

3.- Nociones sobre crío-concentración y espumación.-

3.1.-La crío concentración.-

Como lo vimos en el capítulo anterior, al congelar una solución de una concentración adecuada, se forman en el líquido cristales de hielo puro, cuya aparición lleva a un aumento de la concentración de la solución restante. Este fenómeno es la base del proceso de crío-concentración cuya utilización es especialmente deseable en el caso de productos alimenticios con un contenido elevado de volátiles. El hecho de que el proceso se efectúe a baja temperatura, junto con la gran pureza de los cristales de hielo que se forman, reducen a un mínimo el deterioro del producto y la pérdida de sustancias aromáticas.

La principal dificultad para la aplicación práctica de este método, reside en la separación de los cristales de hielo. Como lo vimos anteriormente, mediante una congelación convencional en capas, los cristales tienen una forma dendrítica o de agujas, y un tamaño muy pequeño que hacen que al intentar separarlos del líquido arrastren una cantidad apreciable de éste, ocluido en los espacios entre los cristales. Tan sólo si se utilizan velocidades de enfriamiento muy bajas, es decir tasas de crecimiento muy lentas, ( del orden de 1 cm. por día o menos ), es posible, mediante una congelación convencional, lograr una separación adecuada del hielo y la solución. Esta limitación, junto con los costos de inversión elevados hizo que por mucho tiempo la crío-concentración no fuera utilizada a escala industrial. Desarrollos recientes, debidos principalmente a Thijssen<sup>6</sup> y su grupo en la Universidad de Eindhoven, han llevado al proceso comercializado por Grenco, cuyo uso en la industria alimenticia y, especialmente en la del café soluble, se ha extendido considerablemente.

La condición esencial para lograr una buena separación de los cristales es que éstos tengan un tamaño lo más grande posible y una forma simple.

En la práctica, ese resultado se logra mediante el uso de cristalizadores, que pueden ser de diversos tipos - como lo veremos más adelante. Los principales factores que afectan el tamaño promedio de los cristales son: - la concentración de la solución, el subenfriamiento, el tiempo de residencia de la solución en el cristalizador y el grado de agitación de la mezcla.

La figura 20 nos muestra la variación de la rata de crecimiento con la concentración de una solución de dextrósa. La rata de crecimiento es independiente del tamaño de los cristales si estos tienen un diámetro superior a  $50 \mu\text{m}$ . El tamaño de los cristales que se forman en un cristalizador en el cual el subenfriamiento y la concentración se mantienen constantes, dependerá únicamente - del tiempo de residencia en el cristalizador. La figura 21 muestra la variación del tamaño de los cristales con el tiempo de residencia. El hecho de que la dependencia no sea lineal, proviene de la disminución del subenfriamiento con el aumento de la cantidad de hielo en la solución. El grado de subenfriamiento depende inversamente del área total de los cristales por unidad de masa. Para obtener cristales grandes, conviene por lo tanto que la rata de nucleación sea lo más baja posible al igual que el subenfriamiento.

De acuerdo con lo que vimos en el capítulo anterior (ver figura 17) la rata de nucleación aumenta más rápidamente con el subenfriamiento que la rata de crecimiento. En el cristalizador pueden aparecer puntos más fríos que otros, en los cuales por lo tanto la nucleación es más rápida - que en el resto del sistema. Dicho fenómeno se puede - evitar mediante una rápida recirculación o una fuerte - agitación de la solución, gracias a lo cual se logra reducir el grado de subenfriamiento.

Como lo vimos también en el capítulo anterior, el radio-crítico de los cristales varía con el grado de subenfriamiento. Una curva más detallada aparece en la figura 22. Cuando una suspensión de cristales pequeños se mezcla - con una de cristales mayores, la temperatura de equilibrio

