



Universidad de Matanzas
Facultad de Ingenierías Química-Mecánica

MONOGRAFÍA

CARACTERIZACIÓN INDUSTRIAL DEL PROCESO DE CRISTALIZACIÓN DE AZÚCAR POR ENFRIAMIENTO

Autor: Dr. Félix Juan Domínguez Alonso
Colectivo de Análisis de Procesos, UMCC
Dr. Tito Díaz Bravo
Escuela Latinoamericana de Medicina

Matanzas
2004

Introducción

DESARROLLO

1.1. Determinación de los factores más influyentes en los bajos agotamientos de mieles.

Como la caída de pureza en las masas cocidas comerciales y finales de la provincia de Matanzas ha mantenido una tendencia a disminuir, se desarrollan de varios estudios estadísticos (Domínguez y et al, 1993; Díaz García, 1996) con vistas a establecer cuáles eran las causales de los malos agotamientos. Estos estudios no aportaron toda la información que se esperaba, por lo que tomándolos como base y teniendo en cuenta que esos problemas persisten hoy en día, según se muestra claramente en los trabajos de Martín (1998); Casanova (1998); Guerra (1999) y Rabassa (1999), se decide determinar cuáles son los principales factores que afectan el agotamiento de mieles utilizando técnicas básicas de control de la calidad (Juran, J and F. Gryna, 1993; Acosta, 1996). Las técnicas utilizadas las son siguientes:

- Tormenta de ideas.
- Diagrama causa – efecto.
- Método de los expertos.
- Diagrama de Pareto.

La estrategia seguida para la determinación de las causas de los malos agotamientos consta de las siguiente etapas: (Luis Orozco y Domínguez, 2000)

1. Selección de los factores influyentes.
2. Determinación de la relación entre estos factores y selección de los más significativos.
3. Ordenamiento de los factores seleccionados según su importancia.

Para ello se selecciona un panel de expertos y utilizando la técnica de Round-Robin (Acosta,1996) se le pide a cada miembro que emita un criterio (idea) sobre qué factores considera como influyentes en los malos agotamientos de la miel final que se obtienen hoy día,. Estos criterios se registran a la vista de los presentes y cuando todos los miembros del

panel han dado su criterio, se realiza otra vuelta, y así sucesivamente se continúa hasta que no quede otra opinión por darse.

Como el grupo de factores propuestos resultó extenso y al leer la relación uno se daba cuenta que existían relaciones entre ellos, se decide diseñar un diagrama causa – efecto que permitiera establecer estas relaciones, mostrándose en Anexo 1 el diagrama causa – efecto obtenido. Un análisis de este diagrama permite agrupar ésta gran gama de factores, en cuatro grupos generales:

1. Problemas de capacidades instaladas.
2. Problemas de roturas.
3. Problemas de disciplina tecnológica.
4. Alta viscosidad en el proceso.

Finalmente se selecciona el método de los expertos (Díaz García, 1996) para clasificar por orden de importancia los factores seleccionados, dado que el mismo se utiliza para evaluar características de calidad que no necesariamente tienen que medirse a través de un instrumento de medición.

1.1.1. Valoración de los resultados obtenidos.

En la siguiente tabla se muestran los resultados de la encuesta, calculándose el coeficiente de Kendall (W), se obtiene un valor de 0,719, el cual es superior a 0,5 (INC-49-1981), por

		Criterio de Expertos											
K	Característica	1	2	3	4	5	6	7	8	Ri	Δ	Δ^2	Ki
1	Problemas de capacidad	2	1	1	1	1	2	2	2	12	-8	64	0,15
2	Problemas de rotura	1	2	2	2	3	1	1	1	13	-7	49	0,1625
3	Prob. de disciplina tecnológica	4	4	3	4	2	4	4	4	29	9	81	0,3625
4	Alta viscosidad. en el proceso	3	3	4	3	4	3	3	3	26	6	36	0,325
										80		230	1

lo que se puede concluir que la opinión del panel de expertos es confiable y que existe concordancia entre ellos. Dado lo anterior se puede establecer que el nivel de importancia que tienen los factores es el siguiente:

El factor más influyente esta determinado por los problemas de disciplina tecnológica, y después siguen en orden de importancia: la viscosidad de los materiales que se manipulan, los problemas de rotura y los problemas de capacidades instaladas. Es significativo señalar

que el panel da una importancia bastante similar a los dos primeros factores, los cuales reúnen en sí alrededor del 70 % de la repercusión total, por lo que éstos son los factores que con mayor importancia deben ser atendidos para garantizar un adecuado agotamiento de las mieles. Conocidos los factores y la importancia que da el panel a los mismos se deben realizar acciones que permitan atenuar o eliminar el efecto de cada uno de ellos sobre el sistema.

1.2. Comportamiento de los principales parámetros operacionales durante el proceso de agotamiento en los cristalizadores por enfriamiento

Este aspecto se desarrolla mediante un estudio experimental a escala industrial que incluye la caracterización del sistema tecnológico empleado y de la masa cocida en diferentes momentos del proceso, para ello se utiliza una Metodología de Evaluación propuesta por Márquez y Domínguez (1991), que se resume a continuación.

1.2.1. Metodología de investigación experimental para el proceso de cristalización de azúcar en cristalizadores por enfriamiento.

El estudio experimental del proceso de cristalización por enfriamiento conlleva a la obtención de la siguiente información:

- Parámetros constructivos del equipo.
- Cronometraje de las diferentes operaciones que se llevan a cabo en el proceso.
- Registro de las magnitudes o parámetros tecnológicos.

1. Parámetros Constructivos del Equipo

En este aspecto se debe tener en cuenta el tipo de cristalizador, el tipo de sistema de agitación y sus características, las dimensiones del equipo, la velocidad rotacional de las paletas, el área de transferencia de calor, el diámetro del eje central, el volumen del cristalizador, el número de equipos en la batería, el modo de operación y las dimensiones del cristalizador.

2. Cronometraje de las diferentes operaciones que se llevan a cabo durante el proceso

Este aspecto tiene en cuenta cualquier operación que se realice durante el procesamiento de la masa cocida, como adición de miel para la lubricación de la templa o agente químico, purga de una parte de la masa cocida, etc., así como el registro del tiempo en que comienzan y finalizan las diferentes operaciones. También debe registrarse la cantidad de miel de lubricación adicionada, así como sus características (Brix, Pol, Pureza, Temperatura) y las cantidades de agente químico adicionado, así como la forma en que se suministraron.

3. Registro de las magnitudes o parámetros tecnológicos

Esto se realizará durante toda la etapa del proceso, mediante la toma de muestras y su análisis en el laboratorio.

El momento o lugar de tomar de la muestra es quizás el aspecto que más diferencia a los estudios experimentales que se han encontrado publicados con anterioridad, pues en varios estudios se caracteriza la masa al comienzo del proceso y a la salida de centrífugas, o salida de cristalizadores (en el mejor de los casos); otros toman tres puntos de muestreo, los dos anteriores y un tercero ubicado en el momento en que se termina el proceso de enfriamiento y comienza el calentamiento de la masa; mientras que una pequeña minoría toman muestras en intervalos de tiempo que oscilan entre las dos y las cuatro horas durante todo el proceso, lo que permite tener un criterio más aceptado de la dinámica de cristalización en éstos equipos. Basado en lo anterior éste autor considera que tomar muestras después de la centrífugas no permite evaluar el proceso de cristalización en los cristalizadores, ya que en éstas ocurre una disolución de cristales que varía según la forma de operación y puede falsear la evaluación realizada, mientras que cualquiera de las otras variantes de evaluación nos permiten tener un criterio de la eficiencia con que se ha desarrollado el proceso, pero el último es el más adecuado dado que permite tener una información muy completa del sistema bajo estudio.

Para éste registro a cada muestra tomada, se le separa la miel madre, con la ayuda de una centrifuga de laboratorio, según es normado en el Manual Analítico de Control Unificado (MACU) (MINAZ, 1982), y se caracterizan las muestras de masa cocida y miel madre mediante los análisis de Brix, Pol, viscosidad, temperatura al tomarse la muestra y su

densidad a ésta temperatura, así como otros parámetros que sean de interés del investigador por las particularidades propias del trabajo que desarrolla.

Los cristales obtenidos deben ser pesados para conocer el porcentaje que representan del peso de la masa cocida y determinada la distribución granulométrica de los mismos, lo cual permite estudiar las variaciones de tamaño y dispersión que ocurre en el proceso, y con ello detectar la formación de nuevos cristales o la disolución de cristales ya formados. También debe de ser registrada la temperatura de la masa cocida en función del tiempo (o a lo largo de la batería de cristalizadores si se trabaja de forma continua), así como los flujos de agua fría y caliente utilizada en cada cristizador y sus temperaturas de entrada y salida.

Con la información recopilada son calculados un grupo de parámetros que permiten completar la evaluación del proceso, tales como: Pureza del material, sobresaturación de la solución, coeficiente de solubilidad, coeficiente de sobresaturación de la miel, velocidad másica de cristalización, velocidad lineal de cristalización, relación reductores/cenizas, relación no azúcares/agua y la masa de sacarosa cristalizada

Además de realizar una adecuada recopilación de la información del proceso, es necesario que el número de plantas que se investigue sea representativo del número de plantas totales a producirse en el periodo. El número de plantas a investigar se estima usando un plan experimental irrestricto aleatorio y el número de masas que deben ser investigadas se determina mediante sorteo aleatorio de todas las masas producidas en periodo de investigación. En el Anexo 3 se muestran los detalles del mismo.

1.2.1.1. Técnicas analíticas y métodos de cálculos utilizados en la investigación experimental.

Para el desarrollo del trabajo se hizo uso de un gran número de técnicas analíticas, así como de correlaciones entre variables que nos permitieron establecer la base de información para el esclarecimiento de las hipótesis y/o conclusiones surgidas en el trabajo. Basado en la importancia que tiene este aspecto se expondrán a continuación éstos, solo definiéndose la fuente bibliográfica de la técnica analítica o método de calculo cuando no provengan del Manual Analítico de Control Unificado (MINAZ, 1982).

- Contenido de sólidos solubles en miel madre y masa cocida
- Sacarosa aparente por el método Schmidt

- Sacarosa real en miel, por el método de total invertido
- Azúcares reductores por el método Eynon-Lane a volumen constante
- Pureza de productos azucarados
- Sólidos totales. Se usa la siguiente correlación empírica:

$$\frac{1}{X_{st}} = \frac{1,013}{X_{sr}} + \frac{0,00932}{X_s}$$

donde: X_{st} - fracción de sólidos totales

X_{sr} - fracción de sólidos refractométricos

X_s - fracción de sacarosa real

La cual fue desarrollada por Mathesius and Mettet y utilizada por Saska (1990) en sus investigaciones, y ha sido comprobada para las condiciones de las mieles cubanas por Milian(1994).

- Cenizas conductimétricas
- Contenido de cristales por centrifugación
- Viscosidad de la masa cocida y de la miel madre.
- Temperatura de la masa cocida. Se determinó en el momento de tomar la muestra, empleando un termómetro de líquido en vidrio de mercurio con rango de 0 - 100 °C y una precisión de 0,5 °C
- Velocidad de cristalización. En la práctica es costumbre reportarla de dos formas distintas (Carrazana, 1982).

a) Velocidad de cristalización másica (V_m) que es la relación entre la masa (m) depositada por unidad de tiempo (t) en la superficie (s) de los cristales, según se muestra en la siguiente expresión:

$$V_m = \frac{dm}{S dt}$$

donde: dm - Variación de la masa de los cristales, mg

S - Área superficial de los cristales, m^2

b) Velocidad lineal de cristalización o razón de crecimiento de los cristales (V_l)

$V_l = dl/dt$; mm/min

Debe señalarse que la velocidad de cristalización no debe ser identificada como la velocidad de crecimiento de los cristales, dado que si existe mayor o menor cantidad de

crisales, será menor o mayor respectivamente el crecimiento de los mismos. Sin embargo es uno de los parámetros más usados y estudiados en la evaluación de éste proceso.

- Relación no azúcares/agua

La misma se obtiene por cálculos, según se muestra a continuación:

Agua en la Solución $W = (100 - BxMC); \%$

No Azúcares en la Solución $I = (BxMC - Pol); \%$

Relación No azúcares/H₂O = I/W; adimensional

siendo:

BxMC - Brix del material estudiado, %

Pol - Pol del material estudiado, %

- Relación reductores/cenizas

Se realiza por cálculos dividiendo el porcentaje de reductores entre el de cenizas de la miel.

R/C = reductores/cenizas; dimensional

- Coeficiente de sobresaturación de la miel.

Puede ser calculado de varias formas, que se encuentran reportadas en la literatura. En este caso se usa el siguiente método: (Carrazana; 1982)

$SS = H_n/H_s$

siendo:

SS - Coeficiente de sobresaturación

H_n - Solubilidad de la sacarosa en el material estudiado; g de sacarosa/100 g de agua

Este se calcula por:

$H_n = (ST * P_{zar}) / (100 - ST)$

donde:

ST - sólidos totales secos, %

P_{zar} - Pureza real, %

H_s - solubilidad de la sacarosa en una solución impura saturada a igual temperatura y pureza que el material estudiado, g sacarosa/100 g de agua. Es estimada mediante la siguiente expresión:

$H_s = (SSAT * P_{zar}) / (100 - SSAT)$

donde:

SSAT - solubilidad de la sacarosa en la solución impura saturada a igual temperatura y pureza, %. La misma será calculada por la ecuación reportada por Burianck (1989)

$$SSAT = a \cdot Pza \cdot Tm + b Tm + C \cdot Pza + d$$

donde:

a, b, c, d son constantes que dependen del tipo de material, según se indica a continuación:.

Constante	Miel A y B	Miel C	Todo Intervalo
A	0,00287	-0,0004	0,000787
B	-0,03846	0,15116	0,1149
C	-0,33334	-0,2048	-0,2138
D	91,85312	84,16253	83,64

Ha sido comprobado que el error cometido en el cálculo de la solubilidad de la sacarosa por esta expresión no sobrepasa el 1,5 %, lo que hace que el error que se comete en el cálculo del coeficiente de sobresaturación oscile entre 2,5 y 4,28 % (Milian, 1994), el cual es similar al reportado en varios estudios en nuestro país.

- Coeficiente de solubilidad

La fórmula utilizada para su cálculo es:

$$Ks = Hn/Ho$$

donde:

Ks - coeficiente de saturación

Hn - solubilidad de la sacarosa en el material estudiado; g sacarosa/100 g de agua

Ho - solubilidad de la sacarosa en solución pura; g sacarosa/100 g de agua

En este trabajo ha sido utilizada la ecuación de Charles, desarrollada tomando como base los datos de solubilidad de este autor, la cual ha sido comprobada que se cumple entre 0 - 90 °C con errores no mayores al 0,05 % en peso de sólidos (Milian, 1994):

$$SAT = 64,407 + 0,07251 \cdot Tm + 0,002057 \cdot Tm^2 - 9,035 \times 10^{-6} \cdot Tm^3$$

$$Ho = (SAT/(100 - SAT)) \cdot 100$$

- Determinación de la composición granulométrica de los cristales de azúcar

El método más utilizado para determinar la composición granulométrica se basa en el análisis por tamiz, sin embargo, en éste es necesario prestar atención a la toma y

preparación de la muestra para garantizar la representatividad de la misma. Carrazana y Koziavkin (Domínguez, 1992) establecieron que la principal dificultad del método es que puede ser utilizado solamente para azúcar en granos sin conglomerados, por lo que éstos autores proponen un nuevo y práctico método para determinar la composición granulométrica de las masas cocidas con ayuda del microscopio. En varios trabajos en la Universidad de Matanzas se han utilizado retroproyectores y/o lectores de microfilm, que aunque tienen mayor error que los microscopios permiten obtener los resultados satisfactorios con errores inferiores a un 2 % (Domínguez, 1992).

1.2.2. Estudios experimentales desarrollados

En este trabajo se mostrará el estudio del agotamiento de la masa cocida C en cristalizadores Blanchard, bajo las propias condiciones de fábrica, en las siguientes empresas azucareras:

1. CAI Sergio González
2. CAI Seis de Agosto
3. CAI Juan Ávila
4. CACD José A, Echeverría (Área de recobrado de la Refinería)
5. CAI Australia
6. CAI Mario Muñoz

En los dos primeros se estudian las condiciones iniciales y finales, y en los otros trabajos se siguió la cinética de crecimiento del grano en el tiempo, para ello se realiza un muestreo en períodos de tiempo que varían entre las 2 y 4 horas. Las muestras fueron tomadas teniendo en consideración la teoría de muestreo, y las técnicas operatorias que se emplearon en la caracterización de la masa cocida fueron, en su mayoría, las establecidas en el Manual Analítico de Control Unificado, como técnicas oficiales en el MINAZ (MINAZ, 1982).

1.2.3. Análisis de los resultados obtenidos en los estudios experimentales a escala industrial.

A continuación se resume un análisis de las evaluaciones realizadas en las áreas de cristalización por enfriamiento en varias empresas de la provincia de Matanzas.

1.2.3.1. Caracterización del CAI Sergio González.

Se realiza una evaluación basada en la caracterización de las condiciones iniciales y finales del proceso. Se observa en el Anexo 4 que la caída de pureza (agotamiento) en los cristalizadores osciló entre 3 y 5,3 unidades, donde más de un 70 % de los valores se encuentran por debajo de la norma y el tamaño medio el contenido inicial de cristales en la masa cocida C es mayor que el reportado como adecuado para estas condiciones, lo cual puede estar motivado por el déficit de cristales que se observaba al mirar las templas al microscopio.

No existe una política de trabajo establecida para la lubricación de mieles a las masas cocidas, dado que sólo aplican ésta cuando consideran que la masa cocida está muy "recogida", es decir, cuando tiene alta viscosidad.

Como norma general se enfrió entre el 66 y el 85 % del tiempo de retención y posteriormente se calienta la masa hasta temperaturas entre 52 y 56 °C. La temperatura mínima de enfriamiento obtenida osciló entre 38 y 45 °C, correspondiéndose tanto los valores de temperatura de enfriamiento como de calentamiento con los valores que reporta la literatura como adecuados para las mismas.

Un análisis de la interrelación de las variables investigadas permite establecer que mientras menor es el porcentaje de tiempo dedicado al enfriamiento, mayor es el agotamiento obtenido, lo cual está en contradicción con la teoría y con la relación existente con el tiempo de retención, donde se obtiene una relación lineal con un coeficiente de correlación de un 81 %. Lo anterior pudiera ser un indicativo de que la política de enfriamiento usada no es la adecuada, pues existe una relación lineal directa (coeficiente de correlación de un 84 %) entre el agotamiento obtenido y la temperatura de enfriamiento, es decir, que a medida que es mayor ésta, mayor es el agotamiento que se obtiene.

1.2.3.2. Caracterización del CAI 6 de Agosto

Se realiza una caracterización de la masa cocida a la entrada y salida del proceso, donde se observa (Anexo 5) que la caída de pureza varía entre 2 y 6 unidades, y que el 100 % de las masas evaluadas tenían agotamiento por debajo de lo normado. El tamaño de grano

obtenido, así como el contenido de cristales, son adecuados en la gran mayoría de las observaciones realizadas.

Al descargar la masa al cristalizador adicionan miel, así como en los últimos cristalizadores de la batería, pero no lo realizan determinando si esa es la cantidad de miel que deben adicionar, sino basándose en la propia observación visual de la templa.

Se observa que a medida que aumenta el tiempo de retención aumenta el agotamiento linealmente (se obtiene un coeficiente de correlación de un 72 %), mientras que no se encuentra una relación adecuada entre el tiempo dedicado al enfriamiento (que osciló entre un 77 y un 84 % del tiempo de retención) y el agotamiento obtenido en el cristalizador.

1.2.3.3. Caracterización del CAI Juan Ávila

En esta empresa se realiza una evaluación de la dinámica del proceso, para ello se toman muestras cada 4 horas (como promedio) durante el tiempo de residencia de la masa cocida C, en la batería de cristalizadores. Las muestras son tomadas considerando que el patrón de flujo del sistema es del tipo de flujo pistón disperso, según ha sido publicado en varios trabajos en el país.

El brix de la masa cocida (Anexo 6, fig. 1) disminuye linealmente durante las primeras 7 horas, se mantiene constante hasta cercana las 14 horas de agotamiento y después vuelve a disminuir hasta el momento final de agotamiento, estando en correspondencia el comportamiento de esta variable con el de la variable miel de lubricación adicionada al proceso.(Anexo 6, fig. 2).

La pureza de la miel madre (Anexo 6, fig. 3) muestra una tendencia a disminuir de forma exponencial y se observa que después de 10 horas de tiempo de residencia el agotamiento obtenido de la miel es mínimo.

La temperatura de la masa cocida (Anexo 6, fig. 4) disminuye durante las primeras 13 horas y el valor más bajo de la misma se obtiene alrededor de 42 °C y posteriormente se calienta a razón de 0,75 °C/h hasta 56 °C como promedio.

El rendimiento en cristales (Anexo 6, fig. 5) se incrementa de forma logarítmica a lo largo de la batería de cristalizadores. Este comportamiento se corresponde con lo reportado en

trabajos anteriores. El valor final obtenido, para esta variable, es superior al intervalo de 35 - 40 % reportado por Honing (1987) como laborable y muy próximo a lo que se considera por varios autores como el valor máximo permisible de contenido de cristales.

La viscosidad de la miel madre (Anexo 6, fig. 6) se incrementa linealmente durante el tiempo de enfriamiento y posteriormente disminuye producto del calentamiento realizado. En correspondencia con esto existe un incremento de la viscosidad de la masa cocida (Anexo 6, fig. 7) en principio y un decremento posterior. Es señalable que el incremento parabólico es determinado por la influencia que ejerce el contenido de cristales, y se observa que en la misma medida que aumenta éste se incrementa la pendiente de la curva de viscosidad contra tiempo. La alta viscosidad de las masas cocidas en esta empresa influye en el mal agotamiento obtenido en este equipo, donde sólo se alcanzan menos de tres puntos de caída de pureza, lo cual es muy bajo comparado con lo obtenido en otras empresas evaluadas y con lo que aparece reportado en la literatura internacional.

