

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

46

FACULTAD DE QUIMICA



ANTEPROYECTO DE UNA PLANTA
LIOFILIZADORA DE CAFE SOLUBLE

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A N

BENITO MEDINA GALICIA
JUAN JOSE FLORES PEÑA



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

TESIS 1979

LAB. _____

ABO. M.T. _____

FECHA _____

PROC. _____

V. _____

119



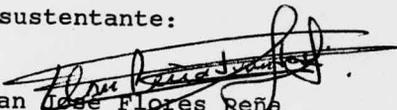
JURADO ASIGNADO

PRESIDENTE: PROF. ENRIQUE GARCIA GALEANO
VOCAL: ING. ENRIQUE RANGEL TREVIÑO
SECRETARIO: ING. ANTONIO FRIAS MENDOZA
1er. SUPLENTE: ING. ALEJANDRO GARDUÑO TORRES
2do. SUPLENTE: PROF. FEDERICO GALDEANO BIENZOBAS

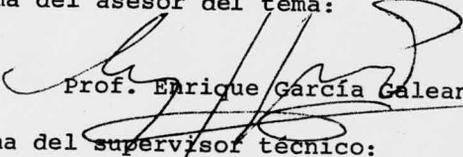
Sitio donde se desarrolló el tema:

Facultad de Química, UNAM.

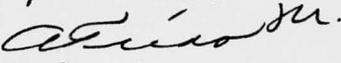
Nombre completo y firma del sustentante:


Juan José Flores Peña

Nombre completo y firma del asesor del tema:


Prof. Enrique García Galeano

Nombre completo y firma del supervisor técnico:


Ing. Antonio Frías Mendoza.

Cuando se tienen muchos problemas
debemos de estar felices que la -
vida nos ha dado la oportunidad -
de demostrar nuestra valía.

Al Ing. Antonio Frías Mendoza,
por su valiosa orientación para
la elaboración del presente tra
bajo y que tan grandemente ha -
colaborado a la formación de --
profesionistas en la Facultad -
de Química.

Agradezco al Ing. Enrique García Galeano
por su dirección y entusiasmo transmitido
para llegar al término del presente tra-
bajo.

Al Ing. Enrique Rangel Treviño
por su inapreciable colaboración
para la elaboración del presente
trabajo.

Al hombre y mujer:

que han sabido hacer de mi lo que soy,
a los generadores de mi ser.

Salvador Flores Garibay

Y

Juanita Peña de Flores.

Conciente de que no hay forma alguna de
compensar el inconmensurable capital --
que me han dado.

A la mujer:

que ha querido que caminemos por la vida
compartiendo alegrías, tristezas,
y que me ha dado la ilusión de mi vida

Un hijo

Sí

A

LUZ MARIA

A mi esposa que ha sido un apoyo insustituible desde el momento que tuve la fortuna de saber de su existencia.

Dedico en forma especial:

Al vuelo del Colibrí celestial

A la belleza de su colorido

A la agilidad de sus alas

A la velocidad de sus movimientos

Al amor y al odio inaceptable

Al orgullo

A la fe y la esperanza

Sí

A mi hijo

Juan Huitzilihuitl

A lo intangible pero existente

La UNAM y la

Facultad de Química de la misma.

Que no la forman los Edificios,

Que son cambiantes

Ni los alumnos que son momentáneos

Ni las autoridades que son un instante

Ni los maestros que son de momentos

Pero ahí están

Fueron, son y serán,

A mis compañeros:

De la Primaria, Secundaria,
Preparatoria y de la Facul-
tad de Química.

Los cuales tendre siempre -
presente como un bonito re-
cuerdo de los tiempos tan -
felices que disfruté con su
compañía.

Los dedos de la mano reciben
la misma sangre y son diferentes.

Los hermanos reciben lo mismo
y son diferentes también.

Dedico este esfuerzo
a los diferentes dedos que me acompañan.

Sí, a mis hermanos

Inés, Ramón, Jorge, Tina, Tere,

Pedro y Sergio.

INDICE GENERAL

Página

CAPITULO I

1.0	INTRODUCCION.....	1
-----	-------------------	---

CAPITULO II

2.0	CAFE.....	3
2.1	ANTECEDENTES HISTORICOS.....	3
2.2	TAXONOMIA.....	3
	2.2.1 Café Arábigo.....	4
	2.2.2 Café Robusta.....	5
	2.2.3 Café Liberiano.....	5
	2.2.4 Café Excelsa.....	6
2.3	ENFERMEDADES Y PLAGAS.....	7
	2.3.1 Plagas.....	7
2.4	REQUERIMIENTOS DE CULTIVO.....	7
2.5	BENEFICIO DEL FRUTO.....	11
	2.5.1 Clasificación.....	12
	2.5.2 Rendimiento.....	12
2.6	IMPORTANCIA SOCIO ECONOMICA DEL CULTIVO.....	13
	2.6.1 Localización.....	13
	2.6.2 Superficie , rendimiento y producción nacional.....	14
2.7	ESTRUCTURA PRODUCTIVA.....	14
2.8	PARTICIPACION DEL CAFE EN LA BALANZA COMERCIAL AGRICOLA Y EN LA DEMANDA DE LA MANO DE OBRA DEL SECTOR AGROPECUARIO.....	15
2.9	IMPORTANCIA DE MEXICO EN LA PRODUCCION MUNDIAL DEL CAFE.....	16

3.0	PROCESO DE LIOFILIZACION.....	17
3.1	GENERALIDADES.....	17
3.1.1	Historia.....	17
3.1.2	Liofilización.....	17
3.2	TRANSFERENCIA DE MASA Y CALOR.....	21
3.2.1	Transferencia de calor desde una superficie de calentamiento a una capa de material granular.....	23
3.2.1.1	Convección.....	23
3.2.1.2	Conducción.....	23
3.2.2	Relación entre la transferencia de calor a la capa y la sublimación de los cristales de hielo cuando se están liofilizando las partículas.....	26
3.2.2.1	Temperatura de la superficie de -- las partículas dentro de la capa..	26
3.2.2.2	Tiempo de secado de la capa.....	28
3.3	BASES TECNICAS PARA LA LIOFILIZACION DEL CAFE.....	29
3.3.1	Variables del proceso que controlan la calidad del producto final.....	31
3.3.2	Estudio del efecto de enfriamiento y liofilización sobre el producto final.....	33
3.3.3	Técnicas para la evaluación de la calidad..	36
3.3.3.1	Color.....	36
3.3.3.2	Densidad de bulto.....	36
3.3.3.3	Resistencia mecánica.....	36
3.3.3.4	Retención del sabor.....	37
3.3.4	Resultados.....	38
3.3.4.1	Color.....	38
3.3.4.2	Densidad de bulto.....	40
3.3.4.3	Resistencia mecánica.....	43
3.3.4.4	Retención del sabor.....	44
3.4	Conclusión de los resultados.....	46

3.5	CONTROL DE CALIDAD DE MATERIA PRIMA.....	47
	3.5.1 Pruebas adicionales.....	48
CAPITULO IV		
4.0	CONSIDERACIONES PARA LA SELECCION DEL EQUIPO Y SU CAPACIDAD EN LA PREPARACION DEL EXTRACTO DE- CAFE.....	49
4.1	ASPECTOS GENERALES.....	49
	4.1.1 Preproceso.....	50
	4.1.2 Liofilización.....	51
	4.1.2.1 Congelamiento.....	51
	4.1.2.2 Secado.....	53
	4.1.2.3 Envasado.....	55
	4.1.2.4 Control de calidad.....	56
4.2	ALMACENAMIENTO.....	56
4.3	TOSTADO.....	57
	4.3.1 Procedimientos de tostado.....	57
	4.3.1.1 Tostado continuo.....	57
	4.3.1.2 Tostado y apagado.....	58
	4.3.2 Condiciones de operación.....	58
	4.3.3 Descripción del equipo.....	59
	4.3.3.1 Dimensiones y condiciones generales.....	60
4.4	MOLIENDA.....	64
	4.4.1 Cálculo del molino.....	65
	4.4.2 Descripción del equipo.....	66
4.5	EXTRACCION.....	67
	4.5.1 Historia.....	67
	4.5.2 Bases.....	67

4.5.2.1	Humidificación.....	67
4.5.2.2	Extracción de solubles.....	68
4.5.3	Formación de material soluble por hidrólisis.....	68
4.5.4	Cálculo del equipo.....	70
4.5.4.1	Cálculo por método de Baker...	70
4.5.4.2	Cálculo por método de Mc Cabe "and" Smith.....	74
4.5.5	Dimensiones de la torre.....	76
4.5.6	Sistema de calentamiento de agua.....	77
4.5.7	Dimensiones y condiciones generales....	83
4.5.7.1	Torres de extracción.....	83
4.5.7.2	Accesorios.....	84
4.5.8	Procedimiento de operación.....	85
4.6	ENFRIAMIENTO DEL EXTRACTO.....	88
4.6.1	Cálculo.....	88
4.6.2	Descripción del equipo.....	92
4.7	FILTRACION.....	93
4.7.1	Selección.....	93
4.8	CONCENTRACION POR CONGELAMIENTO.....	94
4.8.1	Cálculo.....	95
4.8.2	Descripción de los equipos.....	100

CAPITULO V

5.0	SISTEMA DE LIOFILIZACION.....	104
5.1	TANQUE DE DIA.....	105
5.1.1	Descripción.....	106

	Página
5.2 BOMBA ALIMENTACION AL CILINDRO CONGELADOR.....	106
5.3 CILINDRO CONGELADOR.....	107
5.3.1 Balance de calor.....	108
5.3.2 Diámetro del cilindro.....	111
5.3.3 Distribución de espreas.....	112
5.3.4 Efecto refrigerante.....	112
5.3.5 Compresor de amoniaco para tambor de congelamiento y cuarto de enfriamien to de charolas.....	113
5.4 GRANULADOR.....	114
5.5 CRIBA VIBRATORIA.....	115
5.6 LIOFILIZADOR.....	116
5.6.1 Cálculos.....	117
5.6.1.1 Especificaciones del produc- to liofilizado.....	118
5.6.1.2 Balance de masa y calor en el liofilizador.....	119
5.6.1.3 Velocidad de sublimación.....	119
5.6.2 Dimensiones del gabinete y número de - charolas.....	121
5.6.3 Condensadores de superficie.....	123
5.6.4 Sistema de vacío.....	126
5.6.4.1 Cálculo para la selección.....	127
5.6.5 Sistema de transporte de charolas.....	129
5.6.6 Enfriador de charolas.....	130
5.6.6.1 Cálculo del evaporador.	131
5.6.7 Almacén de charolas y homogeneizador de temperatura.....	136
5.6.7.1 Cálculo del evaporador.....	140
5.7 ACONDICIONAMIENTO DE AIRE DE CUARTO DE EQUIPOS.	141
5.8 COMPRESOR DE AMONIACO PARA ENFRIADOR, CRISTALI- ZADOR Y ACONDICIONAMIENTO DE AIRE.....	148

	Página
5.9 LAVADOR DE CHAROLAS.....	149
5.10 ENVASADO.....	149
CAPITULO VI	
6.0 EVALUACION ECONOMICA DEL ANTEPROYECTO.....	151
6.1 FUTURO.....	151
6.2 PRONOSTICO DE VENTAS.....	158
6.3 MODELO MATEMATICO PARA EL PRONOSTICO DE VENTAS...	158
6.3.1 Comprobación de la ecuación por el método estadístico de Durbin y Watson.....	160
6.4 EVALUACION DEL PROYECTO.....	163
6.4.1 Inversión permanente.....	163
6.4.1.1 Costos Directos.....	163
6.4.1.2 Provisiones.....	165
6.4.1.3 Costos Indirectos.....	165
6.4.2 Capital de trabajo.....	167
6.4.3 Cálculo del precio de venta.....	168
6.4.3.1 Costo de Producción.....	168
6.4.3.2 Costos Generales.....	169
6.4.3.3 Costo de Ventas.....	169
6.4.4 Evaluación económica del proyecto.....	170
CAPITULO VII	
7.0 CONCLUSIONES.....	172
BIBLIOGRAFIA.....	178

C A P I T U L O I

INTRODUCCION

Siempre el hombre ha tratado de obtener productos de mayor calidad y una mayor semejanza a las cualidades de los productos naturales.

En la elaboración de café soluble, siempre se ha tratado de obtener un producto de fácil preparación, con el sabor, aroma y apariencia del producto natural.

Con el proceso de liofilización, se obtiene un producto con sabor y aroma muy próximo a los productos naturales, además de una gran estabilidad de almacenamiento, ya que la deshidratación se efectúa a bajas temperaturas y presiones reducidas, disminuyendo las pérdidas de volátiles aromáticos evitando la degradación.

En este trabajo se presenta el anteproyecto para la elaboración de café soluble por liofilización, con las siguientes bases: situación del cultivo de café en México, variedades del cultivo, zonas principales de cultivo, importancia socioeconómica del café, y un panorama de la producción mundial del café.

Con respecto al análisis teórico se presenta el mecanismo del proceso de liofilización, transferencia de masa y calor, transferencia de calor desde una superficie de calentamiento a una capa de material granular, estudios experimentales de los cuales se obtuvieron los resultados que son las bases del ante-

proyecto de la planta, por lo tanto son las variables que controlan la calidad del producto, además técnicas para la evaluación de la materia prima y del producto final.

Se seleccionan las técnicas para las operaciones de: - tostado, molienda, extracción, concentración, congelamiento, - granulación, deshidratación y empaque; así como los equipos - requeridos para efectuar dichas operaciones.

Por último se hace una evaluación económica del anteproyecto de la planta liofilizadora del café soluble.

C A P I T U L O I I

CAFE

2.1 ANTECEDENTES HISTORICOS. No se sabe si el café o cafeto es originario de Abisinia o de Arabia. A fines del siglo-IX fueron conocidas sus propiedades y se comenzó su cultivo en Arabia. En 1616 se llevó la planta de Moka a Holanda y en 1658 se comenzó a cultivar en Ceylán. En 1696 fué llevada a Java. - En 1714 se llevó una planta a París y se cree que de ella proviene el café de América. En 1715 se comenzó a cultivar en Sto. Domingo y en Puerto Rico, por el año de 1723 se comenzó a cultivar en Brasil. Se cree que en 1790 se comenzó a cultivar en México con semillas traídas de las Antillas.

2.2 TAXONOMIA. El café corresponde al género *Coffea*, que consta de 25 a 40 especies originarias de las regiones tropicales de Asia y Africa. Pertenece a la *coffeoideae* de la familia *Rubiaceae*.

La principal dificultad para la exactitud en la clasificación botánica surge del hecho de que los cafés como los cí--tricos y algunos otros cultivos frutales son sumamente polimorficos, debido entre otras razones a que se trata de especies - que sufren frecuentes mutaciones inducidas por las variaciones del medio ambiente en que se cultivan.

En la actualidad se acepta la existencia de cuatro gran

des grupos de cafés:

2.2.1 CAFE ARABIGO (c. Arabica L) es originario de Abisinia.

Se trata de un arbusto pequeño, de hojas lustrosas y pequeñas, de forma oval o elíptica, agudas en la base, onduladas, siempre vivas, flores fragantes, de color blanco ó cremoso. La Baya oblonga, elíptica más o menos de 1.5 cm. de largo, al principio de color verde, después de color rojo y con el tiempo de color azul-negro. Las semillas varían en tamaño de 8.5 a 12.7 mm. de largo. El cafeto de esta especie es notable por su resistencia a la sequía y por su poder de adaptabilidad. Esta especie es la que más se cultiva en el país, probablemente es la que se introdujo a Cuba y Guatemala, de donde se extendió a México.

En la literatura científica se han descrito numerosas variedades botánicas de esta especie; entre ellas las de mayor importancia en México corresponden a: C. Arábiga variedad Laurina y C. Arábiga variedad Bourbon. Otras plantas cultivadas de interés dentro de esta especie son: la C. Arábiga variedad caturra, una variedad del café Bourbon, notable por su resistencia la roya (*hemileia Vastatrix*) y por sus grandes rendimientos de excelente café.

2.2.2 CAFE ROBUSTA (C.CANEPHORA). Es originario de -- los bosques Ecuatoriales de Africa.

Se trata de un arbusto liso, con hojas anchas que a -- veces adquieren una apariencia corrugada y ondulante, oblonga elíptica cortas, redondeadas o ampliamente acufiadas en su base, y de prominentes nervaduras produciendo una sombra muy -- densa. Tiene flores blancas, algunas veces ligeramente difusas con rosa. Las bayas ampliamente elipsoides, más o menos -- de 8-16 mm, estriadas cuando secas. La planta es muy variable en su estado silvestre, se considera como la especie más alta; es resistente a la roya (hemileia Vastatrix).

Las variedades principales de esta especie son:

C. Canephora - Variedad Welwitsch lll. C. Canephora -- variedad Congensis; C. Canephora: variedad Uganda.

2.2.3 CAFE LIBERIANO (C.LIBERICA) es originario de -- los alrededores de Monrovia en Liberia.

Es un arbusto liso. Las hojas son más bien grandes, -- brillantes, ampliamente elíptica, corta, un tanto ondulada, -- delgada. Sus flores son blancas reunidas varias en racimos, -- axilares, alcanzan más o menos de 3-5 cms. de largo. La baya- oval, más o menos de 2.5 cms de largo, al principio roja; des -- pués, negra cuando está madura, arrugada cuando está seca. La semilla es de 1.27 cms. ó un poco más. Es resistente a la se -- quía, pero su importancia depende de su gran resistencia a --

los hongos que atacan al follaje, por tal razón es extensamente cultivada en Ceylán y Java.

Su principal defecto estriba en que produce granos de baja calidad, poco aromático y la altura que el arbusto alcanza es de 10 a 15 m. Entre las variedades de esta especie se han identificado principalmente a C. Liberica - variedad Indeniensis; C. Liberica - variedad Liberiensis y C. Liberica variedad Ivorensis.

2.2.4 CAFE EXCELSA (C. EXCELSA) originario de la región semiárida de Lago Chad.

Se trata de un árbol con hojas grandes de 6 - 15 m de altura, con la corteza grisasea y rayada longitudinalmente. Las hojas varían en tamaño pero son más ó menos abovadas, lanceoladas, con la punta angosta y aguda en el ápice.

Las bayas son ovoides y un poco comprimidas de 17 - 18 mm. de largo, y de 15 mm. de ancho. Los cafés del grupo excelsa se han cultivado en pequeñas superficies comerciales, debido a que se trata de un árbol de gran altitud, lo cual dificulta la pizca de la fruta. Su gran cualidad es su resistencia a las enfermedades.

No se ha logrado identificar con precisión, algunas variedades de esta especie, pero en todo caso se le considera -- muy semejante en sus características a la Coffea Liberica.

2.3 ENFERMEDADES Y PLAGAS.

Las enfermedades y plagas constituyen un factor que reduce la producción cafetalera y su intensidad está en función de las condiciones ecológicas en que se localizan las plantaciones. El Instituto Mexicano del Café estima que anualmente se pierden en el país por dicho concepto, alrededor de 350 millones de pesos.

Entre las enfermedades y plagas más sobresalientes en nuestro país destacan:

I. ENFERMEDADES: Estrangulamiento del talluelo del Cafeto en vivero., requemo del Cafeto (*Phoma Costarricensis*); - ojo de Gallo (*Mycena Citricolor*), Koleroga (*Corticium Kolaroga*), mancha de hierro (*Cercospora Coffeicola*).

2.3.1 PLAGAS: Roya del cafeto. (*Hemileia Vastatrix*). Esta plaga está considerada como la más grave, ya que a parte de contagiar a las demás plantas muy rápidamente reduce el --rendimiento hasta en un 35% según estimaciones hechas por el INMECAFE - piojo harinoso (*Pseudo-coccus citri rissu*); chacua tete (*Idia Arthiron Subcuadratum*), palomilla blanca (*mano fla*ta *pallaesceus*), broca del grano del café ó barrenador de la Baya (*Stephanoderes hampei*).

2.4 REQUERIMIENTOS DE CULTIVO.

Un cafeto o arbusto de café tarda aproximadamente cua-

tro años para entrar en plena actividad. Se puede reproducir - por estacas de las ramas y por injerto, pero el método común - es por semilla. Se seleccionan los árboles que tienen las mejores características obteniéndose de esta manera las semillas.- Una vez que se han recogido las cerezas se despulpan y se sumergen en agua de lejía para eliminar la pulpa. Al lavar las - semillas se notará que algunas flotan por poco peso, éstas son deshechadas.

De los granos sumergidos se escogerán los mejores para efectuar la plantación. Puede hacerse la siembra en el lugar de definitivo pero lo común es efectuarla en almorcigos donde se -- cuidan las pequeñas plantas hasta que tienen 2 o 4 pares de - hojas, de allí se trasplantan al vivero para seleccionar final mente las plantas y de allí se llevan al lugar definitivo.

La semilla de café conserva su poder germinativo 3 o 4- meses, después de 8 ya no germinan.

La distancia a la cual se planta el cafeto varía con la clase de Tierra, con el clima, y con la variedad entre 1.7 y - 2.25 m. entre plantas y surcos.

Las plantaciones viejas y que no han sido anteriormente cuidados es conveniente hacer la poda radical, esto es, se cor ta el tronco a una altura de 50-70 cm. para que se rejuvenezca el cafetal.

La planta para su mejor desarrollo requiere de un cier-

to grado de sombra (En algunas variedades y condiciones del clima no se requiere) y se hace necesario una fertilización adecuada del arbusto, así como protegerlo de plagas que pueda ocasionarle el medio.

El clima de la región de origen del café es caliente y húmedo, la temperatura propia para esta planta son 21°C como media anual, con una mínima 12°C, y una máxima de 26°C.

Se ha cultivado con éxito a los 20° de latitud norte y 38° de latitud sur.

En diversos países crece desde el nivel del mar hasta los 1700 m. de altura, pero en otros tiene su zona de cultivo limitada.

Las variedades *coffea robusta* y *Liberica* prefieren una altitud inferior de 850 m. La variedad *coffea Arabica* crece mejor sobre los 850 m. de altitud.

La precipitación pluvial debe ser abundante y bien distribuida, el exceso de agua, si el terreno no está bien drenado produce un vicio en el desarrollo del follaje con perjuicio de la producción del fruto.

En muchos climas no es necesario dar sombra al café, pero en algunos es indispensable, para defenderlo de los rayos directos del sol y para mantenerlo en una atmósfera más húmeda.

En los primeros años y en terreno descubierto se pue--

de sembrar plantas para sombrear el cafetal nuevo, como para -
obtener algún producto del terreno.

En el sur de México en los plantíos se usan las siguien
tes especies:

Plátano,	Muso paradisiaca.
Huizache,	Acacia albicans
Huamuchil,	Mimosa unguiscati
Cuajinicuil,	Inga eduty
Cuajinicuil blanco,	luga Radiaus
Mango,	Manguifera Indica.

La época en que se efectúa la cosecha, varía según las-
condiciones climatológicas de la región, en México generalmen-
te empieza en noviembre y termina en enero.

La producción por árbol oscila de 1/2 a 5 kgs, depen- -
diendo de las condiciones del cultivo, pues se ha visto que a-
mayor altura es mayor la producción.

La Recolección se debe efectuar a mano, para que se se-
leccione únicamente el fruto maduro ya que la calidad del gra-
no depende del grado de madurez del fruto.

El mejor café se produce en aquellas áreas que se encuen
tran en altitudes de 1200 a 1700 m, donde la precipitación plu-
vial anual es de 2000 a 3000 mm y la temperatura media anual es
de 16 a 22°C. El café prospera en un suelo profundo, bien prepa
rado, Los limos volcánicos son ideales, la reacción del suelo -

debe ser más bien ácida, un rango de acidez del suelo, que fluctúa entre un PH 4.2 y 5.1 se considera la mejor para el café arábigo.

2.5 BENEFICIO DEL FRUTO.

En el momento en que se cosecha el fruto se presenta un color rojo, uniforme y de forma casi redonda, esto es lo que se conoce con el nombre de "CAFE CEREZA".

Posteriormente se efectúa el "Beneficio" del fruto, previa revisión del grado de madurez y sanidad del grano.

Más tarde se somete a la clasificación para lo cual se surmergen en un tanque llamado "SIFON" donde los cafés vanos, verdes y secos quedan a flote, desechandose por mala calidad.

Una vez clasificado el grano se pasan a la máquina -- despulpadora, el cual se procede a eliminar del grano de la cáscara roja y de la pulpa que lo envuelve. Este residuo se puede utilizar como abono químico, como alimento para ganado, o bien, puede industrializarse para extraer la cafeína.

Ya liberado el grano, se fermenta con el propósito -- de desprender del grano el mucilago que lo cubre; esta etapa se considera la más importante del proceso de transformación del producto ya que de ella depende la calidad de éste.

La etapa siguiente es el secado del grano. Este se --

efectúa con el fin de acondicionar el grano a la humedad necesaria para la buena calidad del café. Se recomienda una humedad de 12% como la necesaria para tal fin. El secado puede hacerse usando la energía solar en asoleaderos especialmente construidos para tal fin. El café se deposita en los asoleaderos en capas de un espesor de 8 a 10 cms. El tiempo de secado es alrededor de 6 a 7 días. Debido a los tiempos de secado tan largos, este método está cayendo en desuso y se está generalizando el uso de secadores aire a una temperatura de 60 a 70° centígrados. En esta etapa se obtiene el café "pergamino".

Una vez formado el café "pergamino" se lleva a cabo el beneficio seco del café, el cual consiste en quitar el último caparazón o "pergamino" en máquinas llamadas morteadoras, las cuales deben estar bien calibradas, para evitar que el grano se rompa. Al término de esta etapa se obtiene el llamado café "oro", el cual es de color verde.

2.5.1 CLASIFICACION. Debido a las exigencias del mercado, el café se clasifica para obtener las diferentes clases de café que se venden en el mercado, las cuales se les denomina: caracolillo, planchuela de primera y planchuela de segunda.

2.5.2 RENDIMIENTO. Con el objeto de tener una idea aproximada de las equivalencias entre las diferentes etapas de la transformación del producto, se puede señalar que la Di-

rección General de Agricultura de la S.A.R.H. estima que:

De 100 Kgs. de cereza se obtienen 23 kg de café pergami-
no

De 100 Kgs. de cereza se obtienen 18.4 kgs de café "oro"

De 100 Kgs de café pergamino se obtienen 80 Kgs de café-
"oro"

De 100 Kgs de café "oro" se obtienen 83 Kgs de granos --
planchuela para exportación.

De 1000 Kgs de cereza se obtienen 3.066 sacos (60 Kgs/sa-
co) de granos para exportación.

2.6 IMPORTANCIA SOCIO-ECONOMICA DEL CULTIVO.

2.6.1 LOCALIZACION. La producción nacional de café se -
concentra principalmente en los estados de Chiapas, Veracruz y-
Oaxaca, los cuales debido principalmente a condiciones ecológi-
cas óptimas para el cultivo producen en conjunto alrededor del-
82% de la producción del país y concentran un 77% de la superfi-
cie nacional plantada con cafetos.

En la tabla 2.1 y 2.2 se analiza para el quinquenio 1972
- 1976 cómo fué la distribución por estados productores, del --
área cultivada y la producción interna, respectivamente.

En Chiapas, principal estado productor se distingue en--
tre zonas productoras importantes: El Soconusco, la altiplani--
cie Chiapaneca y la Región Ceniro.

En el estado de Veracruz las zonas productoras de café - más importantes se localizan en: Córdoba, Coatepec, Tlapacoxan, Los Tuxila y Plan de Ayala.

2.6.2 SUPERFICIE, RENDIMIENTO Y PRODUCCION NACIONAL.

En el país, la superficie cosechada de café se ha mantenido durante los últimos seis años, en una área aproximada a - las 370,000 hectáreas.

En la tabla 2.3, se observa la variación de la superficie cosechada, de los rendimientos y de la producción nacional del café durante los últimos 12 años, así es como en 1976 la - superficie cosechada fué de 370,278 hectáreas con un rendimiento medio nacional de 573 Kgs/ha obteniéndose ese año una producción de 212,200 toneladas de café en el país.

Se infiere de esta tabla 2.3 que la producción nacional se ha mantenido relativamente estable durante el último quinquenio 1972 - 1976.

2.7 ESTRUCTURA PRODUCTIVA.

La estructura productiva del cultivo del café, se caracteriza en el país, por un elevado grado de concentración de - la superficie plantada y de la producción nacional.

Es así como, en el ciclo agrícola 1969 - 1970 el 2% de las plantaciones disponían del 31.5% del área nacional cultivada y del 33.5% de la producción mexicana del café. En contras-

te con ello, el 45% de las plantaciones (que disponen de una superficie media individual de 0.7 Hectáreas) en su conjunto sólo representan el 8.5% del área cultivada y el 7.5% de la producción total del país.

En la figura Tabla 2.4 se puede observar además que el más alto rendimiento por unidad de superficie cultivada se obtiene en aquellas plantaciones mayores de 20 hectáreas, las cuales tienen la posibilidad de realizar una más alta combinación de los recursos productivos de que disponen: tierra, capital, mano de obra, crédito y asistencia técnica.

2.8 PARTICIPACION DEL CAFE EN LA BALANZA COMERCIAL -- AGRICOLA Y EN LA DEMANDA DE MANO DE OBRA DEL SEC-- TOR AGROPECUARIO.

El valor de las exportaciones de café representa aproximadamente un tercio (31%) del valor total de las exportaciones del sector agrícola, lo cual otorga el cultivo una importancia significativa en la balanza comercial agropecuaria nacional.