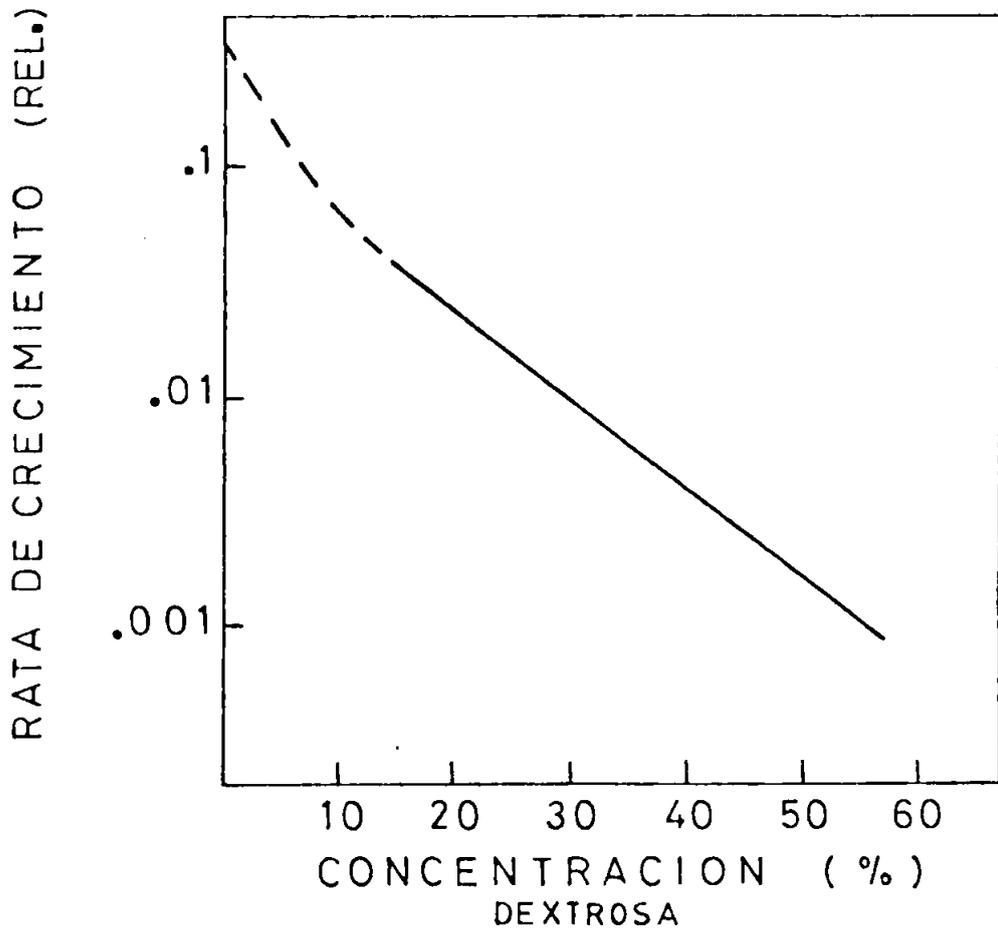


FIGURA 20

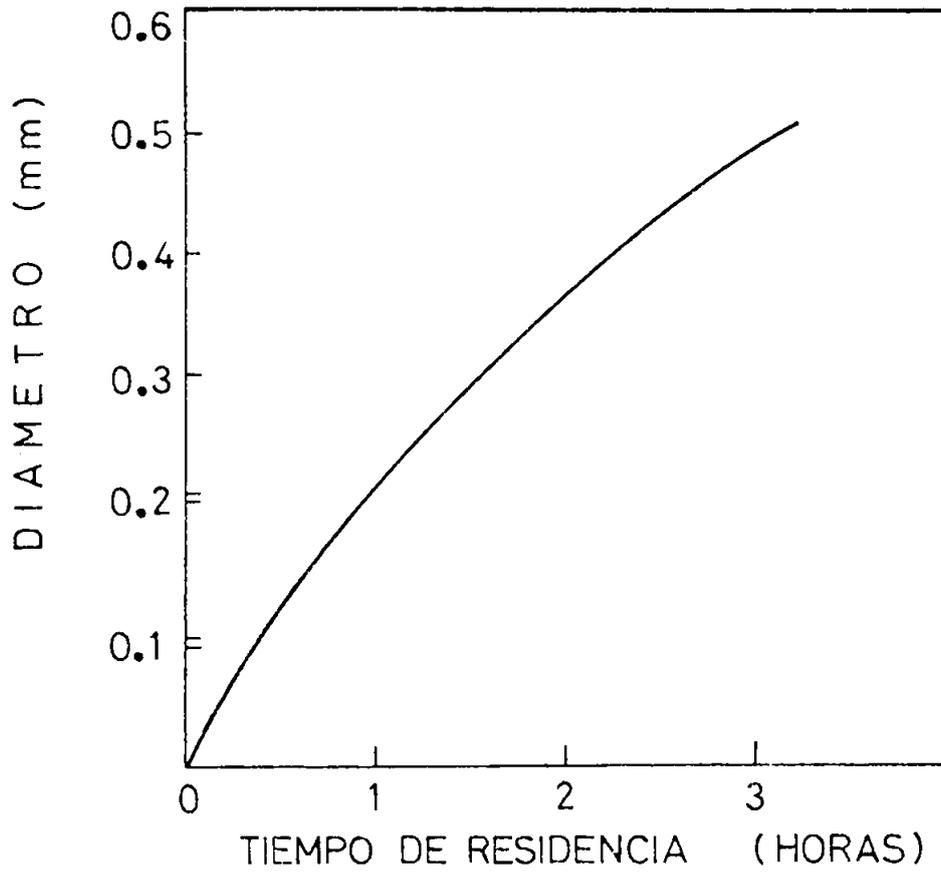


FIGURA 21

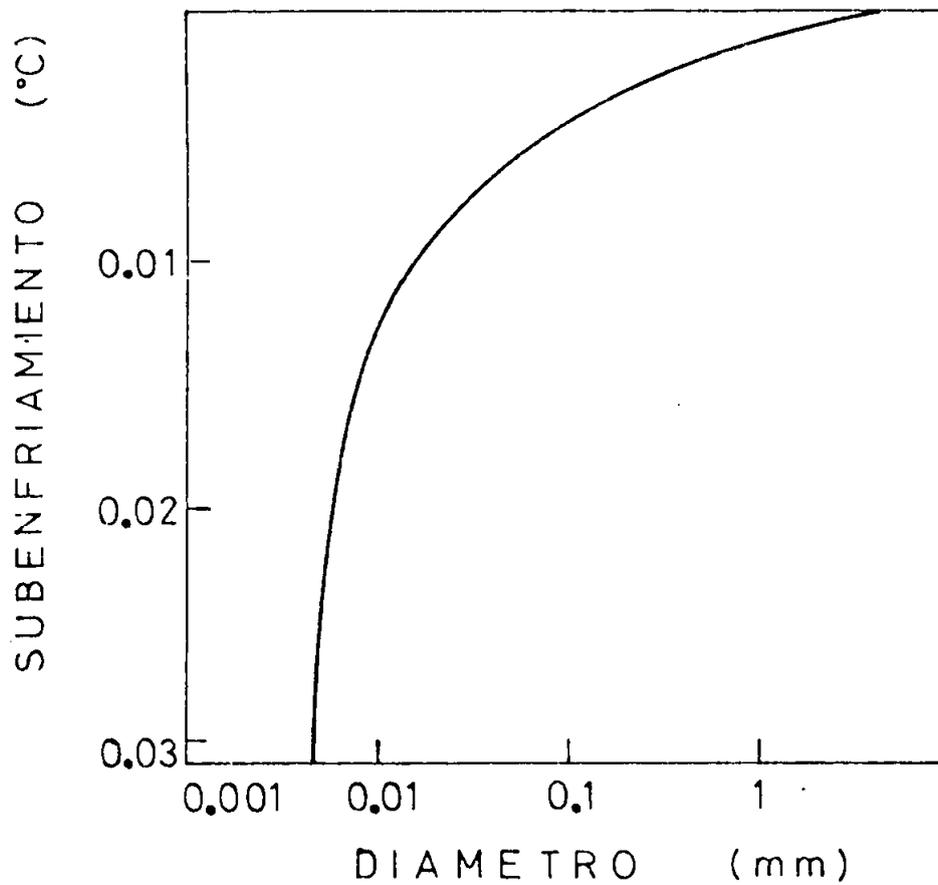


FIGURA 22

del conjunto se estabiliza en un punto intermedio entre las que corresponden a los tamaños extremos presentes en la suspensión. De acuerdo con ésto, los cristales pequeños se fundirán ( la temperatura media es mayor que su temperatura de equilibrio ) y los mayores crecerán, gracias al subenfriamiento a que quedan sometidos. El calor de fusión de los cristales pequeños será absorbido por el crecimiento de los mayores.

### 3.1.1. Tipos de cristalizadores.-

En la práctica se pueden distinguir dos categorías de cristalizadores:

#### A.- Cristalizadores con remoción directa del calor.

Este tipo de cristizador opera mediante el retiro de calor asociado con la evaporación bajo vacío de una parte del solvente presente. En la práctica, se opera a una presión del orden de 2 mm. de mercurio, y se requiere la evaporación de .140 kg. de agua para formar 1 kg. de hielo.

Estos sistemas tienen la ventaja de no requerir paredes de separación para el intercambio térmico y pueden alcanzar eficiencias muy elevadas, sobretodo si el vapor retirado se comprime ( a 7 mm. Hg. ) y se condensa sobre una superficie enfriada por los cristales que se retiran del sistema.

La aplicación de este principio en la tecnología de alimentos tiene el inconveniente de la pérdida de volátiles ocasionada por la evaporación del agua.

#### B.- Cristalizadores con remoción indirecta del calor.-

Este tipo de cristalizadores se puede subdividir en dos categorías principales:

B.1.- Cristalizadores con enfriamiento interno, en los -  
cuales el enfriamiento y la cristalización se efectúan en el mismo aparato, y que se pueden clasificar en dos tipos principales:

B.1.1. Cristalizadores que producen una capa prácticamente sólida, que puede ser lavada o sometida a un sistema de separación adecuado. A causa del pequeño tamaño de los cristales formados, la eficiencia de la separación es muy baja, a pesar de lo cual - el proceso se usa comercialmente para jugo de naranja.

