también en la zona lábil. En la práctica la formación de grano falso se debe fundamentalmente a:

- 1).- Cristales demasiado gruesos. Poca superficie de cristal.
- 2).- Ebullición demasiado rápida, conduciéndose a una sobresaturación demasiado elevada.
- 3).- Circulación insuficiente.
- 4).- Meladura de alimentación turbia. Puntos activos para nucleación heterogénea.
- 5).- Grano en la miel de alimentación. Generalmente en crecimiento de refundidos.
- 6).- Entradas de aire.

Desde el punto de vista de operación en las fábricas de azúcar la presencia del falso grano es nociva por lo que representa una pérdida en la recuperación de azúcar y porque impide un buen trabajo de separación en la etapa de centrifugación.

Para iniciar la cristalización en un tacho en una fábrica de azúcar se realiza ésta de acuerdo a tres métodos generalizados y que tienen consecuencias en las zonas conocidas de sobresaturación. A éste período se le llama de "cristalización" o de "graneación".

- 1).- Método de espera. Se realiza en la zona lábil nucleación homogénea.

- 2).- Método de choque. Se realiza en la zona intermedia; nucleación heterogénea.
- 3).- Método de siembra. Se realiza en la zona metaestable; no hay nucleación en el seno de la solución, los cristales son introducidos solamente por crecimiento.

El establecimiento del cristal y los períodos de cristalización por evaporación al vacío de la templa son etapas -- críticas en el programa de operación del evaporador al vacío que constituyen la mayor parte de la técnica de la -- cristalización del azúcar.

Cristalización por siembra.- Se ha usado ya con resultados satisfactorios y tiende a generalizarse.

Desventajas. - Disponibilidad de almacenamiento de semillas.
Dificultad y costo de preparación.
Cantidades requeridas.

Sin embargo éstas se han superado empleando cristales sumamente finos (sistema Gillet) ya que polvos más finos que los fundentes pueden ser preparados por una molienda prolongada en un medio inerte. El alcohol isopropílico e inclusive - hasta el petróleo se ha encontrado que son muy apropiados. - Las partículas producidas son del orden de 5μ (en polvo ordinario es del orden de 40μ y el de los fundentes de 20μ).

La ventaja de trabajar con estos tamaños es evidente si se - considera que el número de partículas por unidad de peso - - varía inversamente al cubo del tamaño, llegando a tamaños -- tales que una libra de esta semilla sea suficiente para producir 2000 pies cúbicos de templeas.

4.1 SISTEMAS DE SEMILLAMIENTO EN LA CRISTALIZACION DE AZUCAR.

La técnica de semillamiento en la cristalización tiene gran importancia industrial en la fabricación de azúcar, afectando notablemente la eficiencia del proceso de cristalización.

A continuación se resume un estudio de las características y resultados de diferentes medios de semillamiento utilizados ó de posible utilización, de acuerdo al estudio experimental en la industria azucarera cubana:

Azucar refino molido

Polyos de los secadores de las refinerías

Pasta "Fondant"

Cristal "600"

Pasta "Estable 1"

Esta última cuenta con la aprobación de que el uso de productos similares se ha generalizado en la India, con satisfactorios resultados.

En las pruebas de estos medios efectuadas a nivel de banco se determinó la uniformidad de los cristales, así como sus tamaños promedios. En la evaluación a escala industrial, se estudió su comportamiento, tanto desde el punto de vista de agotamiento como de uniformidad de los productos finales.

La Pasta Estable 1 reunió los mejores resultados entre los cristalizadores evaluados y brindó una buena uniformidad en los cristales, con el 54% de éstos del orden de 1-7 micrones y sólo un 6% menos de 1 micrón. Entre las ventajas de este medio de semillamiento están su fácil preparación y manipulación y la economía que representa el que su preparación requiera de pequeñas cantidades de productos.

A escala industrial los resultados obtenidos con la "Estable 1" son satisfactorios y los productos finales no presentan una gran dispersión. El 56% de los cristales de grano fino tienen 0.22-0.33 mm. y el 48.4% de los cristales de las masas cocidas finales son del orden de 0.33-0.44 mm.

Es común en los procesos de cristalización de azúcar la práctica de emplear partículas de sacarosa en polvo como núcleos de semillamiento, sobre las que crecen los cristales hasta alcanzar los tamaños deseados.

Para el semillamiento de la sacarosa puede utilizarse cualquier material finamente disperso, aunque por lo general se utilizan las suspensiones en las cuales actúa como medio dispersante un solvente orgánico. Estas suspensiones se obtienen por los siguientes métodos:

- 1.- Mezclando con el solvente un producto acabado
- 2.- Moliendo el azúcar en el solvente
- 3.- Agregando un solvente que actúa como deshidratante en la solución de azúcar.

La principal exigencia del medio de semillamiento es que los cristales sean pequeños y lo más uniformes posible. Esto es importante, tanto por la cantidad a utilizar como para optimizar la curva de distribución de tamaño de los componentes de la masa terminada.

Para la determinación del tamaño de los cristales de azúcar se han utilizado diferentes métodos, pero el más recomendado con base a estudios experimentales es el que se realiza por medio de micro-fotografías, ya que los valores obtenidos por otros métodos pueden ser influenciados por el surgimiento de agrupaciones de los componentes. Así por ejemplo, por un análisis de sedimentación se puede encontrar que el tamaño promedio de los componentes es igual a 48 micrones, aunque según la micro-fotografía este tamaño es de 4 micrones.

La técnica de semillamiento completo está basada en la suposición de que el número de núcleos de cristalización introducidos en el tacho en el momento requerido será igual al número de cristales contenidos en la masa cocida terminada. El conocimiento del número y tamaño de los cristales adicionados permite controlar el tamaño final de éstos en las plantas.

Con el propósito de conocer el tamaño y uniformidad de los diferentes medios de semillamiento se realizó un estudio microscópico de los cristales. Este método, que está basado en la valuación de micro-fotografías, es directo, lo que garantiza que se excluya la influencia de las aglomeraciones de los componentes. A escala de laboratorio se han obtenido los resultados siguientes:

-- - En azúcar refinado molido.

Este medio de semillamiento se obtiene por molida en saco del azúcar refinado en un molino de martillo.

La tabla 1 presenta los datos de los largos y anchos promedios de los cristales, así como sus desviaciones típicas y en la fig. 4.1.1 se muestra su distribución.

Como puede observarse en los datos expuestos y la fig. 4.1.1, estos polvos se caracterizan por tener un tamaño muy pequeño de cristales, el 90% menores a 1 micrón y el 10% restante de 1-6 micrones, y presentar muy poca uniformidad.

Al observar estos cristales al microscopio se aprecia que su forma es muy irregular, ya que debido a la desintegración la forma característica de la sacarosa se pierde.

Considerando lo señalado, su utilización no es recomendable - en el semillamiento completo de la sacarosa, puede emplearse - solamente en el semillamiento por shock.

T A B L A 1

| Muestras | T micrones | Te micrones | A micrones | Ta micrones |
|----------|------------|-------------|------------|-------------|
| 1 | 0.585 | ±0.340 | 0.415 | ±0.247 |
| 2 | 0.376 | ±0.269 | 0.281 | ±0.125 |
| 3 | 0.435 | ±0.270 | 0.339 | ±0.202 |
| 4 | 0.554 | ±0.304 | 0.392 | ±0.184 |
| 5 | 0.607 | ±0.370 | 0.412 | ±0.245 |

T - largo promedio (micrones). Te y Ta - desviación típica (micrones).

Ā - ancho promedio (micrones).

A Z U C A R R E F I N O M O L I D O

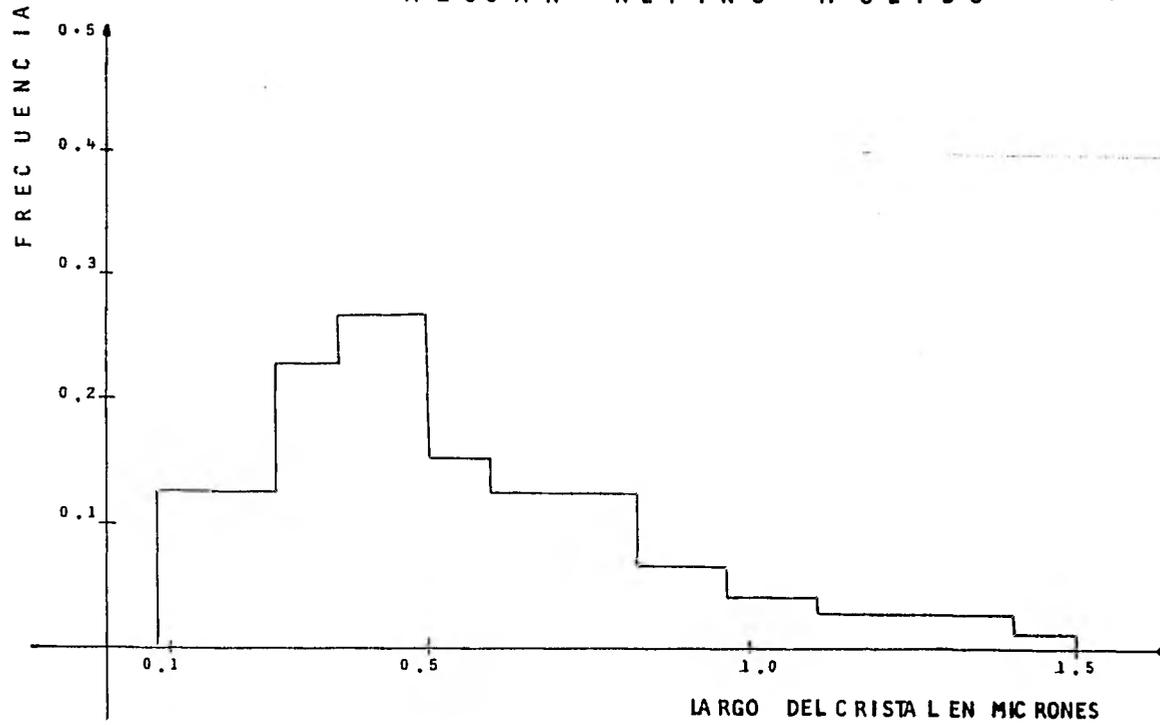


FIG. 4.1.1.

-----En polvos de los secadores de refinera

Para la evaluación de este medio de semillamiento fueron utilizados los polvos tamizados a través de malla de 100 mesh y sin tamizar.

En las tablas 2 y 3 se presentan los largos y anchos promedios de los cristales, así como sus desviaciones típicas y en la fig. 4.1.2 los polvos de secador sin tamizar.

T A B L A 2
ANTES DE TAMIZADOS (* micrones x 10^{-3})

| Muestras | T micrones* | Te micrones* | \bar{A} micrones* | Ta micrones* |
|----------|-------------|--------------|---------------------|--------------|
| 1 | 0.133 | +0.079 | 0.122 | +0.061 |
| 2 | 0.128 | +0.051 | 0.107 | +0.039 |
| 3 | 0.148 | +0.067 | 0.112 | +0.013 |
| 4 | 0.148 | +0.056 | 0.112 | +0.043 |
| 5 | 0.129 | +0.065 | 0.086 | +0.048 |

T A B L A 3
DESPUES DE TAMIZADOS

| Muestras | T micrones* | Te micrones* | A micrones* | Ta micrones* |
|----------|-------------|--------------|-------------|--------------|
| 1 | 0.1280 | +0.0647 | 0.0803 | +0.0411 |
| 2 | 0.110 | +0.0578 | 0.0750 | +0.0470 |
| 3 | 0.0987 | +0.0607 | 0.0624 | +0.0419 |
| 4 | 0.1016 | +0.0543 | 0.0627 | +0.0377 |
| 5 | 0.1108 | +0.0520 | 0.0726 | +0.0382 |

Puede advertirse de las tablas, que los polvos de los secadores de las refineras están constituidos por cristales muy poco uniformes, encontrándose el largo promedio de los mismos en los rangos de 0.128-0.148 mm (antes de tamizados) y en 0.098-0.128 mm (después de tamizados). Para el semillamiento completo de la sacarosa es recomendable utilizar polvos cuyos tamaños se encuentren en 1-10 micrones y que sean uniformes. Como puede apreciarse de los resultados obtenidos, estos polvos no cumplen ninguno de esos requisitos.

POLVO DE SECA DO SIN TAMIZAR

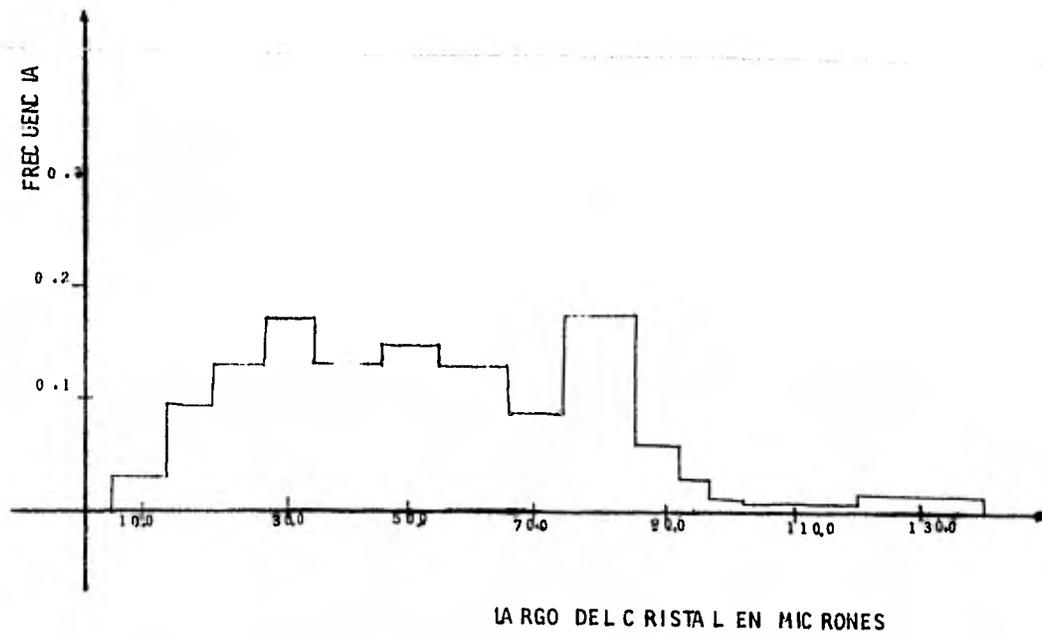


FIG. 4.1.2

Si se considera su fraccionamiento en % se comprueba que estos polvos no presentan ninguna uniformidad en sus cristales. Los porcentajes de sus diferentes fracciones se encuentran en los rangos siguientes:

| Tamaño micrones | Sin tamizar % | Tamizados % |
|-----------------|------------------|----------------|
| 20 | 3.68 | 5.52 |
| 40 | 8.51 | 13.84 |
| 60 | 11.11 | 12.69 |
| 80 | 9.40 | 12.52 |
| más de 100 | 68.51 | 55.33 |

La utilización de los polvos de secador como medio de semillamiento no es recomendable ya que no reúne ninguno de los requisitos deseados.

-----En Pasta Estable 1

Técnica de preparación. - Se disuelve una cantidad de azúcar refinado en 100 ml de agua y se calienta hasta 70-75°C.

Esta solución se vierte lentamente en un molino de bolas que contiene alcohol etílico. Después de dos horas en movimiento, se saca la pasta, se deja decantar, se separa la base líquida de la sólida, se mide el volumen líquido decantado y se le añade una cantidad de alcohol, además de aceite de castor, se mezcla con la pasta y se mide su volumen.

La tabla 4 presenta los datos de los largos y anchos promedio de los cristales, así como sus desviaciones típicas y en la figura 4.1.3 se presenta su distribución.

T A B L A 4

| Muestras | T micrones | Te micrones | A micrones | Ta micrones |
|----------|------------|-------------|------------|-------------|
| 1 | 2.84 | + - 0.53 | 2.15 | + - 0.44 |
| 2 | 2.11 | + - 1.35 | 1.34 | + - 0.75 |
| 3 | 2.61 | + - 1.46 | 1.69 | + - 0.75 |
| 4 | 3.00 | + - 1.69 | 1.67 | + - 0.81 |
| 5 | 3.15 | + - 1.59 | 1.84 | + - 0.69 |

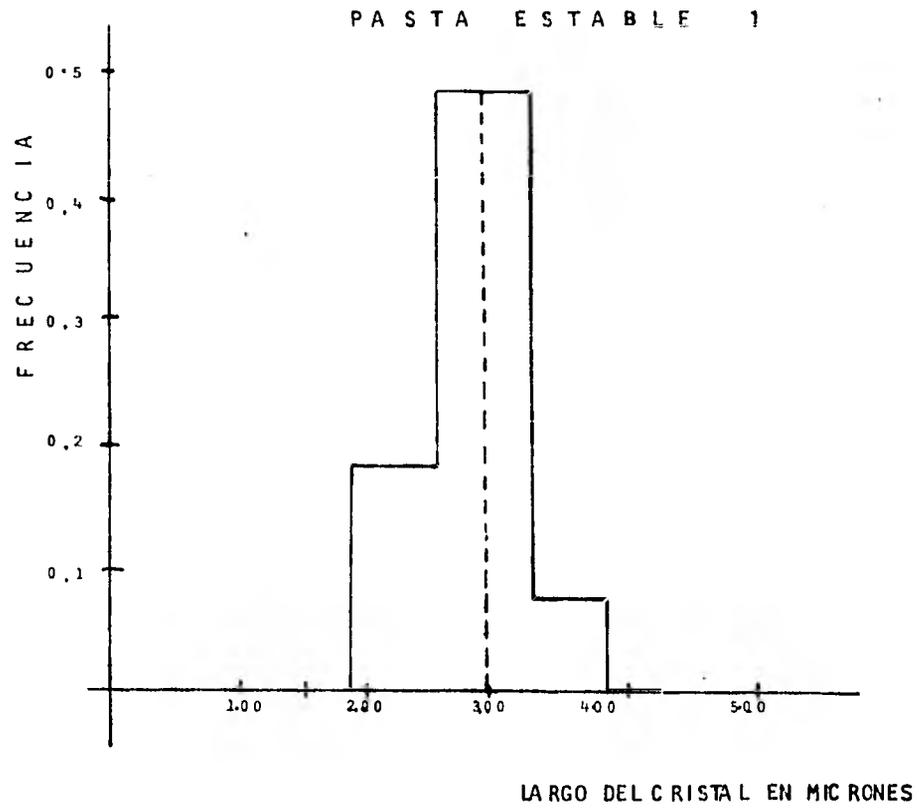


FIG. 4.1.3

Según la tabla y la fig. , la Pasta Estable 1 está formada por cristales de aceptable uniformidad, con un largo promedio de 2.11-3.15 micrones.

De acuerdo con el análisis del fraccionamiento en porcentaje de sus cristales se advierte que:

| Tamaño en Micrones | % |
|--------------------|-------|
| Menor a 1 | 5.95 |
| 1-2 | 38.22 |
| 2-4 | 35.40 |
| 4-7 | 20.43 |

Así, la Pasta Estable 1 reúne los requisitos mínimos para ser utilizados en el semillamiento completo de la sacarosa .

----- En Pasta "Fondant"

Para la evaluación se utilizó Pasta Fondant producida por otro Ingenio Azucarero diferente al estudio anterior.

En la tabla 5 se exponen los resultados obtenidos de los largos y anchos promedios y en la fig.4.1.4 se representa su distribución.

T A B L A 5

| Muestras | T micrones | Te micrones | A micrones | Ta micrones |
|----------|------------|--------------|------------|--------------|
| 1 | 1.270 | + - 0.720 | 0.863 | + - 0.460 |
| 2 | 1.372 | + - 0.790 | 0.958 | + - 0.550 |
| 3 | 1.499 | + - 0.704 | 1.020 | + - 0.442 |

La Pasta "Fondant" está constituida por cristales de aceptable uniformidad, encontrándose el largo promedio de sus cristales en los rangos de 1.270-1.499 micrones. Si analizamos el fraccionamiento en porcentaje vemos que el 51.07% de sus cristales son de 1-2 micrones; el 18.72%, de 2-4 micrones; y el 29.27%, de menos de 1 micrón. Según los resultados obtenidos podemos concluir que la pasta "Fondant" presenta un aceptable uniformi

PASTA FONDAT

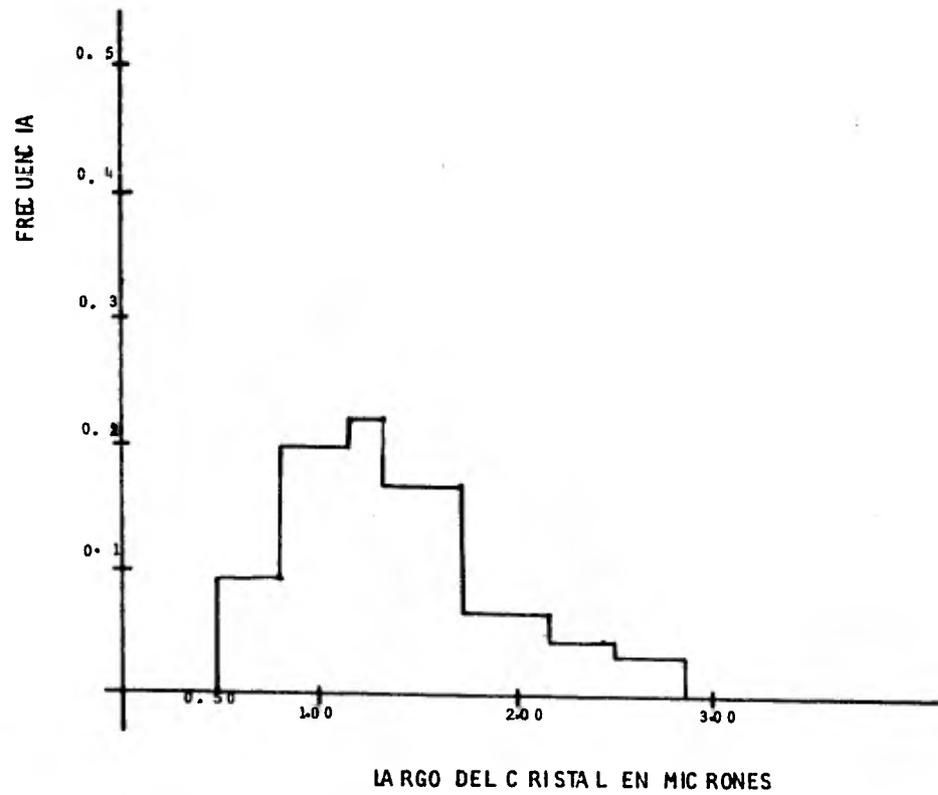


FIG. 4.1.4

dad en sus cristales, aunque el 29.27% de sus cristales son menores de 1 micrón; lo que no es recomendable, ya que al ser introducidos en el tacho y ponerse en contacto con la superficie de calentamiento pueden disolverse.

-----Cristal 600

En la tabla 6 se exponen los resultados obtenidos de los largos y anchos promedios y en la fig. 4.1.5 se representa su distribución.

T A B L A 6

| Muestras | T. micrones | Te micrones | A micrones | Ta micrones |
|----------|-------------|-------------|------------|-------------|
| 1 | 1.106 | ± 0.840 | 0.753 | ± 0.601 |
| 2 | 1.116 | ± 0.590 | 0.706 | ± 0.410 |
| 3 | 1.004 | ± 0.739 | 0.794 | ± 0.705 |
| 4 | 1.713 | ± 1.169 | 1.184 | ± 0.319 |

El "cristal 600" presenta muy poca uniformidad en los cristales. El largo promedio de estos es de un rango de 1.004-1.713 micrones: El análisis del fraccionamiento en % de sus cristales (muestra promedio) señala que el 41.46% es de 1-2 micrones el 18.86% de 2-6 micrones; y el 39.68% restante, menor al micrón. Este alto contenido de cristales menores a 1 micrón no es recomendable, por iguales razones que en el caso de la pasta "Fondant".

La conclusión obtenida es que el "Cristal 600" presenta muy poca uniformidad en sus cristales, con un alto % menores a 1 micrón., lo que determina que no posea las mejores características para el semillamiento completo de la sacarosa.

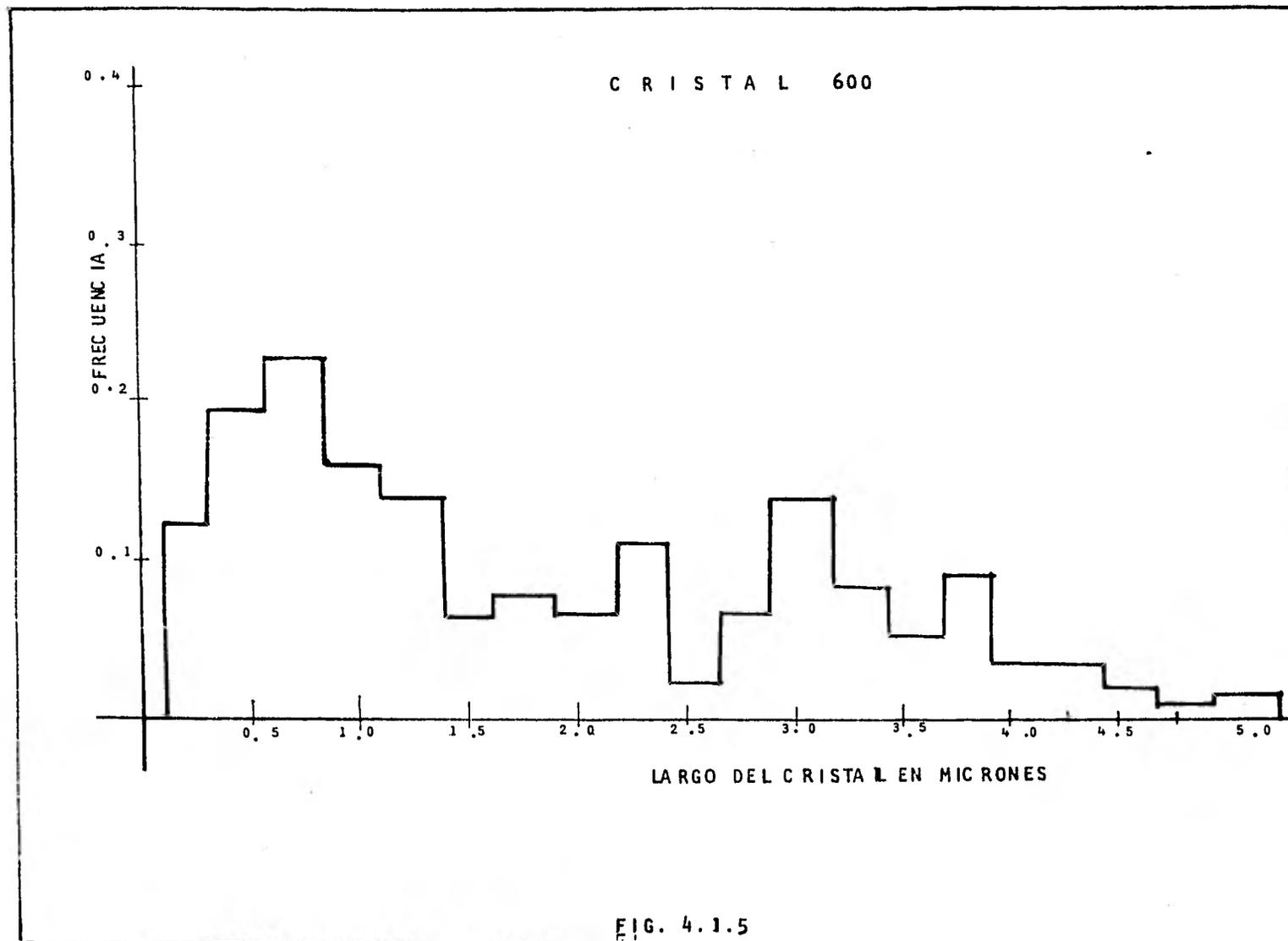


FIG. 4.1.5

Evaluación Industrial.-El comportamiento industrial de los diferentes medios de semillamiento estudiados a escala de banco se hicieron para : "Cristal 600", Pasta "Foundant" y Pasta Estable 1.

Estas evaluaciones fueron realizadas en un tacho de diseño -- "Sangerhausen", con circulación natural y un volúmen de operación de 16.98 m^3 (600 ft^3), operando conectado a un condensador central. La sobresaturación se controló con la ayuda de un refractómetro instalado en el tacho. En todas las pruebas se cristalizaron tres pies de templa. La técnica de semillamiento aplicada fué la de semillamiento completo.

Cantidad del medio que se utilizó:

---"Cristal 600".- Se utilizaron 2.02 Kg. de azúcar refino por cada 28.30 m^3 (1000 ft^3) de masa cocida final. Esta relación fué determinada con base a las cantidades utilizadas tradicionalmente en la unidad.

---"Pasta Estable 1".-Se utilizó 33.3 g. de azúcar refino -- (165 ml de pasta) por cada 28.30 m^3 (1000 ft^3) de masa cocida final.

---"Pasta Foundant" .- Se utilizó 3.48 Kg por cada 28.30 m^3 - (1000 ft^3) de masa cocida final.

El tamaño de los cristales del grano fino, así como los de la masa cocida final, fueron determinados directamente

En la tabla 7 se exponen los datos de operación, así como los resultados de los análisis realizados al grano fino y a las masas cocidas finales. En la tabla no existen grandes diferencias en el comportamiento industrial de los medios evaluados. Durante la evaluación de la pasta "Foundant" se observó un menor tiempo de cocción en el grano fino, aunque es de señalar que en este período las purezas de la meladura fueron más elevadas que durante las evaluaciones del "Cristal 600" y la "Pasta Estable 1".

T A B L A 7

| | Pasta Estable 1 | Pasta Fondant | Cristal 600 |
|---|--------------------|------------------|----------------|
| 1.- Semillamiento con: | | | |
| 2.- Grano fino: | | | |
| A) Datos de operación: | | | |
| Presión Kg/cm ² | 0.67 | 0.63 | 0.63 |
| Vacío cm de Hg | 62.23 | 62.23 | 62.23 |
| Tiempo de cocción Hrs. | 5.00 | 3.15 | 5.00 |
| B) Análisis: | | | |
| Pureza | 73.66 | 73.81 | 73.60 |
| C) Tamaño promedio de <u>cris</u> <u>tales</u> mm. | 0.254 | 0.240 | 0.240 |
| 3.- Masa cocida final: | | | |
| A) Datos de operación: | | | |
| Presión Kg/cm ² | 0.65 | 0.69 | 0.72 |
| Vacío cm de Hg | 62.23 | 62.23 | 62.23 |
| Tiempo de cocción Hrs. | 7.00 | 7.00 | 6.15 |
| B) Análisis a la masa : | | | |
| Sólidos solubles °Bx | 95.41 | 95.77 | 94.86 |
| Pureza | 63.25 | 61.93 | 65.55 |
| Rendimiento en cristales % | 40.25 | 38.09 | 43.34 |
| C) Tamaño promedio de los <u>cris</u> <u>tales</u> en mm: | 0.336 | 0.340 | 0.351 |
| 4.- Análisis al licor madre: | | | |
| Sólidos solubles °Bx | 88.61 | 90.86 | 88.64 |
| Pureza | 40.19 | 39.01 | 40.30 |
| Azúcares reductores | 20.54 | 22.33 | 20.67 |
| Sacarosa real | 38.95 | 32.94 | 40.49 |
| Ceniza | 8.37 | 8.11 | 8.91 |
| 5.- Caída de pureza entre la me- ladura y el licor madre: | 45.81 | 46.85 | 41.61 |
| 6.- Caída de pureza entre la ma- sa cocida y el licor madre: | 23.45 | 23.84 | 23.24 |