En la figura Tabla 2.5 se observa con claridad la creciente influencia del café en el valor de las exportaciones en el sector agrícola en el transcurso de los últimos 5 años.

En lo que respecta a la demanda de mano de obra del cultivo, se estima que no menos de 200,000 personas trabajan en forma permanente en la cafeticultura. A ello hay que agregar el hecho de que en la recolección de la cosecha (que dura apro

ximadamente 6 meses) y en el proceso de beneficio industrial-
del fruto trabajan alrededor de 300,000 personas.

2.9 IMPORTANCIA DE MEXICO EN LA PRODUCCION MUNDIAL DE- CAFE.

Se estima que la producción mundial de café es de 4.5-
millones de toneladas cada año.

Como se constata en la figura Tabla 2.6 la producción
mexicana representa un 5.3% del volumen mundial de producción.
Brasil y Colombia destacan como los principales países produc-
tores mismos que aportan un 29% y un 12% de la producción mun-
dial, respectivamente.

T A B L A 2.1

CAFE; SUPERFICIE NACIONAL CULTIVADA, Y PRINCIPALES ESTADOS PRODUCTORES.PERIODO 1972-76

(EN HAS.)

E S T A D O S	1972	1973	1974	1975	1976	PROMEDIO	IMPORTANCIA RELATIVA (%)
CHIAPAS	118,600	121,000	121,000	131,000	133,770	125,074	33.6
VERACRUZ	90,671	92,030	92,308	92,920	93,920	93,470	24.8
OAXACA	76,819	77,744	61,476	62,091	62,100	68,046	18.3
GUERRERO	34,750	34,150	35,000	35,000	25,000	32,900	8.9
PUEBLA	22,185	22,300	22,300	22,300	22,500	22,317	6.0
OTROS	30,889	31,362	31,362	30,243	32,988	31,244	8.4
TOTAL NACIONAL	373,914	378,586	363,446	373,554	370,278	373,051	100.0

FUENTE: D.G.E.A.

T A B L A 2.2

CAFE: PRODUCCION NACIONAL Y PRINCIPALES ESTADOS PRODUCTORESPERIODO 1972-76

(EN TONS)

E S T A D O S	1972	1973	1974	1975	1976	PROMEDIO TOTAL	IMPORTANCIA RELATIVA (%)
CHIAPAS	75,184	93,895	94,130	90,000	101,700	90,982	42.2
VERACRUZ	50,232	49,604	49,446	55,301	47,586	50,434	23.1
OAXACA	40,023	40,660	39,189	39,738	24,840	36,890	17.3
GUERRERO	15,837	14,942	15,050	21,000	14,000	16,166	7.3
PUEBLA	10,249	10,369	10,213	10,378	10,479	10,338	4.7
OTROS	11,937	12,246	12,739	11,847	13,595	12,473	5.7

TOTAL NACIONAL: 203,462 221,716 220,767 228,264 212,200 217,283 100.0

FUENTE: D.G.E.A. SARH.

T A B L A 2.3

CAFE: SUPERFICIE COSECHADA, RENDIMIENTO Y PRODUCCION NACIONAL.

PERIODO 1965-1976

AÑOS	SUPERFICIE COSECHADA (HAS)	PRODUCCION (TONS)	RENDIMIENTO (KG. HA)
1965	350,059	162,149	463
1966	353,978	183,005	517
1967	387,655	224,505	579
1968	383,518	212,655	554
1969	307,984	172,734	561
1970	328,573	183,293	564
1971	380,597	187,496	493
1972	373,914	203,463	544
1973	378,563	221,716	586
1974	363,446	220,767	607
1975	372,646	214,271	575
1976	370,278	212,200	573

FUENTE: CONSUMOS APARENTES D.G.E.A.

SARH.

T A B L A 2.4

MEXICO: CARACTERISTICA DE LA CAFETICULTURA POR TAMAÑO, SUPERFICIE, PRODUCCION
Y RENDIMIENTO.

(CICLO 1969 - 1970)

TAMAÑO (HECTAREAS)	PLANTACIONES		SUPERFICIE (HAS)			PRODUCCION*			RENDIMIENTOS**
	NUMERO	%	TOTAL	%	MEDIA	TOTAL	%	MEDIA	
0.1 a 1	41,564	44.9	29,268.23	8.5	0.7	229,676	7.5	5.5	7.8
1.1 a 5	38,878	42.0	106,840.97	30.9	2.7	931,456	30.2	24.0	8.7
5.1 a 10	7,437	8.0	36,996.04	16.5	7.7	495,887	16.1	66.7	8.7
10.1 a 20	2,906	3.1	44,228.68	12.8	15.2	390,399	12.7	134.3	8.8
20.1 a 50	1,408	1.5	46,768.36	13.5	33.2	419,836	13.6	298.2	9.0
50.1 a 100	308	0.3	22,291.84	6.4	72.4	202,861	6.6	658.6	9.1
más de 100	204	0.2	39,508.78	11.4	193.7	408,885	13.3	2,004.3	10.3

T O T A L: 92,705 100.0 325,902.90 100.0 3.7 3'079,000 100.0 33.2 8.9

* SACOS DE 60 Kgs.

** SACOS DE 60 Kgs./Ha.

FUENTE: REGISTRO DE PRODUCTORES DE CAFE: I.M.C. MEXICO 1970

GOICOECHEA 1971.

T A B L A 2.5

MEXICO: VALOR DE LAS EXPORTACIONES DE CAFE EN RELACION CON LAS EXPORTACIONES
DEL SECTOR AGROPECUARIO

VALOR EN - MILLONES - DE - PESOS

1971 - 1976

AÑOS	TOTAL AGRICOLA	CAFE	IMPORTANCIA RELATIVA (%)
1971	9,284	914	9.8
1972	11,979	1,188	9.9
1973	14,273	2,202	15.4
1974	16,245	2,011	12.4
1975	14,345	2,487	17.3
1976	20,769	6,441	31.0

T A B L A 2.6

CAFE:PRODUCCION MUNDIAL Y PRINCIPALES PAISES PRODUCTORES.

AÑO - 1975

PAISES	PRODUCCION (MILES DE TONS)	PARTICIPACION RELATIVA (PORCENTAJE %)
BRASIL	1,300	29.0
COLOMBIA	540	12.0
IVORY COAS (AFRICA)	280	6.2
MEXICO	240	5.3
INDONESIA	186	4.1
UGANDA	180	4.0
GUATEMALA	165	3.7
ETIOPIA	150	3.4
EL SALVADOR	146	3.3
INDIA	92	2.1
OTROS	1,207	26.9
PRODUCCION MUNDIAL	4,486	100.0

FUENTE: ANUARIO DE PRODUCCION F.A.O.

C A P I T U L O I I I

PROCESO DE LIOFILIZACION

3.1 GENERALIDADES.

3.1.1 HISTORIA.

Los primeros experimentos artificiales de liofilización se iniciaron en 1890 aproximadamente, por ALTMANN.

Hace más de 30 años la liofilización se introdujo en -- gran escala para la producción de plasma seco y productos sanguíneos, pocos años después, la penicilina fue preparada en escala industrial en la forma liofilizada por E. B. CHAIN y, subsecuentemente, otros antibióticos y numerosos materiales biológicos han sido procesados por tecnología similar. Desde este - período la liofilización se ha expandido en la industria farmacéutica y de alimentos y está a punto de ser aceptada en la amplia industria química. Esta rápida evolución sin embargo no - ha seguido los caminos inicialmente previstos y muchas áreas - en las cuales se había previsto un gran desarrollo están todavía en sus inicios.

3.1.2 LIOFILIZACION.

La liofilización es una operación múltiple en la cual - el material a ser estabilizado es congelado por enfriamiento a bajas temperaturas, secado por sublimación directa del solvente congelado, generalmente bajo presión reducida; almacenado -

el producto seco bajo condiciones controladas, libre de oxígeno, vapor de agua, libre de aire, en envases opacos, llenados en presencia de gases inertes.

En la mayoría de los casos el solvente será agua, ya -- que generalmente se aplica a sistemas hidratados, sin embargo esto se puede aplicar a sistemas no acuosos, ya sea con solventes orgánicos puros, solventes minerales o con una mezcla.

En la liofilización el agua se elimina por transferencia del estado sólido "(Hielo)" al estado gaseoso "(Vapor de agua)" como se ilustra en la Figura 3.1; como se -- puede ver en este diagrama, esta operación (sublimación) puede ser únicamente realizada cuando la presión de vapor y la temperatura de la superficie del hielo, en la cual, la sublimación se lleva a cabo, están abajo del punto triple (4.5 torr de presión abs. y una temperatura de 0°C). La relación entre la presión de vapor de hielo y su temperatura abajo del punto triple se muestran en la Figura 3.2, teóricamente la presión de vapor del agua en los alimentos que contienen cristales de hielo, debe desde luego, ser igual a la presión de vapor de este hielo si se encuentran en equilibrio. En efecto, el diagrama de la -- Figura 3.2 debería también representar la presión de vapor de agua en los alimentos congelados como una función de la temperatura, dada la existencia de una fase de hielo. Medidas tomadas de la presión de vapor del bacalao congelado, realizados --

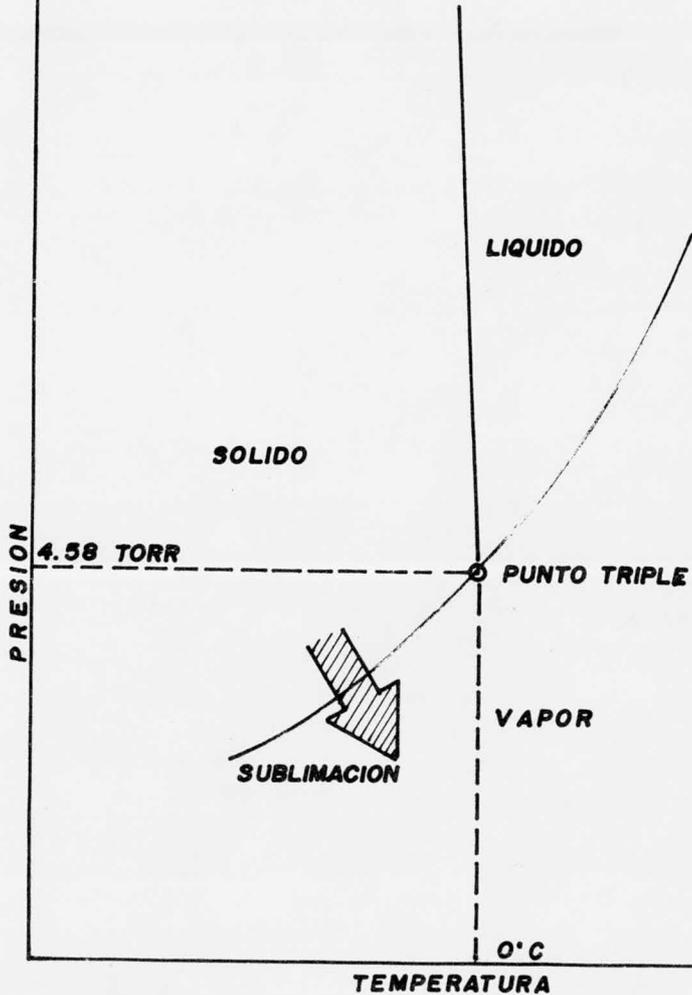


FIG. 3-1 DIAGRAMA DE FASES DEL AGUA Y REPRESENTACION DEL PROCESO DE SUBLIMACION.

TESIS PROFESIONAL
 FACULTAD DE QUIMICA U N A M

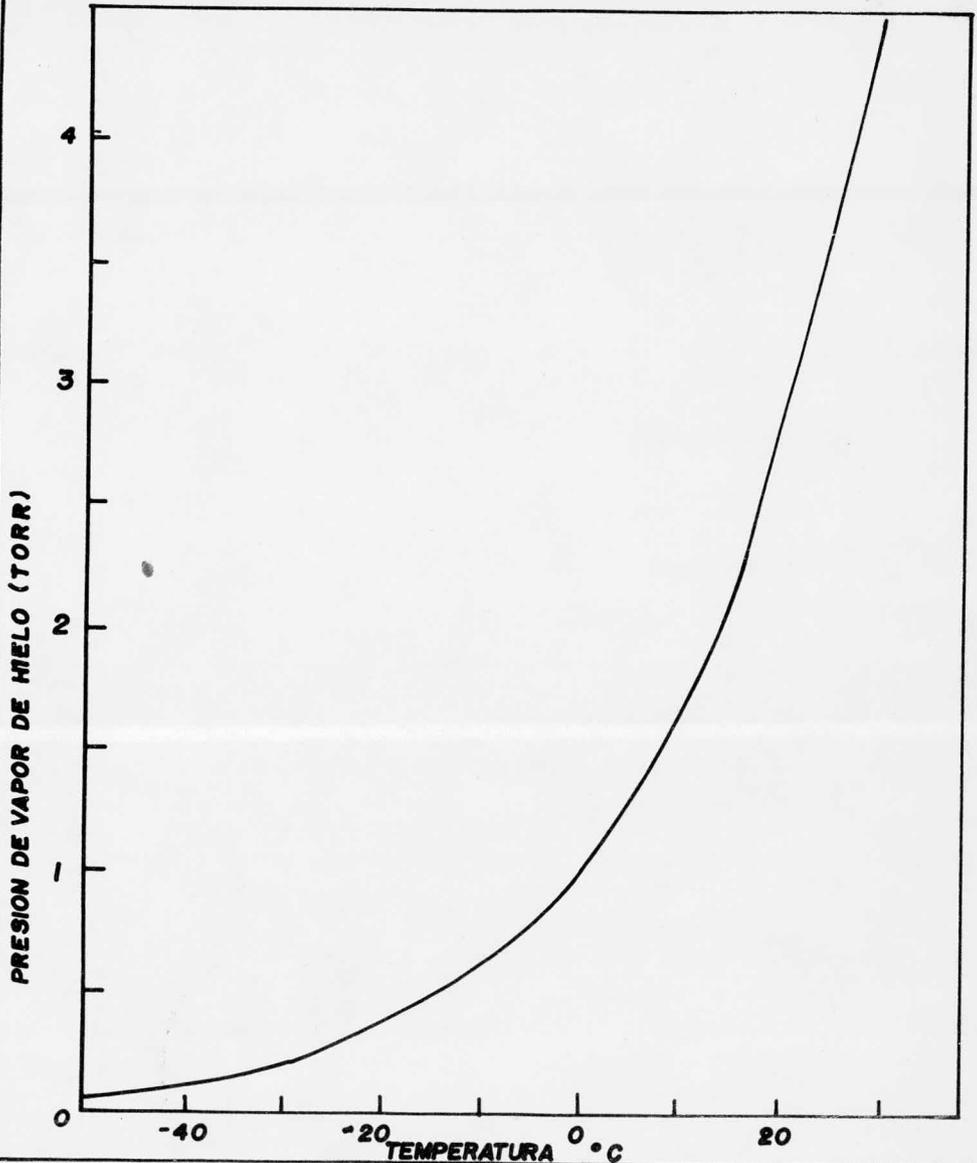


FIG.3-2 PRESION DE VAPOR DEL HIELO.

TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUIMICA U N A M

por STOREY AND STAINSBY, estuvieron de acuerdo con la regla - anteriormente mencionada, pero DYER reportó presiones más bajas en carnes congeladas atribuyendo a este fenómeno a la interacción con las proteínas. Investigaciones recientes indican que la presión parcial en soluciones parcialmente congeladas y alimentos congelados, es verdaderamente más baja que la presión de vapor del hielo a la misma temperatura.

Una demostración experimental convincente, dos tubos, - uno conteniendo agua y otro con solución de sal fisiológica, - fueron colocados en la misma temperatura constante, se congelaron y equilibraron. El espacio superior sobre cada sustancia fue entonces conectado, y se observó una transferencia -- continua de vapor del hielo a la solución de sal congelada, - indicando una diferencia de presión entre ambos tubos, la sublimación difiere en su consecuencia sobre la estructura del alimento de otros métodos de deshidratación a causa de una -- ausencia de la fase líquida durante la deshidratación, idealmente la distribución de humedad durante la sublimación la -- que se muestra en la Figura 3.3, hay una interfase en la cual el contenido de humedad cae desde el nivel inicial (H_0) en la capa congelada, al contenido de humedad final (H_f) lo cual en turno se determina por el equilibrio con la presión parcial - del agua (p_s) en el espacio alrededor de la capa seca. Actualmente, ésta presentación ideal no es verdadera y el proceso -

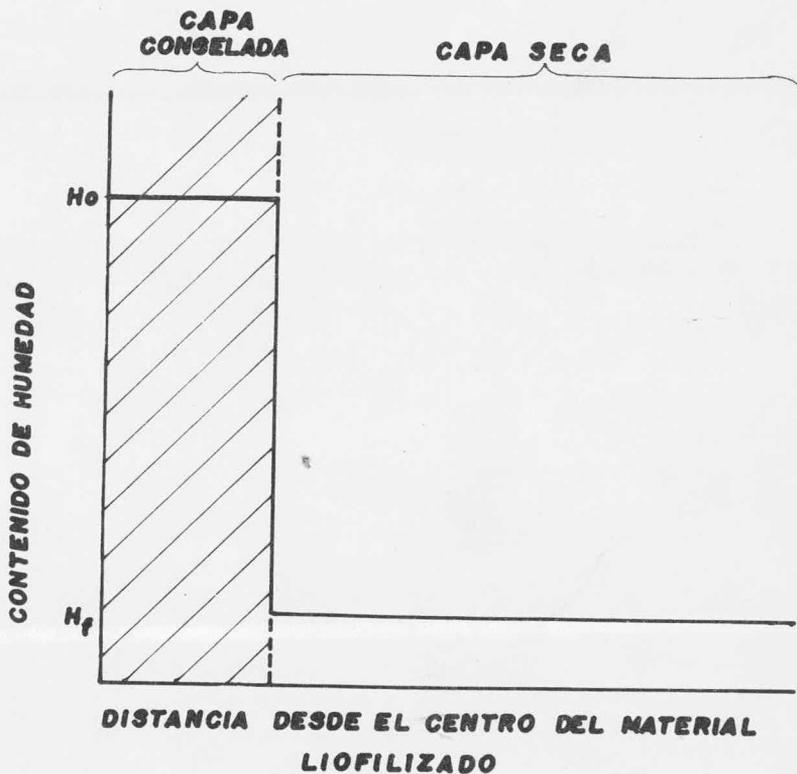


FIG. 3-3 REPRESENTACION ESQUEMATICA DEL GRADIENTE DE HUMEDAD EN EL MATERIAL LIOFILIZADO a) GRADIENTE IDEAL

TESIS PROFESIONAL

FACULTAD DE QUIMICA U N A M

es representado más exactamente por la Figura 3.4 la cual muestra la existencia de algunos gradientes en la capa seca. La figura muestra que existe una región de transición en la cual no hay cristales de hielo grandes, pero el contenido de humedad es todavía substancialmente más alto que el contenido de humedad final (H_f).

Recientes estudios detallados sobre la naturaleza de esta zona de transición, muestran que es relativamente angosta y la suposición de uniformidad, dejando a la interfase en espesor cero. Por lo tanto, no produce error en los análisis de la ingeniería de la sublimación. Además, químicamente, físicamente y por análisis microscópicos, se ha confirmado que el flujo, redistribución de componentes, y disrupción de la estructura en la región de transición son virtualmente prevenidos, si la temperatura de la capa congelada es suficientemente baja para evitar fusión EUTECTICA. Un cambio en la estructura puede ocurrir aún en la capa completamente seca si la temperatura es lo bastante alta (temperatura de colapso), pero la mayor estructura y el cambio en la composición debido a la movilidad de una fase líquida acuosa se previenen. El potencial para producción de productos alimenticios de alta calidad, a través de la sublimación se debe a la ausencia de cambios estructurales ya que no hay fase líquida. La temperatura baja a la cual la liofilización se lleva a cabo, es el factor secunda-

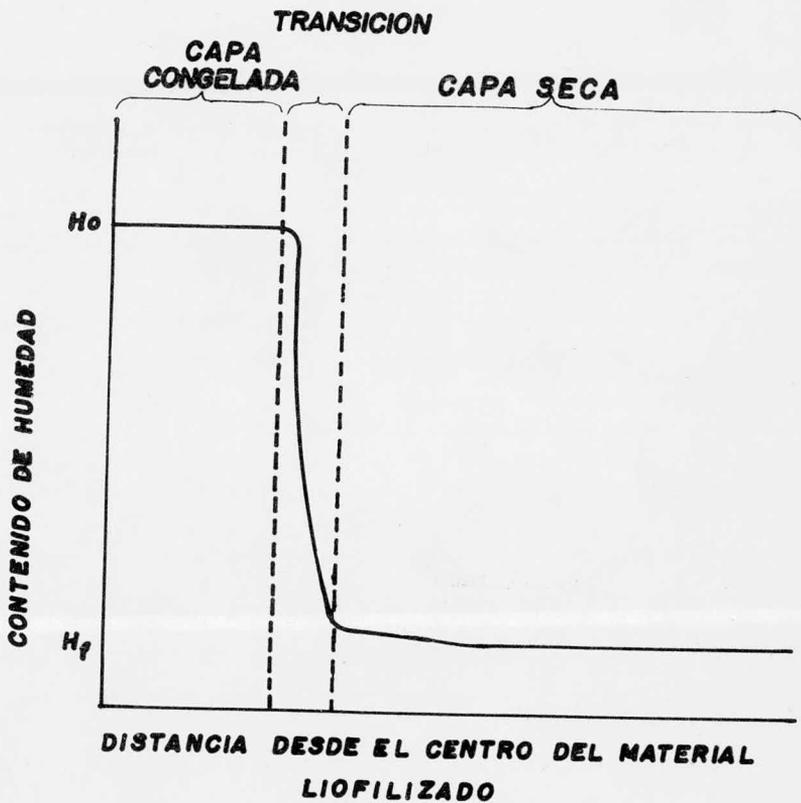


FIG. 3-4 REPRESENTACION ESQUEMATICA DEL GRADIENTE DE HUMEDAD EN EL MATERIAL LIOFILIZADO. b) GRADIENTE PROBABLE QUE OCURRE EN LA LIOFILIZACION

TESIS PROFESIONAL

FACULTAD DE QUIMICA U N A M

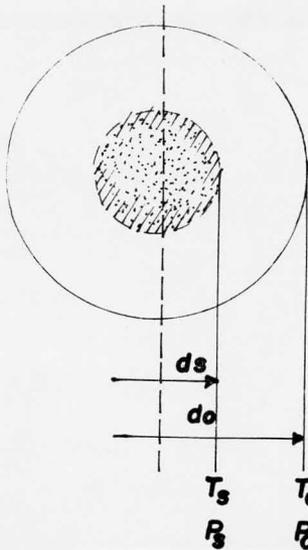
rio que contribuye a la obtención de un producto de buena calidad.

3.2 TRANSFERENCIA DE MASA Y CALOR.

La estructura del producto es una parte importante del proceso de secado, la concentración de sólidos, y la velocidad de congelamiento, influyen la velocidad de transferencia de masa y calor. Por una parte, el calor aplicado a la superficie de la partícula, deberá ser transferido a la superficie de la partícula, tan rápidamente como sea posible, el cual se logra teniendo un contenido alto de sólidos y por conducción de calor a través de los puentes del sólido.

Por otro lado, la cantidad de vapor desprendida por el nivel del hielo debería fluir desde la partícula con poca resistencia en los poros. Para esto se requiere que haya un bajo contenido de sólidos y una porosidad alta. Puesto que esos conceptos son opuestos se reconoce la importancia de su estructura y la conexión íntima entre la transferencia de masa y calor y la velocidad de secado. La Figura 3.5 muestra esquemáticamente una partícula liofilizándose, representado como una esfera con un diámetro inicial d_0 . en la zona de sublimación o el nivel del hielo descansa sobre un diámetro variable d_s , el flujo de calor es:

$$Q = - 2 \pi d_0^2 \cdot K \cdot \frac{dT}{ds} \quad \text{Ec. 3.1}$$



$$\dot{Q} = -2\pi r d_0^2 \cdot K \cdot \frac{dT}{ds}$$

$$\dot{m} = -2\pi r d_0^2 \cdot \frac{b}{\mu} \cdot \frac{dP}{ds}$$

$$\dot{Q} = r_s \cdot \dot{m}$$

$$K \left[\frac{J}{smk} \right]: K(T - T_0) = r_s \frac{b}{\mu} (P_s - P_0)$$

$$\frac{b}{\mu} \left[\frac{Kg}{smPa} \right] = \frac{4}{3} \frac{d}{\mu} \frac{M_{H_2O}}{2\pi r T}$$

FIG. 3-5 PARTICULA LIOFILIZANDOSE

TESIS PROFESIONAL

FACULTAD DE QUIMICA U N A M

el flujo de masa es :

$$M = - 2 \pi d o^2 \frac{b}{\mu} \cdot \frac{d P}{d ds} \quad \text{Ec. 3.2}$$

el calor de sublimación:

$$K. (T_o - T_s) = \lambda s \frac{b}{\mu} (P_s - P_o) \quad \text{Ec. 3.3}$$

Donde: $\frac{b}{\mu}$ = Conductividad de transferencia de masa

K = Conductividad de transferencia de calor del producto seco.

λs = Calor de sublimación.

T_o = Temperatura inicial.

T_s = Temperatura de sublimación.

P_s = Presión de sublimación.

P_o = Presión inicial.

μ = Factor de resistencia.

Ha sido encontrado por muchos investigadores que hay un flujo en los poros durante el secado, encontrándose que:

$$\left(\frac{b}{\mu} \right)_{\text{Mol}} = \frac{4}{3} \sqrt{\frac{M_{H2O}}{2 \pi R T}} \cdot \frac{d'}{\mu} \quad \text{Ec. 3.4}$$

Donde

d' = poro equivalente ó diámetro de capilaridad.

μ Toma en cuenta los cambios en el área seccional -- por el contenido de sólidos (normalmente el valor recíproco -- de la porosidad) y al incremento en la longitud del camino -- causado por irregularidades dentro del sistema poroso.

3.2.1 TRANSFERENCIA DE CALOR DESDE UNA SUPERFICIE DE CALENTAMIENTO A UNA CAPA DE MATERIAL GRANULAR.

3.2.1.1 CONVECCION.

La importancia por la convección de transferencia de calor es pequeña, se puede suponer que:

- 1o.- La cantidad total de hielo en el producto se transforma en vapor.
- 2o.- Este vapor es calentado a la temperatura de la placa caliente T_H
- 3o.- El vapor es enfriado a la temperatura de sublima--ción por intercambio de calor por el producto que el máximo calor transmitido por convección es con un ΔT alrededor de 100°C .

$$\frac{M_{\text{H}_2\text{O}} C_P (T_H - T_S)}{M_{\text{H}_2\text{O}} \lambda s} = \frac{1.84 \times 10^2}{2.84 \times 10^3} = 6.5\%$$

En la práctica únicamente una porción del vapor total es calentado, tanto que la parte que participó en la convección es despreciable.

3.2.1.2 CONDUCCION.

En la zona de contacto entre la placa caliente y la capa de producto, el calor se transfiere por: conducción de gas en el volumen del poro, por radiación y conductividad en el material granular. De acuerdo a KRISCHER AND ESDORN, la Figura -

3.6 muestra un modelo para un producto poroso o para una capa de material granulado.

La conductividad de todo el sistema es:

$$K = \frac{1}{\frac{1-a}{K_m (1-E) + K_p \cdot E} + \frac{\infty (1-E)}{K_M} + \frac{a \cdot E}{K_p}} \quad \text{Ec. 3.5}$$

a = parte de Resistencia alta.

E = porosidad de la capa.

K_p = conductividad en el espacio del poro, consistiendo de una parte equivalente de radiación y de la conductividad del gas, dependiente de la presión del gas.

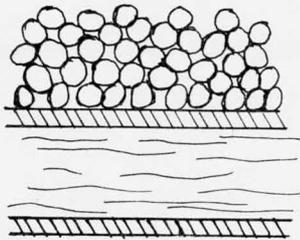
K_m = conductividad del material.

$$\infty = \frac{K}{d'}$$

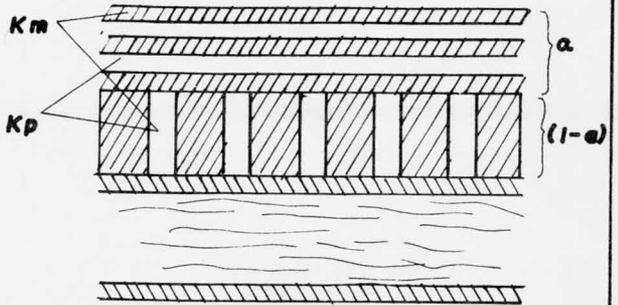
Para K_p . se tiene la siguiente ecuación.

$$K_p = K_R + K_G = \left[d' \cdot 0.19 \left(\frac{T_m}{100} \right)^3 + \frac{K_{G0}}{1 + 2 \frac{\Lambda}{d'} \cdot \frac{2 \cdot \nu}{\nu}} \right] \quad \text{Ec. 3.6}$$

Donde los subíndices de las conductividades de calor -- están caracterizados por: m , material granulado; p , poro; R , ra diación; G , dependencia de la conductividad del gas en el poro de la presión; G_0 , conductividad del gas independiente de la -- presión atmosférica; Λ camino medio libre de las moléculas del vapor; ν coeficiente de acomodo considerando la imperfección -- del intercambio de energía del movimiento de las moléculas; -- T_m , temperatura absoluta media con la porosidad de esferas; E ,



CAPA GRANULAR



MODELO

$$K = \frac{l}{\frac{1-\phi}{K_m(1-\epsilon) + K_p \cdot \epsilon} + \frac{\alpha(1-\epsilon)}{K_m} + \frac{\alpha \cdot \epsilon}{K_p}}$$

$$K_p = K_R + K_G = l d \cdot 0.19 \left(\frac{T_m}{100}\right)^3 + \frac{K_{G0}}{1 + 2 \frac{\Lambda}{d'} \frac{2-\gamma}{\gamma}}$$

FIG.3-6 MODELO PARA UN PRODUCTO POROSO

TESIS PROFESIONAL

FACULTAD DE QUIMICA U N A M

igual 0.4, el diámetro equivalente, el cual es usado como una distancia equivalente, es:

$$d' = \frac{4 \times \text{Vol. de poro}}{\text{superficie interior}} = \frac{2}{3} \times \frac{E}{1-E} d = 0.44 d. \quad \text{Ec. 3.7}$$

Los resultados experimentales coinciden con los resultados obtenidos de los cálculos de las ecuaciones de la conductividad de todo el sistema K, y de la ecuación de la conductividad en el espacio del poro K_p , dentro del rango de presión de 0.2 a 0.8 Torr.