El tamaño medio de los cristales (Anexo 6, fig. 8) crece logarítmicamente en el tiempo. El valor inicial del mismo se encuentra en el intervalo de 0,25 - 0,35 mm recomendado por varios autores y el valor final obtenido se encuentra dentro del intervalo que se considera como adecuado. Obsérvese que entre las 5 y 15 horas de tiempo de residencia no hay un crecimiento significativo de los cristales, ni del rendimiento en cristales (figura 5). Sin embargo después de este tiempo ocurre un incremento importante de los mismos, lo que coincide con el aumento de la temperatura producto del calentamiento y la adición de miel de lubricación a la masa; es decir, puede inferirse, que aún disminuyéndose la sobresaturación se logra una mayor cristalización de la sacarosa motivado por el decremento de la viscosidad que provocan estos dos factores. Este comportamiento da motivos para pensar que si es usada una política de enfriamiento, donde se disminuya menos la temperatura, se pueden obtener mejores resultados.

El ineficiente trabajo de la centrífuga hace que se incremente la pureza de la miel en 1,87 puntos como promedio, es decir, en este equipo se pierde más de la mitad de la sacarosa recuperada en el cristalizador, lo cual también es motivado por la alta viscosidad del material procesado, dado que en muchas ocasiones para garantizar la calidad de la semilla, se realiza lavado en las centrífugas usando vapor directo.

La sobresaturación (Anexo 6, fig. 9) se mantiene superior a 1,2 con tendencia al incremento durante el enfriamiento y posteriormente disminuye producto del incremento de temperatura y de la adición de miel de lubricación. Se llegan a obtener valores muy próximos a la saturación al final del proceso.

La velocidad lineal de crecimiento de los cristales (Anexo 6, fig. 10) varía en correspondencia con la variación de temperatura en el tiempo, ésta muestra una tendencia a disminuir bruscamente con la disminución de temperatura. Se obtiene un valor mínimo de la misma para cuando se tiene un valor mínimo de temperatura y a partir de este instante se observa un incremento en correspondencia con el aumento de temperatura. Este comportamiento demuestra que bajo las condiciones de esta fábrica la viscosidad es quien determina el proceso de transferencia de masa.

1.2.3.4. Caracterización del área de recobrado de la Refinería José A. Echeverría

En esta empresa se caracterizó la masa cocida cada 2 horas. Debe señalarse que por las peculiaridades de esta área, durante el tiempo de residencia sólo se enfriaba hasta una temperatura alrededor de 55 °C, según se indica en la fig 1 del Anexo 7 y que se trabajaba de forma discontinua.

La pureza de la miel madre (Anexo 7, fig. 2), disminuye de forma lógica durante las primeras 7 u 8 horas, pero a partir de este momento ocurre un cambio en este comportamiento, lo cual bajo condiciones normales no debe suceder, y en este caso puede ser explicado si se analiza la fig. 3 del Anexo 7, donde se muestra el comportamiento de la lubricación de mieles en el tiempo. Obsérvese que en ese instante de tiempo se realiza una dosificación muy grande de miel, que los técnicos de la empresa consideran adecuada dado el incremento de viscosidad que dicen observar a partir de ese momento, pero que en realidad provoca afectaciones al proceso, por la disolución de cristales que realiza.- Este comportamiento anterior se ve reflejado en las anomalías observadas en el rendimiento en cristales (Anexo 7, fig. 4), tamaño de los cristales (Anexo 7, fig. 5) y la sobresaturación (Anexo 7, fig. 6).

1.2.3.5. Caracterización del CAI Mario Muñoz

En esta empresa se realiza una evaluación de la dinámica del proceso. Las muestras son tomadas cada 4 horas como promedio durante el tiempo de residencia de la masa cocida C en la batería de cristalizadores. Las muestras se tomaron considerando que el patrón de flujo del sistema es del tipo de flujo pistón disperso basado en un estudio de patrón de flujo realizado en esta empresa con anterioridad.

Las figuras 1, 2, 3 y 4 del Anexo 8 muestran el comportamiento a lo largo el cristalizador de las diferentes variables estudiadas. Una disminución del brix de la masa cocida (Anexo 8 fig. 1) a lo largo de la batería de cristalizadores es observada, lo cual es lógico, dada la adición de miel de lubricación en los mismos. Esta disminución es favorable dado que disminuye la viscosidad la masa cocida favoreciéndose el proceso de transferencia de masa con lo que se incrementa el agotamiento de la miel final.

La temperatura de la masa cocida (Anexo 8 fig. 2), disminuye en forma exponencial, lo que provoca que los gradientes de enfriamiento sean en principio alrededor de 0,8 °C/h y a partir del cuarto cristalizador exista una disminución progresiva del mismo. Estos valores son bajos comparados con los resultados recomendados por el MINAZ. Esto es motivado porque esta empresa realiza enfriamiento a lo largo de toda la batería de cristalizadores.

El rendimiento de cristales (Anexo 8 fig. 3) se incrementa de forma logarítmica a lo largo de la batería de cristalizadores, lo cual se corresponde con lo reportado en la literatura científica. El valor final obtenido para este parámetro se encuentra en el rango reportado por Honig (1987) quien expone que es importante llegar a un contenido de cristales laborable, que encuentra su máxima presencia en el rango de 35 - 40 %.

Se observa un incremento lineal de la viscosidad de la miel madre (Anexo 8 fig. 4), producido por la disminución de temperatura y pureza que va ocurriendo a lo largo de la batería. En correspondencia con esto también existe un incremento de la viscosidad de la masa cocida (Anexo 8 fig. 5). Esta tendencia a incrementar de forma parabólica, está determinada por la influencia que ejerce el contenido de cristales. Se observa que en la misma medida que aumenta el rendimiento en cristales, se incrementa la pendiente de la curva de viscosidad de la masa contra tiempo, lo cual está muy en correspondencia con lo expuesto por Honig (1987) y Carrazana (1982).

La baja viscosidad de los materiales en esta empresa favorece que se obtengan altas velocidades de transferencia de masa y un buen agotamiento de la miel final, alcanzándose

valores de pureza por debajo de 35 % (Anexo 8 fig. 6). El incremento de pureza de la miel en centrífugas presenta un valor medio de 0,68 puntos, siendo demostrado mediante una prueba de hipótesis que el mismo no era estadísticamente significativo.

El tamaño medio de los cristales (Anexo 8 fig. 7) crece logarítmicamente en el tiempo, existiendo correspondencia con lo reportado por trabajos anteriores (Carrazana, 1982). El valor inicial del mismo se encuentra en el rango de 0,25 - 0,35 mm recomendado por varios autores, y el valor final obtenido se encuentra dentro del rango que se considera como adecuado para el eficiente trabajo de centrífugas.

La mayoría de los autores coinciden en plantear que la sobresaturación debe mantenerse en la zona metaestable con el propósito de desarrollar el grano formado sin la aparición de nuevos núcleos cristalinos, aunque Honig (1987) y Guillet (1965) exponen que las condiciones óptimas de operación de un cristalizador por enfriamiento son aquellas donde la sobresaturación tiene un valor alto que garantice una velocidad de cristalización elevada, pero siempre que no provoque la formación de falso grano. Basado en lo anterior y teniendo en consideración la no formación de nuevos cristales según lo observado en un microscopio, se considera que los valores de la sobresaturación obtenidos (Anexo 8 fig. 8) son adecuados para las características de la masa cocida. La misma muestra un incremento al principio, que coincide con los altos valores de gradiente de enfriamiento y una disminución a partir del cuarto cristalizador motivado por la disminución progresiva del gradiente de enfriamiento y adición de miel lubricación (Anexo 8 fig. 9) que se realiza a partir de este instante, para garantizar que la viscosidad no incremente excesivamente, y poder realizar una correcta separación de los cristales de la miel final en la etapa de centrifugación.

La velocidad lineal de crecimiento (Anexo 8 fig. 10) de los cristales se compara adecuadamente con el comportamiento de la sobresaturación y viscosidad, dado que en los inicios donde existen valores elevados de la primera y los valores más bajos de viscosidad se mantiene estable la misma y después disminuye exponencialmente en correspondencia con el incremento de viscosidad y el decrecimiento de la sobresaturación.

1.2.3.6. Caracterización del CAI Australia

Se realiza una caracterización de la masa cocida cada 2 horas durante el tiempo de residencia en cristalizadores. Se observa que el brix de la masa cocida (Anexo 9 fig.1) se mantiene constante en el tiempo hasta que al final del proceso donde se realiza una lubricación de la templa y por tanto éste disminuye. Lo anterior se corresponde con el sistema de lubricación de templeas (Anexo 9 fig. 2) que se utiliza, donde adicionan miel al descargar de tachos (en el recibidor) y en el último cristizador de la batería

La velocidad lineal de cristalización (Anexo 9 fig. 3) disminuye en el tiempo hasta alrededor de las 12 h y posteriormente hasta el final existe un incremento de la misma, lo cual se corresponde con el comportamiento de la temperatura (Anexo 9 fig. 4) y de la viscosidad de la masa (Anexo 9 fig. 5) y de la miel madre (Anexo 9 fig. 6) en el tiempo, así como de la miel lubricada.

El contenido de cristales (Anexo 9 fig. 7) y el tamaño de los cristales (Anexo 9 fig. 8) tienen un comportamiento adecuado en el tiempo, mientras que la sobresaturación (Anexo 9 fig. 9) se corresponde con el comportamiento de la templa y el sistema de lubricación usado.

La pureza de la miel madre (Anexo 9 fig. 10) tiene un comportamiento exponencial, se puede observar que a partir de las 10 horas de tiempo de retención la disminución de caída de pureza obtenida es mínima.

1.2.4. Análisis de la interrelación entre las variables del proceso

Del estudio bibliográfico previo, la consulta de varios expertos y la experiencia obtenida en un trabajo preliminar (Domínguez et al, 1997) se seleccionaron las siguientes variables independientes para diseñar un modelo que permita predecir la masa de sacarosa cristalizada en el proceso y así estudiar la relación entre estos factores:

1. V_m - Volumen de la masa cocida descargada del tacho
2. TD - Temperatura de la masa cocida descargada
3. ρ_m - Densidad de la masa cocida descargada.
4. RCI - Rendimiento en cristales de la masa cocida descargada
5. μ_m - Viscosidad de la masa cocida descargada
6. MSC - Masa de sacarosa que cristaliza en el equipo
7. SS - Sobresaturación de la miel madre de la masa cocida descargada

8. TE - Temperatura de enfriamiento
9. rpm - Velocidad rotacional de las paletas del cristalizador
10. tR - Tiempo de retención en cristalizadores
11. tE - Tiempo de retención dedicado al enfriamiento
12. tm – Tamaño medio de los cristales al inicio del proceso.

Basado en la experiencia obtenida en el trabajo preliminar se deciden utilizar métodos de análisis dimensional. En este caso fue utilizado el método de Rayleigh (Perry and Green, 1999) y se obtuvieron los siguientes grupos adimensionales:

$$Y_m = \frac{msc}{V_m \rho_m}$$

$$N_0 = RCI$$

$$N_1 = \frac{\mu_m}{\rho_m \cdot rpm V_m^{2/3}}$$

$$N_2 = tE \cdot rpm$$

$$N_3 = tR \cdot rpm$$

$$N_4 = \frac{TE}{TD}$$

$$N_5 = \frac{t_m}{V_m^{1/3}}$$

$$N_6 = SS$$

Los cuales están relacionados entre sí, según el modelo matemático siguiente:

$$Y_m = \alpha \cdot \prod_{i=1}^5 N_i^{a_i}$$

donde: α , a_i ($i=1, \dots, 6$) son coeficientes del modelo de análisis dimensional.

Una vez establecido el modelo teórico, se utilizan los resultados de las evaluaciones experimentales realizadas en el CAI Australia durante las zafas 1989/1990, y 1990/1991.

Un total de 67 masas cocidas fueron investigadas, las cuales fueron seleccionadas mediante un muestreo irrestricto aleatorio del total de masas producidas, entre los meses de febrero y marzo, de ambos períodos. De las masas cocidas analizadas fueron rechazadas 11 por presentar algún valor (de al menos una variable) grandemente desviado del grupo de resultados normales para lo cual se usó la norma cubana NC 92-21, vigente a partir de julio de 1980.

En la recolección de la información se tomaron datos directamente del proceso (1, 2, 8, 9) otros (3, 4, 5, 12) se obtenían mediante la utilización de técnicas analíticas oficiales o los

métodos que fueron expuestos en el tópic; los tiempos de retención se calcularon considerando el sistema a flujo pistón disperso y la masa de sacarosa que cristaliza en el equipo, se calcula como la masa cristales al final del proceso, menos la masa cristales al inicio del mismo.

El ajuste del modelo teórico a los datos experimentales se realiza con ayuda del paquete estadístico STARTGRAPHIC Plus Ver 7.0, además se estudian otras variantes donde sólo aparecen algunos de los números adimensionales.

De todas las posibles variantes se encontraron siete modelos adecuados, atendiendo al valor de los coeficientes de regresión, la Fischer del ANOVA y el análisis de los residuales (Montgomery, 1997); entre de los cuales se selecciona el siguiente como el más adecuado:

Modelo 1

$$Y_m = 3,7633 \cdot RCI - 0,4477 \cdot N_1 - 0,2284 \cdot N_2 - 1,5782 \cdot N_3 + 3,001 \cdot N_4 - 0,1719$$

$$R \text{ múltiple} = 0,9434 \quad F \text{ calculado} = 16,19$$

Debe señalarse que el modelo anterior, por su carácter empírico es válido solamente para la empresa valorada y para los rangos de las variables estudiadas, los cuales aparecen en la Tabla 2 del Anexo 9.

Del análisis la influencia de los números adimensionales usados como variables independientes sobre la masa de sacarosa que cristaliza en el proceso se deduce que incrementos de N_3 y N_4 son favorables mientras que los incrementos de RCI , N_1 y N_2 son perjudiciales a la eficiencia del proceso.

Basado en lo anterior es necesario realizar un análisis detallado e independiente de cada número adimensional.

- Incremento del rendimiento de cristales inicial es desfavorable para el agotamiento en cristalizadores, por lo que es recomendable trabajar con los valores más bajos, sin embargo la práctica y la teoría han demostrado que valores muy bajos también pueden afectar al proceso, por lo que se debe continuar estudiando esta variable para establecer cuál es el valor óptimo de la misma. El comportamiento de éste factor se valora como lógico teniendo en cuenta que los valores más bajos del mismo están muy cercanos a los que muchos autores consideran como los más adecuados para este proceso.
- Las variaciones del número adimensional N_1 están determinadas fundamentalmente por las variaciones de la viscosidad de la masa cocida, dado que los coeficientes de

variación del resto de las variables que lo conforman son muy pequeños según se observa en la tabla 2 (Anexo 9), por lo que una disminución de la viscosidad de la masa cocida es favorable para el proceso, lo cual está muy relacionado con el análisis del rendimiento en cristales, dado que un incremento de éste provoca un incremento sustancial de la viscosidad.

Como para el proceso es favorable trabajar con baja viscosidad y rendimiento en cristales, se hace necesario utilizar la lubricación de las masas cocidas usando mieles saturadas.

- Del análisis de N_2 y N_3 , se obtiene que aumentos en el tiempo dedicado al enfriamiento (factor que determina las variaciones de N_2) desfavorecen el proceso, mientras que aumentos del tiempo de retención total (que determina las variaciones de N_3), aumenta la recuperación de sacarosa, lo cual pudiera parecer contradictorio, si no se tiene en cuenta que en el proceso de cristalización por enfriamiento tiene una gran influencia la política de enfriamiento usada, por lo que para completar este análisis se debe considerar también el comportamiento de N_4 .
- Se observa en los modelos que incrementos de N_4 favorecen la recuperación de sacarosa y en la tabla 2 del Anexo 9, se muestra que las variaciones de la temperatura de enfriamiento son mucho mayores que las de la temperatura de descarga del tacho (la cual se mantiene en un rango de 4 °C), por lo que puede deducirse que las variaciones de N_4 están determinadas fundamentalmente por las variaciones de temperatura de enfriamiento. De lo antes expuesto se puede deducir que mientras menos enfriamiento se realice mayor es la recuperación de sacarosa, lo cual debe estar motivado por la alta viscosidad que tienen los materiales en el área, así como por los valores de sobresaturación que tiene la miel madre, los cuales son superiores a los valores recomendados en la literatura, lo anterior es indicativo de que la política de enfriamiento de la empresa (enfriar durante las primeras 18 hrs hasta temperaturas de 45 °C y calentar en las 8 h posteriores hasta 55 °C) no es la adecuada para las condiciones actuales de las masas cocidas procesadas.
- La sobresaturación no queda incluida en ninguno de los modelos satisfactorios obtenidos, lo cual se considera que esta motivado por la estabilidad que presenta en valores superiores a los recomendados, según se observa en la tabla 2 del Anexo 9.

- De igual forma el número adimensional N_5 (sus variaciones están determinadas fundamentalmente por las variaciones del tamaño de cristales, pues el volumen presenta gran estabilidad) no aparece en ninguno de los modelos adecuados, lo cual se considera que está motivado porque existe estabilidad de este factor, en valores alrededor de los recomendados.

1.3 CONCLUSIONES

Basado en los análisis anteriores se arriba a las siguientes conclusiones parciales:

- El método utilizado para la selección de los factores más influyentes permite realizar la tarea con sencillez y alta confiabilidad, si el panel de expertos es seleccionado adecuadamente.
- La metodología propuesta es general y puede ser utilizada en otros trabajos con fines similares.
- Los factores más influyentes resultaron ser, en orden de importancia: Problemas de disciplina tecnológica, alta viscosidad en el proceso, problemas de capacidades y los problemas de rotura.
- El agotamiento obtenido es inferior al valor adecuado en todas las empresas investigadas y varía de una empresa a otra considerablemente.
- La velocidad de cristalización lineal en la gran mayoría de las empresas investigadas se incrementa durante el proceso de calentamiento final de la masa cocida y/o se correlaciona directamente con la temperatura mínima de enfriamiento o inversamente con el tiempo dedicado al enfriamiento, lo cual es indicativo de que la política de enfriamiento que se utiliza debe ser investigada.
- La lubricación de la templa usando mieles no se encuentra estandarizada, ni se realiza sobre una base técnicamente fundamentada, por lo que también es un factor que debe ser estudiado para establecer la forma y dosis en que debe realizarse la misma para maximizar el agotamiento en cristalizadores.
- Se observa en las empresas que tenían implantada la política de enfriamiento normada en el MINAZ que a partir de las 5 o 6 h no hay un agotamiento significativo de la miel madre y en las horas finales se vuelve a incrementar éste.
- El empleo de los métodos de análisis dimensional para el estudio del proceso de cristalización por enfriamiento y la utilización de la máquina computadora electrónica

en el tratamiento estadístico de la información experimental posibilitan la obtención de modelos matemáticos del proceso donde se incluyen un número grande de variables que influye sobre el mismo.

- Del análisis del rendimiento de cristales inicial en los estudios experimentales y de los número adimensional N_1 y RCI, se deduce la necesidad de una política de lubricación de mieles que garantice la disminución de la concentración en la masa cocida y con ello del rendimiento en cristales y la viscosidad de la masa cocida, por lo que se debe establecer la cantidad de miel a adicionar y cómo adicionar la misma para garantizar una máxima transferencia de masa hacia los cristales.
- Del análisis de los números adimensionales N_2 , N_3 y N_4 , así como de las evaluaciones realizadas en las diferentes empresas, se deduce que el régimen de enfriamiento actualmente usado no es el adecuado para las condiciones de la masa cocida, debiéndose estudiar con mayor profundidad, esta variable con el fin de establecer la política de enfriamiento que haga máxima la recuperación de sacarosa.
- Los modelos obtenidos no permiten realizar una optimización global del sistema, dado que se ha podido establecer que la influencia que tienen la lubricación de mieles y la política de enfriamiento usada en el agotamiento de la miel final, es determinante.
- Como las variables, lubricación de mieles y la política de enfriamiento no pueden ser investigadas usando éste modelo, y tienen una gran importancia en dicho proceso; se hace necesario el diseño de un modelo fenomenológico del proceso que permita investigar la dinámica del mismo.

BIBLIOGRAFÍA

- ACOSTA, R. (1996). Técnicas del ingeniero industrial. Imprenta universitaria. Universidad de Matanzas. Cuba. 57p.
- AEA TECHNOLOGY (2000). Software tools: CRYSES, CRYBAT and CRYCON [on line] AEA Technology Engineering Soft Inc.[citado el 30 de noviembre del 2000]. Disponible en Internet en <<http://www.aeat.co.uk/pes/sps/cry.html>>.
- AMARO, D. et al (2000). GAS antisolvent crystallization from aqueous solutions. Journal of Supercritical Fluid, 17(3), p249-258.
- ASPEN TECHNOLOGY (2000). ASPEN PLUS. Aspen Technology Co. Calgary (Canada). [on line], [citado el 20 de febrero del 2000]. Disponible en <<http://www.aspentec.com/products/>>.
- BERGLUND, K.A. and V.G. MURPHY. (1986). Modelling growth rate dispersion in a batch sucrose crystallizer, Ind. Eng. Chem. Fundamental, Vol. 25 (1), p 174 - 176.
- BERNHARDT, H.W.(1998). Centrifugal clarification of cane molasses. 72nd Annual SASTA Congress International. Convention Center, Duban, 1-3 June, 13p.
- BIEGLER, L.T. et al. (1999). Systematic Methods of Chemical Process Design. Prentice Hall PRT. (USA). 2th Edition.
- BLANCO, D. (1992). Análisis del agotamiento de mieles del CAI Mario Muñoz. Trabajo de Diploma. Universidad de Matanzas. Cuba.
- BOTSARIS, G and K. TOYOKURA (1997). Separation and purification by crystallization. American Chemical Society, ACS Symposium Serie Vol.667 N° 6, 312 p. ISBN 0841235139.
- BUBNIK, Z and P., KADLEC (1995). Program for Simulation of Cooling Crystallization of Sucrose. 20th General Assembly C:I:T:S, Munich. Germany.
- BURIANEK, J. (1989) Optimización de los esquemas tecnológicos en la industria azucarera. Editorial Científico Técnica. Ciudad de La Habana. Cuba.
- CALDERBANK, P.H. AND M. B. MOO-YOUNG (1960). The Continuous Phases Heat and Mass Transferr Properties of Dispersión.Chemical Engineering Sciences, Vol 16, p 39-44.
- CARRAZANA, L. (1982). Principios físicos químicos de la cristalización de azúcar.

Universidad Central de Las Villas, Santa Clara. Cuba.