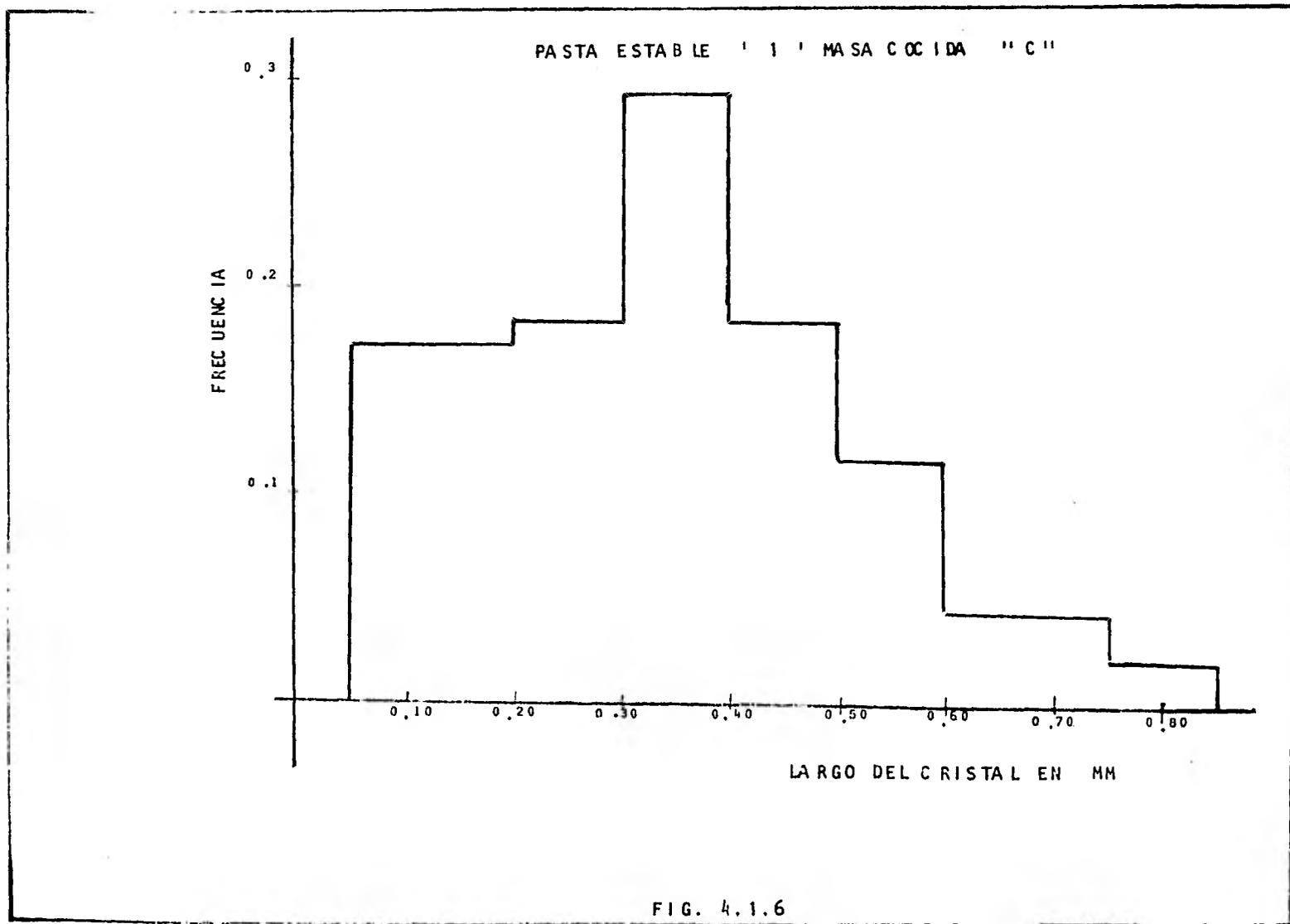


FIG. 4.1.6

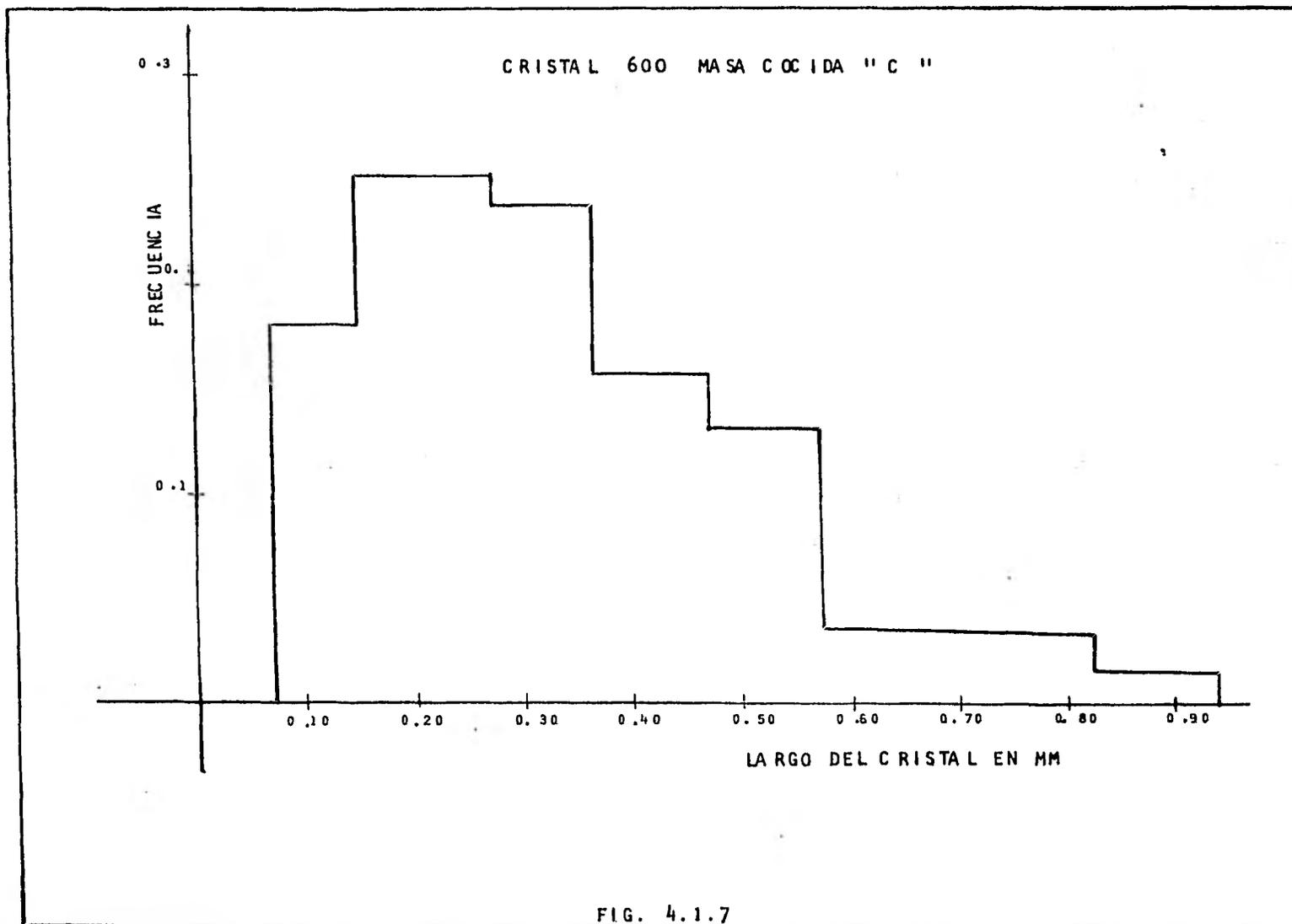


FIG. 4.1.7

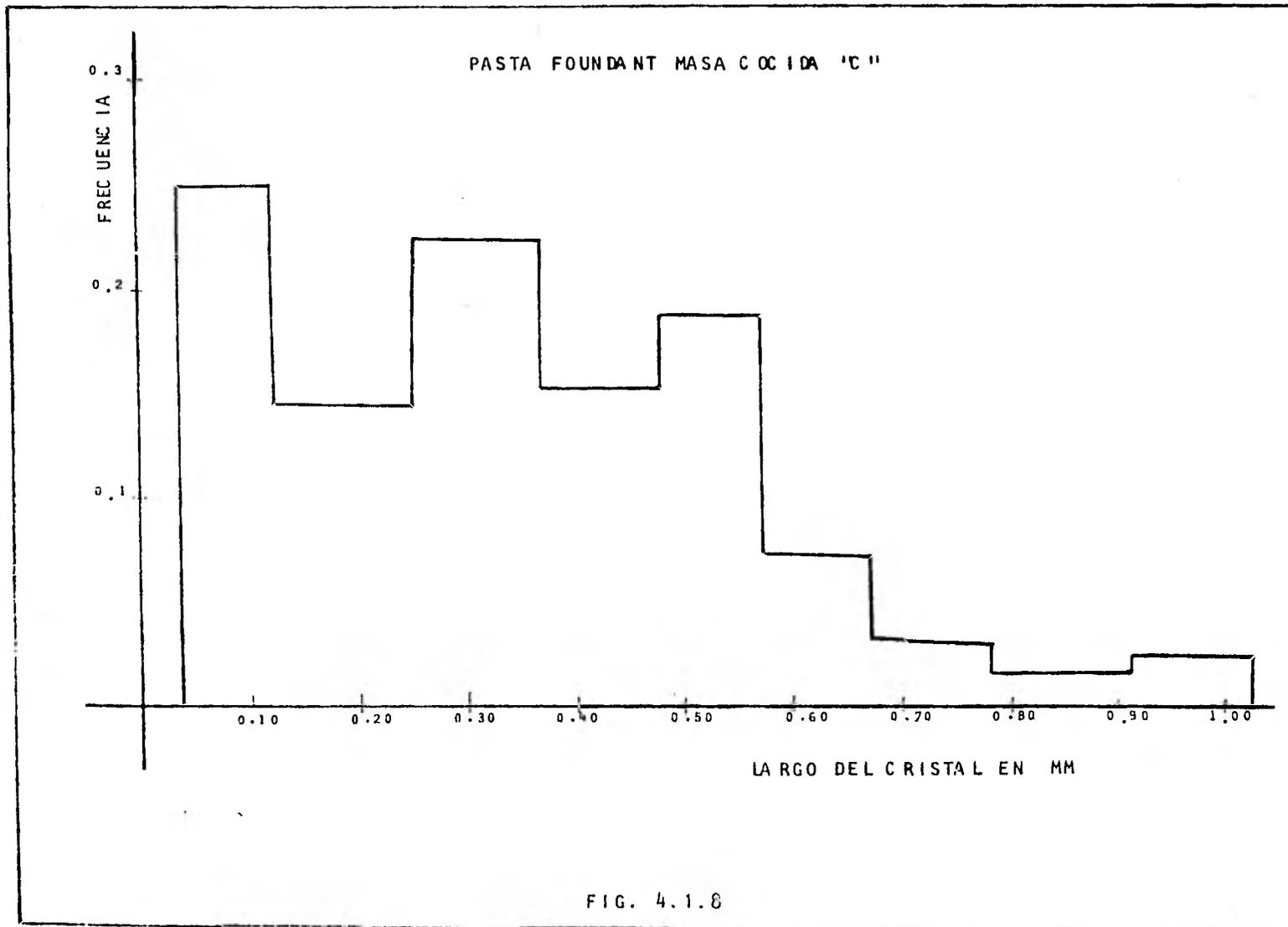


FIG. 4.1.8

TABLA 8
FRACCIONAMIENTO EN % DEL GRANO FINO Y LAS MASAS COCIDAS
FINALES.

| Tamaño en mm. | Pasta "Estable 1" | | Pasta "Fondant" | | "Cristal 600" | |
|------------------|-------------------|-------|-----------------|-------|---------------|-------|
| | GF | MCC | GF | MCC | GF | MCC |
| 0.11 | 28.30 | 17.80 | 39.41 | 23.12 | 39.41 | 23.12 |
| 0.22 | 34.30 | 18.10 | 26.16 | 16.78 | 26.16 | 16.78 |
| 0.33 | 22.30 | 29.60 | 18.83 | 20.02 | 18.83 | 20.02 |
| 0.44 | 10.10 | 18.70 | 8.34 | 16.78 | 8.34 | 16.68 |
| 0.55 | 3.70 | 12.90 | 6.11 | 18.55 | 6.11 | 18.55 |
| 0.66 | 0.47 | 2.40 | 0.48 | 2.06 | 0.48 | 2.06 |
| 0.77 | - | 0.50 | - | 1.62 | - | 1.62 |
| 0.88 | - | - | - | 0.44 | - | 0.44 |
| 0.99 | - | - | - | 0.68 | - | 0.68 |

En PASTA "ESTABLE 1":

a) Presenta buena uniformidad en los cristales, ya que el 94.05% es de 1-7 micrones y solamente el 5.95% restante - de menos de 1 micrón.

b) Es de fácil preparación y manipulación, debido a que - las cantidades de azúcar refinado, alcohol etílico y aceite de Castor requeridas para su preparación son pequeñas, -- utilizándose 33.3 gramos (166.5 ml de pasta) de azúcar -- por cada 28.30 m³ de masa cocida final.

c) A escala industrial los resultados obtenidos fueron -- satisfactorios. Los productos finales obtenidos no pre - sentan una gran dispersión, encontrándose el 56.6% de los cristales del grano fino en 0.22-0.33 mm, y el 48.4% de - los cristales de la masa cocida final en 0.33-0.44 mm.

La tabla 8 presenta el fraccionamiento en % de los productos finales y en las figs. 4.1.6, 4.1.7 y 4.1.8, la distribución de los cristales de la masa cocida final (promedios).

El análisis del fraccionamiento en % en la pasta "ESTABLE 1" indica que el 56.6% de los cristales del grano fino es de 0.22-0.33 mm. con un tamaño promedio de 0.254 mm; y en la masa cocida final el 48.3% es de 0.33-0.44 mm. con un tamaño promedio de 0.336 mm.

En la pasta "Fondant" el 45% de los cristales del grano fino se encuentra en 0.22-0.33, con un tamaño promedio de 0.240 mm. En la masa cocida final el 36.60% es de 0.33-0.44 mm, con un tamaño promedio de 0.340 mm.

El "Cristal 600" presenta el 53.42% de los cristales del grano fino en 0.22-0.33, con un tamaño promedio de 0.240; y en la masa cocida final el 36.70% en 0.33-0.44 mm. con un tamaño promedio de 0.351 mm.

CONCLUSIONES:

En polvos de azúcar molidos.

1. Presentan poca uniformidad en los cristales, con un 90% menores a 1 micrón y el 10% restante de un rango de 1-8 -- micrones. Debido a la desintegración que sufren, se pierde la forma característica de la sacarosa.

En polvos de los secadores de las refineries:

2. Presentan cristales muy irregulares y poco uniformes. Debido al tamaño promedio de sus cristales, 0.098-0.128 mm. -tamizados-, se requerirían cantidades muy elevadas de polvo, lo que dificultaría su manipulación.

EN PASTA "FONDANT":

a) Está constituida por cristales de aceptable uniformidad con un 69.79% de los cristales de 1-5 micrones, aunque - - presenta un 29.27% menores a 1 micrón, tamaño éste que no es recomendable, ya que pueden ser disueltos al ser introducidos en los tachos.

b) Para el semillamiento completo de la sacarosa se utilizan cantidades muy elevadas de pasta, 3.48 Kg/28.3 m³ de masa cocida final.

c) El grano fino presenta el 43.00% de sus cristales en -- 0.22-0.33 mm y la masa cocida final registra el 36.80% de los cristales de 0.33-0.44 mm.

EN "CRISTAL 600":

a) Presenta poca uniformidad en los cristales, encontrándose en cantidad muy elevada menores a 1 micrón (39.68%). - El 60.32% restante es de 1-6 micrones.

b) Es de fácil preparación, aunque se requieren cantidades muy elevadas de azúcar y alcohol etílico para su preparación, lo que además dificulta su manipulación utilizándose 2.02 Kg por cada 28.3 m³ de masa cocida final.

c) En el grano fino el 53.42% de sus cristales se encuentra en 0.22-0.33 mm y en la masa cocida final solamente el 36.70% de los cristales en 0.22-0.33 mm.

RECOMENDACIONES:

Se recomienda el uso de la Pasta Estable I: De acuerdo a su calidad, se ha determinado que este medio - es similar al "Cristal 600" y es factible de almacenar por periodos largos de tiempo, lo que permite producirlo centralmente en instalaciones adecuadas y entregar un producto de calidad uniforme a la industria.

También debe destacarse el ahorro de azúcar que se obtiene en la preparación de este medio de semillamiento.

4.1.2. ANALISIS COMPARATIVO SOBRE LA INFLUENCIA DE TRES METODOS DE PREPARACION DEL MAGMA DE SEMILLA SOBRE EL ALARGAMIENTO DE LOS CRISTALES.

Considerando tres variantes:

- a). Mezcla de azúcar de tercera con agua
- b). Mezcla de azúcar de tercera con una solución de agua y meladura, en proporción aproximada de 1:1 .
- c). Mezcla de azúcar de tercera con meladura.

Para cada variante se realiza en tres réplicas o corridas - en las que se toman muestras de masa cocida de tercera, la semilla correspondiente a dicha masa y los azúcares comerciales "A" y "B" elaboradas con estas semillas. También se analiza la meladura empleada en las variantes b y c.

Las masas cocidas de tercera tienen una pureza demasiado alta, lo que hace que disminuyan las posibilidades de formación de cristales con forma irregular por exceso de impureza.

El color de los cristales de azúcar de tercera tiene una variabilidad muy grande en todas las variantes, posiblemente por la poca uniformidad en la cocción, lo que hace que este índice nos brinde poca información.

La centrifugación de las masas, el lavado de los cristales con alcohol etílico se hace uniforme para todas las muestras para eliminar bien la película de miel que envuelve a los cristales, con el objetivo de que se logre una mayor precisión en el análisis dimensional. Esto trae como resultado que los colores reportados en los cristales de tercera no sean comparables con el color del magma correspondiente, ya que las centrífugas industriales eliminan menos miel de

la masa que el procedimiento de laboratorio.

En las dos primeras réplicas de la variante "c" donde se prepara el magma con meladura, ésta tiene un Brix demasiado bajo, comparada con la solución 1:1 de la variante "b".

En el Brix del magma de semilla se logra una buena uniformidad, los magmas de la variante "c" tienen un Brix algo superior. El color de los cristales de semilla se mantiene en el mismo orden para las tres variantes, sin embargo, si calculamos el color en cristales de semilla por ciento del color de los cristales de azúcar de tercera, correspondiente, se observa que el valor de la variante "c" es el doble de los valores de las variantes a y b de la eliminación de la película líquida que envuelve a los cristales, en la variante "c" ésta era de tal gran magnitud que quedarán remanentes de meladura.

El azúcar comercial elaborado con las distintas semillas se mantiene uniforme, tanto en pol como en color.

Este análisis no se realizó por el método AM-CV de Powers.

Al calcular la desviación típica, que, aunque no es cuantificable su valor por no ser normales las distribuciones de tamaño, da cierta idea de la dispersión de valores. Para cada producto, independientemente de la variante, la dispersión de valores es similar y a medida que aumenta el tamaño de los cristales hay mayor dispersión de datos.

El vector por ciento se calcula para cada punto Xi de cada muestra, tanto para el largo como para el ancho. Este índice es indispensable para construir las curvas de distribución de tamaños.

El análisis dimensional se realiza con una masa de datos superior a 30 000, para lo cual se confecciona un programa para computadoras.

En el cálculo del coeficiente de alargamiento se demuestra que efectivamente, cuando el magma de semilla se prepara con agua, como promedio, se produce un alargamiento en los

cristales de azúcar aunque este alargamiento es de menor cuantía.

La afectación del modo de preparar la semilla se extrapola al producto terminado, o sea, el azúcar comercial, donde observamos que los mejores resultados se encuentran en la variante "b" (preparación del magma con agua y meladura).

El coeficiente de alargamiento en los azúcares comerciales puede estar afectado por la cantidad de agua utilizada en el lavado de las masas en las centrífugas, sin embargo, en todas las réplicas, tanto el azúcar "A" como el azúcar "B", la variante "b" presenta un coeficiente de alargamiento menor.

Para apreciar visualmente la distribución de tamaños de los cristales y la dispersión de los datos en las distintas muestras, se realizan los gráficos de largo y ancho contra el por ciento de casos que presentan en cada punto. Los puntos Xi son las marcas de clases de cada intervalo de observación.

Gráficamente, son difíciles de apreciar pequeñas variaciones dimensionales, pero se puede observar la forma de las distribuciones de tamaños y el porcentaje de cristales de determinado tamaño, presentes, en cada punto.

Los cristales correspondientes al azúcar de tercera, presentan distribuciones que no se alejan mucho de lo normal; muestran un bajo porcentaje de cristales pequeños (menores de 0.2 mm) y no registran afectaciones profundas en las distribuciones granulométricas de los cristales de semilla.

Se ha comprobado que el alargamiento de los cristales de azúcar por disolución parcial es mayor en aquellos cristales que originalmente estaban alargados por la presencia de polisacáridos en su interior y que la presencia de polisacáridos en el proceso no era alta.

En los resultados de la variante "B" se observa que en el producto del porcentaje relativamente alto de cristales -- pequeños en el azúcar de tercera, las curvas se asemejan -- más a la distribución chi-cuadrado que a la normal. Los cristales de semillas se observan más afectados que en la variante "a" y se han producido varios máximos, principalmente en el largo.

Con la preparación del magma con meladura, variante "c", -- se observa un ligero desplazamiento del largo de la semilla hacia diámetros mayores, respecto al azúcar de tercera, lo que indica que los cristales crecieron algo durante su estancia en el semillero, y se observa además un aumento -- en los cristales pequeños. Esto se explica, ya que en -- las terceras existían núcleos muy pequeños, no observables, que crecieron lo suficiente para aparecer en las semillas.

Con el fin de comprobar si la diferencia entre los coefi-- cientes de alargamiento entre los cristales de azúcar de -- tercera y semilla son significativos, se realizó el siguien-- te análisis de variancia.

Entre el azúcar de tercera y semilla para cada variante.

Hipótesis U: $U_1 = U_2$

U -- coeficiente de alargamiento en cada materia

Variante "a"

$$\bar{X}_1 = 0.475$$

$$\bar{X}_2 = 0.493$$

$$S_1^2 = 2.1 \times 10$$

$$S_2^2 = 5.4 \times 10$$

$$X = 0.482$$

$$V_e = 2.8 \times 10$$

$$V_m = 2.4 \times 10$$

$$F = \frac{V_m}{V_e} = 8.6 \times 10^2 \leq 1$$

$$F \text{ según tabla} = 21.2$$

El análisis anterior para la primera variante indica que las diferencias no son significativas. En las demás las diferencias entre los coeficientes de alargamiento son del mismo orden, por lo que tampoco habrá diferencias significativas.

Conclusión

De los datos reportados se concluye que el alargamiento -- producido en los cristales de azúcar crudo, cuando el magma se prepara con agua, no es de gran magnitud. Esto es válido cuando el nivel de polisacáridos en el proceso no es alto.

Se recomienda preparar el magma con una solución aproximadamente 1:1 de meladura en agua, y nunca con meladura sola mente.

4.2 SISTEMAS DE TEMPLAS O MASAS COCIDAS EN LA FABRICACION DE AZUCAR

4.2.1 ESTUDIO COMPARATIVO DE TRES TEMPLAS CONVENCIONALES

Se hace un estudio comparativo, en lo relativo a :

- a) La Calidad (o Polarización) del azúcar que producen,
- b) La Capacidad que a la estación de tachos aportan, y
- c) El Consumo de vapor que originan los siguientes procesos de tres masas cocidas :

Primero se lava el azúcar final en las centrífugas de tercera y no se recircula miel de primera; se designa con el nombre de proceso de "Máxima Polarización".

Cuando no se lava el azúcar final no se recircula miel de primera, se alimenta la cuba como sistema clásico de tres masas cocidas y se designa con el nombre de proceso de "Mínima Polarización".

Cuando no se lava el azúcar final no se recircula miel de primera, se alimenta la máxima proporción de meladura a la masa cocida final ni se recircula miel de primera se designa con el nombre de proceso de "Baja Polarización".

El siguiente, el cual difiere del anterior solamente en que se alimenta la mínima proporción de meladura a la masa cocida final, se designa como proceso de "Alta Polarización".

Como azúcar comercial se designa a la mezcla de azúcar de primera con azúcar de segunda. Es, por consiguiente, el azúcar crudo el que se embarca a granel o se envasa en sacos.

Descripción de los Procesos de "Baja Polarización" y de "Alta Polarización". -Mediante el ciclo de producción de MCs (masas cocidas) finales se produce el azúcar final, llamado también azúcar de semilla, el cual se mezcla con agua y se bombea al semillero, recipiente que tiene la forma de un cristizador, provisto de paletas revolvedoras, que esta situado en la estación de tachos.

El ciclo de producción de Mcs comerciales (templados de primera y de segunda) comienza cuando, periódicamente, un tacho toma un pie de semilla del semillero y, mediante alimentación de meladura y dando "cortes" a otros tachos, se originan 3 o 4 pies de MCs comerciales provenientes del pie original de semilla. Alimentando meladura exclusivamente a un pie de MC comercial se hacen las MCs de primera.

Alimentando miel de primera a un pie de MC comercial se hacen las MCs de segunda.

En la práctica el que haya que hacer una templa de primera o una templa de segunda lo determina la clase y la cantidad de materiales de alimentación disponibles en los tanques de la estación de tachos.

Los ciclos de producción de MCs finales y de MCs comerciales se repiten sin interrupción durante todo el transcurso de la zafra. Mediante el primero se produce el grano de azúcar final (o de semilla), mediante el segundo se produce el grano de azúcar comercial, partiendo del grano de azúcar final. Si la producción de azúcar final aumenta (por bajar, por ejemplo, la Pza de la meladura) se disuelve azúcar final para que el tamaño del azúcar comercial no resulta afectado. La parte de azúcar final disuelta se procesa como si fuera meladura.

Toda la miel de segunda se alimenta a la MC final. La producción de miel de primera se divide: Una parte se alimenta a la MC final, la parte restante se alimenta a la MC de segunda.

Disponibles, por consiguiente, para fabricar la MC final, hay tres materiales:

- La meladura, que es el material de más alta Pza.,
- La miel de 2a, que es el material de más baja Pza, y
- La miel de 1a, que es el material de Pza intermedia.

Aunque son tres los materiales disponibles, se pueden ha-

cer las MCs finales utilizando exclusivamente meladura y miel de 2a. como materiales de alimentación de las mismas, en cuyo caso toda la producción de miel de 1a. tiene que ser alimentada a la MC de 2a, creciendo al máximo la producción de templeas de 2a. (y también, a consecuencia de ello, creciendo las producciones de azúcar de 2a y de miel de 2a) y decreciendo la producción de templeas de 1a. (y también, a consecuencia de ello, decreciendo las producciones de azúcar de 1a. y de miel de 1a.) Bajo estas condiciones se desarrolla el proceso que se denomina de "Baja polarización", en el cual, por ser mayor la proporción de azúcar de 2a. (cuyo azúcar es el que menos polariza) y menor la proporción del azúcar de 1a. (cuyo azúcar es el que más polariza) necesariamente la polarización del azúcar comercial será menor que en el proceso de "Alta polarización" (en el supuesto, desde luego, que todos los factores determinantes de la polarización del azúcar sean iguales en ambos procesos, excepto la manera de fabricar las MCs finales).

Por otra parte, también se puede destinar la cantidad mínima de meladura a la fabricación de las MCs finales, en cuyo caso habrá también que destinar, necesariamente, la cantidad máxima de miel de 1a. y la mínima de miel de 2a. a la fabricación de dichas templeas (de lo contrario varía ría la Pza. asignada a las MCs finales, la cual debe mantenerse fija) decreciendo al mínimo la producción de templeas de 2a. (y también, a consecuencia de ello, decreciendo las producciones de azúcar de 2a. y de miel de 2a) y creciendo la producción de templeas de 1a. (y también a consecuencia de ello, creciendo las producciones de azúcar de 1a. y de miel de 1a.). Bajo estas condiciones se desenvuelve el proceso que se designa de "Alta polarización", en el cual, por ser menor la proporción de azúcar de 2a. y mayor la proporción de azúcar de 1a., la polarización de ~~azúcar comercial~~ alcanzará un más alto nivel que el obtenido en el proceso denominado de "Baja polarización"

Utilizándose las ecs. 4.2.1 y 4.2.2 así como la fórmula del Índice de Calidad del azúcar (el cual es una medida indirecta y aproximada de la polarización, puesto -- que su valor representa, aproximadamente, la pureza promedio de la miel que acompaña el azúcar) se demostrará -- como se puede variar, dentro de ciertos límites, la polarización del azúcar crudo, controlando el proceso -- desde la masa cocida final en la forma ya explicada, -- siempre que los restantes factores determinantes de la polarización del azúcar, tales como: tiempo y fuerza -- de la centrifugación, tamaño y grado de uniformidad -- del grano, cantidad de agua de lavado en las centrífugas si alguna se aplica, viscosidad de las mieles de -- las plantas, etc. permanezcan constantes y comunes a -- los dos procesos que se comparan.

Las figuras 4.2.1, 4.2.2, 4.2.3 y 4.2.4 son los diagramas de flujo de materiales que los mencionados procesos originan. En dichos diagramas, los números seguidos del signo % indican "pesos de sólidos en las masas cocidas, azúcares y mieles que se producen en dichos procesos % del peso de los sólidos que entran a la estación de tachos disueltos en la meladura".

En todos los casos la meladura tiene una pureza de 85.

El método de cálculo seguido para determinar el diagrama de flujo de materiales del proceso de la Figura -- 4.2.1 se muestra posteriormente.

No se consideró necesario incluir los cálculos correspondientes a los restantes procesos, mostrándose solamente los resultados de los mismos.

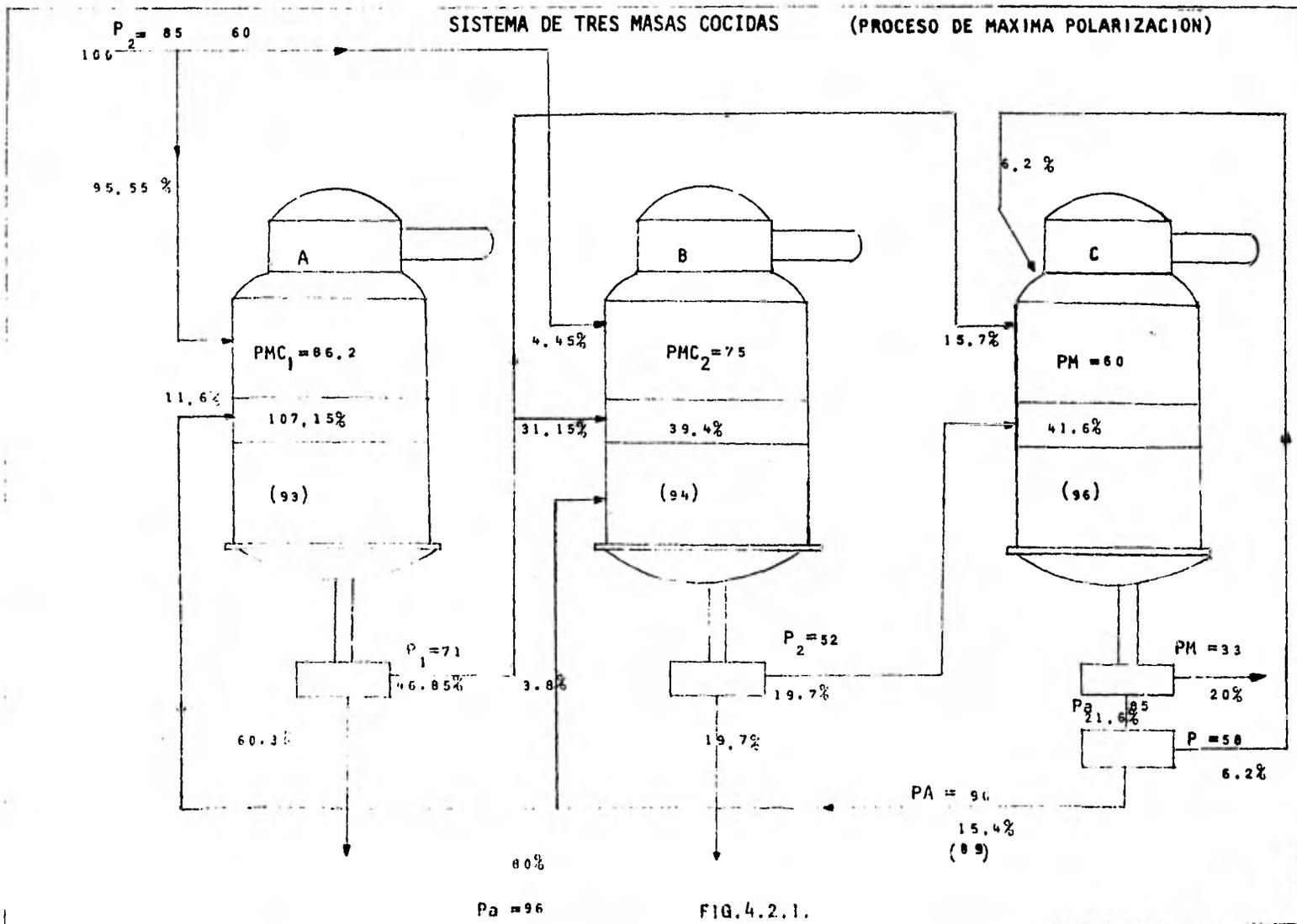


FIG. 4.2.1.

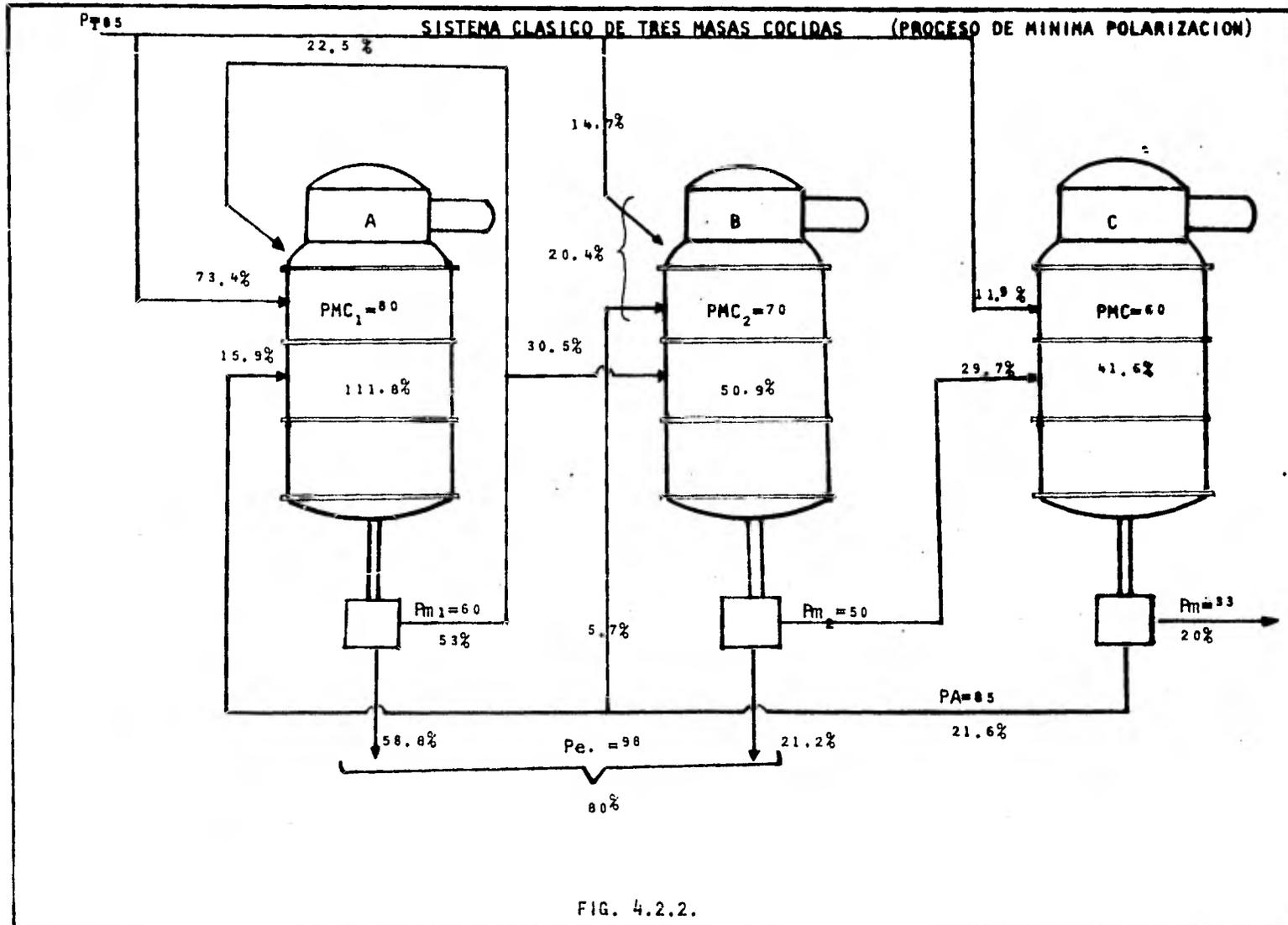


FIG. 4.2.2.

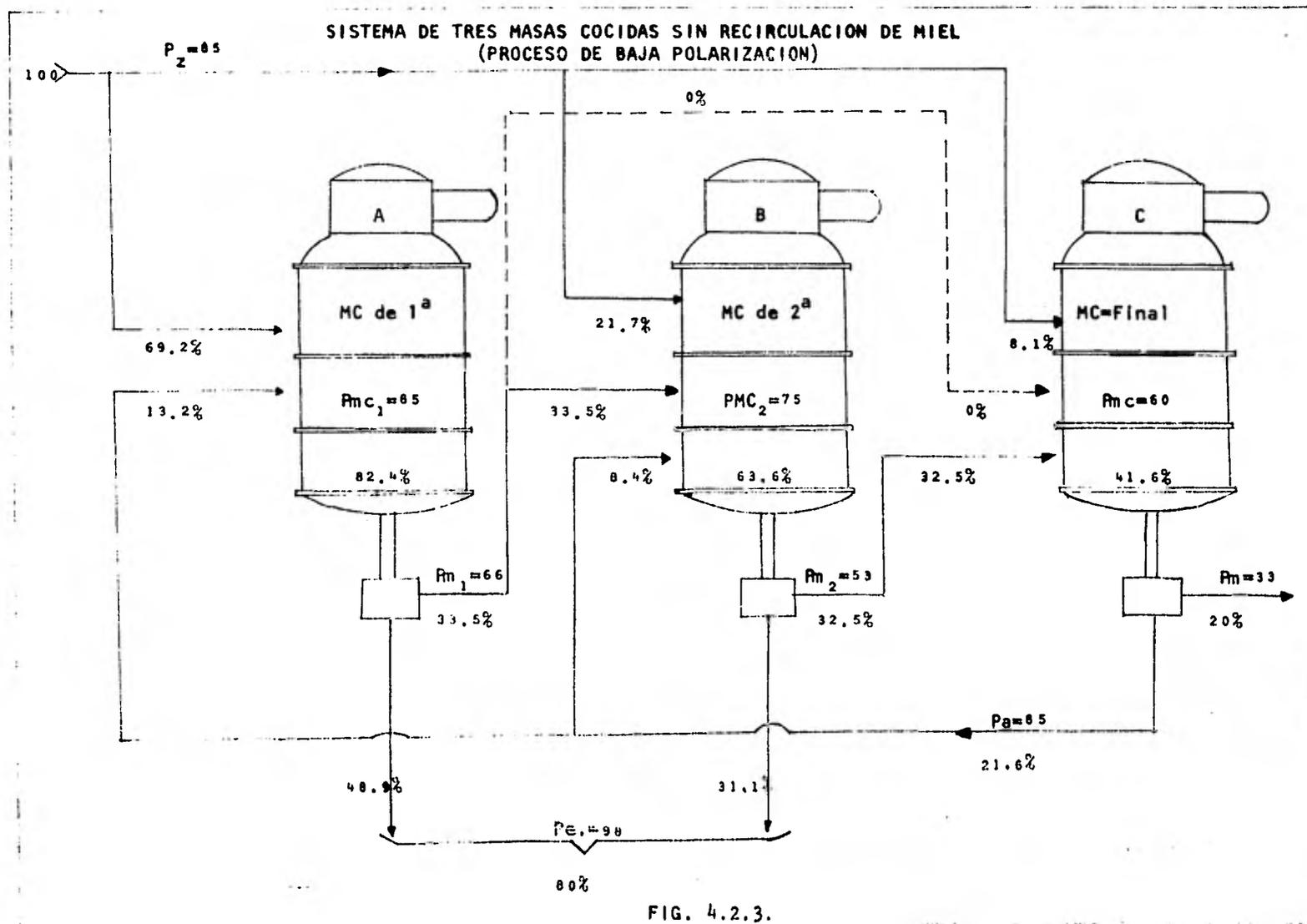


FIG. 4.2.3.