Con el objeto de estimar K de conductividad de todo el sistema es necesario contar con el valor de α , que de acuerdo con Krischer y Esdorn tiene un valor aproximado de 0.25. - La conductividad de calor total dividida entre d' es igual a

$$\frac{K}{d'} = \alpha$$

caracteriza la transferencia de calor desde la placa caliente a la capa del material. Este coeficiente de transferencia de calor es graficado para 2 conductividades de calor para las partículas mismas $K = 1.5$ y $0.05 \text{ W m}^{-1}\text{K}^{-1}$, siendo un valor aproximado al inicio y al final del secado. α es graficado (Figura 3.7) contra el diámetro de la partícula como parámetro de curva en 3 diferentes vacíos.

La dependencia es claramente vista: la transferencia de calor es más grande mientras es más pequeño el tamaño de -

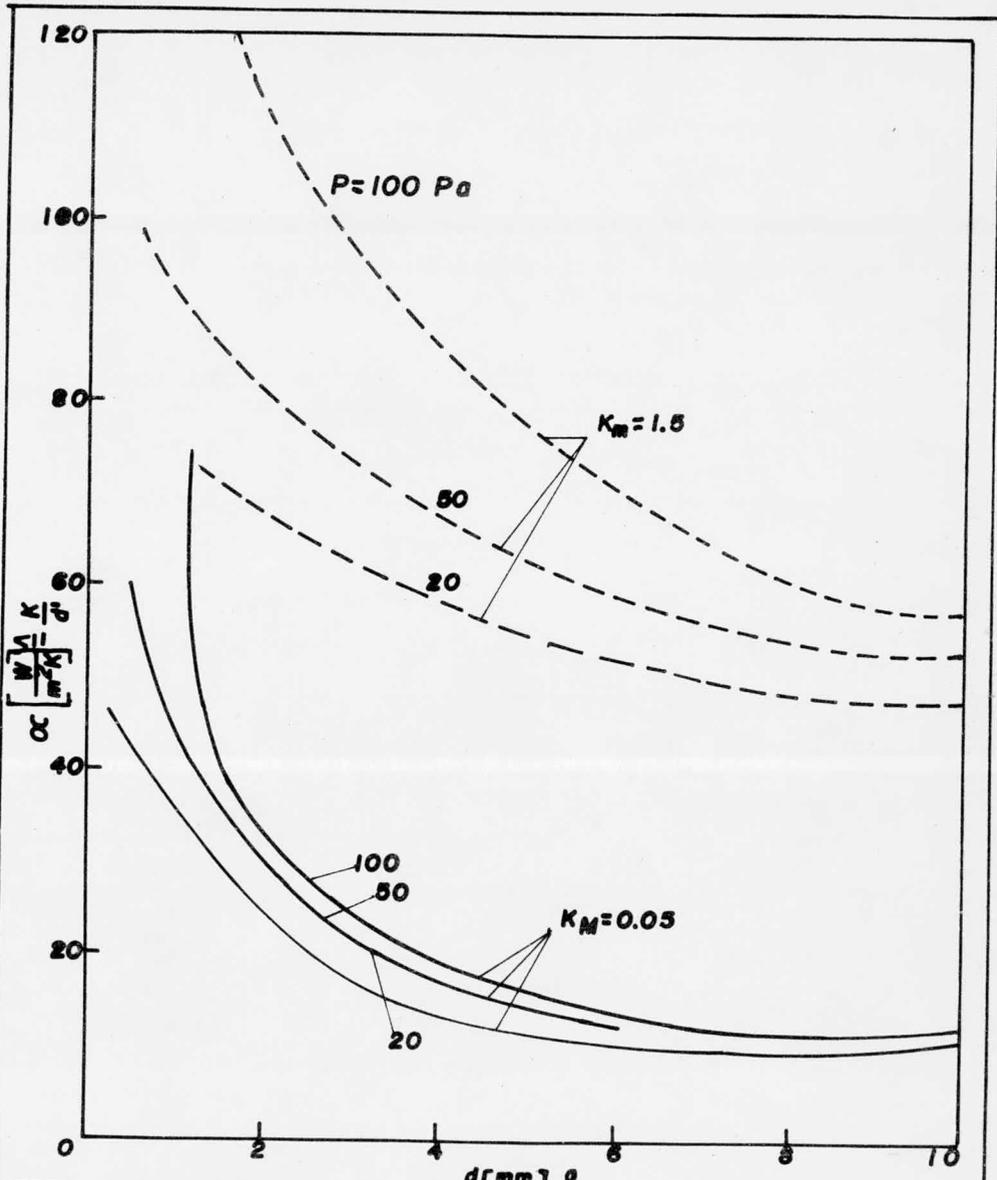


FIG. 3-7 VARIACION DE α CON RESPECTO AL DIAMETRO DE PARTICULA

partícula y más alta la conductividad de calor del material de la partícula.

3.2.2 RELACION ENTRE TRANSFERENCIA DE CALOR A LA CAPA Y LA SUBLIMACION DE LOS CRISTALES DE HIELO, --- CUANDO SE ESTAN LIOFILIZANDO LAS PARTICULAS.

3.2.2.1 LA TEMPERATURA DE LA SUPERFICIE DE LAS PARTICULAS DENTRO DE LA CAPA.

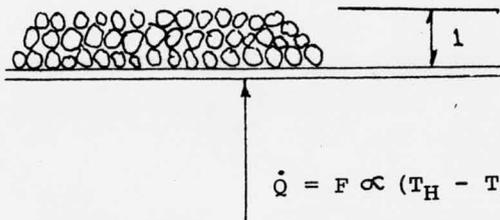
Ya se ha mencionado que es muy importante conocer la temperatura de las partículas durante la liofilización. Una temperatura alta puede causar fusión local dentro de las partículas, ocasionando que el secado sea más difícil. Además, pueden ocurrir pérdidas en el sabor, en el aroma y reacciones indeseables. Las partículas grandes son las que con mayor facilidad se dañan. La Figura 3.8 muestra esquemáticamente -- una capa de material granular con espesor L sobre una placa -- caliente, el calor transferido es:

$$Q = F \propto (T_H - T_O) \quad \text{Ec. 3.8}$$

F = superficie de calentamiento.

El número de partículas (suponiendo que son esferas -- con do) sobre la superficie caliente F es:

$$N = \frac{F \cdot l \cdot (1-E)}{3 \cdot \frac{\pi \cdot d_o}{6}} \quad \text{Ec. 3.9}$$



$$\text{NUMERO DE PARTICULAS } N = \frac{F l (1-E)}{6 d_o^3}$$

CALOR IMPARTIDO A UNA SOLA PARTICULA

$$\dot{q} = \frac{\dot{Q}}{N} = \frac{\alpha (T_H - T_0) \pi d_o^3}{L (1-E) 6} = 2 \pi d_o K \frac{T_o - T_s}{\frac{d_o}{d_s} - 1}$$

CON UN CONTENIDO DE HUMEDAD DE: $X = \left(\frac{d_s}{d_o}\right)^3$

$$\frac{T_H - T_0}{T_0 - T_S} = \frac{L (1-E) 12 K}{d_o^2 \left(3 \sqrt{\frac{1}{X}} - 1\right)} = \textcircled{H}$$

$$T_0 = \frac{T_H + \textcircled{H} T_S}{1 + \textcircled{H}}$$

FIGURA 3.8

Por lo tanto el suministro de calor a una partícula es:

$$\dot{q} = \frac{Q}{N} = \frac{\alpha (T_H - T_O) \pi d_o^3}{6L (1-E)} \quad \text{Ec. 3.10}$$

Este calor es conducido desde la superficie de la partícula a la interfase del hielo a través de la capa esférica seca.

Bajo condiciones estables el flujo de calor es:

$$\dot{q} = 2 \pi d_o k \frac{T_o - T_s}{\frac{d_o}{ds} - 1} \quad \text{Ec. 3.11}$$

El grado de humedad X está dado por:

$$X = \left(\frac{ds}{d_o} \right)^3 \quad \text{Ec. 3.12}$$

donde:

ds = Diámetro variable de sublimación.

d_o = Diámetro de la partícula.

Combinando las 3 últimas ecuaciones, tenemos:

$$\frac{T_H - T_O}{T_O - T_S} = \frac{12 L (1-E) k}{d_o^2 \left(\frac{1}{\sqrt[3]{X}} - 1 \right)} \propto H \quad \text{Ec. 3.13}$$

despejando T_o tenemos:

$$T_o = \frac{T_H + \textcircled{H} T_s}{1 + \textcircled{H}} \quad \text{Ec. 3.14}$$

3.2.2.2 TIEMPO DE SECADO DE LA CAPA.

El tiempo de secado debería ser derivado por esta parte del proceso, suponiendo que puro hielo está presente.

Para la eliminación de la humedad higroscópica no ha sido tomada en cuenta.

El flujo de masa m durante el incremento de tiempo dt corresponde a la extracción de la interfase de hielo dentro de la capa esférica con diámetro ds y un espesor de $d ds$:

$$m dt = \pi ds^2 \cdot \rho_i \cdot E_i \cdot d ds \quad \text{Ec. 3.15}$$

de donde:

$$\rho_i = \text{densidad del hielo.}$$

$$E_i = \text{Parte del hielo en el volumen de la partícula total.}$$

considerando que:

$$q = m \cdot \lambda s$$

combinando esta ecuación con la de flujo de calor bajo condiciones estables resulta:

$$dt = \frac{d_0^2 \cdot \lambda s \cdot \rho_i \cdot E_i}{6 \cdot k \cdot (T_0 - T_s)} \left(\frac{1}{\sqrt[3]{X}} - 1 \right) d x \quad \text{Ec. 3.16}$$

combinando con la ecuación de temperatura de superficie.

$$dt = \frac{d_0^2 \cdot \lambda s \cdot \rho_i \cdot E_i}{6 \cdot k \cdot (T_H - T_s)} \left[\left(\frac{1}{\sqrt[3]{X}} - 1 \right) + \left(\frac{12 \cdot 1 \cdot (1-E)}{d_0^2 \cdot \alpha} \right) \right] dx$$

Ec. 3.17

$\epsilon = 0.4$
 $\epsilon = 0.7$
 $\rho_l = 917 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
 $T_H - T_S = 100^\circ\text{C}$
 $K_l = 0.04 \frac{\text{W}}{\text{mk}}$

$d_o = 1 \text{ mm } \phi: \alpha = 70 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$
 $2 \text{ mm } \phi: \alpha = 58 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$
 $4 \text{ mm } \phi: \alpha = 48$
 $6 \text{ mm } \phi: \alpha = 38$
 $8 \text{ mm } \phi: \alpha = 34$
 $10 \text{ mm } \phi: \alpha = 31$

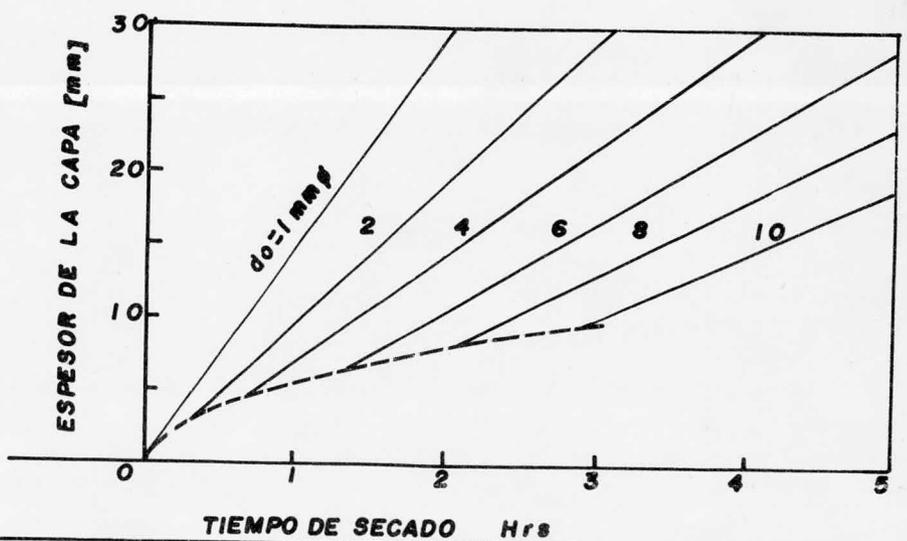


FIG.3-9 VARIACION DEL ESPESOR DE LA CAPA CON EL TIEMPO DE SECADO.

El tiempo de secado para el rango total del grado de humedad por integración entre los límites

$$x = 1 \text{ y } x = 0$$

$$t = \frac{\lambda s \cdot \rho_i \cdot E_i}{(T_H - T_S)} \left[\frac{d_o^2}{12 \lambda} + \frac{2 l (1-E)}{\alpha} \right] \quad \text{Ec. 3.18}$$

En la Figura 3.9 el espesor de la capa l es graficado contra el tiempo de secado de acuerdo a la ecuación anterior, la cual muestra la influencia del parámetro do; diámetro de partícula.

3.3 BASES TECNICAS PARA LA LIOFILIZACION DEL CAFE.

En la preparación del café liofilizado, se requieren una secuencia de operaciones que van desde: tostado, molienda, extracción de solubles, concentración del extracto, congelamiento del extracto concentrado y deshidratación del material congelado. Estas 2 últimas operaciones se considera que es la liofilización propiamente dicha pero que en cada una de ellas se requiere de un control estricto del cual dependerá la calidad del producto final.

El color, el tamaño del empaque, uniformidad del tamaño del gránulo, aroma y sabor, son factores importantes para la aceptación del café instantáneo por parte del consumidor.

Para la determinación del grado de calidad alcanzado por el producto final son importantes las condiciones a las

cuales se efectúa el congelamiento y la deshidratación del extracto concentrado.

Al consumidor de café se le ha educado por medio de la publicidad, que un café instantáneo de buena calidad tiene un color obscuro, semejante a los granos de café recién tostados, lo cual se refleja en el mercado de las diferentes marcas de café que tienen básicamente un color café. Sin embargo hay muchas variaciones del color que van desde café dorado hasta café obscuro. Por lo tanto es necesario seleccionar el color --- apropiado con fines comerciales para resolver desde el inicio el problema del control del proceso para obtener el color deseado, además la habilidad para obtener el color en la preparación del café.

Con respecto al tamaño del empaque, es muy importante - ya que refleja el interés al consumidor la cantidad del producto que recibe por su dinero gastado, ya que la primera impresión del consumidor de la cantidad se basa sobre la evaluación visual del volumen del empaque.

Para asegurar el volumen de empaque adecuado para un -- cierto peso, es necesario que la densidad de bulto de material sea consistente ya que el café instantáneo se empaqueta sobre bases de peso, para que el consumidor quede convencido que una - cantidad neta de café soluble esté en el empaque con relación a un consumo.

La presentación del café instantáneo debe ser, en cuanto a forma y tamaño de la partícula, uniforme, siendo ésta una banda de distribución estadística alrededor de un tamaño de -- partícula medio.

Para evitar la producción de finos, las partículas de-- ben tener una resistencia mecánica adecuada, ya que el rompi-- miento de las mismas debido a la abrasión que resulta de los movimientos en el manejo, incrementa la producción de finos, - los cuales son indeseables por varias razones, entre ellas, la pérdida de la característica de la apariencia semejante al café molido. Otra es la pérdida de reducción del llenado en el - empaque y como consecuencia el decremento de la densidad de -- bulto que en un momento dado da la apariencia de fraude al público.

Una estimulación importante al consumidor de café soluble es el impacto que tiene el aroma deseado en el momento en que el empaque es abierto por primera vez, y se logra ésta aromatización, espreando polvo seco con volátiles de café en el momento en que es sellado el empaque.

3.3.1 VARIABLES DEL PROCESO QUE CONTROLAN LA CALIDAD - DEL PRODUCTO FINAL.

La calidad del producto liofilizado la determina el control estricto de las condiciones de congelamiento y deshidratación, pero hay otros factores que influyen la calidad del -

producto. En particular, la calidad del extracto, es el factor más crítico. Un extracto pobre en calidad es difícil mejorarlo con la liofilización.

La calidad del extracto depende de las condiciones a las que se llevan a cabo el tostado y la extracción, las cuales deben ser rigurosamente controlados. Una vez que la calidad del extracto se alcanza, la preparación del producto de alta calidad depende sobre los controles de los pasos de congelamiento y deshidratación.

Cruz Picallo investigó la influencia de la velocidad de enfriamiento y concentración inicial, sobre las propiedades y calidad del producto en la liofilización del extracto de café. Los resultados se presentan en la Tabla 3.1.

El estudio nos muestra que algunos de los parámetros de calidad dependen de la velocidad de enfriamiento, el color del producto seco se presenta más oscuro cuando la velocidad de congelamiento se reduce y parece ser independiente de la concentración inicial de solubles en un rango de 20 a 30%.

El tiempo de secado varía directamente con la velocidad en enfriamiento, un enfriamiento rápido produce un rápido secado.

Para un enfriamiento lento, hay una formación de una capa sobre la superficie con una permeabilidad a la humedad, por lo que resulta un tiempo de secado muy largo. De una manera --

TABLA 3.1

TIEMPO DE CONGELAMIENTO (Min)	CONCENTRACION EXTRACTO (% w/w)	TIEMPO DE LIQFILIZACION (h)	DENSIDAD APARENTE (g/100 cc)	COLOR	PRUEBA DE SABOR
0.5	24	9.0	10.8	Extremadamente claro	Excelente
7.0	24	10.5	11.6	Muy claro	Muy bueno
15.0	24	11.5	13.5	Claro	Muy bueno
26.0	20	13.0	15.3	Normal	Bueno
26.0	24	12.5	16.2	Normal	Bueno
28.0	30	12.0	16.7	Normal	Bueno
60.0	24	13.0	16.8	Obscuro ligero	Aceptable
67.0	14	14.5	18.4	Obscuro	Aceptable
120.0	30	16.0	25.0	Casi negro	No aceptable
210.0	24	43.0	27.3	Negro	No aceptable

similar, al desarrollarse un incremento de la velocidad de enfriamiento se produce un café soluble de baja densidad de bulto, pero la calidad del café soluble liofilizado disminuye conforme la velocidad de enfriamiento decrece.

3.3.2 ESTUDIO DEL EFECTO DE ENFRIAMIENTO Y LIOFILIZACIÓN SOBRE EL PRODUCTO FINAL.

Investigadores de ATLAS - A.S. de Dinamarca realizaron un estudio del efecto de las condiciones de enfriamiento y liofilización, sobre varios factores de calidad para extractos de café granulados.

Como el café liofilizado se produce a partir de gránulos congelados, se debe efectuar un estudio del extracto de café en ésta forma física, principalmente las condiciones de transferencia de masa y calor en que son realizadas dependiendo del espesor de la capa.

Las muestras utilizadas en todos los experimentos fueron obtenidas del extracto de un sólo lote de una producción regular de un fabricante de café liofilizado.

Antes del congelamiento el contenido de sólidos se ajustó al 28%. Se usaron 5 procedimientos básicos de congelamiento, los procedimientos No. 1 y No. 2 se hicieron para muestras de 2 espesores, 5 mm. y 15 mm. para dar un total de 7 parámetros en el congelamiento y que se describen a continuación.

1.- Congelamiento demasiado lento: Se congeló un extra

to de café con 28% de concentración, en charolas de aluminio- por períodos de 24 Hrs. en espacios de - 10°C, -25°C, -40°C - en aire inmóvil, haciendo un total de 72 Hrs.

2.- Congelamiento lento: se congeló un extracto de café con 28% de concentración, en charolas de aluminio, a -40°C.

3.- Espumado del concentrado seguido de un congelamiento lento. Para investigar la influencia del aire dispersado - sobre las características del grano; se produjo una espuma estable de extracto de café en una máquina de hielo blando (Tratamiento de 5 minutos a 20°C y 700 RPM mientras se inyecta -- aire) se congelaron capas de 15 mm de espesor de espuma, lentamente hasta -40°C en aire inmóvil.

4.- Congelamiento rápido.- El extracto de café al 28% de concentración fue esparcido sobre la superficie de un tambor enfriado internamente a -52°C, formándose una capa de --- aproximadamente 3 mm. de espesor instantáneamente y en 3 min. se enfría hasta -45°C antes de ser raspados en forma de hojuelas.

5.- Espumado seguido de un congelamiento rápido.- Dióxido de carbono bajo presión se inyectó a 20°C dentro del extracto de café obteniéndose una dispersión de burbujas pequeñas por una rápida despresurización, justo antes de esprearlo al tambor frío de la máquina de escamado de hielo, obteniéndose se gránulos de 1.2 a 2.7 mm. de diámetro en la máquina reduc-

tora de tamaño, todos los finos se descartaron.

Todos los gránulos previamente identificados para cada procedimiento de congelamiento, se colocaron en charolas de aluminio previamente enfriadas, en capas de 15 mm. de espesor e introducidas en 7 cámaras de vacío a diferentes presiones -- que van de 0.2 a 0.8 torricelli (intervalos de 0.1 en cada una).

En ambos lados de la charola el calentamiento radiante se reguló de tal manera que la temperatura de la capa de la superficie del gránulo nunca excediera de los 40°C.

El secado se mantuvo hasta que se observó un peso constante con un contenido de humedad final abajo del 2.5%. Para facilitar las discusiones, se estableció una serie de claves para definir cada muestra, primero se establece la clave de congelamiento y en seguida la presión de liofilización en unidades de décima de torr. Por lo tanto: D L 8 se refiere a un congelamiento demasiado lento de una muestra liofilizada a -- 0.8 torr. Ver Tabla.

TABLA 3.2

CODIGO DE CONGELAMIENTO

TRATAMIENTO	ESPEJOR DE LA CAPA mm.	CODIGO
DEMASIADO LENTO	15	C D L
LENTO	15	C L
ESPUMADO LENTO	15	C E L
RAPIDO	15	C R
ESPUMADO RAPIDO	15	C E R

3.3.3 TECNICAS PARA LA EVALUACION DE LA CALIDAD.

A continuación se dan las técnicas para la evaluación de la calidad obtenidas en las investigaciones.

3.3.3.1 COLOR.- Para medir el color se usa un tintómetro lovi bond con iluminante C. los gránulos se desintegran ligeramente en un mortero y se colocan en una copa Petri. La superficie se aplanan con la misma tapa de la copa Petri. La brillantez de la muestra se indica como la relación de la luz reflejada a la luz total irradiada sobre la muestra.

3.3.3.2 DENSIDAD DE BULTO.- La determinación de la densidad de bulto se realiza pesando una cantidad de muestra en una probeta de 100 ml., la probeta se deja caer 10 veces de una altura de 5 cm., con la medida del volumen resultante se calculó la densidad de bulto. Este método da resultados reproducibles.

3.3.3.3 RESISTENCIA MECANICA.- La resistencia mecánica, se evalúa midiendo la reducción del volumen de la densidad de bulto después de someter a una agitación una muestra en un frasco cerrado.

La muestra se agita durante 30 minutos en una mesa vibratoria movida por un excéntrico con una velocidad de 213 movimientos horizontales lineales por minuto con una amplitud de 4 cm.; después de la agitación, la densidad de bulto se medió

usando el método convencional; posteriormente se calculó el porcentaje de la reducción de la densidad en relación al volumen original.

3.3.3.4 RETENCION DEL SABOR.- La retención del sabor se evalúa por medio de cromatografía de gases usando el siguiente procedimiento:

En un frasco de 100 ml. se colocan 15 ml. de agua y se agregan 4.2 de café seco liofilizado. El frasco se sella con una tapa especial de hule, a través de la cual se pueda tomar una muestra. El frasco sellado se calienta en un baño-maría por espacio de 1 hr. a 80°C, antes de que la primera muestra se tome.

Un cromatograma típico se muestra en la Figura 3.10. - La Tabla 3.11 muestra una identificación tentativa de los picos del cromatógrafo, basado en el tiempo de retención.

La retención del sabor se mida por medio de las áreas combinadas de los ocho picos mayores, las retenciones se presentan como el porcentaje de la muestra que representa el área más grande CL-2 (congelamiento lento a 0.2 Torricelli de presión) puesto que todas las muestras se procesan a partir del mismo lote de extracto de café, las condiciones del cromatógrafo se estandarizan diariamente.

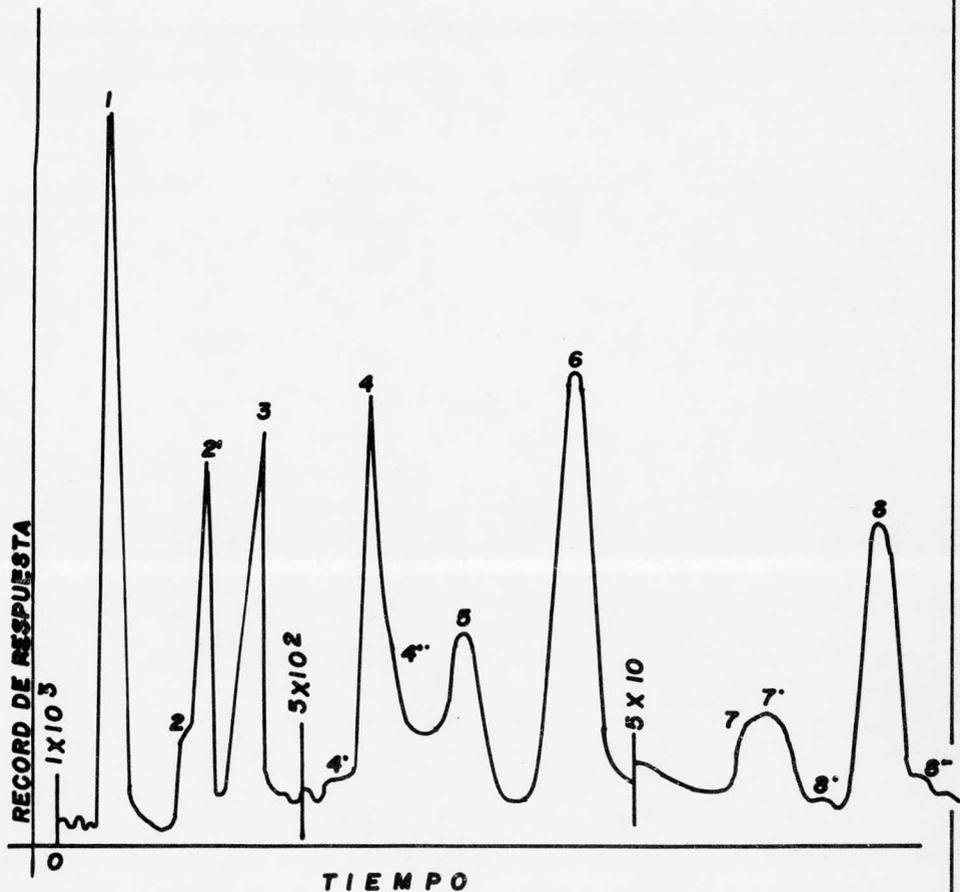


FIG. 3-10 CROMATOGRAMA TÍPICO DE LOS VOLÁTILES DEL CAFÉ

TESIS PROFESIONAL

FACULTAD DE QUÍMICA U N A M

TABLA 3: II

IDENTIFICACION TENTATIVA DE LOS VOLATILES DEL CAFE USADA PARA LA EVALUACION DE LA CALIDAD DEL SABOR BASADO EN LOS TIEMPOS DE RETENCION.