- CARRAZCO, O y SANTAN, E. (1987) estudio de la cristalización en movimiento a escala industrial. Trabajo de Diplomas. Universidad de Matanzas. Cuba.
- CARTÓN, A. (1999). Proceso de cristalización por adición de agentes precipitantes. Trabajo presentado para concursar por la plaza de catedrático de la Universidad de Valladolid en el área de Ingeniería Química. (España), 75p.
- CASANOVA, E y J. LODOS (2000). Guía para el diagnóstico de las mieles finales. Revista CubaAzúcar, enero/marzo, p.46-50.
- CASANOVA, E. (1998). Factores agroindustriales que hay que analizar. Revista CubaAzúcar, abril/junio, p.19-21.
- CEP (2000). C. E. P. Software Directory 2000: A supplement. Chemical Engineering Progress, 96(11), November.
- CERVANTES A and L.T. BIEGLER (1998). Large-scale DAE optimization using a simultaneous NLP formulation. AIChE Journal. (USA), 44(5), p 1038.
- CHAWG, W. (2000). WimSim News. Process Simulation Software Comparison. [on line], [citado el 2 de febrero del 2000]. Disponible en <http://www.winsim.com/products/compare.html>.
- CHEMPUTE (2000). Complete Software List for Chemical Engineering. Chenpute Software Co. [on line], [citado el 4 de febrero del 2000]. Disponible en <http://chempute.com/main.html>
- CHEMSTATIONS (2000). CHEMCAD. Chemical Stations Co. [on line], Demo disponible en <http://www.chemstations.net/products/>
- CHEN, J.C.P. and C.C. CHOU.(1999).Cane sugar handbook. A manual for manufacturers and their chemists. 12th Edition. Editorial Coontinental S.A., 1153p.
- CHIRINO, T y R. ZAGUEYE (1992). Estudio Cinético del proceso de cristalización por enfriamiento a escala de laboratorio. Trabajo de Diploma. Universidad de Matanzas (Cuba).
- CUTLIP, MB. AND M. SHACHAM (1999). Problems Solving in Chemical Engineering with Numerical Methods. Prentice Hall PTR. 1^a Edition, 458 p. ISBN 0138625662.
- DA CUMBA, A.A. y Da SILVA, L. (1998). Política óptima de enfriamiento en

- cristalizadores Blanchard. Trabajo de Diploma. Universidad de Matanzas (Cuba).
- DÍAZ GARCÍA, T. (1996). Estudio del comportamiento de los parámetros de calidad de la industria azucarera a través de técnicas de análisis de procesos. Tesis de Maestría en Análisis de Procesos. Universidad de Matanzas. (Cuba).
- DÍAZ, S. (1999). Comportamiento de los azúcares reductores en el proceso de obtención de azúcar crudo y su influencia en el agotamiento de la miel final. Tesis de Maestría en Tecnología Azucarera. Universidad de Matanzas. (Cuba).
- DIXON, J. (1994). Análisis Económico de Impactos Ambientales. Editorial Earthscan Publication. Londres. 1st Edition. Chaper 2, p 46-67.
- DOMÍNGUEZ, F.J. (1992). Cálculo de los errores experimentales en la determinación del tamaño de grano con un lector de microfilm marca DL-5 de fabricación soviética. Informe de Investigación Universidad de Matanzas. (Cuba).
- DOMÍNGUEZ, F.J. (1993). Situación actual del agotamiento de mieles en la provincia de Matanzas. Trabajo presentado a la XII Conferencia de la ATAC, Matanzas, 7p.
- DOMÍNGUEZ, F.J. (1996). La modelación matemática del proceso de cristalización por enfriamiento como un resultado del desarrollo científico alcanzado en la ingeniería química. Trabajo presentado para la realización del mínimo de problemas sociales de la ciencia y la tecnología. ISACH. Cuba.
- DOMÍNGUEZ, F.J. (1997). Modelación y simulación del proceso de cristalización por enfriamiento. Tesis de Maestría en Análisis de Procesos, Universidad de Matanzas.
- DOMÍNGUEZ, F.J. (1999). Estudio Simulado del proceso de cristalización por enfriamiento. Informe de Investigación Universidad de Matanzas (Cuba), 43 p.
- DOMÍNGUEZ, F.J et al. (1993). Análisis del agotamiento de mieles en las últimas dos décadas en la provincia de Pinar del Río. Informe de Investigación Universidad de Matanzas (Cuba), 43 p.
- DOMÍNGUEZ, F. J., G. RODRÍGUEZ y R. COROMINA (1990). Análisis de la efectividad técnico económica de la purificación de mieles por centrifugación. III Jornada Científica del CNCA. La Habana (Cuba), diciembre, 12 p.
- DOMÍNGUEZ, F.J. y A. MÁRQUEZ (1992). Modelación Matemática del proceso de

- cristalización por enfriamiento. Un análisis bibliográfico. Informe de Investigación Universidad de Matanzas (Cuba), 54 p.
- DOMÍNGUEZ, F.J. y A. MÁRQUEZ (1990). Lubricación de mieles: Teoría y Práctica. III Jornada Científica del CNCA. La Habana (Cuba), diciembre, 11 p.
- DOMÍNGUEZ, F.J. y A. KOZIAVKIN (1989). Evaluación de la etapa de cristalización por enfriamiento del área de recobrado de la refinería José A. Echeverría. IX Conferencia Provincial de la ATAC. Matanzas (Cuba). 13 p.
- DOMÍNGUEZ, F.J. y J. LUIS (2000). Purificación de mieles intermedias. Parte I. Análisis bibliográfico. Revista Electrónica "Avanzada Científica", Vol 3, Nº 3, septiembre-diciembre. SIN 1029-3450.
- DOMÍNGUEZ, F.J. y M. R. GONZÁLEZ (1996). Análisis de la efectividad técnico económica del proceso de purificación de mieles. Revista Tecnología Química, Vol 16, Nº 3, p 1-7.
- EDGAR, M. (2000). The cult of the software. IEEE Software, 17(3), p 9-12.
- EDGAR, T. and D. HIMEMBLAU (1988). Chemical Process Optimization, McGraw - Hill, New York. ISBN 0-7-018991-9.
- EMMERICH, A. et al. (1976). Investigation on diffusion in pure and technical solutions. Zuckerindustrie, 29. p 40-47.
- FATULA, G y D. ISSIFU (1993). Estrategia para la optimización del proceso del proceso de cristalización por enfriamiento. Trabajo de Diploma. Universidad de Matanzas (Cuba).
- FRAGOSO, F., C. DÍAZ y R. SANTANA (1999). Aplicación de la modelación matemática en el estudio de la velocidad de cristalización de azúcar. II Taller Internacional de Análisis de Procesos. ISPJEA. La Habana (Cuba), 27-30 de abril.
- GARCÍA LÓPEZ, F. y J.A. CLARK. (1970). El proceso de fabricación de azúcar crudo en los tachos". Editorial Pueblo y Educación. La Habana. Cuba.
- GARSIDE, J. (1991). Advances in Industrial Crystallization. Woburn: Butterworth-Heinemann, 226p. ISBN 0750611731.
- GEPLACEA (1995). Desarrollo perspectivo de la agroindustria azucarera. México. 3-12 Junio.
- GONZÁLEZ, J. L. (1997). Cristalizador vertical 300. X Encuentro Nacional de Jefes de

- Fabricación, La Habana (Cuba), 25p.
- GONZÁLEZ, R. (1987). Estudio de la estación de cristalizadores del CAI Jaime López. Trabajo de Diploma. Universidad de Matanzas. Cuba.
- GUERRA DEBEN, J. (1984). La Cinética de Cristalización de azúcar por enfriamiento. International Sugar Journal, Vol 86, N° 1024, p 99-104.
- GUERRA, N. (1999). Modelación matemática fenomenológica de la operación de un tacho de masas cocidas comerciales en la industria azucarera. Tesis de Maestría en Tecnología Azucarera. Universidad de Matanzas (Cuba).
- GUILET, E.C. (1965). Cristalización de azúcar de agotamiento. Edición Revolucionaria. La Habana, Cuba.
- GUTIERREZ, P et al. (1998). Producción de agente tensoactivo ecológico. Revista CubaAzúcar, abril-junio, p 10-12.
- HACES, J. A. (1984). Cristalización y agotamiento. Curso para tecnólogos de alto nivel. Centro Nacional de Capacitación Azucarera. MINAZ. La Habana (Cuba). 75 p.
- HIMMENBLAU, DM. (1997). Principios básicos y cálculos en Ingeniería Química. Sexta Edición. Prentice-Hall Hispanoamericana, S.A., Cap. 6, p 560 – 578. ISBN 968-880-802-4.
- HONING, P. (1952). The tecnology of crystallizer. Sugar Journal. 15(4), p 16-22.
- HONING, P. (1987). Principios de la tecnología azucarera. Tomo II. Edición Revolucionaria. 5ta. Reedición. La Habana. Cuba.
- HORTA, M. (1997). Ecuaciones diferenciales ordinarias en ingeniería química: Métodos de solución. Tesis de Maestría en Matemática Numérica. Universidad de Matanzas.
- HORTA, N. (1997). La enseñanza de los métodos numéricos en la ingeniería química. Tesis de Maestría en Matemática Numérica. Universidad de Matanzas.(Cuba).
- HUGO, A. S. (2000). Computational Package Survey Result. CHEME-L (Chemical and Chemical Engineering Forum).[on line], 18 de enero del 2000, 20:51.10 [citado 3 de febrero del 2000]. Disponible en <http://pages.whowhere.com/computers/consul.htm>.
- HUGOT, E. (1974). Manual para ingenieros azucareros. Editorial continental. S.A. 2da Edición.(México). p. 495 - 506.
- HYPROTECH (2000). HYSYS [on line]. Hprotech Co. And AEA Technology (Canada).[citado 30 de enero del 2000]. Disponible en <http://hyprotech.com/hysys/>.

- ICINAZ (1991). Informe Anual de Investigación. Informe Interno. La Habana. Cuba.
- ICINAZ (1995). Agotamiento de mieles. Propuesta de proyecto de investigación. MINAZ. La Habana (Cuba).
- JURÁN, J and F. GRYNA (1993). Manual de Control de la Calidad. 4ta Edición, Vol II, McGraw-Hill, Capítulo 26.
- KADLEC, P.; R. BRESTEHNEIDER and A. DANDER. (1979). Measurement and computation of phisico-chemical properties of sugar solution. 42 Conferencia de la ATAC. La Habana (Cuba), octubre. p. 253 - 272.
- KÜHBERGER, M and A. MERSMANN (1997). Improved product quality at a cooling crystallization process by measurement and control of supersaturation. TranIChemE, 75, Part A. p 213.
- LANG, Y.D. et al. (1994). Simulation, Optimization and Automatic Implementation of a Batch Crystallization Process, Jiangsu Chemical Research Institute: Jiangsu (China), 68 p.
- LANG, Y.D. et al. (1995). Simulation and Optimization of Industrial Crystallizer Operations, Jiangsu Huagong, 23 (6), p 45-53.
- LANG, Y.D., A. M. CERVANTES and L. T. BIEGLER.(1999). Dynamic modeling and optimization of batch crystallization processes. [on line]. [citado 31 de Enero de 1999] Disponible en http://dynopt.cheme.cmu.edu/general/Cr_ml_6.pdf
- LANG, Y.D., P. TANARTKI and L.T. BIEGLER (1997). DynoPC. User's Guide. Computer aide process design labotatory. Carnegie Mellon University.Pittsburgh, PA.
- LODOS, J., M. RODRÍGUEZ y O. ROSTGARD (1998a). Causas industriales de las altas purzas de las mieles.I Parte. Revista Cuba Azúcar, N° 2, p 8- 9.
- LODOS, J., M. RODRÍGUEZ y O. ROSTGARD (1998b). Causas industriales de las altas purzas de las mieles.II Parte. Revista Cuba Azúcar, N° 3, p 16- 18.
- LÓPEZ, E. (1997). Cristalizadores de alta velocidad. Resultados. X Encuentro Nacional de Jefes de Fabricación. La Habana (Cuba), 10 p.
- LÓPEZ, E. (1999). Posibilidades de compactación del proceso con el empleo de enfriamiento rápido en los cristalizadores de tercera. Informe Técnico. MINAZ. La Habana (Cuba).
- LÓPEZ, E. (2000). Tecnología para la compactación del proceso. Forum Especial

- Tecnológico, MINAZ. Revista Cuba Azúcar (Cuba), Enero-Marzo. p 12-16.
- LORA, M et al. (2000). Simulation of the semicontinuos supercritical antisolvent recrystallization process. Industrial & Chemical Eng. Research, 39(5), p 1487-1496.
- LLANES, M. I. et al. (1989). Resultados de la evaluación de la tecnología de cristalización en tachos de masas cocidas comerciales y su agotamiento Revista ATAC, 48(2), Marzo-Abril, p 13-22.
- LLANES, M. I. et al. (1990). Cristalización a alto vacío: Dos enfoques de su realización práctica. Revista ATAC, 49(7), Enero-Febrero, p 2-12.
- LLANES, M. I. et al. (1991): Cristalización a alto vacío en masas de agotamiento en el ingenio de crudo Pablo Noriega. Memorias del II Congreso del ATALAC (Ciudad México), Noviembre, 12 p.
- LUIS, J., F.J. DOMÍNGUEZ y T. DÍAZ (2000). ¿Cómo se pueden establecer las causales de los malos agotamientos de mieles? Revista Electrónica Avanzada Científica, Vol 3, nº 3, septiembre-diciembre. ISSN 1029-345.
- MARAÑÓN, E. J. (1996). Efecto de los no azúcares inorgánicos sobre la solubilidad de la sacarosa. Tesis doctoral ISPJAE. La Habana (Cuba).
- MÁRQUEZ, A. (1988). Evaluación del proceso de lubricación de mieles. Informe de Investigación. Universidad de Matanzas (Cuba).
- MÁRQUEZ, A et al. (1989). Evaluación del proceso de lubricación de mieles en dos CAI de la provincia de Matanzas. Informe de Investigación. Universidad de Matanzas. Cuba.
- MÁRQUEZ, A. y F.J. DOMÍNGUEZ. (1991). Metodica para la evaluación del proceso de cristalización de azúcar en cristalizadores por enfriamiento. Informe de Investigación. Universidad de Matanzas (Cuba). 32 p.
- MÁRQUEZ, A. y F.J. DOMÍNGUEZ. (1992). Agotamiento en tacho y cristalizadores. Estudio referativo. Informe de Investigación. Universidad de Matanzas. Cuba, 37 p.
- MARTÍN, K. (1998). Influencia del pH del jugo clarificado sobre el agotamiento de la miel final. Tesis de Maestría en Tecnología Azucarera. Universidad de Matanzas.
- MAUDARBOCUS, S. M. (1978). Modelling the Perfomance of Batch Cooled Sugar Crystallizers, Master Eng. Science Thesis. University Queensland.
- MAUDARBOCUS, S. M. and E. T. WHITE (1983). Cooling Policies for Batch

- Crystallizers. Proceeding XVIII Congress ISSCT, La Habana, February, p 1283 – 1293.
- MAYO, O. (1998). Técnicas Básicas de Optimización. Edición Preliminar. Instituto Superior Politécnico “José A. Echeverría”. La Habana (Cuba), 321 p.
- MEADE, T.P. and CHEN, J.C.P. (1977) Cane Sugar Handbook". New York.
- MEADHRA, R.O. (1995).Modelling of the kinetics of suspension crystallizers: A new Model for secondary nucleation. Delft-University-Press.199 p. ISBN 9040711909.
- MENENDEZ, G et al. (1998). Agente tensoactivo purificado. Revista CubaAzúcar, abril-junio.p 13-15.
- MERSMANN, A. (1996). Supersaturation and Nucleation. TransIChemE, 74, Part A. 812 p.
- MERSMANN, A. et al. (2000). Approaches to the predictive estimation of crystallization Kinetics. . Chemie Ingenieur Technik, 72(1- 2), p 17- 30.
- MERSMANN, A. and M. LOFFELMAN (2000). Crystallization and precipitation: The optimal supersaturation. Chemie Ingenieur Technik, 72 (11), p 1240-1244.
- MILIAN, J.I. (1994). Evaluación de la Cristalización por Enfriamiento en el CAI Australia. Trabajo de Diploma, Facultad de Ingeniería Química, Universidad de Matanzas.
- MINAZ (1982). Manual analítico de control unificado para la producción de azúcar. Departamento de control de la calidad. NMCC. La Habana (Cuba), junio.
- MINAZ (1987). Metodología para la implantación del sistema de control de la sobresaturación en las masas de agotamiento en cristalizadores. Informe Interno. Dirección de crudo. La Habana. Cuba.
- MINAZ (1991). Clarificación de mieles A y B en el CAI Mario Muñoz. Informe Interno. Dirección de crudo. La Habana. Cuba.
- MINAZ (1995). Manual de operaciones para la producción de azúcar crudo de caña. Dirección tecnológica del Ministerio de Azúcar. La Habana (Cuba).
- MONGOMERY, D.C. (1997). Design and analysis of experiment, 4th Edition, John Wiley & Sons, Inc. (New York). 413p.
- MULLIN, J.W. (1999). Crystallization. 4th Edition. Butterworth-Heinemann, 536 p.

ISBN 0750611294.

MYERSON, AS. (1998). Handbook of Industrial Crystalization. 2nd ed. Butterworth-Heinemann, 448p. ISBN 0750670126.

NOVEN (2000). List Software Tools for process integration. [on line]. [citado 2 de febrero del 2000]. Disponible Internet: <http://www.interduct.tudelft.nl/pitools/>.

NYVLT, J et al. (1995). The Kinetic of the Industrial Crystallization Elsevier. Checoslovaquia.

NYVLT, J.(1996). Fundamentals of Industrial Crystallization: An overview. 3er Symposium of AvH Association: Sugar Crystallization. [on line]. March 14. [citado 01-12-1999], 7p. En Internet: <http://www.univ-reims.fr/Extremes/Avh/c0302.htm>.

OHTAKI, H. (1997). Crystallization Processes. John Wiley and Sons Inc., 220p. Wiley Series in Solution Chemistry: Vol. 3. ISBN 0471973963.

PEDROSAS PUERTAS, R. (1975). "Fabricación de azúcar crudo de caña". 2da Edición. La Habana. Editorial Científico Técnica, p. 258 - 274.

PEÑA, R y PADILLA, L. (1988). Análisis histórico, técnico y económico del agotamiento de mieles. Trabajo de Diploma. Universidad de Matanzas. (Cuba).

PÉREZ, P et al.(1998). Cristalización al vacío. Revista CubaAzúcar, abril/junio, p22-25.

PERRY, R.H and D.W. GREEN (1999). Perry Chemical Engineers' Handbook. [CD-ROM], McGraw-Hill Companies, Inc.(USA).

PETERS, M.S. and K.D. TIMMERHAUSE (1991). Plant design and economics of chemical engineers. Mc Graw Hill Book, co. New York, 4ta edition.

PREOBRAZHENSKY, V.P. (1980). Measurements and Instrumentation in Heat Engineering. Edit. MIR, Moscú.

PROCESS SIMULATION (2000). Software: Process Simulation, Modelling and Design - Chemical Engineering Net Links [on line] Disponible en internet en el sitio: <http://chemengineer.about.com/msub41.htm>.

RABASSA, G (1999). Estudio de las pérdidas de azúcar en el subsistema de agotamiento. Tendencias actuales para su reducción. Tesis de Maestría en Tecnología de la Industria Azucarera. Instituto Superior Politécnico " José A. Echeverría", La Habana (Cuba).

RAY, C.S. (2000): New method for determining the nucleation and crystal growth.

Journal of American Eng. Society, 83(4), p 865-872.

- RODRÍGUEZ, R. et al. (1989). Pérdidas en el agotamiento de mieles intermedias y finales en la provincia de Camagüey. Revista Centro Azúcar, 16 (3). julio/septiembre, p 54- 60.
- RODRÍGUEZ, R., P. ANZARDO y R. SANTANA. (1989). "Origen de las causas de la disminución del agotamiento en las mieles finales en la provincia de Camagüey". Revista Centro Azúcar, 16 (4). oct./dic, p 16-23.
- ROHANI, S. et al. (1999a). Modeling and control of continuous crystallization process. Part 1. Lineal and non-lineal modeling. Computers and Chemical Engineering, 23(6), p 263.
- ROHANI, S. et al. (1999b). Modeling and control of continuous crystallization process. Part 2. Model predictive control. Computers and Chemical Engineering, 23(6), p 279-286.
- ROSENZWEIG, M. (1993). Chemical engineering Computing un 2001. Chemical Engineering Progress, 89(11), p 7 - 13.
- ROUILLARD, E.E.A. (1980). Mathematical modeling of A, B, and C crystallizer. Proceeding XVII Congress. I.S.S.C.T. Vol. 3. february, p 2299 - 2327.
- SANCHEZ, V. (1995). Estudio de la Etapa de Cristalización por Enfriamiento". Trabajo de Diploma. Universidad de Matanzas (Cuba).
- SANCHEZ, S y A. DECORO, (1995). Evaluación de la etapa de cristalización por enfriamiento del área de recobrado de la refinería. Trabajo de Diploma. Universidad de Matanzas (Cuba).
- SANTANA, R et al. (1999): Perfeccionamiento del Modelo Matemático de la Tecnología de Cristalización de Azúcar por Enfriamiento del Dr. Guerra Deben, mediante la Introducción de Cálculos de Cinéticas Ajustados a las Mielles Cubanas. II Taller Internacional de Análisis de Procesos. Instituto Superior Politécnico“ José A. Echeverría”, La Habana (Cuba) 27- 30 de abril.
- SANTANA; R. (1998). Cristalizador de Masa de Tercera de alto nivel de mezclado y bajo consumo de potencia. Memorias del Evento Internacional Tecnoazúcar, Camaguey (Cuba).
- SARKA, E et al. (1997). Possibilities of the improvement of the C sugar crystallization.

LISTY CUKROVARNICKE A REPARSKE. Vol 113, No 4: p 113- 116.