B.1.2. Cristalizadores que producen suspensiones bombeables. En estos sistemas, se utilizan en general intercambiadores de calor de superficie raspada, a través de los cuales se hace pasar la solución a concentrar. A causa del corto tiempo de residencia, los cristales son en general muy pequeños y difíciles de separar. En esta categoría figura, por ejemplo, el sistema rotatorio que utiliza una centrífuga para la separación. Otros procedimientos utilizan tanques enfriados exteriormente en cuya pared se producen los núcleos de hielo, que se dejan crecer luego en la suspensión.

B.2. Cristalizadores con enfriamiento externo.

En estos equipos el enfriamiento de la solución y el crecimiento de los cristales tienen lugar en equipos separados. De acuerdo con su principio de operación estos sistemas pueden subdividirse en tres categorías:

B.2.1. Cristalizadores con subenfriamiento de la mezcla.- En este caso, la mezcla es subenfriada en un intercambiador de calor adecuado, cuya superficie interna está altamente pulida con el fin de evitar la nucleación de cristales de hielo. La solución subenfriada se lleva luego al tanque de cristalización, en el cual se producen la nucleación y el crecimiento de los cristales, utilizando para ello el poder refrigera-

gerante de la mezcla subenfriada. La solución se puede recircular por el intercambiador, a través de un filtro que evita el paso de los cristales de hielo.

B.2.2. Cristalizador con recirculación de la suspensión de cristales.

En este sistema, la mezcla conteniendo los cristales se recircula desde el tanque de crecimiento al intercambiador de calor. El tamaño de los cristales obtenidos de esta manera puede ser relativamente grande debido a que el tiempo de residencia en el tanque de crecimiento es largo. Este sistema ha sido comercializado por Krauss-Maffei.

B.2.3. Cristalizador con formación de núcleos subcríticos en el intercambiador y recirculación de la solución sin cristales.