PICO No	TIEMPO DE RETENCION DEL PICO	COMPONENTE	TIEMPO DE RETENCION DEL COMPONENTE.
1	2.14	ALDEHIDO ACETICO	2.14
2	4.45	ALDEHIDO PROPIONICO	4.44
2'	4.88	ACETONA	4.80
3	6.79	METANOL	6.80
		ISOBUTIL-ALDEHIDO	6.60
4'	9.60	BUTIL-ALDEHIDO	9.55
4	10.75	METIL ETIL CETONA	10.74
4"	10.75	ETANOL	10.55
		ACETATO DE ETILO	11.60
5	12.75	DIACETILO	12.80
6	15.90	ALDEHIDO ISOVALERICO	15.60
7	22.90	DIETIL CETONA	-----
7'	23.60	ALDEHIDO VALERICO	23.50
8'	26.15	PROPANOL	26.50
8	29.80	-----	-----
8"	33.80	METIL ETIL CETONA	34.10

3.3.4 RESULTADOS

Los resultados obtenidos al analizar las muestras experimentadas se enuncian como sigue:

3.3.4.1 COLOR: La figura 3.11 muestra claramente que la velocidad de congelamiento tiene un fuerte efecto sobre la brillantez. Relaciones de baja reflexión fueron observadas para - muestras de congelamiento lento (CDL 17%, CL 15%, CEL 20%) La brillantez de las muestras antes mencionadas tiene poca dependencia con relación a la presión de secado. Sin embargo, las curvas de congelamiento rápido (CR y CER) tienen un 50% de - reflexión cuando se secan a una presión de 0.2 TORR. La reflexión decrece rápidamente con el incremento de la presión de se cado. Cuando el secado se realizó a 0.8 TORR de presión, los - valores de brillantez obtenidos son alrededor del 20% de refle xión, los cuales corresponden a los valores obtenidos para - - muestras congeladas lentamente.

Se puede observar de los resultados obtenidos, que un - congelamiento lento produce un producto oscuro, y es práctica mente independiente de la presión de secado. Cuando el congela miento es rápido y la presión de secado es de 0.2 TORR el pro ducto obtenido es blanquizo. El incremento en la presi ón de se cado produce un obscurecimiento, hasta que se llega a una pre sión de secado de 0.8 TORR., donde el color es casi igual al --

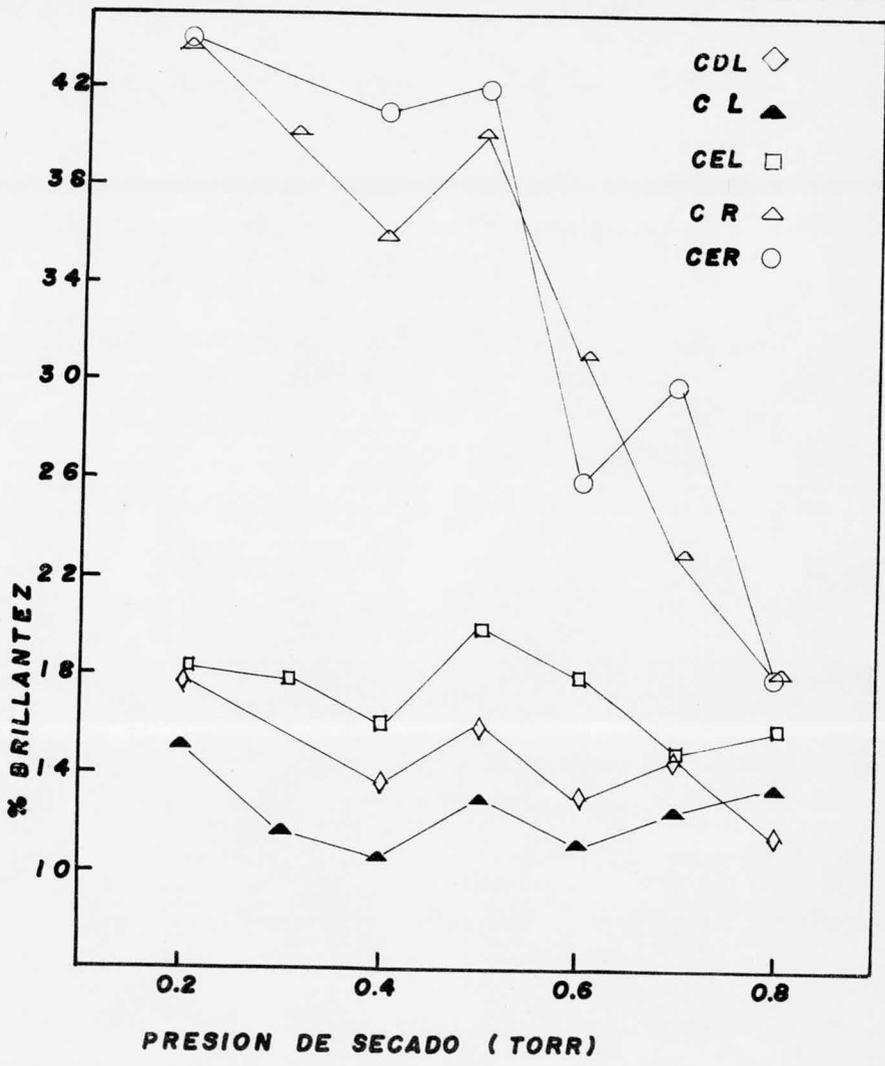


FIG. 3-11 INFLUENCIA DE LA VELOCIDAD Y PRESION DE SECADO SOBRE LA BRILLANTEZ DEL CAFE LIOFILIZADO.

color de las muestras congeladas lentamente, la influencia del espumado es definitivamente menor en comparación a la influencia de la velocidad de congelamiento y la presión de secado.

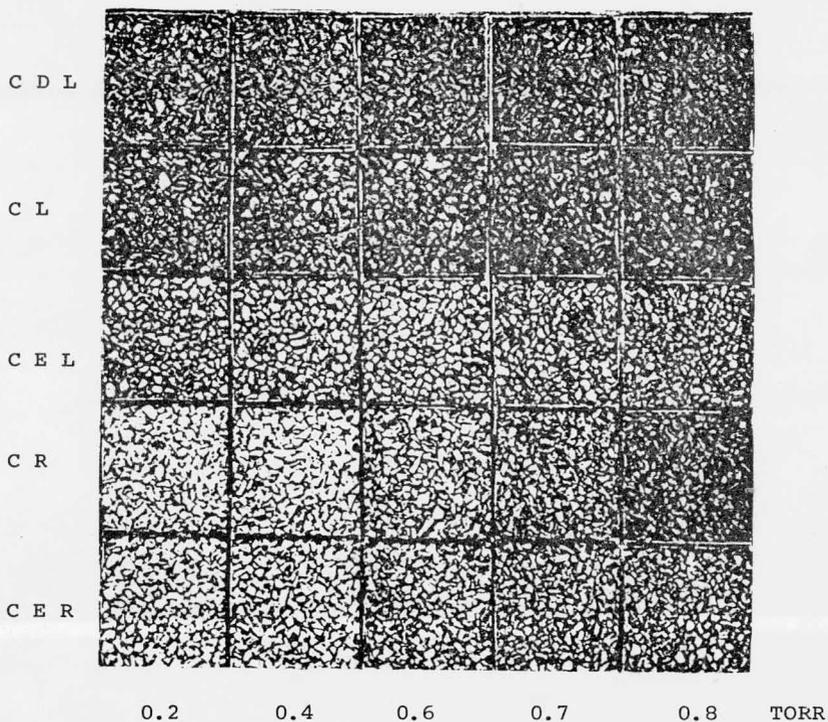
La Placa 1 muestra el desarrollo del color descrito para los 5 procedimientos de congelamiento y una presión de secado de 0.2, 0.3, 0.4, 0.5, 0.6, 0.7 y 0.8 TORR. Observaciones microscópicas de las muestras seleccionadas se efectuaron para determinar qué diferencia del gránulo produce el desarrollo -- del color.

La Placa 2 presenta las fotografías de las muestras CL2, CEL 2, CR2, CER2, vistas directamente y su correspondiente amplificación de 25x.

La fotografía correspondiente a CL 2 nos muestra que -- está constituida por capas oscuras paralelas de extensión considerables comparados con el tamaño del gránulo, las capas son conectadas por una estructura coloreada más clara (ó brillante). Durante el congelamiento se forman cristales grandes de hielo, los cuales son entremezclados en el extracto que está siendo -- concentrado por medio del congelamiento, esto forma las capas.

En CEL 2 la formación de cristales grandes de hielo se interfiere por la acción de las burbujas que producen una estructura más homogénea, las capas concentradas, son sin embargo, visibles en la superficie de algunos gránulos.

Las muestras de congelamiento CR2 y CER2 muestran bor-



PLACA No 1 INFLUENCIA DEL METODO DE CONGELAMIENTO DEL EXTRACTO DE CAFE Y LA PRESION, DURANTE EL PROCESO DE LIOFILIZACION-SOBRE EL COLOR DE LOS GRANULOS CONGELADOS Y SECADOS DE CAFE.

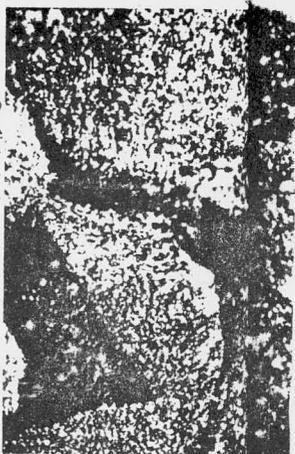
PLACA No 2

INFLUENCIA DEL ESPUMADO
Y DEL METODO DE CONGELA
MIENTO SOBRE EL COLOR -
Y LA ESTRUCTURA DE LOS
GRANULOS DE CAFE LIOFI-
LIZADO.

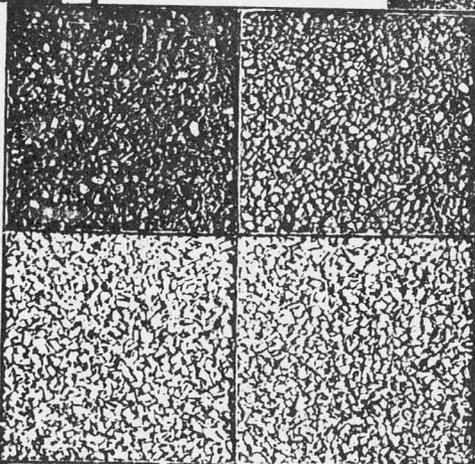
PRESION DEL GABINETE --
DURANTE EL SECADO:
0.2 TORR.



C L 0.2 TORR

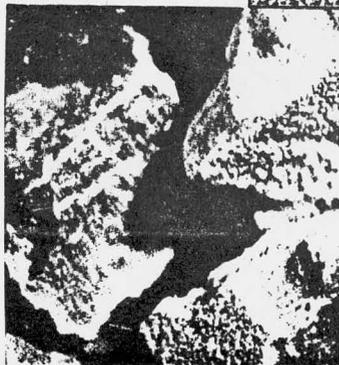


C E L 0.2 TORR



C R 0.2 TORR

C E R 0.2 TORR



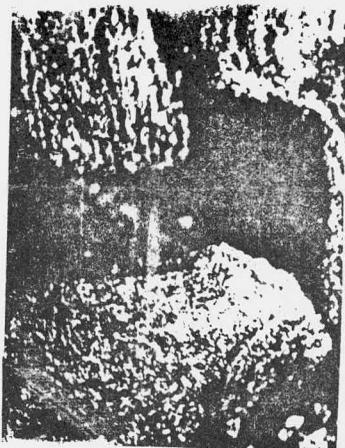
des afilados. Evidentemente el congelamiento se ha efectuado - tan rápidamente que el proceso de concentración interna en el extracto no se lleva a cabo y las cavidades dejadas por la sublimación de los cristales de hielo son tan pequeños que apenas se notan en la amplificación.

En la muestra de CER 2 las burbujas del gas dejaron pequeñas cavidades esféricas distribuidas uniformemente.

La influencia de secar a presiones altas; 0.7 TORR. Se muestran en la Placa 3, CL7 y CEL7 muestran pequeñas diferencias con relación a las muestras secadas a 0.2 TORR. Las capas oscuras se notan un poco más de las estructuras de interconexión, las cuales se han contraído ligeramente.

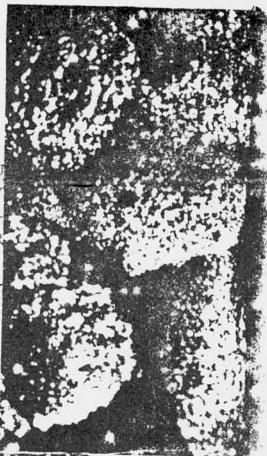
Las muestras obtenidas por congelamiento rápido CR-7- y CER7 muestran un oscurecimiento de las superficies de los - - gránulos, resultado de una fusión parcial, lo cual resulta de una reducción del número específico de superficies reflejantes de la luz. Como el tamaño y la forma de los bordes de los gránulos permanece constante la fusión parcial se lleva a cabo en microzonas. Mantenido en sus posiciones, por una estructura de interconexión inalterada. CER-8 tiene un color aproximadamente igual a CL2, CEL7 y CR7 tiene una apariencia microscópica similar a CER7.

3.3.4.2 DENSIDAD DE BULTO.-Los gránulos congelados tie



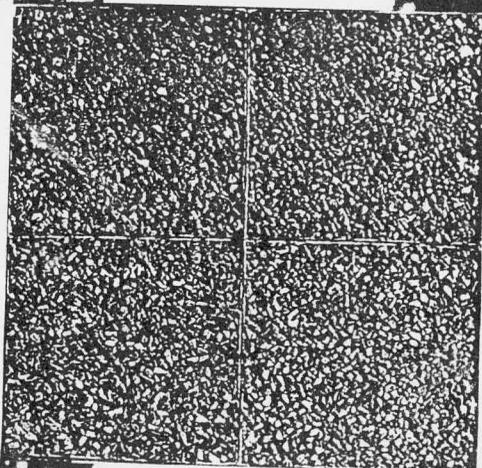
PLACA No 3

ESTRUCTURA DE LOS GRANULOS DE CAFE ESPUMADOS Y NO ESPUMADOS DE COLOR SEMEJANTE, OBTENIDOS POR VARIACION EN EL METODO DE CONGELAMIENTO Y PRESION EN EL GABINETE.



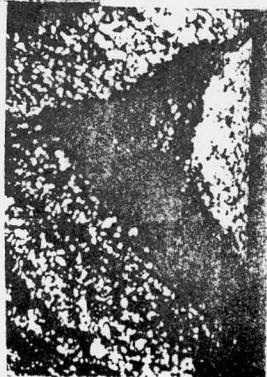
C L 0.2 TORR

C E L
0.7 TORR



C R 0.7 TORR

C E R
0.8 TORR



nen una densidad de bulto de 0.580 gr/ml., y cuando son espumados la densidad de bulto decrece hasta 0.385 gr/ml.; los valores de densidad de bulto para muestras no espumadas, secadas a 0.5 TORR, muestran un efecto marcado del método de congelamiento.

La muestra congelada muy lentamente presenta densidades de bulto alrededor de 0.280 gr/ml. En las muestras congeladas demasiado lentas y las congeladas rápidamente, la densidad de bulto oscila entre los 0.210 gr/ml.

Aparentemente, el congelamiento muy lento tiende a producir un producto liofilizado con densidades de bulto más altas que cuando se congelan más rápidamente, esto se debe probablemente al colapso de los gránulos cuando los cristales de hielo grandes son sublimados.

Mientras que las densidades de bulto de diferentes muestras son independientes de variaciones en presiones de secado abajo de 0.5 TORR, en la región de 0.5 a 0.8 tiene una tendencia a aumentar conforme la presión aumenta. Figura 3.12.

Las muestras de congelamiento demasiado lento y lento, muestran un ligero incremento en la pendiente a una presión de 0.7 TORR., y en este punto hasta 0.8 TORR. se incrementa notablemente.

La curva para un congelamiento rápido, muestra un incre-

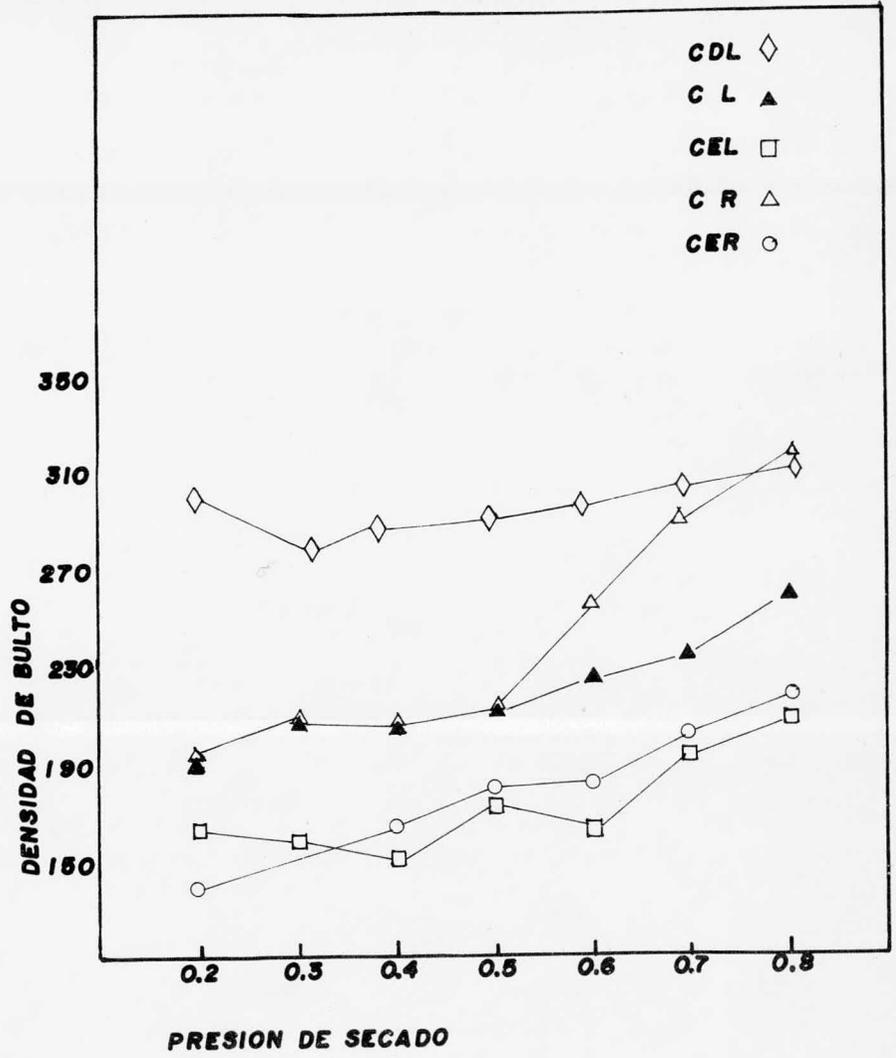


FIG. 3-12 INFLUENCIA DE LA VELOCIDAD Y PRESION DE SECADO SOBRE LA DENSIDAD DE BULTO DEL CAFE LIQUIDIZADO.

mento en la pendiente a 0.5 TORR., permaneciendo constante arriba de 0.8 TORR., donde la densidad de bulto de la muestra congelada rápidamente alcanza el mismo valor que la densidad de bulto de la muestra congelada demasiado lenta.

Las observaciones microscópicas de las Placas 2 y 3 muestran que el incremento en la densidad de bulto arriba de 0.5 -- TORR. Se debe a la fusión parcial y no es sorprendente que los tipos de congelamiento rápido, los cuales no tienen suficiente tiempo para separar en capas grandes concentradas de extracto y cristales de hielo, comiencen el arreglo interno en la composición del gránulo a más bajas temperaturas, es decir, a más -- bajas temperaturas que los gránulos congelados lentamente, en las cuales la fase de ajuste fue completada antes de finalizar el congelamiento. Las muestras espumadas de congelamiento ya -- sea rápido o lento se desarrollan casi paralelamente, mostrando un ligero incremento en la pendiente entre 0.5 y 0.8 TORR.

La relación de la densidad de bulto del producto seco a los gránulos sin secar se grafican contra la presión de secado, la influencia del volumen intermedio entre los gránulos y el espumado, es eliminada. Teóricamente todas las muestras deberían mostrar el valor de 0.28 (28% sólidos iniciales). Se muestra -- en la figura 3.13 que todos los valores están arriba de 0.28 -- mostrando que ha tomado lugar una contracción debido ya sea a -- colapso mecánico o fusión parcial. Las pendientes similares pa-

DENSIDAD DE BULTO DE LOS GRANULOS SECOS
 DENSIDAD DE BULTO DE LOS GRANULOS CONGELADOS

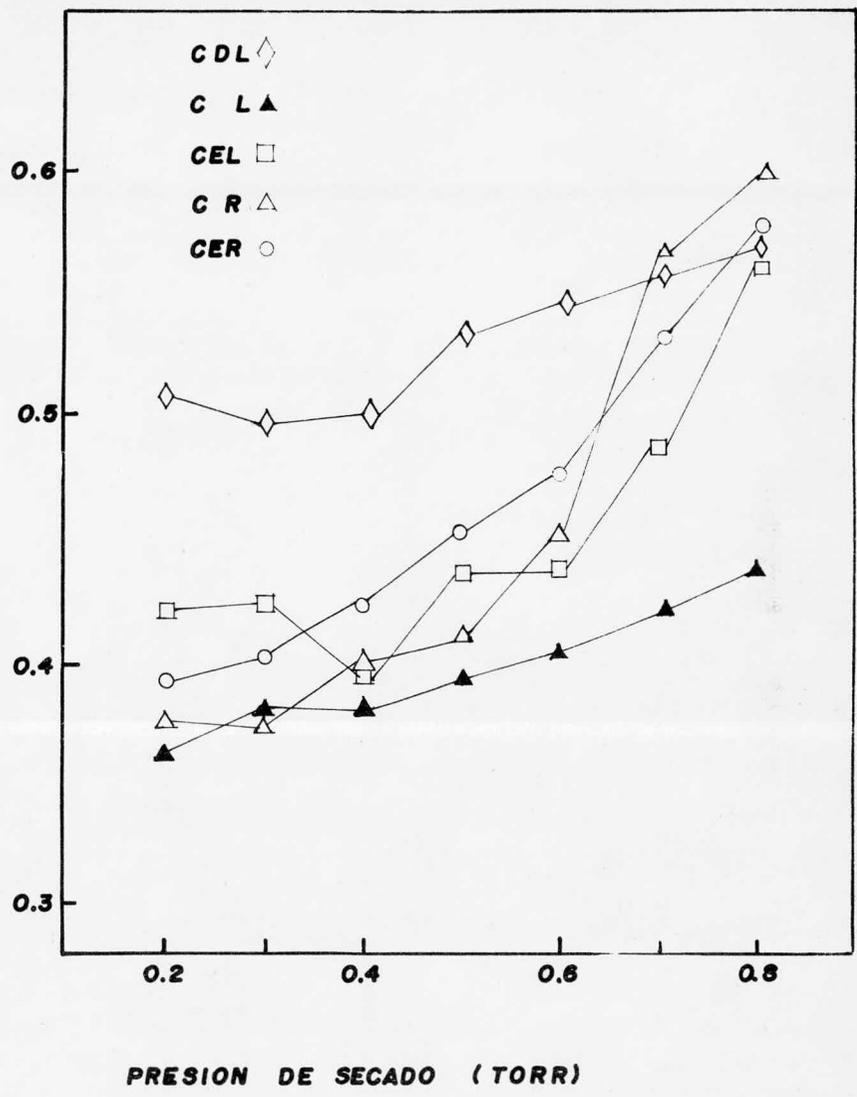


FIG. 3-13 DENSIDAD DE BULTO RELATIVA
 DEL CAFE LIOFILIZADO Y LOS GRANU-
 LOS DE CAFE CONGELADO.

ra los productos espumados y para los de congelamiento rápido-- contrasta al desarrollo horizontal para las muestras congela-- das. lentamente, parece confirmar la idea de que en la muestra-- CEL, la dispersión del gas baja el tamaño de los cristales de hielo formados durante el congelamiento lento, resultando en -- una estructura más semejante que de gránulos rápidamente conge-- lados.

3.3.4.3. RESISTENCIA MECANICA.- Los resultados obteni-- dos de la determinación de la resistencia mecánica indicaron -- que las muestras de congelamiento rápido tuvieron mejor resis-- tencia mecánica que las que se congelaron lentamente. La figu-- ra 3.14 muestra que las pruebas CR y CER tuvieron una reduc-- ción volumétrica menor a 8%. Además, muestran que son indepen-- dientes de la presión de secado, lo cual puede ser sorprenden-- te, ya que una fusión parcial en las presiones de secado más -- altas podría resultar en un incremento en la resistencia mecá-- nica. La resistencia mecánica alta de la muestra CER indica -- que el incremento de volumen de 30% debido al espumado no es -- tan importante comparado al efecto producido por la rapidez de enfriamiento.

Las muestras CDL2 y CL2 mostraron una reducción volumé-- trica de 20 a 25% correspondiendo a las más bajas resistencias de las curvas CDL y CL. La resistencia mecánica se incrementa--

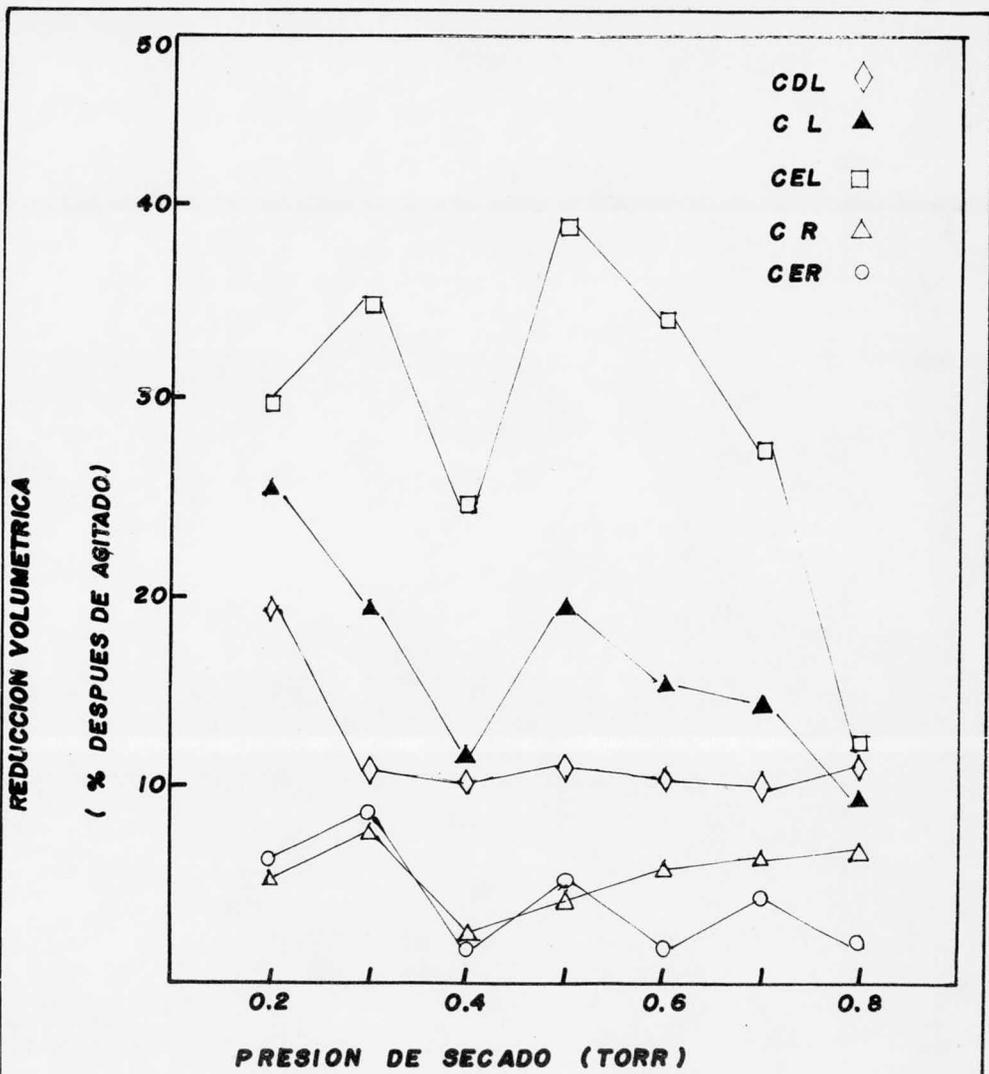


FIG. 3-14 INFLUENCIA DE LA VELOCIDAD Y PRESION DE SECADO SOBRE LA REDUCCION VOLUMETRICA DEL CAFE LIOFILIZADO.

TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUIMICA U N A M

un poco conforme aumenta la presión de secado, la reducción de volumen para CDL5 y CL5 fueron alrededor de 15 a 20%, y finalmente a una presión de secado de 0.8 TORR. La reducción de volumen fue alrededor de 10%, obteniéndose un gránulo de resistencia mecánica buena.

La muestra congelada espumado lento CEL fué más frágil cuando se secó abajo de 0.7 TORR, mostrando una reducción volumétrica arriba de 40%, aunque por medio de la fusión parcial a una presión de secado arriba de 0.5 TORR. Tiende a incrementar la resistencia del gránulo, observándose el máximo efecto a una presión de secado de 0.8 TORR.

Un análisis por malleo de la distribución del tamaño de partícula confirmó que la pobre resistencia mecánica en las muestras es la razón para la reducción del tamaño del gránulo. Distribuciones para CEL 4 antes y después de la prueba de la reducción volumétrica mostró que la agitación causa una declinación marcada en las fracciones de más grandes partículas y un correspondiente incremento en las fracciones de partículas más pequeñas.

Análisis de malleo efectuado a la muestra CR7 mostró que ocurre una desintegración muy pequeña.

3.3.4.4 RETENCION DEL SABOR.- La retención de volátiles, expresada como un porcentaje del área del pico CL2, se --

muestra en la tabla III. Los congelamientos demasiado lento - (CDL) y lento (CL) produjeron una retención de volátiles mucho mayor que el congelamiento rápido (CR), la retención ligeramente menor obtenida congelando demasiado lento comparado con la retención obtenida congelando lento resulta probablemente de la cantidad considerable de líquido sin congelar en el extracto de café por mucho tiempo (24 hrs) de almacenamiento a -10°C , lo cual comprende el primer paso del congelamiento.