- SASKA, M. (1990). Optimización de la eficiencia del proceso de cristalización de bajo grado. International Sugar Journal, 92 (1094), febrero, p 23 - 28.
- SEIDER, W.D. et al. (1998). Process Design Principles. Synthesis, Analysis and Evaluation. John Wiley & Sons, Inc. (USA).1th Edition.
- SHEIK, A.Y.; JONES, A.G. (1997). Crystallization Process Optimization via a Revised Machine Learning Methodology" AIChE Journal, 43 (6), p 1448- 1459.
- SIMULATIONS SCIENCES (2000). Pro II/Provision. Simulations Sciences Co. B&REA (USA). [citado 25 Enero, 2000]. Disponible en <http://www.simsci.com/products.html/>.
- SIROLA, I. (1997). Precipitation of Calcium Gluconate fom fermentation Liquid by Salting-out whith Ethanol. Industrial Crystallization, 87, p. 519-524.
- SOFTWARE DATABASE (2000). Engineering Software Database by Categories.[on line], [5 Feb 2000]. En <http://www.mecheng.asme.org/database/browser.html>.
- SUGAR ENGINEER´S (2000a). Sugar Prices. Sugar Engineer´s Library. [on line].[citado 3 de Diciembre del 2000]. En Internet <<http://www.sugartech.co.za/sugarprice/index.php3>>.
- SUGAR ENGINEER´S (2000b). Viscosity of Sugar Factory Products . Sugar Engineer´s Library. [on line].[citado 6 de Diciembre del 2000]. Disponible en Internet en <<http://www.sugartech.co.za/viscosity/index.php3>>.
- SUGAR ENGINEER´S (2000c). Density of Sugar Factory Products. Sugar Engineer´s Library. [on line].[citado 5 de Diciembre del 2000]. Disponible en Internet en <<http://www.sugartech.co.za/density.php3>>.
- SUGAR INTERNATIONAL LLC (2000): Sugar™ for Windows. Ver 1.03. [on line].[citado 3 de septiembre del 2000]. Disponible en Internet <<http://www.sugarintl.com/sugar.htm>>.
- SUNDARESAN, J. (1997). Computer Aided Problem Solving for Scientists and Engineers. McGraw-Hill Co. New York. 102 p.
- TANARTKIT, P. and L.T. BIEGLER (1996). Stable Decomposition for Dynamic Optimization. Industrial Engineering Chemical. Res, 34, p1253- 1264.
- TAVARE, NS. (1995). Industrial Crystallization: Process Simulation Analysis and

- Design. Plenum Publishing Co., 556p. Plenum Engineering Serie. ISBN 0306448610.
- TERNET, D.J.and L.T. BIEGLER (1998). Recent Improvements to a Multiplier-Free Reduced Hessian Quadratic Programming Algorithm, Comp. Chem. Eng., (7/8), p 963..
- TILLER, WA.(1991a). The Science of Crystallization: Microscopic Interfacial Phenomena Cambridge University Press, 424p. ISBN 0521381383.
- TILLER, WA.(1991b). The Science of Crystallization: Microscopic Interfacial Phenomena. Cambridge University Press, 421p. ISBN 0521388279.
- TILLER, WA. (1992a). The Science of Crystallization: Macroscopic Phenomena and Defect Generation. Cambridge University Press, 516p. ISBN 0521381398.
- TILLER, WA.(1992b). The Science of Crystallization: Macroscopic Phenomena and Defect Generation. Cambridge University Press, 510p. ISBN 0521388287.
- VOIT, D. (2000): Re: Sugar Solubility. Sugar Technology List. Edwards Engineering [online], <http://www.edwardsengrg.com/>, recibido el Jueves 14 de diciembre de 2000; 11:26.[citado el 20 de diciembre del 2000].
- WALTON, J.W. (1995): Engineering Design: From Art to Practice. West Publishing Co. (USA). 2th Edition.
- WANG, J.(1990). Optimal Scheduling of Batch Crystallization, Huagong Xuebo (China), p 4.
- WARNER, L. (1999). Cane Factory Process Modelling using SugarTM for Windows. 29th Annual Meeting of the Florida and Louisiana Division. ASSCT. June, p 16-28.
- WESTERBERG, A.W. (1993). Human aspects: Redefining the rule of chemical engineers. Chemical Engineering Progress , 89 (11), p 60 - 65.
- WINSIM (2000). DESIGN II Ver 8.31. WimSim Inc. Sugar Land. (USA). [citado 2 Enero, 2000]. Demo Freeware Disponible en <http://www.winsim.com/products.html>.
- WINTER, P. (1992). Computer aided process engineering. The evolution continues. Chemical Engineering Progress, 89 (11), p 60 - 64.
- WRIGHT, P G. (2000): Re: Sugar Solubility. Sugar Technology List. Edwards Engineering [online], <http://www.edwardsengrg.com/>, recibido el viernes 15 de diciembre de 2000; 18:04.[citado el 20 de diciembre del 2000].
- YAKUBO, O. (1999). Determinación de la política óptima de trabajo en los

cristalizadores de azúcar. Trabajo de Diploma. Universidad de Matanzas (Cuba).

ZAMORA, A.M. (1999). Cristal 600: Evaluación a escala industrial y de laboratorio.

Tesis de Maestría en Tecnología Azucarera. Universidad de Matanzas (Cuba).

ZUMALACÁRREGUI, L. (1997). Estudio Reológico de Fluidos Azucarados. Tesis de

Doctorado en Ciencias Técnicas. Instituto Superior Politécnico “ José A. Echeverría”.

Cuba.

ANEXO 4: RESULTADOS DE LA EVALUACION DEL CAI SERGIO GONZÁLEZ

	Caida Pza	tm mm	VI x 10² mm/h	Pn %	% tiempo Enfriam	Temp Enfriam	Temp Calent
Xmedia	3,98	0,41	3,101	38,25	70,25	41,24	53,22
Min	3,01	0,315	4,25	36,12	66,04	38	52
Max	5,3	0,48	1,123	45,36	84,99	45	56
CV	19,59	43,87	39,86	23,23	16,73	8,46	7,52
N	62	62	62	62	62	62	62
Normado	5	0,35	-	37	-	40 - 42	55

ANEXO 5: RESULTADOS DE LA EVALUACION DEL CAI 6 DE AGOSTO

	Caida Pza	tm mm	VI x 10² mm/h	Pn %	% tiempo Enfriam	Temp Enfriam	Temp Calent
Xmedia	3,27	0,334	0,611	37,45	70,77	41,33	54,44
Min	2,12	0,265	0,35	36,27	66	39	53
Max	6,03	0,443	0,81	38,99	80,45	43	56
CV	17,45	18,45	24,57	8,83	6,23	4,85	1,33
n	55	55	55	55	55	55	55
Normado	5	0,35	-	36	-	40	55

FIGURA 1. Comportamiento de la concentración de sólidos totales (Brix) de la masa cocida en el tiempo.

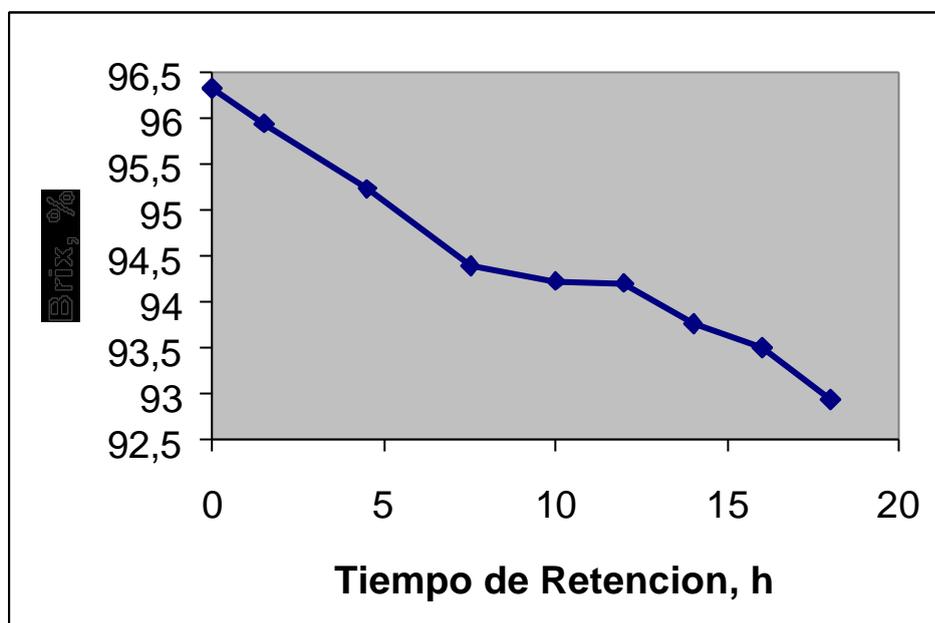


FIGURA 2. Comportamiento de la lubricación con mieles a la masa cocida en el tiempo.

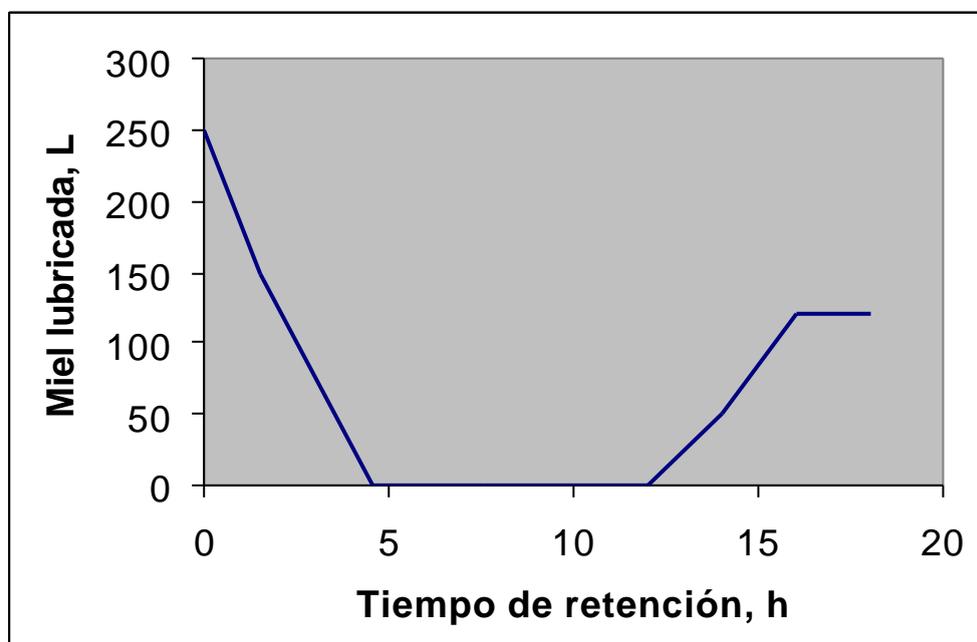


FIGURA 3. Comportamiento de la pureza de la miel madre en el tiempo.

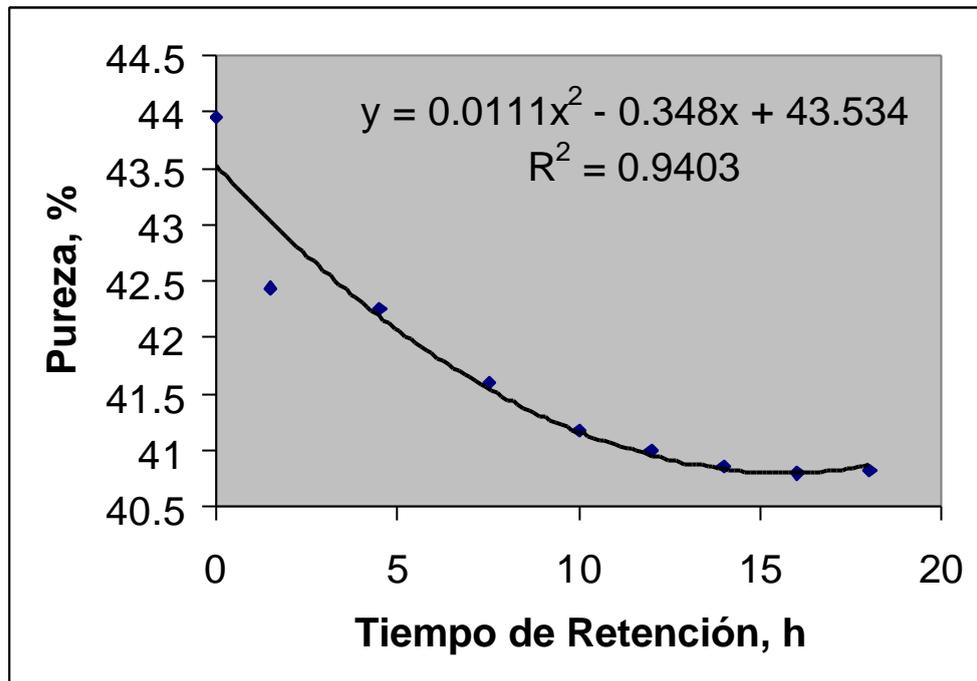


FIGURA 4. Comportamiento de la temperatura de la masa cocida en el tiempo.

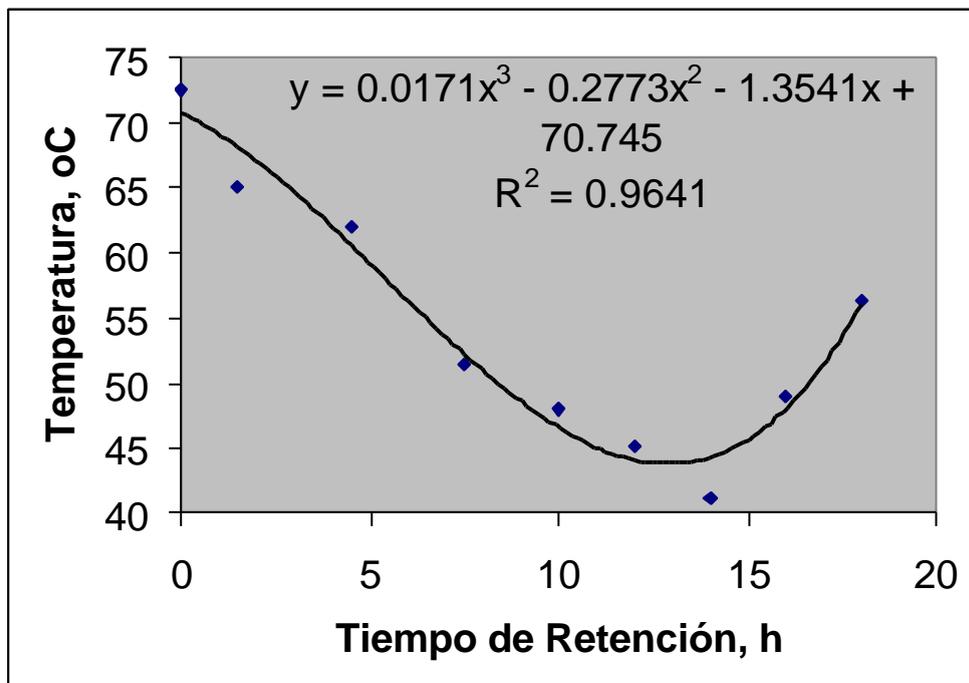


FIGURA 5. Comportamiento del contenido de cristales en la masa cocida en el tiempo.

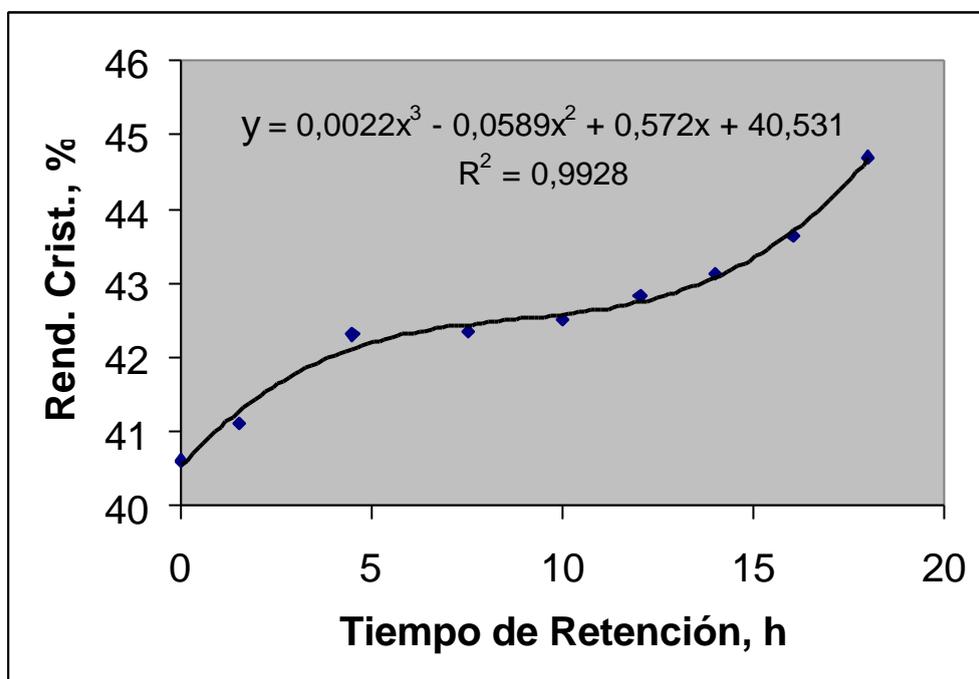


FIGURA 6. Comportamiento de la viscosidad la miel madre en el tiempo.

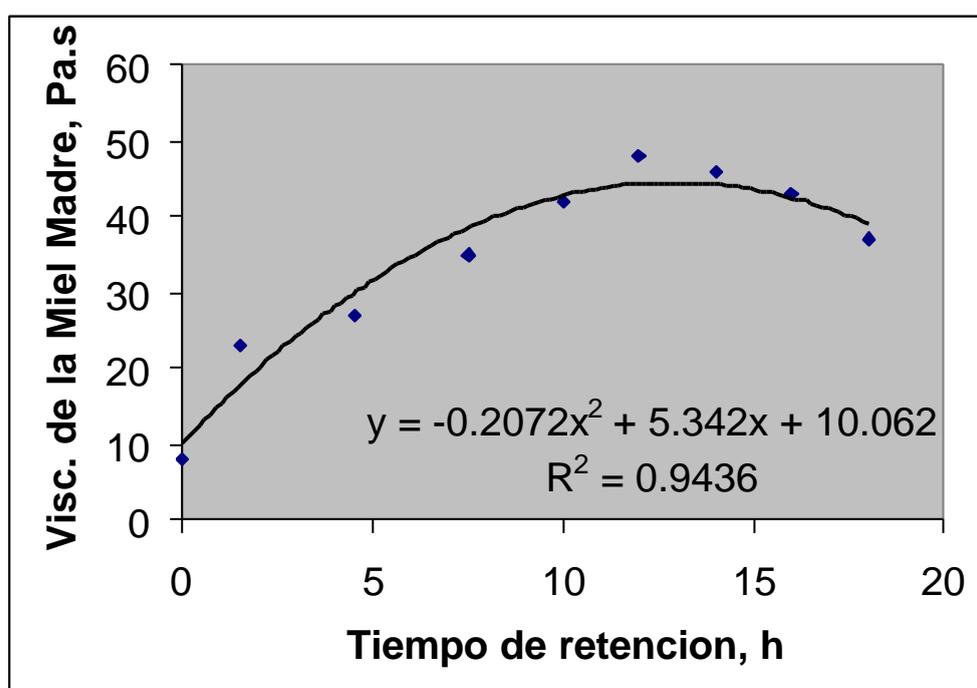


FIGURA 7. Comportamiento de la viscosidad la masa cocida en el tiempo.

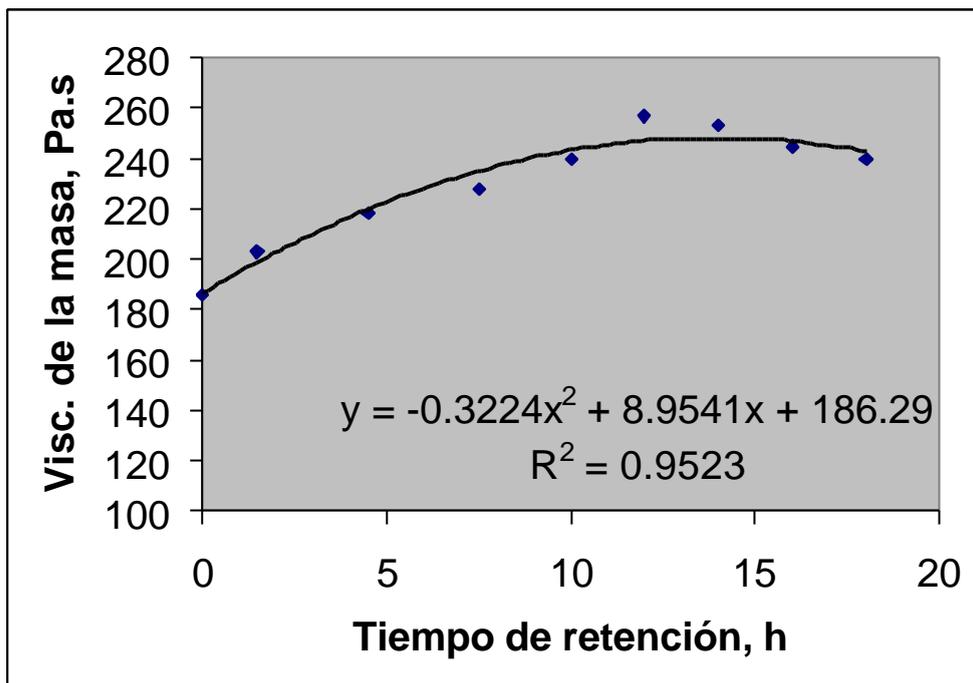


FIGURA 8. Comportamiento del tamaño medio de los cristales en el tiempo.