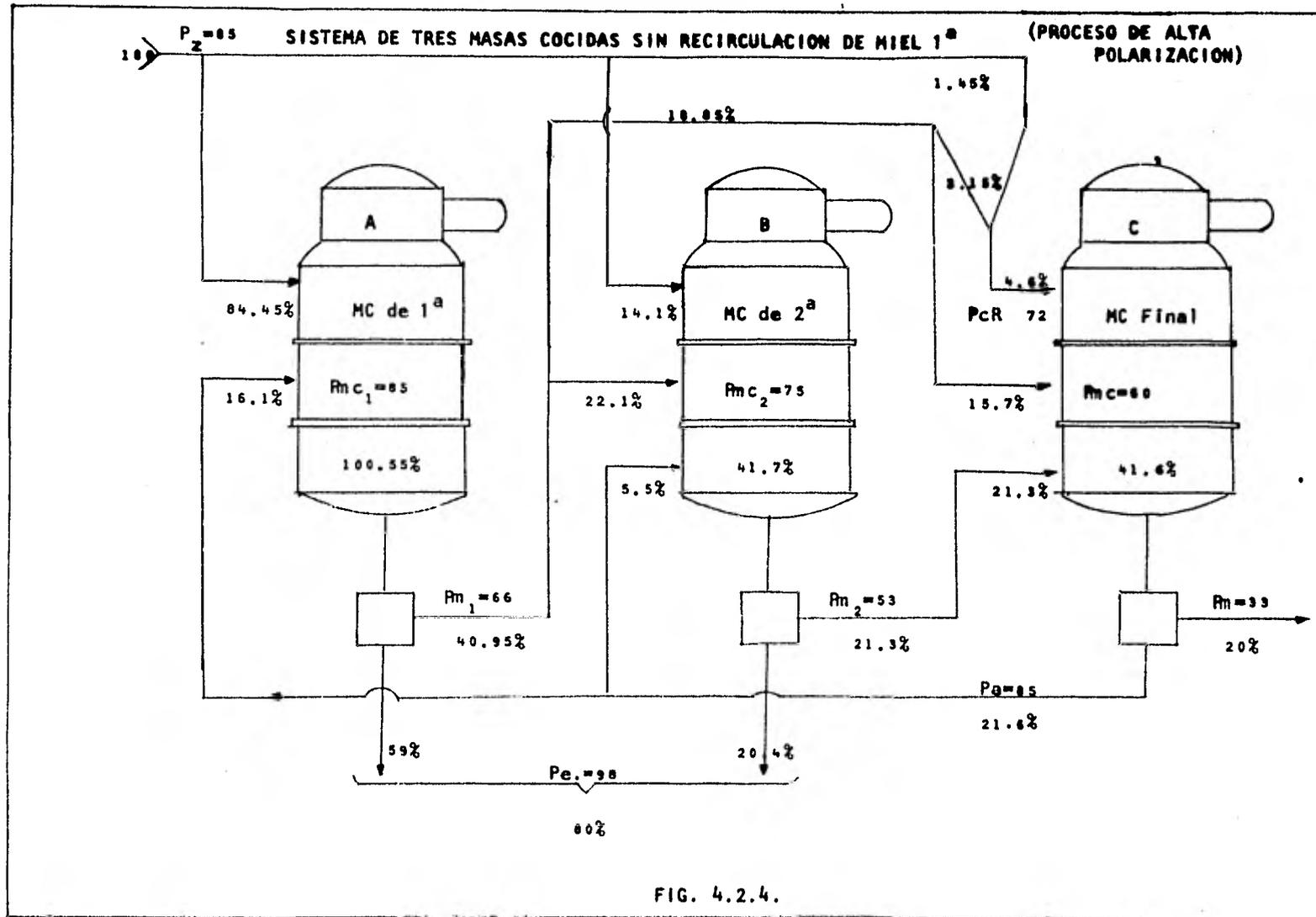


FIG. 4.2.4.

DIFERENCIAS ESENCIALES ENTRE LOS PROCESOS.-

En los procesos de las figuras 4.2.1, 4.2.3 y 4.2.4 - - no se recircula miel de primera a la MC (masa cocida) - de primera.

En el proceso de la figura 4.2.2 se recircula miel de primera para mantener en ~~80~~ la Pza. (pureza) aparente de dicha templa.

En el proceso de la figura 4.2.1. se lava el azúcar final en las centrífugas de tercera y se alimenta la miel de lavado a la MC final. Como consecuencia de dicha operación se obtiene un azúcar final de la pureza 96. - En los demás procesos no se lava el azúcar final y éste tiene una pureza de 85.

Los procesos de las figuras 4.2.3 y 4.2.4 parecen iguales porque las Pzas de las MCs de Primera, de Segunda -- y de Tercera son, respectivamente, las mismas en ambos - procesos, pero originan flujos de producción distintos - porque mientras en el proceso de la figura 4.2.3 (o de - "Baja Polarización") se alimenta la mínima proporción de meladura a la MC final.

Como que la diferencia esencial entre los procesos de -- las figuras 4.2.3 y 4.2.4 radica en la manera como se -- fabrican sus MCs finales, se consideró conveniente ad-- cionar sus cálculos posteriormente.

Factores fijos y comunes a los procesos de "Baja polarización y "Alta polarización"

Pza de la meladura = $P_z = 85$

Pza de la miel final = $P_m = 33$

Pza de la MC final = $P_{mc} = 60$

Pza de la MC de 2a. = $P_{mc_2} = 75$

Pza de la miel de 2a. = $P_{m_2} = 53$

Pza de la miel de 1a. = $P_{m_1} = 66$

Pza del azúcar final = $P_a = 85$ (ver observación)

Pza del azúcar comecial = $P_e = 98$ (ver observación).

Volúmen total de Mcs finales producidas por ciclo =
Factor "F" de la ec. 4.2.10 = 4,500 pies cub. (ver observación).

Todos los factores determinantes de la polarización del azúcar, excepto, desde luego, la proporción como se producen los azúcares de primera y de segunda en los dos procesos.

OBSERVACIONES:

1. No obstante que el proceso de Alta polarización produce azúcar de más alta Pza que el producido por el proceso de Baja polarización, en los cálculos se asignó igual Pza a ambos azúcares, no solamente con el fin de simplificarlos, sino también porque resulta imposible tratar de determinar experimentalmente los valores de la polarización, humedad y pureza de los azúcares producidos en cada proceso, habida cuenta de la variedad de factores, concernientes a la polarización, que habría que mantener constantes.
2. En la práctica es imposible mantener fija la Pza del azúcar final. Las pequeñas variaciones de la misma que pudieran ocurrir afectarían muy ligeramente la Pza de la MC de primera y la Pza de la miel de primera, todo lo cual no haría variar significativamente

la proporción como se producen los azúcares de 1a. y de 2a en los dos procesos que se estudian.

3. El valor del factor "F", de la ec. 4.2.10 tiene que -- ser común a los dos procesos, pero no tiene que -- ser necesariamente igual a 4,500 pies cúbicos. -- Este valor proviene de multiplicar el número de -- MCs finales que se producen por ciclo (3), por el -- volúmen de las mismas en pies cúbicos (1,500). -- En Cuba son cada vez más frecuentes los valores -- de "F" superiores a 4,500. Cuando se fabrican, -- por ejemplo, 6 MCs finales de 1,200 pies cúbicos -- cada una, por ciclo, el valor de "F" es 7,200

Cálculos correspondientes al proceso de "Baja polari zación".

Para establecer este proceso se da al factor "B" -- (que es el volúmen de miel de 2a alimentado a las -- MCs finales producidas en cada ciclo, medido dicho -- volúmen a la densidad a que se procesan las MCs fina les en los tachos) de la ec. 4.2.10. de donde se -- o btiene y se alcanza el mayor valor posible. El -- factor "B" alcanza su más alto valor cuando las tem plas finales se fabrican exclusivamente con:

Meladura, que es el material de más alta Pza, y Miel de 2a, que es el material de más baja Pza, de los tres materiales disponibles para fabricar las MCs fi nales.

En este proceso, por consiguiente, no se alimenta miel de 1a a las MCs finales. El valor de "B" se puede de terminar rápidamente mediante una cruz de Cobenze.

Datos:

F = volúmen total, en pies cúbicos, de MCs finales fabri cadas por ciclo = $1,500 \times 3 = 4,500$.

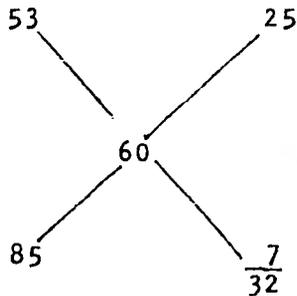
Pza de 1a miel de 2a = $Pm_2 = 53$

Pza de las templeas finales = $Pmc = 60$

Pza de la meladura = $Pz = 85$

$$\frac{25}{32} 4,500 = 8 = 3,516 \text{ pies}^3 \text{ de miel}$$

de 2a, medidos después de haberse alimentado a los tachos, es decir a la densidad de las cochuras.



El peso de sólidos en azúcar de 2a, % del peso de sólidos que entran por meladura es:

$$\frac{3,516 (98-65) 100 (85-33) (75-53)}{4,500 (98-33) (65-60) (98-75)} = 31.1\%$$

El peso de Sds (sólidos) en azúcar comercial % del peso de los Sds en meladura es:

$$\left(\frac{85 - 33}{98 - 33} \right) 100 = 80\%$$

Peso de Sds en azúcar de 1a % del peso de Sds en la Meladura = $80 - 31.1 = 48.9\%$

Peso de Sds en azúcar de primera, % del peso de Sds en la producción total de azúcar = $\frac{48.9 (100)}{80} = 61.1\%$

Peso de Sds en azúcar de segunda, % del peso de Sds. en la producción total de azúcar = $\frac{31.1 (100)}{80} = 38.9\%$

Índice de calidad del azúcar =

$$\frac{(\text{peso Sds en Az de 1a}) (\text{Pza miel 1a}) + (\text{Peso Sds en Az de 2a}) (\text{Pza miel 2a})}{(\text{Peso Sds en Az de 1a}) + (\text{Peso Sds en Az de 2a})}$$

en dicho proceso puede calcular en la forma siguiente:

Datos : $F =$ Volúmen total, en pies cúbicos, de Mcs fina
les producidas por ciclo $= 1,500 \times 3 = 4,500$

Pza de la MC final $= P_m = 60$

Pza de la miel de 1a $= P_{m_1} = 66$

Pza de la miel de 2a $= P_{m_2} = 53$

Volúmen, en pies cúbicos, del material que se cristali-
za, por ciclo, $= 500$

Pza del material que se cristaliza $= 72$

En los siguientes cálculos, el volúmen en pies ³, se --
abreviará "Vol."

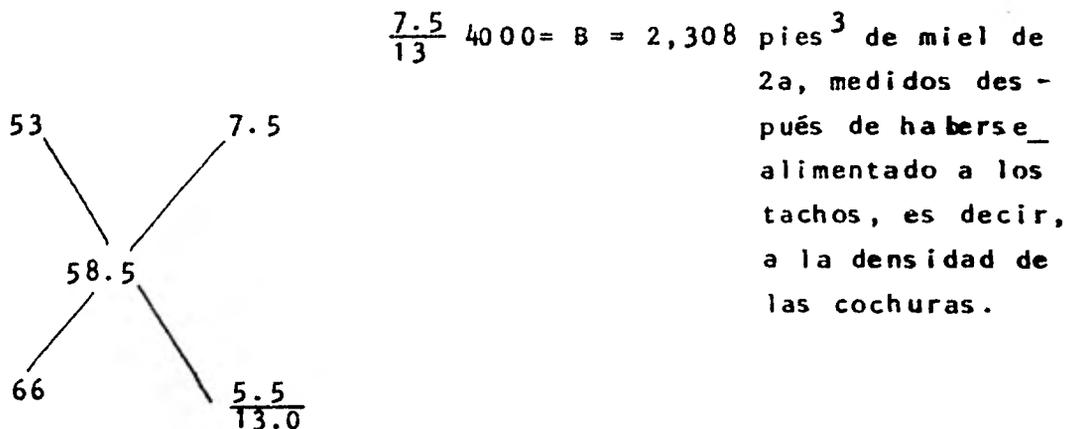
| | |
|----------------------------------|---|
| | $\text{Vol} \times \text{Pza} = \text{Vol} \times \text{Pza}$ |
| Total a fabricar | $4,500 \times 60 = 270,000$ |
| Menos material que . | |
| cristaliza | $-500 \times 72 = 36,000$ |
| Miel de 1a + miel de 2a. | <u>4,000</u> <u>234,000</u> |

Pza de las mieles de 1a y de 2a (supuestamente) mez--
cladas que hay que alimentar, por ciclo, después de ha-
berse cristalizado =

$$= \frac{\text{Vol} \times \text{Pza}}{\text{Vol}} = \text{Pza} = \frac{234000}{4,000} = 58.5$$

Como que el volúmen total de miel de 1a más miel de 2a
que hay que alimentar después de haberse cristalizado -
es conocido (son 4,000 pies cúbicos) y como que también
es conocida la Pza que dichos materiales originarían si
se mezclaran (dicha Pza es 58.5) así como las Pzas de -
los materiales que integran la supuesta mezcla (Pza de -
la miel de 1a $= 66$; Pza de la miel de 2a $= 53$), resul- -
tará que, los pies cúbicos de miel de 2a que hay que --
alimentar a las plantas finales, por ciclo se pueden --

determinar (separándolos de la supuesta mezcla, mediante la siguiente cruz de Co benze:



$$\text{Peso de Sds en Az de 2a \% del peso de Sds que entran por meladura} = \frac{2308 (98-85) 100 (85-33) (75-53)}{4500 (98-33) (85-60) (98-75)} = 20.4\%$$

$$\text{Peso de Sds en Az comercial \% del peso de Sds en la meladura} = \frac{85-33}{98-33} 100 = 80\%$$

$$\text{Peso de Sds en Az de 1a \% del peso de Sds en meladura} = 80 - 20.4 = 59.6\%$$

$$\text{Peso de Sds en Az de 1a \% del peso de Sds en la producción total de azúcar} = \frac{59.6 (100)}{80} = 74.5 \%$$

$$\text{Peso de Sds en Az de 2a \% del peso de Sds en la producción total de azúcar} = \frac{20.4 (100)}{80} = 25.5\%$$

$$\text{Índice de calidad del azúcar del proceso "Alta polarización" fig. 4.2.4} = \frac{74.5 (66) + 25.5 (53)}{100} = 62.68$$

| | <u>Composición del</u> <u>Azúcar crudo</u> | | <u>Índice de</u> <u>Calidad</u> |
|-------------------------------------|---|------------------|------------------------------------|
| | <u>Az. de 1a</u> | <u>Az. de 2a</u> | |
| Proceso de "Baja polari- zación" | 61.1% | 38.9% | 60.92 |
| Proceso de "Alta polari- zación" | 74.5% | 25.5% | 62.68 |

CONCLUSIONES RELATIVAS A LOS PROCESOS
DE BAJA Y DE ALTA POLARIZACION

"Mientras menor es la proporción de meladura que se destina a la producción de las masas cocidas finales del proceso, mas aumentará la polarización del azúcar comercial que producirá el ingenio, y viceversa".

Al aplicarse dicho principio a un caso concreto (con el fin de determinar las variaciones máximas posibles en la proporción como se producen los azúcares de 1a y de 2a, y por consiguiente, en la polarización de la mezcla de dichos azúcares, que es lo que constituye el azúcar comercial) se observa que:

Entre el proceso de "Baja polarización" en que por ejemplo el factor "B" tiene un valor de 3,516 pies cúbicos y el proceso de "Alta polarización" en que el factor "B" tiene un valor de 2,308 pies cúbicos existe una gama de procesos intermedios correspondientes a valores intermedios del factor "B" cuyo control se ejerce desde la MC final, por así decirlo, que originan azúcares de polarización intermedias .

Los procesos de "Máxima polarización" Fig. 4.2.1 y de "Mínima polarización" Fig. 4.2.2. Estos procesos tienen de común que son de tres masas cocidas y que en ambos la Pza de la meladura es 85. Difieren en los siguientes aspectos:

- a. En el proceso de "Máxima polarización", Fig. 4.2.1 no se recircula miel de primera, en tanto que en el proceso de "Mínima polarización", Fig. 4.2.2 se recircula miel de primera hasta hacer descender a 80 la Pza de la MC de primera.
- b. En el proceso Fig. 4.2.1 se lava el azúcar final en las centrífugas y se alimenta la miel de lavado a la templa final, obteniéndose un azúcar final de 96 de pureza,

en tanto que en el proceso Fig. 4.2.2 no se lava el azúcar final durante la purga, resultando, al igual que en los procesos Figs. 4.2.3 y 4.2.4 ya estudiados, un azúcar final de pureza 85.

Tomando los datos de los diagramas de flujo de materiales, se pueden calcular los índices de calidad del azúcar y los porcentajes de azúcares de 1a y 2a que se producen en estos sistemas, en la forma siguiente:

1. de C. del azúcar del sistema Fig. 4.2.1

$$\frac{60.3 (71) + 19.7 (52)}{80} = 66.3\%$$

Porcentaje de azúcar de 1a en el sistema Fig. 4.2.1

$$\frac{60.3 (100)}{80} = 75.4\%$$

Porcentaje de azúcar de 2a en el sistema Fig. 4.2.1

$$\frac{19.7 (100)}{80} = 24.6\%$$

1. de C. del azúcar del sistema Fig. 4.2.2

$$\frac{58.8 (60) + 21.2 (50)}{80} = 57.3\%$$

Porcentaje de l.de C. del azúcar de 1a en el sistema Fig.4.2.2

$$\frac{58.8 (100)}{80} = 73.5\%$$

Porcentaje de azúcar de 2a en el Sistema Fig. 4.2.2

$$\frac{21.2 (100)}{80} = 26.5\%$$

Consumo de vapor y capacidad "para moler" de los cuatro procesos. Para tener una idea aproximada sobre:

1. Consumo de vapor de escape que la puesta en operación de cada uno de los cuatro sistemas ocasiona en la esta-

ción de los tachos, respecto al consumo del proceso -
menos consumidor, y sobre:

2. La capacidad de cada uno de los cuatro procesos para "absorber" la molienda en la estación de tachos, referida dicha capacidad a la del proceso que menor capacidad aporta, se determinará (tomando los datos Figs. 4.2.1, 4.2.2, 4.2.3 y 4.2.4) el "Peso total de sólidos en masas cocidas % del peso de sólidos en meladura" - a cada uno de los cuatro procesos.

El del proceso de "Máxima polarización" Fig. 4.2.1 es:

$$107.15 + 39.4 + 41.6 = 188.15\%$$

El del proceso de "Mínima polarización" Fig. 4.2.1 es:

$$111.8 + 50.9 + 41.6 = 204.3 \%$$

El del proceso de "Baja polarización" Fig. 4.2.3 es:

$$82.4 + 63.6 + 41.6 = 187.6\%$$

El del proceso de "Alta polarización" Fig. 4.2.4 es:

$$100.55 + 41.7 + 41.6 = 183.85\%$$

Cuando la meladura y las mieles de alimentación tienen --
igual densidad, puede aceptarse que aproximadamente, el --
consumo de vapor en la estación de tachos es directamente
proporcional al peso total de los sólidos en masas cocidas
% del peso de sólidos en meladura de los procesos, siempre
que el peso de sólidos que entra por la meladura a la es --
tación, por unidad de tiempo, permanezca constante.

Entonces: Dando un valor de 100 a 183.85% (que es el peso --
total de Sds en MCs % del peso de Sds en meladura del pro --
ceso Fig. 4.2.4) se podrá determinar, aproximadamente, --
los consumos relativos de vapor correspondientes a los res --
tantes procesos, en la forma siguiente:

Consumos relativos de vapor:

Proceso Fig. 4.2.4 de "Alta polarización" = 100%

Proceso Fig. 4.2.2 de "Mínima polarización" =

$$\frac{204.3 (100)}{183.85} = 111\%$$

Proceso Fig. 4.2.3 de "Baja polarización" =

$$\frac{187.6 (100)}{183.85} = 102\%$$

Proceso Fig. 4.2.1 de "Máxima polarización" =

$$\frac{188.15 (100)}{183.85} = 102.3\%$$

Si los ciclos de cochura de las masas cocidas de primera, segunda y final tuvieran igual duración, resultaría que : La capacidad de los tachos (para procesar la meladura que origina la molienda del ingenio o capacidad para "moler") variaría en forma inversamente proporcional al "Peso total de sólidos en masas cocidas % del peso de sólidos en la meladura" de los procesos o sistemas de masas cocidas. Aceptando entonces sólo como aproximada la anteriormente mencionada relación, se puede dar a 204.3% (que es el "peso total de Sds en MCs % del peso de Sds en meladura" correspondiente al sistema Fig. 4.2.2 el cual es el que menor capacidad aporta a la estación de tachos) un valor de 100, con el fin de calcular las capacidades para "moler" de los demás procesos en relación con la de éste.

Capacidades relativas para "moler" :

Proceso de "Mínima polarización" Fig. 4.2.2 = 100 %

Proceso Fig. 4.2.1 de "Máxima polarización" =

$$\frac{204.3 (100)}{188.15} = 108.5\%$$

Proceso Fig. 4.2.3 de "Baja polarización" =

$$\frac{204.3 (100)}{187.6} = 108.9\%$$

Proceso Fig. 4.2.4 de "Alta polarización" =

$$\frac{204.3 (100)}{183.85} = 111.1\%$$

En el siguiente cuadro se resumen los principales resultados que aproximadamente se obtienen al poner en operación los procesos de tres masas cocidas que se han estudiado (cuando la Pza. de la meladura es de 85).

S I S T E M A S D E T R E S M A S A S C O C I D A S
C O N V E N C I O N A L E S

| Proceso sin Recircularción de miel de primera | Azúcar % Az. 1a. | Comercial % Az. 2a. | Índice de Calidad del Azúcar | Consumo relativo de vapor | Capacidad relativa para moler |
|---|---------------------|------------------------|------------------------------------|---------------------------------|-------------------------------------|
| Proceso de Máxima polarización" Fig. 4.2.1 | 75.4 | 24.6 | 66.3 | 102.3 | 108.5 |
| Proceso de "Alta polarización" Fig. 4.2.4 | 74.5 | 25.5 | 62.68 | 100 | 111.1 |
| Proceso de "Baja polarización" Fig. 4.2.3 | 61.1 | 38.5 | 60.9 | 102 | 108.9 |
| Proceso con Recir- culación de miel de primera Sistema Clásico de tres masas cocidas (Mínima Polarización) | 73.5 | 26.5 | 57.3 | 111 | 100 |

Conclusiones sobre los cuatro sistemas
de tres masas cocidas que se comparan

Primera: El proceso Fig. 4.2.1 es el que produce un azúcar de más alta polarización (I. de C. = 66.3) no solamente porque el lavado del azúcar final hace disminuir notablemente la recirculación de miel final hacia las plantas comerciales, sino también porque no se alimenta meladura a la MC final, resultando, a consecuencia de todo ello: - Un alto porcentaje de azúcar de primera de alta calidad - (de bida a la relativamente alta pureza de la miel de primera del proceso) y un muy bajo porcentaje de azúcar de segunda.

Segunda: Comparandolos con el proceso Fig. 4.2.1 mucha menor calidad aporta el proceso de "Alta polarización" - Fig. 4.2.4. (I. de C. = 62.68), y todavía menos calidad aporta el proceso de "Baja polarización" Fig. 4.2.3 (I. de C. = 60.9).

La utilización práctica de la gama de calidades intermedias existentes entre los procesos de "Alta y de Baja" polarización, se estudió en las primeras conclusiones de este capítulo.

Tercera: Los consumos relativos de vapor y las capacidades para moler de los sistemas de tres masas cocidas sin recirculación de miel de primera son prácticamente iguales empero, son muy notables las ganancias en capacidad de estos sistemas respecto a la capacidad para "moler" que ofrece el sistema clásico de tres masas cocidas, e igualmente notables son las economías en el consumo de vapor de escape en los mencionados sistemas, cuando se comparan con el consumo que origina el sistema clásico de tres masas cocidas.

Cuarta: El sistema clasico de tres masas cocidas es el que produce el azúcar de más baja polarización (I. de C. =

47.3). El alto porcentaje de azúcar de primera de este sistema (73.5 %), el cual se debe a la recirculación de miel de primera, no hace subir significativamente la polarización del azúcar comercial, a causa de que la miel de primera con que van impregnados los granos de azúcar de primera, tienen una pureza muy baja relativamente; e igualmente: el relativamente bajo porcentaje de azúcar de segunda (26.5%) de este sistema, tampoco hace subir significativamente la polarización del azúcar comercial, a causa de la relativamente baja pureza de la miel, de segunda que acompaña a los granos de azúcar de segunda.

Quinta: Tiene importancia técnico-económica la pérdida de calidad y de capacidad para moler, así como el mayor consumo de vapor que ocasiona la puesta en operación del sistema de tres masas cocidas clásico al compararlo con las calidades del azúcar, capacidades y consumos de los sistemas de tres masas cocidas que no recirculan miel de primera. Estas desventajas del mencionado sistema se producen como consecuencia de dos características del mismo:

1. La recirculación de miel de primera, y
2. La "irracionalidad" del sistema en el cual necesariamente hay que destinar un relativamente muy alto porcentaje de meladura para la fabricación de sus masas cocidas finales "degradandose", valga el término, dicho producto.

CALCULOS DE OPERACIONES MECANICAS

Operaciones "Mecánicas" que comprende la fabricación de 3 MCs finales de 1.500 pies cúbicos cada una, mediante un proceso en dos etapas.

Las operaciones que se describirán son aplicables tanto al proceso de "Baja polarización" como al de "Alta polarización" y presuponen la existencia del siguiente equipo:

Tacho de 1.500 pies cúbicos de capacidad útil (o de templa terminada) y con una capacidad de 500 pies cúbicos cuando su calandria está cubierta de MC (capacidad de pie de templa), y

Granero en el que quepan 1,000 pies cúbicos de MC δ , mejor aún: 2 graneros de 500 pies cúbicos cada uno.

El tacho debe estar provisto de una escala graduada que indique los volúmenes que contienen a los distintos niveles de las MCs que se procesan dentro del mismo. Mediante dicha escala se puede determinar el volumen que se alimenta de cada material (medido a la densidad de la cochura) leyendo en la escala el volumen que ocupa la MC en proceso cuando se comienza y se termina de alimentar completamente cada material y determinando la diferencia entre ambas lecturas.

Operaciones: En el tacho se toman 500 pies cúbicos de cierto material, se cristaliza, se alimenta hasta obtenerse un volumen de MC (un poco mayor, para compensar por el volumen de MC que pudiera quedarse en la tubería de pase, de 1,500 pies cúbicos, se para el tacho, se rompe el vacío y se depositan 1,000 pies cúbicos de MC (que son dos pies de MCs finales) en el granero. Entonces finaliza la 1a. etapa del proceso. La 2a. etapa comienza cuando se pone nuevamente el tacho en operación y se alimenta (al pie de MC que tiene dentro) hasta 1,500 pies cúbicos, se da punto y se descarga la primera MC final de 1,500 pies cúbicos. Este es el final de la 2a. etapa. La 2a. etapa se realiza dos veces más con los dos pies, de 500 pies cúbicos cada uno, que están depositados en el granero.

Por supuesto que, en lugar de depositarse 1,000 pies cúbicos en el granero, del tacho se pueden pasar 500 pies cúbicos a cada uno de dos tachos que se encuentran vacíos, en cuyo caso, la 2a. etapa se realiza simultáneamente en tres tachos. Cabe advertir que cuando se procede de esta manera debe haber mucha miel disponible en los tan--

ques; de lo contrario habría que parar algún tacho durante las cochuras, por falta de miel, lo cual no es recomendable. Otra alternativa sería que el tacho (que tiene 1500 pies cúbicos al final de la 2a. etapa) pase 500 pies cúbicos en el granero, quedándose con 500 pies cúbicos, como pie. En -- tal caso: la 2a. etapa se haría simultáneamente en dos ta - chos y, posteriormente, otro tacho, tomando los 500 pies cú bicos que están en el granero como pie, realizaría la 2a. - etapa por tercera vez.

CALCULO DEL PESO DE SOLIDOS EN AZUCAR C O M E R C I A L.

Demostrar que: Peso de sólidos en azúcar comercial, % del - peso de sólidos en la meladura = $\frac{Pz-Pm}{Pe-Pm} = 100$ Ec. 4.2.1

y también que: Peso de sólidos en azúcar de 2a., % del peso - de sólidos en la meladura = $\frac{B(Pe-Pz) 100 (Pa-Pm) (Pmc_2-Pm_2)}{F (Pe-Pm) (Pa-Pm) (Pe-Pmc_2)}$

F= Volúmen total de MCs finales producida por ciclo.

B= Volúmen de miel de 2a alimentado a las Mcs finales por - ciclo, medido a la densidad a que se procesan dichas tem plás en los tachos (densidad de las cochuras).

Pe= Pza. del azúcar comercial. Azúcar comercial es la mezcla de los azúcares de la. y de 2a. producidos en el proceso

Pm= Pza. de la miel final

Pa= Pza. del azúcar final no lavado; tal como sale de las - centrífugas

Pm_2 = Pza. de la miel de 2a.

Pmc = Pza. de la MC final

Pmc_2 = Pza. de la MC de 2a.

Pz = Pza. de la meladura

$$\begin{array}{r}
 \text{Pe} \quad \text{Pz-Pm} \\
 \diagdown \quad \diagup \\
 \text{pz} \\
 \diagup \quad \diagdown \\
 \text{Pm} \quad \frac{\text{Pe-Pz}}{\text{Pe-Pm}}
 \end{array}
 \quad
 \frac{\text{Pz-Pm}}{\text{Pe-Pm}} 100 = \text{Peso de Sds (sólidos) en Az. co}$$

mercial % peso de Sds en meladura Ec. 4.2.3

$$\frac{\text{Pe-Pz}}{\text{pe-pm}} 100 = \text{Peso de Sds en miel final \% peso de Sds en meladura}$$

Ec. 4.2.4.

Las dos fórmulas anteriores son aplicables a todos los sistemas de MCs.

Sea C el peso de Sds en MC final % del peso de Sds en meladura.

$$\begin{array}{r}
 \text{Pm} \quad \text{Pa-Pmc} \\
 \diagdown \quad \diagup \\
 \text{Pmc} \\
 \diagup \quad \diagdown \\
 \text{Pa} \quad \frac{\text{Pmc-Pm}}{\text{Pa-Pm}}
 \end{array}
 \quad
 \frac{\text{Pa-Pmc}}{\text{Pa-Pm}} C = \text{Peso de Sds en miel final \% peso de Sds en meladura.}$$

Sustituyendo el 2o. miembro de esta última ecuación por el valor que tiene en la Ec.4.2,4., se tiene:

$$\frac{\text{Pa-Pmc}}{\text{Pa-Pm}} C = \frac{\text{Pe-Pz}}{\text{Pe-Pm}} 100 \text{ Despejando a C:}$$

C = Peso de Sds en MC final % peso de Sds en meladura =

$$\frac{(\text{Pe-Pz}) 100 (\text{pa-Pm})}{(\text{Pe-Pm}) (\text{Pa-Pmc})} \quad \text{Ec. 4.2,5}$$

La 4.2.5. es aplicable en todos los casos en que no se lave, ni se repurgue el azúcar final.

Tomando en consideración que la densidad que tienen las templeas durante sus cochuras es aproximadamente constante, resultará que: Los volúmenes, tanto de las templeas finales que se fabrican (en cada ciclo de producción), como los volúmenes de los materiales alimentados a las mismas (también por ciclo), son, aproximadamente, directamente proporcionales a los pesos de sólidos que los mencionados volúmenes contienen. Por tanto, se puede

escribir que:

$$\frac{F}{B} = \frac{C}{\dots} \quad \text{De donde:}$$

Peso de Sds en miel de 2a. alimentado a las MCs finales (por ciclo) % del peso de Sds en meladura.

Peso de Sds en miel de 2a. alimentado a las MCs finales (por ciclo) % del peso de Sds en meladura = $\frac{B}{F} C$ ec. 4.2.6

Dando a C el valor que tiene en la 4.2.5, se tiene:

Peso de Sds en miel de 2a alimentado a las MCs finales (por ciclo) % del

$$\text{peso de Sds en meladura} = \frac{B (Pe - Pz) 100 (Pa - Pm)}{F (Pe - Pm) (Pa - Pmc)} \quad \text{ec.4.2.7}$$

Considerando ahora la MC de 2a. y designando por:

W_2 al peso de Sds en MC de 2a % del peso de Sds en meladura, y por:

P_{az_2} a la pureza del azúcar de 2a. se obtiene:

$$\begin{matrix} P_{m_2} & & P_{az_2} - P_{mc_2} \\ & \searrow & \nearrow \\ & P_{mc_2} & \\ & \nearrow & \searrow \\ P_{az_2} & & P_{mc_2} - P_{m_2} \end{matrix} \quad P_{az_2} - P_{mc_2} \quad W_2 = \frac{B (Pe - Pz) 100 (Pa - Pm)}{F (Pe - Pm) (Pa - Pmc)} \quad \text{ec. 4.2.8}$$

$$\frac{P_{mc_2} - P_{m_2}}{P_{az_2} - P_{m_2}} \quad W_2 = \frac{\text{Peso de Sds en Azúcar de 2\% peso de Sds en meladura}}{\dots} \quad \text{ec. 4.2.9}$$

Despejando a W_2 en la 4.2.8, se tiene:

$$W_2 = \frac{B (Pe - Pz) 100 (Pa - Pm) (P_{az_2} - P_{m_2})}{2 F (Pe - Pm) (Pa - Pmc) (P_{az_2} - P_{mc_2})} \quad \text{Poniendo este valor}$$

de W_2 en la ecuación 4.2.9, se tendrá que:

$$\text{Peso de Sds en azúcar de 2a\% del peso de Sds en meladura} = \frac{B (Pe - Pz) 100 (Pa - Pm) (P_{az_2} - P_{m_2}) (P_{mc_2} - P_{m_2})}{F (Pe - Pm) (Pa - Pmc) (P_{az_2} - P_{m_2})} \quad \text{ec. 4.2.10}$$

Como que, en la práctica, el valor de Paz_2 difiere muy poco del valor de Pe , con el fin de simplificar la ec. 4.2.10, se puede hacer a $Paz_2 = Pe$. Aceptándose esa aproximación, se obtendrá:

Peso de sólidos en azúcar de 2a. % del peso de los Sds. en madura =

$$\frac{B (Pe - Pz) 100 (Pa - Pm) (Pmc_2 - Pm_2)}{F (Pe - Pm) (Pa - Pmc) (Pe - Pmc_2)} \quad \text{ec. 4.2.11}$$

Observación: Esta ec. no es aplicable en los procesos en que se lava el azúcar final y se alimenta la miel de lavado a la MC final, como es el caso en el proceso fig. 4.2.1

Manera de fabricar las MCs finales del proceso de "Baja polarización".

Objetivo: Fabricar tres MCs finales, de 1,500 pies cúbicos y de 60 de Pza cada una, siguiendo los lineamientos del proceso descrito en el primer apéndice, y utilizándose como materiales de alimentación:

Meladura, cuya Pza es 85, y
Miel de 2a, cuya Pza es de 53.

- Calcular:
1. Durante qué etapa y a los cuantos pies cúbicos de cochura deberá cambiarse de alimentación, de meladura a miel de 2a.
 2. La pza que deberán tener los pies que se depositarán en el granero.

Cálculos

Pies de MCs finales fabricadas por ciclo = 1,500
x 3 = 4,500 pies cúbicos

Total de pies cúbicos de meladura y de miel de 2a. que tendrán que ser alimentados:

$$\begin{array}{r}
 85 \quad \quad 7 \\
 \quad \quad \quad \diagdown \quad \diagup \\
 \quad \quad \quad 60 \\
 \quad \quad \quad \diagup \quad \diagdown \\
 53 \quad \quad \frac{25}{32}
 \end{array}
 \quad \frac{7}{32} \quad 4500 = 984 \text{ pies cúbicos de meladura, me-}$$

didos dentro del tacho a la -
densidad de las cochuras.

$$\frac{25}{32} \quad 4500 = 3,516 \text{ pies cúbicos de miel de 2a.,}$$

medidos dentro del tacho a -
la densidad de las cochuras.

Como en la 1a. etapa admite 1,500 pies cúbicos de materiales de alimentación, los 984 pies cúbicos de meladura se alimentarán durante dicha etapa y, por tanto, el cambio de alimentación, de meladura a miel de 2a. se realizará cuando la MC en proceso llegue a la marca de 984 de la escala graduada que tiene el tacho.

Durante la 1a. etapa se alimentarán : $1500 - 984 = 516$ -- pies cúbicos de miel de 2a. (medidos dentro del tacho) y durante las 3 cochuras correspondientes a la segunda etapa se seguirá alimentando miel de 2a. exclusivamente.

Pureza del material que se deposita en el granero - - - -
(0 Pza de los pies de tercera) = $\frac{984(85) + 516(53)}{984 + 516} = 74$.

(note que la anterior Pza es la misma de la cochura al final de la 1a. etapa).

Comprobación de cálculos: Pzas de las MCs terminadas =
= $\frac{500(74) + 1000(53)}{500 + 1000} = 60$. (note que la anterior Pza es

la misma de las cochuras al término de las segundas etapas).

Observación: El grado Brix durante el proceso de cochuras en el tacho generalmente varía entre 88 y 91 (promedio - 90), más cuando se cierra la válvula de alimentación para dar punto y, finalmente, descargar la templea, el grado --

Brix de la MC aumenta hasta adquirir valores de 96 o superiores, y el volúmen de la MC disminuye. Por esa razón, y para que los resultados de todos estos cálculos concuerden con los que se obtienen en la práctica, se debe cerrar la válvula de alimentación cuando la MC llegue a la marca de 1,500 pies cúbicos del tacho y dejar que el templa coja punto y disminuya de volúmen. Consecuentemente: El volúmen de las templeas finales, no obstante haberse calculado de 1,500 pies cúbicos, en realidad resultará un poco menor.

Manera de fabricar las masas cocidas finales del proceso de "Alta polarización".

Ejem: Fabricar 3 MCs finales de 1,500 pies cúbicos y de 60 de Pza cada una, cristalizándose 500 pies cúbicos de una material de Pza 72 (que se hace mezclando meladura y miel de 1a.); utilizándose después miel de 1a. como material de alimentación y cambiándose la alimentación para miel de 2a. en la etapa y "marca" de la escala graduada que tiene el tacho que corresponda.

Operaciones mecánicas las mismas descritas anteriormente.

- Cálcular :
1. Durante qué etapa y a los cuántos pies cúbicos de cochura (o marca de la escala) deberá tener lugar el cambio de alimentación de miel de 1a. a miel de 2a.
 2. La pureza que deben tener los pies que se depositarán en el granero.