Aunque la variación de la presión en la cámara entre el rango de 0.3 a 0.7 tiene una pequeña influencia sobre la retención de volátiles en la muestra lentamente congelada, una gran pérdida de volátiles ocurre cuando el secado se efectúa a una presión de 0.8 TORR.

Debido al tamaño de gránulo, únicamente una caída de presión pequeña existe del frente de hielo a la superficie del gránulo, y así la temperatura en el frente de hielo de la capa congelada está esencialmente en equilibrio con la presión de vapor de agua en la cámara. De esta manera los gránulos de café liofilizados en una cámara a una presión de 0.7 TORR, tienen una temperatura en el frente de hielo de alrededor de -21°C , mientras que las muestras deshidratadas a 0.8 TORR tendrán una temperatura del frente de hielo de -20°C . Una fusión parcial o colapso de la matriz del soluto concentrado,

T A B L A III

RETENCION RELATIVA DE LOS VOLATILES DEL CAFE (BASADA SOBRE EL AREA TOTAL DEL PICO) PARA VARIAS CONDICIONES DE CONGELAMIENTO Y LIOFILIZACION.

CONDICIONES DE CONGELAMIENTO	% RETENCION RELATIVA						
	PRESION DE LA CAMARA DE LIOFILIZACION (TORR)						
	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8
DEMASIADO LENTO	92	96	78	77	66	67	34
LENTO	100	99	88	82	91	82	35
ESPUMADO LENTO	67	61	49	53	57	44	63
RAPIDO	47	53	38	38	44	35	36
ESPUMADO RAPIDO	48	-	42	42	43	32	29

debido al flujo viscoso de la matriz del soluto concentrado, ocurre cuando la temperatura del frente de hielo está un poco arriba del valor crítico -20°C para extracto de café.

Así, la pérdida grande de volátiles en una presión de 0.8 TORR, refleja el cambio en la estructura de la matriz del café liofilizado causado por el colapso. Las muestras congeladas rápido mostraron un efecto mucho más pequeño debido probablemente al nivel bajo de retención. Las muestras espumadas difieren grandemente en su desarrollo. Comparando CL y CEL, se observa una pérdida considerable de volátiles debido al espumado. Esto no es sorprendente, puesto que el extracto fue agitado violentamente en una máquina de hielo blando por 5 minutos a 20°C , la espuma producida genera una superficie de contacto mayor que ayuda al incremento en pérdida de volátiles. Por otro lado, las muestras CER espumadas por inyección de CO_2 en el líquido, no fue agitada y ninguna superficie de burbuja se formó hasta que la presión fue eliminada justo antes de -- congelar.

3.4 CONCLUSION DE LOS RESULTADOS

De acuerdo a los resultados del estudio para tener la densidad de bulto, el sabor, la apariencia y el calor adecuado para el mercado se recomienda liofilizar el producto con las siguientes condiciones.

Presión:0.6 TORR.

Temperatura de enfriamiento:-45°C

Tiempo de congelamiento: Instantáneo

Tiempo de enfriamiento: tres minutos

Tamaño de partícula: 0.3 - 1.8 mm.

y con las siguientes especificaciones del producto final:

Densidad de bulto = 290 g/l

Resistencia mecánica = reducción volumétrica 5%

Color=23% de brillantez

Retención relativa del sabor=35%

Humedad final = 2%

3.5 CONTROL DE CALIDAD DE MATERIA PRIMA

La prueba principal es la determinación de la temperatura crítica de quemado. (TCQ).

BASES TECNICAS

La temperatura crítica de quemado (TCQ), se define como - la temperatura en la cual se desprende bióxido de carbono cuando los granos de café son calentados. La TCQ varía dependiendo de - la calidad del café.

La temperatura de tostado de café, se define como la temperatura en la cual la reacción de Mailard se lleva a cabo y varía dependiendo de la calidad del café.

ESPECIFICACION

La temperatura crítica de quemado deberá estar comprendida en el rango de 199 a 227°C

La temperatura de tostado de café deberá ser arriba -- de 110°C.

EQUIPO

Un recipiente sellado equipado con indicadores de temperatura, presión, medio de calentamiento (resistencia eléctrica) y agitación mecánica.

PRUEBA

Se toma una muestra representativa de cada lote. La -- muestra de 0.5 Kgs se coloca en el recipiente y se inicia el calentamiento hasta un contenido de humedad menor de 3% en -- una temperatura menor de 100°C, una vez que se ha alcanzado -- la humedad específica, se sella el recipiente y se continúa -- con el calentamiento midiendo la temperatura y presión a intervalos cortos de tiempo, la temperatura crítica de quemado será aquella a la cual la presión repentinamente se incrementa.

3.5.1 PRUEBAS ADICIONALES

Otras pruebas adicionales tales como apariencia homogénea del grano (color, tamaño) se deben llevar a cabo, así como catación por medio de preparación con muestra representativa de cada lote.

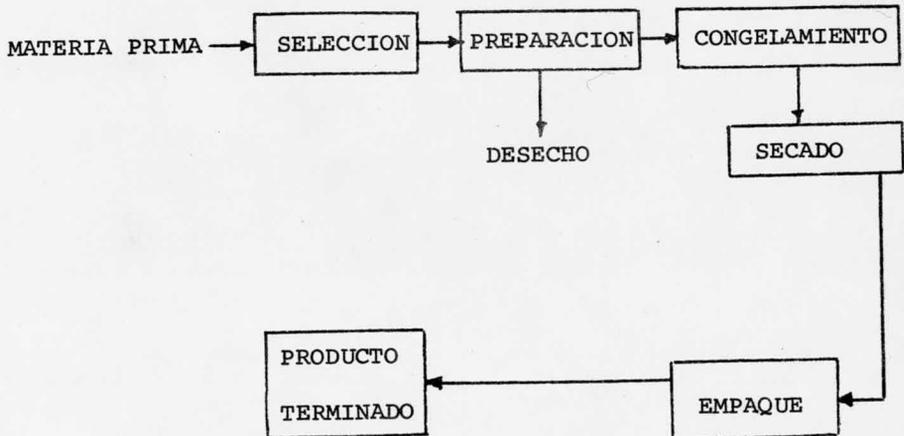
C A P I T U L O I V

CONSIDERACIONES PARA LA SELECCION DEL EQUIPO Y SU - CAPACIDAD EN LA PREPARACION DEL EXTRACTO DE CAFE.

4.1 ASPECTOS GENERALES.

En la planeación de un proceso se debe establecer una -
secuencia adecuada de cuáles problemas deben ser atacados y --
también deben facilitar el trabajo de todos los departamentos-
involucrados en el desarrollo de dicho proceso para que sean -
coordinados de tal manera que toda la información necesaria --
esté disponible y puedan tomarse las decisiones adecuadamente-
para finalmente establecer si es económico tal proceso.

La base para el proceso de Liofilización es el siguien-
te diagrama de flujo:



4.1.1 PREPROCESO.

Selección de materia prima.- Es muy importante la selección de la materia prima apropiada, que es el primer paso importante en el desarrollo del proceso de liofilización, ya que la calidad del producto liofilizado depende sobre la calidad de la materia prima seleccionada.

Para efectuar la selección no existen métodos generales, ya que existen problemas especiales para cada proceso, como caso concreto el grano del café, variedad de fresas, madurez de la naranja, etc.

Preparación de la materia prima.- Es necesario suministrar un material lo suficientemente adecuado para que pueda llevarse a efecto el siguiente paso.

La preparación puede consistir de reducción de humedad, adición de emulsificante, espumantes, productos químicos para minimización de pérdida de volátiles, germicidas, preservativos, etc., considerando calidad y economía del producto final; lo cual origina una investigación para determinar cuáles son los óptimos aditivos para emulsificar o el equipo más apropiado para la concentración del licor o la manera de hacer espuma en el material para el control de la densidad de bulto y la apariencia del producto terminado, encontrar un medio aceptable para incorporar los aditivos, recuperar los volátiles por un sistema de extracción o concentración, estabilizar el material espumoso.

En esta preparación de la materia prima hay como resultado material de desecho y subproductos, los cuales tienen que ser investigados para tratar de utilizarlos con el objeto de aumentar la economía de la planta, vendiendo estos materiales.

4.1.2 LIOFILIZACION.

4.1.2.1 CONGELAMIENTO.- Las condiciones óptimas de congelamiento varían ampliamente, en el caso de los productos alimenticios involucran dos conceptos: agua libre y enlazada, el agua libre es libre en el sentido de que puede emigrar dentro del material, una vez que los cristales de hielo empiezan a formarse, el líquido que rodea a ellos se concentra más y más en varios solutos presentes. Conforme la temperatura decrece, el proceso continúa con la emigración del agua libre hacia los cristales hasta que la fuerza migratoria es balanceada con una fuerza de adsorción ejercida por el soluto, el agua retenida en el soluto se le denomina agua de enlace. Esto nos origina dos procesos bien definidos durante el secado que son: sublimación y desorción.

Es preciso que sea entendido el diagrama de fases ya que es invariablemente complicado en los productos alimenticios, debido al número tan grande de constituyentes presentes. Se puede tener un gran número de sistemas simples con un número limitado de componentes que pueden representarse en términos de temperatu

ra contra concentración a una presión constante y estos resultados se usan para predecir las relaciones para sistemas más complejos.

Otro concepto importante que debe entenderse es la llamada temperatura eutéctica, en la cual, se alcanza la completa -- cristalización, en este punto existen cristales de hielo rodeados de sólidos eutécticos.

Para propósitos de la liofilización, no es recomendable bajar la temperatura abajo del punto eutéctico determinado ya -- que no habría sublimación inmediata.

Durante el congelamiento, la velocidad tiene un efecto -- sobre las características físicas del material liofilizado y sobre la velocidad de transferencia de masa y calor dentro del -- producto durante el secado.

Por tal razón para cada producto se tiene que determinar la velocidad de congelamiento óptima tomando en consideración -- los siguientes puntos:

1.- Congelamiento rápido produce cristales finos de hielo, congelamiento lento produce grandes cristales de hielo.

2.- Cuando los cristales de hielo son finos, se requiere un ciclo de secado más largo; y grandes cristales, requieren ciclos cortos de secado.

3.- Una estructura fina de cristales, da un incremento -- en la conducción de calor al frente de hielo decreciente, pero-

limita la eficiencia de la transferencia de masa debido a la reducción del espacio libre.

4.- Cristales de hielo grandes deterioran la estructura celular y las propiedades reconstituidas de cada material.

También durante el congelamiento se puede controlar la apariencia y densidad de bulto del producto liofilizado mediante el uso de diferentes equipos o agentes espumantes.

El equipo consiste de un cambiador de calor de superficie rugosa que inyecta gas para espumar y semi-congelar el producto hasta una temperatura abajo de 0°C., posteriormente el material semi-congelado y espumado pasará a un equipo de enfriamiento hasta obtener una congelación completa.

El material congelado se reduce al tamaño deseado por medio de equipo apropiado pasando al encharolado para proseguir el secado.

4.1.2.2 SECADO.

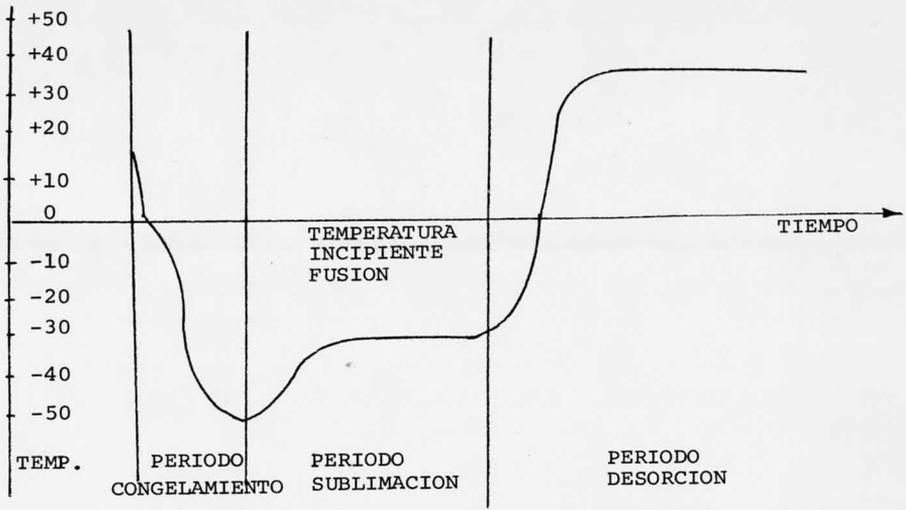
Como anteriormente se mencionó, el ciclo de secado consiste de tres períodos: congelamiento, sublimación y desorción.

Para la sublimación en continuo a velocidad constante, se presentan dos problemas :transferencia de masa y calor; en el primer caso sería la transferencia de vapor de agua desde el frente del hielo y en el segundo la transferencia de calor hacia el frente de hielo; el movimiento del frente de hielo --

con el tiempo para un líquido congelado en charolas es hacia el fondo de las charolas, y en un líquido congelado en forma granular el movimiento del frente de hielo es hacia el centro de gránulo.

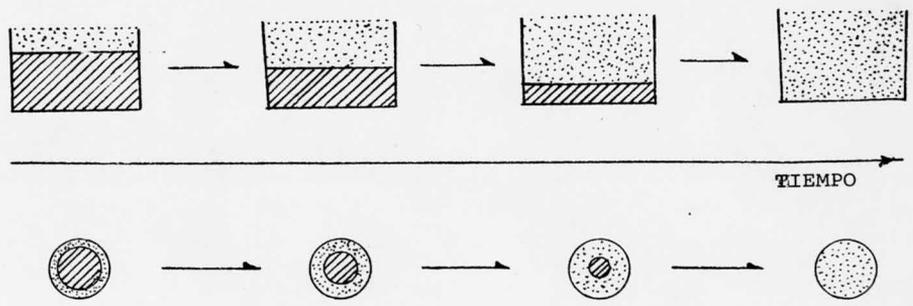
Conforme el frente de hielo va decreciendo, el vapor de agua tiene que pasar a través de un espesor en continuo crecimiento de material seco. La velocidad de transferencia de masa depende sobre el gradiente de presión a través del material seco, el cual se relaciona a la velocidad del secado y a la estructura de la capa seca.

El tamaño de gradiente de presión está restringido por la temperatura máxima de sublimación y el diseño económico del equipo de vacío, esta restricción sobre la transferencia de masa impone límites sobre la transferencia de calor, así como el suministro de calor hacia el frente de hielo tiene que ser constantemente cambiado conforme a la capacidad apropiada a la eliminación del vapor de agua. Para un líquido congelado en charolas, la transferencia de calor al frente de hielo es a través de la capa de hielo. En el caso de la transferencia de calor del material granulado al frente de hielo es a través de la capa seca. La resistencia a la transferencia de calor depende del espesor de la capa y su conductividad térmica. En ambos casos hay una máxima temperatura la cual debe ser determinada experimentalmente en el caso de líquidos congelados en --



CICLO DE LA LIOFILIZACION.

FIG. 4.1



MOVIMIENTO DEL FRENTE DE HIELO DURANTE EL SECADO.

charolas debe ser la temperatura abajo de la cual no ocurra fusión intersticial; para materiales granulados la máxima temperatura debe ser aquella que no dañe el material seco.

El final del período de sublimación se caracteriza por un incremento constante de temperatura, ver fig. 4.1; durante este paso toda el agua libre ha sido eliminada quedando únicamente el agua de adsorción. Esta agua es eliminada por desorción a temperatura constante en vacío alto, la desorción continúa indefinidamente y no hay forma que indique el punto final como en la sublimación y es por lo tanto necesario parar el proceso en un cierto contenido de humedad el cual ha sido previamente determinado por las pruebas de calidad y tiempo de almacenaje.

Al final del ciclo de secado se rompe el vacío en la cámara de secado con un gas inerte con el objeto de minimizar la oxidación del producto.

4.1.2.3 ENVASADO.

El envase adecuado para productos liofilizados es muy importante, por lo que es necesario un estudio a fondo con respecto a los materiales, equipo y condiciones de almacenamiento. Por lo general se requiere una vida media de almacenaje de seis meses a un año.

Debido a las características de los materiales liofil-

zados, se requiere el envasado en atmósferas controladas, ya sea de vacío o de gas inerte; ya que el medio ambiente puede dañar al producto, además los recipientes de envasado deben ser herméticamente sellados. El material de fabricación para dichos recipientes puede ser vidrio, plástico o metal.

4.1.2.4 CONTROL DE CALIDAD.

Con el objeto de tener una calidad aceptable del producto final es necesario controlar la calidad en cada una de las etapas del proceso de liofilización. Estableciendo los estándares del material requerido y especificaciones, por lo tanto es necesario establecer las pruebas de control, las cuales compararán las cualidades relativas de diferentes muestras.

4.2 ALMACENAMIENTO.

En base al mejor funcionamiento para la producción de café liofilizado se proyectó el diseño de un almacén, para tener un abastecimiento continuo durante 1 mes. La capacidad que nos arroja este tiempo es de 60 toneladas.

Se almacenará la materia prima en sacos de 60 Kg., que serán abastecidos desde el campo donde se cultiva.

Las medidas del Almacén son:

LONGITUD : 11 m.

ANCHO : 6 m.

ALTO : 6 m.

Para su identificación se le asigna el N° de clave AL-101, que es mostrado en el diagrama de flujo mecánico general.

4.3 TOSTADO

Existen muchas técnicas para efectuar el tostado, todas encaminadas a obtener el mejor desarrollo de sabor y color del café tostado, para tener una mejor calidad del producto. Se desarrollarán algunos procedimientos y condiciones del proceso, - así también el equipo recomendado para tostado de café.

4.3.1 PROCEDIMIENTOS DE TOSTADO

4.3.1.1 TOSTADO CONTINUO.- Los granos de café se mueven en una forma continua a través de una zona de precalentamiento donde son sometidos con vapor a presión, para efectuar una hidrólisis parcial de los carbohidratos, o sea, un tostado parcial de los granos de café en condiciones prácticamente inertes, inmediatamente después, los granos son descargados a la zona de tostado.

Los granos de café parcialmente tostados, pasan a la zona de tostado con un movimiento continuo uniforme, en donde se ponen en contacto con gases calientes para efectuar el tostado y completar la hidrólisis.

La temperatura de los gases, el tiempo de residencia y las condiciones oxidantes deben ser rigurosamente controlados.
Una vez que los granos de café pasan a través de la zona de tos

tado deberán ser inmediatamente descargados a una zona de enfriamiento rápido, sin alterar el contenido de humedad sustancial.

4.3.1.2 TOSTADO Y APAGADO.- En este procedimiento se requiere que los granos de café sean previamente presecados, hasta un contenido de humedad específico, a una temperatura abajo de la temperatura de tostado, a presión atmosférica y en presencia de una atmósfera inerte.

Es necesario que los granos tengan un movimiento constante, ya sea por cama de lecho fluidizado o algún movimiento mecánico. Los granos presecados sin ser enfriados son transportados a una zona de tostado donde se incrementa la temperatura abajo de la cual el producto no se quema.

En esta parte del proceso el grano toma una ligera coloración café, pero no se tiene un desarrollo adecuado de sabor, por lo que es necesario incrementar la temperatura arriba de la temperatura de quemado por un corto tiempo para que se efectúe el desarrollo total del sabor y color.

Después de completar el tostado, los granos de café son inmediatamente enfriados con aire frío o agua hasta una temperatura determinada.

4.3.2 CONDICIONES DE OPERACION.- La técnica más adecuada, desde un punto de vista del porcentaje de pérdidas y un mejor desarrollo de color y sabor, será por medio de un tostado descrito

en el procedimiento 4.3.1.2. cuyas condiciones son las siguientes: los granos de café deberán ser secados hasta un contenido de humedad del 3%, a una temperatura máxima en los granos de -- café de 110°C, por medio de gases calientes procedentes de un -- quemador. Idealmente deberían ser gases calientes inertes, para obtener un mejor desarrollo de color y sabor.

Una vez secados los granos hasta la humedad especificada anteriormente, se procede a la operación de tostado. Los granos se calientan hasta una temperatura, abajo de la temperatura de quemado, comprendida entre el rango de 210°- 227°C.

En esta parte del proceso se desarrolla del 50 - 70% del color y sabor.

Para alcanzar el 100% de sabor y color final, es necesario aumentar la temperatura arriba de la temperatura de quemado, por un lapso de tiempo de 10-40 segundos, dicha temperatura no deberá exceder de 316°C. Una vez que la operación de tostado se completó, se procede a enfriar el café hasta una temperatura de 82°C adicionando agua o con aire frío.

4.3.3 DESCRIPCION DEL EQUIPO.

El equipo consta de una cámara superior, con agitación -- interna para un movimiento contínuo de los granos de café.

Una cámara inferior para distribución de aire caliente -- o frío a través de toda la cámara, una malla No. 10 de acero --

inoxidable divide la cámara superior e inferior.

4.3.3.1 DIMENSIONES Y CONDICIONES GENERALES.

Capacidad de tostado de café	=	135.0 Kg/ciclo.
Ciclo por lote de secado y tostado	=	85 min.
Volumen de cámara superior	=	0.150 m ³
Diámetro de cámara superior	=	1.3 m.
Altura de Cámara Superior	=	0.25 m.
<u>Altura del lecho de los granos</u>	=	<u>0.10 m.</u>
Altura de la cámara inferior	=	0.30 m.
<u>Tiempo de elevación de temperatura del grano de café de 25°C a 94°C</u>	=	<u>22 min.</u>
<u>Tiempo de elevación de temperatura del grano de café de 94°C a 221°C</u>	=	<u>8 min.</u>
<u>Tiempo de exposición de los granos de café a una temperatura de gases calientes</u>		
<u>Máxima 316°C</u>	=	<u>10 - 40 segundos.</u>
Temperatura máxima de gases calientes	=	316°C
<u>Agitador (equipado con motorreductor 0.5 HP)</u>	=	<u>15 RPM.</u>
Relación de <u>agua de enfriamiento</u>	=	0.083 $\frac{\text{L. agua}}{\text{Kg. café tostado}}$
Relación de <u>aire de enfriamiento</u>	=	14.73 $\frac{\text{M}^3 \text{ aire STD}}{\text{Kg. café tostado}}$
<u>Caída de presión a través del lecho</u>	=	4.43 cm. C.A.

Para enfriar los 135.0 Kg. de café se requieren 8.87 Kg. de agua, que es la cantidad máxima de agua que acepta el café-tostado para que no se humedezca, y se alcance a evaporar toda el agua. El enfriamiento se concluye pasando a través del lecho de café tostado una cantidad de aire a razón de 14.73 M^3 de aire por cada kg. de café. Por lo tanto se requiere $18.4 \text{ M}^3/\text{min}$ de aire a condiciones estandar de presión y temperatura.

La máxima caída de presión a través del lecho es:

$$-\Delta P = L (1 - x) (\rho_s - \rho) \frac{g}{g_c} \quad \text{Ec. 4.1}$$

ya que en el estado de fluidización, las fuerzas que tienden a elevar a las partículas, son iguales al peso total (fuerza de gravedad) de las partículas.

$-\Delta P$ = caída de presión

x = porosidad del lecho

L = espesor del lecho

ρ_s = densidad de las partículas sólidas.

ρ = densidad del fluido.

$$x = 0.383$$

$$\rho_s = 720 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho = 1.28 \text{ kg/m}^3$$

$$-\frac{\Delta P}{L} = (1 - x) (\rho_s - \rho) \frac{g}{g_c}$$

$$-\frac{\Delta P}{L} = (1 - 0.383) (720 - 1.28)$$

$$- \frac{\Delta P}{L} = (.617) (718.7) = 443 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \text{ m}}$$

Para una altura de 10 cm. se tiene:

$$- \Delta P = 443 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \text{ m}} \times \frac{0.10 \text{ m}}{1} \times \frac{1 \text{ m}^2}{10\,000 \text{ cm}^2}$$

$$- \Delta P = 10^{-4} \times 44.3 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2} \times \frac{10 \text{ m C.A.}}{1 \text{ kg/cm}^2}$$

$$- \Delta P = .0443 \text{ mm C.A.}$$

$$- \Delta P = 4.43 \text{ cm C.A.}$$

Para el tostado se requiere que el aire se caliente hasta una temperatura de 316°C máxima. La temperatura máxima de elevación de los granos de café son 221°C. Por lo tanto se requiere un sistema de combustión con capacidad siguiente:

$$Q = M c_p \Delta T.$$

$$M = 18.4 \frac{\text{M}^3}{\text{Min}} \times \frac{1000 \text{ L}}{1 \text{ M}^3} \times \frac{0.001293 \text{ kg}}{\text{lt.}}$$

$$M = 23.8 \frac{\text{Kg}}{\text{Min}} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ Hr}} = 1428 \frac{\text{kg}}{\text{Hr}}$$

$$C_p = 0.25 \frac{\text{KCal}}{\text{Kgr}^\circ\text{C}}$$

$$T_1 = 25^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 316^\circ\text{C}$$

$$Q = 1,428 \frac{\text{kg}}{\text{Hr}} \times 0.25 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \times (316^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C})$$

$$Q = 103,000 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr}} + 40\%$$

$$Q = 145,500 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr}}$$

Por lo tanto se requiere un sistema de combustión para dar una capacidad de 145,500 $\frac{\text{Kcal}}{\text{Hr}}$. para quemar gas natural con capacidad calorífica de 8900 Kcal/M^3 .

ACCESORIOS:

Sistema de regulación de gas para proporcionar a una presión de 20 cm. C.A y un gasto de $20 \text{ M}^3/\text{Hr}$. de gas.

Gasto aire de combustión de $170 \text{ M}^3/\text{Hr}$ a una presión estática de 152 mm. C.A. con un consumo de energía de 0.5 Hp.

Las condiciones del aire a calentar son: Gasto = $21 \text{ M}^3/\text{min}$ presión estática 203 mm C.A. por lo tanto se requiere un ventilador de tipo forzado con motor acoplado con un consumo de 1.65 BHP y 3500 R.P.M.

Los controles necesarios deberán ser: control de temperatura para fuego alto y bajo integrado con switch límite alto de temperatura y que al mismo tiempo controle el quemador y el ventilador de aire caliente y el ventilador de aire frío.

LISTA DE EQUIPO UTILIZADO EN EL TOSTADO

Tostador

Cámara de Combustión

Tanque Almacenamiento Gas.

Ventilador centrífugo Aire Enfriamiento

Ventilador Centrífugo Combustión

Transportador de Bandas

Transportador de Bandas

LISTA DE INSTRUMENTOS

Válvula de Seguridad

Indicador de Presión en TH-201

Válvula Operada por Solenoide

Válvula Operada por Solenoide

Indicador de Temperatura

Transmisor de Temperatura

Alarma Alta Temperatura

Alarma Baja Temperatura

4.4 MOLIENDA.

Se requiere que los granos de café se reduzcan de tamaño para obtener un mejor rendimiento en la extracción de los solubles. El tamaño apropiado según reportes en la literatura al respecto es que el 95% del material sea retenido en la malla 20. La máquina apropiada es un molino de mandíbulas circulares, el cual está clasificado del tipo de compresión, produciendo material dentro del rango necesario y poca cantidad de finos, evitándose de esta manera problemas posteriores durante la extracción.

4.4.1 CALCULO DEL MOLINO.

Dato base: 75 Kgs/hr

La energía requerida por el molino para llevar a cabo la operación de molienda, se determina de la siguiente manera:

De la gráfica 15.22 (Introduction to Chemical Engineering . W.L. Badger & J.T. Banchero) para un valor de:

$$X = \frac{\sqrt{\text{Relación Reducción tamaño}}}{\text{Tamaño del Producto}} = \frac{\sqrt{n}}{P} \quad \text{Ec. 4.2}$$

donde:

$$n = \text{Relación de Reducción de tamaño} = 2.666$$

$$P = \text{Tamaño del producto en pulgadas} = 0.216 \text{ pulgadas}$$

$$X = \frac{\sqrt{8/3}}{0.216} = 8.1$$

De la gráfica 15.22, para un valor de 8.0 en la zona correspondiente a molinos de mandíbulas circulares, se obtiene un valor de 1.5 HP Hr 1 Ton, por lo tanto:

$$1.5 \text{ H.P. Hr/Ton} \times 0.075 \frac{\text{Ton}}{\text{Hr}} = 0.112 \quad \text{BHP}$$

$$\text{HP} = \frac{0.112 \text{ BHP}}{\eta} \quad \text{Ec. 4.3}$$

Considerando una eficiencia de 25%:

$$\text{HP} = \frac{0.112}{0.25} = 0.448 = 1/2 \quad \text{HP}$$

4.4.2. DESCRIPCION DEL EQUIPO

Un molino giratorio consta de un cabezal cónico de trituración, que gira dentro de una carcaza en forma de embudo y --
abierta en su parte superior. El cabezal de trituración está --
soportado en un eje pivotado en la parte superior, un excéntrico mueve el extremo inferior de dicho cabezal, se acerca y se --
aleja de dicha pared estacionaria, en cualquier punto de la pe-
riferia de la carcaza.

Los sólidos que queden presionados entre el espacio for-
mado por el cabezal y la carcaza, se rompen varias veces hasta-
que salen por el fondo. El cabezal de trituración gira libremen
te y se mueve lentamente a causa de la fricción del material --
que se tritura.