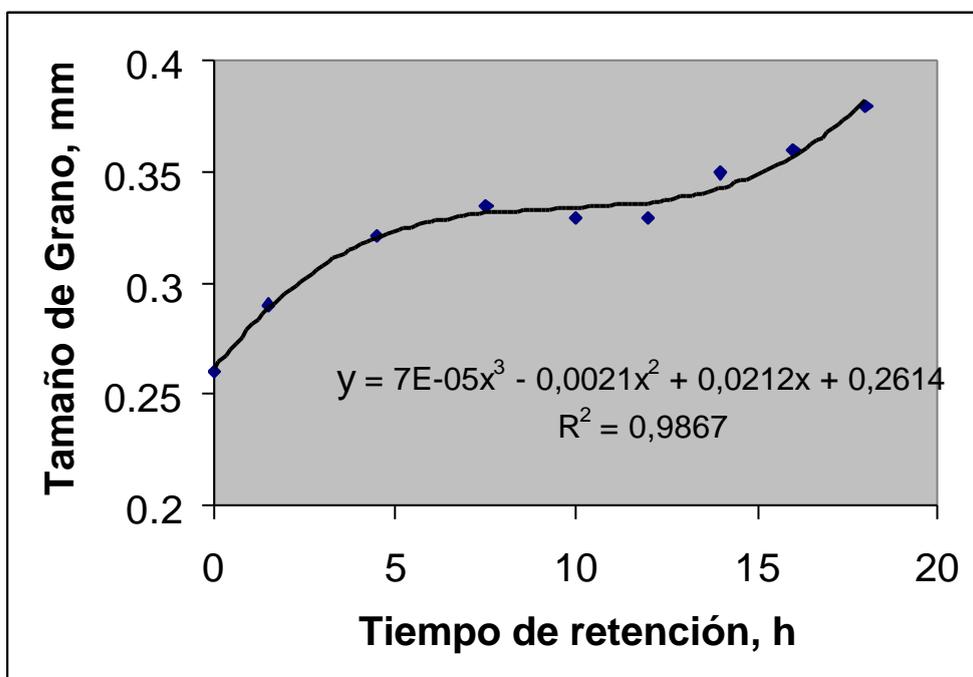


FIGURA 9. Comportamiento de la sobresaturación de la masa cocida en el tiempo.

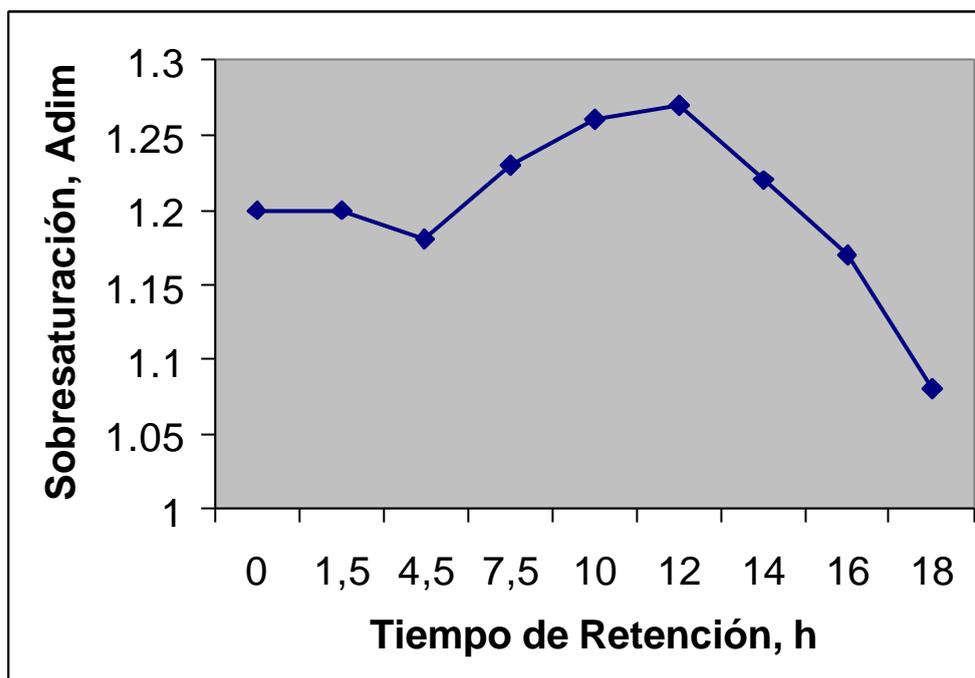
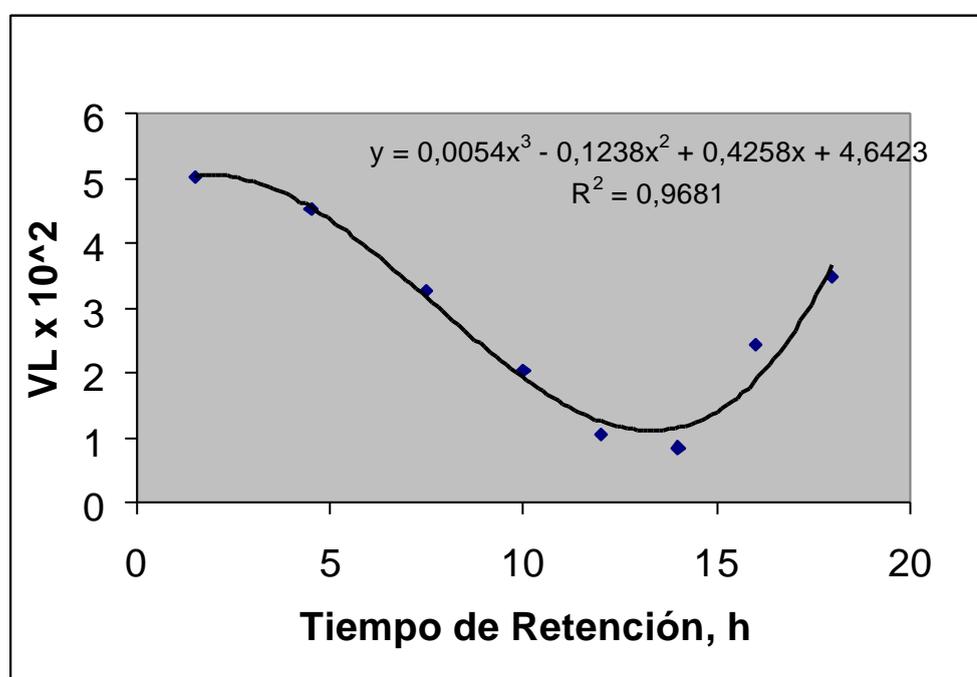


FIGURA 10. Comportamiento de la velocidad lineal de crecimiento de los cristales en el tiempo.



ANEXO 7: RESULTADOS DEL ESTUDIO EXPERIMENTAL EN EL AREA DE RECOBRADO DE LA EMPRESA JOSE A: ECHEVERRIA

Tabla 1: Valores Medios Obtenidos en el recobrado de la Refineria José A. Echeverria

CARACTERISTICAS DE LA MASA COCIDA AL INICIO DEL PROCESO																
Parametros	Vm p3	Bm %	Pol_m %	Pm %	Rci %	Bn %	Pol_n %	Pn %	DS %	Pn real %	Sac %	Red %	Cenizas %	Tm °c	SS -	L mm
Media	1245	96,3	79,4	82,5	34,35	84,29	62,66	74,9	-	-	52,27	10,23	3,12	68,52	1,27	0,321
CV	10,3	2,45	2,95	1,55	43,26	2,36	7,05	6,49	-	-	14,99	11,73	27,44	4,58	8,87	14,76
n	72	72	72	72	72	72	72	72	-	-	72	72	72	72	72	72

CARACTERISTICAS DE LA MASA COCIDA A LAS 2,5 h DE INICIADO EL PROCESO																
Parametros	Vm p3	Bm %	Pol_m %	Pm %	Rci %	Bn %	Pol_n %	Pn %	DS %	Pn real %	Sac %	Red %	Cenizas %	Tm °c	SS -	L mm
Media	-	-	-	-	36,09	83,5	62,32	74,45	-	-	51,62	10,83	3,01	64,88	1,22	0,34
CV	-	-	-	-	37,41	2,43	5,61	5,36	-	-	14,96	8,92	26,41	5,04	11,24	11,36
n	-	-	-	-	72	72	72	72	-	-	72	72	72	72	72	72

CARACTERISTICAS DE LA MASA COCIDA A LAS 5 h DE INICIADO L PROCESO																
Parametros	Vm p3	Bm %	Pol_m %	Pm %	Rci %	Bn %	Pol_n %	Pn %	DS %	Pn real %	Sac %	Red %	Cenizas %	Tm °c	SS -	L mm
Media	-	-	-	-	37,9	83,1	61,5	73,1	-	-	50,51	11,03	2,94	62,8	1,21	0,358
CV	-	-	-	-	33,07	2,77	5,66	5,67	-	-	14,9	10,9	29,18	6,63	12,26	14,98
n	-	-	-	-	72	72	72	72	-	-	72	72	72	72	72	72

CARACTERISTICAS DE LA MASA COCIDA A LAS 7,5 h DE INICIADO L PROCESO																
Parametros	Vm p3	Bm %	Pol_m %	Pm %	Rci %	Bn %	Pol_n %	Pn %	DS %	Pn real %	Sac %	Red %	Cenizas %	Tm °c	SS -	L mm
Media	-	-	-	-	44,39	82,81	59,82	72,29	-	-	50,09	11,5	2,64	60,31	1,22	0,411
CV	-	-	-	-	24,12	3,13	5,41	4,79	-	-	16,55	11,54	24,72	7,74	9,72	14,51
n	-	-	-	-	72	72	72	72	-	-	72	72	72	72	72	72

CARACTERISTICAS DE LA MASA COCIDA A LAS 10 h DE INICIADO L PROCESO																
Parametros	Vm p3	Bm %	Pol_m %	Pm %	Rci %	Bn %	Pol_n %	Pn %	DS %	Pn real %	Sac %	Red %	Cenizas %	Tm °c	SS -	L mm
Media	-	-	-	-	40,39	81,44	59,84	72,73	-	-	49,22	11,58	3,06	59,67	1,22	0,382
CV	-	-	-	-	44,32	4,82	8,02	8,74	-	-	18,23	13,48	18,69	7,85	9,72	14,48
n	-	-	-	-	72	72	72	72	-	-	72	72	72	72	72	72

CARACTERISTICAS DE LA MASA COCIDA A LAS 12,5 h DE INICIADO L PROCESO																
Parametros	Vm p3	Bm %	Pol_m %	Pm %	Rci %	Bn %	Pol_n %	Pn %	DS %	Pn real %	Sac %	Red %	Cenizas %	Tm °c	SS -	L mm
Media	-	-	-	-	40,83	81,81	59,69	72,05	-	-	48,24	12,51	2,96	57,25	1,17	0,397
CV	-	-	-	-	38,39	3,26	8,83	8,36	-	-	18,29	12,18	15,74	8,12	11,76	11,27
n	-	-	-	-	67	67	67	67	-	-	67	67	67	67	67	67

CARACTERISTICAS DE LA MASA COCIDA A LAS 15 h DE INICIADO L PROCESO																
Parametros	Vm p3	Bm %	Pol_m %	Pm %	Rci %	Bn %	Pol_n %	Pn %	DS %	Pn real %	Sac %	Red %	Cenizas %	Tm °c	SS -	L mm
Media	-	-	-	-	39,7	81,55	59,14	72,57	-	-	51,29	12,23	2,54	56,9	1,21	0,42
CV	-	-	-	-	45,19	3,02	7,63	9,06	-	-	9,18	11,68	47,92	6,93	12,28	10,55
n	-	-	-	-	43	43	43	43	-	-	43	43	43	43	43	43

CARACTERISTICAS DE LA MASA COCIDA A LAS 17,5 h DE INICIADO L PROCESO																
Parametros	Vm p3	Bm %	Pol_m %	Pm %	Rci %	Bn %	Pol_n %	Pn %	DS %	Pn real %	Sac %	Red %	Cenizas %	Tm °c	SS -	L mm
Media	-	-	-	-	42,64	81,3	58,32	71,77	-	-	52,53	12,29	2,61	55,5	1,21	0,469
CV	-	-	-	-	33,87	3,05	7,31	7,7	-	-	6,12	9,02	52,71	8,38	10,2	6,14
n	-	-	-	-	24	24	24	24	-	-	24	24	24	24	24	24

CARACTERISTICAS DE LA MASA COCIDA A LAS 20 h DE INICIADO L PROCESO																
Parametros	Vm p3	Bm %	Pol_m %	Pm %	Rci %	Bn %	Pol_n %	Pn %	DS %	Pn real %	Sac %	Red %	Cenizas %	Tm °c	SS -	L mm
Media	-	-	-	-	44,53	81,54	57,1	70,02	-	-	51,6	12,98	2,92	54,25	1,22	0,512
CV	-	-	-	-	26,91	2,95	8,27	7,45	-	-	5,84	8,63	29,35	9,07	8,5	9,28
n	-	-	-	-	6	6	6	6	-	-	6	6	6	6	6	6

FIGURA 1. Comportamiento de la temperatura de la masa cocida en el tiempo.

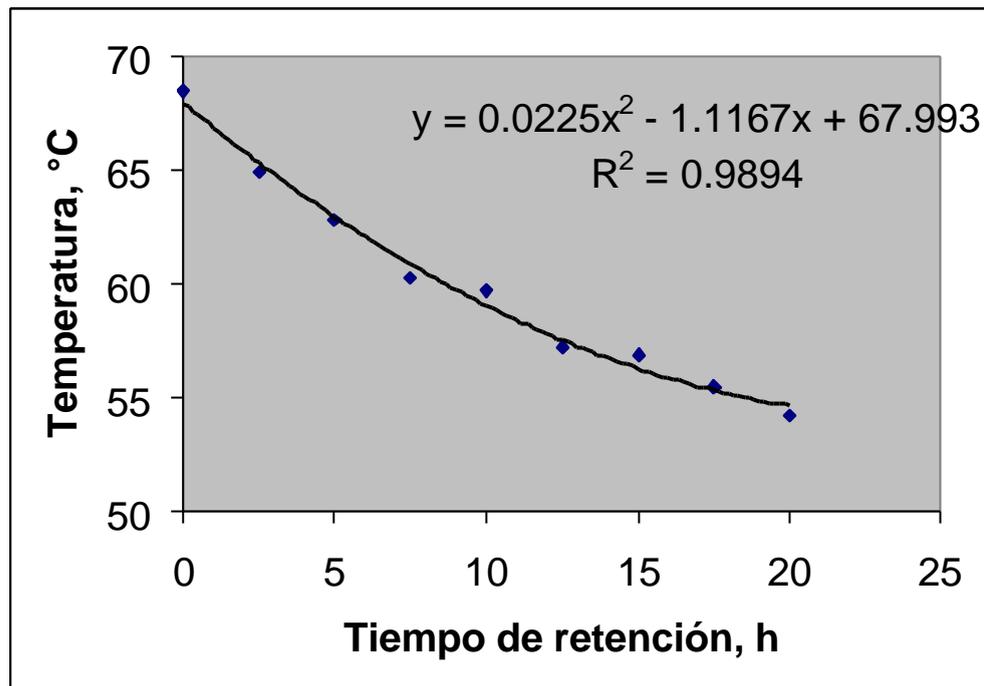


FIGURA 2. Comportamiento de la pureza de la miel madre en el tiempo.

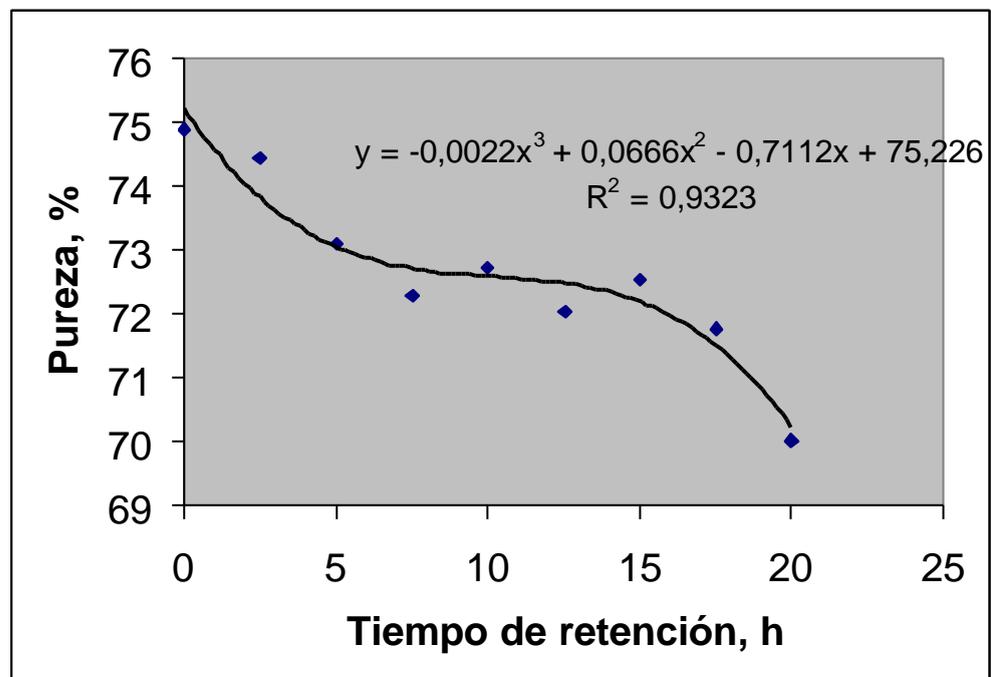


FIGURA 3. Comportamiento de la lubricación de miel en el tiempo.

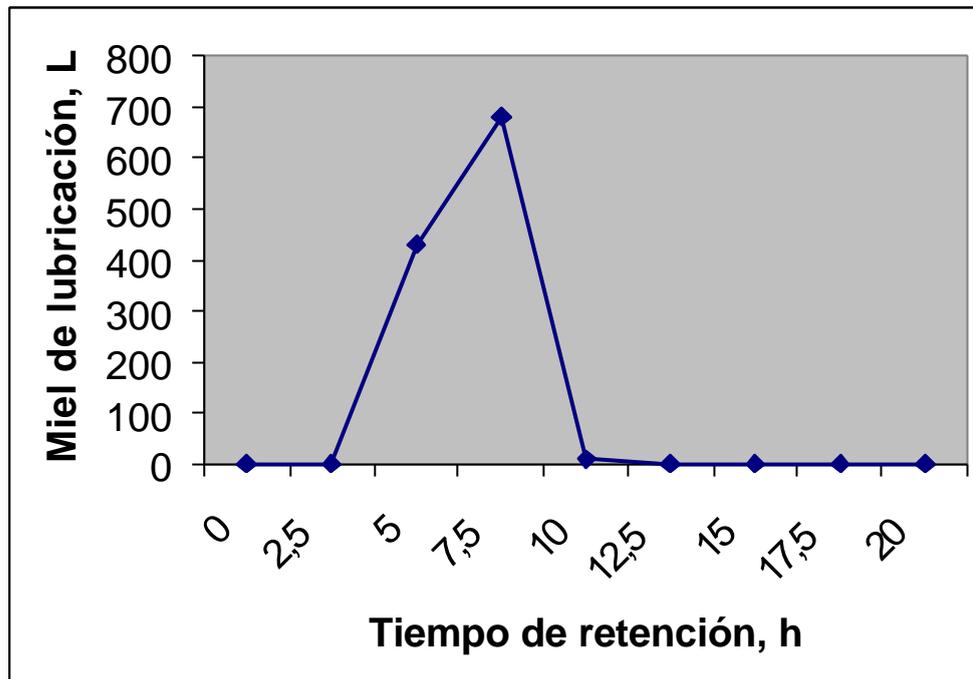


FIGURA 4. Comportamiento del contenido de cristales en la masa cocida en el tiempo.

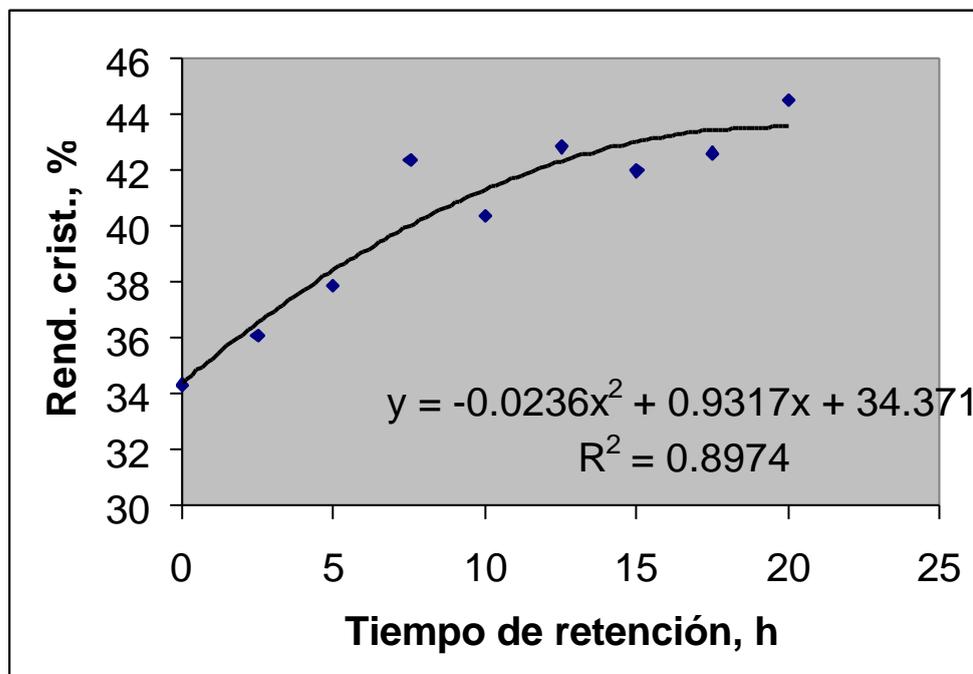


FIGURA 5. Comportamiento del tamaño medio de cristales en la masa cocida en el tiempo.