Cálculos

Son los mismos que se hicieron en la fabricación anterior para calcular el valor del factor "B" del proceso de "Alta polarización". De acuerdo con los mismos, hay que alimentar un total de:

2,308 pies cúbicos de miel de 2a., medidos dentro del tacho, a la densidad de las cochuras.

Seguidamente se dilucidará si los 2,308 pies cúbicos de miel de segunda, pueden o no ser alimentados durante las 3 cochuras que comprende la 2a. etapa del proceso. De poderse, como que son tres cochuras, en cada una de ellas habría que alimentar:

$$\frac{2,308}{3} = 769 \text{ pies cúbicos de miel de 2a.}$$

Como cada cochura (de las 3 que comprende la 2a. etapa) se comienza con 500 pies cúbicos de pie de templa y se termina a los 1,500 pies cúbicos, cada cochura admite:

$$1500 - 500 = 1000 \text{ pies cúbicos de material de alimentación.}$$

Como que 769 es menor que 1,000, los 769 pies cúbicos de miel de 2a. se alimentarán durante la realización de cada una de las cochuras correspondientes a la 2a. etapa. Como que la miel de 2a., por ser el material de más baja Pza, debe ser alimentada última, y como las cochuras son de 1,500 pies cúbicos, el cambio de alimentación de miel de 1a. a miel de 2a., deberá hacerse, durante cada una de las tres cochuras de la 2a. etapa, a los: $1500 - 769 = 731$ pies cúbicos de dichas cochuras, es decir, cuando las mismas lleguen a la marca de 731 de la escala del tacho.

No se ha calculado el cambio de alimentación, de material de cristalización a miel de 1a., porque es condición del proceso que se alimente miel de 1a. inmediatamente después que se haya cristalizado, es decir, a partir de la marca de 500 pies cúbicos del tacho durante la 1a. etapa.

Pza del material que se deposita en el granero =

$$\frac{500 (72) + 1000 (66)}{500 + 1000} = 68$$

Comprobación de los cálculos. Pza. de las Mcs finales -- terminadas =

$$\frac{500 (68) + (731 - 500) (66) + 769(53)}{1500} = 60$$

En general, puede afirmarse que, si son conocidas, o si son previsibles, las Pzas de todos los materiales que se originan en el proceso que tiene lugar en los tachos, - cristalizadores y centrífugas (pzas de las MCs, azúcares y mieles), se pueden calcular con esos datos los pesos_ de los sólidos que de los mencionados materiales, se -- producen por cada 100 partes en peso de los sólidos que entran en la estación de tachos disueltos en la meladura. Los esquemas en que se consignan esos porcentajes ya calculados, figs. 4.2.1, 4.2.2, 4.2.3, 4.2.4 pueden recibir - el nombre de Diagramas de flujo de materiales de los sistemas de masas cocidas. Si el sistema está en operación, los datos sobre las Pzas de los materiales se tomarían de un informe de laboratorio correspondiente a un día o periodo de zafra. Si el sistema no está en operación, dichos datos hay que preverlos aproximadamente.

Cálculo del diagrama de flujo de materiales del sistema de la fig. 4.2.1

Este es un sistema de 3 MCs sin recirculación de miel - de la. que esencialmente difiere de los diagramas de - 4.2.3 y 4 en que se realiza el lavado del azúcar final - al purgarse la templa final en las centrífugas y se alimenta la miel de lavado a la templa final.

Antes de comenzar a realizar los cálculos es necesario hacer un dibujo igual, o parecido, en la fig. 4.2.1 en el que consten las Pzas de todos los materiales que el proceso origina. Dichas Pzas van acompañadas de sus correspondientes símbolos.

En la fig. 4.2.1 se han representado en forma de tachos -- las 3 MCs del sistema, y en forma de pequeños rectángulos las centrífugas. Las líneas y flechas señalan -

el curso que siguen los materiales en dicho proceso. -
Se considera que al proceso entran 100 partes en peso de sólidos de la meladura.

En el proceso de la fig.4.2.1 las Pzas de los materiales son las siguientes:

Pza. de la meladura = $P_z = 85$

Pza del azúcar comercial = $P_e = 98$

Pza de la miel final = $P_m = 33$

Pza de azúcar final no-lavada = $P_{a'} = 85$

Pza de azúcar final lavada = $P_z = 96$

Pza de la miel de lavado = $P = 58$

Pza de la MC final = $P_{mc} = 60$

Pza de la MC de 2a., o MC "B" = $P_{mc_2} = 75$

Pza de la miel de 2a., o miel "B" = $P_{m_2} = 52$

Pza de la miel de 2a., o miel "A" = $P_{m_1} = 71$

Los números que en el diagrama estan seguidos del signo % son los pesos de los sólidos de los materiales que el proceso origina, % del peso de los sólidos que entran - por meladura a la estación de tachos, cuyos cálculos se harán seguidamente. (Es conveniente escribir estos -- porcentos en el diagrama a medida que son calculados).

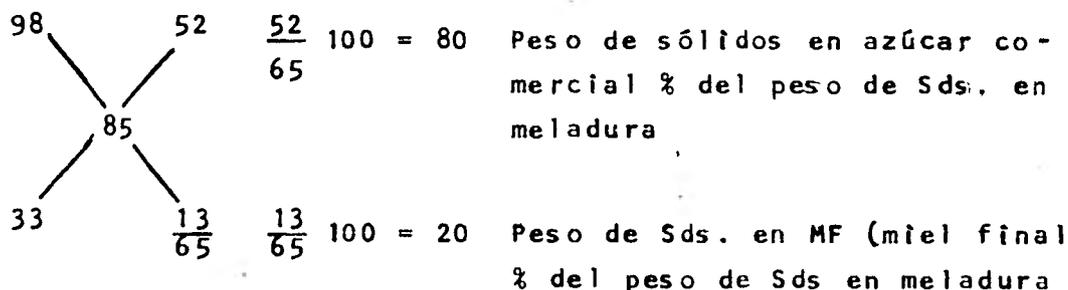
La rapidéz de este método de cálculo se debe a los si-- guientes razonamientos básicos:

Considerando a la estación de tachos, cristalizadores y centrífugas como una unidad, se ve que dicha unidad recibe un material, la meladura, y que de ella salen dos materiales: el azúcar comercial y la miel final. Es evidente que (salvo pérdidas indeterminadas de sólidos por motivos de derrames, salideros, liquidaciones, etc., las cuales son relativamente pequeñas) la suma de los pesos de los sólidos que salen formando parte del azúcar comercial y de la miel final debe ser igual al peso de los sólidos que entran disueltos en la meladura, a -

cuyo peso se le da un valor de 100 para que sirva de -- valor de referencia en los cálculos del peso de sólidos de todos los demás materiales que se producen durante el proceso.

Por otra parte, también, es evidente que: La suma del peso de la sacarosa que sale del proceso con el azúcar comercial, más el peso de la sacarosa que sale del proceso disuelta en la miel final, tiene que ser igual al peso de sacarosa que entró por meladura.

De este modo, procediendo a la inversa, podemos establecer un diagrama de Cobenze tomando como materiales los sólidos contenidos en el azúcar comercial y en la miel final, para formar las 100 partes en peso de sólidos que trae la meladura.



Se recurre al método de la cruz de Cobenze porque en -- forma gráfica y rápidamente resuelve 2 ecuaciones de -- primer grado con 2 incógnitas que resultan al mezclarse 2 materiales, de Pzas conocidas, que originan otro material, también de Pza conocida, cuando se conoce el peso de este último y se desean conocer los pesos de los primeros. Es, por consiguiente, una forma de determinar los % de los materiales de distintas purezas que hay que mezclar para obtener una mezcla de una pureza determinada. Los siguientes cálculos confirman todo lo anteriormente expresado, principalmente lo relativo a la brevedad del método, comparándolo con el largo desarrollo que ha--

bría de seguirse para resolver las incógnitas del flujo de materiales mediante ecuaciones algebraicas convencionales. En efecto:

Sean:

100 = peso de Sds en meladura de Pza 85

x = Peso de Sds en Az. Comercial de Pza. 98

y = peso de Sds en miel final de Pza 33

Igualdad del peso de sólidos:

$$100 = x + y \quad (1)$$

Igualdad del peso de sacarosa (Pol):

$$100 (85) = x(98) + y(33) \quad (2)$$

Despejando a x en la ecuación (1) : $x = 100 - y$

Poniendo el valor de x en la ecuación (2):

$$100(85) = (100 - y)98 + y(33)$$

Operaciones para despejar a y:

$$8500 = 9800 - 98y + 33y \quad 98y - 33y = 9800 - 8500$$

$$65y = 1300 \quad \text{De donde: } y = 1300/65 = 20$$

Poniendo en la ecuación (1) el valor hallado de y:

$$100 = 20 + x \quad \text{De donde: } 100 - 20 = x \quad x = 80$$

Cálculo del peso de Sds en MC final % del peso de Sds en meladura:

Pa' es la Pza del azúcar final antes de iniciarse al lavado de éste en las centrífugas. Pa' = 85

Pm = 33, es la Pza de la MF, y su peso de Sds % del peso de Sds en meladura se conoce = 20 %. Se conoce la Pza de la MC final: Pmc = 60.

"Mezclando" los Sds contenidos en la miel final con los

Sds contenidos en el azúcar final no-lavado para obtener los Sds contenidos en la MC final:

Sea: C=Peso de Sds en MC final % peso de Sds en meladura.

$$\begin{array}{r}
 33 \quad \quad 25 \\
 \quad \quad \quad \diagdown \quad \diagup \\
 \quad \quad \quad 60 \\
 \quad \quad \quad \diagup \quad \diagdown \\
 85 \quad \quad 27
 \end{array}
 \quad \frac{25}{52} C = 20; \text{ de donde: } C = 20 (52) / 25 = 41.6$$

Peso de Sds en MC final % peso de Sds en meladura

$$\frac{27}{52} 41.6 = 21.6 \text{ Peso de Sds en Az. final no-lavado \% peso de Sds en meladura.}$$

cálculos del peso de Sds en azúcar final lavado y en miel de lavado, ambos, % del peso de Sds, en meladura:

Como se conoce la pureza de la miel de lavado ($P=58$), --- así como la Pza del azúcar final ya lavado ($P_a=96$), cuyos materiales son originados por el azúcar final no-lavado - cuya Pza ($P_a'=85$) y cuyo peso de Sds % del peso de Sds en meladura es 21.6 %, resultará que, los cálculos correspondientes a esta relación se resuelven mediante el siguiente Cobenze:

$$\begin{array}{r}
 96 \quad \quad 27 \\
 \quad \quad \quad \diagdown \quad \diagup \\
 \quad \quad \quad 85 \\
 \quad \quad \quad \diagup \quad \diagdown \\
 58 \quad \quad 11
 \end{array}
 \quad \frac{27}{38} 21.6 = 15.4 \text{ Sds en Az. final lavado \% Sds en meladura.}$$

$$\frac{11}{38} 21.6 = 6.2 \text{ Sds en miel de lavado (alimentados a la MC final) \% Sds de meladura.}$$

Cálculos del peso de Sds en miel A y del peso de Sds en miel B alimentados a la MC final, ambos, % del peso de Sds en meladura:

Si a los sólidos y a la sacarosa (o Pol) en la MC final - (% de Sds en meladura) se restan, respectivamente, los Sds y el Pol de la miel de lavado, se obtendrán los Sds y el

Pol que se alimentarán a la MC final en forma de miel A y miel B, considerados como una mezcla (o en conjunto), y con dichos datos se puede calcular la Pza de la mezcla o conjunto de dichas alimentaciones. Finalmente, mediante un Cobenze se posibilita "separar", por así decirlo, dichas alimentaciones, las cuales estarán referidas a 100 partes en peso de Sds en meladura.

| | Sólidos | Sólidos X Pza = Sac (o Pol) |
|-------------------|------------|-----------------------------|
| En MC final | 41.6 | (41.6) X (0.60) = 25.0 |
| En miel de lavado | - | - |
| Miel A + miel B | <u>6.2</u> | (6.2) X (0.58) = <u>3.6</u> |
| | 35.4 | 21.4 |

$\frac{21.4 (100)}{35.4} = 60.4$ Pza de la mezcla de los sólidos en miel A, más los sólidos en miel B que se alimentan a la MC final.

35.4 = Total de Sds en mieles A y B alimentados a la MC final, % de los Sds de la meladura.

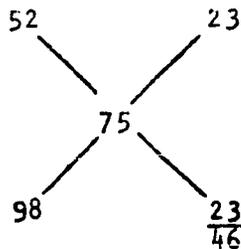
$P_{m_1} = 71$ $P_{m_2} = 52$

$$\begin{array}{r} 71 \\ \diagdown \quad \diagup \\ \quad \quad 8.4 \\ \quad \quad \frac{8.4}{19} \end{array} \quad 35.4 = 15.7 \text{ Sds en miel A, a la MC final,} \\ \text{\% Sds en meladura}$$

$$\begin{array}{r} 60.4 \\ \diagdown \quad \diagup \\ 52 \quad \quad 10.6 \\ \quad \quad \frac{10.6}{19.0} \end{array} \quad 35.4 = 19.7 \text{ Sds en miel B a la MC final,} \\ \text{\% Sds en meladura.}$$

Cálculo de los pesos de Sds en Azúcar B y en MC B, ambos, % del peso de Sds en meladura: Mezclando los 19.7 sólidos en miel B de Pza 52, con una cantidad desconocida de sólidos en azúcar B de Pza 98, para obtener otra cantidad -

desconocida "B" de sólidos en MC B de Pza. 75.



$$\frac{23}{46} B = 19.7; \text{ de donde:}$$

$$B = \frac{46(19.7)}{23} = 39.4$$

Sds en MC B % Sds en meladura

$$\frac{23}{46} 39.4 = 19.7 \text{ Sds en Az. B \% Sds en meladura}$$

Cálculo del peso de Sds en Az. A % del peso de Sds en meladura

$$\text{Peso de Sds en Az. comercial (Az. A + Az. B) \% peso Sds en meladura} = 80$$

$$\text{Peso de Sds en Azúcar B \% peso de Sds en meladura} = 19.7$$

$$\text{Peso de Sds en Azúcar A \% peso de Sds en meladura} =$$

$$80 - 19.7 = 60.3 \%$$

Cálculos de los pesos de Sds en Az. final a las MCs comerciales, % del peso de Sds en meladura.

Repartiendo la producción de Sds en azúcar final lavada proporcionalmente a las producciones de sólidos en azúcares A y B, con el fin de obtener azúcar comercial del mismo tamaño, se tendrá:

$$\frac{15.4 (60.3)}{80} = 11.6 \text{ Peso de Sds en Az. final a las plantas "A" \% del peso de Sds en meladura}$$

$$15.4 - 11.6 = 3.8 \text{ Peso de Sds en Az. final a las plantas "B" \% del peso de Sds en meladura.}$$

Cálculos del peso de Sds en meladura y del peso de Sds en miel A alimentados a la MC B, ambos % del peso de Sds en meladura.

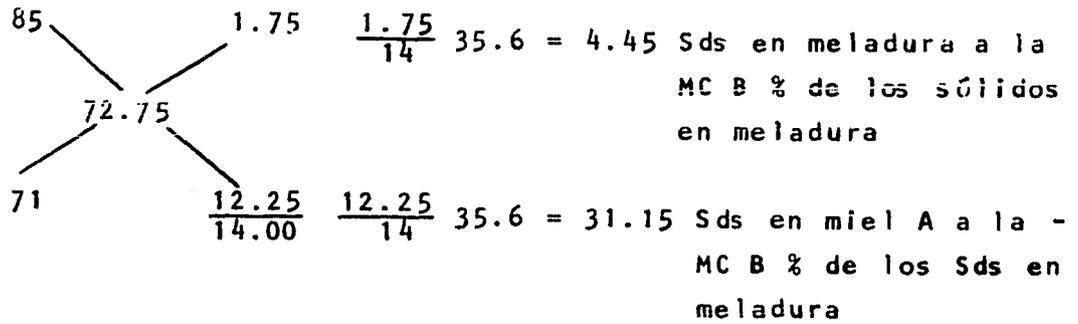
Para constituir la mencionada templa entran 3 materiales de Pzas conocidas: el azúcar final, la meladura y la miel A. Por haberse calculado previamente, se sabe que 39.4 es el peso total de Sds en MC B y que 3.8 es el peso de Sds que entran a la misma como Azúcar - final, ambos, % del peso de Sds en meladura. Entonces, si al total de Sds y al total de sacarosa en la MC B, se restan, respectivamente, los Sds y la sacarosa que a la misma entran en forma de azúcar final. - Se obtendrán los Sds y la sacarosa que se alimentarán a la MC B de meladura y miel A, considerados como una mezcla (o conjunto), y con dichos datos se puede --- calcular la Pza de la mezcla o conjunto de dichas alimentaciones. Finalmente, mediante un cobenze, se - posibilita "separar", por así decirlo, dichas alimentaciones, las cuales estarán referidas a 100 partes en peso de sólidos en meladura.

| | Sólidos | Sds X Pza = Sac. (o Pol) |
|--------------------|------------|--------------------------|
| En MC B: | 39.4 | 39.4 X 0.75= 29.55 |
| En azúcar final: | <u>3.8</u> | 3.8 X 0.96= <u>3.65</u> |
| En miel A + melad: | 35.6 | 25.90 |

$$\frac{25.9(100)}{35.6} = 72.75 \quad \text{Pza de la "mezcla" de los Sds en meladura y de los Sds en miel A que se alimentan a la MC B.}$$

35.6 = Total de Sds en meladura y miel A alimentados a la MC B % de los sólidos en meladura.

$$\text{Pza meladura} = Pz = 85. \quad \text{Pza miel A} = Pm_1 = 71$$



Peso de Sds en meladura alimentado a la MC A % del peso de Sds en la meladura = $100 - 4.45 = 95.55\%$

Peso total de Sds en miel A producido % del peso de Sds en meladura = $15.7 + 31.15 = 46.85\%$

Peso de Sds en MC "A" % del peso de Sds en meladura = $11.6 + 95.55 = 107.15\%$

Cálculo de la pureza de la MC A,

Por los materiales que entran en la misma:

| | | | | | |
|------------|-------------|---|------|---|---------------|
| | Sólidos | X | Pza | = | Sac. (o Pol) |
| Meladura | 95.55 | X | 0.85 | = | 81.217 |
| | | + | | | + |
| Az. final: | <u>11.6</u> | X | 0.96 | = | <u>11.136</u> |
| MC "A": | 107.15 | | | | 92.353 |

$$Pmc_1 = 92.353 (100)/107.15 = 86.2$$

Por los materiales que salen de la misma:

| | | | | | |
|-----------|--------------|---|--------|---|------------------|
| | Sólidos | X | Pureza | = | Sacarosa (o Pol) |
| Azúcar A: | 60.3 | X | 0.98 | = | 59.0940 |
| Miel A: | <u>46.85</u> | X | 0.71 | = | <u>33.2635</u> |
| MC "A": | 107.15 | | | | 92.3575 |

$$Pmc_1 = 92.3575 (100)/107.15 = 86.2$$

Ejemplos de cálculos con el diagrama de la fig. 4.2.1

Supóngase:

Molienda = 2,300 t de caña/día

Extracción de jugo mezclado = 100%

Brix del jugo mezclado = 16.5

Peso de sólidos separados del jugo mezclado durante la clarificación = 3%

t = toneladas métricas.

$$2300 \frac{100}{100} \frac{16.5}{100} \frac{97}{100} = 368 \text{ t de sólidos en melad./día}$$

Producción de azúcar crudo por día

Dato: Humedad del azúcar crudo = 0.6 %. Peso de sólidos en azúcar comercial % de sds en melad. según diagrama = 80 %

$$368 \frac{80}{100} \frac{100}{100-0.6} = 296.1 \text{ t de azúcar crudo/día}$$

Producción de MC "A"; en peso, por día

Datos: Brix de la MC "A" = 93

Peso de sólidos en MC "A" % del peso de sólidos en meladura, según diagrama = 107.15%

$$368 \frac{107.15}{100} \frac{100}{93} = 424 \text{ t de MC "A"/día}$$

Producción de MC "A", en volúmen por día

Datos: Peso de MC "A" producido por día, ya calculado = 424 t

Peso específico 20/4°C de un material de Brix - 93 (que es el grado Brix de la MC A) según tabla = 1,501

$$\frac{424 (1000)}{1,501} \frac{1}{100} = 2820 \text{ hectolitros, de MC "A", a 20°C/día}$$

Peso del agua evaporada en los tachos, por día

Datos: Brix de la meladura = 60

Brix de la MC "A" = 93

Brix de la MC "B" = 94

Brix de la MC final = 96

Brix promedio de las masas cocidas del sistema, según diagrama:

$$\frac{107.15 (93) + 39.4 (94) + 41.6 (96)}{107.15 + 39.4 + 41.6} = 93.87$$

1. Peso del agua evaporada de la meladura =

$$368 \left(\frac{100}{60} - \frac{100}{93.87} \right) = 368 (0.6) = 220.8 \text{ t/día}$$

2. Peso del agua evaporada de las mieles de alimentación.

Datos: Brix de las mieles de alimentación diluida = 60

Peso de sólidos en las mieles de alimentación %
del peso de sólidos en la meladura, según diagrama = $46.85 + 19.7 + 6.2 = 72.75\%$

Brix promedio de las masas cocidas, ya calculado = 93.87.

Estas mieles entran al tacho con un grado Brix de 60 y el tacho las concentra hasta un grado Brix de 93.87.

Peso del agua evaporada de las mieles de alimentación =

$$368 \frac{72.75}{100} \left(\frac{100}{60} - \frac{100}{93.87} \right) = 368 (0.7275) (0.6) = 160.632 \text{ t/día}$$

3. Peso del agua evaporada de la semilla

Datos: La semilla se preparó mezclando el azúcar final con agua.

Brix de la Semilla preparada = 89

Brix promedio de las masas cocidas, ya calculado = 93.87

Peso de sólidos en azúcar final % del peso de Sólidos en la melad., según diagrama = 15.4%

La semilla entra al tacho con un grado Brix de 89 y el tacho la concentra hasta un grado Brix de 93.87. Como que la semilla se prepara con agua, el peso de sólidos en el azúcar final es igual al peso de sólidos en la semilla.

Peso del agua evaporada de la semilla.

$$368 \frac{15.4}{100} \left(\frac{100}{89} - \frac{100}{93.87} \right) = 368 (0.154) (0.058) = 3.287 \text{ t/día}$$

Peso total del agua evaporada por los tachos, por día

$$220 + 160.632 + 3.287 = 384.719 \text{ t/día}$$

Como que 1 tonelada métrica = 2,200 libras inglesas

$$\frac{384.719 (2200)}{24} = 35,266 \text{ libras de agua evap./hora}$$

Consumo de vapor de escape en los tachos

Cuando la presión de este vapor es de 8 a 10 libras por pulgada cuadrada, de 25 a 26 pulgadas de mercurio al vacío de los tachos, y cuando los materiales de alimentación entran al tacho a una temperatura aproximadamente igual a la de cocción de las masas cocidas, se puede aceptar que para evaporar una libra de agua los tachos consumen 1.15 libras de vapor de escape.

Consumo de vapor de escape en los tachos =

$$35.266 (1.15) = 40,556 \text{ libras de vapor de escape/hora}$$

Tamaño promedio del grano de azúcar crudo.

Datos: Tamaño promedio del grano de azúcar final, determinado en el laboratorio = 0.40 mm

Peso de sólidos en azúcar fina % del peso de sólidos en la meladura, según diagrama = 15.4%

Pureza del azúcar final = 96

Peso de sólidos en azúcar comercial % del peso de sólidos en la meladura, según diagrama = 80%

Pureza del azúcar comercial = 98

Tamaño promedio del azúcar comercial cuando se utiliza toda la producción de azúcar final para pies de masas cocidas comerciales =

$$0.4 \sqrt{\frac{80 (98)}{15.4 (96)}} = 0.4 \sqrt{5.2} = 0.4 (1.744) = 0.70 \text{ mm}$$

Si se quisiera producir un crudo de 0.80 mm habría que disolver una parte de la producción de azúcar final y utilizar al azúcar final restante para pies de masas cocidas comerciales. Supóngase que tal sea el caso. Sea X = Peso de sólidos en azúcar final % del peso de sólidos en meladura que habría que utilizarse para pies de MCs comerciales para producir un crudo de 0.80 mm.

$$0.4 \sqrt[3]{\frac{80(98)}{X}} = 0.8 \qquad \sqrt[3]{\frac{80(98)}{X}} = \frac{0.8}{0.4} = 2$$

$$\frac{80(98)}{X(96)} = 2^3 = 8 \qquad 80(98) = X(8)(96) \text{ de donde:}$$

$$X = \frac{80(98)}{8(96)} = 10.2 \%$$

Para obtener un azúcar crudo de 0.80 mm de tamaño promedio habría que disolver el $\frac{(15.4 - 10.2)}{15.4} 100 =$

33.7 % de la producción total de azúcar final. Si el azúcar final se disuelve hasta darle un grado Brix de 60, entonces los tachos, para concentrar este material hasta un grado Brix de 93.87, que es el Brix promedio de las MCs, tendrían que evaporar:

Del azúcar final disuelto, de Brix 60:

$$368 \frac{15.4 - 10.2}{100} \frac{100}{60} - \frac{100}{93.87} = 368 (0.052) (0.6) =$$

11.482 toneladas métricas de agua por día.

Del azúcar final no disuelto, de Brix 89:

$$368 \frac{10.2}{100} \frac{100}{89} - \frac{100}{93.87} = 368 (0.102) (0.058) = 2.177$$

Toneladas métricas de agua por día

El peso total de agua evaporada por los tachos, por día, sería =

$$220.8 + 160.632 + 11.482 + 2.177 = 395 \text{ t/día}$$

Y el consumo de vapor de escape sería =

$$1.15 \frac{395 (2200)}{24} = 41,640 \text{ libras inglesas/hora}$$

4.2.2 SISTEMA DE TRES TEMPLAS ESTILO "MANTE". (DOBLE SEMILLA)

Un tacho de "C" se carga con meladura (y lavados, si es necesario) como pie, se semilla con azúcar refinado de la mejor calidad (molido en molino de martillo de bolas), procurando formar grano para tres templeas "C" pasando dos pies al granero "C" y dejando un pie en el tacho.

Este pie se sigue con purga de "B" hasta su terminación.

La templa a su cristalizador correspondiente y a su debido tiempo a la batería de centrífuga. El azúcar producido al centrifugar se envía a un mingler donde se forma una magma con meladura y se bombea a un semillero, de donde tomarán pies las templeas de "B", que seguirán su desarrollo con miel "A".

Terminada la templa se baja a un cristalizador "B" por el tiempo concedido por el equipo.

Al centrifugar ésta templa dará un azúcar "B", que se minglea con meladura y se envía a un semillero "B" de donde se tomarán los pies de las templeas de "A", que se continúan con meladura (y si es necesario con lavados).

El azúcar proveniente de centrifugar las templeas de "A" será el azúcar de envase, y la miel que resulta, será el complemento de las templeas de "B".

VENTAJAS DEL SISTEMA:

- 1.- No recircular meladuras
- 2.- Todas las templeas son hechas con grano ya formado, consecuentemente se ahorra vapor en tachos y se incrementa su capacidad.
- 3.- Para hacer azúcar mascabado es lo indicado pues se consigue, sin mayores gastos aumentar la polarización y el tamaño del grano.
- 4.- La pureza y la cantidad de miel bajan sensiblemente.

Para seguir lo más fielmente posible el sistema "Mante", es necesario principiar por el ensemillamiento completo.

Semillamiento completo es un procedimiento que consiste en incorporar al material azucarado en ebullición dentro del tacho cierta cantidad de minúsculos granos de azúcar de **TAMAÑO PREDETERMINADO**, (de forma que no haya formación de otros cristales) y que por consiguiente el número de los cristales de la templa terminada sea igual al número de los introducidos.

1110 grs. de polvillo para cada 1,000 pies cúbicos de masa cocida final.

Se utiliza alcohol isopropílico como agente mezclador, -- porque no disuelve el polvillo y porque ayuda a la diseminación de éste en el pie usado, al evaporarse súbitamente cuando se introduce en el tacho.

VENTAJAS DEL SISTEMA

- 1.- Mejor calidad del azúcar producido.
- 2.- Más rápido trabajo en tachos.
- 3.- Más rapidéz en el trabajo de centrífugas
- 4.- Mayores posibilidades de agotar las mieles finales.
- 5.- Mayores facilidades para producir un tamaño deseado en el azúcar de envase.

Cada inciso anteriormente expuesto se presta a comentarios valiosos para el azucarero.

La mejor calidad del azúcar comercial es consecuencia de una semilla de mayor pureza y constituida por granos más uniformes.

Más rápido y fácil trabajo en tachos y Centrífugas. Mejor pureza de la semilla y menor recirculación de ésta en tachos. Menos viscosidad, menor tiempo de purga.

Mayor agotamiento de la miel final. El potencial de ago

tamiento de una templa depende de la relación entre la superficie total de los cristales de sacarosa y el volumen ocupado por la miel de la templa:

$$\text{POTENCIAL DE AGOTAMIENTO} = \frac{\text{SUPERFICIE TOTAL DE CRISTALES.}}{\text{VOLUMEN TOTAL MIEL.}}$$

Este potencial se puede aumentar en dos formas:

- a). Disminuyendo el tamaño promedio del grano.
- b). Dando mayor grado Brix a la templa.

Estas dos formas están supeditadas a consideraciones de orden práctico, equipo; molienda; pureza de la meladura; etc. etc....

Los sistemas de semillamiento de las templeas finales son el mejor instrumento en manos del azucarero, para sacar el máximo partido a las posibilidades de incrementar el agotamiento de las mieles finales, pues puede lograr un tamaño OPTIMO MINIMO del grano promedio, por mediación de la pesada del polvillo.

Mayor facilidad de producir un tamaño de grano standard en el azúcar de envase. Cuando nos referimos a la fórmula para calcular el tamaño del azúcar:

$$a = a' \sqrt[3]{\frac{v}{v'}}$$

Manteniendo el valor de a' de una manera constante, en cuanto al máximo agotamiento de la miel final. (condicionado a las posibilidades de la fábrica).

El otro factor (cociente de desarrollo de la semilla), también debe conservarse constante, condicionado al tamaño satisfactorio del azúcar comercial.

Existe una relación aproximada entre el peso del polvillo seminador y el tamaño del grano resultante. La relación es:

$$\frac{P}{P'} = \frac{a^3}{a'^3}$$

P y P' representan los pesos del polvillo y a y a' los tamaños resultantes de los granos. Proporción aproximada que da un índice para comparar: eficiencia de la técnica usada, del trabajo del tachero y de la calidad del polvillo en cuanto a su uniformidad. Ejemplo: usando 4 lbs. de polvillo el tamaño del grano es de 0.8 mm. Usando 11 lbs., cuál será el tamaño?

$$\frac{4}{11} = \frac{x^3}{0.83^3} \quad x = \sqrt[3]{\frac{4 \times 0.83^3}{11}} = 0.57 \text{ mm}$$

Las templas provenientes de un pie de semillamiento nos dan cierto volúmen (V) total final que vienen del volúmen (V') del pie. Si las relaciones volumétricas de la templa con el pie que queda en el tacho, a semilla por una parte, y de azúcar a templas resultantes, son las mismas y si llamamos "cociente de desarrollo de la semilla", a la relación V/V'; podemos decir que "el tamaño promedio del grano de una templa iniciada con pie de semilla, es igual al tamaño promedio del grano de la semilla multiplicado por la raíz cúbica del cociente de desarrollo de la semilla".

a = Tamaño promedio grano de la templa o templas de azúcar de envase.

a' = Tamaño promedio del grano de la semilla del pie.

V = Volúmen templa o templas resultantes.

V' = Volúmen pie de semilla.

$$a = a' \sqrt[3]{\frac{V}{V'}}$$

Dos ejemplos : 1o.- Se carga un tacho con 500 pies cúbicos de semilla cuyo tamaño promedio de grano es 0.5 mm. y se hace una templa de 1500 pies cúbicos.

$$a = 0.5 \sqrt[3]{\frac{1500}{500}} = 0.72 \text{ mm.}$$

2o.- Se toman 500 pies cúbicos de semilla y se desarrolla el pie para obtener tres pies de 500 pies cúbicos - c/u., para tres tachos que botan c/u una templa de - -- 1300 pies cúbicos

$$a = 0.5 \sqrt[3]{\frac{1300 \times 3}{500}} = 0.99 \text{ mm.}$$

4.3 INGENIERIA DE DISEÑO

4.3.1. INGENIERIA DE DISEÑO DE CRISTALIZADORES EN LA INDUSTRIA AZUCARERA

La fabricación de azúcar para el consumo de la sociedad se ha caracterizado por un mismo principio; la extracción del jugo de algunas plantas ricas en azúcares tales como la caña de azúcar y la remolacha principalmente, --- para su purificación y conservación hasta llevarla a ser un producto solido o semisolido y que conserve sus características principales es decir ser endulzante y que tenga buena apariencia física (blancura y finesa).

Una de las características principales en la tecnología de fabricación de azúcar, es que se hace posible llevar un producto que es altamente fermentable y de muy fácil descomposición hasta un producto final conservable y de muy buena presentación, esto mediante un proceso de purificación y concentración.

Los adelantos tecnológicos en la fabricación de azúcar son calificados en base a la introducción de equipo que sirva para disminuir el tiempo y el trabajo en la técnica para la fabricación de azúcar, equipos tales como los tachos al vacío y las centrífugas.

La tecnología azucarera se ha encaminado desde hace mucho tiempo y hasta la fecha a tratar de lograr un proceso que sea continuo en su totalidad y es así como podemos observar que ya en algunos países productores de azúcar se han venido usando tachos continuos. Sin embargo se considera solamente los tachos de calandria al vacío de carga o discontinuos, ya que son los que hasta la fecha se están utilizando en los procesos de cristalización del azúcar en México pudiéndose considerar como básico su análisis para una evaluación posterior de los tachos al vacío continuos.

4.3.1.1

TECNOLOGIA DE LA CRISTALIZACION CON TACHOS AL VACIO

La tecnología moderna de la fabricación de azúcar aplica el proceso de cristalización con tachos al vacío. Las características principales de este equipo son, que las soluciones de azúcar que se van a cristalizar son concentradas por medio de evaporación por calentamiento con vapor.

La concentración de las materias primas varia de 60 a 70 % de sólidos secos o Brix y la concentración final del cocimiento deberá tener entre 8 y 14% de agua dependiendo del tipo de cocimiento que se quiera realizar y la calidad del azúcar que se quiera obtener ya sea como producto comercial o para usarse en reprocesamiento. En el proceso de recristalización observamos tres fases diferentes, haciéndose necesario en cada una de ellas su propia técnica y condiciones de operación con el fin de obtener la mejor eficiencia posible; las fases son:

- a.- la graneación o nucleación
- b.- El crecimiento de los cristales de azúcar hasta su tamaño requerido.
- c.- La concentración final del cocimiento para obtener el mejor rendimiento de azúcar cristalizado sobre el azúcar de la materia prima.

En todo proceso de cristalización las metas son conseguir ~~cristales~~ uniformes e individuales y de formas regulares; la experiencia ha demostrado que muchas veces se hace prácticamente imposible obtener cristales aislados y uniformes, sino que se forman un gran número de cristales gemelos como resultado de la presencia de ciertos tipos de no azúcares, todas las desviaciones de la uniformidad de los cristales deben de calificarse como indesea-

bles.

Así mismo se deberá de evitar la presencia de conglomeraciones bajo cualquier condición debido a que se hace -- prácticamente imposible fabricar un azúcar de grado elevado de pureza, cuando el azúcar contiene un gran porcentaje de conglomerados, pues una parte del agua madre queda en estos cristales complejos y no pueden ser eliminada por centrifugación o lavados.

La tendencia actual de la cristalización del azúcar es -- que la graneación o nucleación de un tacho se realice -- por medio de la introducción al mismo de una determinada cantidad de azúcar pulverizado, extremadamente fino, pues con esto se logra un grano regular y uniforme.

La forma de introducir este azúcar pulverizado es preparado en suspensión, que generalmente se hace con un solvente, que puede ser alcohol isopropílico o algún otro líquido -- cuyo punto de ebullición en las condiciones del proceso -- de cristalización sea inferior al punto de ebullición del contenido del tacho donde la pasta fluida de núcleos o -- semillas deberan ser introducidas.

El desarrollo de la tecnología de la cristalización del -- azúcar comprende cuatro aspectos principales que son:

- 1.- El equipo que ha de usarse en el proceso de cristalización: tachos, sistema de vacío.
- 2.- La técnica operativa del proceso de cristalización que incluye la estandarización de la materia prima que se va a crisu

talizar con respecto a la temperatura y concentración, la estandarización de -- las presiones de vapor de agua que se ha de usar para el calentamiento y evaporación y la estandarización y ajuste al vacío.

3.- Métodos de control para dirigir y guiar la concentración de las soluciones que se van a cristalizar hasta su saturación y sobresaturación.

4.- La automatización del proceso de cristalización.

El progreso en el proceso de cristalización en el mundo entero se ha caracterizado principalmente por la introducción de tipos de equipos mas adecuados y por la introducción de control que sean lo mas eficientes posibles.

Es posible decir que en base a estudios científicos realizados sobre la cristalización, que solo puede haber optimización del proceso si se pueden controlar las condiciones de operación y principalmente las condiciones de vacío.