Este es el principio utilizado en el sistema desarrollado por Thijssen y su grupo en Eindhoven y comercializado por Grenco. Las condiciones de operación del intercambiador de calor ( de superficie raspada ) son tales que los cristales producidos son muy pequeños y numerosos. Esto se logra principalmente mediante un tiempo de residencia corto ( algunos segundos ) y un flujo de calor elevado a través de la pared del intercambiador. Los cristales producidos se llevan luego al tanque de crecimiento en el cual, a causa de su pequeño diámetro, se funden permitiendo el crecimiento de cristales mayores. El subenfriamiento en el cristalizador es pequeño ( del orden de  $0.02^{\circ}\text{C}$  ) lo cual permite el crecimiento de cristales esféricos de un diámetro de 1 mm. con un tiempo de residencia de cerca de 2 horas.

3.1.2. Sistemas de separación.-

En combinación con los diversos cristalizadores mencionados en el párrafo anterior, se pueden utilizar diferentes tipos de separadores de cuya eficiencia

depende en último análisis la rentabilidad de un sistema de crío-concentración.

La capacidad de un separador está dada por:

$$Q = \frac{\Delta p g d e^2}{0.2 \mu l} \frac{\epsilon}{(1 - \epsilon)^2}$$

donde Q es el flujo de solución retirada por unidad de área ( en cm.<sup>3</sup>/segundo-cm.<sup>2</sup> ) , ΔP es la diferencia de presión entre las dos caras de la capa de hielo ( Kg/cm<sup>2</sup> ), μ es la viscosidad de la solución-concentrada ( poise ), l el espesor de la capa (cm.) ε la fracción de volumen ocupada por el líquido - en la capa, g la aceleración de la gravedad (cm/s<sup>2</sup>) y de d diámetro efectivo de los cristales.

Se puede demostrar además, que las pérdidas de solución ocasionadas por la separación son función creciente del factor de concentración, es decir, del cociente entre la concentración final y la concentración inicial de la solución.

Los principales sistemas de separación que se han utilizado en equipos de crío-concentración son los siguientes:

A.- Prensas.-

Las prensas de pistón o de tornillo retiran la solución por simple compresión de la suspensión que contiene los cristales de hielo. En estos sistemas, debido a lo compacto de la capa que se forma, las pérdidas de solución son elevadas, pudiendo llegar a 0.6 Kg. por kilo de hielo retirado.

Por esta razón, tales equipos se utilizan únicamente si los coeficientes de concentración son bajos.

B.- Centrífugas filtrantes.-

La eficiencia de estos sistemas es fuertemente dependiente del tamaño de los cristales aunque globalmente es mucho mayor que la de las prensas. Las pérdidas en condiciones óptimas son del orden de -

0.1 Kg. de solución por kilo de hielo retirado. - Aunque las centrífugas permiten el lavado del hielo restante, lo cual reduce las pérdidas de solución, tienen el inconveniente de que por ser abiertas, - provocan una pérdida notable de volátiles.

C.- Columnas de lavado.-

El término columna de lavado se aplica a todos los sistemas en los cuales la separación se efectúa por el desplazamiento del líquido concentrado mediante agua proveniente, sea de la fusión parcial de los cristales de hielo, sea de una fuente externa. En una columna de lavado adecuadamente diseñada la separación puede lograrse sin ninguna dilución de la solución concentrada. Se pueden distinguir diversos tipos de columna de lavado según su principio de funcionamiento:

C.1.- Columnas de flotación.-

Estos equipos utilizan la diferencia de densidad del hielo y el líquido para efectuar la separación. A causa de su costo relativamente bajo, tales sistemas han sido utilizados principalmente para la desalinización del agua de mar.

C.2.- Columnas de transportador de tornillo.-

En este caso la suspensión con los cristales de hielo es desplazada por un transportador de tornillo hasta la zona de fusión del hielo.

C.3.- Columna de pistón.-

Este tipo de columna ha sido estudiado principalmente por la Philips Petroleum Company y por el grupo de Thijssen en la Universidad de Eindhoven,-

y es el que emplea el sistema de crío-concentración comercializado por Grenco, cuyo diagrama aparece en la figura 23.

En operación normal, las pérdidas de sólidos con los cristales de hielo son inferiores a 10 ppm., lo cual hace que sea el método de separación más eficiente de cuantos se ofrecen comercialmente en la actualidad. La capacidad de una de tales columnas es del orden de 1 Kg. hielo/hora por cm<sup>2</sup> de área de la columna.

### 3.1.3. Sistema Grenco.-

La figura 23 muestra el diagrama de flujo del crío-concentrador Grenco; como lo mencionamos anteriormente, el cristizador consta de un intercambiador de calor de superficie raspada en el cual se genera cristales subcríticos, y de un tanque de crecimiento con tiempos de residencia de 2-3 horas. La separación se efectúa en una columna de lavado.