La descarga es continua, ya que en cualquier momento, --
trabaja una parte del cabezal triturador.

La velocidad de giro es de 235 RPM, por lo tanto deberá -
tener un reductor directamente acoplado con las siguientes ca--
racterísticas.

REDUCTOR:

1/2 HP.

Relación = 4:68

MOTOR:

1/2 HP

220 V 1100 R.P.M

60 Hz.

4.5 EXTRACCION

4.5.1 HISTORIA.- Las primeras extracciones industriales de los solubles de café, se llevaron a cabo hace cincuenta años en procesos intermitentes a presión atmosférica, en series de tanques agitados, obteniéndose de esta manera rendimientos y -- concentraciones muy bajas en el extracto, de mala calidad debido al contacto prolongado del producto con el aire. El producto obtenido de esta forma fue mezclado con carbohidratos para hacer de una cucharada de tal mezcla una taza de café.

Hacia los años cuarenta se emplearon aparatos semi-continuos, aprovechándose la hidrólisis a temperaturas altas, incrementándose así el rendimiento hasta en un 40% dando un producto que se usó directamente y con una calidad suficiente para competir con la de las bebidas domésticas.

Hacia el año mil novecientos sesenta y siete fue posible poner en servicio los primeros extractores contínuos a temperaturas y presiones altas.

4.5.2 BASES.- La extracción del café tostado molido se divide en los siguientes pasos:

4.5.2.1 HUMIDIFICACION.- Las partículas absorben una determinada cantidad de agua igual al doble de su peso seco, esto causa un aumento en la concentración del extracto, y los gases formados durante el tostado, son liberados por las partícu-

las.

4.5.2.2 EXTRACCION DE SOLUBLES.- Como el material soluble en la partícula se encuentra disuelto y la concentración de solubles en el extracto que rodea la partícula es más baja que la concentración en la solución dentro de la partícula, se genera el gradiente de concentración necesario para que los solubles se difundan hacia la superficie y de esta manera son extraídos dentro del extracto, con el objeto de mantener el gradiente de concentración lo más alto posible se debe usar un flujo a contracorriente.

4.5.3 FORMACION DE MATERIAL SOLUBLE POR HIDROLISIS.- El material soluble en el café representa un rendimiento máximo de 24-30% sobre el café tostado y molido, pero utilizando temperaturas arriba de los 180°C y su correspondiente presión (alrededor de 15 kg/cm²), ciertas sustancias presentes en el café, tales como hemicelulosas, (Tabla 4.1) son hidrolizadas en compuestos solubles en agua, incrementándose de esta manera de un 45 a 65% sobre base seca, dependiendo del tipo y grado de café.

La velocidad de extracción depende en gran parte del tamaño de las partículas. Para partículas finas, la velocidad de extracción es más alta, pero se producen más finos en el extracto, por lo que se deben tomar más precauciones de que al eliminar los finos no se eliminen los coloides que llevan sabor y --

aceites al mismo tiempo.

El tamaño de partícula del café molido óptimo para obtener una extracción adecuada debe estar dentro del rango de 2 a 3 mm., la extracción de los solubles de los granos tostados y molidos se efectúa en baterías de extracción que a veces incluyen entre 6 a 8 torres de extracción (percoladores), unidos de tal forma que se manejan como una sola unidad, estos percoladores funcionan a diferentes temperaturas y el extracto se bombea de una a otra unidad. Las condiciones se regulan para obtener el máximo grado de extracción, sin que el calor dañe el producto o que se llegue al punto en que se empiezan a extraer componentes amargos. El rango de temperatura para la extracción varía desde 117°C hasta 90°C y se extrae la mayor parte de los sólidos fácilmente solubles e hidroliza los carbohidratos de los granos de café menos solubles, lo cual resulta un 40% del peso del grano tostado y molido. Sin la hidrólisis a alta temperatura 170 - 177°C sólo se extraería un 20% del peso del grano, que es aproximadamente lo que se obtiene cuando se prepara el café en el hogar.

El extracto de café que sale de los percoladores tiene que enfriarse rápidamente, y, si es posible deshidratarse inmediatamente, por que su sabor y aroma pueden sufrir algún grado de deterioro en 6 hrs.

4.5.4 CALCULO DEL EQUIPO

Como anteriormente se mencionó, para obtener un alto rendimiento en la extracción, se requiere de un sistema de batería a contracorriente.

Para la resolución del cálculo del equipo de extracción en etapas múltiples a contracorriente, se dispone de los métodos analíticos de Baker y Mc Cabe y Smith.

Se pueden usar estos métodos por que, el sistema cubre el concepto de etapa teórica, y, se supone que en cada una de ellas la composición retenida es igual a la del flujo superior y que la relación disolvente inerte es constante en todos los refinados.

4.5.4.1 CALCULO POR EL METODO DE BAKER.

Baker propone la siguiente ecuación:

$$\frac{1}{f} = 1 + a_n \sum_{1}^n a^{n-1} - \frac{W_D''}{W_n''} \left(1 + a_n \sum_{2}^n a^{n-2} \right) \quad \text{Ec. 4}$$

donde:

f = Solute en el refinado R_n / soluto en la alimentación.

a = Extracto que sale en la última etapa E_n /disolución retenida.

a_n = Extracto obtenido E_n /Solución retenida por el sólido.

W_D'' = Peso del soluto en el disolvente.

W''_n = Peso del soluto en el refinado R_n .

Como la alimentación del disolvente al sistema está libre de soluto $W''_D = 0$, la ecuación 4 se transforma en:

$$\frac{1}{f} = 1 - a_n \sum a^{n-1} \quad \text{Ec. 5}$$

Datos:

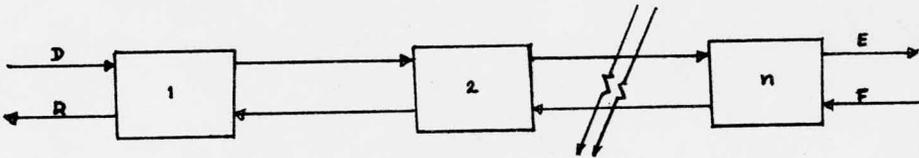
Alimentación café molido = 75 Kg/Hr

Concentración solubles en la alimentación = 60%

Concentración de licor de café (extracto) = 26.4%

Los inertes absorben el doble de su peso seco de agua.

Balance de Materiales



F = Café alimentado

E = Extracto de café (licor)

D = Agua alimentada (Disolvente)

R = Refinado

F = 75 Kg/H.

$$E = \frac{F \times C}{C_1}$$

Ec. 6

$$E = \frac{75 \times 0.47.5}{0.264} = 135 \frac{\text{Kg}}{\text{Hr}}$$

Donde:

C = Por ciento de solubles extractados de la alimentación

C₁ = Concentración en el licor

Para R:

R_i = Insolubles + licor retenido

Insolubles = 75 x 0.4 = 30 Kg/Hr

Licor retenido = Agua+Solubles

Agua = dos veces el peso seco de las partículas

Solubles = Solubles en F - Solubles en el licor

$$L_R = 30 \times 2 - (45 - 35.62)$$

$$L_R = 69.38$$

Por lo tanto:

$$R = 30 + 69.38$$

$$R = 99.38 \text{ Kg/Hr.}$$

Para D se tiene:

$$D = (E+R) - F$$

$$D = (135+99.38 - 75)$$

$$D = 159.38 \text{ Kg/hr}$$

con los datos anteriores se calcula:

$$a = \frac{159.38}{69.38} = 2.29$$

$$a_n = \frac{1.35}{69.38} = 1.945$$

$$f = \frac{4.38}{45.0} = 0.2084$$

Solución retenida por los sólidos = 69.38 Kg/hr

Sustituyendo en la ecuación 5 se tiene:

$$\frac{1}{0.2084} = 1 + 1.945 \sum_{a=1}^{a=n} 2.29^n$$

$$4.79 = 1 + 1.945 \sum 2.29^n$$

Suponiendo que $n = 2$

$$4.79 = 1 + 1.945 (2.79)^{2-1}$$

$$4.79 = 1 + 4.45$$

$$4.79 = 5.4$$

por lo tanto se supone un requerimiento teórico de 2 etapas. De la literatura técnica al respecto (Coffee Solubilization, Pintaura N.D.), la eficiencia es aproximadamente 35%, por lo tanto:

$$N = \frac{2}{0.35} = 5.7$$

N = 6 Etapas reales

4.5.4.2 CALCULO POR EL METODO DE MC CABE Y SMITH

Este método permite calcular el número de etapas a partir de las concentraciones de las disoluciones con la siguiente ecuación:

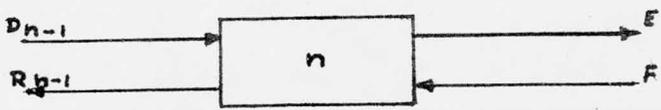
$$N = \frac{\log \left[\frac{X_n - Y_{n-1}}{X_1 - Y_f} \right]}{\log \left[\frac{X_n - X_1}{Y_{n-1} - Y_f} \right]} \quad \text{Ec. 7}$$

Como en el sistema permanece constante la relación: disolvente retenido a sólido inerte, es necesario expresar las concentraciones del extracto y del refinado en Kg de soluto/Kg de disolvente.

Donde:

- X_n = Composición del refinado en la última etapa
- Y_f = Composición de la alimentación
- X_1 = Composición en el refinado primera etapa
- Y_{n-1} = Composición del extracto de la penúltima etapa

Balace en la última etapa:



$$R_{n-1} = F + D_{n-1} - E$$

$$R_{n-1} = \text{Insolubles} + \text{Agua} + \text{Solubles}$$

$$R_{n-1} = 30 + 60 + 21.54$$

$$R_{n-1} = 111.54$$

$$E = 135 \text{ Kg/Hr}$$

$$F = 75 \text{ Kg/Hr}$$

Por lo tanto:

$$D_{n-1} = E + R_{n-1} - F$$

$$D_{n-1} = 135 + 111.54 - 75$$

$$D_{n-1} = 171.78$$

$$Y_f = 0.00$$

$$X_1 = \frac{\text{Kg/Hr solubles en el refinado}}{\text{Kg/Hr disolvente en el refinado (agua)}}$$

$$X_1 = \frac{9.38}{60} = 0.1563$$

$$X_n = \frac{\text{Kg/Hr de solubles en el extracto}}{\text{Kg/Hr de disolvente en el extracto (agua)}}$$

$$X_n = \frac{35.62}{99.32} = 0.3586$$

$$Y_{n-1} = \frac{\text{Kg/Hr de solubles en el extracto de la penúltima etapa}}{\text{Kg/Hr de disolvente (agua) en el extracto de penúltima etapa}}$$

$$Y_{n-1} = \frac{12.16}{159.38} = 0.076$$

Sustituyendo en la ecuación N°7

$$n-1 = \frac{\log \left[\frac{0.3586 - 0.076}{0.1563 - 0.00} \right]}{\log \left[\frac{0.3586 - 0.1563}{0.076 - 0.00} \right]}$$

$$n-1 = \frac{\log 1.8}{\log 2.66}$$

$$n = 1 + \frac{0.2572}{0.4251}$$

$$n = 1 + 0.6$$

$$n = 1.6$$

$$n \cong 2$$

Para una eficiencia del 35%

$$n_R = \frac{\text{N}^\circ \text{de etapas teóricas}}{0.35}$$

$$n_R = \frac{2}{0.35}$$

$$n_R \cong 6$$

4.5.5 DIMENSIONES DE LA TORRE

Para el cálculo del diámetro de la torre se toman los siguientes datos base:

$$\text{Densidad de bulto} = 0.34 \text{ Kg/Hr}$$

$$\text{Relación altura/diámetro } \frac{L}{D} = 10$$

Tenemos:

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times L$$

$$V = \frac{P}{\rho_b}$$

Igualando las ecuaciones.

$$\frac{\pi}{4} \times D^2 \times L = \frac{P}{\rho_b}$$

$$\frac{P}{\rho_b} = \frac{75 \text{ Kg}}{0.34 \text{ Kg/L}} = 220 \text{ l.}$$

$$V = 220 \text{ L}$$

$$L = 10 \times D$$

De donde:

$$\frac{\pi}{4} D^2 \times 10 D = 0.220 \text{ m}^3$$

$$D^3 = \frac{0.220 \times 4}{10 \times 3.1416}$$

$$D = \sqrt[3]{0.028}$$

$$D = 0.3 \text{ m}$$

Para la altura $L = 10 \times D$

tura $L = 10 \times 0.3$

$$L = 3 \text{ m}$$

4.5.6 SISTEMA DE CALENTAMIENTO DE AGUA.

Datos Base:

Cantidad de agua = 178 Kg/Hr

Temperatura inicial = 25 °C

Temperatura final = 180 °C

Calor específico del agua a 177°C = 0.87 Kcal/Kg°C

Presión = 15 Kg/cm²

Calor requerido:

$$Q = M \text{ cp } \Delta T$$

$$Q = 178 \frac{\text{Kg}}{\text{Hr}} \times 0.87 (177^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C})$$

$$Q = 23500 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr.}}$$

Tipo de calentamiento: Resistencia eléctrica sumergida

$$Q = 23500 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr}} = 28 \text{ Kwatts}$$

Para un 20% de seguridad

$$Q = \frac{28}{0.2} = 35 \text{ Kwatts}$$

Sistema de Bombeo: P/cálculo de la potencia necesaria-
se efectúa por medio de un balance de energía:

DATOS:

$$\text{Capacidad de manejo} = 178 \text{ Kg/Hr} \cong 200 \text{ Kg/Hr.}$$

$$\text{Presión} = 15 \text{ kg/cm}^2 \text{ a la descarga en el-}$$

percolador.

$$\text{Temperatura} = 180^\circ\text{C}$$

$$\text{Densidad del agua a } 180^\circ\text{C} = 892 \text{ kg/cm}^3$$

$$\text{Viscosidad del agua a } 180^\circ\text{C} = 0.16 \text{ cps.} =$$

$$0.0016 \frac{\text{gr}}{\text{cm seg}} = 0.00016 \frac{\text{kg}}{\text{m seg.}}$$

Cálculo: Método de las cabezas, lado descarga bomba hasta entrada a percoladores.

$$\text{Crane recomienda } v = 0.257 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

Por lo tanto se requiere un diámetro siguiente:

$$D = \left(\frac{G}{0.785 \times v} \right)^{1/2}$$
$$D = \left(\frac{0.000051}{0.785 \times 0.257} \right)^{1/2} = 15.9 \text{ mm.}$$

$$D = 16 \text{ mm.}$$

Por lo tanto el diámetro estandar inmediato superior es de 19 mm.

$$D_s = 19 \text{ mm.}$$

$$D_i = 21 \text{ mm.}$$

$$A_s = 3.44 \text{ cm}^2$$



Por lo tanto la velocidad efectiva es:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0.000051 \frac{\text{M}^3}{\text{Seg}}}{3.44 \times 10^{-4} \text{m}^2} =$$
$$v = 0.147 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

longitud equivalente descarga de la bomba hasta entrada a percoladores.

$$\text{Leq.} = 30.78 \text{ m.}$$

Rugosidad relativa para un diámetro interior de 21 mm de tubería comercial.

$$\frac{E}{D} = 0.0021$$

N° de Reynolds:

$$R_e = \frac{D \nu P}{\mu} = \frac{0.021 \times 0.147 \times 892}{0.00016}$$

$$R_e = 17200$$

Para una rugosidad de 0.0021, N° de Reynolds. de 17200,-
agua a 180°C corresponde un factor de fricción de:

$$f \cong 0.0315$$

Pérdidas por fricción desde la descarga de la bomba - -
hasta la entrada a los percoladores:

$$H_{f_D} = \frac{f' v^2 \text{Leq.}}{2 G_c D}$$

$$H_{f_D} = \frac{0.0315 \times 0.147^2 \times 30.78}{2 \times 9.81 \times .021}$$

$$H_{f_D} = 0.0508 \text{ m.}$$

Cabeza de descarga:

$$H_D = S_D + \frac{P_D}{\rho} + H_{f_D}$$

S_D = Altura de descarga.

$$S_D \cong 5 \text{ m.}$$

$$\frac{P_D}{\rho} = \text{cabeza de presión de descarga.}$$

$$\frac{P_D}{\rho} = \frac{15 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}}{892 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} \times \frac{1 \text{ m}^{-2}}{1000 \text{ cm}^2} = 0.0168 \times 10^4 \text{ m.}$$

$$\frac{P_D}{\rho} = 168 \text{ m.}$$

$$H_D = 5 + 168 + 0.058$$

$$H_D = 173 \text{ m.}$$

Cabeza de succión:

$$H_{S_0} = S_s - H_{f_s}$$

S_s = Altura en la succión.

$$S_s \approx 1 \text{ m}$$

H_{f_s} = Pérdidas por fricción desde el tanque de almacenamiento hasta la succión de la bomba.

$$H_{f_s} = \frac{f' v^2 \text{ Leq.}}{2 G_c D}$$

Para la succión se recomienda un diámetro de tubería -- de 25 mm. nominal.

$$\bar{v} = \frac{Q}{A} = 0.113 \frac{\text{m}}{\text{ség.}}$$

$$DI = 0.0266 \text{ m.}$$

$$\text{Leq.} \approx 3 \text{ m}$$

La rugosidad relativa para tubería de 25 mm. de diámetro nominal:

$$\frac{E}{D} = 0.0018$$

$$R_e = \frac{D \times N \times \rho}{\mu}$$

$$R_e = \frac{0.0266 \times 892 \times 0.113}{0.00016}$$

$$R_e = 16760$$

Para un Reynolds de 16760, una rugosidad de 0.0018,-
agua a 180°C corresponde un factor de fricción de:

$$f' = 0.03$$

Pérdidas por fricción desde el tanque de almacena- -
miento hasta la succión de la bomba es:

$$H_{fs} = \frac{f' v^2 L_{eq}}{2 G_C D}$$

$$H_{fs} = \frac{0.03 \times 0.113^2 \times 3}{2 \times 9.81 \times 0.0266}$$

$$H_{fs} = 0.0237 \text{ m.}$$

Por lo tanto:

$$H_s = 1 - 0.0237$$

$$H_s = 0.976 \text{ m.}$$

Cabeza de la bomba:

$$H = H_D - H_s$$

$$H = 173 - 0.976$$

$$H = 172.024 \text{ m.}$$

$$\text{Potencia} = H \times W.$$

$$W = \text{Capacidad Bomba} = 200 \frac{\text{kg}}{\text{Hr}}$$

$$P = \frac{172.024 \times 200}{3600} = 9.56 \frac{\text{Kgm}}{\text{Seg.}}$$

$$H_p = \frac{9.56}{76} = 0.125$$

Para motores pequeños la eficiencia es del 30%, por lo tanto se requieren $0.419 H_p$, se deberá seleccionar un motor de capacidad inmediato superior.

$$P = 0.5 \text{ Hp.}$$

4.5.7 DIMENSIONES Y CONDICIONES GENERALES.

4.5.7.1 TORRES DE EXTRACCION (PERCOLADORES)

Dimensiones:

N° unidades	=	6
Diámetro	=	0.3 m.
Altura Empaque	=	3.0 m.
Altura total	=	4.0 m.
Material:		Aí 304
Tapas:		Toriesférica.

CONDICIONES:

Columna	Temperatura °C	Presión Kg/cm ²
TE - 200	177	15.00
TE - 201	174.5	14.62
TE - 202	173.4	14.2

TE - 203	148.8	7.66
TE - 204	108.4	2.18
TE - 205	89.5	1.12

Alimentación de agua:

Cantidad D = 178 Kg/Hr

Presión P = 15 Kg/cm²

Temperatura T = 180 °C

Alimentación de café:

Cantidad F = 75 Kg/hr

Duración de un ciclo:

Tiempo t = 1 Hr

Ciclo: Descarga; limpieza, inspección, llenado y arreglo de válvulas para operación.

4.5.7.2 ACCESORIOS:

Sistema de calentamiento de agua por resistencia eléctrica sumergible.

Tipo = Calentador de resistencia eléctrica con cubierta de acero inoxidable.

Capacidad = 35 Kwatts.

Voltaje = 220 V.

7 elementos de 7 Kwatts cada uno.

Longitud Sumergida = 1 m.

SISTEMA DE BOMBEO.

Tipo : desplazamiento positivo
Presión descarga : 15 Kg/cm²
Temperatura : 177°C
Potencia : 0.5 HP.

4.5.8 PROCEDIMIENTO DE OPERACION.

El proceso de extracción de los solubles del café con
siste de:

1.- Un sistema básico a contracorriente en el cual --
el café tostado y molido es alimentado a la torre de extracción
TE - 203, para ser extractado a una presión de 1.12 Kg/cm² y --
una temperatura de 89.5°C, como la extracción se lleva a cabo -
a contracorriente con licor (extracto) que procede de la torre-
anterior TE - 204, ésta sale de dicha torre a una temperatura -
de 108°C por lo que es necesario enfriarla a 90°C por medio del
enfriador EN - 205. Existen dos razones por las cuales es nece-
sario bajar la temperatura, la primera es por que la presión de
salida de 1.10 Kg/cm², y si fuera una temperatura de 108,4°C, -
al descargar el licor a estas condiciones, éste prácticamente -
se evaporaría, por lo tanto es necesario bajar la temperatura -
a 89.5°C. La segunda razón es porque el desarrollo del sabor -
de la bebida para la mayoría de las mezclas del café ocurre en-
tre los 82.2 y 89.5°C.

2.- Los refinados obtenidos en el punto 1 son extractados nuevamente a contracorriente con licor (Extracto) que procede de la torre TE - 203 y se lleva a cabo a una temperatura de 108°C y una presión de 2.18 Kg/cm².

3.- Los residuos extractados 2 veces son sometidos a -- una nueva extracción a contracorriente con licor (Extracto que procede de la torre TE - 202 llevándose a cabo a una temperatura de 149°C y una presión de 7.66 Kg/cm².

4.- Los residuos extractados 3 veces, son sometidos -- a una nueva extracción a contracorriente con licor (extracto) -- que procede de la torre TE - 201 llevándose a cabo a una temperatura de 173°C y una presión de 14.2 Kg/cm².

5.- Los residuos extractados 4 veces son extractados a -- contracorriente con licor (extracto) que proceden de la torre -- TE - 200 llevándose a cabo a una temperatura de 174.5°C y una -- presión de 14.62 Kg/cm².

Para mantener la temperatura y presión deseadas se cuenta con calentadores o enfriadores entre columnas según sea el caso.

6.- Los residuos extractados 5 veces son sometidos a un lavado final a contracorriente con agua a una temperatura de -- 177°C y una presión de 15 Kg/cm²

Las torres están conectadas por medio de una red de tuberías de tal manera que nos permita que cualquier columna -- sea la primera de la serie.

LISTA DE EQUIPO UTILIZADO EN LA EXTRACCION.

TE-200 Percolador.

A

TE-205 Percolador.

EN-200 Enfriador.

A

EN-205 Enfriador.

CC-102 Calentador.

BA-1A Bomba Centrífuga.

BA-112 Bomba Centrífuga.

LISTA DE INSTRUMENTOS.

I T-011 Indicador de temperatura.

RCT-011 Registrador controlador de temperatura.

AAT-011 Alarma Alta Temperatura.

ABT-011 Alarma Baja Temperatura.

IT-012 Indicador de Temperatura.

IP-013 Indicador de Presión.

IP-014 Indicador de Presión.

IT-015 Indicador de Temperatura.

A

IT-020 Indicador de Temperatura.

4.6 ENFRIAMIENTO DEL EXTRACTO (licor).

El extracto caliente que procede de las torres de extracción contiene arenas, ceras, gomas etc., las cuales son solubles a la temperatura de salida (89°C), pero insolubles a bajas temperaturas ($4\text{-}15^{\circ}\text{C}$), por lo tanto se requiere que sea enfriado dicho extracto para precipitar dichas impurezas, las cuales se eliminan por filtración-clarificación.

El enfriamiento se lleva a cabo en un enfriador tipo recipiente enchaquetado.

4.6.1. CALCULO.

DATOS:

Extracto

Gasto, W = 135.0 kg/hr

Temperatura Inicial, T_1 = 89°C

Temperatura final, T_2 = 4°C

Salmuera de enfriamiento:

Solución Etilen Glicol-Agua al 30%

Gasto de Salmuera, w = 680 kg/hr

Temperatura Inicial, t_1 = -15°C

Temperatura Final, t_2 = -2°C

Coefficiente de transferencia = 35 Cal/ $^{\circ}\text{C}$ cm^2 hr.

C_p = 0.85 (25% sólidos solubles) Cal/gr $^{\circ}\text{C}$.

$$Q = mcp \Delta T$$

$$Q = UA \Delta T$$

$$\Delta T = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}}$$

$$T_1 = 89 + 273 = 362^\circ\text{K}$$

$$t_1 = -15 + 273 = 258$$

$$T_2 = 4 + 273 = 277^\circ\text{C}$$

$$t_2 = -2 + 273 = 271$$

$$\Delta T = \frac{(362 - 271) - (277 - 258)}{\ln \frac{362 - 271}{277 - 258}}$$

$$\Delta T = \frac{91 - 19}{\ln \frac{91}{19}} = \frac{72}{1.56}$$

De donde:

$$Q = 135 \times 0.85 \times 85$$

$$Q = 9754.0 \text{ Kcal/hr}$$

$$Q = UA \Delta T$$

Despejando:

$$A = \frac{Q}{U \Delta T}$$

$$A = \frac{9754.0}{0.035 \text{ Kal}/^\circ\text{C hr} \frac{2}{\text{cm}} \times 46^\circ\text{C}}$$

$$A = \frac{9754.0}{1.61} = 0.606 \text{ M}^2$$

Para obtener la altura se hace lo siguiente:

$$\varnothing \text{ recipiente} = 0.5 \text{ M}$$

$$\rho_E = 1.1 \text{ Kg/L}$$

$$W = 135 \text{ Kg/}$$

$$V = \frac{W}{\rho}$$

$$V = \frac{135 \text{ Kg}}{1.1 \text{ Kg/L}} = 123 \text{ L}$$

$$V = 0.123 \text{ M}^3$$

se tiene que:

$$h_L = \frac{V_r}{D_r^2 \cdot 0.785}$$

$$h_L = \frac{0.123}{(0.5)^2 \cdot (0.785)}$$

$$h_L = \frac{0.123}{0.25 \times 0.785}$$

$$h_L = \frac{0.123}{0.1462}$$

$$h_L = 0.6269 \text{ M.}$$

h_L es la altura del líquido en reposo en el recipiente.

Como el recipiente está equipado con agitación la altura del recipiente es:

$$1.30 \ h_L = H_r$$

$$H_r = 1.30 \times 0.6269$$

$$H_r \approx 0.80 \text{ M}$$

Potencia requerida por el motorreductor:

Para recipientes con agitación mecánica el cálculo de la potencia se puede hacer usando la ecuación de White. (Donald Q. kern Process Heat Transfer; Ec. 20.3)

$$H_p = 1.29 \times 10^{-4} D_j^{1.1} L^{2.72} N'^{2.86} Y^{0.3} Z^{0.6} \mu'^{0.14} \rho^{0.86}$$

Ec.8

donde:

- D_j es el diámetro del recipiente, pies
- L es la longitud de la paleta, pies
- N' es la velocidad, r p s
- Y es el ancho de la paleta, pies
- Z es la altura de la porción húmeda de la paleta, pie
- μ' es la viscosidad, lb/pie x seg.
- ρ es la densidad, lb/pie cúbico
- $D_j = 1.64$ pies (0.50 M)
- $L = 1.4$ pies (0.43 M)
- $N' = 1.166$ r p s
- $Y = 0.1666$ pies (0.05 M)
- $Z = 2.04$ pies (0.62 M)
- $\mu' = 44 \text{ c p s} \times 6.72 \times 10^{-4} = 0.02956 \text{ lb/pie x seg.}$
- $\rho = 71.64 \text{ lb/f}_t^3 \text{ (1.15 kg/L)}$

Sustituyendo se tiene:

$$H_p = 1.29 \times 10^{-4} \times 1.64^{1.1} \times 1.4^{2.72} \times 1.166^{2.86} \times 0.1666^{0.3} \times 2.04^{0.6} \times 0.02956^{0.14} \times 71.64^{0.86}$$

$$= 1.29 \times 10^{-4} \times 1.72 \times 2.497 \times 4.26 \times 0.5841 \times 1.5338 \times 0.6107 \times 39.39$$
$$= 0.05006 \text{ B H P}$$

Por lo tanto se requiere un motorreductor de 1/3 HP. - con 70 RPM a la salida.

4.6.2. DESCRIPCION DEL EQUIPO.

El equipo es un recipiente cilíndrico de 0.5 M de diámetro, altura de 0.8 M., con tapas toriesféricas, enchaquetado y equipado con equipo necesario para circular la solución de enfriamiento por la chaqueta y agitador de aspas planas acoplado a un motorreductor de 1/3 HP.

Todos los materiales en contacto con el líquido son de acero inoxidable tipo 316.

LISTA DE EQUIPO UTILIZADO EN EL ENFRIAMIENTO.

TA-212	Tanque de día.
BA-2A	Bomba Centrífuga.
EN-206	Enfriador.
BA.3A	Bomba Centrífuga.
CP-213	Compresor Centrífugo.
CC-103	Cambiador de Calor.

LISTA DE INSTRUMENTOS

- LIT-021 Indicador transmisor de nivel.
- LAH-021 Alarma alto nivel.
- LAC-021 Alarma bajo nivel.
- ZP-022 Indicador de Presión.
- IP-023 Indicador de Presión.