4.3.1.2.

DISEÑO CONCEPTUAL Y CARACTERISTICAS DE LOS EQUIPOS DE CRISTALIZACION (TACHOS) QUE PREDOMINAN EN LA INDUSTRIA AZUCARERA.

El principio en que esta fundamentado un tacho al vacío - es similar al de un evaporador al vacío de simple efecto; pueden emplearse dos sistemas de calentamiento; por serpentín o por calandria, en la actualidad la tendencia es a usar los tachos al vacío de calandria

Algunas de las generalidades de estos equipos son:

En los tachos de calandria los tubos son mas cortos y de mucho mayor diámetro que en los evaporadores usados en la industria azucareca (1 1/2" Ø), existen diferentes tipos - de calandria: a) la calandria plana fija con tubo central; b) la calandria suspendida flotante o de canasta; c) la calandria de placa inclinada; esta última puede estar fija o suspendida; d) la calandria de circulación diametral.

Tubos.- Los tubos se fabricaban en acero y la mayor parte de laton, en la actualidad estos materiales han sido desplazados en algunos lugares por el cobre por su mejor con ductividad para la transmisión de calor. Su longitud - varía generalmente, pero esta entre 0.60 y 1.40 m y en -- muchos casos entre 0.90 y 1.20 m, el paso de los tubos o la distancia entre los centros de dos tubos adyacentes -- (pitch) es generalmente 16 mm mayor que el diámetro exter no de los mismos.

Altura del Tacho.- Los mas recientes estudios sobre este tema han llevado a fabricar tachos en los que la altura de la masa cocida sobre la placa superior, no pasa de - - 1.50 m., esto si lo analizamos un poco, se vera que tiene una cierta tendencia a disminuir la altura de la masa cocida que solo redundará en efectos favorables en el trabajo del tacho. Estas consideraciones hechas anterior mente, son validas para tachos con circulación natural, - si la circulación es mecánica, puede fácilmente y sin peligros trabajarse con alturas de hasta 2.40 m.

Angulo de Fondo.- Normalmente los fondos de los tachos, tienen forma de cono truncado o de curva compuesta por -- los arcos de dos círculos.

En los casos en que se tiene un fondo conico el ángulo -- entre el cono y la horizontal varia generalmente entre -- 25 y 35 grados, el mas frecuentemente usado es de 300 -- grados, algunas experiencias de Hawaii indican que el --- ángulo debe estar en 20 grados pues estiman que esto permite una disminucion sustancial en el volumen del pie de templa sin que presente ningun inconveniente en la descarga del tacho.

Calandria.-

Se han usado muchos patrones para la distribucion del vapor en los tachos de calandria y los resultados no siempre han sido satisfactorios. Uno de ellos es mediante el procedimiento de disponer de un espacio anular alrededor de la calandria; omitiendo todas las superficies obstaculizadoras entrantes y rejillas, y admitiendo tangencialmente el vapor en dos puntos con esto se logra un abastecimiento de calor perfectamente uniforme a todas las -- partes alrededor de la periferia. Este tipo resulta -- de un mantenimiento considerable.

Otro diseño evita el uso del espacio anular construyendo -- la pared de la calandria de forma cilindrica para obtener -- así una distribucion adecuada del vapor, en este diseño -- se omiten algunos tubos frente a la entrada de vapor dejando un espacio abierto en forma de cuña que esta rodeando -- de una placa que se extiende desde la lamina superior a -- la inferior de los tubos. Esta envolyente esta provista de perforaciones uniformemente distribuidas cuya área total es casi la misma de la entrada de vapor.

Con esto se logra dirigir a voluntad el flujo de vapor evitando por consiguiente movimientos al azar que podrian eludir algunos tubos.

En lo que concierne al condensado, este se elimina de la pared de la calandria hacia el exterior a traves de una salida apropiada de area extensa.

En la actualidad las casas fabricantes de equipo de cristalización para la industria azucarera trabajan en base - a muchos datos totalmente empíricos pues dada la experiencia adquirida por los constructores, les es posible tomar algunos datos como los óptimos para la construcción de un tacho, como la altura de la calandria, relación de salida de masa-cocida diámetro del tacho, etc.

Circulación en los tachos al vacío.

En los tachos azucareros de vacío la circulación satisfactoria constituye el requisito indispensable para una buena operación.

La circulación natural se lleva a cabo mediante la formación de burbujas de vapor en la superficie de calentamiento de manera que deje un espacio abierto considerable en el centro para el paso del líquido hasta el fondo, constituyendo un nuevo circuito después de que han liberado los vapores en el nivel de ebullición.

A mayor rapidez de evaporación mejor circulación; sin evaporación habrá poca o ninguna circulación.

Para facilitar el movimiento es muy importante proporcionar pasos fáciles y suaves como un mínimo de impedimentos y --obstrucciones, debido a que la fuerza disponible para producir el movimiento de la masa cocida altamente viscosa es --limitada y disminuye hacia el final de la operación cuando --aumenta el nivel y decae la velocidad de evaporación.

Si existe una corriente ascendente debe necesariamente existir una corriente equivalente y descendente. La corriente descendente debe estar tan lejos como sea posible de la superficie de calentamiento. Este efecto se obtiene por medio del tubo central en los tachos del tipo común, o por medio de un espacio anular en los tachos de calandria flotante; hay otras formas de descenso de la masa cocida en --tachos de otros tipos.

En la actualidad ha sido necesario diseñar los tachos de va

cio con ciertas mejoras para obtener un producto de mayor calidad y efectuar un trabajo más rápido.

Los tachos de calandria como se construyen en la actualidad tienen vias de descenso que son a veces tan grandes como la mitad del diámetro del tacho, mientras que hace pocos años medían solamente la cuarta parte.

El resultado de experimentaciones hechas a la masa cocida a la salida de los tubos en su marcha ascendente, han llegado a establecer que la masa cocida al salir de los tubos en forma ascendente no ha sido calentada uniformemente, sino que, por el contrario contiene muchas zonas a temperaturas diferentes, siendo el promedio general de las mismas lo que representa de manera burda las lecturas del termómetro del tacho, la dispersión entre los máximos y mínimos alcanza el sorprendente valor de 27.8°C (50°F).

Cuando la masa prosigue su camino ascendente y aún en los tubos mismos cuando estas zonas de temperaturas diferentes alcanza el nivel donde el vacío local ha sido reducido por la cabeza hidrostática hasta un valor que corresponde a la temperatura de ebullición de la zona caliente, tiene lugar una expansión brusca con la liberación de una burbuja de vapor cuyo tamaño corresponde al tamaño de la zona caliente. El desplazamiento volumétrico de esta expansión produce reajuste instantáneo en las posiciones, lo que permite al vapor liberado ponerse en contacto con alguna parte de masa cocida más fría, donde tiene lugar la condensación inmediata. Este procedimiento se repite en la vía ascendente, abatiéndose gradualmente la temperatura de las zonas calientes mientras se eleva la temperatura de --

lãs zonas frías mediante estas pequeñas explosiones y condensaciones, alcanzandose finalmente la temperatura promedio indicada en el termómetro del tacho.

Este promedio alcanza la uniformidad en el nivel de la ebullición continua, estando limitado probablemente a -- una zona que se extiende hasta 12" debajo de la superficie de la masa cocida que se evapora en el tacho.

Realmente en esta forma queda establecida la circulación natural en los tachos de vacío, pues mientras los desplazamientos individuales son pequeños en volúmen y duración, son muy grandes en número y se extienden desde los tubos mismos hasta el nivel de la masa cocida. Tan pronto como un burbuja explosiva se condensa, se origina otra en su cercanía.

Puede entenderse que el peso de esta masa cocida agitada y cargada de vapor de la periferia exterior esta aligerada en comparación con la corriente descendente que carece de estas expansiones bruscas.

4.3.1.3. DISEÑO BASICO DE TACHO AL VACIO CON TUBO CENTRAL.

Se considerara la circulación en un tacho lleno con masa cocida cerrada y pesada, como se encuentra al fin de la templa. En efecto, este es el único caso que interesa en cualquier tacho, ya que aún en los mal diseñados la circulación es fácil, en tanto la masa cocida sea ligera y móvil. Solo al final de la templa los tachos bien diseñados muestran claramente su superioridad y su cocimiento rápido.

La circulación se caracteriza por una "fuerza motriz" y una "resistencia". La fuerza motriz como se acaba de ver, es el calentamiento mas o menos efectivo que se origina en la superficie de calefacción. La resistencia es la que ofrece la forma, la disposición y el diseño de la circulación en el tacho, al movimiento de la masa cocida. Es importante entonces planear y diseñar la circulación de la manera mas favorable posible; de aquí la prioridad de las características hidrodinámicas (ver fig. 4.3.1.3) en el diseño de los tachos.

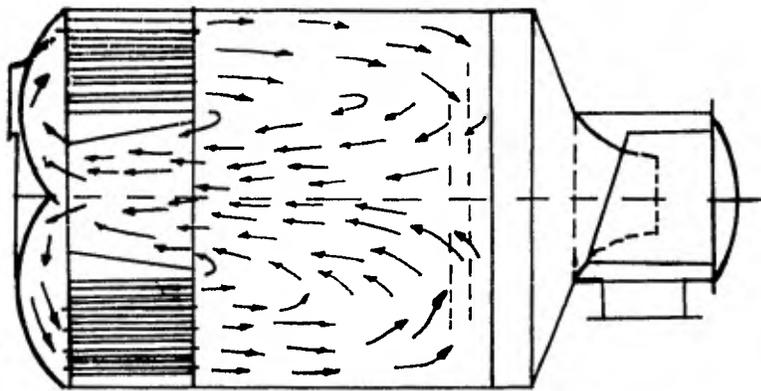
Debe advertirse que estas alteraciones volumétricas intensas producidas por explosiones de burbujas de vapor, de ninguna manera perjudican la operación del tacho. Por el contrario producen un cambio continuo y rápido de la posición de los cristales de azúcar con relación a su medadura o miel circulante, permitiendo así con un agotamiento completo.

4.3.1.3.1. NUMERO DE TUBOS DE LA CALANDRIA .

0 = Diámetro interior del tacho, en m

D = Diámetro interior del tubo central, en m

d = Diámetro interior de los tubos, en m



**circulación de la masa
dentro en un fardo de calendario**

Fig.

FIG. 4.3.1.3.

De donde: $\frac{D}{O} = r$ y $\frac{d}{O} = P$

Se tiene entonces, siguiendo la relación entre el número de los tubos y sus diámetros:

$$n \frac{\pi d^2}{4} = \alpha K_1 \left(\frac{\pi O^2}{4} - \frac{\pi D^2}{4} \right) \quad \text{Ec. 4.3. 1.}$$

Si consideramos que:

$$K_1 = K$$

$$n = K \left(\frac{O^2 - D^2}{d^2} \right) = K \frac{1 - r^2}{P^2} \quad \text{Ec. 4.3. 2.}$$

n = Número de tubos de la calandria

4.3.1.3.2.

RESISTENCIA A LA CIRCULACION

La pérdida hidrostática incluida en la circulación de la masa cocida dentro del tacho de tipo común se forma por dos términos que son principales:

- 1.-La pérdida hidrostática (J) correspondiente al flujo dentro de los tubos.
- 2.-La pérdida hidrostática (J') debida al flujo a través del tubo central del descenso de la masa cocida que retorna.

Las otras pérdidas que pueden presentarse son desechables al compararse con estas dos pérdidas principales.

El movimiento de la masa cocida en la fase final de la temple, como se está considerando, es una forma laminar y viscosa tanto en los tubos como en el tubo central.

Las corrientes turbulentas sólo se presentan al iniciarse la temple, antes de que se formen granos, o cuando estos aún son pequeños y en cantidades insignificantes.

Por tal motivo, puede aplicarse la ley de Poiseville para el escurriamiento laminar:

$$J = \frac{Q}{n} L \frac{128\mu}{d^4} \frac{1}{9} \quad \text{Ec. 4.3. 3.}$$

$$J' = Q L \frac{128\mu}{\pi D^4} \frac{1}{9} \quad \text{Ec. 4.3. 4.}$$

J = pérdida hidrostática de las corrientes ascendentes que pasan a través de los tubos de la calandria (lb/ft^2)

J' = caída de presión de la corriente descendente que pasa a través del tubo central (lb/ft^2)

4.3.1.3.3. MODELO LOGICO DE CIRCULACION.

Considerando que al final de la temple, la masa cocida -- tiene dentro del tacho un nivel alto; la presión hidros-- tática es elevada y la evaporación solo ocurre en los -- últimos 30 o 60 cm. bajo la superficie libre de la masa -- cocida. En el resto de ella, la presión hidrostática es demasiado elevada para permitir cualquier evaporación_ y por este motivo ya no se producen burbujas de vapor en_ los tubos; estos por lo tanto actúan como calentadores.

La causa del movimiento es la diferencia de densidad que_ se origina por el calentamiento, de tal manera que la -- fuerza que producen la circulación es proporcional a la -- diferencia de temperaturas entre la masa cocida mas fria_ y la mas caliente. La temperatura de la masa cocida_ fría o descendente esta dada por la temperatura (t_0) de -- cocimiento de la masa cocida en la superficie superior o cerca de ella. La masa cocida calentada dentro de los -- tubos sube, hasta que al llegar cerca de la superficie -- deja escapar su sobrecalentamiento, evaporando una parte_ del agua que contiene; esta evaporación cesa cuando la -- temperatura llega a t_0 .

Estando la temperatura en t_0 la masa cocida se hace pesa-- da y descenderá cuando tenga la oportunidad de hacerlo, -- es decir tan pronto como se encuentre cerca del tubo cen-- tral y sea empujada a él por la masa cocida caliente que_ sube. Si esta lejos del tubo central llegará a el des-- pues de un largo recorrido centripeto a través de la masa cocida, deteniéndose y regresando muchas veces al encon-- trar corrientes calientes que suben de los tubos.

Aún así se toma en cuenta la ayuda que prestan a la circulación las burbujas de vapor cercanas a la superficie, que la cantidad de estas burbujas es proporcional al calor sensible que tiene la masa cocida. En cualquier caso la circulación es proporcional a la diferencia de temperatura ($t - t_0$) entre la masa cocida que sube en los tubos y la masa cocida que esta en ebullición en la superficie.

Es evidente que el movimiento de la masa cocida en el tacho no es tan simple. La masa cocida que entra a los tubos esta realmente a una temperatura ligeramente superior a t_0 porque:

- 1.- No toda la masa cocida llega a la superficie y parte de ella no alcanza la superficie.
- 2.- Porque las partes que estan cerca de la pared del tubo central se mezclan con la masa cocida caliente cercana o arrastran parte de ella por su proximidad o su alta viscosidad.
- 3.- Porque si la pared del tubo central se calienta como es el caso general, la temperatura media t_0' de la masa cocida que deja el tubo central por el fondo, es ligeramente superior por esta razón:
 $t_0' = t_0 + \epsilon$

Sin embargo estos factores no modifican la situación general y, si la temperatura media de la masa cocida que entra a los tubos no es exactamente la temperatura t_0 correspondiente a la ebullición en la superficie, es igual a cierta temperatura t_0' muy cercana a ella y por ejemplo, pue-

de tomarse como la temperatura de ebullición a una distancia por debajo de la superficie.

Todos los razonamientos llevan a la misma conclusión ya discutida. Mas aún, se tomará en cuenta en los cálculos el aumento de temperatura debido a la transmisión de calor de la pared del tubo central.

El incremento en temperatura de la masa cocida que pasa por los tubos debe ser teóricamente de la forma:

$$t - t_0' = (T - t_0') \left(1 - e^{-\frac{KS}{Q'C}} \right) \quad \text{Ec. } 5$$

t = Temperatura de la masa cocida que dejan los tubos °F.

t_0' = Temperatura de la masa cocida a la entrada de los tubos en °F.

T = Temperatura del vapor de calentamiento en °F.

K = Coeficiente de transmisión de calor en los tubos en B.T.U./pie²-hr-°F

S = Superficie de calentamiento de los tubos, en pies².

Q' = Peso de la masa cocida que pasa por los tubos en lb/hr = $92Q \times 3600$. (Para una densidad de 92 lb/ft³)

C = Calor específico de la masa cocida (aproximadamente 0.4)

Q = Volúmen de cada una de estas corrientes pie³/seg.

n = Número de tubos de la calandria

L = Altura de la calandria (suponiendo que las placas son horizontales) en pies.

μ = Viscosidad de la masa cocida, en unidades inglesas

d = Diámetro interior de los tubos en pies.

D = Diámetro interior del tubo central, en pies.
 g = Aceleración debida a la gravedad 32.16 pies/seg².

4.3.1.3.4 FUERZA MOTRIZ DE CIRCULACION

La fuerza que promueve la circulación depende de varios factores: presión o temperatura del vapor que calienta, metal que forma la superficie de calefacción, estado de limpieza de esta superficie, viscosidad de la masa cocida, etc. Estos factores cambian continuamente durante el proceso de la templa.

Sin embargo, desde el punto de vista de diseño, el tacho debe ser el mejor posible durante el tiempo total de duración de la templa y particularmente al final de ella dentro de ciertos límites dados por el diseñador, debe permitir el empleo de vapor a cualquier presión y debe ser capaz de trabajar cualquier tipo de masa cocida.

El factor principal que se encuentra bajo control de diseño, es la superficie de calentamiento. El material y el arreglo de esta superficie es el único factor que está definitivamente relacionado con el tacho mismo.

Sin embargo, la superficie de calentamiento por sí misma no influye en la circulación. Influye por medio del calentamiento que produce.

En la fase final de la templa que se esta considerando, la superficie de calentamiento, obra solo como calentador que tiene que elevar la temperatura de la masa cocida que pasa en forma de una corriente laminar.

En la practica el valor $KS/Q^{\circ}C$ es generalmente tan pequeño que puede tomarse :

$$\left\{ 1 - \frac{KS}{Q^{\circ}C} \right\} = \frac{KS}{Q^{\circ}C}$$

por lo que : $t-t_0 = (t - t_0) KS/Q^{\circ}C$

En realidad el límite superior del posible calentamiento - corresponde a la temperatura T del vapor de calentamiento - y de ahí la máxima diferencia de temperatura $T - t_0$; un buen indicador del grado de calentamiento que puede obtenerse, - esta dado por Webre que encontro 3.5 hr. despues de iniciarse el calentamiento en una masa cocida C que tuvo una - duración de 6 hrs.

$$\frac{t - t_0}{T - t_0} = \frac{140 - 114}{228 - 114} = 0.23$$

En el tiempo estimado la velocidad de circulación de la masa cocida en los tubos fue de 0.019 pies/seg (0.6 cm/seg) y el experimento total de la masa a traves de los tubos de - 93.1 lb/seg (42.1 kg/seg.)

En la literatura existente se dan varios valores a la relación entre la transmisión de calor y la velocidad de escurrimiento dandose generalmente el coeficiente de transmisión del calor como una función de V^n en la que , para el escurrimiento turbulento n es 0.8- 0.9. En el caso de escurrimiento laminar de líquidos de alta viscosidad, como es el caso presente, se encuentran pocos datos. Sin embargo Perry da a n el valor de 1/3 considerando que el coeficiente de transmisión se modifica ligeramente de acuerdo con el diámetro de los tubos y las variaciones de la viscosidad. Se considera que para la pequeña variación de la velocidad de la masa cocida que ocurre en el caso de la circulación de la -

masa cocida pesada, es conveniente suponer que el coeficiente total de transferencia de calor K es proporcional a V . Si se llama ϕ a la fuerza motriz de la circulación debida al efecto de transferencia de calor de los tubos y a un coeficiente de proporcionalidad, se tendrá:

$$\phi = \lambda''(t - t'_0) = \lambda' \frac{KS}{Q^\circ C} = \lambda \frac{L \pi n d V}{0.4 \times 92 \times 3600 Q}$$

$$\text{ó si } \lambda' = \lambda V \quad \therefore \quad \phi = \lambda V \frac{n \pi L d}{Q^\circ C} = \frac{\lambda V n \pi L d}{0.4 \times 92 \times 3600 Q}$$

$$\phi = \frac{\lambda \pi L}{132,480} \cdot \frac{nd}{Q} \cdot \frac{Q'}{n \frac{\pi d^2}{4}} = \frac{\lambda L}{33,120} \cdot \frac{1}{d} \quad \text{Ec. } 6$$

Si $t'_0 = t_0 + \varepsilon =$ temperatura de la masa cocida entrando a los tubos despues de haber pasado a traves del tubo central y considerando que las paredes de éste transmiten calor. La parte de la superficie de calentamiento formada por las paredes del tubo central, originan un efecto adverso. Esta superficie se encuentra en la corriente descendente de la masa cocida y el calentamiento que produce hace disminuir la densidad de esa corriente sin ser capaz de evitar que la masa cocida se arrastre, por su viscosidad en la corriente general. Este efecto tiene como valor:

$$\phi' = \lambda''(t'_0 - t_0) = \frac{L D Q \pi}{132,480 Q \times \frac{\pi D^2}{4}} = \frac{\lambda L'}{33,120} \frac{1}{D}$$

la fuerza motriz de la circulación puede expresarse entonces finalmente:

$$\phi - \phi' = \frac{L \lambda}{33,120} \left(\frac{1}{d} - \frac{1}{D} \right)$$

Esta fuerza es la que equilibra la perdida de carga debida a la circulación de la masa cocida. Se tiene entonces:

$$\phi - \phi' = J + J$$

$$\delta \quad \frac{-\lambda L}{33,120} \left(\frac{1}{d} - \frac{1}{D} \right) = \frac{128 \mu L}{\pi g} Q \left(\frac{1}{nd^4} + \frac{1}{D^4} \right)$$

entonces:

$$Q = \frac{\lambda \pi g}{33,120 \times 128 \mu} \cdot \frac{\frac{1}{d} - \frac{1}{D}}{\frac{1}{nd^4} + \frac{1}{D^4}} \quad \text{Ec. 4.3. 7.}$$

ecuación que expresa la influencia del número n de tubos y de los diámetros d de los tubos y D del tubo central, en el volumen Q de la masa cocida que circula en el tacho.

Sin embargo la capacidad de evaporación, o la velocidad del tacho, se mide por el producto:

$$Q \cdot C (t - t_0) \quad \text{ó} \quad Q (t - t_0)$$

que caracteriza la cantidad de calorías que pasan a la masa cocida en la unidad de tiempo. De acuerdo con los cálculos hechos anteriormente este producto es igual a:

$$Q = \frac{\lambda L}{33,120} \cdot \left(\frac{1}{d} + \frac{1}{D} \right)$$

En este se tiene un signo +, ya que la ecuación no representa fuerzas opuestas, sino aumento de la temperatura que se adicionan y no se restan. Incluyendo en una constante nueva todos los términos no relativos a la sección transversal de los tubos ó a sus diámetros, puede verse que el estudio de la influencia de los tubos y del tubo control en la velocidad de operación del tacho es el estudio de la función:

$$V_a = \frac{\left(\frac{1}{d} - \frac{1}{D} \right) \left(\frac{1}{d} + \frac{1}{D} \right)}{\frac{1}{nd^4} + \frac{1}{D^4}} = \frac{\frac{1}{d^2} - \frac{1}{D^2}}{\frac{1}{nd^4} + \frac{1}{D^4}}$$

esta ecuación expresa la velocidad de un tacho de dimencio

nes dadas, pero no la de tachos diferentes. Si se desea una fórmula general que permita comparar entre sí todos los tachos de todas las dimensiones debe relacionarse el volumen Q de una masa cocida que circula por unidad de tiempo con el volumen del tacho, es decir, con su capacidad; que en dos tachos de forma similar varía como el cuadrado del d diámetro.

Puede desecharse la altura de los tachos respectivos, que se considerara como igual para todos los tachos de diseño similar, desde el más pequeño hasta el de capacidad mayor. Se tiene entonces finalmente:

$$Y = \frac{1}{\Delta^2} \cdot \frac{\frac{1}{d^2} - \frac{1}{D^2}}{\frac{1}{nD^4} + \frac{1}{D^4}}$$

y sustituyendo a n su valor como función de r y p

$$Y = \frac{\Delta^2}{\Delta^2} \cdot \frac{\frac{1}{p^2} - \frac{1}{r^2}}{\frac{1}{k(1-r^2)p^2} + \frac{1}{r^4}} = \frac{1 - \frac{p^2}{r^2}}{\frac{1}{k(1-r^2)} + \frac{p^2}{r^4}}$$

debe recordarse que esta ecuación incluye dos aproximaciones: ^{Ec. 4.3.8.}

- 1.- En la expresión del calentamiento de la masa cocida se reemplazó el exponente por una fracción simple.
- 2.- En la expresión que presenta la variación de la transmisión del calor de acuerdo con la velocidad, que se toma generalmente como 0.8 ó 0.9 por la unidad.

En todos los cálculos anteriores se tuvo cuidado de desarrollar a estos completamente. Sin embargo, el error originado por las aproximaciones anteriores es apreciable en los tubos de diámetro pequeño. Si no se hubiera empleado estas aproximaciones, la fórmula hubiese sido:

$$Y = 0.155 Q^2 \frac{\left(1 - e^{-\frac{2.54 \times 1.3}{d}}\right)^2 - \left(1 - e^{-\frac{2.54 \times 1.3}{D}}\right)^2}{\frac{1}{K(1-r^2)} + \frac{1}{r^4}}$$

$$Y = Q^2 \frac{\left(1 - e^{-\frac{1.3}{d}}\right)^2 - \left(1 - e^{-\frac{1.3}{D}}\right)^2}{\frac{1}{K(1-r^2)P^2} + \frac{1}{r^4}} \quad \text{Ec.4.3.9.}$$

Esta es una fórmula más precisa y en ella no pueden sustituirse las funciones \underline{p} y \underline{r} por \underline{d} y \underline{D} (lo que representa que se integra una función de 0 que es aproximadamente lo mismo). Se deduce que esta segunda fórmula solo es aplicable para los valores absolutos del diámetro y no para sus valores relativos.

El coeficiente constante de $1/d$ y $1/D$ en el exponente de e en el numerador se tomó como (-1.3) y se expresó a \underline{d} en pulgadas. Evidentemente no es un valor absoluto y varía de acuerdo con las diferentes condiciones. Sin embargo es un valor útil como indicador

4.3.1.3.5.

DETERMINACION DE LA INFLUENCIA DE LOS DIVERSOS FACTORES DE DISEÑO

Si se supone a K constante o, por lo menos, que exista un valor óptimo para ella y si se adopta este valor, se obtendrán tres parámetros que son: Q , D , y d .

1.-Primer factor.- Influencia del diámetro del tacho. Los diseñadores se ajustan muy aproximadamente a la misma altura de los tachos de diversas capacidades y a las mismas proporciones en las dimensiones verticales de los diversos modelos. Varían únicamente las dimensiones horizontales, y la dimensión más característica de ellas es evidentemente el diámetro del cuerpo. De la ecuación (8) puede verse que \underline{Y} es independiente de \underline{Q} . En otras palabras, de acuerdo a es

ta ecuación la velocidad del tacho no varía con su diámetro, y un tacho de 10 pies de diámetro tiene la misma velocidad que uno de 12 pies, cuyos tubos y tubo central están colocados en una forma geométrica similar en la sección horizontal.

Por ejemplo, los dos tachos siguientes:

(1) Tacho de 800 pies cúbicos

$$\begin{aligned} O &= 10 \text{ pies} & r &= \frac{4}{10} = 0.4 \\ D &= 4 \text{ pies} \\ d &= 4 \text{ pulgadas} & P &= (4/12) / 10 = 0.033 \end{aligned}$$

(2) Tacho de 1250 pies cúbicos

$$\begin{aligned} O &= 12.5 \text{ pies} & r &= 5 / 12.5 = 0.4 \\ D &= 5 \text{ pies} \\ d &= 5 \text{ pulgadas} & P &= (5/12) / 12.5 = 0.033 \end{aligned}$$

para los dos : $r = 0.4$ $P = 0.033$; ambos son de la misma velocidad.

Rigurosamente la ecuación (9) muestra que esta aseveración sólo es aproximadamente cierta. El producto:

$$O^2 \left(1 - e^{-\frac{1.3}{d}} \right)^2 - \left(1 - e^{-\frac{1.3}{D}} \right)^2$$

difiere notablemente en el valor del numerador de la ec. (8).

$$\frac{1}{P^2} - \frac{1}{r^2}$$

pero la diferencia no tiene importancia.

Para poder examinar todos los casos se puede observar en las tablas A y B ; una para el valor de cada uno de los dos exponentes del numerador de la ecuación (9) que debe multiplicarse por O^2 . La segunda el valor del denominador que es independiente del diámetro. Debe recordarse que la tabla A no da valores absolutos. El coeficiente 1.3 corresponde al promedio de los valores normales, pero puede variar apreciablemente en diferentes condiciones. Sin embargo, es útil para dar una idea del conjunto de los factores estudiados.

TABLA (A)

$$\text{Valor de } \left(1 - e^{-\frac{1.3}{d}}\right)^2 = f(d) \text{ y } \left(1 - e^{-\frac{1.3}{D}}\right)^2 = f(D)$$

| d (plg) | f(d) | (d) (plg) | f(d) | D (pies) | f(D) |
|------------|----------|--------------|----------|-------------|----------|
| 1 | 0.529227 | 6 | 0.037947 | 2 | 0.002780 |
| 2 | 0.228446 | 8 | 0.022497 | 3 | 0.001258 |
| 3 | 0.123665 | 10 | 0.014860 | 4 | 0.000714 |
| 4 | 0.076995 | 12 | 0.010543 | 5 | 0.000460 |
| 5 | 0.052418 | 18 | 0.004854 | 6 | 0.000320 |

T A B L A (B)

$$\text{Valor de : } \frac{1}{k(1-r^2)p^2} + \frac{1}{r^4} \quad (\text{para } k=0.5) (\text{resultado } \times 10^8)$$

| P/ r | 0.10 | 0.15 | 0.20 | 0.25 | 0.30 | 0.35 | 0.40 | 0.50 |
|-------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| 0.01 | 30 202 | 22 435 | 21 458 | 21 589 | 22 101 | 22 855 | 23 849 | 26 683 |
| 0.02 | 15 050 | 7 090 | 5 833 | 5 589 | 5 618 | 5 765 | 5 991 | 6 683 |
| 0.025 | 13 232 | 5 249 | 3 958 | 3 669 | 3 639 | 3 713 | 3 849 | 4 283 |
| 0.03 | 12 245 | 4 248 | 2 940 | 2 626 | 2 565 | 2 599 | 2 685 | 2 979 |
| 0.04 | 11 263 | 3 254 | 1 927 | 1 589 | 1 497 | 1 491 | 1 527 | 1 683 |
| 0.05 | | | 1 458 | 1 109 | 1 002 | 978 | 991 | 1 083 |
| 0.06 | | | | 849 | 734 | 700 | 700 | 757 |
| 0.08 | | | | | 467 | 423 | 411 | 433 |
| 0.10 | | | | | | 295 | 277 | 283 |

*variación de la relación de velocidad
de acuerdo con los diámetros relativos
del tubo central.*

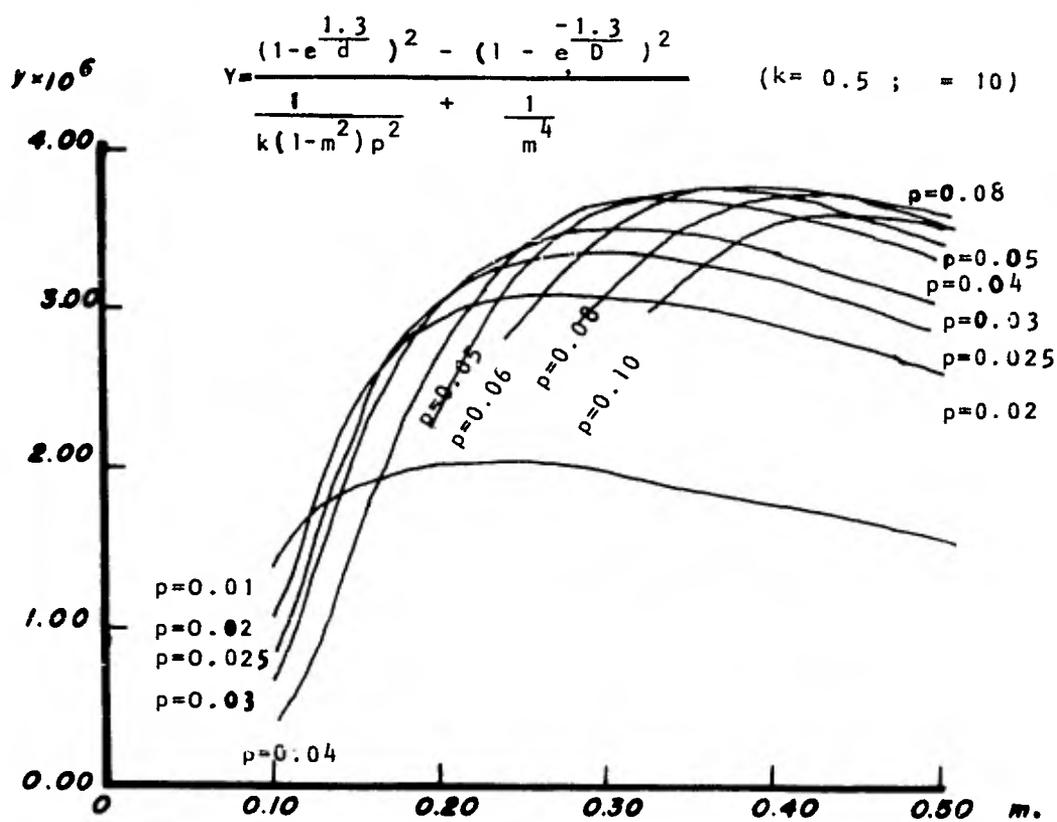


FIG. 4.3.1.3.5.1.

2o. y 3er. Factores D y d.- Influencia del diámetro del tubo central y de los tubos. Se estudiarán ahora en conjunto estos dos factores, ya que influyen el uno sobre el otro reciprocamente.

Puede tomarse a $K = 0.5$ como un valor promedio frecuentemente. Si se dan a "P" y a "r" diversos valores cercanos a sus valores normales puede obtenerse la tabla C.

Esta tabla se obtiene de la ecuación (9) de manera que debe determinarse el diámetro del tacho. Se tomó a $0 = 10$ pies. Un diámetro diferente hubiera dado una tabla y una gráfica ligeramente diferentes, pero la tendencia general hubiera permanecido sustancialmente la misma.

En las curvas de la gráfica que muestran la variación de la relación de velocidad del tacho como una función de r, el diámetro relativo del tubo central, para varios valores de los diámetros relativos de los tubos, \underline{P} , permite obtener las siguientes conclusiones:

- 1.- Para un diámetro relativo dado de los tubos, por ejemplo: $P = 0.03$ la velocidad aumenta en proporción al aumento del diámetro relativo \underline{r} del tubo central hasta cierto máximo por ejemplo $r = 0.32$. De ahí en adelante disminuye lentamente.
- 2.- El valor de \underline{r} , por el cual se obtiene este máximo, aumenta con P. Cuando $P = 0.03$, por ejemplo, $r = 0.32$; si $P = 0.04$, $r = 0.34$ y así sucesivamente.
- 3.- El valor máximo de la relación de velocidad también aumenta con \underline{P} . Pasa por un "máximo superior" con cierto valor de \underline{P} y después disminuye lentamente. En el caso elegido los valores de \underline{P} y \underline{r} dan este máximo en las cercanías de $P = 0.06$ y de $r = 0.38$, es necesario tener cuidado de no confundir estas cifras y aplicarlas en la práctica sin algunas correcciones.
- 4.- Los diámetros muy pequeños dan en los tubos una circulación muy pobre y parece ser que el valor mínimo de \underline{P} en la práctica es de 0.02. Este mínimo es tanto más interesante cuanto la aproximación que se adapte tiende a desplazar las curvas de la gráfica 4.3.1.3.5.1 en la dirección de los diámetros mayores.
- 5.- Los tubos de diámetros muy grandes no mejoran la situación y necesitan además, diámetros mucho mayores en el tubo central. Un valor de 0.08 parece ser el máximo de \underline{P} en la práctica.

Por la misma razón que se acaba de indicar, el máximo verdadero es sin duda menor.

- 6.- Las mejores relaciones se obtienen de acuerdo con la hipótesis adoptada, cuando los diámetros de los tubos son notablemente mayores -- que los que más se usan en la práctica. Desafortunadamente no es posible especificar los verdaderos valores óptimos.
- 7.- Si el tacho tiene un tubo central pequeño, es conveniente disminuir el diámetro de los tubos en forma similar. En las curvas de la gráfica 4.3.1.3.5. puede verse que las correspondientes a los valores -- diferentes de P se cruzan hacia la izquierda, de tal manera que si $r = 0.1$ la relación de velocidad es mayor a medida que P disminuye.

Sin dar un valor absoluto a las cifras encontradas, pueden obtenerse sin embargo algunas conclusiones prácticas.