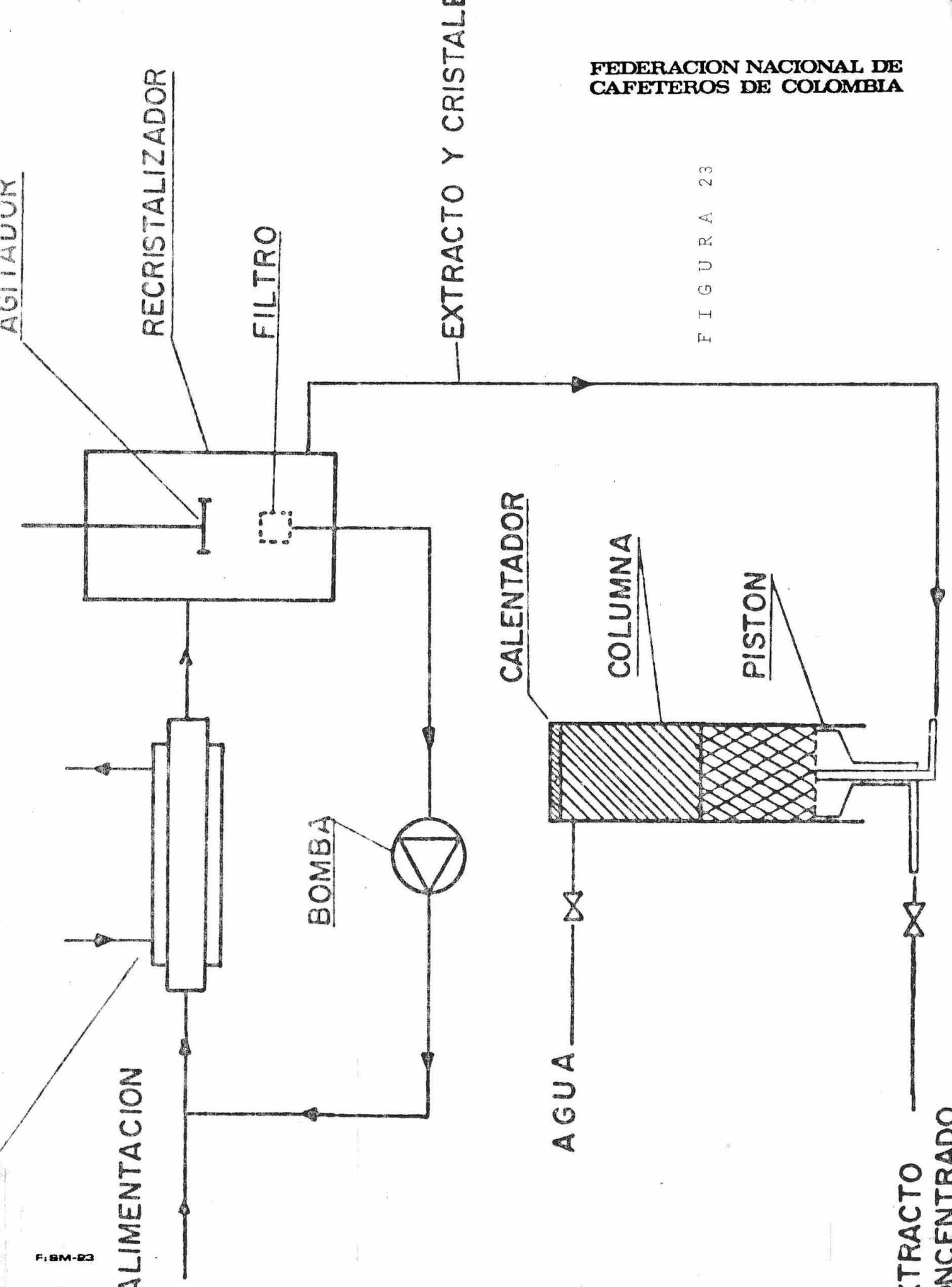
Según Thijssen, y a pesar de los costos de inversión elevados, el sistema Grenco es actualmente el más económico del mercado, sobretodo a causa de las muy bajas pérdidas de soluto.

### 3.2. Algunas propiedades del café espumado.-

La espumación del extracto de café mediante un gas apropiado se utiliza con un doble fin, a) facilitar la liofilización, ya que aumenta la porosidad del producto congelado y b) reducir la densidad del producto final, haciéndolo más fácilmente soluble.

Durante la espumación, el gas se distribuye de manera homogénea en el extracto, formando una estructura ordenada de burbujas. El tamaño promedio de-

FIGURA 23



dichas burbujas depende del método de espumación, de las propiedades del extracto ( viscosidad y tensión superficial ) y de las condiciones de operación ( temperatura, presión, grado de agitación). La influencia de cada una de esas variables está siendo estudiada actualmente en el LIQC. y será el objeto de un informe posterior. En lo que sigue nos limitaremos a examinar algunas propiedades físicas del producto espumado, considerándolo como un fluido homogéneo.

### 3.2.1. Generalidades.-

La figura 24a nos muestra esquemáticamente la estructura de una porción de extracto espumado, constituido por burbujas de gas, de diámetro  $d_B$ , distribuidas uniformemente en el extracto.

La presión  $P_i$  en el interior de una burbuja estará dada por:

$$P_i = P_e + \frac{4A}{r_B} \quad ( 18 )$$

donde  $p_e$  es la presión exterior, A es la tensión superficial y  $r_B$  el radio de la burbuja.

De acuerdo con esta expresión, la presión en el interior de la burbuja es mayor que la presión externa, a causa de la contribución de la tensión superficial; que tiende a disminuir su diámetro.