4.7 FILTRACION

Las impurezas precipitadas en el enfriamiento son eliminadas por medio de un filtro prensa (placas y marcos).

4.7.1 SELECCION :

DATOS:

Gasto, W	=	135.0 kg/hr
Temperatura:		4°C
Sedimentos:	=	1.9% del extracto original
Densidad de Sedimentos	=	0.4 kg/L
Peso de sedimentos eliminados por hora	=	0.019 x 135.0 kg/h = 2.565 kg/hr
Volumen de la torta	=	$\frac{\text{Masa}}{\text{Densidad}} = \frac{2.565 \text{ kg/L}}{0.4}$
		= 6.4125 $\frac{\text{L}}{\text{hr}}$

Se selecciona un equipo comercial con las siguientes características:

Marcos de: 0.3048 M (12") x 0.3048 M (12")

Espesor de: 0.0213 M (0.84")

Volumen de Marco = L x A x E

$$V = (0.3048)^2 (0.0773)$$

$$V = 0.00198 \text{ M}^3$$

$$V = 1.98 \text{ L}$$

Cada marco tiene un tiempo de llenado de:

$$t_{L1} = \frac{1.98 \text{ L}}{6.42 \text{ L/hr}} = 0.308 \text{ hr}$$

De donde el número de marcos necesarios por una hora de operación son:

$$\text{No. Marcos} = \frac{1 \text{ hr operación}}{t_{L1}} = 3.25$$

$$\text{No. Marcos} = \frac{1}{0.308} = 3.25$$

Para tener un lavado de la prensa cada dos horas se usan 7 marcos.

La prensa está vestida con lonas de polietileno, Además se usa un filtro ayuda en una relación 1 : 1 con los sedimentos.

4.8 CONCENTRACION POR CONGELAMIENTO (CRISTALIZACION)

Con el objeto de facilitar la liofilización, la concentración del extracto se aumenta de 26% hasta 35% de sólidos solubles, a más alta concentración la cantidad de agua por-

eliminarse en la sublimación disminuye, pero el concentrado es difícil de manejarse. A una concentración de 35% se puede considerar óptima para efectuar la liofilización y tener un concentrado fácilmente manejable.

La concentración se efectúa por medio de congelamiento - hasta formación de hielo en un cristalizador enchaquetado. La mezcla de hielo y extracto concentrado se somete a centrifugación para separar el extracto, concentrado del hielo.

Se usa éste procedimiento de concentración con el objeto de evitar el deterioro de la calidad del producto final.

4.8.1 CALCULO.

Datos:

$$\text{Gasto } W_o = 135 \text{ kg/hr}$$

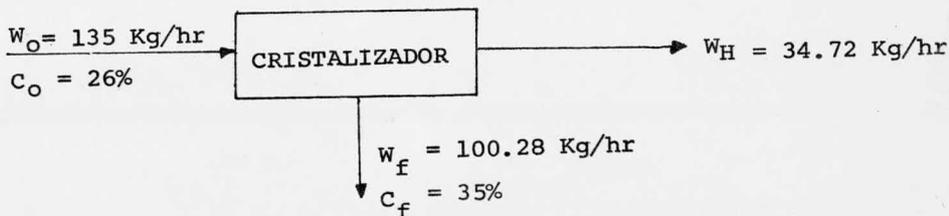
$$\text{Concentración inicial } C_o = 26\%$$

$$\text{Concentración final } C_f = 35\%$$

Coefficiente total de

$$\text{transferencia de calor } U = 35 \frac{\text{Cal}}{\text{Hr}^\circ\text{C Cm}^2}$$

Balance de Materiales:



$$W_o = W_H + W_f$$

$$W_o C_o = W_H C_H + W_f C_f$$

$$C_H = 0 \text{ por lo tanto:}$$

$$W_o C_o = W_f C_f$$

$$W_f = \frac{W_o C_o}{C_f}$$

$$W_f = \frac{135 \times 0.26}{1} = 100.28$$

$$W_f = 100.28 \text{ kg/hr}$$

$$W_H = W_o - W_f$$

$$W_H = 135 - 100.28$$

$$W_H = 34.72 \text{ Kg de hielo/hr.}$$

BALANCE DE CALOR.

$$Q_T = U A \Delta T$$

$$Q_T = Q_1 + Q_2 + Q_3$$

Donde:

Q_T = Cantidad de calor que se requiere eliminar Kcal/hr

U = Coeficiente total de transferencia de calor $\frac{\text{Kcal}}{\text{hr} \cdot \text{cm}^2 \cdot \text{°C}}$

A = Area total de transferencia de calor cm^2

ΔT = Temperatura promedio logarítmica °C

$Q_1 = W_f C_p \Delta T$ Calor sensible del líquido concentrado

$Q_2 = W_H C_p \Delta T$ Calor sensible del agua a cristalizar

$Q_3 = W_H \lambda_s$ Calor latente de solidificación

DATOS:

$$W_f = 100.28 \text{ kg/hr}$$

$$W_H = 34.72 \text{ kg/hr}$$

$$C_{pf} = 0.803 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$$

$$C_{pH} = 1 \text{ Kcal/kg}$$

$$T_o = 4^\circ\text{C}$$

$$\lambda_s = 79.92 \text{ Kcal/kg}$$

$$T_f = -3^\circ\text{C}$$

$$Q_1 = 100.28 \text{ kg/hr} \times 0.803 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}} [4 - (-3)] \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Q_1 = 100.28 \text{ kg/hr} \times 0.803 \times (-7^\circ\text{C})$$

$$Q_1 = -563.67 \text{ Kcal/hr}$$

$$Q_2 = 34.72 \text{ Kg/hr} \times 1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} [4 - (-3)] \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Q_2 = 34.72 \text{ Kg/hr} \times 1 \times (-7^\circ\text{C})$$

$$Q_2 = 243.04 \text{ Kcal/hr}$$

$$Q_3 = W_H \lambda_s$$

$$Q_3 = 34.72 \text{ kg/hr} \times 79.92$$

$$Q_3 = 2775 \text{ Kcal/hr}$$

$$Q_T = -563.67 \text{ Kcal/hr} - 243.04 \text{ Kcal/hr} - 2775 \text{ Kcal/hr}$$

$$Q_T = -3581.67 \text{ Kcal/hr}$$

Area de transferencia:

$$Q_T = U A \Delta T$$

$$A = \frac{Q_T}{U \Delta T}$$

Temperatura del Extracto

Temperatura de la solución de enfriamiento.

$$T_1 = 4^{\circ}\text{C}$$

$$t_1 = -15^{\circ}\text{C}$$

$$T_2 = -3^{\circ}\text{C}$$

$$t_2 = -6^{\circ}\text{C}$$

$$U = 35 \frac{\text{cal}}{\text{hr}^{\circ}\text{C cm}^2}$$

$$\Delta T = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{L_n \frac{(T_1 - t_1)}{(T_2 - t_2)}}$$

$$\Delta T = \frac{(277 - 258) - (270 - 267)}{L_n \frac{(277 - 258)}{(270 - 267)}}$$

$$T = \frac{19 - 3}{L_n \frac{19}{3}}$$

$$T = \frac{16}{1.84}$$

$$T = 8.69$$

$$A = \frac{3581.67}{8.69 \times 0.035} =$$

$$A = 1.17 \text{ m}^2$$

Altura del recipiente:

$$\phi, \text{ recipiente} = 0.5 \text{ M}$$

$$\rho_E = 1.1 \text{ kg/L}$$

$$W = 135 \text{ kg}$$

$$V_R = \frac{W}{\rho}$$

$$V_R = \frac{135}{1.1} = 123 \text{ lts}$$

$$V_r = 0.123 \text{ M}^3$$

Se tiene que :

$$h_L = \frac{V_r}{D_v^2 \cdot 0.785}$$

$$h_L = \frac{0.123}{(0.5)^2 (0.785)}$$

$$h_L = \frac{0.123}{0.1962}$$

$$h_L = 0.6269 \text{ M}$$

h_L es la altura del líquido en reposo en el recipiente.

Para el líquido agitado se tiene:

$$H_r = 1.3 h_L$$

$$H_r = 1.30 \times 0.6229$$

$$H_r = 0.80 \text{ M}$$

Potencia requerida:

Usando la ecuación de White se tiene:

$$HP = 1.29 \times 10^{-4} D_J^{1.1} L^{2.72} N'^{2.86} Y^{0.3} Z^{0.6}$$

$$D_J = 1.64 \text{ pies } (0.5 \text{ M})$$

$$L = 1.4 \text{ pies } (0.43 \text{ M})$$

$$N' = 1.166 \text{ r p s}$$

$$Y = 0.1666 \text{ pies } (0.05 \text{ M})$$

$$Z = 2.04 \text{ pies (0.62 M)}$$

$$\mu = 0.0336 \text{ lb/pie x seg. (50 cps)}$$

$$\rho = 72.20 \text{ lb/ft}^3 \text{ (1.159 kg/L)}$$

Sustituyendo se tiene:

$$\begin{aligned} \text{HP} &= 1.29 \times 10^{-4} \times 1.64^{1.1} \times 1.4^{2.72} \times 1.166^{2.86} \times 0.1666^{0.3} \\ &\quad \times 0.0336^{0.14} \times 72.20^{0.86} \times 2.04^{0.6} \\ &= 1.29 \times 10^{-4} \times 1.72 \times 2.497 \times 4.26 \times 0.5841 \times 0.621 \times \\ &\quad 39.65 \times 1.5338 \\ &= 0.0520 \text{ BHP} \end{aligned}$$

Por lo tanto se requiere un motorreductor de 1/3 HP con -
70 R P M a la salida.

4.8.2 DESCRIPCION DE LOS EQUIPOS.

El equipo es un recipiente cilíndrico de 0.5 M de diámetro, altura de 0.8 M, con tapas toriesféricas, enchaquetado, y equipado con equipo necesario para circular la solución de enfriamiento por la chaqueta y agitador de aspas planas acoplado a un motorreductor de 1/3 H P.

Todos los materiales en contacto con el líquido son acero inoxidable tipo 316.

ESPECIFICACION DE LA CENTRIFUGA.

CLAVE : CN-211.

FLUIDO : LICOR DE CAFE AL 35% CON CRISTALES DE HIELO.

SERVICIO : PURIFICACION DE LOS CRISTALES DE CAFE.

TIPO : INTERMITENTE.

GASTO : 100 l/hr.

DESCARGA SOLIDOS: MANUAL.

VELOCIDAD TAMBOR: 6 500 R.P.M.

% SOLIDOS: 35

GASTO AGUA: POR PROVEEDOR.

SEPARACION : CRISTALES / AGUA / SOLIDOS.

BOMBA SUCCION: TIPO ROTATORIA DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO.

VELOCIDAD : 1 450 R.P.M.

CON COLUMNA DE SUCCION DE 15 M.

BOMBA DESCARGA: TIPO ROTATORIA DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO.

VELOCIDAD : 1 450 R.P.M.

PRESION DESCARGA : 3 Kg/cm²

SISTEMA ACCIONADO POR MOTOR ELECTRICO DE POTENCIA DE 1/4 Hp,
T C C V, NEMA "B", A PRUEBA DE EXPLOSION, 220 / 440 VOLTS,
3 FASES, 60 HERTZ..

VELOCIDAD: 1,450 R.P.M.

ACCESORIOS:

PREFILTRO

VALVULAS NECESARIAS PARA SU OPERACION.

ARRANCADOR MAGNETICO.

BOTONES DE ARRANQUE Y PARO.

LOTE DE REFACCIONES ESENCIALES.

LISTA DE EQUIPO UTILIZADO EN LA CRISTALIZACION

CR - 211	CRISTALIZADOR.
BA - 4 A	BOMBA CENTRIFUGA.
CC - 103	CAMBIADOR DE CALOR.
CP - 213	COMPRESOR CENTRIFUGO.

LISTA DE INSTRUMENTOS.

IT - 024	INDICADOR DE TEMPERATURA.
IP - 025	INDICADOR DE PRESION.

MATERIALES DE CONSTRUCCION.

TAPA:	ACERO INOXIDABLE.
DISTRIBUIDOR:	ACERO INOXIDABLE.
PARTE INFERIOR TAMBOR:	ACERO INOXIDABLE.
BASTIDOR:	ACERO AL CARBON.

C A P I T U L O V

SISTEMA DE LIOFILIZACION

En este capítulo se discuten las consideraciones para la selección de los equipos principales para el Sistema de Liofilización que son:

- Tanque de día
- Bomba de alimentación al congelador
- Cilindro congelador
- Sistema de compresión de amoniaco
- Granulador
- Tamizador de finos
- Tolva alimentadora a las charolas con sistema de pesado automático
- Liofilizador
- Cuarto de homogeneización de temperatura
- Condensador
- Sistema de vacío
- Sistema de calentamiento de aceite
- Lavador de charolas
- Enfriador de charolas
- Empacado

5.1 TANQUE DE DIA.

El objeto de este equipo es de tener almacenado suficiente licor para alimentar el Liofilizador y mantenerlo trabajando continuamente durante ocho horas, aún cuando los equipos anteriores que alimentan el licor llegaran a fallar, ya que un paro del Liofilizador incrementaría considerablemente el costo, se considera un tiempo de ocho horas únicamente, debido a que tiempos mayores de retención del licor preparado para Liofilizarse, deteriora la calidad del producto.

Con las bases anteriores se hace el siguiente cálculo:

DATOS:

Material: Licor de Café

Gasto (w): 90.0 kg/hr

Concentración: 35% de Sólidos Solubles

Tiempo de retención: (t): 8 hrs.

Temperatura: - 3 °C

Densidad (ρ): 1.15 kg/l

CAPACIDAD Y DIMENSIONES.

Volumen

$$V = W \cdot t / \rho$$

$$V = \frac{90 \times 8}{1.15} = 630 \text{ litros.}$$

Por lo que se diseñará para un volumen de 1000 litros.

$V = 1000$ litros.

Altura recomendada $2 D$

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 2 D$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{V}{0.785 \times 2}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{1 \text{ m}^3}{2 \times 0.785}}$$

$$D = 0.86 \text{ m}$$

$$h = 2 D$$

$$h = 2 (0.86 \text{ m})$$

$$h = 1.62 \text{ m}$$

5.1.1 DESCRIPCION

Tanque tipo cilíndrico con un diámetro de 0.86 m y -- una altura de 1.62 m.

En la parte inferior de forma cónica, con una altura de 0.10 m. construido de acero inoxidable, aislado por la parte exterior con fibra de vidrio de 2" de espesor.

5.2 BOMBA DE ALIMENTACION AL CILINDRO CONGELADOR.

Se requiere alimentar el licor al banco de espresas del cilindro congelador a una presión de 1.75 kg/cm^2 (25 lb/in^2) - y un gasto mínimo de 75 L/hr (20 G P H).

DATOS:

Líquido Manejado: Licor de café con 35% de sólidos solubles.

Presión en las boquillas: 1.75 Kg/cm^2 (25 lb/in^2)

Presión de diseño: 3.5 Kg/cm^2 (50 lb/in^2)

Gasto: 75 L/hr (20 G P H)

Densidad: 1.75 Kg/L

Viscosidad: 43 C P S

Con los datos anteriores y en base a los proporcionados por el proveedor, se requiere una bomba de las siguientes características:

Tipo = Desplazamiento Positivo

Potencia Requerida: 1/3 H P

RPM: 1750

Materiales Interiores: Acero Inoxidable.

5.3 CILINDRO CONGELADOR.

En base a la conclusión de la sección 3.3.1 del capítulo tres, se requiere que el congelamiento sea rápido para obtener las características adecuadas de producto final, las condiciones requeridas son: Congelamiento instantáneo a una temperatura de -4°C , tiempo de enfriamiento hasta una temperatura de -45°C ; tres minutos y un espesor de 2.5 a 3.5 mm.

Para cumplir con las condiciones de congelamiento es -

recomendable usar un congelador cilíndrico vertical, enfriado internamente con amoníaco evaporándose a -52°C , sobre el cual el extracto de café se esprea.

5.3.1 BALANCE DE CALOR.

DATOS:

Líquido a congelar: Licor de café con 35% de sólidos Solubles.

Concentración, C: 35%

Gasto, W: 90.0 Kg/hr

Temperatura Inicial, T_o : -3°C

Temperatura Final, T_f : -45°C

Temperatura de Congelamiento, T_c : -4°C

Densidad, ρ_L : 1.16 Kg/L

C_p del licor: 0.83 K cal/Kg $^{\circ}\text{C}$

λ de fusión del Hielo: (144 BTu/lb) 80.5 kcal/kg

λ de fusión de Carbohidratos: (40 BTu/lb) 22.35 Kcal/kg

Propiedades del Amoníaco:

$C_p(l)$ = 1.08 Kcal/kg $^{\circ}\text{C}$

$C_p(g)$ = 0.525 Kcal/kg $^{\circ}\text{C}$

T_e = -52.2°C

P = 0.366 kg/cm²

Q_{vap} = 327.11 Kcal/kg

ρ_e = 704.72 kg/m³

$$\rho_g = 0.3356 \text{ kg/m}^3$$

Calor Total; Q_t :

$$Q_t = Q_1 + Q_2 + Q_3$$

$$Q_1 = \text{Calor sensible de enfriamiento hasta } -4 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Q_2 = \text{Calor latente de congelamiento}$$

$$Q_3 = \text{Calor de enfriamiento de } -4 \text{ }^\circ\text{C a } -45 \text{ }^\circ\text{C}$$

Calor sensible de enfriamiento hasta $-4 \text{ }^\circ\text{C}$. Q_1

$$Q_1 = W C_p \Delta T$$

$$\Delta T = -4 \text{ }^\circ\text{C} - (-3 \text{ }^\circ\text{C}) = -1 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$C_p = 0.83 \text{ Kcal/kg }^\circ\text{C}$$

$$Q_1 = 90 \times 0.83 \times (-1 \text{ }^\circ\text{C})$$

$$Q_1 = -75.0 \text{ Kcal/hr}$$

Calor de congelamiento.

$$Q_2 = W \lambda$$

$$\lambda_f \text{ fusión del hielo de agua} = 80.5 \text{ Kcal/kg.}$$

$$\lambda_f \text{ fusión de Carbohidratos} = 22.35 \text{ Kcal/kg.}$$

Calor latente de fusión para solución con 35% de sólidos solubles:

$$80.5 \times 0.65 = 52.32$$

$$22.35 \times 0.35 = \frac{7.82}{60.14} \text{ Kcal/kg}$$

$$Q_2 = 90 \text{ kg/hr} \times 60.1 \text{ Kcal/kg}$$

$$Q_2 = -5400 \text{ Kcal/hr}$$

Calor de enfriamiento de -4°C a -45°C

$$Q_3 = W C_p \Delta t$$

$$C_p = 0.48$$

$$\Delta T = -45 - (-4^{\circ}\text{C}) = -39^{\circ}\text{C}$$

$$Q_3 = (90 \text{ kg/hr} \times 0.48 \text{ Kcal/}^{\circ}\text{C kg}) (-39^{\circ}\text{C})$$

$$Q_3 = -1685.0 \text{ Kcal/hr}$$

$$Q_T = -75 \text{ Kcal/hr} - 5400 \text{ Kcal/hr} - 1685.0 \text{ Kcal/hr}$$

$$Q_T = 7160 \text{ Kcal/hr}$$

El coeficiente total recomendado para este tipo de evaporador (Figura 11.82, pag. 337, Principios de Refrigeración R. J. Dossat Editorial John Willey and Sons. N.Y.)

$$U = 250 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^{\circ}\text{C.}$$

Area Requerida.

$$Q = U A \Delta T$$

$$A = \frac{Q}{U \Delta T}$$

$$T_L = \frac{(T_1 - T_r) - (T_2 - T_r)}{\ln \frac{T_1 - T_r}{T_2 - T_r}}$$

$$T_1 = \text{Temperatura del Licor, } -3^{\circ}\text{C}$$

$$T_2 = \text{Temperatura del licor congelado, } -45^{\circ}\text{C}$$

$$T_r = \text{Temperatura del refrigerante, } -52^{\circ}\text{C}$$

$$T_L = \frac{(-3 - (-52)) - (-45 - (-52))}{\ln \frac{(-3 - (-52))}{(-45 - (-52))}} = \frac{49 - 7}{\ln \frac{49}{7}}$$

$$T_L = 21.6$$

$$A = \frac{7160}{250 \times 21.6}$$

$$A = 1.32 \text{ m}^2$$

5.3.2 DIAMETRO DEL CILINDRO.

Para el mejor funcionamiento del congelador, es recomendable que el área de congelamiento corresponda a un ángulo de 200°, o sea el 55% del área total del cilindro.

Dando una altura de un metro el diámetro del tambor corresponde a:

$$D = \frac{A}{0.55 \pi h}$$

$$D = \frac{1.32 \text{ m}^2}{0.55 \times 3.1416 \times 1}$$

$$D = \frac{1.32}{1.177} = 0.7575$$

$$D = 0.7575 \text{ m}$$

Por lo tanto las dimensiones son: Diámetro 0.75 metros y la altura 1 metro.

Espesor de la capa congelada.

$$Q_v = \text{Gasto Volumétrico} = \frac{w}{\rho} = \frac{90}{1.16} = 77.6 \text{ L/hr}$$

Volumen alimentado en tres minutos: V

$$V = Q_v t_e$$

$$V = 77.6 \text{ L/hr} \times 3 \text{ min.} \times \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min.}}$$

$$V = 3.88 \text{ litros} = 0.00388 \text{ m}^3$$

$$\text{espesor} = \frac{V}{A}$$

$$= \frac{0.00388 \text{ m}^3}{1.32 \text{ m}^2}$$

$$\text{espesor} = 2.94 \text{ mm.}$$

Por lo tanto el espesor queda dentro del rango especificado de 2.5 a 3.5 mm.

5.3.3 DISTRIBUCION DE ESPREAS.

Para obtener el espesor adecuado de 2.5 a 3.5 mm se necesita un gasto de 77.6 L/hr. (0.333 GPM).

De la tabla 18.16 de J. Perry Chemical Engineering Handbook, se tiene:

Tipo de esprea: Cono hueco

Q_v por esprea : 0.10 GPM (0.378 L/min.)

Angulo de descarga: 65°

Presión de Entrada: 25 lb/in² (1.75 kg/cm²)

Diámetro de Orificio: 0.046 in (1.17 mm)

Con cuatro espreas del tipo descrito se cumple el requerimiento del gasto.

Para cubrir la altura de un metro y el área, las espreas deben colocarse a una distancia de 20 cm. del tambor.

5.3.4 EFECTO REFRIGERANTE. La cantidad de calor que

absorbe cada kilogramo de refrigerante del espacio refrigerado es calculada de la siguiente manera:

De la tabla 16.3a (Principios de Refrigeración, Roy J. Dossat. John Willey and Sons. Inc. N.Y.) la entalpía del líquido, h_f a 30°C y a -52°C es 77.7 Kcal/kg y 12.94 Kcal/kg respectivamente; de manera que cada kilogramo de líquido debe entregar $77.17 - 12.94 = 64.23 \text{ Kcal/kg}$ para enfriarse de 30°C a -52°C .

De la misma tabla 16.3a, el calor latente de vaporización del amoníaco a -52°C es 327.11 Kcal/kg .

La pérdida del efecto refrigerante es de 64.23 Kcal/kg .
Por lo tanto el efecto refrigerante es:

$$H = H_g - \text{Pérdida}$$

$$H = 327.11 - 64.23$$

$$H = 262.88 \text{ Kcal/kg.}$$

La cantidad de refrigerante necesario a W_r es:

$$W_r = \frac{Q_t}{H}$$

$$W_r = \frac{7160 \text{ Kcal/hr}}{262.88 \text{ Kcal/kg}} = 27.23 \text{ Kg/hr}$$

$$W_r = 27.23 \text{ kg/hr}$$

5.3.5 COMPRESOR DE AMONIACO PARA TAMBOR DE CONGELAMIENTO Y CUARTO DE ENFRIAMIENTO DE CHAROLAS.

Se requiere de una unidad de compresión de amoníaco para alimentar el evaporador del tambor de congelamiento, de li-

cor de café y al evaporador del cuarto de enfriamiento de charolas y almacenamiento de las mismas.

Requerimientos de Refrigeración:

Tambor Rotatorio: -7160 Kcal/hr

Cuarto de Enfriamiento charolas: -1000 Kcal/hr

Cuarto de almacenamiento: -638 Kcal/hr

Q Total = (-7160) + (-1000) + (-630)

Q Total = -8790 $\frac{\text{Kcal}}{\text{Hr}}$ de Refrigeración

Q Refrigeración = 2.9 Ton.

Para estos requerimientos de Refrigeración, se requiere de una unidad de compresión con las siguientes características:

(Manual para Compresores de Refrigeración MYCON Pág. 7)

Diámetro x carrera de pistón = 95 Ø x 76 L

No. cilindros = 8

Revoluciones por minuto = 1000

M³/Hr = 258

Ton. de Refrigeración = 3

Temperatura de Evaporación = -52°C

B H P = 9.0

5.4 GRANULADOR.

Para obtener la calidad adecuada (apariencia, resistencia mecánica y densidad de bulto) es necesario que el tamaño de partícula sea homogéneo con un tamaño de 0.3 a 1.8 mm.

cor de café y al evaporador del cuarto de enfriamiento de charolas y almacenamiento de las mismas.

Requerimientos de Refrigeración:

Tambor Rotatorio: -7160 Kcal/hr

Cuarto de Enfriamiento charolas: -1000 Kcal/hr

Cuarto de almacenamiento: -638 Kcal/hr

Q Total = (-7160) + (-1000) + (-630)

Q Total = -8790 $\frac{\text{Kcal}}{\text{Hr}}$ de Refrigeración

Q Refrigeración = 2.9 Ton.

Para estos requerimientos de Refrigeración, se requiere de una unidad de compresión con las siguientes características:

(Manual para Compresores de Refrigeración MYCON Pág. 7)

Diámetro x carrera de pistón = 95 Ø x 76 L

No. cilindros = 8

Revoluciones por minuto = 1000

M³/Hr = 258

Ton. de Refrigeración = 3

Temperatura de Evaporación = -52°C

B H P = 9.0

5.4 GRANULADOR.

Para obtener la calidad adecuada (apariencia, resistencia mecánica y densidad de bulto) es necesario que el tamaño de partícula sea homogéneo con un tamaño de 0.3 a 1.8 mm.

Para efectuar esta operación se requiere de un molino - del tipo de cuchillas, con las siguientes consideraciones:

W = 90.0 Kg/hr

T = -45°C

Tamaño inicial de la partícula: 3 mm

Tamaño de partícula final : 0.3 - 1.8 mm

Para cumplir con estas condiciones se requiere un equipo con las siguientes características:

Número de cuchillas fijas 4

Número de cuchillas flotantes 4

Longitud 500 mm = 0.5 m.

Potencia requerida 0.5 HP

RPM 300

La descarga del granulador irá directamente a la criba-vibratoria donde las partículas se clasifican.

5.5 CRIBA VIBRATORIA.

El producto proveniente del granulador cae directamente a la criba vibratoria, donde las partículas del tamaño adecuado son separadas y representan un 79%. Los finos representan un 20%, los gruesos representan un 1%. Los finos se retornan al tanque de día, los gruesos al molino y las partículas del tamaño adecuado pasan a la tolva alimentadora.

La criba vibratoria consiste en: un cajón rectangular -

metálico dividido en tres secciones por dos mallas metálicas con una abertura de 1.9 mm y 0.2 mm respectivamente. El material de construcción es de acero inoxidable.

El movimiento vibratorio se transmite al tamiz por medio de levas con un excéntrico integrado y un volante desequilibrado.

TOLVA ALIMENTADORA CON SISTEMA DE PESADO AUTOMATICO.

El llenado de las charolas se lleva a cabo automáticamente, por un dosificador seguido de una vibración en la charola para acomodar el producto. Las partículas de mayor tamaño quedan en la parte superior y los finos en la parte inferior, esto ayuda a tener un secado uniforme.

El instrumento dosificador, consiste en una válvula del tipo de paletas, accionada por un volante en cuya parte superior se encuentra la tolva receptora del producto proveniente de la criba vibratoria. La capacidad de alimentación por charola es de 4.2 Kgs.

5.6 LIOFILIZADOR.

Para facilitar la operación de Liofilización es recomendable usar un secador con vacío de tipo continuo, suministrando el calor por radiación y convección a las charolas llenas con producto congelado. Para facilitar el control de la operación se recomienda un liofilizador continuo, compuesto por:

1.- Un gabinete cilíndrico principal, con puertas de entrada y salida en ambos extremos, las cuales sirven para carga y descarga del producto.

2.- En la parte inferior, se encuentra el condensador - de hielo, arreglado en pares, uno de los cuales está condensando el material que se está desprendiendo del producto Liofilizando, mientras que el otro se está descongelando y drenando.

3.- Un sistema de vacío en el cilindro principal, para mantener los hielos condensables libres de incondensables y -- mantener la presión de 0.7 Torr.

4.- Un sistema de vacío en las puertas de acceso al gabinete, para evitar el rompimiento del vacío cuando se está -- alimentando o descargando el Liofilizador.

5.- Un sistema de transporte de charolas para cargar -- automáticamente el gabinete, conducir las dentro y descargarlas.

6.- Un sistema de calentamiento de las placas horizontales a lo ancho del gabinete, en cuatro grupos de once charolas cada uno, el cual usa como medio de calentamiento aceite ca---liente. Cada grupo tiene temperatura diferente.