- 1.- El valor óptimo del diámetro del tubo central depende del diámetro de los tubos. Un tacho con tubos anchos, a igualdad de condiciones ne cesitará un tubo central mayor que un tacho de tubos pequeños.
- 2.- Mientras que pueda obtenerse empíricamente un valor correcto para -- el diámetro del tubo central ($r = 0.3$ ó 0.4), no es posible obte -- ner un valor similar para el diámetro de los tubos.
- 3.- Dado que los diámetros óptimos de los tubos y del tubo central son -- relativos; estos óptimos aumentarán con el diámetro ó con la capaci -- dad del tacho. Esta aseveración se mencionó ya en el caso del tubo -- central (por ejemplo $r = 0.4$ o $D = 40\%$ de 0). Sin embargo, esta aseve -- ración no se ha hecho notar hasta el presente en el caso de los tu -- bos. Si por ejemplo, una fábrica tiene un tacho de 10 ft. de diáme -- tro con tubos de 4 in. que trabaja satisfactoriamente, si se desea, de acuerdo con futuras ampliaciones de la fábrica, instalar un nue -- vo tacho de diseño y trabajos similares, pero de 12.5 pies de diáme -- tro, este deberá dotarse con tubos de 5 pulgadas de diámetro. De o -- tra manera existe el riesgo (a menos que las condiciones de opera -- ción estén muy alejadas del máximo, lo que es a la inversa de la -- hipótesis de la perfecta operación del tacho) de tener un segund -- tacho menos efectivo que el primero.

4.3.1.4.

CONSIDERACIONES FINALES PARA DISEÑO.

- a.- Se supuso el caso de un tacho al final de la templa, calentado con vapor de escape. Sin embargo puede aplicarse, sin alteración notable, -- cuando se emplean presiones de vapor notablemente diferentes.
- b.- La aproximación de que el coeficiente de transmisión calórica varía en función exponencial de la velocidad de la masa cocida en los tubos, da lugar a error en dirección a los tubos de mayor diámetro favoreciéndolos.

Los valores encontrados para \underline{p} corresponden a las relaciones de velocidad máxima, estos valores deben corregirse, ya que las cifras encontradas -- tienden a dar valores elevados. Es conveniente entonces alterar las cifras progresivamente cuando la ocasión se presenta.

Si los valores de \underline{p} son teóricamente muy altos, los valores de \underline{r} son probablemente bajos por razones prácticas. Dado que las curvas de \underline{Y} como función de \underline{r} caen mas lentamente que lo que han ascendido, puede considerarse que es deseable emplear valores ligeramente mayores a los de los máximos teóricos encontrados.

La mejor elección sería, si \underline{R} es el teórico máximo, emplear un valor para el tubo central correspondiente a:

$$r = R + \frac{1 - R}{10}$$

ó 37% para 0.3 y 46% para 0.4.

CIRCULACION Y SUPERFICIE DE CALENTAMIENTO.

En la ecuación (9) el numerador representa la fuerza de circulación y la capacidad de evaporación de los tubos:

$$\left(1 - e^{-\frac{1.3}{d}} \right)^2$$

disminuída por el obstaculo ofrecido a la circulación por la superficie calórica del tubo central:

$$\left(1 - e^{-\frac{1.3}{D}} \right)^2$$

El denominador representa la resistencia a la circulación debida a los tu

bos :

$$\frac{1}{K(1-r^2) p^2}$$

aumentada de la resistencia a la circulación producida por el tubo central: $1/r^4$.

Por otro lado, la superficie de calentamiento varía inversamente a la relación de "P" (ó de d). Tiene un valor:

$$S = n \pi d L = L \pi K \frac{\Delta^2 - D^2}{d^2}$$

$$\left(\text{ó: } 0 \quad L \pi K \frac{1 - m^2}{p} \right)$$

En otras palabras, cuando el diámetro de los tubos aumenta de 3 a 6 pulgadas, a igualdad de condiciones, la superficie de calentamiento de los tubos disminuye a la mitad.

En el denominador la resistencia de los tubos, que es el factor mas importante relativo a las dimensiones de r, varia inversamente al cuadrado del diámetro relativo p, que es lo mismo que decir que entre 3 y 6 pulgadas disminuye en la relación de 4 a 1.

La importancia de esta observación puede apreciarse inmediatamente: si se aumenta el diametro de los tubos, que en el caso general son muy pequeños, la superficie de calentamiento disminuye, mientras que la velocidad de trabajo del tacho aumenta. De este modo se tendra un tacho mejor y mas barato, ya que la superficie de calentamiento es uno de los factores principales que influye en el costo del tacho.

Existe el hecho de que la superficie de calentamiento es inversamente -- proporcional a d, mientras que la resistencia el escurrimiento de la masa cocida es inversamente proporcional a la cuarta potencia de d, en un solo tubo y al cuadrado de d en una calandria cualquiera.

No debe suponerse que en este caso se consumiría menos vapor. El mejoramiento en la circulación compensa la disminución de la superficie de calentamiento y mejora el coeficiente de transmisión de calor, de manera que el consumo de vapor a igualdad de condiciones, permanece proporcional a la velocidad del tacho.

Se concluye que el buen diseño de un tacho , no solo depende de la relación entre la superficie de calentamiento y el volumen .Es función de la relación entre el diámetro seleccionado de los tubos y el diámetro seleccionado del tubo central .

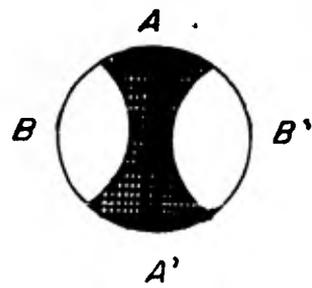
TACHOS AL VACIO CON CIRCULACION DIAMETRAL

El tacho Cati de circulación diametral da una excelente solución al problema de la circulación natural y se ajusta perfectamente a las mismas necesidades del tacho de calandria flotante sin tubo central ;aumenta la superficie de calentamiento en el centro del tacho y desciende la masa cocida fría sobre la pared exterior .Sin embargo , en lugar de adoptar una circulación idéntica en todos los planos verticales axiales ,la circulación diametral provee al tacho de dos planos de simetría AA' y BB' Fig. 4.3.1.4.1.

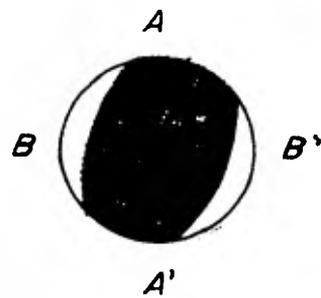
Los espacios laterales para el descenso pueden ser biconvexos o en la forma de dos medias lunas crecientes .La última forma tiene la ventaja de reducir la longitud del paso de la masa cocida en los puntos A y A'. La primera forma ofrece por su parte una resistencia menor a la corriente para la misma sección transversal, y se prefiere por esta razón.Es estas dos bajadas deben tener, por lo menos una sección transversal igual al 40% del área total de los tubos ó aproximadamente el 20% de la sección transversal interior del tacho , cuando son biconvexas. Si las bajadas son de luna creciente, deben tener el 45% de la sección transversal de los tubos ó aproximadamente el 22% del área del tacho .

Se considera que es mas conveniente dar a estos tachos una sección transversal igual a la sección teórica derivada del espacio anular de un tacho de calandria flotante. No es necesario hacer correcciones en el caso de bajadas biconvexas, ya que la resistencia de estas es menor que la del espacio anular de área equivalente.La misma corrección que se indica en los tachos de calandria flotante ,debe aplicarse en las bajadas en forma de luna creciente .

La circulación diametral ,como la calandria flotante sin tubo central , da mejor solución cuando se trata de la circulación natural de la masa cocida.

CALANDRIA DE CIRCULACION DIAMETRAL.

bajada biconvexa



bajada en creciente

FIG. 4.3.1.4.1.

VELOCIDAD DE CIRCULACION MEDIDA EXPERIMENTALMENTE

Webre determinó la velocidad de circulación de la masa cocida en un tacho de calandria de las siguientes características:

| | |
|---|--------------------|
| Diámetro del Tacho | 3.600 m |
| Diámetro del tubo central | 0.900 m |
| Altura de la calandria | 1.200 m |
| Diámetro de los tubos | 0.127 m |
| Número de tubos de la calandria | 418 |
| Superficie de la calentamiento | 195 m ² |
| Altura máxima de la masa cocida sobre la placa superior | 2.100 m |
| Volumen de trabajo | 310 Hl |
| Clase de la masa cocida en la templa | C |

La gráfica de la fig . 4.3.1.4.2.. da la variación de la velocidad de circulación media en el desarrollo de la templa. La velocidad de circulación que fué en promedio de 470 mm/seg. durante la primera hora, disminuyo a 4 mm/ seg. durante la sexta hora. Se ve que dos horas despues de iniciada la templa , la velocidad de circulación bajo a un valor mínimo. Al final de ella este valor es desechable.

CIRCULACION MECANICA

La idea de la circulación mecánica en los tachos al vacio es muy antigua. Ha habido muchos diseños ensayados en todo el mundo , de los cuales muchos han fracasado , ya que no han podido justificar su uso tomando en consideración la complicación y el costo adicional.

CIRCULADORES ANTIGUOS

Uno de los primeros circuladores y probablemente el primer circulador usado en tachos al vacio, en la industria azucarera fué el aparato original alemán GROSSE , que estaba constituido por una sección de un conductor de gusano instalado en el espacio correspondiente a la vía de descenso de los tachos de serpentín, coincidiendo con la altura de los serpen-

VARIACION DE LA VELOCIDAD
DE CIRCULACION DURANTE UNA TEMPLA.

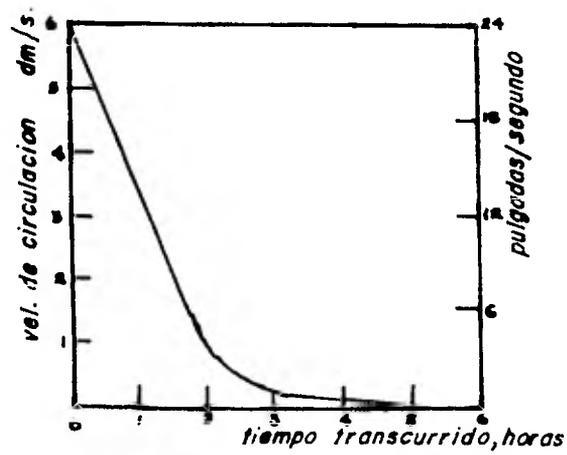


FIG. 4.3.1.4.2.

tines y extendiéndose hacia abajo hasta cerca de la válvula de descarga. La idea de este montaje era hacer funcionar una circulación forzada desde el principio hasta el final de la templa. Este diseño fue usado por la industria del azúcar de remolacha pero duró poco tiempo en servicio.

CIRCULADOR FREITAG

Este circulador estaba constituido también por un segmento de conductor de gusano, proyectándose hacia la vía de descenso de un tacho de calandria flotante y extendiéndose hacia arriba hasta un punto ligeramente debajo del nivel de la masa cocida. El diámetro del conductor era de alrededor del 25% del correspondiente al tacho y el de la vía de descenso insuficientemente grande para proporcionar espacios de trabajo. Desafortunadamente en una calandria flotante hay un obstáculo debido al hecho de que el espacio anular entre la pared y la calandria ofrece mucho menos resistencia al paso de la circulación que los tubos, de manera que una gran parte del desplazamiento del circulador evita la superficie de calentamiento y pierde su utilidad en lo referente a la circulación forzada. Fig. 4.3.1.4.3.

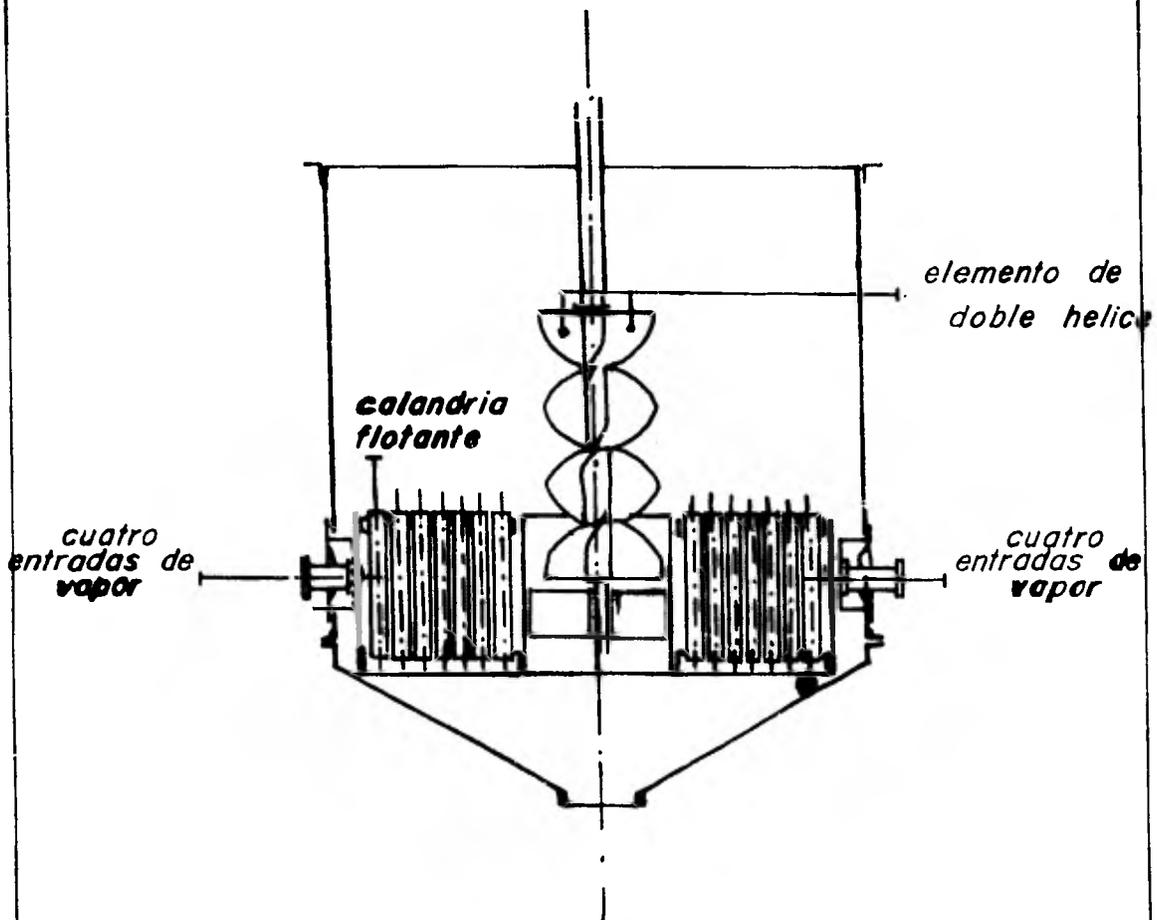
HELICOGITADOR DE QUINT Y FLAMANT

Este diseño está constituido por una pequeña helice con un tamaño de alrededor del 18% del diámetro del tacho, instalada también en un tacho de calandria flotante y adoleciendo de defectos semejantes a los señalados anteriormente. La novedad de este diseño consiste en la sucesión de embudos invertidos superpuestos instalados encima de la vía de descenso, aumentando en diámetro a medida que su colocación es más elevada, alcanzando el que ocupa la situación superior, justamente debajo del nivel de la masa cocida, un tamaño que corresponde al 60% del diámetro del tacho. Debido a su pequeño tamaño, sus requerimientos de potencia deben ser muy bajos y su capacidad para mover una gran cantidad de masa cocida de manera que se origine una circulación bastante homogénea, es inadecuada. Fig. 4.3.1.4.4.

NECESIDAD DE LA CIRCULACION MECANICA

A pesar de todas las deficiencias de los diseños pasados indicados claramente por la ausencia de aplicaciones extensas, queda todavía en pie el

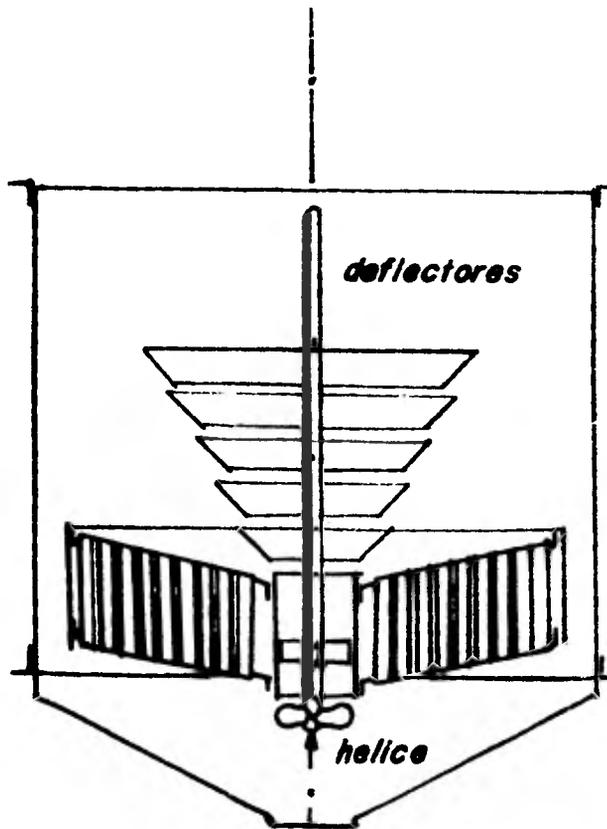
NO SE MUESTRAN EL DOMO, EL VASO DE
SEGURIDAD NI LA TRANSMISION



CIRCULADOR FREITAG EN UN TACHO CON
CALANDRIA FLOTANTE.

FIG. 4.3.1.4.3.

**NO SE MUESTRAN EL DOMO, EL VASO
DE SEGURIDAD NI EL MOTOR.**



**AGITADOR HELICOIDAL DE QUINT Y
FLAMANT**

FIG. 4.3.1.4.4.

hecho de que el análisis de las velocidades de la masa cocida que circula a través de las superficies de calentamiento de los tachos en operación, incluyendo las correspondientes a los diseñados especialmente para obtener un flujo fácil, ponen en relieve la necesidad urgente del movimiento forzado adecuado a fin de obtener operaciones más correctas. Esto se aplica no solamente sobre la base de velocidades de evaporación y crecimiento de cristales, sino también con el fin de reducir al mínimo las condiciones de temperatura que significan un riesgo de daño térmico a los productos.

BASES EXPERIMENTALES DE DISEÑO DE UN TACHO CON CIRCULACION MECANICA EXPERIMENTAL.

Se planeó un diseño para adaptarse a los tachos de calandria con tubo central. La velocidad seleccionada para atrevesar los tubos fué de $1.5 \frac{\text{pies}}{\text{seg}}$ (457.0 mm/seg), que correspondía a los valores calculados con circulación natural, cuando los niveles son bajos y la operación es satisfactoria.

DATOS PARA EL CIRCULADOR EXPERIMENTAL.

El tacho de 12 pies (3.66 m) de diámetro, provisto de 306 tubos de 5 pulg. (127 mm) de diámetro y 48 pulg. (1.22 m) de longitud, constituyendo un total de 1600 pies² (149 m²). La vía de descenso de 6 pies (1.825 m). Se seleccionaron tubos de 5 pies de diámetro para reducir al mínimo la fricción y producir circulación libre. El precio pagado por esta ventaja fué una reducción apreciable de la superficie de calentamiento. La capacidad de la templa fué de 1300 pies³ (370 hl) de manera que la razón superficie de calentamiento de la masa cocida era relativamente baja. Había tres tachos en la fábrica de azúcar, de manera que fué fácil hacer comparaciones directas respecto a sus operaciones.

El área interna de un tubo No. 14 de 5" es de 18.35 plg² ó 0.127 pies² y el área total de los 306 tubos es de 39 pies² (3.63 m²). El área de la vía de descenso de 72" es de 28.3 --

pies² (2.64 m²). Para tener una velocidad de circulación de 1 pie /seg en los tubos, se necesita un volumen de masa cocida de 39 pies³ (11.05 hl) y para 1.5 pies/seg, el volumen de la masa cocida debe ser de 58.5 pies³ (16.5 hl).

El circulador Fig 4.3.1.4.2. está constituido por una bomba espiral de seis elementos de 70" con un tubo de 36" de diámetro y un paso de 72" y se planeo para trabajar a 30 r.p.m., de manera que el volumen barrido debería ser de 58.95 pies³ (16.7 hl) lo que proporcionaba justamente alrededor de los 1.5 pies /seg en los tubos. Se dispusieron debajo del rotor 12 paletas rectificadoras y estaba accionado por un motor de 40 h.p. unido por una polea a un reductor de velocidades de engranaje helicoidal con una razón de 40:1. Cuando se ponía en marcha al circulador, habiéndose alcanzado ya la concentración final, se sobrecargaba el motor y el engranaje, esto hizo necesario reducir la velocidad de 30 a 20 r.p.m. habiéndose llevado por esta causa a cabo todas las pruebas a esta velocidad. Para reducir la fricción se eliminaron la mitad de las paletas, usándose solamente seis. Posteriormente se llegó a la conclusión de que las paletas no introducían ninguna mejora apreciable y aumentaban considerablemente la potencia necesaria para la operación.

DATOS DE DESPLAZAMIENTO

No se disponía de medios para obtener medidas de capacidad. La cabeza de interrupción real se determinó operando el circulador con el tacho vacío y admitiendo agua gradualmente hasta que el nivel alcanzó justamente la parte superior de los tubos entonces se tomó una medida de la depresión del nivel del agua en la vía de descenso. Esta demostró ser de 6" (152.5 mm). Se concluyó, por lo tanto, que la capacidad de la bomba espiral era inadecuada para nuestros fines. Sin embargo cambiarla representaría la pérdida de mucho tiempo, de manera que se decidió proceder a las pruebas. A la velocidad reducida, el caballaje desarrollado mientras se llevaba a cabo la producción

de una templa, pero antes de concluirla, era solamente de 12 a 20 r.p.m. sobre el circulador.

DIFICULTADES

En las primeras templeas realizadas, el aparato se mostró prometedor. La dificultad que se presentaba consistía en que las temperaturas arriba de la calandria eran siempre anormalmente altas, indicando, que una parte considerable de la masa cocida en circulación no alcanzaba la superficie de ebullición y se regresaba a la vía de descenso sin liberar un exceso de calor por expansión brusca, como debiera hacerlo. Para superar esta dificultad, se le adapto un elemento conductor de gusano del circulador de 24" por encima de la calandria, extendiéndose de esta manera 3 ó 4 pies mas hacia arriba. Esto redujo el incremento indeseable de temperatura y en los diseños siguientes se hicieron modificaciones a fin de capitalizar este hecho.

DESARROLLOS ADICIONALES.

Desde su instalación original, el aparato sufrió modificaciones considerables. Primero se montó una armazón de anillos receptores encima de la vía de descenso con elementos de conductor de gusano con paletas rectificadoras entre cada una y se construyeron algunas unidades con esta modificación. La cantidad de cabeza desarrollada por la bomba espiral indicó la necesidad de aumentar la velocidad y reducir el diámetro. Se decidió finalmente construir todos los circuladores y vías de descenso con un tamaño que midiera el 40% del diámetro del tacho y estas proporciones se han conservado hasta la fecha. La velocidades periféricas en los extremos de las paletas se estandarizaron a alrededor de 16 pies (4.88 m.)/seg. Los primeros modelos consecutivos a la primera prueba tenían el impulsor principal precisamente dentro de la vía de descenso, habiendoseles eliminado todas las paletas rectificadoras y otros elementos helicoidales, siendo éste el estado actual del diseño.

El montaje se aproxima a una bomba de flujo mixto, que es mas adecuada para el trabajo, pues los elementos helicoidales actúan despejando cuando la viscosidad es alta y hay menos fricción, requiriéndose mayor capacidad y menor potencia

Hasta recientemente persistió una tendencia a establecerse recortos circuitos en la superficie en ebullición de la masa cocida, que era la dificultad original, pero fué superada con la adición de un deflector en forma de embudo en la parte superior de la vía de descenso con una altura de 8" y forma de un angulo de 45°. El efecto de esta adición fue equivalente a tener una vía de descenso mayor sin tener pérdida en la superficie de calentamiento. Una ventaja consiste en que el trayecto de la masa cocida calentada que sale de los tubos se desvía proyectándose hacia la pared del tacho, concentrando de esta manera la zona de ebullición en ese punto, dejando el centro libre de ebullición y permitiendo a la masa cocida, después de expansionarse bruscamente, proseguir su marcha descendente con poca interferencia con las corrientes ascendentes de material caliente que proceden de la parte inferior.

CONTROL DE LA ALIMENTACION

Teniendo el circulador un solo rotor situado en el fondo del tacho, donde se haya siempre sumergido, significa que la potencia requerida para ponerlo en acción será proporcional siempre a la espesura ó viscosidad de la masa cocida, y un vatímetro concetado en el circuito del motor dará lecturas que son exactamente proporcionales a la espesura. Este es realmente el elemento de control para operar los tachos de vacio una vez transcurrido el periodo inicial de preparación del pie de temple y cualquier tachero puede alimentar su tacho de acuerdo con las lecturas de su vatímetro. Tan cierto es esto, que los tachos actuales de circulación estan equipados con sistemas automaticos de alimentación diseñados para ser usados con un-

vatímetro de contacto cuyas señales abren y cierran las válvulas de alimentación, de modo que no requieren atención excepto en el momento de alcanzar la concentración final, cuando debe interrumpirse la alimentación y apreciarse el brix por la lectura del vatímetro. Existen actualmente muchas de estas instalaciones en los ingenios y refinerías.

Otra característica interesante es la forma que es dispersado el material con que se alimenta el tacho. El licor entrante es admitido en el fondo y guiado hacia arriba hacia el interior del cubo hueco, al que están unidos los elementos helicoidales. Debajo de cada paleta hay dos orificios de 2" (50 mm) - a través del cubo y la alimentación se hace entrar aquí y bajo la acción de las paletas girando con rapidez se mezcla inmediatamente y por completo con la masa cocida circulante, de manera mejor a lo logrado con anterioridad.

Un detalle útil de operación es la estandarización del control de alimentación del tacho. Ha quedado establecido ya que el mejor ajuste al que puede llevarse la templa es manteniendo la carga sobre el vatímetro a un 75% del valor desarrollado en la concentración final, esto se obtiene anotando simplemente la carga final sobre el vatímetro cuando se alcanza el brix deseado y en las operaciones siguientes se ajusta el contacto para el control de alimentación al 75% de esta carga.

REQUERIMIENTOS DE VELOCIDAD Y POTENCIA

La potencia requerida para el funcionamiento de los circuladores de los tachos de vacío del actual diseño varía considerablemente con cualquier tamaño especial, de acuerdo con la clase de masa cocida que se esté elaborando especialmente con el brix y la viscosidad, dependiendo ésta última de las impurezas de la masa cocida. La peor de todas las labores es manejar las templeas de derretido de grado bajo de las refinerías de azúcar, siendo necesario aumentar la potencia en un 25% por arriba de los estándares presentados más adelante. Los mascabados bajos en la industria de azúcar de remolacha necesitan también el mismo aumento en la potencia, especialmente cuando

las remolachas han sido almacenadas largo tiempo y el contenido de refinosa ha aumentado mas de lo normal. Los estandares actuales son los siguientes:

| Diámetro del Circulador | R.P.M. | H.P. |
|-------------------------|--------|------|
| 66" (1.68 m.) | 55 | 60.0 |
| 60" (1.52 m.) | 60 | 50.0 |
| 54" (1.37 m.) | 67 | 40.0 |
| 48" (1.22 m.) | 75 | 30.0 |
| 42" (1.07 m.) | 86 | 25.0 |
| 36" (0.91 m.) | 100 | 20.0 |

La carga máxima de potencia tendrá lugar cuando la templa alcance su brix final y si ha sido conducida a un 75% de la carga de caída, como se ha sugerido, el aumento de potencia en ese punto será de 33%. La duración de la concentración final-partiendo desde el tiempo en que la alimentación es desconectada hasta el final de la templa no debe excederse de 15 min. En las templas de azúcar blanca este periodo dura sólo 2 min. En vista de lo anterior el motor puede acomodar una carga de 25% de exceso de la indicada sin dificultad. Cuando se para el tacho debe pararse el circulador inmediatamente, debido a que sin cambio de brix la ausencia de ebullición unicamente bastara para aumentar materialmente la carga. Hay mas peligro de dañar el reductor de velocidad que el motor, ya que las pesadas-sobrecargas superiores a las especificadas por el fabricante-pueden destruir la película de aceite lubricante entre los engranajes causando serios daños.

BENEFICIOS DE LA CIRCULACION MECANICA

El aparato usado para medir las condiciones de temperatura en el tacho No. 2 en la central Boston, de Cuba, fué transferido al tacho No. 3 que estaba equipado con el circulador esperimental original, con el fin de duplicar las observaciones - y registrar los resultados. Aunque esta unidad representaba - un diseño preliminar sin refinamiento, ni correcciones, presentaba notables diferencias dignas de consideración.

El termómetro experimental y el termómetro del tacho diéron lecturas muy próximas entre sí al principio, pero hacia al final las diferencias entre las estaciones uno y dos alcanzaron un máximo de 11°F (6.1°C) solamente en vez de los 31°F (17.2°C) registrados en la primera prueba , lo que constituye un adelanto considerable.

Con el diseño original de circulación mecánica fué posible -- operar el tacho con vapores de baja temperatura sometidos a un vacío parcial y se registró una prueba mientras se llevaba a cabo una templa B , en que la presión fué siempre sub-atmosférica.

4.3.1.5.

CONCLUSIONES SOBRE DISEÑO DE TACHOS AL VACÍO CON TUBO CENTRAL.

A continuación se consideran algunos aspectos que son importantes en el diseño de estos equipos sin que para ello afecte la capacidad del tacho, o sea que es completamente independiente de este parámetro.

La norma antigua de tubos de 4" (101.6 mm) de diámetro ha sido revisada a fin de determinar si se podía obtener alguna ganancia en el uso de otras proporciones. Se han probado tubos de 5" (127 mm) y aunque su uso disminuye la fricción y proporciona una circulación más libre, la pérdida de la superficie de calentamiento es considerable, hasta el punto de hacerlos prohibitivos. En el extremo, están los tubos de 3" (76.3 mm). Una gran ventaja consiste en que es posible instalar la misma cantidad de superficies de calentamiento en una calandria de 3' (0.915 m) de alto que en una de 4' (1.22 m) de alto con tubos de 4" (101.6 mm).

Con relación a la longitud de los tubos, no hay duda que los tubos cortos darán mayor transmisión de calor por pie cuadrado (0.092 m^2). Algunos sostienen la opinión de que no es conveniente usar tubos de mayor longitud que 36" (0.915 m), a pesar de la reducción de la superficie de calentamiento. Se han hecho pruebas en un tacho equipado de esta manera en una refinería azucarera y la evidencia estuvo a favor de lo establecido por esta premisa. Ciertamente habría menos peligro de daños por calentamiento y las proporciones volumétricas serían favorables, sin mencionar el ahorro de tubos de cobre.

COEFICIENTE DE EVAPORACION

El coeficiente de evaporación de un tacho es el peso de agua evaporada de la masa cocida, por unidad de superficie de calentamiento en la unidad de tiempo. Se expresa generalmente como $\text{Kg/m}^2/\text{hr}$.

La variación del coeficiente de evaporación en el transcurso

de una templa, es similar a la variación de la velocidad de circulación.

El coeficiente de transmisión de calor varía en el desarrollo de la templa de 490 a 24 Kcal/m²/hr/°C.

RELACION SUPERFICIE DE CALENTAMIENTO A VOLUMEN

Un factor muy importante en el diseño y en el trabajo del tacho al vacío ; es la relación entre su superficie de calentamiento y su capacidad de trabajo .

Un tacho bien diseñado debe tener una relación definida S/V. Sin embargo, esta relación dependerá de:

- a) Del vapor usado para calentar.
- b) De la masa cocida que se trabaja

a) Vapor.- La tabla siguiente muestra las variaciones según el tipo de vapor utilizado.

| Tipo de calentamiento | Vapor empleado | Presión de vapor Kg/cm ² | S/V óptimo |
|-----------------------|-------------------------|-------------------------------------|------------|
| Serpentín | vapor vivo | 0.5 a 4 | 4 a 4.5 |
| Calandria | V É | 0.4 a 6 | 5 a 8.0 |
| Calandria | vapor de eva porador | 0 a 0.4 | 8 a 10.0 |

En otras palabras, la superficie de calentamiento aumenta de acuerdo con la baja temperatura del vapor que se emplea.

b) Masa cocida.- La influencia de la masa cocida es de menor importancia que el vapor. Sin embargo hay que tomarla en cuenta, dado que se hace mas viscosa a medida que la pureza disminuye. Es necesario calentar con mayor cuidado una masa viscosa que circula mal y esta operación debe hacerse con pre-caución por el riesgo existente por la caramelización y formación de falsos granos. Es por esto conveniente disminuir - la superficie de calentamiento y la presión del vapor cuando

se trabaja material de bajo grado, para que la ebullición del material se reduzca tal como lo requiere la viscosidad .

La siguiente tabla dá cifras óptimas para los diferentes grados de la masa cocida .

| | Tiempo de la templa en Hr. | S/V m^2/m^3 |
|-----------------------------|----------------------------|---------------|
| Azúcares Refinados | 2 | 10 |
| Azucars blancos esp. | 3 a 5 | 8 |
| Primeras masas cocidas | 4 a 8 | 6 |
| Masas cocidas de bajo grado | 14 a 24 | 5 |

La tendencia actual favorece el aumento de la relación S/V y los diseños modernos casi no se desciende de cifras menores de $6m^2/m^3$, aún en las masas cocidas de bajo grado.

4.3.2. BASES PRACTICAS DE DISEÑO DE TACHOS DE CALANDRIA

Introducción. Durante los últimos treinta años, en las fábricas de azúcar ha ido en aumento el empleo del tipo calandria de tachos al vacío, hasta el punto en que hoy este tipo de equipo es de uso casi universal.

No obstante, existe una buena cantidad de conocimiento teórico que puede utilizar el ingeniero de diseño para ayudarlo a escoger las dimensiones óptimas de los distintos componentes del tacho.

El diseño es mayormente empírico, y debido al alto costo y a las dificultades de experimentar modificaciones, dependemos del intercambio de información.

Hace algún tiempo que no se cuenta con mucha tecnología nueva, como lo evidencia la escasez de cambios recientes en el diseño de los tachos.

Se describen, por lo tanto, algunos desarrollos en el diseño de los tachos al vacío del tipo calandria. Parte de estas modificaciones son nuevas, otras son sustancialmente las mismas que han realizado otros investigadores, con algunas adiciones y mejoras introducidas.

Las siguientes son las características de diseño que se discuten para el diseño de tachos de calandria.

- 1.- Alturas óptimas de cocción a tacho lleno, con circulación natural en tachos del tipo calandria.
- 2.- Efecto de la circulación mecánica sobre el rendimiento de los tachos de baja graduación.
- 3.- Efecto del tamaño del tubo de la calandria sobre el rendimiento del tacho.
- 4.- Un diseño relativamente barato para un tacho de circulación natural de alta capacidad y pie bajo.
- 5.- Métodos mejorados en la prevención de arrastres.

1. SELECCION DE NIVELES DE COCCION OPTIMOS A TACHO LLENO.

Hace muchos años que se conoce bien el efecto adverso que sobre la velocidad de ebullición tiene el aumentar la profundidad de la masa cocida que se encuentra sobre la placa superior de la calandria.

La velocidad de cocción se considera en función del punto de ebullición de la masacocida en los tubos de calandria. Con el aumento de la altura de la masa cocida sobre la calandria, el punto de ebullición de la masa cocida que está en los tubos se eleva por efecto del aumento de la carga hidrostática. De este modo, una porción mayor de cada tubo se hace necesaria para elevar la temperatura de la masacocida al punto de ebullición mediante la transferencia de calor convectivo, mientras que existe también un menor diferencial entre la temperatura del vapor de caldeo y el punto de ebullición de la masacocida. Este cambio de las condiciones en que se opera da por resultado una reducción del calor transferido a la masa cocida a los tubos de calandria con la disminución correspondiente en la velocidad de cocción del tacho.

La gran aceptación que ha tenido el tacho al vacío de baja altura y cuerpo ensanchado en la industria se debe a los fenómenos más arriba descritos.

La altura de cocción a tacho lleno en este tipo de tachos, en las distintas marcas varía al igual que los rendimientos que alega cada fabricante. Además, estos rendimientos son de índole cualitativa más bien que cuantitativa de modo que en este sentido el futuro comprador de estos equipos está sujeto a tener dudas.

Desde el punto de vista de la selección de planta merece la pena determinar la altura óptima de cocción a tacho lleno en las condiciones prescritas de uso.

La altura óptima de cocción, desde luego, habrá de variar con el tamaño del pie de templa, es decir, con el volumen de la masacocida por debajo del tope de la calandria y con la longitud del tubo de calandria. Como se verá después, la altura óptima también varía según la proporción de tiempo inactivo en el ci-

clo del tacho.

La longitud de los tubos de calandria es punto sobre el cual todavía existen opiniones divergentes entre los distintos -- técnicos. Sin embargo, experiencia bastante amplia, con los tachos de calandria al vacio, se estima que la longitud_ de tubo más deseable es 4'0".

Tomando como base la teoría, también puede demostrarse, que_ si bien ocurre cierta pérdida de eficiencia en la transferen_ cia de calor al aumentar la longitud del tubo por efecto -- del aumento en la carga hidrostática de la masacocida; existe, sin embargo, una ganancia neta en eficiencia de transferencia térmica al aumentarse la longitud del tubo a aproximadamente 4'0".