En la práctica, si  $P_e$  es igual o superior a la presión atmosférica y  $r_B$  superior a 0.1 mm., la influencia de la tensión superficial se puede despreciar y se tiene:

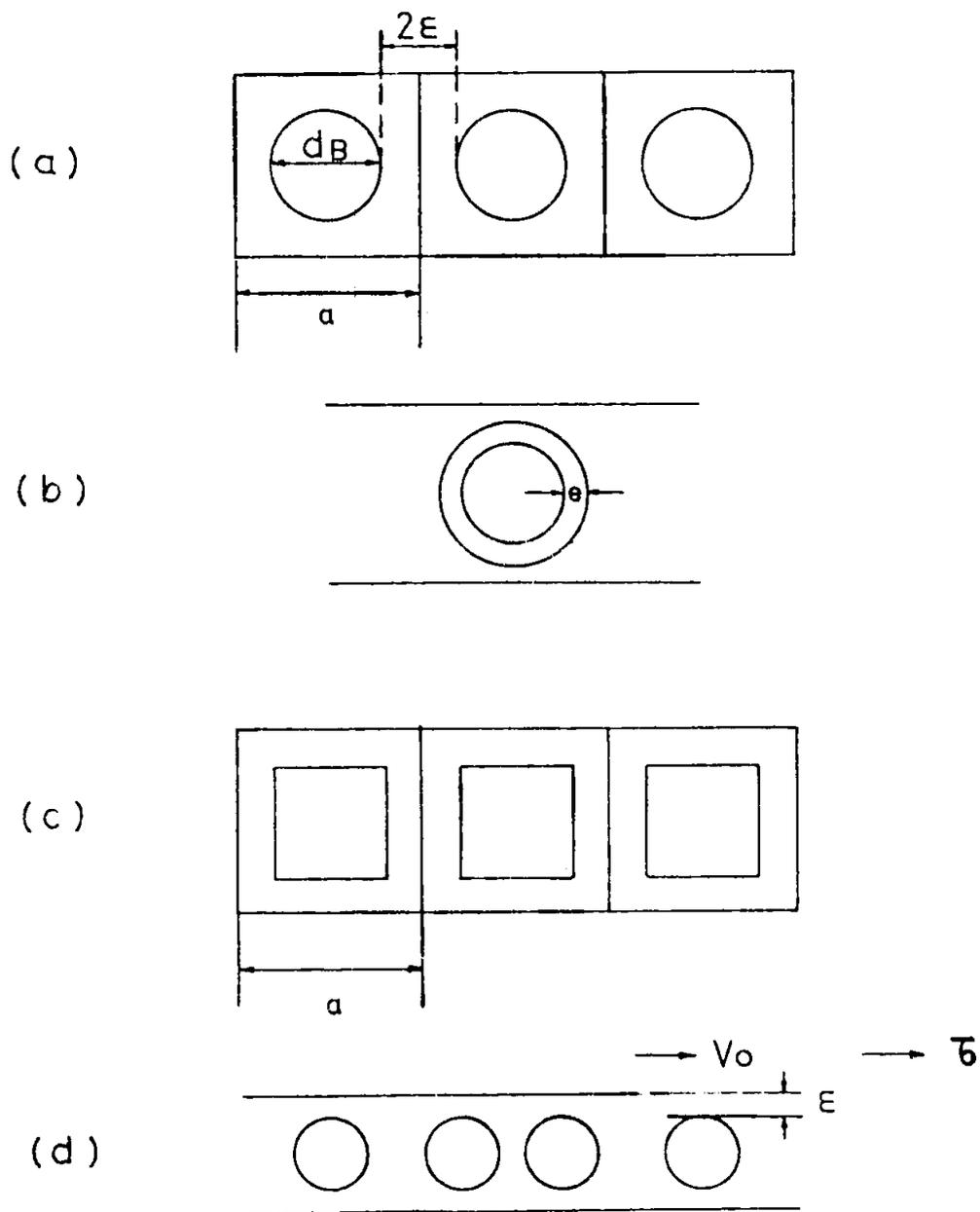


FIGURA 24

$$P_i \approx P_e$$

A las presiones y temperaturas consideradas, el gas dentro de la burbuja puede considerarse como un gas perfecto y obedece por lo tanto a la ecuación:

$$pV = \frac{m}{(M)} RT \quad ( 19 )$$

A causa de la presencia del gas, el extracto espumado es por lo tanto compresible y, debido a la presencia del líquido entre las burbujas, es además viscoso. El hecho de que estas dos propiedades aparezcan simultáneamente, hace que el análisis de dicho fluido sea altamente complejo.

A continuación examinaremos algunas propiedades del extracto espumado:

A.- Peso específico.-

El peso específico  $\rho$  del extracto espumado, estará dado por:

$$\rho = \frac{\rho_e V_e}{V_e + V_g} \quad ( 20 )$$

donde  $\rho_e$  es el peso específico del extracto sin espumar,  $V_e$  es el volumen ocupado por el extracto y  $V_g$  es el volumen total de gas, que depende de la presión y la temperatura.

A partir de esta relación, es posible calcular la variación de  $\rho$  con la presión o la temperatura. - Si la temperatura es constante,  $T_0$ , la variación con la presión alrededor de una presión dada  $p_0$ , estará dada por:

$$\frac{\Delta \rho}{\Delta p} \approx \left. \frac{\partial \rho}{\partial p} \right|_{T_0, p_0} = - \frac{\rho_0^2}{\rho_e V_e} \left. \frac{\partial V_g}{\partial p} \right|_{p_0, T_0} \quad ( 21 )$$

$$y \rho_0 = \rho(T_0, p_0)$$

Utilizando la ley de los gases:

$$\left. \frac{\partial V_g}{\partial p} \right|_{p_0, T_0} = - \frac{V_g}{p_0}$$

es decir:

$$\left. \frac{\Delta \rho}{\Delta p} \right|_{T_0} \approx \frac{\rho_0}{P_0} \left( 1 - \frac{\rho_0}{\rho_e} \right) \quad ( 22 )$$

Esta expresión muestra que  $\Delta \rho / \Delta p$  es positivo, es decir que si la presión aumenta, el peso específico aumenta igualmente, y viceversa.