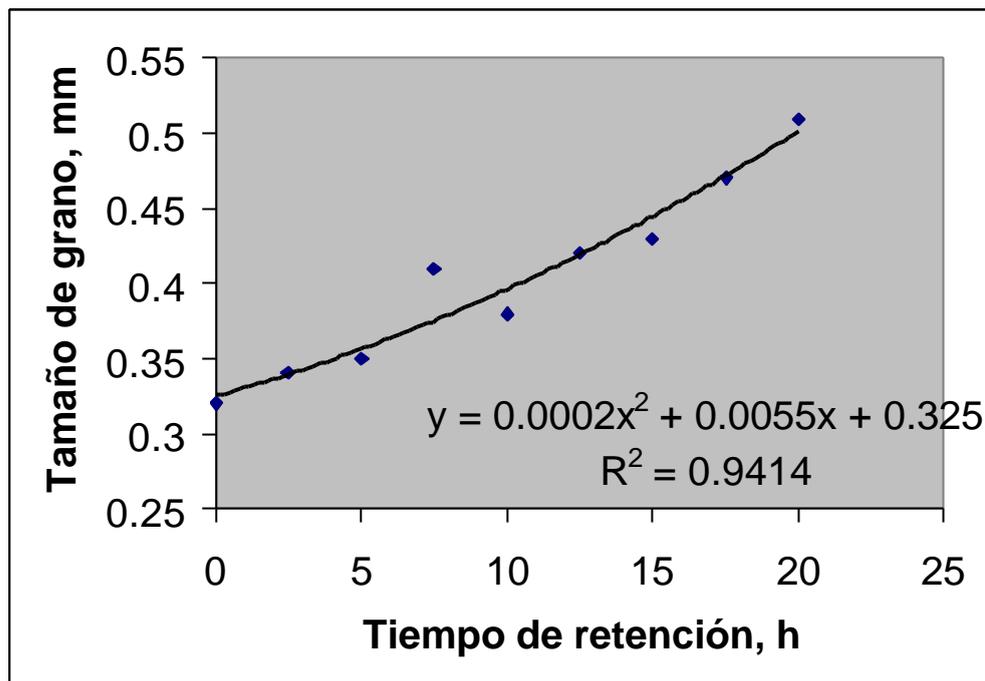
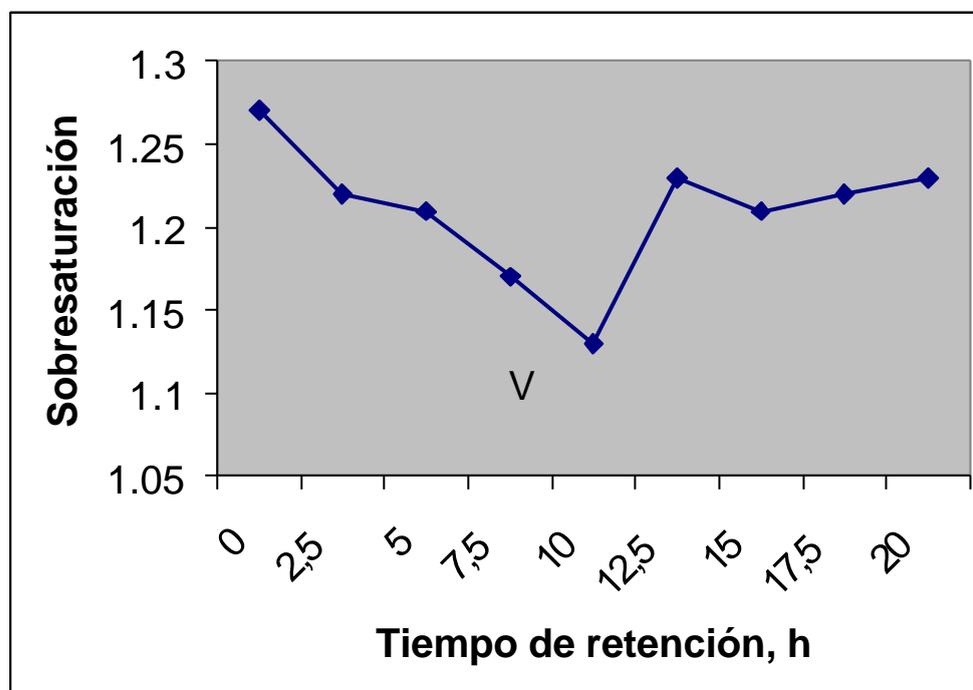


FIGURA 6. Comportamiento de la sobresaturación de la miel madre en el tiempo.



ANEXO 8. RESULTADOS DEL ESTUDIO EXPERIMENTAL EN EL CAI MARIO MUÑOZ.

Valores Medios Obtenidos en el CAI Mario Muñoz

CARACTERÍSTICAS DE LA MASA COCIDA AL INICIO DEL PROCESO																
Parametros	Vm p3	Bm %	Pol_m %	Pm %	Rci %	Bn %	Pol_n %	Pn %	DS %	Pn real %	Sac %	Red %	Cenizas %	Tm °c	SS -	L mm
Media	1503	97,1	59,35	61,12	31,8	-	-	41,45	-	-	-	-	-	65,13	1,34	0,32
CV	6,47	2,78	1,68	2,11	12,46	-	-	4,36	-	-	-	-	-	4,21	8,75	20,01
n	36	36	36	36	36			36						36	36	36

CARACTERÍSTICAS DE LA MASA COCIDA A LAS 6 h DE INICIADO EL PROCESO																
Parametros	Vm p3	Bm %	Pol_m %	Pm %	Rci %	Bn %	Pol_n %	Pn %	DS %	Pn real %	Sac %	Red %	Cenizas %	Tm °c	SS -	L mm
Media	1515	96,5	58,98	61,12	32,98	-	-	40,7	-	-	-	-	-	60,2	1,38	0,35
CV	5,86	2,74	2,21	1,98	11,48	-	-	4,38	-	-	-	-	-	4,29	9,25	20,43
n	36	36	36	36	36			36						36	36	36

CARACTERÍSTICAS DE LA MASA COCIDA A LAS 12 h DE INICIADO EL PROCESO																
Parametros	Vm p3	Bm %	Pol_m %	Pm %	Rci %	Bn %	Pol_n %	Pn %	DS %	Pn real %	Sac %	Red %	Cenizas %	Tm °c	SS -	L mm
Media	1515	96	58,15	60,57	33,47	-	-	39,65	-	-	-	-	-	55,8	1,41	0,37
CV	5,86	2,55	2,46	2,87	14,33	-	-	3,99	-	-	-	-	-	4,18	12,33	20,12
n	36	36	36	36	36			36						36	36	36

CARACTERÍSTICAS DE LA MASA COCIDA A LAS 18 h DE INICIADO EL PROCESO

Parametros	Vm p3	Bm %	Pol_m %	Pm %	Rci %	Bn %	Pol_n %	Pn %	DS %	Pn real %	Sac %	Red %	Cenizas %	Tm °c	SS -	L mm
Media	1515	95,67	58,53	61,18	34,5	-	-	38,49	-	-	-	-	-	55,03	1,47	0,402
CV	5,86	2,69	2,41	2,53	12,87	-	-	5,21	-	-	-	-	-	4,56	11,69	19,19
n	36	36	36	36	36			36						36	36	36

CARACTERÍSTICAS DE LA MASA COCIDA A LAS 24 h DE INICIADO EL PROCESO

Parametros	Vm p3	Bm %	Pol_m %	Pm %	Rci %	Bn %	Pol_n %	Pn %	DS %	Pn real %	Sac %	Red %	Cenizas %	Tm °c	SS -	L mm
Media	1596	95,52	58,4	61,14	34,3	-	-	37,35	-	-	-	-	-	46,4	1,46	0,429
CV	5,25	2,87	2,58	2,81	13,61	-	-	4,56	-	-	-	-	-	3,86	10,47	17,48
n	36	36	36	36	36			36						36	36	36

CARACTERÍSTICAS DE LA MASA COCIDA A LAS 30 h DE INICIADO EL PROCESO

Parametros	Vm p3	Bm %	Pol_m %	Pm %	Rci %	Bn %	Pol_n %	Pn %	DS %	Pn real %	Sac %	Red %	Cenizas %	Tm °c	SS -	L mm
Media	1596	95,31	57,5	60,33	35,2	-	-	36,61	-	-	-	-	-	44,11	1,45	0,437
CV	5,25	3,11	2,34	3,12	10,11	-	-	4,95	-	-	-	-	-	4,35	12,12	18,65
n	16	16	16	16	16			16						16	16	16

CARACTERISTICAS DE LA MASA COCIDA A LAS 36 h DE INICIADO EL PROCESO																
Parametros	Vm p3	Bm %	Pol_m %	Pm %	Rci %	Bn %	Pol_n %	Pn %	DS %	Pn real %	Sac %	Red %	Cenizas %	Tm °c	SS -	L mm
Media	1596	94,92	57,27	60,33	35,9	-	-	36,1	-	-	-	-	-	40,94	1,43	0,451
CV	5,25	3,05	2,36	2,89	10,25	-	-	4,87	-	-	-	-	-	4,27	9,47	16,45
n	12	12	12	12	12			12						12	12	12

CARACTERISTICAS DE LA MASA COCIDA A LAS 42 h DE INICIADO EL PROCESO																
Parametros	Vm p3	Bm %	Pol_m %	Pm %	Rci %	Bn %	Pol_n %	Pn %	DS %	Pn real %	Sac %	Red %	Cenizas %	Tm °c	SS -	L mm
Media	1596	94,8	57,19	60,33	36,01	-	-	35,57	-	-	-	-	-	40,41	1,36	0,462
CV	5,25	2,21	2,85	2,91	8,32	-	-	6,63	-	-	-	-	-	6,65	8,68	16,16
n	7	7	7	7	7			7						7	7	7

CARACTERISTICAS DE LA MASA COCIDA A Las 48 h DE INICIADO EL PROCESO																
Parametros	Vm p3	Bm %	Pol_m %	Pm %	Rci %	Bn %	Pol_n %	Pn %	DS %	Pn real %	Sac %	Red %	Cenizas %	Tm °c	SS -	L mm
Media	1596	94,78	57,16	60,31	36,73	-	-	34,82	-	-	-	-	-	38,87	1,3	0,469
CV	5,25	2,13	2,22	2,98	8,45	-	-	5,25	-	-	-	-	-	5,79	8,76	15,23
n	7	7	7	7	7			7						7	7	7

FIGURA 1. Comportamiento del Brix de la masa cocida en el tiempo.

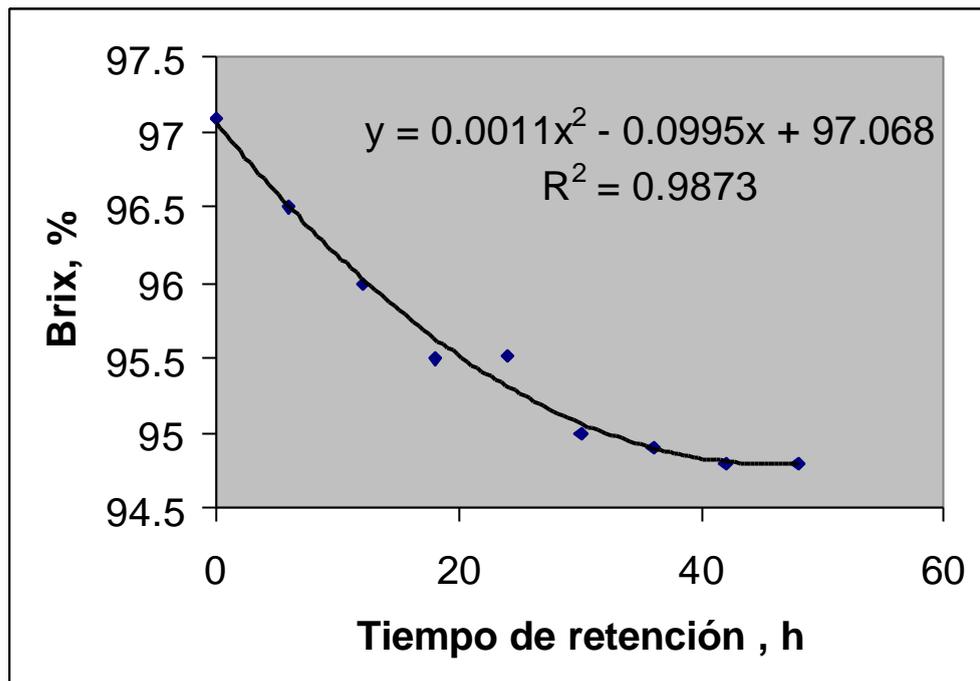


FIGURA 2. Comportamiento de la temperatura de la masa cocida en el tiempo.

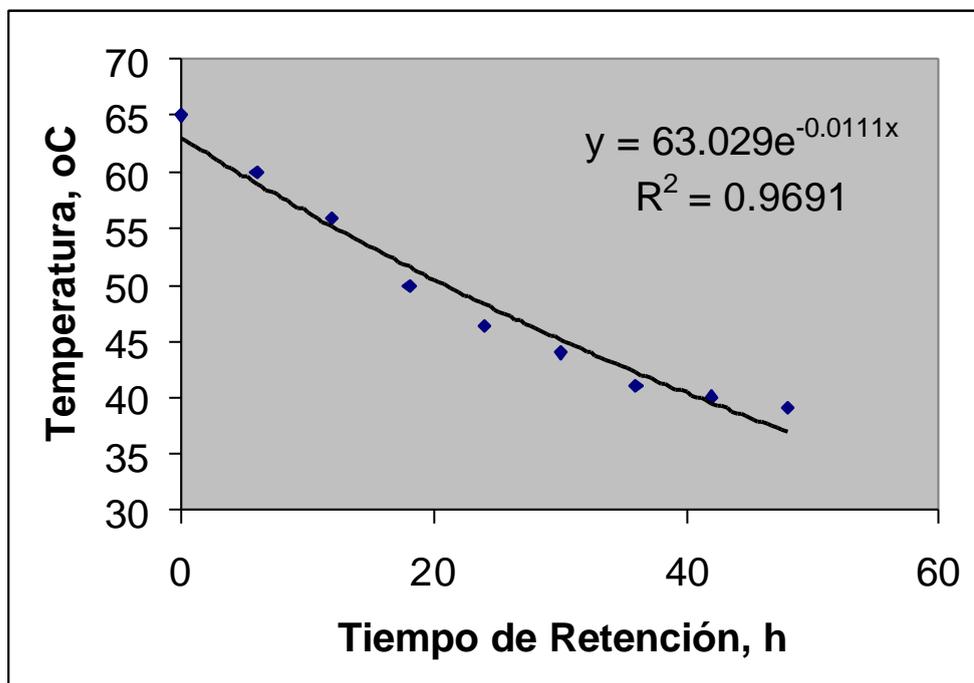


FIGURA 3. Comportamiento del contenido de cristales en la masa cocida en el tiempo.

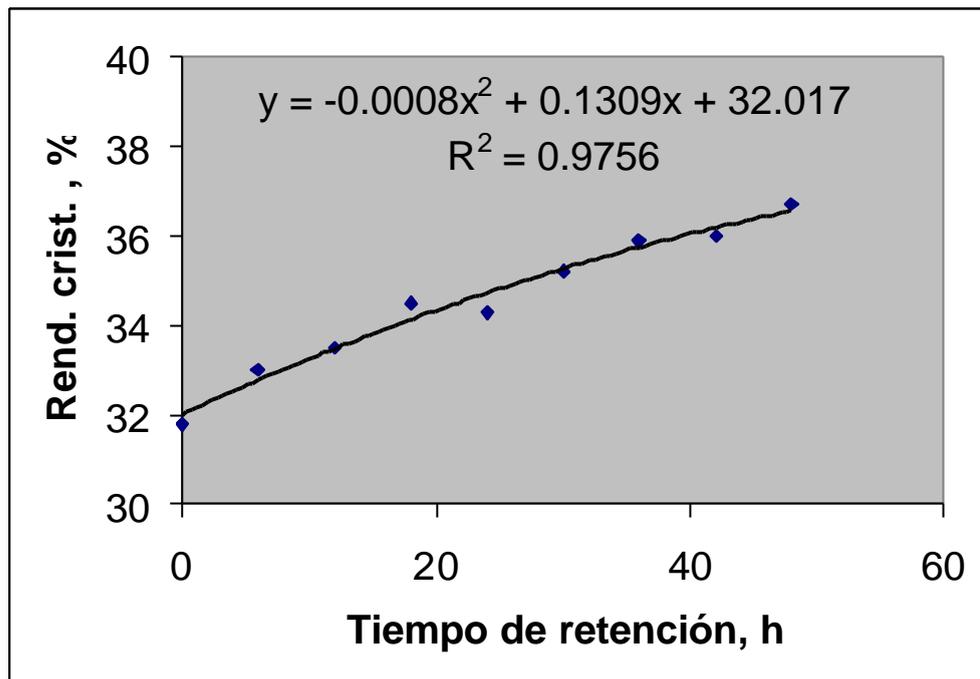


FIGURA 4. Comportamiento de la viscosidad de la miel madre en el tiempo.

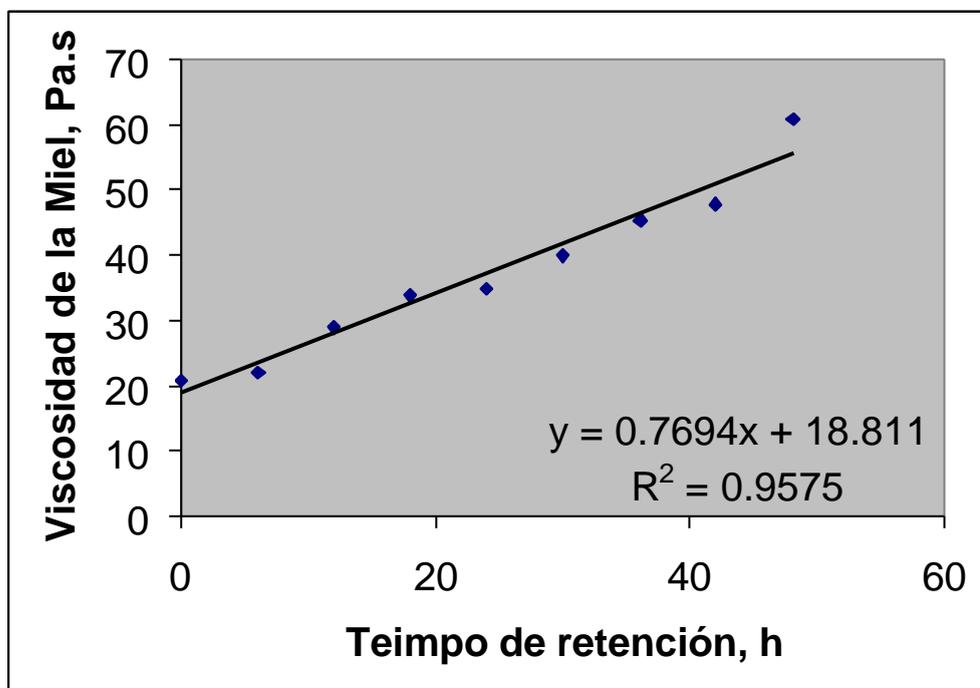


FIGURA 5. Comportamiento de la viscosidad de la masa cocida en el tiempo.

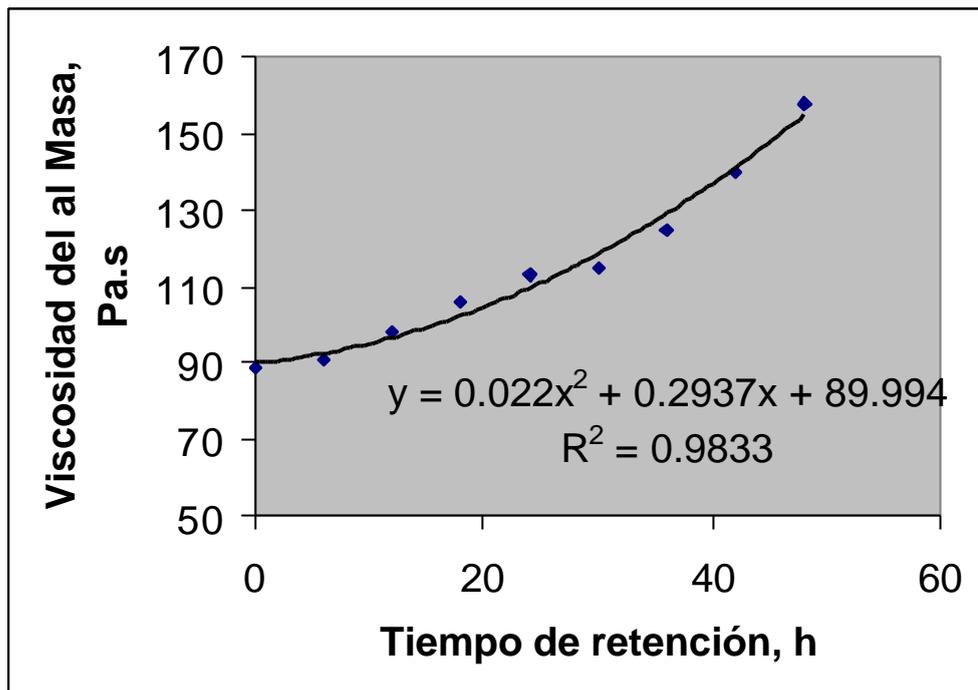


FIGURA 6. Comportamiento de la pureza de la miel madre en el tiempo.

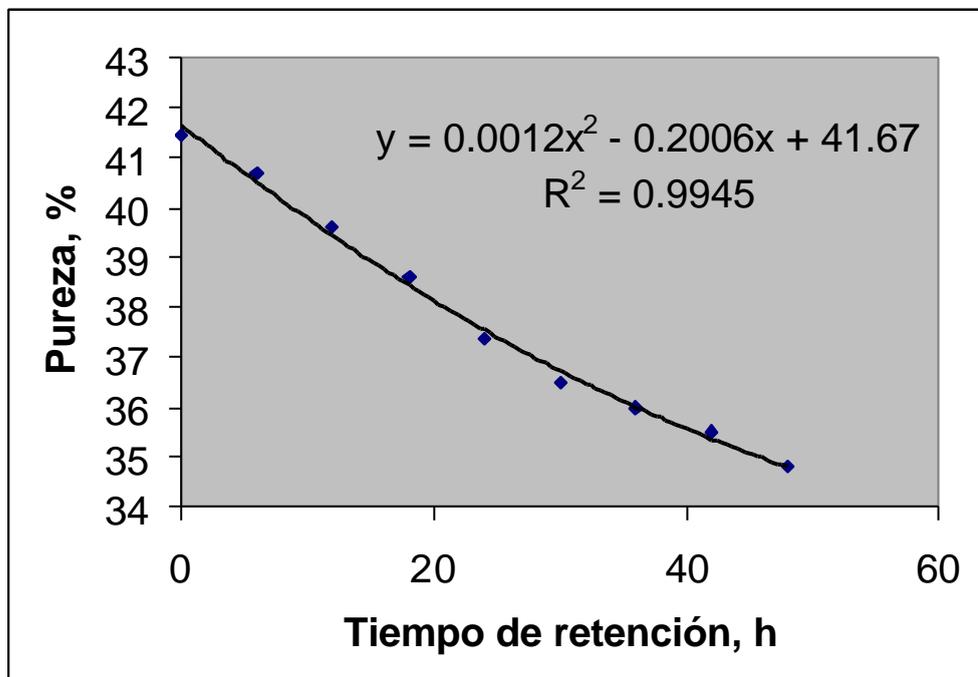


FIGURA 7. Comportamiento del tamaño medio de los cristales en el tiempo.