En la práctica se ha visto que es conveniente llegar a un vo_ lumen de pie de templa de un 35-36% del volumen total de la_ templa.

En general la mayoría de los tachos satisfacen de una manera aproximada las dos condiciones antes mencionadas. De una serie de ensayos de cocción en estos tachos para determinar_ las velocidades instantáneas de cochura, los tiempos de espe_ samiento y los tiempos de bajada, según las cifras de veloci_ dades instantáneas de cochura se vio que la velocidad máxima de cocción se lograba a una altura de masacocida de 1'3" por sobre la calandria, y que a partir de este punto la veloci_ dad de cocción disminuía exponencialmente con el aumento de_ altura de la masacocida. La tasa de disminución era apro_ ximadamente del 16% por pie de altura de masacocida. Proba_ blemente, el lograr la velocidad máxima a la altura de 1'3" por encima de la calandria es más bien una cuestión de téc-- nica operativa que de equipo.

La información anterior puede utilizarse para calcular tiem_ pos relativos de cocción para varios volúmenes de tacho - -- (correspondientes a diferentes cargas hidrostáticas, según - la geometría del tacho).

Asímismo es posible calcular tiempos relativos de espesamiento, partiendo del supuesto de que el tiempo de espesamiento es proporcional a la velocidad de cocción correspondiente al volúmen de tacho dado, y también que el tiempo de espesamiento de volúmenes diferentes es proporcional a los volúmenes totales respectivos. Desde luego, es necesario determinar un tiempo de espesamiento promedio para una altura y volúmen de tachos, que se utilizará como cifra básica. En los ensayos antes mencionados se determinó ese promedio.

Así incluyendo el tiempo de bajada en el tacho, es posible determinar por los distintos volúmenes terminados de tacho los tiempos relativos totales de ciclo de tacho. La relación de volúmen de cocción y espesamiento con respecto a tiempo total de ciclo de tacho podrá entonces calcularse también. Esto nos da la medida de la velocidad de producción del tacho.

Por lo tanto las cifras que indican la velocidad de producción del tacho (Volúmen de la producción de masacocida por hora de ciclo) pueden obtenerse para los distintos valores del tacho terminado. El punto en que la velocidad de producción del tacho alcanza su valor máximo es la altura óptima a tacho lleno.

En la Fig. 4.3.1 se muestran estas cifras en forma de gráfico para un tacho de 8,000 galones, con una relación de capacidad con respecto a la superficie de caldeo de aproximadamente 3.2 galones por pie cuadrado de superficie de transmisión de calor de donde se aprecia que la altura óptima a tacho lleno se aproxima a los 4'0". Aquí es donde se utilizan los tubos de 4'0" para pie de templa de 35-36%.

Cálculos ulteriores demostraron que la altura óptima de cocción de aproximadamente 4'0" se aplica también a tachos de calandria de diferente tamaño y geometría, siempre que la longitud de los tubos de calandria, el tamaño del pies de templa y el tiempo de bajada se mantengan como valores constantes.

Una altura tan baja tiene por consecuencia diámetros de

tacho bastante grandes, por lo que no siempre resulta factibles, en consideración al espacio de fábrica disponible, mantener la altura de 4'0".

No obstante el hecho de que conozcamos el punto óptimo de cocción para una velocidad de producción determinada no nos permite valorar de manera realista los distintos factores implicados en una instalación de tacho. La altura óptima de cocción a que antes nos referíamos se aplica a tachos de circulación natural. El procedimiento utilizado en la determinación de esta altura puede emplearse para hallar la altura óptima de cocción en tachos equipados con circulación mecánica, siempre que cuando se tengan alguna evidencia experimental del rendimiento en determinados niveles.

En este caso cabe esperar que la altura óptima sea algo mayor que cuando se trata de un tacho de circulación natural.

2. EFECTO DE CIRCULACION MECANICA EN TACHOS DE BAJA GRADUACION.

En el empleo de los circuladores mecánicos tiene una larga historia en los tachos al vacío que se utilizan en los centrales azucareros de todo el mundo. Como es bien sabido, el proponente principal de la circulación mecánica es Alfred L. Webre, quien ha publicado un extenso volúmen informativo sobre este tema.

Esa información es el resultado de una gran dedicación y larga experiencia.

Esta información, aunque excelente, da margen para que el futuro comprador se quede pensando que sucederá si se dedicara a utilizar un equipo similar a las condiciones de operación de su fábrica.

De la información publicada hasta la fecha no resulta claro, ni con mucho, el efecto cuantitativo de la circulación mecánica sobre la calidad del azúcar producido.

Al efecto se han realizado ensayos con un circulador mecánico en un

tacho de baja graduación. Dichos ensayos habrían de -- abarcar dos temporadas de molienda.

En el texto que aparece a continuación se comentan los re-- sultados de la experiencia de la primera temporada con cir-- culador que se utilizó en un tacho de masacocida "C".

De la firma A. Sargeant & Co. Brisbane, Queensland, Austra-- lia, fabricantes de este tipo de equipo con licencia de la_ Jackson Industries de Alabama, U.S.A., un circulador Mecá-- nico se probó; ya que la Jackson Industries maneja el dise-- ño de los equipos Webre.

Se instaló el circulador en un tacho de 10,000 Galones de - masacocida "C", dándose en la Fig. 4.3.2 el esquema de esta - instalación.

Para poder determinar en el ensayo el efecto de la veloci-- dad del circulador sobre la velocidad de circulación de la_ masacocida en el tacho y a fin de evitar cualquier tipo de_ restricción en cuanto a las necesidades de energía, utili-- zamos en la transmisión un motor de 100 H.P. con velocidad - variable.

Cada ensayo del tacho se controló mediante la cocción de -- otro lote de masacocida "C" procedente de un mismo material de alimentación de un tacho contiguo de circulación natural.

Se llevaron a cabo ensayos similares con ambos tachos a cir_ culación natural a fin de poder determinar la diferencia de rendimiento en estas condiciones entre los dos tachos, e -- igualmente la diferencia en el tacho de ensayo utilizando_ el circulador y prescindiendo de él.

Aparte de determinar las velocidades instantáneas de cocción en cada templa, se midieron también los tiempos de espesa-- miento y de bajada, y la velocidad de la masacocida. -- También se midieron el brix del material de alimentación y_

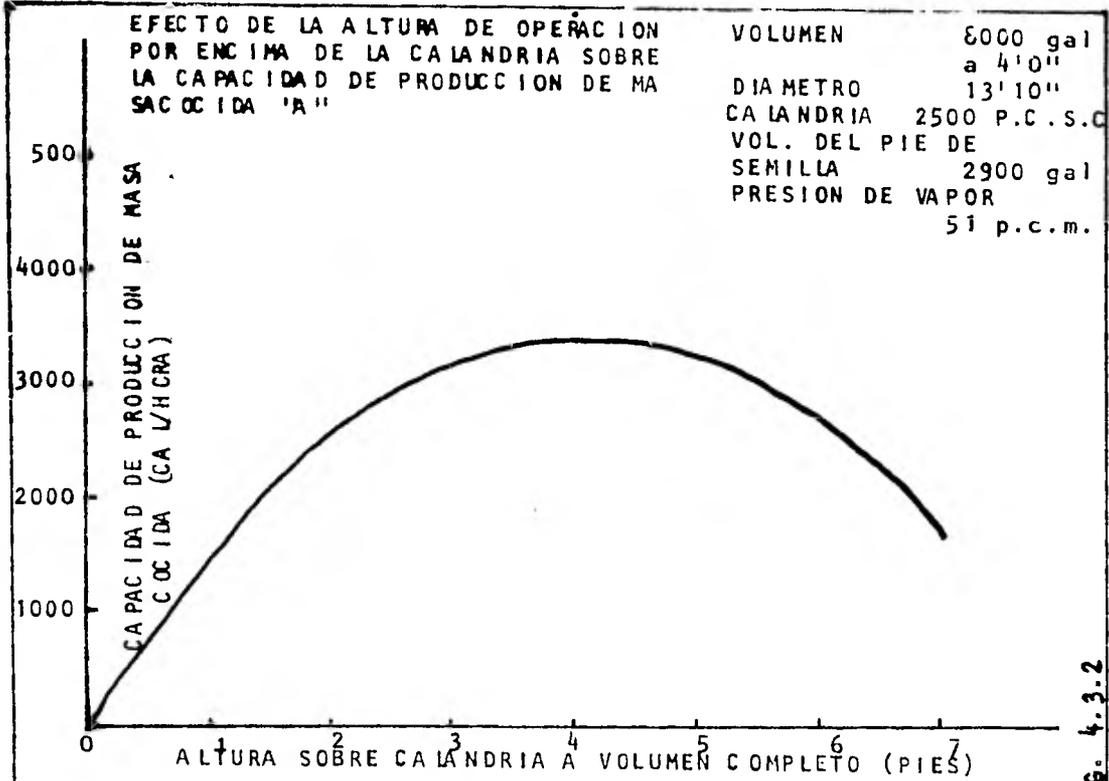
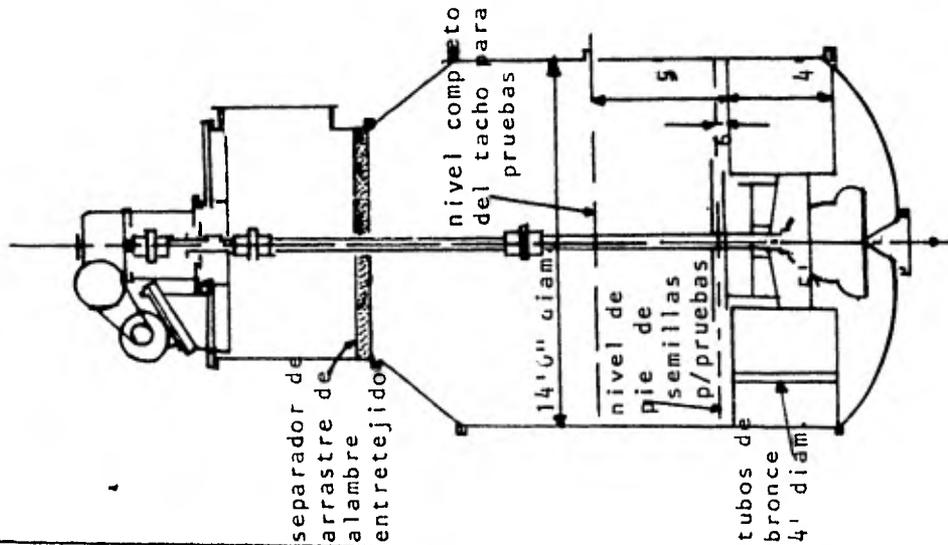


FIG. 4.3.1



CIRCULADOR EN TACHOS AL VACIO PARA TEMPLAS DE BAJA PUREZA

FIG. 4.3.2

el contenido de agua y cristales de la masacocida producida.

Igualmente, del análisis de las muestras de masacocida de cada tacho se determinó el aspecto cualitativo. En cada ensayo se tomaron muestras de la masacocida al final de los periodos de cocción y espesamiento.

Las muestras tomadas se centrifugaron en el equipo de laboratorio y el azúcar se lavó con metanol e isopropanol. Se realizó el análisis del cristal libre de jarabe para determinar el total de impurezas, almidón, gomas, color y filtrabilidad.

RESULTADOS DEL ENSAYO

VELOCIDAD DE PRODUCCION DE LA MASACOCIDA.

En la tabla 1 aparecen los tiempos promedios de cocción y espesamiento del tacho utilizado en el ensayo con circulación natural y con circulación mecánica, en cada caso se calculó la velocidad de producción de la masacocida en galones por hora, tomando como base 4,200 galones sometidos a cocción.

Esto dio un volúmen de templa terminada de 8,000 galones, en que el nivel final de la masacocida por sobre la calandria estaba a 60 pulgadas. Esta altura final de la masacocida fue la que se utilizó por ser la altura final a la que se coció la templa de control.

El incremento en velocidad de producción de masacocida con el circulador fue de 67%, si incluimos los 25 Minutos de bajada. Sin embargo, si se descarta el tiempo de bajada el aumento es de 77%.

Las viscosidades promedios de la masacocida al final de los periodos de cocción y de espesamiento fueron de 10,000 y 80,000 centipoises respectivamente, con un máximo de 280,000 centipoises al final de espesamiento.

El consumo de energía del circulador a 70 R.P.M. fluctuó entre 40 H.P. a 10,000 centipoises y 80 H.P. a 80,000 centi

poises, y 110 H.P. a 280,000 centipoises.

El circulador mecánico produjo un considerable aumento en la velocidad de la masacocida a través de los tubos de comparación con la circulación natural. La velocidad de la masacocida al empezar y terminar el periodo de cocción en la circulación mecánica promedió 1.2 y 1.0 pies por segundo respectivamente mientras que al final del espesamiento la cifra correspondiente fue de 0.5 pie por segundo.

Con la circulación natural, las cifras correspondientes a la cocción fueron de 0.9 y 0.2 pie por segundo, mientras que la velocidad al término del periodo de cocción fue tan baja que no pudo medirse.

ASPECTOS CUALITATIVOS

El efecto de la circulación mecánica sobre la calidad del azúcar "C" se valoró de dos maneras. Primeramente se determinó la diferencia en cuanto a las impurezas incluídas en los cristales de azúcar lavado entre el tacho de ensayo con el circulador y el tacho de control. Después se halló la variación en las impurezas del cristal durante el periodo de espesamiento en el tacho de ensayo con el circulador y sin él.

Los trabajos realizados con los tachos de circulación natural en años anteriores habían mostrado que la degradación de la calidad del azúcar tiene mayor probabilidad de ocurrir durante el periodo de espesamiento en el ciclo de tacho. En la tabla 2 aparecen los resultados de estos ensayos.

A causa de la amplia desviación de la norma que acompaña a cada una de las cifras que se dan en la tabla 2, no se pudo determinar con seguridad alguna el nivel absoluto de mejora en ninguno de los factores resultantes de la circulación mecánica. Ciertamente, sobre la base de la información experimental con que se cuenta, no se puede afirmar que la circulación mecánica origine una mejora mayor en un factor

dado cualquiera que en otro.

Por consiguiente, suponemos, el nivel de mejoría en cuanto al total de impurezas es igual que el que corresponde a -- componentes como el almidón, gomas, etc. Del simple prorrateo de las cifras que se dan en la tabla 2, la mejor -- estimación de la mejoría en los niveles de impurezas es de aproximadamente un 20%.

EFFECTOS DE LA CALIDAD DEL MAGMA SOBRE LA CALIDAD DEL AZUCAR CRUDO.

Desde luego, el cristal del azúcar "C" se convierte en el cristal de semilla para los azúcares de producción. Por -- consiguiente, cualquier mejora en la calidad del azúcar -- "C" deberá reflejarse en la calidad del azúcar crudo.

No fue posible determinar directamente el cambio de cali-- dad en el azúcar crudo por efecto de la mejoría de la ca-- lidad del azúcar "C", ya que no fue factible estudiar las -- plantas de ensayo del azúcar "C" durante todo el proceso -- hasta llegar al azúcar de embarque. Se hizo una valora-- ción por método indirecto.

Durante la temporada se tomaron una serie de muestras de -- Azúcar "C" producida por circulación natural, así como de -- muestras del azúcar de embarque resultante. El análisis -- de esta muestra permitió determinar la relación entre la -- calidad del magma y del azúcar de embarque.

Con la anterior información y los resultados del ensayo, -- en el sentido de que las impurezas del cristal de azúcar -- "C" podían reducirse con la circulación mecánica a cerca de un 20% por debajo de las existentes en el magma producido -- con circulación natural, fue posible calcular el efecto de utilizar el azúcar "C" de calidad superior sobre la calidad del azúcar crudo. La comparación de las calidades de -- azúcar crudo se hizo con respecto a dos azúcares con el -- mismo total de impurezas, es decir, el mismo pol y el mis-- mo J.D.

Observese aquí que la calidad del azúcar crudo puede aumentarse con la reducción de las impurezas inclusionadas en el cristal, aún cuando el total de impurezas del azúcar crudo no cambia. Esto se debe, con una sola excepción, a que los componentes que se considera tienen la mayor influencia sobre la calidad y aportan más concentrados en las impurezas del cristal que en las impurezas del jarabe. La excepción la constituye el color, en que las concentraciones relativas se invierten.

Al hacer la comparación de las calidades del azúcar crudo se tomaron Muestras aleatorias de 0.35 mm y 0.84 mm del azúcar "C" y del cristal del azúcar final, respectivamente.

La comparación del azúcar crudo obtenido de los distintos tipos de magma aparecen en la tabla 3.

Además, se calculó el análisis de un azúcar crudo obtenido de cristales de un magma hipotético que no contiene impurezas, y el resultado se muestra en la tabla 4.

Se incluyen, para comparación, los análisis del azúcar procedente de la cocción de magma en circulación natural.

EVALUACION

Está claro que el uso de un circulador mecánico en un tacho de masacocida "C" ofrece un gran incremento en la producción de masacocida. Por esta razón, cabe suponer que el empleo de circulador en un tacho de baja graduación resultaría económico en una nueva fábrica, o allí donde se requiera un aumento de la capacidad en el sector de baja graduación de una fábrica ya existente.

En cuanto al mejoramiento de la calidad, ya la situación no parece tan atractiva. Como puede verse de las cifras tabuladas, la mejora de la calidad del azúcar crudo debida al uso de magma producido con circulación mecánica es técnicamente real, pero en la práctica insignificante.

Cuando se recuerda que el cristal del azúcar "C" forma sólo un 0.07 del cristal del azúcar final (de acuerdo con los tamaños relativos de cristal citados anteriormente en este -- trabajo), no debe sorprendernos ese resultado.

3. EFECTO DEL TAMAÑO DEL TUBO DE CALANDRIA SOBRE LA VELOCIDAD DE CIRCULACION EN EL TACHO.

Quizás el requisito más importante de un tacho al vacío es -- que en él se pueda circular libremente la masacocida en todas las fases del proceso de cocción.

En un tacho de circulación natural esa circulación se debe al movimiento ascendente y ebullición de la masacocida calentada en la calandria cerca de la superficie libre de la masacocida o en la superficie misma.

Con ello se reduce el promedio de densidad de la masa que -- está sobre la calandria por la presencia de burbujas de vapor, quedando esta densidad por debajo de la que corresponde a la masasacocida que se encuentra sobre el bajante. Esto da como resultado un efecto de tubo en U, de manera que la masacocida más densa que esta sobre el bajante desciende, mientras que la masacocida más ligera que esta sobre la calandria se eleva, estos movimientos imparten circulación a la masacocida del tacho.

Sin embargo, esta fuerza impulsora de la circulación no es -- grande y, se desea obtener velocidades máximas de circulación, es conveniente lograr cualquier reducción posible de la resistencia al flujo de la masacocida en todo el circuito del tacho.

Una de las principales áreas de resistencia al movimiento en la masacocida está en la calandria.

Durante muchos años se han utilizado tubos de calandria de -- bronce, de 4" de diámetro exterior, y es cuestionable si con

un aumento del diámetro del tubo, con la reducción de la resistencia al movimiento de la masacocida, daría como resultado un aumento de velocidad en los tubos.

De ocurrir así se obtendría un incremento en la velocidad de cocción del tacho, gracias a una mayor transferencia global de calor en los tubos. También parecía probable un mejoramiento de la calidad del azúcar. Esto se debería a que un por ciento menor de la masacocida que pasa por los tubos se calentaría a una temperatura de subsaturación en cada pasada. De este modo aumentaría el nivel promedio de sobresaturación de masacocida en el tacho. Esta reduciría la tendencia a la inclusión de impurezas en el cristal de azúcar.

Para poder hacer la comparación con otros tachos, debía mantenerse la longitud presente de los tubos y la relación de capacidad a superficie de calafacción. Los valores promedio corrientes de estos factores eran 4'0" y 3.8 gal. por pie cuadrado de superficie calórica respectivamente.

Para averiguar el efecto que tendría el uso de tubos más largos se construye un tacho al vacío, de calandria, de cuerpo ensanchado, de 8,000 galones imperiales, con una altura de cocción a tacho lleno de 4'0".

El tacho tenía tubos de bronce de 5" de diámetro interior y 4'0" de largo, con una relación de capacidad a superficie calórica de 3.2 galones por pie cuadrado de superficie calórica.

Se realizaron numerosas pruebas de campo con este tacho. En estas pruebas se incluyó la medición de la velocidad de la masacocida por los tubos en diversas fases de la templa.

La velocidad de la masacocida se midió inyectando una mezcla de electrólito-jarabe en el fondo de un tubo y midiendo el tiempo que necesitaba esta inyección para producir un cambio en la conductividad en un electrodo situado en lo

alto del tubo.

El rendimiento del nuevo tacho se controló haciendo mediciones similares en otro tacho equipado con tubos de bronce de 4" de diámetro exterior, y también de 4'0" de largo.

Se determinó que a igualdad de profundidad de la masacocida sobre la calandria, la velocidad de la masacocida en los tubos de 5" de diámetro interior no era mas que un 67% de la que alcanzaban en los tubos de 4" de diámetro exterior.

Para explicar este efecto, hay que investigar un poco mas a fondo el mecanismo de la circulación en un tacho.

La condición que produce la fuerza de circulación se ha discutido ya, o sea, es la diferencia entre los promedios de densidad global de la masacocida sobre la calandria y sobre la bajante (tubo central).

Para completar el mecanismo de circulación tiene que haber una transferencia de masacocida, desde lo alto de la corriente ascendente hasta lo alto de la corriente descendente. Esto ocurre, lógicamente, porque el vapor al elevarse y desprenderse, arrastra consigo masacocida, debido a la tensión superficial, la velocidad, etc., a un nivel superior al de la parte más alta de la corriente descendente. Hay por lo tanto una carga de masacocida sobre la calandria, que genera un movimiento que la hace llegar a la zona de la corriente descendente.

La altura que alcanza la masacocida en ebullición por encima del nivel de tacho en reposo, depende de la concentración de superficie de caldeo por unidad de área horizontal de la chapa del tubo de calandria, o sea, cuanto mayor es la concentración de superficie de caldeo tanto más elevado estará el nivel de la masacocida en ebullición.

Operando dentro del marco de las reglamentaciones respecto a los recipientes de presión y a la longitud de ligamento y

y utilizando la longitud mínima de ligamento, lo cual es prácticamente normal, tenemos que con el tubo menor se obtiene un número significativamente mayor de tubos y mayor superficie calórica por unidad de área horizontal de placa.

En estas condiciones, cabe esperar un nivel más elevado -- de la masacocida en ebullición con los tubos de 4" de diámetro exterior y un flujo transversal mayor de masacocida hasta la zona del bajante, y por lo tanto, un incremento de la circulación.

Estas condiciones se confirmaron con la observación de las condiciones de operación en los dos tachos.

De lo anterior se desprendería que pudiera resultar conveniente una reducción de los tubos a un diámetro, digamos -- de 3". Esto podría ser válido en determinadas condiciones. Sin embargo, se tendrían mayores dificultades en la descarga de una masacocida espesa de un tacho con tubos de 3" de diámetro exterior, respecto a la normal actual de -- 4" de diámetro exterior.

4. METODO NOVEDOSO DE CONSTRUCCION DE UN TACHO AL VACIO DE CIRCULACION NATURAL.

En los últimos años, en Australia, la tendencia ha sido -- construir tachos al vacío mas grandes del tipo de calandria. Se han construido un número de tachos de 15000 galones imperiales de capacidad y se espera que en el futuro los tamaños sean aún mayores.

En los tachos modernos, hay una tendencia a incrementar la relación de superficie calórica, tienen también ciclos de ebullición más rápidos. Este aumento del requisito de la superficie calórica ha obligado a construir tachos con fondos esencialmente planos, de modo que pueda obtenerse un volumen aceptable debajo de la placa del tubo superior de calandria.

El fondo sustancialmente plano que cubra el diámetro de la calandria en un tacho grande es de construcción cara y mecánicamente difícil.

A fin de simplificar la construcción, se determinó hacer un tacho con un tubo central que uniera la parte superior del tacho con el fondo. El empleo del tubo central habría de reducir la superficie del fondo a la distancia existente entre el exterior de la calandria y el tubo central. Este método de construcción vendría también a facilitar la instalación de dos válvulas de mariposa gemelas de descarga. Hemos hallado que este tipo de válvula resulta relativamente económica de construir y libre de problemas en su funcionamiento.

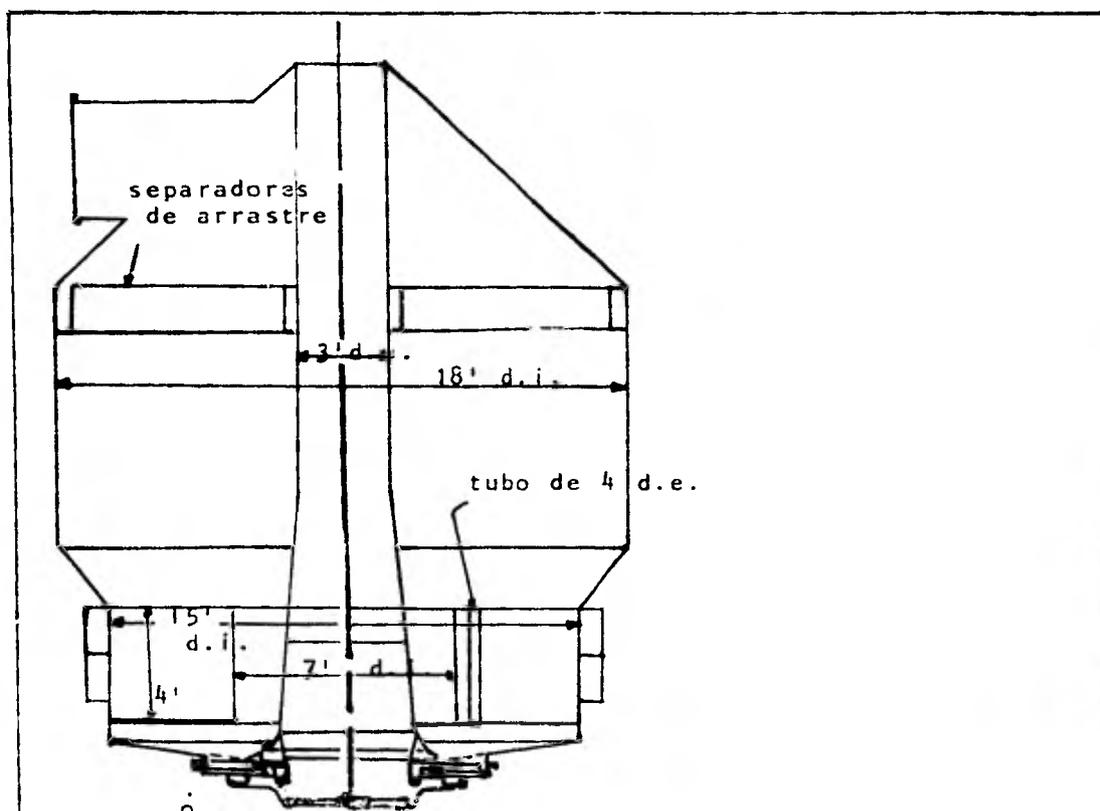
Empleando el método en Australia; anteriormente mencionado se construyeron e instalaron en dos centrales, con vista a la molienda de 1978 dos tachos (2) de 10,000 galones imperiales de capacidad cada uno.

En la fig. 4.3.3 aparece el esquema de diseño de los tachos, con especificación de sus principales características.

Como se aprecia de la fig. 4.3.3 el tacho tiene un pie de templa del 31% para su capacidad de 10,000 galones.

Este pie de templa de 31% inferior al 35% correspondiente a la capacidad de 10,000 galones, inferior al normal, se proveyó porque se deseaba utilizar el tacho ocasionalmente en una de las fábricas para cocer una templa de 8,000 galones de acuerdo con los tachos allí existentes. Para este servicio, estaban dispuestos a aceptar un pie de templa del 38%.

Para poder tener el pie de templa del 31% con la capacidad de 10,000 galones se restringió el bajante concéntrico más de lo que lo hecho en otras circunstancias. Aunque el grado de esta restricción del bajante pudiera significar una disminución de velocidad en alguna porción del ciclo del tacho.



TACHO DE TUBO CENTRAL DE 10,000 GAL.

FIG. 4.3.3

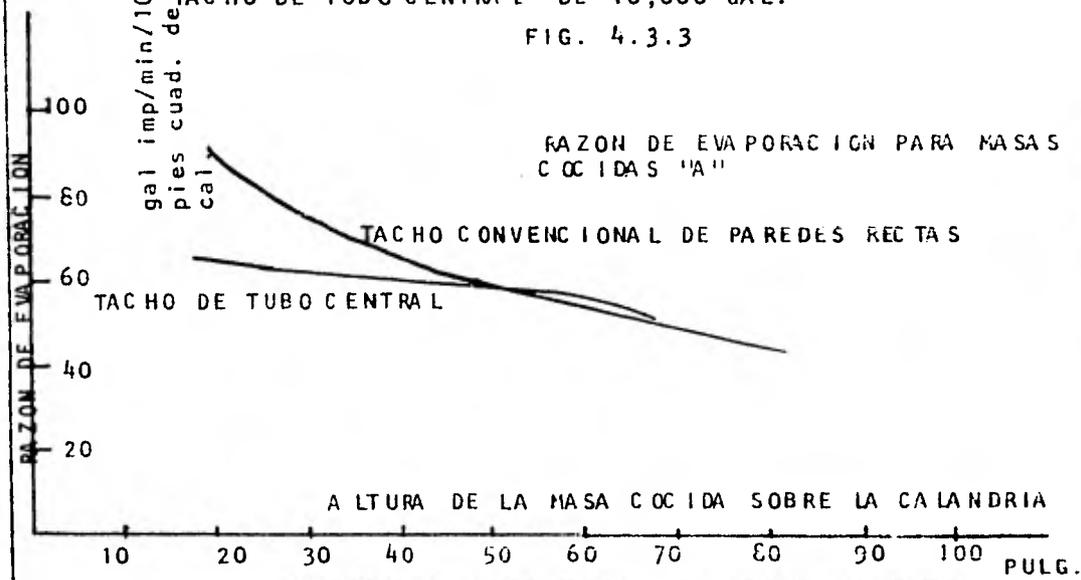


FIG. 4.3.4

De todos modos, si en el ensayo se viese que el bajante - ofreciera una resistencia anormal, se habrían establecido las limitaciones del diseño.

Se hicieron las suficientes pruebas de campo en el tacho_ para determinar sus características generales de rendimiento. En la fig.4.3.4 se muestra un gráfico de la velocidad - instantánea de ebullición en el tacho. Con fines de comparación, en la fig. 4.3.4 se muestra también la curva de ebullición de un tacho de calandria de paredes rectas convencional, de un tamaño similar.

Como se aprecia de la fig.4.3.4 la velocidad de ebullición -- del nuevo tacho compara bien en la segunda mitad de la templa con la velocidad correspondiente al tacho convencional.

En la tabla 5 aparece la comparación de las velocidades de producción de la masacocida en los dos tachos. Se verá - aquí que el nuevo tacho, a pesar de las velocidades instantáneas más bajas de ebullición en la parte inicial del ciclo, posee una velocidad de producción de masacocida ligeramente superior a la del tacho convencional de paredes --- rectas. Esto se debe a que el nuevo tacho cuece a una altura inferior de tacho lleno, o sea, a 58" en lugar de a 72".

En resumen, el nuevo tacho tiene una velocidad de producción de masacocida ligeramente mayor que el tacho de calandria - de paredes rectas convencional, pero posee una velocidad de producción inferior a la que debiera tener un tacho de baja altura.

Creemos que la restricción de la velocidad al principio de_ la templa puede subsanarse mediante el empleo de un tubo -- central ligeramente menor.

Observando las condiciones de operación del tacho, se vio - que el esquema de cocción en la superficie libre acusaba -- una vigorosa actividad y, siempre que la presión del vapor_ en la calandria no descendiera por debajo de 5 p.s.i.g; di-

cho esquema se mantenía hasta el final del periodo de espesamiento.

El diseño y disposición de las compuertas de descarga de paso completo resultó eficaz y libre de problemas. Pudo descargarse en la plataforma de drenaje del tacho una templa de 10,000 galones en un minuto y medio.

Creemos que el nuevo diseño de tacho, cuando se le modifique la restricción del bajante, rendirá tanto ó mejor que cualquier tacho de baja altura con que haya trabajado. -- El método de construcción resultó menos costoso que cualquiera de los diseños utilizados anteriormente para la construcción de tachos grandes.

Desde luego, este diseño de tacho no permite el empleo de un circulador mecánico. Todavía no se sabe a ciencia cierta si la instalación de circuladores mecánicos en tachos de alta graduación está o no económicamente justificada. Aún se está experimentando con los circuladores.

Si en el futuro habrán de utilizarse tachos de alta graduación con circulación natural, el diseño del tubo central estimamos que representa un método de construcción atractivo en relación con los tanques de gran capacidad y bajo pie de templa. Se espera para el futuro la construcción de tachos con 20,000 galones de capacidad.

5. METODOS PERFECCIONADOS DE PREVENCION DEL ARRASTRE.

El problema de la prevención del arrastre vuelve a presentarse con insistencia en la medida en que se ponen en servicio equipos de mayor velocidad y capacidad.

En un tacho al vacío, un detenedor del arrastre deberá ser capaz de asimilar el vapor con el tacho en su velocidad máxima de cocción, e igualmente las grandes cantidades de masa cocida, a la vez que permite que pase solamente una cantidad despreciable de azúcar al condensador, desperdiándose por esa vía.

Además, la construcción del detenedor debe ser de modo que su eficiencia no se menoscabe con el tiempo (esto desde luego no incluye las desapariciones de detenedor por corrosión), en tanto que a la vez se reduzca al mínimo el mantenimiento.

Se diseñó recientemente un nuevo tipo de detenedor, para utilizarlo mayormente en evaporadores de múltiple efecto. Ahora se ha visto que este tipo de detenedor se presta admirablemente para los tachos al vacío, haciéndole algunas adaptaciones menores.

Este tipo de detenedor ha sido adaptado a los tachos al vacío comentados en la Sección 4. La utilización de los detenedores puede buscarse en la fig.4.3.3 de esa Sección. En la fig.4.3.5 se describe con algún detalle la construcción y montaje de cada detenedor.

Cómo puede verse en la fig. 4.3.5 cada detenedor comprende dos capas deflectoras corrugadas dispuestas en ángulo entre sí con los valles de los deflectores corrugados de la hilera alta tocando los vértices de las corrugaciones de los deflectores de la hilera baja. De este modo, las gotas de la corriente de vapor que recoge la hilera alta de deflectores pasan a la hilera baja sin tener que atravesar la atmósfera

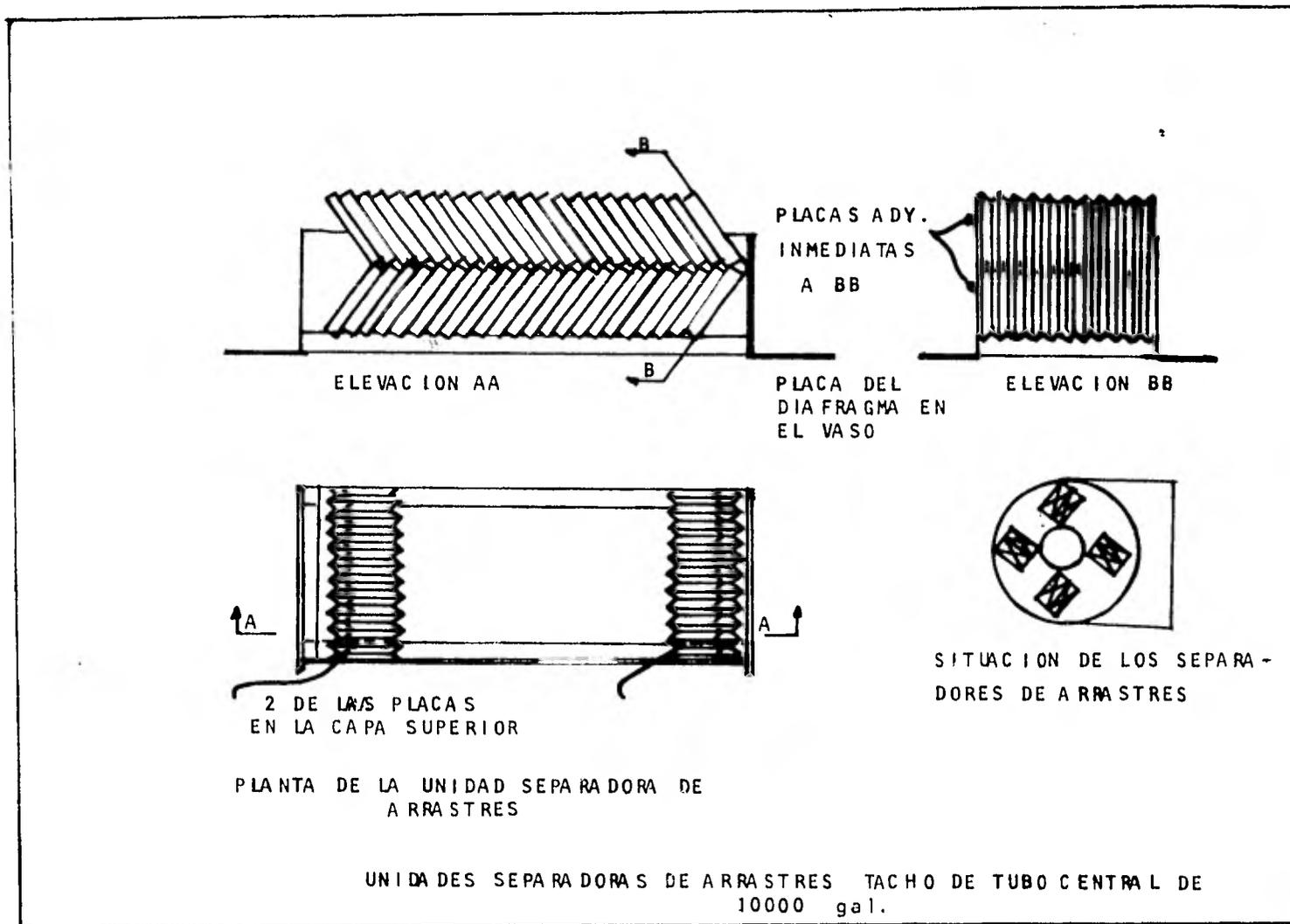


FIG. 4.3.5

circundante.