De la misma manera, si la temperatura varía alrededor de  $T_0$ , manteniendo la presión constante, se obtiene:

$$\left. \frac{\Delta \rho}{\Delta T} \right|_{p_0} \approx - \frac{\rho_0}{T_0} \left( 1 - \frac{\rho_0}{\rho_e} \right) \quad ( 23 )$$

Esta expresión es siempre negativa, lo cual muestra que si la temperatura aumenta, el peso específico disminuye y viceversa.

B.- Calor específico .-

El calor específico del extracto puede ser calculado sin dificultad, si se desprecia la contribución del gas. En ese caso, el calor específico por unidad de volumen del extracto espumado puede escribirse:

$$\bar{C} = \rho C_e \quad ( 24 )$$

donde  $C_e$  es el calor específico del extracto - por unidad de masa.

Las propiedades que hemos discutido hasta ahora son independientes del tamaño de las burbujas. Sin embargo, es bueno recordar que es posible obtener el mismo peso específico con diferentes tamaños de burbuja, siempre y cuando el volumen total de gas sea el mismo. De esa manera el resultado será igual si se cuenta con muchas burbujas pequeñas o con pocas burbujas de buen tamaño. La dimensión de las burbujas, por el contrario, puede afectar parámetros, tales como la distancia promedio entre las burbujas, que juegan un papel importante durante la congelación o la liofilización. En relación con este último punto hay que tener en cuenta que todo el líquido inicialmente presente está entre las burbujas y que, por lo tanto, el crecimiento de los cristales durante la congelación, o su sublimación durante la liofilización tienen lugar únicamente en los espacios entre las burbujas y se verán afectadas por la distancia entre ellas.

C.- Espesor de las paredes .-

Utilizando el modelo de la figura 24, es posible estimar la distancia mínima,  $2\epsilon$ , entre dos burbujas; si se asume una celda cúbica de lado  $a$ .

$$\gamma = \frac{V_B}{V_T} = 1 - \frac{\rho}{\rho_e} = \frac{4}{3} \pi \frac{r_B^3}{a^3} \quad (25)$$

donde  $V_B$  es el volumen de una burbuja =  $\frac{4}{3} \pi r_B^3$  y  $V_T$  es el volumen de la celda considerada ( $= a^3$ ).

Igualmente:

$$2\epsilon = a - d_B = d_B (\gamma^{-1/3} \sqrt[3]{\pi/6} - 1)$$

y

$$2\epsilon = d_b (0.81 \gamma^{1/3} - 1) \quad ( 26 )$$

Esta expresión es tan sólo una aproximación, ya que la estructura formada por las burbujas es probablemente hexagonal. Sin embargo, permite observar el hecho interesante de que la distancia entre burbujas, y por lo tanto el espesor de las paredes, aumenta cuando el diámetro aumenta, si  $\gamma$  se mantiene constante. De la misma manera, el espesor de las paredes aumenta cuando  $\gamma$  aumenta, si el tamaño de las burbujas se mantiene constante.

D.- Reflectancia .-

Otra de las propiedades físicas del extracto que se ve afectada por el tamaño de las burbujas es la reflectancia ( " color " ) del extracto espumado.

Al observar el extracto bajo microscopio, se observa alrededor de las burbujas un borde más brillante que el resto de la muestra ( si la observación se hace con luz reflejada ), cuyo ancho es relativamente poco dependiente del diámetro de la burbuja. Dicho borde se origina probablemente en la reflexión total de la luz en la pared interior de la burbuja. Ese anillo más claro es el principal responsable del aclaramiento del extracto al espumarlo. Tanto la parte central de la burbuja, como el espacio entre dos burbujas, conserva un color oscuro, similar al del extracto inicial (Figura 24b).

Si  $N$  es el número total de burbujas en la muestra considerada, el peso específico puede escribirse:

- 36 -

$$\rho_{e_s} = \frac{\rho_e V_e}{V_e + N V_B} \quad ( 27 )$$

de dónde puede calcularse el número de burbujas -  
por unidad de volumen,  $n = N/V$

$$n = \frac{1}{V_B} \left( 1 - \frac{\rho}{\rho_e} \right) = \frac{\gamma}{V_B} \quad ( 28 )$$

La reflectancia del extracto depende esencialmente  
de la capa de burbujas más cercana a la superficie.

Si  $S$  es el área observada, la fracción de área-  
ocupada por las burbujas estará dada por:

$$\frac{A_B}{S} = \frac{3}{2} \left( 1 - \frac{\rho}{\rho_e} \right) = \frac{3\gamma}{2} \quad ( 29 )$$

donde  $A_B$  es el área total ocupada por las burbu-  
jas. La fracción de área correspondiente a las co-  
ronas brillantes que rodean las burbujas estará -  
dada por:

$$\frac{A_c}{S} = \frac{6e}{d_s} \left( 1 - \frac{\rho}{\rho_e} \right) = \frac{6e}{d_B} \gamma \quad ( 30 )$$

donde  $e$  es el ancho de la corona y  $A_c$  el área  
total cubierta por las coronas.