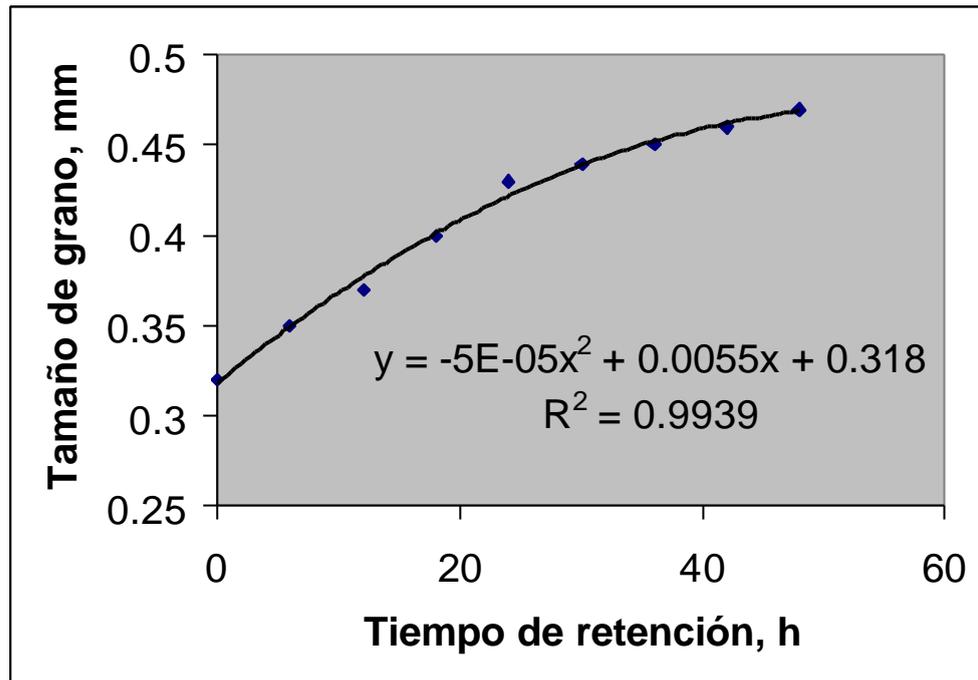


FIGURA 8. Comportamiento de la sobresaturación de la miel madre en el tiempo.

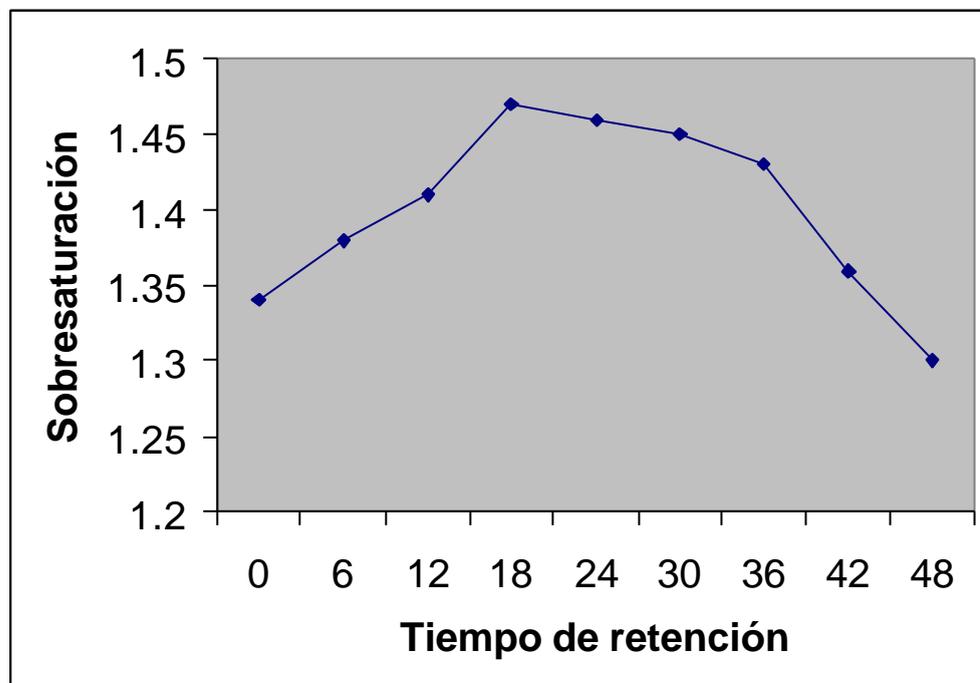


FIGURA 9. Comportamiento de la lubricación de mieles en el tiempo.

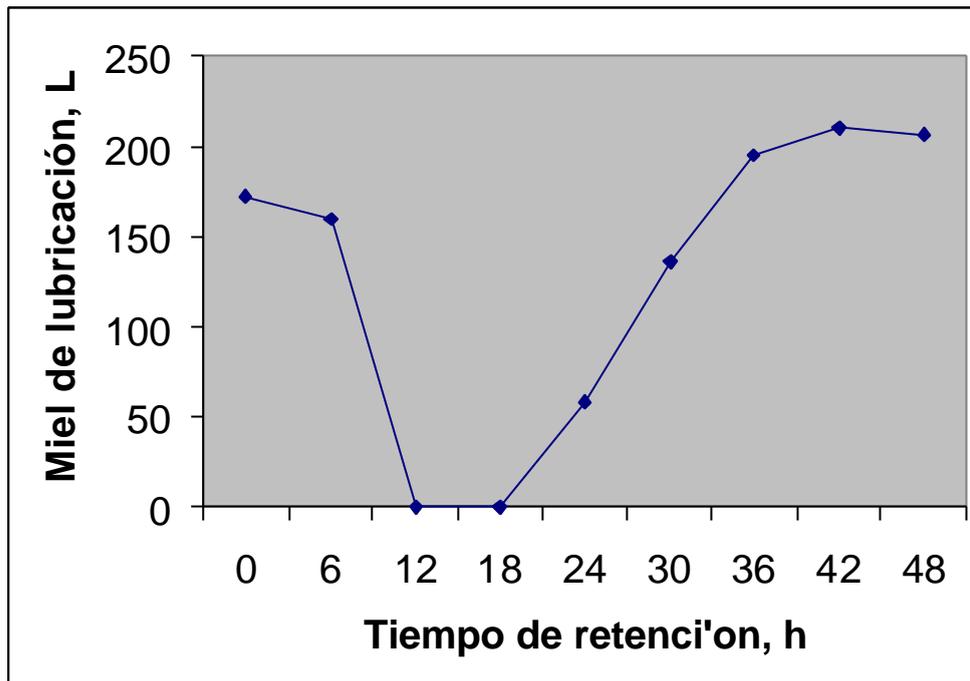
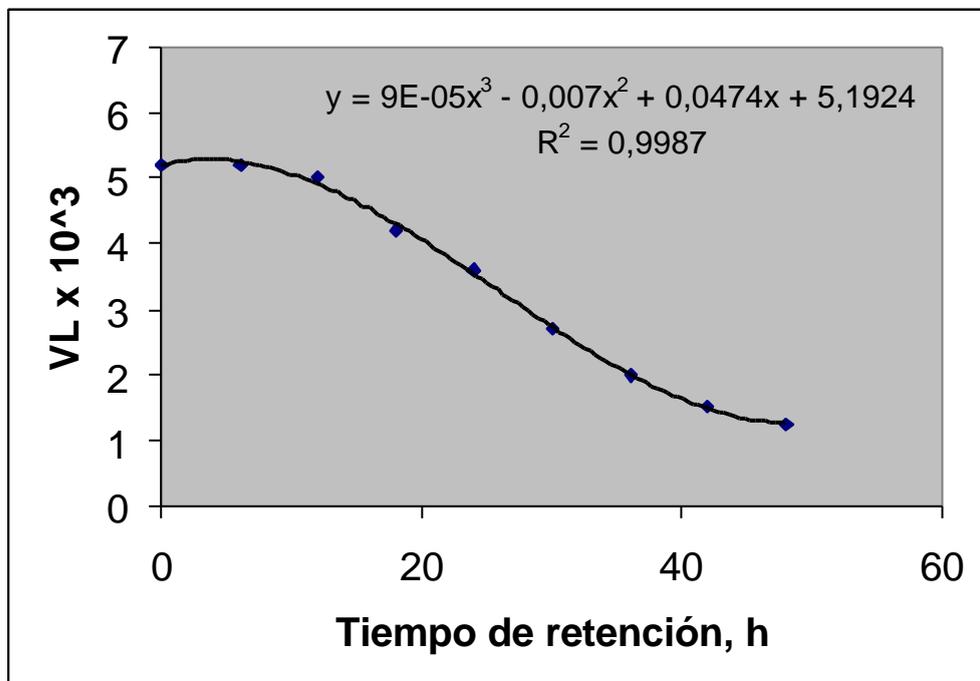


FIGURA 10. Comportamiento de la velocidad lineal de cristalización en el tiempo.



ANEXO 9. RESULTADOS DEL ESTUDIO EXPERIMENTAL EN EL CAI AUSTRALIA

Tabla 1. Datos obtenidos en la evaluación del CAI Australia

Corrida Nº	CARACTERÍSTICAS DE LA MASA COCIDA AL INICIO DEL PROCESO															
	Vm p3	Bm %	Pol_m %	Pm %	Rci %	RCc %	Visc_m Pas	Bn %	Pol_n %	Pn %	DS %	Pn real %	Sac %	Tm °c	SS -	L mm
1	1300	95,84	61,1	63,75	31,85	40,08	-	92,48	36,93	39,93	84,43	47,18	39,83	75	1,04	-
2	1300	96,98	59,67	61,53	31,99	41,21	-	93,05	35,59	38,25	84,81	46,19	39,17	75	1,08	-
3	1200	97	60,2	62,06	29,8	39,96	-	93,36	42,2	45,2	85,57	49,6	42,44	75	1,06	-
4	1300	97,66	59	60,42	31,13	41,5	-	92	37,72	41	84,09	47,95	40,32	74	1,33	-
5	1300	96,16	59,3	61,67	26,88	38,64	288	95,9	44,88	46,8	87,92	49,78	43,77	75	1,4	-
6	1200	98,24	61,5	62,6	37,21	-	346	94,34	37,55	39,8	86,05	46,65	40,14	75	1,2	-
7	1200	97,36	60,3	61,94	37,92	-	311	96,2	36,22	37,66	87,52	45,11	39,48	74	1,1	-
8	1200	97,78	61,3	62,69	36,62	-	330	94,04	37,91	40,31	85,82	46,98	40,32	73	1,3	-
9	1200	96,5	58,6	60,69	30,57	-	290	96,36	40,91	42,46	88,01	47,15	41,8	75	1,2	-
10	1280	97,46	59,2	60,74	34,16	40,17	315	95,96	37,95	39,55	87,45	46,13	40,34	76	1,27	0,388
11	1280	96,8	59,3	61,23	32,06	39,74	303	96,24	40,46	42,04	87,88	47,32	41,58	75	1,34	0,385
12	1380	96,48	58,6	60,74	31,17	38,92	290	96,64	40,59	42	88,23	47,2	41,65	74	1,14	0,411
13	1200	97,62	59,3	60,75	33,92	40,1	320	95,02	37,82	39,8	86,64	46,48	40,28	75	1,18	0,486
14	1280	96,82	60,39	62,38	33,51	39,14	304	94,76	40,25	42,47	86,61	47,89	41,48	73	1,12	0,394
15	1200	96,62	61,2	63,34	32,78	41,5	296	93,42	41,58	44,51	85,57	49,24	42,14	72	1,07	0,457
16	1300	95,42	62	64,97	40,13	40,51	272	92,48	36,38	39,34	84,38	46,88	39,56	74	1,04	0,504
17	1200	95,6	58	60,67	31,71	38,15	280	93,36	38,42	41,15	85,28	47,57	40,57	74	1,23	0,441
18	1300	97,17	59,74	61,48	34,44	40,08	309	95,96	38,7	40,33	87,51	46,52	40,71	75	1,23	0,366
19	1300	97,78	60,66	62,04	33,95	39,93	330	95,58	40	41,85	87,28	47,38	41,35	74	1,22	0,404
20	1300	97,47	60,2	61,76	34,2	40	316	95,77	39,35	41,09	87,4	46,95	41,03	75	1,08	0,441
21	1300	96,33	60,26	62,63	33,62	40,28	289	93,36	36,41	42,27	85,14	46,52	39,6	75	1,17	0,449
22	1300	97,47	60,18	61,74	35,72	40,84	316	95,38	38,11	39,96	86,97	46,47	40,42	73	1,16	0,458
23	1280	96,63	60,13	62,23	34,03	41,04	296	94,76	39,51	41,7	86,55	47,5	41,11	74	1,13	0,404
24	1300	96,7	60,31	62,37	34,47	39,9	300	94,48	39,24	41,53	86,29	47,49	40,98	74	1,12	0,443
25	1280	96,88	60,22	62,16	35,21	40,51	308	94,5	38,33	40,56	86,24	46,99	40,53	74	1,14	0,486
Media	1267,2	96,911	60,026	61,9432	33,562	40,105	305,1905	94,616	38,9204	41,262	86,386	47,2448	40,824	74,32	1,174	0,43231
Min	1200	95,42	58	60,42	26,88	38,15	272	92	35,59	37,66	84,09	45,11	39,17	72	1,04	0,366
Max	1380	98,24	62	64,97	40,13	41,5	346	96,64	44,88	46,8	88,23	49,78	43,77	76	1,4	0,504
Desv St.	50,623	0,7107	0,9746	1,06531	2,7848	0,8784	17,97114	1,3787	2,13042	2,0534	1,2381	1,060586	1,051653	0,9	0,0981	0,0407
CV	3,9949	0,7334	1,6237	1,71982	8,2973	2,1904	5,8885	1,4571	5,47378	4,9764	1,4333	2,244874	2,576067	1,211	8,3567	9,41337

CARACTERISTICAS DE LA MASA COCIDA AL FINAL DEL ENFRIAMIENTO

Corrida Nº	TRE h	Bm %	Pol_m %	Pm %	Rci %	RCc %	Visc_m Pas	Bn %	Pol_n %	Pn %	DS %	Pn real %	Sac %	Te °c	SS -	L mm
1	31,3	95,21	58	60,92	32,68	42,59	-	90,28	33,18	36,75	84,99	46,77	39,75	60	1,15	-
2	14,4	96,36	58,79	61,01	35,25	42,99	-	90,34	31,54	34,91	84,90	45,74	38,83	59	1,12	-
3	21,25	95,01	60,5	63,68	38,36	40,45	-	93,33	34,42	36,88	87,66	45,41	39,81	59	1,24	-
4	16	95,96	53,4	55,65	32,45	41,01	-	92,14	32,39	35,15	86,49	45,04	38,95	59	1,29	-
5	22,2	94,88	59,45	62,66	36,14	39,56	531	92,18	34,85	37,81	86,73	46,43	40,27	59	1,37	-
6	14	96,82	59,3	61,25	38,88	-	623	92,56	34,10	36,84	86,99	45,74	39,79	57	1,29	-
7	12,2	95,46	59,23	62,05	39,08	-	439	92,87	33,89	36,49	87,23	45,42	39,62	57	1,4	-
8	13,5	96,57	60,72	62,88	38,91	-	499	92,04	33,94	36,87	86,53	46,00	39,80	57	1,4	-
9	15,1	96,45	60	62,21	37,45	-	587	92,16	34,20	37,11	86,66	46,07	39,92	58	1,24	-
10	14,55	95,84	59,16	61,73	36,99	42,15	633	93,45	34,13	36,52	87,74	45,17	39,63	59	1,37	0,419
11	19,2	95,99	58,98	61,44	37,47	40,29	439	91,55	34,05	37,19	86,13	46,40	39,96	54	1,35	0,426
12	17,4	95,66	58,94	61,61	36,87	40,17	501	91,98	33,00	35,88	86,41	45,50	39,31	55	1,36	0,451
13	14,4	95,55	59,15	61,90	38,36	42	497	93,57	34,74	37,13	87,89	45,44	39,93	54	1,29	0,523
14	23,15	96,7	60,42	62,48	40,21	40,96	547	93,84	35,11	37,41	88,15	45,46	40,07	49	1,24	0,451
15	17	94,88	60,64	63,91	38,97	42,61	411	92,11	35,01	38,01	86,68	46,57	40,37	55	1,18	0,508
16	10	94,58	62,26	65,83	41,25	43,86	456	92,97	34,85	37,49	87,39	45,90	40,11	55	1,19	0,56
17	15	95	58,02	61,07	36,55	39,97	508	91,49	34,46	37,66	86,11	46,68	40,20	55	1,31	0,481
18	14,5	96,01	59,5	61,97	38,18	43,11	685	93,87	35,66	37,99	88,22	45,75	40,36	55	1,32	0,406
19	16,15	96,84	60,46	62,43	37,72	40,91	627	94,77	37,30	39,36	89,11	46,05	41,04	51	1,37	0,437
20	15,2	96,38	59,98	62,23	38,65	41,17	467	93,68	34,84	37,19	87,99	45,42	39,96	53	1,21	0,481
21	15,4	95,26	59,65	62,62	39,22	41,87	529	91,57	32,52	35,51	86,02	45,49	39,13	59	1,24	0,505
22	16	96,12	59,68	62,09	38,93	41,73	481	91,29	33,57	36,77	85,87	46,30	39,76	57	1,2	0,508
23	15,4	95,33	60,07	63,01	38,66	42,63	477	92,38	33,74	36,52	86,80	45,66	39,63	53	1,21	0,437
24	15,1	95,77	60,18	62,84	39,11	42,11	439	92,81	35,69	38,46	87,33	46,48	40,59	52	1,24	0,483
25	14,5	95,51	59,6	62,40	38,97	41,69	489	92,96	33,46	35,99	87,27	45,11	39,37	56	1,21	0,492
Media		95,766	59,443	62,0751	37,812	41,611	517,381	92,488	34,1848	36,956	86,931	45,83972	39,84693	55,88	1,2716	0,473
Min	10	94,58	53,4	55,6482	32,45	39,56	411	90,28	31,5377	34,91	84,899	45,03766	38,83436	49	1,12	0,406
Max	31,3	96,84	62,26	65,8279	41,25	43,86	685	94,77	37,3015	39,36	89,108	46,76686	41,03711	60	1,4	0,56
Desv St.		0,6572	1,5481	1,70103	2,0325	1,1515	74,70039	1,089	1,19361	1,009	0,9934	0,511598	0,499431	2,8769	0,0804	0,04267
CV		0,6863	2,6043	2,74028	5,3751	2,7673	14,43818	1,1774	3,49165	2,7302	1,1428	1,116058	1,253374	5,1484	6,3227	9,02033

CATACTERISTICAS DE LA MASA COCIDA AL FINAL DEL PROCESO

Corrida Nº	TRC h	Bm %	Pol_m %	Pm %	Rci %	RCc %	Visc_m Pas	Bn %	Pol_n %	Pn %	DS %	Pn real %	Sac %	Tc °c	SS -	L mm
1	8,3	94,36	58	61,47	33,03	43,04	-	89,84	31,03	34,54	81,75	45,19	36,94	60	1,01	-
2	8,2	95,84	58,79	61,34	40,34	43,93	-	90,98	30,24	33,24	82,65	44,19	36,52	59	1,04	-
3	10	94,8	60,5	63,81	41,5	43,06	-	92,64	33,01	35,63	84,26	44,97	37,89	59	1,01	-
4	9	95,86	53,4	55,71	32,24	42,34	-	92,24	31,35	33,99	83,8	44,24	37,07	59	1,04	-
5	10,1	94,74	59,45	62,75	39,98	40,15	186	91,89	33,76	36,74	83,69	45,93	38,27	59	1,07	-
6	8,4	96,42	59,3	61,5	39,29	-	314	92,08	32,25	35,02	83,73	44,81	37,52	57	1,08	-
7	7,3	95,16	59,23	62,24	40	-	224	91,87	32,02	34,86	83,54	44,78	37,4	57	1,07	-
8	8,05	96,4	60,72	62,99	40,88	-	310	92	32,88	35,74	83,71	45,19	37,83	57	1,09	-
9	8,45	96,44	60	62,21	39,11	-	320	92,04	33,53	36,43	83,8	45,53	38,15	58	1,09	-
10	8,3	95,47	59,16	61,97	40,52	42,51	234	93,4	31,68	33,92	84,81	43,91	37,24	59	1,14	0,452
11	10,45	95,36	58,98	61,85	39,71	40,75	230	91,44	30,36	33,2	83,05	44,04	36,58	54	1,05	0,443
12	9,35	95,26	58,94	61,87	39,73	42,28	224	91,32	30,28	33,16	82,94	44,06	36,54	55	1,04	0,477
13	8,45	95,51	59,15	61,93	40,32	42,36	240	93,22	31,81	34,12	84,66	44,05	37,3	54	1,19	0,537
14	9,35	96,6	60,42	62,55	42,27	41,5	330	93,56	31,26	33,41	84,91	43,61	37,03	49	1,27	0,475
15	10,1	94,8	60,64	63,97	41,28	42,78	188	91,2	33	36,18	83,04	45,63	37,89	55	1,06	0,535
16	6	94,28	62,26	66,04	43,83	45	162	92,86	33,93	36,54	84,52	45,37	38,85	55	1,18	0,586
17	9	94,83	58,02	61,18	38,16	41,05	200	91,04	31,9	35,94	82,82	45,09	37,34	55	1,04	0,514
18	8,5	95,96	59,5	62,01	40,17	43,5	244	93,36	32,34	34,64	84,82	44,28	37,56	55	1,19	0,426
19	9,4	96,78	60,46	62,48	41,44	43,75	352	94,08	32,35	34,38	85,43	43,97	37,57	51	1,3	0,449
20	9,15	96,37	59,98	62,24	40,81	43,6	266	93,72	32,34	34,51	85,13	44,12	37,56	53	1,25	0,514
21	9,25	95,01	59,65	62,78	40,75	42,5	220	91,52	31,88	34,83	83,23	44,86	37,33	59	1,02	0,525
22	6,2	95,98	59,68	62,18	39,97	42,29	248	92,28	32,47	25,19	83,92	44,84	37,63	57	1,1	0,534
23	9,3	95,3	60,07	63,03	41,57	43,25	230	92,27	31,77	34,43	83,86	44,46	37,28	53	1,13	0,45
24	9,1	95,66	60,18	62,91	41,12	42,93	240	92,83	32,45	34,95	84,38	44,58	37,62	52	1,11	0,501
25	8,5	95,49	59,6	62,73	40,86	42,74	236	92,22	32,14	34,85	83,84	44,68	37,46	56	1,1	0,503
Media		95,547	59,443	62,2296	39,955	42,634	247,5238	92,236	32,0812	34,418	83,852	44,6552	37,4548	55,88	1,1068	0,49506
Min	6	94,28	53,4	55,71	32,24	40,15	162	89,84	30,24	25,19	81,75	43,61	36,52	49	1,01	0,426
Max	10,45	96,78	62,26	66,04	43,83	45	352	94,08	33,93	36,74	85,43	45,93	38,85	60	1,3	0,586
Desv St.		0,7092	1,5481	1,69197	2,4693	1,1182	50,7224	1,0006	0,99006	2,189	0,8723	0,609099	0,536719	2,8769	0,0814	0,04402
CV		0,7422	2,6043	2,71892	6,1802	2,6227	20,49193	1,0849	3,08609	6,36	1,0402	1,364004	1,432979	5,1484	7,3527	8,89189

TABLA 2. Rango en que se mantuvieron las variables durante el Estudio Experimental.