El material recogido por las hileras bajas de deflectores y, convertido en corrientes o gotas descarga por los puntos más bajos de los valles.

Hay una limitación en el uso de este tipo de detenedor cuando la velocidad del vapor que se aproxima a la cara inferior del detenedor es tal que las gomas que caen de la hilera baja de deflectores son rearrastradas. En un tacho al vacío no se llega a esta velocidad crítica del vapor y, por tanto, las pérdidas de azúcar en un tacho al vacío equipado con ese tipo de detenedor son demasiado pequeñas para ser detectadas en el agua de torricellina: (∞ naftol).

T A B L A 1
VELOCIDADES DE PRODUCCION DE LA MASACOCIDA

| Método de circulación en el tacho | Tiempo de cocción min. | Tiempo de espesamiento min. | Tiempo de bajada min. | Tiempo total del ciclo min. | Velocidad de producción de masacocidad g/s/h |
|-----------------------------------|------------------------|-----------------------------|-----------------------|-----------------------------|--|
| Natural | 130 | 145 | 25 | 300 | 840 |
| Circulador mecánico 70 r.p.m. | 105 | 50 | 25 | 180 | 1,400 |

T A B L A 2
PORCIENTO DE MEJORAMIENTO DE LA CALIDAD DEL AZUCAR " C " PRODUCIDA MEDIANTE CIRCULACION MECANICA

| Impurezas en los cristales de azúcar " C " lavado | Comparación de las inclusiones del cristal de azúcar - producido en el tacho de ensayo con el circulador y en el tacho de control. | Comparación de la variación en las inclusiones del cristal durante el período de espesamiento en el tacho de ensayo con el circulador y sin él. |
|---|--|---|
| Total de impurezas | 18 | 29 |
| Almidón | 10 | 25 |
| Gomas | 20 | 19 |
| # color | 9 | 12 |
| Filtrabilidad | 4. | 25 |

T A B L A 3
 COMPARACION DEL AZUCAR CRUDO DERIVADO DE MASACOCIDAS "C" DE
 CIRCULACION NATURAL Y MECANICA

| | Azúcar crudo | |
|--------------------|--------------|-------|
| | Nat: | Mec. |
| Total de impurezas | 0.94 | 0.94 |
| Almidón p.p.m. | 50 | 49.4 |
| Gomas % | 0.112 | 0.111 |
| Color | 2,497 | 2,506 |
| Filtrabilidad | 71 | 71.2 |

T A B L A 4
 ANALISIS DEL AZUCAR CRUDO PROVENIENTE DE CRISTALES
 PUROS DE MAGMA

| | Azúcar crudo | |
|--------------------|-----------------|---------------|
| | Magma Normal | Magma Puro |
| Total de impurezas | 0.94 | 0.94 |
| Almidón p.p.m. | 50 | 47.3 |
| Gomas % | 0.112 | 0.108 |
| Color | 2,497 | 2,554 |
| Filtrabilidad | 71 | 71.9 |

T A B L A 5

VELOCIDADES DE PRODUCCION DE MASACOCIDA " A "

| TACHO | SUPERFICIE DE CALDEO PIES CUADRADOS | VOLUMEN DEL PIE DE TEMPLA GALONES | VOLUMEN DE COCURA GALONES | ALTURA TOTAL DE LA COCCION PULGADAS | TIEMPO DE ESPESAMIENTO MINUTOS | TIEMPO COCCION MINUTOS | TIEMPO BAJADA MINUTOS | TIEMPO TOTAL MINUTOS | *** VELOCIDAD DE PRODUCCION |
|-----------------------------------|-------------------------------------|--|---------------------------|-------------------------------------|--------------------------------|------------------------|-----------------------|----------------------|-----------------------------|
| Tacho de tubo central | 3025 | 3100 por debajo de la calandria; normal 4000 | 6000 | 58 | 17 | 55 | 15 | 87 | 23.0 |
| Tacho corriente de paredes rectas | 2740 | 3500 | 5750 | 72 | 24 | 58 | 15 | 97 | 21.6 |

*** Velocidad de Producción expresada en galones de masacocida por minuto por 1000 pies cuadrados de superficie de caldeo.

4.4.1. BASES DE DISEÑO DEPARTAMENTAL DEL AREA DE CRISTALIZACION EN UNA FABRICA DE AZUCAR.

Ha sido comprobado por los trabajos de Van Hook que la viscosidad de la miel en presencia de sus cristales no afecta las posibilidades de agotamiento máximas, aunque si afecta el tiempo en que la miel sobresaturada tarda en llegar al equilibrio, en cambio la viscosidad de las masas cocidas si afecta la facilidad con que éstas pueden trabajarse en los Tachos, Cristalizadores y Centrífugas. Por otra parte, la viscosidad se ve muy afectada por la concentración de sólidos en una masa cocida y por la cantidad de cristales que ésta contenga.

Como las características mecánicas de Cristalizadores y -- Centrífugas, así como las condiciones de descarga de las masas cocidas de Tachos a Cristalizadores y de Cristalizadores a Centrífugas, limitan la viscosidad de las masas de tercera que cada estación puede manejar, las características mecánicas de sus componentes y la posición relativa de éstos son de primordial importancia para determinar -- la pureza de las mieles finales que cada estación puede -- producir, y por lo mismo la eficiencia general de la fábrica.

Teniendo en cuenta que en nuestro país no se trabajan los tachos de tercera por la viscosidad de las mieles que producen, sino por el brix aparente de las masas al descargar, podemos decir que toda estación de bajos productos tiene un brix límite de las masas que puede manejar, y por lo -- tanto del agotamiento de la miel final que puede producir.

A continuación mencionamos las condiciones que debe cumplir una estación de bajos productos bien diseñada.

- 1.- Las descargas de los tachos a los cristalizadores deben hacerse por tubería y no por canales abiertos.
- 2.- Debe descargarse el tacho con presión positiva en su -- cuerpo mínimo, 5 psig.
- 3.- Los tachos de tercera deben estar instalados sobre los --

cristalizadores.

4.- El mezclador de las centrífugas de tercera debe estar colocado.

5.- Los cristalizadores sólo deben enfriar las masas de preferencia con instrumentos de programa o cual.) menos - termómetros registradores para regular el enfriamiento.

6.- El mezclador de las centrífugas de tercer debe estar provisto de un sistema de calentamiento para las masas -- cocidas y de un control de temperatura de más o menos -- 0.5°C.

7.- La descarga de los cristalizadores al mezclador debe ser diseñada lo suficientemente grande para permitir la salida rápida de la masa cocida ya enfriada y/o recalentada.

8.- Los cristalizadores deben ser de construcción robusta y de rotación lenta. Con elementos enfriadores diseñados para una resistencia baja de desplazamiento en masas cocidas de más de 100 Bx y a 35° de temperatura o en su defecto con sistema de calentamiento (superficie) fija y sistema motriz para manejo forzado de la masa cocida dentro del cristalizador.

Debe investigarse la velocidad de rotación más alta de -- los cristalizadores para manejar sin roturas masas del -- mas alto Brix aparente que se pueda cocinar según la relación de glucosa o cenizas de las mieles y a 35°C de temperatura o en su defecto considerar por separado el sistema de transporte y movimiento de las masas del sistema de enfriamiento el cual puede ser de superficies fijas.

9.- La capacidad de los cristalizadores debe poder permitir un ciclo de 72 horas de carga a carga en los discontinuos o 12 horas de paso en los continuos.

10.- Las centrífugas pueden ser discontinuas de alta velocidad 1,750 RPM o continuas con control automáticas de temperatura y alimentación.

11.- El mezclador debe ser de dimensiones tan solo suficientes para alojar el calentador de masas.

12.- La carga de las centrífugas debe hacerse a velocidades controlada para permitir la carga correcta de masas muy viscosas.

13.- No debe darse escoba a los tachos de tercera, y en caso de que ésto sea necesario, la escoba no debe descargarse sobre los cristalizadores, sino a un tanque disolutor separado.

14.- El tiempo de cocinado de una templa de tercera no debe ser menor de 8 horas, en tachos de circulación natural, ó de un mínimo de 6 con agitación mecánica.

Muy pocas estaciones de tercera en nuestro país cumplen con estos requisitos, por este motivo las mieles que obtenemos están en pureza muy por arriba de las Purezas Mínimas Obtenibles calculadas por los hawaianos. Para la consideración de cálculos al futuro se da al final la tabla de Purezas Mínimas Obtenibles según la relación reductores ceniza que sirve de norma en los ingenios de Hawai.

Desgraciadamente no se ha hecho ningún estudio sobre la posibilidad de aplicar la fórmula hawaiana a otras regiones azucareras, inclusive a nuestro país.

La fórmula desarrollada es:

$$P = 40.67 - 17.8 \log X$$

donde X es la relación reductores cenizas.

Ya en 1938 Doves Dekker habría calculado una fórmula para los ingenios de Java, pero esta fórmula de purezas superiores a las calculadas por la de Hawai:

$$P = 35.886 - 0.08088 X_1 + 0.26047 X_2$$

donde X es hexosa % de no azúcares y X₂ cenizas sulfa--

tadas % de no azúcares.

Como ven ustedes no hay un límite preciso para las Purezas Mínimas Obtenibles. El factor limitado para cada fábrica es la viscosidad de las masas de tercera que pueden manejar económicamente su Estación de Bajos Productos.

Es por eso que es tan importante el diseño de esta Estación con el objeto de hacer posible el manejo de masas de alto Brix y alto contenido de cristales y por lo tanto de alta viscosidad para obtener mieles finales de purezas, las mas bajas que permita su relación de reductores a ceniza.

Purezas Mínimas obtenidas para Miel^{T A B L A}es Finales de acuerdo con la relación reductores a ceniza carbonatada. las purezas son de sacarosa y brix de refractometro y la viscosidad de las mieles 600 poises a 50°C de temperatura de saturación.

| Relación | 0.6 | 0.7 | 0.8 | 0.9 | 1.0 | 1.1 | 1.2 | 1.3 | 1.4 |
|----------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| 0.00 | 35.73 | 35.22 | 34.71 | 34.22 | 33.72 | 33.22 | 32.74 | 32.25 | 31.78 |
| 0.01 | 35.68 | 35.16 | 34.66 | 34.17 | 33.67 | 33.17 | 32.69 | 32.21 | 31.73 |
| 0.02 | 35.68 | 35.12 | 34.61 | 34.12 | 33.62 | 33.12 | 32.64 | 32.16 | 31.68 |
| 0.03 | 35.58 | 35.07 | 34.56 | 34.07 | 33.57 | 33.08 | 32.59 | 32.11 | 31.64 |
| 0.04 | 35.53 | 35.02 | 34.51 | 34.02 | 33.52 | 33.03 | 32.54 | 32.06 | 31.59 |
| 0.05 | 35.48 | 34.97 | 34.47 | 33.97 | 33.47 | 32.98 | 32.50 | 32.02 | 31.54 |
| 0.06 | 35.42 | 34.91 | 34.42 | 33.92 | 33.42 | 32.93 | 32.45 | 31.97 | 31.49 |
| 0.07 | 35.37 | 34.86 | 34.37 | 33.87 | 33.37 | 32.88 | 32.40 | 31.92 | 31.44 |
| 0.08 | 35.32 | 34.81 | 34.32 | 33.82 | 33.32 | 32.84 | 32.35 | 31.87 | 31.40 |
| 0.09 | 35.27 | 34.76 | 34.27 | 33.77 | 33.27 | 32.79 | 32.30 | 31.83 | 31.35 |
| Relación | 1.5 | 1.6 | 1.7 | 1.8 | 1.9 | 2.0 | 2.1 | 2.2 | 2.3 |
| 0.00 | 31.30 | 30.83 | 30.36 | 29.90 | 29.44 | 29.00 | 28.55 | 28.10 | 27.66 |
| 0.01 | 31.25 | 30.78 | 30.31 | 29.85 | 29.40 | 28.96 | 28.51 | 28.06 | 27.62 |
| 0.02 | 31.21 | 30.74 | 30.27 | 29.81 | 29.35 | 28.91 | 28.46 | 28.01 | 27.57 |
| 0.03 | 31.16 | 30.69 | 30.22 | 29.76 | 29.31 | 28.87 | 28.42 | 27.97 | 27.53 |
| 0.04 | 31.11 | 30.64 | 30.18 | 29.72 | 29.26 | 28.82 | 28.37 | 27.92 | 27.48 |
| 0.05 | 31.07 | 30.60 | 30.13 | 29.67 | 29.22 | 28.78 | 28.33 | 27.88 | 27.44 |
| 0.06 | 31.02 | 30.55 | 30.08 | 29.62 | 29.18 | 28.73 | 28.28 | 27.84 | 27.40 |
| 0.07 | 30.97 | 30.50 | 30.04 | 29.58 | 29.13 | 28.69 | 28.24 | 27.79 | 27.35 |
| 0.08 | 30.92 | 30.45 | 29.99 | 29.53 | 29.09 | 28.64 | 28.19 | 27.75 | 27.31 |
| 0.09 | 30.88 | 30.41 | 29.95 | 29.49 | 29.04 | 28.60 | 28.15 | 27.70 | 27.26 |

| Relación | 2.4 | 2.5 | 2.6 | 2.7 | 2.8 | 2.9 |
|----------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| 0.00 | 27.22 | 26.79 | 26.37 | 25.95 | 25.53 | 25.11 |
| 0.01 | 27.18 | 26.75 | 26.33 | 27.91 | 25.49 | 25.07 |
| 0.02 | 27.13 | 26.71 | 26.29 | 25.87 | 25.45 | 25.03 |
| 0.03 | 27.09 | 26.66 | 26.24 | 25.82 | 25.40 | 24.99 |
| 0.04 | 27.05 | 26.62 | 26.20 | 25.78 | 25.36 | 24.95 |
| 0.05 | 27.01 | 26.58 | 26.16 | 25.74 | 25.32 | 24.91 |
| 0.06 | 26.96 | 26.54 | 26.12 | 25.70 | 25.28 | 24.86 |
| 0.07 | 26.92 | 26.50 | 26.08 | 25.66 | 25.24 | 24.82 |
| 0.08 | 26.88 | 26.45 | 26.03 | 25.61 | 25.19 | 24.78 |
| 0.09 | 26.83 | 26.41 | 25.99 | 25.57 | 25.15 | 24.74 |

4.4.2. OPTIMO AGOTAMIENTO DE LA TEMPLA C.

El agotamiento de la templa "C" depende del sistema de cristalización, cantidad del pie de templa y su cocinado; por lo que los cristalizadores requieren mejor atención y equipos de control. Lo anterior permitiría determinar el optimo índice de Agotamiento de las Mieles Finales.

Se tienen valiosos trabajos técnicos sobre el agotamiento de la Miel Final y la forma de conducir el proceso de fabricación en todas sus fases, con el fin de obtener el mayor recuperado de la Sacarosa que entra en las fábricas de azúcar.

El trabajo desarrollado por el eminente Tecnólogo, ya fallecido, Eugene C. Gillet, y recopilado en su valiosa obra -- LOW GRADE CRISTALLIZATION, revolucionó el proceso de Cristalización para templeas de agotamiento y sentó las bases científicas para una menor pérdida y una mayor recuperación de la Sacarosa.

Templa C trabajo de tacho.-

Para obtener un control preciso de la templa de agotamiento hay que partir de la utilización de instrumentos para hacer la cristalización del grano fino, que ha de servir como pie de templa, lo que permite determinar con precisión en que zona ha de producirse la cristalización. Existen muchas clases de instrumentos instalados en la Industria Azucarera, basados en el uso de la sobresaturación del licor madre. Esto quiere decir, que el método que debe seguirse es el de Semillamiento Completo, no ha de ser superior de 83.00 % de Pureza Aparente, teniendo en cuenta la velocidad de cristalización de la Sacarosa, ni menor de 76.00 % - Existe un límite en la pureza seleccionada, ya que a una pureza más elevada los cristales se desarrollan con mayor rapidéz que en una solución de pureza más baja, siempre que todas las condiciones de cristalización se mantengan inalte-

rables. Fijar con la información diaria que el Laboratorio facilita, qué pureza final ha de tener el pie de grano fino, para escoger la pureza del licor madre que se use en la cristalización.

La experiencia inclina a la Zona Metaestable en su inicio, o sea, a 1.20 de sobresaturación, por ser la más segura. Emplear para 3 pies de templa 10 lb de azúcar en polvo, en una suspensión de alcohol absoluto en la proporción de un cuarto de galón por cada libra de azúcar en polvo; de una cristalización, como apuntamos anteriormente, se hacen tres templeas de 1,380 pies cúbicos cada una, dando una razón de 2.4 lb por cada 1.000 pies cúbicos de masa cocida final.

Dos premisas en el control de trabajo de tacho son indispensables: Primero el % de pie de templa, que lo fijamos en el 44% con relación al volúmen final de la templa y, segundo, de 10 a 14 puntos de caída entre el grano fino y la pureza final de la templa "C". Es decir, que si fijamos una pureza de 62.00 el pie de templa o grano fino ha de ser entre 70 y 74% de pureza, lo que permite fijar el valor medio. El desarrollo sistemático de esta técnica a seguir facilita el trabajo de los auxiliares del Jefe de Fabricación.

Características que debe poseer el grano fino.

- a) Cantidad de Cristales
- b) Cristales Uniformes, sin Conglomerados
- c) Tamaño Inicial de 0.25 mm.

Con estas características en el grano fino para pie de templa y 44% de la carga inicial en relación al volúmen final de la templa C, vigilar que la relación evaporación-alimentación se mantenga en la Zona Metaestable para lograr el crecimiento deseado, ya que en esta Zona los cristales crecen y no se forman nuevos cristales.

Hay que tener en cuenta que el área superficial de cristales es relativamente pequeña, en el primer tercio de comenzar la templa, el vacío del Tacho lo más alto posible; presión de vapor de escape 8 lb. Alimentación controlada que permita mantener el equilibrio entre sólido y líquido; es decir, llevar la templa lo más cerrada posible, que mantenga una buena circulación en el tacho; miel de inyección bien licuada, libre de granos, y temperatura ligeramente superior a la de la masa cocida en el tacho.

Concentración final.

El brix de la templa "C" no debe ser menos de 95.50, dependiendo del equipo de Cristalizadores y de la facilidad para descargar el Tacho. Una concentración inferior dará lugar a una mayor separación entre las Caras de los Cristales, con el peligro de la formación de granos falsos que no llegan a desarrollarse lo suficientemente como para impedir la purga de la masa cocida, los que enriquecen la Miel Final. Pueden observarse estos cristales a través del microscopio. Rendimiento en Cristales al descargar la Templa, no menor del 35%.

Tratamiento de la masa cocida "C" en los cristalizadores.

1.- Enfriamiento

En los cristalizadores se completa la Cristalización en movimiento y por descenso de temperatura de la Sacarosa que queda disuelta en el licor madre; para completar el trabajo de Tacho y conseguir el mejor agotamiento.

Se prefieren Cristalizadores que den 1/2 Revolución por minuto con sus elementos de enfriamiento y calentamiento. Tan pronto termina de descargar el tacho se aplica la circulación de agua fría.

La temperatura, al descargar el tacho es de 65 a 70°C. Con sistema de enfriamiento Blanchard y "Turll Iron -- Work", la caída de temperatura es de 2° cada hora.

Siempre que la concentración de los no-azúcares conlleven un aumento de viscosidad que afecta la solubilidad de la sacarosa, todo ha de depender del mayor grado Brix que el equipo haya permitido, pues la sobresaturación ha de mantenerse en la Masa Cocida, muy cerca de la Zona Metaestable; la movilidad de la Masa Cocida en el Cristalizador será afectada si se pasa del límite de Rendimiento en Cristales y por la viscosidad.

Hay un dato que no ha recibido mucha atención y que no ha sido posible comprobar, es el contenido de Gomas en las Mielles Finales.

En una Región determinada, se ha trabajado durante diez años, el factor limitante del trabajo de la masa cocida final se determina cuando el contenido de gomas alcanza el valor del 3%.

11.- Calentamiento de la masa cocida "C"

Ya se ha visto el papel que juegan la viscosidad y la temperatura en la Solubilidad de la Sacarosa. Cuando se evalúa una Centrífuga Continua se pudo comprobar que de 50 a 55°C la viscosidad de la Miel Final recorría una gama de 550 a 750 Poises, que no había redisolución de la Sacarosa y, por consiguiente, un aumento en la viscosidad permitía valores de calentamiento hasta de 56°C.

Es cuestionable la utilización de agua para obtener una menor concentración y disminuir la viscosidad de la masa cocida para purgar, cuando esta práctica está fuera de control. El calentamiento es lo mejor y más seguro, si se tiene instalado un termostato, instrumento idóneo para mantener la temperatura requerida en la masa cocida

al momento de purgarse.

Índice de agotamiento de la miel final.

En un trabajo publicado por Venton, de Australia, en 1951 se expresa: " Se supone que el uso de Purezas Aparentes, en las Mieles Finales, es una de las causas principales que contribuyen al mal trabajo de Agotamiento, especialmente en aquellas regiones donde las proporciones de - - Glucosa a Cenizas son altas. La tendencia a sentirse satisfechos con Purezas decididamente bajas se observa - con demasiada frecuencia; por regla general las purezas reales son desatendidas mientras el uso de valores aparentes conducen positivamente a conclusiones erróneas".

Durante las últimas tres décadas, la búsqueda de este -- índice preciso y científico para determinar la Pureza, - que debía tener una miel bien agotada, ha merecido la -- atención y dedicación de eminentes tecnólogos en Australia Java, Hawai y la India. En la XXX Conferencia -- Anual de la A.T.A.C., el tecnólogo lesmoir R. Bliss, - - presentó un acabado estudio titulado "LOS MELASIGENICOS DEL GUARAPO. PASO PRELIMINAR INDISPENSABLE HACIA EL --- CALCULO CIENTIFICO DE RETENCION Y EFICIENCIA, y, por - - otra parte, el Ingeniero Rafael Pedrosa Puertas ha mantenido esa misma inquietud, como puede observarse en los - Boletines de la A.T.A.C. presentado, en el Número 12, -- un trabajo estadístico afirmando que: "La Sacarosa perdida por parte de impurezas del Guarapo es una función - de la Pureza de la Miel Final".

Partiendo de lo afirmado por Venton, se decidió usar - - la fórmula del Dr. Douwes Dekker, como índice para juzgar el trabajo de agotamiento.

FORMULA DEL DR. DOUWES DEKKER

$$P = 35.886 - 0.08088x_1 + 0.26047x_2$$

P = Pureza Real Posible de obtener.

x_1 = Glucosa % No-Sacarosa. (Hexosa % no sacarosa)

x_2 = Cenizas % No-Sacarosa. (Cenizas sulfatadas)

Sustituyendo el primer término de la fórmula, tomando -- como promedio la Pureza Real de cinco años de un ingenio de la Provincia de Oriente de Cuba, que consideramos de -- agotamiento como el mejor, en lugar de usar 35.886 se -- utilizó 37,893.

Como esta fórmula fue desarrollada en Java a base de -- Agotamiento obtenido durante varios años, se pensó que -- pudiera presentarse la posibilidad de que haya necesidad de modificar el factor constante, de acuerdo con las -- condiciones locales; por esta razón se modificó el primer Factor Constante.

Aplicando esta fórmula, cada corrida para el trabajo de -- agotamiento y calificandolo como bueno, siempre que la -- Pureza Real obtenida en la fábrica se acercaba a la Uni-- dad; dividiendo la Pureza Posible de obtener entre la Pu-- reza obtenida.

En el Congreso de la International Society of Sugar Cane_ Technologists, celebrado en 1965, los investigadores de -- la India, encabezados por Gupta, Phansalkar, Mangal, -- Singh y Srivastava, presentaron a discusión UNA FORMULA -- PARA LA PUREZA DE LAS MIELES FINALES.

Según la fórmula:

$$Pv. \frac{120}{OE} (28.57 - g/a + 0.4 s/ns)$$

OE = Eficiencia General de la fábrica

S = Sacarosa

g = Glucosa

ns = No azúcares

a = Cenizas en las Mielles.

5.0 CONSIDERACIONES GENERALES SOBRE LA CRISTALIZACION DE AZUCAR

Como resultado de los esfuerzos de la industria azucarera para construir cada vez mayores fábricas de azúcar, la mayoría de los procesos en batería han sido reemplazados por otros continuos. La mayor dificultad ha sido encontrada en la cristalización, particularmente en masacocida, no únicamente para los primeros productos, sino también en los intermedios y los productos finales.

Diferentes investigaciones en el proceso de cristalización no tienen primeramente una explicación precisa de este problema, pero han descubierto la causa de reducción de la cristalización.

Enterados de los fundamentos de una buena cristalización, ahora la tecnología enfrenta el problema de introducir cristalización continua en la industria azucarera, al efecto numerosas sugerencias se han formulado por varios autores y fabricantes de equipos, que adelantaron la construcción de algún prototipo de tacho continuo al vacío.

Hasta ahora, los tachos al vacío en conjunto, han sido usados y el proceso de cristalización desdoblado en varios productos. De ahí que una de las aspiraciones en el desarrollo de una nueva técnica de be sea diseñar el equipo con el cual se puedan resolver completamente los problemas difíciles, concernientes a la cristalización continua.

Por eso, la nueva tendencia en la técnica del cocido no requiere únicamente reemplazar el conjunto de tachos al vacío con uno continuo, sino también la construcción de equipo que permita una cristalización continua de la meladura mezclada con fundido, además de la completa extracción del azúcar del líquido madre de manera de dejar sólo mieles incristalizables, sin interrupción del proceso.

Consideraciones teóricas y pruebas de cristalización con soluciones de diferente pureza y color con límites de temperatura

apropiados, han indicado que una respuesta a este problema no solamente es posible, sino completamente práctica.

Todo esto requiere un equipo bien diseñado.

Las investigaciones han enseñado que una excesiva cantidad de cristales en la masa cocida, reduce la velocidad de cristalización, de manera que la meta será obtener una cantidad óptima de cristales. Una vez investigada dicha cantidad, una porción de masacocida debe ser centrifugada para obtener azúcar blanca, y la miel separada sometida nuevamente a -- cristalización en el mismo tacho continuo.

Quitar la masacocida de las últimas etapas del proceso, -- permite recobrar azúcar blanca de buena calidad estando algo en bruto, pero grano más uniforme en las centrífugas -- después de la afinación.

La pureza del líquido madre puede ser reducida considerablemente, al dejar la masacocida y fundirla con jugo diluido proveniente de la afinación. Después de la filtración y decoloración debe ser enviada junto con el jugo concentrado apropiadamente, a alimentar el tacho continuo al vacío, e inyectando con el apropiado número de cristales. (Fig. - 1). La cantidad de cristales separada del tacho para refundirse debe corresponder al contenido de cristales de la masa cocida con objeto de que el porcentaje de cristalización sea mantenido en el óptimo. El run-off de las centrífugas debe ser introducido al tacho hasta que su pureza y la del líquido madre sean idénticas.

La fase final de la cristalización puede ser llevada a una adecuada baja temperatura según la pureza de las mieles lo vaya requiriendo.

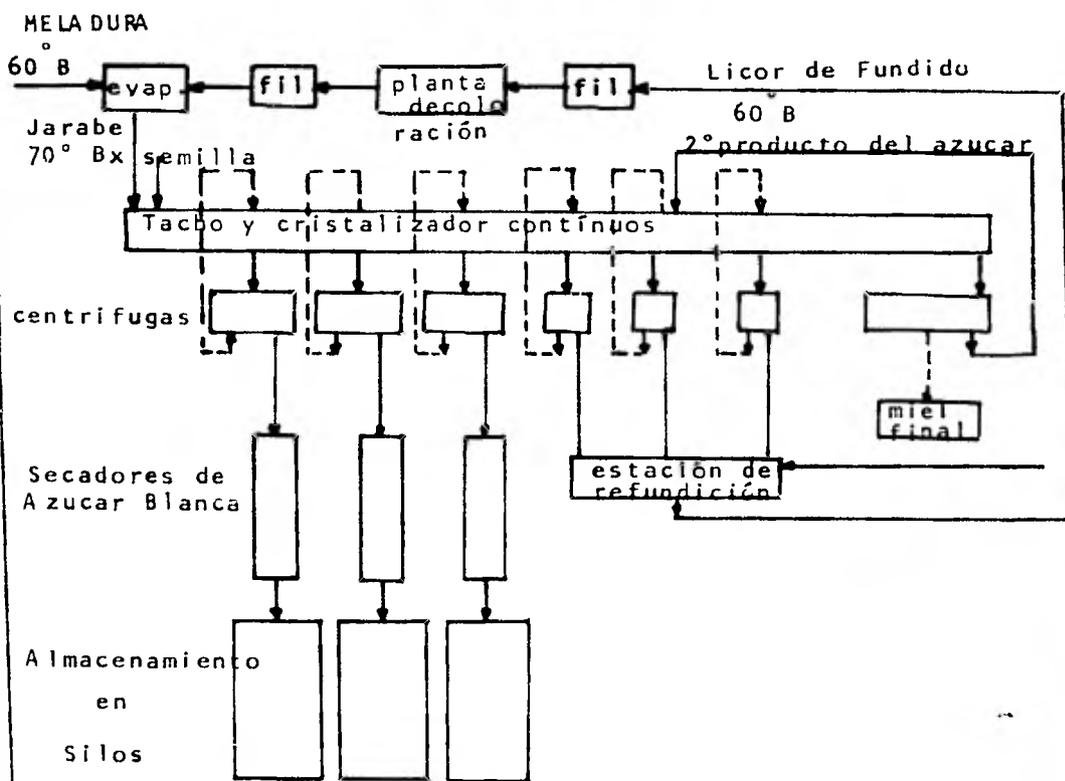
El azúcar del final del "cristalizador" continuo se envía junto con el run-off de las centrífugas previas, a un punto en el cual se asegure un tiempo de estancia en el tacho

de cuando menos una hora antes de cristalizar y fundir -- después de la afinación.

El método descrito del Dr. Stanislaw Zagrodzki simplificará notablemente los métodos de cristalización de multi--productos aplicado hasta ahora. Sin embargo esta línea de desarrollo necesita contar con tachos continuos al vacío, o suficientes cristalizadores continuos de diseño -- adecuado de manera de asegurar que el proceso sea llevado en óptimas condiciones.

Una vez que el problema del equipo de cristalizadores continuos de azúcar proveniente de soluciones de diferentes purezas ha sido resuelto, el tiempo de retención de los jugos, masacocida y mieles a altas temperaturas se puede reducir a la mitad. La simplicidad de la solución presentada puede ser subrayada, por el hecho de que el costo de la inversión se reduce a la mitad de lo necesario para el equipo de tachos convencionales. Por esta razón, todo esfuerzo deberá ser hecho para introducir tachos y cris--talizadores continuos bajo condiciones óptimas lo más pronto que sea posible.

METODO DEL DR. STANISLAW ZAGRODZKI



ESQUEMA DE TACHO CONTINUO Y PRODUCCION

DE

AZUCAR BLANCA

B I B L I O G R A F I A

- 1 ALGUNOS ASPECTOS DEL DISEÑO DE TACHOS DE CALANDRIA AL VACIO
R. BEARDMORE, G. COUSENS, C.W. DAVIS, R. FREW, A. MC AULEY, P.
MATHEWS Y J.R.D. MILLER
CUBA AZUCAR ABRIL - JUNIO 1969
- 2 ASPECTOS DE LA CRISTALIZACION DE AZUCAR
DR. STANISLAW ZAGRODZKI
- 3 CALCULO DE LAS PUREZAS MINIMAS DE LAS MIELES DE LAS TEMPLAS
DR. JOSE A CLARK, ING FRANCISCO GARCIA LOPEZ
- 4 CICLO INVERSO PARA SENTAR PIE DE GRANO PARA AZUCAR COMERCIAL
GERARDO F. FUNDORA
- 5 CONTINUOUS CRYSTALLIZER OPERATION
PATRICK E CANCIENNE
THE SUGAR JOURNAL, JULIO 1969
- 6 CONTINUOUS SUCROSE NUCLEATION
ALAN D. RANDOLPH, STEVEN A ZIEBOLD
SUGAR ABSTRACTS AUGUST 1961
- 7 CONTINUOUS VACUUM PAN SYSTEM
BARNARD S. SILVER
SUGAR Y AZUCAR JUNE 1970
- 8 CRISTALIZACION DE AZUCAR DE AGOTAMIENTO
- 9 CRISTALLIZATION
CHEMICAL ENGINEERING, FEATURE REPORT AUGUST 1968
- 10 CRYSTALLIZER CUTS PURIFICATION COSTS
CHEMICAL ENGINEERING. AUGUST 1968 pág. 125-140
- 11 CUAL ES EL CRISTALIZADOR MAS EFICAZ PARA NUESTRA INDUSTRIA
AZUCARERA?
ELVIA CORONA, JOSE CASTAÑEDA
ATAC, SEPTIEMBRE-OCTUBRE 1975
- 12 DIGITAL SIMULATION OF THE VACUUM PAN CRISTALLIZATION PROCESS
P.G. WRIGHT, E.T. WHITE
PROCESSING ENGINEERING pág. 1697-1709 AUGUST 1972

- 13 EL CALOR DE LA CRISTALIZACION Y LOS COEFICIENTES DE ACTIVIDAD DE LA SACAROSA EN SOLUCIONES ACUOSAS SATURADAS
JOSE FERNANDEZ BERTRAN, LOURDES BALLESTER
CUBA AZUCAR JULIO-SEPT. 1970 pág. 23-27
- 14 ESTUDIO COMPARATIVO DE LOS SISTEMAS DE TRES MASAS COCIDAS
DR. JOSE A. CLARK, ING. FRANCISCO GARCIA LOPEZ 1966.
- 15 GUIDLINES FOR SELECTING A CRYSTALLIZER
MAURICE A. LARSON, IOWA STATE UNIVERSITY
CHEMICAL ENGINEERING FEBRUARY 13 1978 pág 91-102
- 16 INFLUENCIA DEL DISEÑO DE UNA ESTACION DE BAJOS PRODUCTOS TACHOS CRISTALIZADORES Y CENTRIFUGAS SOBRE LA FUERZA DE LA MIEL FINAL OBTENIBLE.
ING. MANUEL OTALORA B.
- 17 INVESTIGACIONES REALIZADAS SOBRE AGOTAMIENTO DE MIEL FINAL
PIETER HONIN, FERNANDO DE MIGUEL
TECNOLOGIA DE LA CRISTALIZACION DEL AZUCAR 1969.
- 18 LA PREPARACION DEL MAGMA DE SEMILLA Y EL ALARGAMIENTO DE LOS CRISTALES.
LIBRADO CARRANZA, CECILIA PEREZ, MARIANELA FERNANDEZ
ATAC pág. 31-47
- 19 LA VELOCIDAD DE LA CRISTALIZACION DE LA SACAROSA Y LAS MAGNITUDES QUE LA INFLUYEN
F. SCHNEIDER
BOLETIN AZUCARERO MEXICANO 1978
- 20 LIMITE DE LA CRISTALIZACION DE LA SACAROSA
F.H.O. KELLY
- 21 OPTIMO AGOTAMIENTO DE LA TEMPLA "C", INDICE DE AGOTAMIENTO DE SU MIEL, TEMPLA "C", TRABAJO DE TACHOS, TRATAMIENTO DE LA MASACOCIDA "C" EN LOS CRISTALIZADORES.
JOSE R. ARIOSA MORALES
CUBA AZUCAR MAYO - JUNIO 1968
- 22 SIMULATION STUDY OF A VACUUM PAN SUGAR CRYSTALLIZER PART I
L.B. EVANS, G.P. TREARCHIS, C. JONES
SUGAR Y AZUCAR OCTOBER 1970 .

- 23 SIMULATION STUDY OF A VACUUM PAN SUGAR CRYSTALLIZER PART II
L.B. EVANS, G.P. TREARCHIS, JONES.
SUGAR Y AZUCAR MARCH 1971

- 24 VACUUM PAN CONSTRUCTION AND AUTOMATION
RUD FRIK MADSEN
THE DANISH SUGAR CORPORATION, MAKSKOV. DENMARK

- 25 VERSATILE FEEDSTOCK: SUGAR
JOAN M. NILSEN
CHEMICAL ENGINEERING OCTOBER 30 1972