La reflectancia total del extracto podrá escribir-  
se:

$$R = \alpha (S - A_B) + \beta A_B + \lambda A_c$$

El primer término corresponde a la contribución -

del líquido entre las burbujas, caracterizado por una reflectancia específica  $\alpha$ , el segundo proviene de la contribución de la parte central de la burbuja y el tercero a la de las coronas, con reflectancias específicas  $\beta$  y  $\lambda$  respectivamente.

La reflectancia por unidad de área puede escribirse:

$$r = \frac{R}{S} = \alpha \left[ 1 - \frac{3}{2} \left( 1 - \frac{\rho}{\rho_e} \right) \right] + \frac{3\beta}{2} \left( 1 - \frac{\rho}{\rho_e} \right) + \frac{6\lambda e}{d_B} \left( 1 - \frac{\rho}{\rho_e} \right) \quad (31)$$

Si  $\alpha = \beta$ , es decir si la contribución del líquido y la de la parte central son similares, la reflectancia se reduce a:

$$r \approx \frac{6\lambda e}{d_B} \gamma_1 + \alpha \quad (32)$$

y depende explícitamente del diámetro de la burbuja.

Si  $\rho$  se mantiene constante, al disminuir el tamaño de las burbujas el extracto se aclara y viceversa.

La medición de la reflectancia del extracto, permite por lo tanto, obtener información sobre el tamaño de las burbujas, y por consiguiente sobre el espesor de las paredes.

E.- Conductividad térmica.-

Utilizando un modelo de láminas como el que aparece en la figura 24 (C) se puede calcular una conduc-

tibilidad térmica promedio  $\bar{k}$  del producto espumado.

$$\bar{k} = \frac{k_e (1 - \gamma^{2/3})}{1 - \gamma^{2/3} (1 - \gamma^{1/3})} \quad (33)$$

Dentro de esta aproximación, la conductibilidad térmica no depende sino del peso específico  $\gamma$  y de la conductibilidad térmica del extracto  $k_e$ .

Un cálculo más detallado de este parámetro teniendo en cuenta la estructura de las burbujas será presentado ulteriormente.

#### F.- Viscosidad .-

La viscosidad se manifiesta cuando capas vecinas de un fluido están en movimiento relativo. Consideremos el caso de la Figura 24 (d) en que un fluido está colocado entre dos placas paralelas, una de ellas fija y la otra en movimiento.

La tensión  $\tau$  (fuerza por unidad de área) que se debe aplicar tangencialmente para que la placa se desplace, estará dada por :

$$\tau = \frac{F}{S} = \eta \frac{V_0}{d}$$

$\eta$  es por definición la viscosidad del fluido, y  $V_0$  la velocidad de la placa superior. De una manera más general se tiene:

$$\tau = \eta \frac{dv}{dz}$$

En el caso del extracto espumado, podemos suponer en primera aproximación que las capas de burbujas se deslizan sin deformarse y que la viscosidad resultante proviene únicamente de la película de lí

quido de espesor  $2\epsilon$  que separa dos capas. Para una capa de espesor  $D=N(d_B + 2\epsilon)$  (  $N$  siendo el número de capas ) tendremos:

$$\tau = \bar{\eta} \frac{V_0}{D}$$

donde  $\bar{\eta}$  es la viscosidad aparente del espumado. Como sólo el líquido entre las burbujas interviene tendremos:

$$\tau = \eta_e \frac{V_0}{N \cdot 2\epsilon}$$

donde  $\eta_e$  es la viscosidad del extracto. Reemplazando tendremos:

$$\bar{\eta} = \eta_e \left( 1 + \frac{d_B}{2\epsilon} \right) \quad ( 34 )$$

y, utilizando la expresión ( 26 ) obtenemos :

$$\bar{\eta} = \eta_e \frac{0.81 \gamma^{-1/3} \gamma^{-1/3}}{0.81 \gamma^{-1/3} \gamma^{-1/3} - 1} \quad ( 35 )$$

que no depende sino de  $\gamma(0,P)$ . Esta expresión muestra que la viscosidad aparente del espumado es mayor que la del extracto, cosa que corresponde a la observación experimental.

### 3.2.2. Factores que afectan la espumación.

En la práctica industrial, la espumación se ve afectada por numerosos factores, que enumeramos a continuación:

- Características del extracto: Concentración y com

posición ( % de reprocesos y finos ). Estos factores alteran la viscosidad y la tensión superficial del extracto, e inciden en su comportamiento durante el proceso.

- Temperatura de operación de la espumadora: afecta la viscosidad y la tensión superficial del extracto.
- Velocidad del agitador ( Dasher ), que altera el tamaño de las burbujas.
- Temperatura de envío, sobretodo si esta varía en el tiempo, haciendo inestable la operación de la espumadora.
- Presión de envío, que puede variar con el grado de llenado de los tanques y alterar la presión de espumación.
- Presión y tipo de gas espumante.

La influencia exacta de algunos de estos factores está siendo estudiada actualmente en el LIQC.

En particular, se ha observado mediante mediciones efectuadas en la Fábrica, que la temperatura de espumación afecta el color del extracto espumado y el del producto terminado.

Este hecho está probablemente asociado con las variaciones del tamaño de las burbujas como lo vimos en el párrafo anterior.

#### 4.- L i o f i l i z a c i ó n .-

La liofilización es el método más apropiado para el secado de productos sensibles al calor y ricos en - sustancias volátiles, tales como el café u otros - productos alimenticios. Durante la liofilización, el