Variable	Unidad	Media	Mínimo	Máximo	C.V.
V _m	m ³	34.83	33.96	37.05	1.17
ρ _m	kg/m ³	1588.25	1550	1584	0.67
RCI	%	34.01	26.88	40.13	8.21
μ _m	Pa.s	305.19	147	346	18.05
TD	°C	74.24	72	76	1.27
rpm	min ⁻¹	0.33	-	-	-
t _R	hr	24.57	16.10	32.50	15.55
t _E	hr	15.71	10.08	23.51	18.82
TE	°C	49.89	41	56	8.86
t _m	mm	0.39	0.29	0.45	7.47
N1	-	3.25	2.87	3.78	6.61
N2	-	0.080	0.055	0.12	18.86
N3	-	0.13	0.088	0.17	15.64
N4	-	0.68	0.63	0.74	5.25
N5	-	130.64	110.05	151.4	9.83
SS	-	1.33	1.28	1.37	4.12
Y _m	-	0.06	0.021	0.124	36.3
m _{sc}	kg	3666.4	1111.39	6962.83	37.22

FIGURA 1. Comportamiento del Brix de la masa cocida en el tiempo.

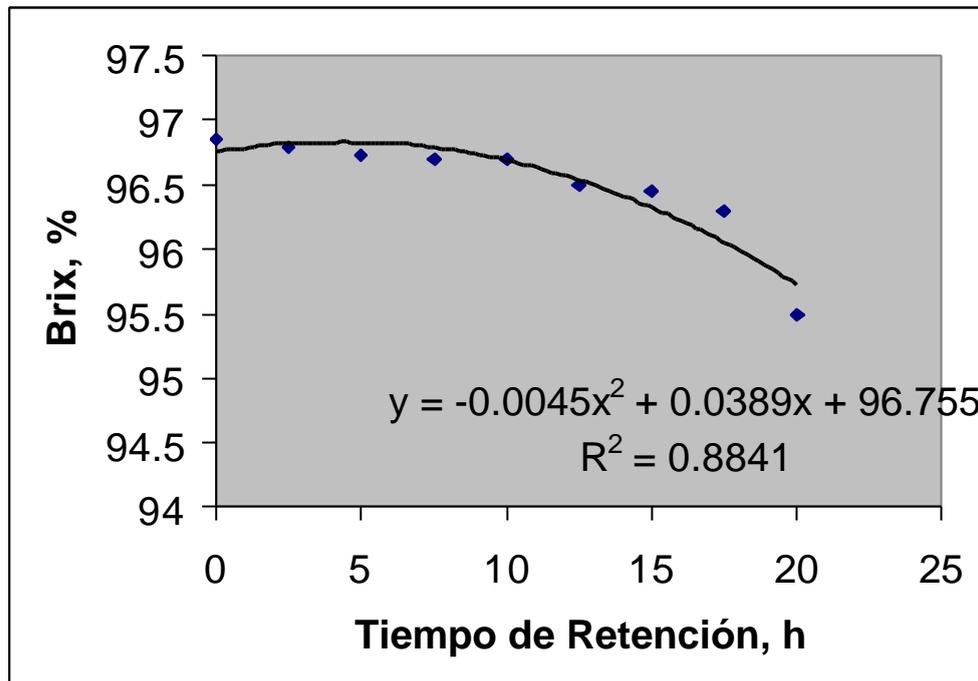


FIGURA 2. Comportamiento de la dosificación de miel de lubricación en el tiempo.

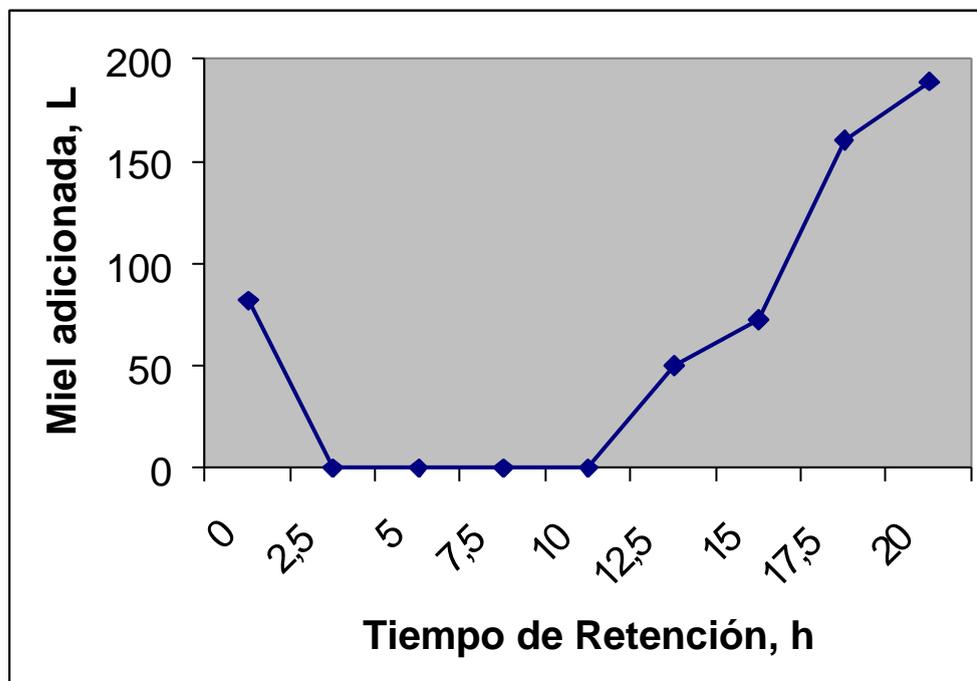


FIGURA 3. Comportamiento de la velocidad lineal de cristalización en el tiempo.

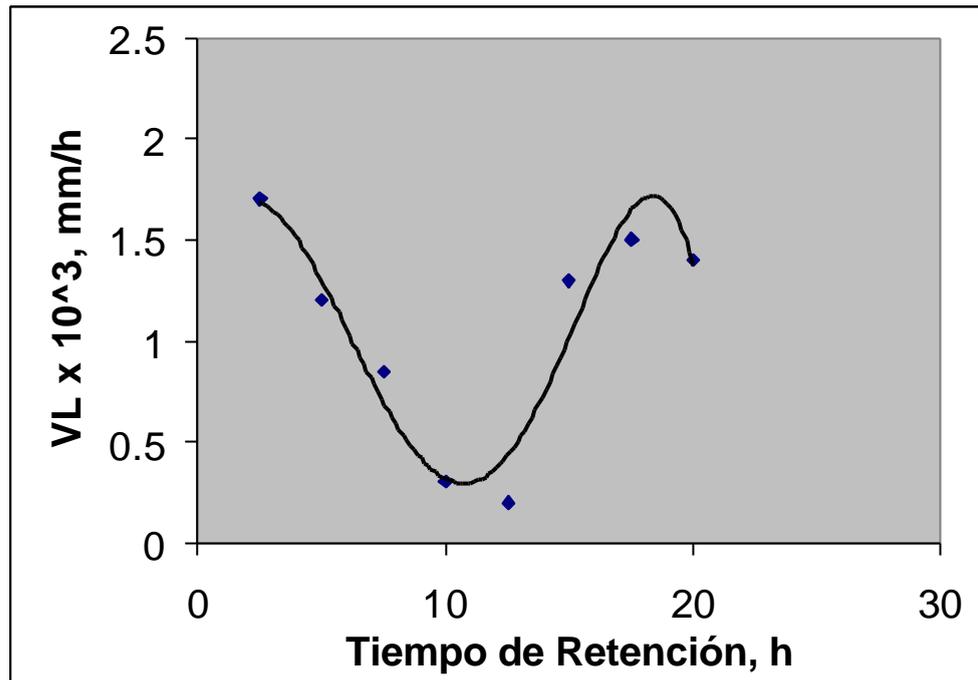


FIGURA 4. Comportamiento de la temperatura de la masa cocida en el tiempo.

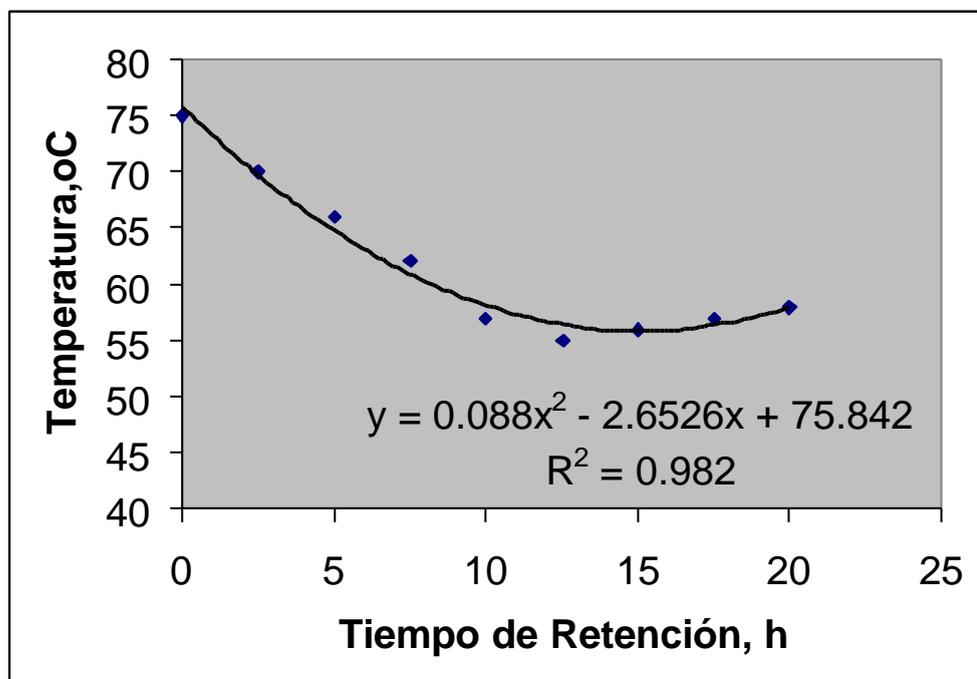


FIGURA 5. Comportamiento de la viscosidad de la masa cocida en el tiempo.

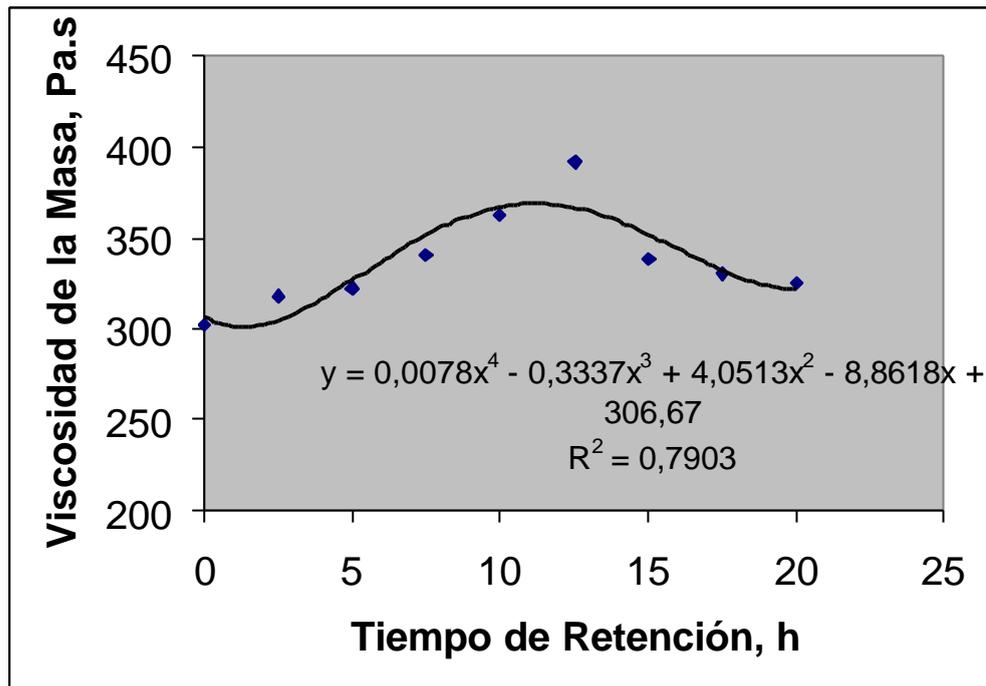


FIGURA 6. Comportamiento de la viscosidad de miel madre en el tiempo.

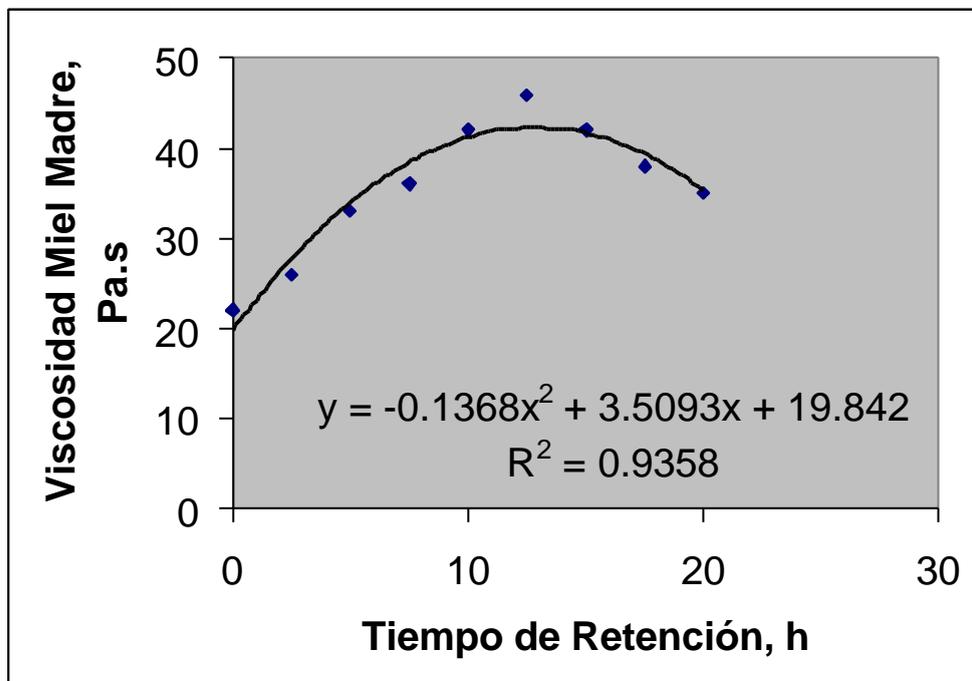


FIGURA 7. Comportamiento del contenido de cristales en la masa cocida en el tiempo.

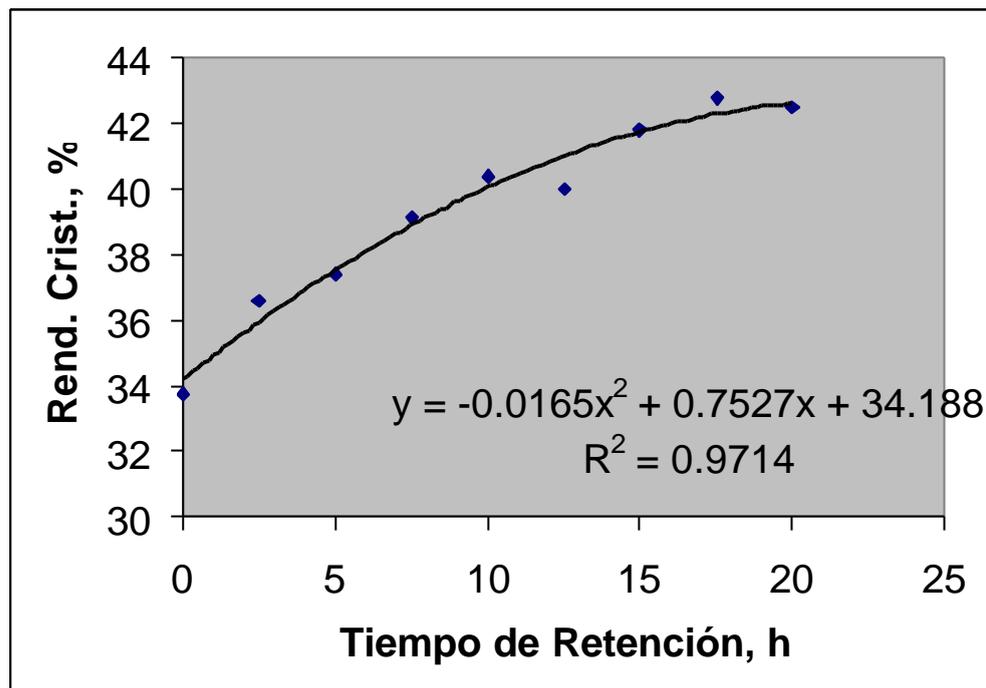


FIGURA 8. Comportamiento del tamaño medio de los cristales de la masa cocida en el tiempo.

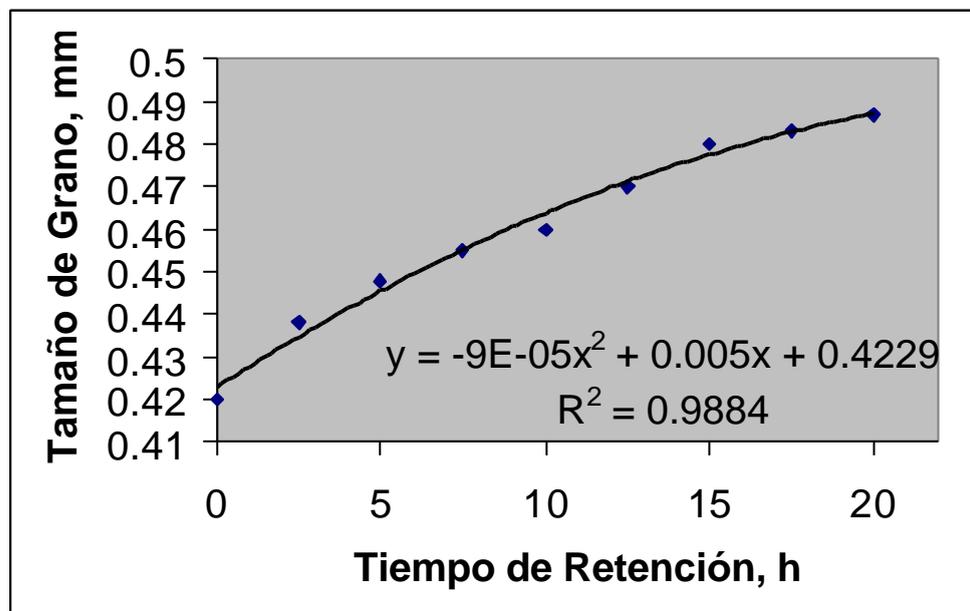


FIGURA 9 . Comportamiento de la sobresaturación de la masa cocida en el tiempo.

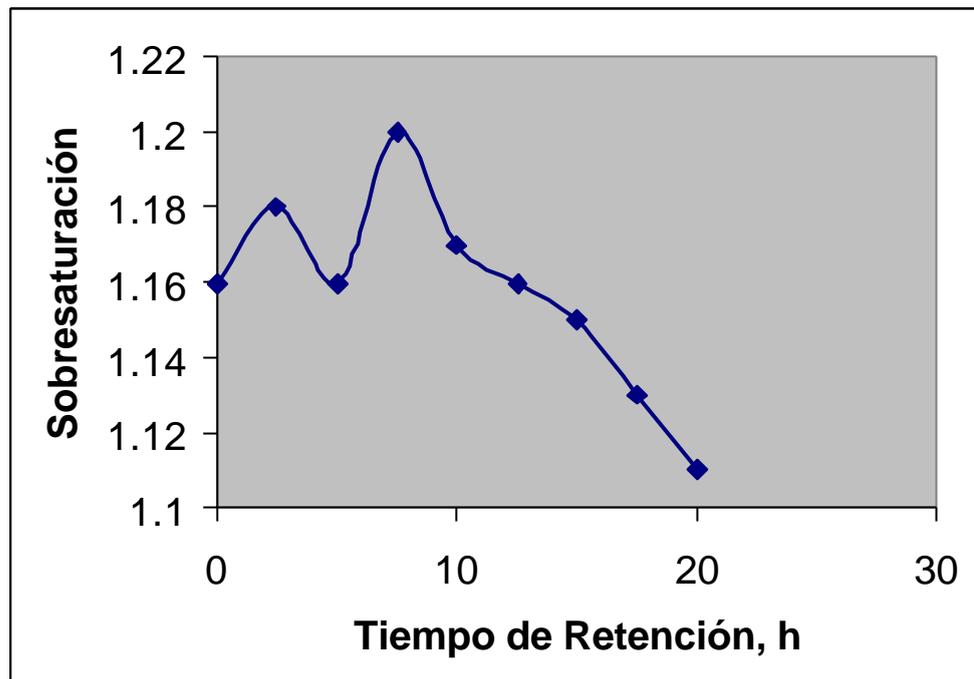


FIGURA 10 . Comportamiento de la pureza de la miel madre en el tiempo.