5.6.1 CALCULOS.

Datos Generales:

Extracto de café congelado = 90 kg/hr

Concentración de sólidos solubles = 35%

Rango de tamaño de partícula = 0.3 a 1.8 mm

Temperatura = -45°C
Densidad de bulto = 0.580 gr/ml
Calor latente de Sublimación = 656 Kcal/kg

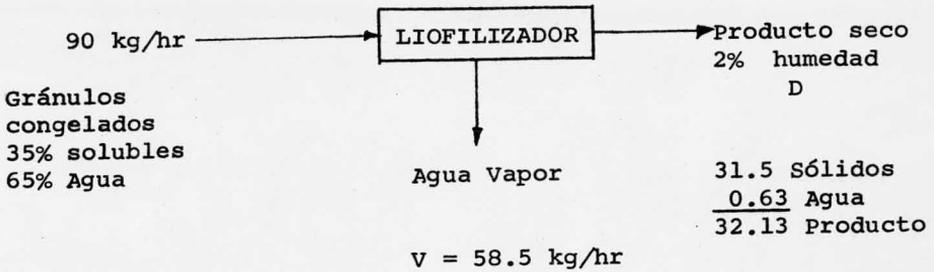
Condiciones del Liofilizador:

Presión absoluta = 600 - 700 μ
Temperatura 1a. Zona Placas = 150°C
Temperatura 2a. Zona Placas = 120°C
Temperatura 3a. Zona Placas = 80°C
Temperatura 4a. Zona Placas = 50°C
Tiempo de Secado = 4 hrs.
Temperatura máxima del pro-
ducto = 40°C
Cantidad de agua evaporada = 58.5 kg/hr

~~5.6.1.1~~ ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO LIOFILIZADO.

Cantidad de producto Liofilizado = 31.5 kg/hr
Humedad final = 2%
% de Brillantez = 23%
Densidad de bulto = 290 gr/L
Reducción volumétrica = 5%

5.6.1.2 BALANCE DE MASA Y CALOR EN EL LIOFILIZADOR.



Balace de Calor.

$$Q_T = Q_1 + Q_2$$

Q_1 = calor sensible

Q_2 = calor latente de sublimación

$$Q_1 = m c p \Delta T$$

$$Q_1 = 32.13 \times 0.46 (40 - (-45))$$

$$Q_1 = 1256 \text{ Kcal/hr}$$

$$Q_2 = \lambda_s \cdot m$$

λ_s a 0.600 Torr y -45°C es 656 Kcal/kg

$$Q_2 = 656 \text{ Kcal/kg} \times 57.87 \text{ kg/hr}$$

$$Q_2 = 37963 \text{ Kcal/hr}$$

$$Q_T = 1256 + 37963 =$$

$$Q_T = 39219 \text{ Kcal/hr}$$

5.6.1.3 VELOCIDAD DE SUBLIMACION

La velocidad de Sublimación = W conducción + W radiación.

W conducción:

$$W = \frac{Q}{\lambda_s} = \frac{U A \Delta T}{\lambda_s}$$

Q_1 = calor absorbido Kcal/hr

λ_s = calor de Sublimación. 656 Kcal/hr.

A = Area total de transferencia = 41.5 m²

U = Coeficiente de transferencia de calor por conducción = 9.8 K $\frac{\text{cal}}{\text{hr m}^2}$ $T_e = 61^\circ\text{C}$

$$W = \frac{98 \text{ Kcal/hr m}^2\text{C} \times 41.5 \text{ m}^2 \times 61^\circ\text{C}}{656 \text{ Kcal/hr.}} = 37.8 \text{ kg/hr.}$$

W Radiación:

80 Charolas de acero inoxidable

Area de cada charola = 0.5 m²

Emisividad = 0.6 (Pág. 17.27 Chemical Engineering Handbook J.H. Perry)

Area Placas radiantes de A.I. = 0.5 m²

(Tabla 37 North American Combustion Handbook)

Para Placas paralelas:

$$\text{Factor de emisividad} = \frac{1}{\frac{1}{e_1} + \frac{1}{e_2} - 1}$$

$$\text{Factor de emisividad} = \frac{1}{\frac{1}{0.45} + \frac{1}{0.6} - 1} = 0.3461$$

Para 150°C y -17°C la radiación de cuerpo negro.

$$= 4355. \frac{\text{Kcal}}{\text{hr m}^2} \quad (\text{Tabla 36-a North American - combustion Handbook})$$

$$Q_R = 1355 \frac{\text{cal}}{\text{hr m}^2} \times 0.5 \text{ m}^2 \times 0.3461 \times 1.$$

$$Q_R = 234 \text{ Kcal/hr.}$$

Para 80 charolas:

$$234 \times 80 = 18,720 \text{ Kcal/hr.}$$

$$W = \frac{Q_R}{\lambda s} = \frac{18720 \text{ Kcal/hr}}{656 \text{ Kcal/hr}} = 28.5 \text{ Kg/hr}$$

$$W_T = 37.8 + 28.5 = 66.3 \text{ Kg/hr.}$$

$$W_T = 66.3 \text{ Kg/hr.}$$

Tiempo de secado.

$$t_s = \frac{m}{W_T}$$

$$m = 4.5 \times 80 \times 0.65$$

$$m = 234 \text{ kg. de agua a sublimar}$$

$$t_s = \frac{234 \text{ Kg}}{66.3 \text{ kg/hr}}$$

$$t_s = 3.53 \text{ hr.}$$

Tiempo práctico de secado 4.00 hrs.

5.6.2 DIMENSIONES DEL GABINETE Y NUMERO DE CHAROLAS.

Número de charolas.

Material: Acero inoxidable

$$\text{Volumen del Material} = \frac{\text{Peso}}{\text{densidad}}$$

$$V = \frac{90 \text{ kg/hr}}{0.58 \text{ kg/L}} = 152 \text{ L/hr}$$

$$V = 0.152 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

Para un tiempo de secado de 4 horas.

$$V_T = 0.152 \text{ m}^3/\text{hr} \times 4 = 0.628 \text{ m}^3$$

Para un espesor especificado de 15 mm. el área requerida es:

$$V_T = A \times h$$

$$A = \frac{V_T}{h}$$

$$A = \frac{0.6208 \text{ m}^3}{0.015 \text{ m}} = 41.4 \text{ m}^2$$

Tomando las dimensiones de las charolas de 0.71 x 0.71 el número de charolas:

$$\text{No. charolas} = \frac{\text{Area total}}{\text{Area por charola}}$$

$$\text{No. charolas} = \frac{41.4 \text{ m}^2}{0.71 \text{ m} \times 0.71} = 80 \text{ charolas}$$

Se tiene 4 zonas de calentamiento.

$$\text{No. charolas por zona} = \frac{80}{4} = 20 \text{ charolas.}$$

Dimensiones del Gabinete:

$$\text{Diámetro: } 1.27 \text{ m}$$

$$\text{Longitud total: } 9 \text{ m}$$

$$\text{Volumen} = 0.785 D^2 \times L$$

$$V = 0.785 \times 1.27^2 \text{ m}^2 \times 9 \text{ m}$$

$$V = 11.4 \text{ m}^3$$

5.6.3 CONDENSADORES DE SUPERFICIE.

En la base del gabinete se encuentran los dos condensadores con sistema automático de deshielo, mientras un condensador se encuentra en operación condensando los vapores que se desprenden del producto dentro del Liofilizador, el otro se encuentra en la etapa de deshielo y drenado del hielo fundido.

CALCULO.

DATOS:

Gasto = 58.5 kg/hr

Presión = 0.6 Torr

Tipo de gas = vapor de agua

% de Oxígeno = 0

Temperatura = -23°C

Tubos 19 mm Ø, 18 BWG

Cálculo del coeficiente de transferencia de calor total de diseño.

Del "Process Heat Transfer" de D.Q. Kern se tiene la siguiente ecuación para el cálculo del coeficiente de diseño para condensadores de superficie.

$$U_D = C_{cL} C_T C_L C_t \sqrt{V}$$

Donde:

C_{cL} = factor de limpieza.

C_T = factor de temperatura

$$C_L = 4 \sqrt{\frac{\text{carga}}{8}}$$

C_t = factor por diámetro de tubo

v = Velocidad del agua en ft/seg

Usando la gráfica 12.28 del "Process Heat Transfer" D.Q. Kern se obtienen los siguientes datos.

Para el diámetro de los tubos se recomienda una velocidad de 5.0 ft/seg., con esta velocidad se entra a la gráfica obteniéndose:

$$\text{Carga} = 4 \text{ lb/hrft}^2 \quad (19.56 \text{ kg/hr m}^2)$$

$$C_{C_L} = 0.65$$

$$C_T \text{ } 60^\circ\text{F} = 0.92$$

$$C_L = 4 \sqrt{\frac{4}{8}} = 0.84$$

$$C_t = 270$$

$$U_D = 0.84 \times 0.92 \times 0.65 \times 270 \cdot \sqrt{5}$$

$$U_D = 303 \frac{\text{Btu}}{\text{h, ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} \quad \left(1479. \frac{\text{Kcal}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \right)$$

Con el coeficiente se calcula el Area.

$$A = \frac{W}{\text{Carga}} = \frac{128.7 \text{ lb/hr}}{4 \text{ lb/hr ft}^2} = 32.16 \text{ ft}^2 \quad (3.0 \text{ m}^2)$$

El área del condensador es 32.15 ft² (3.0 m²)

Para la temperatura a la cual sale el agua del condensador se tiene la ecuación siguiente del "Process Heat Transfer" D.Q. Kern.

$$T_2 = T_s - \frac{T_s - T_1}{\text{antilog} \frac{0.000279 \cdot UL \cdot na''}{V \cdot a_t'}}$$

Donde:

T_s = Temperatura de vapor de agua a 600 de Hg.

T_2 = Temperatura del agua a la salida.

T_1 = Temperatura del agua a la entrada.

L = Longitud de los tubos.

n = No. de Retornos en U.

a'' = Area de tubos $\frac{\text{ft}^2}{\text{ft lineal de tubos}}$

a_t' = Area de flujo in^2

T_s = -10.3°F

T_1 = 60°F (15.5°C)

U = $303 \frac{\text{Btu}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$ $\left(1479.0 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \right)$

L = 9 ft (2.74 m)

n = 2

a'' = $0.1963 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft lineal de tubos}}$ $\left(0.06 \frac{\text{m}^2}{\text{m lineal}} \right)$

a_t' = 0.334 in^2 para tubo de 3/4" 18 BWG (2.15 cm^2)

$$T_2 = -10.3 - \frac{(-10.3 - 60)}{\text{Antilog} \left(\frac{0.000279 \times 303 \times 9 \times 2 \times 0.1963}{5 \times 0.334} \right)}$$

$$T_2 = -10.3 + \frac{70.3}{1.51}$$

$$T_2 = -10.3 + 46.55$$

$$T_2 = 36^\circ\text{F} \quad (2^\circ\text{C})$$

Para el No. de tubos se tiene:

$$\text{No. tubos} = \frac{32.75 \text{ ft}^2}{0.1963 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft lineal}}} = 166.8 \text{ ft (50.8m)}$$

$$\text{No. tubos} = \frac{166.8}{2 \times 9} = 10 \text{ tubos en U}$$

$$\text{No. tubos} = 10 \text{ tubos U (5 m)}$$

$$\varnothing \text{ tubos} = 3/4" \quad (19 \text{ mm})$$

Tipo: 18 B W G

GASTO DE AGUA.

$$W = \frac{131 \text{ lb/hr} \times 950}{(36^\circ\text{F} - 60^\circ\text{F}) 500}$$

$$W = 11 \text{ G P M (41.6 L/min)}$$

5.6.4 SISTEMA DE VACIO.

Para obtener el vacío de 0.6 Torr en el Gabinete se --
tiene un sistema de vacío consistiendo en dos aumentadores de
presión (boosters) tipo "Roots" de dos etapas apoyados por --
una bomba de anillo de agua.

Para el vacío en el sistema de carga y descarga del --
producto, se necesita una bomba de balasto para la carga y --
otra para la descarga, cada una con su repuesto.

La capacidad de succión de estas bombas es mucho más -
pequeña que las usadas en el gabinete, de tal manera que el -
consumo de energía es más alto relativamente, lo cual no im--
porta comparado a la ventaja obtenida por la simplificación -
del sistema.

Todo el sistema se muestra en el Diagrama Principal.

5.6.4.1 CALCULO PARA LA SELECCION.

DATOS:

Gas manejado : vapor de agua

$P_{inicial} P_1$: 560 mm Hg

Presión final P_2 : 22 mm Hg

$$V = 8.87 \text{ m}^3$$

S = Capacidad promedio de bombeo de P_1 a P_2 en MCH

t = tiempo en minutos

$$S = \frac{2.3 V}{t} \log \frac{P_1}{P_2}$$

$$S = \frac{2.3 (8.87 \text{ m}^3)}{10 \text{ min}} \log \frac{560}{22}$$

$$S = 2.85 \text{ m}^3/\text{min}$$

$$S = 171 \text{ M C P H}$$

De la curva de capacidad de bombeo pág. 26 de "Thechno
logy and Selection of Liquid Ring vacuum Pumps. Kiney Vacuum
Company a Unit of General Signal. Bulletin 4 1101 Septiembre

1975", se requiere una bomba compuesta KRLC-125 con las siguientes características:

R P M 1750

Motor de 10 H P

Requerimientos de agua para el sello: 7 G P M

Material de Construcción: Carcaza de Hierro, impulsor - de bronce, la flecha de acero inoxidable.

Cálculo para la selección de la bomba de vacío para la carga y descarga de las charolas en el gabinete.

Del boletín 1106-1, Marzo de 1975 de la "Kinney Vacuum Company". Pág. 8, la ecuación siguiente proporciona el desplazamiento de la bomba requerido:

$$D = \frac{V F_A}{t}$$

Donde:

D = desplazamiento

V = Volumen

F_A = Factor incorporado promedio

t = Tiempo en minutos

V = 0.1 m³

F_A = 9.2 de la Figura número 3 del boletín arriba mencionado.

t = 3 minutos

$$D = \frac{0.1 \times 9.2}{3}$$

D = 0.306 m c m (18.36 MCH)

De la curva de la velocidad de bombeo de una bomba modelo K D-30 con un desplazamiento de 30 MCPH max. proporciona los requerimientos de desplazamiento de 18.36 M C P H.

Las características de la bomba modelo K D-30 son:

RPM : 525
Motor : 1 1/2 H P
Gas balastro : 7.0%
Presión última : 10 μ

5.6.5 SISTEMA DE TRANSPORTE DE CHAROLAS.

Las charolas del producto son transportadas de la siguiente manera:

Las charolas con 4.5 kg de material congelado y granu lado son colocadas frente y abajo del cuarto del sello de vacío en la entrada del gabinete, enseguida son transportadas - hacia adentro del gabinete directamente, se repite esta operación hasta que diez charolas son colocadas en el primer elevador, una vez colocadas las charolas son deslizadas al primer conjunto de placas calentadoras. Las charolas tienen deslizantes de teflón, la combinación de material teflón - acero inoxidable es un arreglo ideal para el manejo de este tipo de materiales.

Las diez charolas en elevador de entrada, empujan las otras charolas entre las placas calientes de la primera zona-

y así sucesivamente hasta la última zona, las últimas 10 charolas en la última zona, en las placas son empujadas hacia el -- elevador de salida. Cuando el elevador de salida baja las charolas un espacio, la charola del fondo es transferida hacia el cuarto del sello de vacío, en la salida del gabinete.

La puerta del sello del gabinete principal se cierra, - entonces el vacío se rompe en esta cámara de sello y las charolas son sacadas y transportadas hacia el cuarto de empaclado. - La puerta de la cámara de sello cierra y es conectado inmediatamente el vacío, para tener las mismas condiciones de presión del gabinete principal y nuevamente una charola es empujada a la cámara de sello, donde la cámara de sello se abre para descargar otra charola, este mecanismo se sigue para la descarga del Liofilizador.

Los movimientos que se efectúan en esta cámara de sello de salida de charolas están sincronizados con los movimientos de la cámara de sello en la entrada.

Las charolas vacías pasan a la máquina lavadora y posteriormente son transportadas al cuarto enfriador de charolas.

5.6.6 ENFRIADOR DE CHAROLAS.

Para evitar descongelamiento parcial del producto cuando es cargado a las charolas, debido a que las charolas proporcionan calor, éstas son enfriadas a la misma temperatura del producto congelado -45°C , esto se logra en un cuarto enfriador, el -

cual es enfriado por recirculación de aire frío.

A continuación se dan las dimensiones y el cálculo del evaporador requerido.

DATOS:

Material por enfriar	20 charolas/hr
Temperatura inicial	-3°C
Temperatura final	-45°C
Material de las charolas	acero inoxidable
Dimensión de charolas	28" x 28" 5/8" (712 x 712 x 12)
Tiempo de enfriamiento	3 horas
Dimensiones del enfriador con capacidad para 60 charolas:	

	Interiores	Exteriores
Ancho	1.55 m	1.804 m
Altura	1.30 m	1.427 m
Fondo	1.55 m	1.804 m
Volumen	3.12 m ³	

5.6.6.1 CALCULO DEL EVAPORADOR.

Carga total de enfriamiento, Q_T se divide en:

carga de ganancia de pared, Q_1

carga de cambio de aire, Q_2

carga de las charolas, Q_3

carga miscelánea, Q_4

Q_1 carga de ganancia de pared:

$$Q_1 = U A \Delta T$$

Q_1 = calor transferido a través de la pared.

A = Area exterior de pared.

U = Coeficiente total de transferencia de calor.

T = Diferencia de temperatura a través de la pared.

Para una pared compuesta de:

1.5 mm. de espesor de la placa interior de Acero Inoxida
ble.

127 mm de espesor de placa de corcho.

De la ecuación 10.5 de "Principios de Refrigeración" de
R. J. Dossat.

$$\frac{1}{u} = \frac{1}{t_1} + \frac{1}{k} + \frac{1}{t_0}$$

DONDE:

$\frac{1}{t_1}$ = conductancia de superficie de la pared inferior.

$\frac{1}{t_0}$ = conductancia de superficie de la pared exterior.

De la tabla 10.5A "Principios de Refrigeración" R. J. Do-
ssat".

$$t_1 = 8.05 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_0 = 29.28 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$K_{\text{corcho}} = 3.72 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C/m}$$

$$K_{\text{A.I.}} = 38.69 \frac{\text{K Cal}}{\text{hr m}^2} / \text{ }^\circ\text{C/m}$$

$$U = \frac{1}{\frac{1}{29.28} + \frac{12.7 \text{ m.}}{3.72 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/m}}} + \frac{1}{8.05} + \frac{0.0015}{38.69 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/m}}}}$$

$$U = \frac{1}{0.03415 + 3.414 + 0.124 + 0.00038}$$

$$U = \frac{1}{3.572} = 0.2799 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

Para el área exterior.

$$A = 1.804^2 + (1.804 \times 1.427 \times 4)$$

$$A = 10.29 + 3.25 = 13.54$$

$$A = 13.54 \text{ m}^2$$

Diferencia de temperaturas:

$$T_{\text{exterior}} = 0^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{interior}} = -50^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 0 - (-50^\circ\text{C}) = 50^\circ\text{C}$$

Por lo tanto Q_1 se obtienen:

$$Q_1 = U A \Delta T$$

$$Q_1 = 0.2799 \times 13.54 \text{ m}^2 \times 50$$

$$Q_1 = 190 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

Carga por cambio de Aire. Q_2

$$Q_2 = W (H_o - H_i)$$

$$W = \frac{\text{Peso del aire que se introduce}}{\text{hr}}$$

H_o = Entalpía del aire exterior

H_i = Entalpía del aire interior

Para - 50°C interior y 0°C exterior

21.5 Kcal/m³ hr, se retiran al enfriar a condiciones de enfriamiento menores de -1.1°C.

Tabla 10.8 "Principios de Refrigeración" R.J. Dossat.

El volumen de la cámara es 3.12 m³

$$\frac{3.12}{3} \text{ m}^3 \times 21.5 \text{ Kcal/hr m}^3$$

$$Q_2 = 22.4 \text{ Kcal/hr}$$

Se considera que un tercio de volumen se cambia por la abertura de las puertas.

Calor por carga de Producto Q_3

20 charolas por hora.

$$T_o = -3^\circ\text{C}$$

$$T_f = -45^\circ\text{C}$$

Material: Acero Inoxidable.

$$C_p \text{ de A, I.} = 0.1064 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg } ^\circ\text{C}}$$

$$\text{Peso de charola} = \text{Area total de charola} \times 12 \text{ kg/m}^2$$

$$\text{Peso de charola} = 0.567 \text{ m}^2 \times 12 = 6.8 \text{ kg.}$$

$$\text{Peso de charolas} = 6.8 \times 20 = 136 \text{ kg.}$$

$$\text{Peso del carro porta charolas} = 40 \text{ kg.}$$

$$Q = m C_p \Delta T$$

$$Q_3 = 176 \text{ kg/hr} \times 0.1064 \text{ Cal/kg } ^\circ\text{C} \times 42^\circ\text{C}$$

$$Q_3 = 787 \text{ Kcal/hr}$$

Carga de enfriamiento total Q_T

$$Q_T = 190 + 22.4 + 787$$

$$Q_T = 1000 \text{ Kcal/hr}$$

Evaporador.

Se requiere que el evaporador tenga una capacidad de -
-1000 Kcal/hr.

De la tabla 11.2 "Principios de Refrigeración" R. J. -
Dossat para humedad relativa de 81-85% se tiene un $DT = 8.8-10$
DT se define como la diferencia de temperatura entre la tempe-
ratura del aire que entra al evaporador y la temperatura de sa-
turación del refrigerante correspondiente a la presión en la -
salida del evaporador.

Longitud requerida aproximada con aletas:

$$\text{Longitud del enfriador (interior)} = 1.55 \text{ m.}$$

Se recomienda que para el ducto de aire caliente tenga-
un ancho de longitud del enfriador entre siete y para el ducto
de aire frío el ancho es de, longitud del enfriador entre seis.
La distancia del serpentín al techo deberá ser aproximadamente
igual al ancho del conducto de aire caliente y nunca menos que
7.5 cm.

De aquí que la longitud total del evaporador es:

$$1.55 - \frac{1.55}{7} - \frac{1.55}{6} = 1.08 \text{ m}$$

De acuerdo con el fabricante la longitud total de los -
evaporadores es de 19 cm más que la longitud del tramo con ale-
tas. Por lo tanto, la longitud aproximada con aletas es:

$$1.08 \text{ m} - 0.18 = 0.9 \text{ m}$$

Para determinar la capacidad requerida en Kcal/hr °C -

DT cm de longitud con aleta:

Capacidad requerida para el evaporador por °C de DT.

$$\frac{\text{Capacidad total del evaporador}}{\text{DT de diseño del evaporador}} = \frac{1000 \text{ Kcal}}{10} = 100 \frac{\text{Kcal}}{^{\circ}\text{C DT hr}}$$

Capacidad requerida en Kcal/hr °C DT cm =

$$\frac{\text{Capacidad requerida por } ^{\circ}\text{C DT}}{\text{Longitud de aleta deseada}}$$

$$\frac{100 \text{ Kcal/hr } ^{\circ}\text{C DT}}{0.90 \text{ m}} = 1.10 \text{ Kcal/hr } ^{\circ}\text{C m}$$

De la tabla R-15 se tiene un evaporador con las siguientes características:

Capacidad 1.15 Kcal/hr °C m.

Con un espaciamiento de aletas de 8.46 mm.

La longitud con aletas requerida es:

$$\frac{100 \text{ Kcal/hr/}^{\circ}\text{C DT}}{1.15 \text{ Kcal/hr/}^{\circ}\text{Ccm}} = 86.95 \text{ cm.}$$

La longitud total es $86.95 + 18 = 105 \text{ cm.}$

5.6.7 ALMACEN DE CHAROLAS Y HOMOGENEIZADOR DE TEMPERATURA.

Durante el manejo del producto congelado en el granulador, seleccionador del tamaño de partícula y báscula dosificadora, existe un incremento en la temperatura en los vértices -

del producto, ocasionando problemas durante la sublimación, - para evitar este problema, las charolas con producto se introducen a un cuarto de refrigeración a -50°C , para homogeneizar la temperatura del producto aproximadamente a -45°C .

Las charolas frías provenientes del enfriador se almacenan en el mismo cuarto, para evitar que aumenten de temperatura.

CALCULO.

Capacidad:

20 charolas enfriadas a -45°C

30 charolas con producto congelado granulado

Dimensiones requeridas:

	Interiores	Exteriores
Ancho	1.55 m	1.804 m
Fondo	1.55 m	1.804 m
Altura	1.30 m	1.427 m

Carga total de enfriamiento.

La demanda total de carga de enfriamiento es la suma - de las tres cargas siguientes:

Q_1 = Carga de ganancia de pared.

Q_2 = Carga por cambios de aire.

Q_3 = Carga del producto.

Carga de ganancia de pared, Q_1 .

$$Q_1 = U A \Delta T$$

DONDE:

Q_1 = Calor transferido a través de la pared.

A = Area exterior de pared.

U = Coeficiente total de transferencia de calor.

ΔT = Diferencia de temperatura a través de la pared.

Area exterior de la pared:

$$A = 1.804^2 + 1.804 \times 1.427 \times 4$$

$$A = 10.29 + 3.25$$

$$A = 13.54 \text{ m}^2$$

Diferencia de temperatura.

ΔT = Temp. interior - Temp. exterior.

$\Delta T = 0^\circ - (-50^\circ)$

$\Delta T = 50^\circ \text{C}$

Coeficiente total de transmisión de calor:

La pared está compuesta por:

Placa interior de acero inoxidable espesor 1.5 mm (1/16")

Placa de corcho en la parte central de espesor 127 mm (5")

Placa exterior en A.I. espesor 1.5 mm (1/16")

$$\text{Conductividad corcho} = 3.27 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/cm}}$$

$$\text{Conductividad acero Inox.} = 3869 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/cm}}$$

$$\text{Capacidad calorífica acero Inox.} = 0.1064 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg } ^\circ\text{C}}$$

Para el coeficiente de transmisión de calor se tiene:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{t_o} + \frac{x}{k} + \frac{x}{k} + \frac{1}{t_1}}$$

De la tabla 15 - A5

$$t_1 = 8.05 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_o = 29.28 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$U = \frac{1}{\frac{1}{29.28} + \frac{12.7 \text{ cm}}{3.72 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C/m}} + \frac{1}{8.05} + \frac{0.15 \text{ cm}}{3869 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C/m}}}}$$

$$U = \frac{1}{0.03415 + 3.414 + 0.124 + 0.000038}$$

$$U = \frac{1}{3.572}$$

$$U = 0.2799 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}}$$

$$Q_1 = U A \Delta T$$

$$Q_1 = 0.2799 \times 13.54 \text{ m}^2 \times 50$$

$$Q_1 = 190 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

Carga por cambio de aire, Q_2

$$Q_2 = W (H_o - H_1)$$

W = Peso total de aire que se introduce

H_o = Entalpía del aire exterior

H₁ = Entalpía del aire interior

Para - 50°C de temperatura interior y 0°C de exterior.

$21.5 \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^3}$ Se retiran al enfriar a condiciones de enfriamiento menores de -1.1°C.

(Tabla 10.b Principios de Refrigeración R.J. Dossat) -- del volumen.

$$\frac{3.12 \text{ m}^3}{3} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ hr}} = 20.8 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

$$Q_2 = 20.8 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \times 21.5 \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^3} = 448 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

Carga por el producto, Q_3

Se considera despreciable debido a que las charolas almacenadas entran prácticamente a -45°C y el producto a una temperatura aproximada de -40°C.

Carga total, Q_T :

$$Q_T = 190 + 448$$

$$Q_T = 638 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

5.6.7.1 CALCULO DEL EVAPORADOR.

Capacidad requerida por el evaporador 638 Kcal/hr.

De la tabla 11.2* (4) para Hr = 81-85; Dt = 8.8-10

Longitud requerida aproximada con aletas:

Longitud total del enfriador (interior) = 1.55 m

Longitud total del evaporador es:

$$1.55 - \frac{1.55}{7} - \frac{1.55}{6} = 1.08 \text{ m}$$

Longitud aproximada con aletas = 1.08 - 0.18 m = 0.9 m.

Capacidad requerida para el evaporador en Kcal/hr °C

DT/cm de longitud de aleta:

Capacidad requerida para el evaporador por °C de DT

$$= \frac{638}{10} = 63.8 \quad \text{Kcal/hr } ^\circ\text{C DT}$$

Capacidad requerida en K Cal/hr °C DT cm =

$$\frac{\text{Capacidad requerida por } ^\circ\text{C DT}}{\text{Longitud de la aleta}} = \frac{63.8}{0.9} = 0.7088 \text{ m}$$

De la tabla R-1* se tiene un evaporador con las siguientes características:

Capacidad 0.79 Kcal/hr cm con aletas espaciadas de 8.46 mm con 12 tubos.

La longitud con aletas requerida es:

$$\frac{63.8 \text{ Kcal/h/}^\circ\text{C DT}}{1.15 \text{ Kcal/hr } ^\circ\text{C cm}} = 55.5 \text{ cm.}$$

La longitud total es de: 55.5 cm. + 18 = 73.5 cm.

5.7 ACONDICIONAMIENTO DE AIRE DE CUARTO DE EQUIPOS.

Para facilitar las operaciones en el cuarto de equipos, para la preparación de los gránulos congelados, es necesario -- crear un clima homogéneo aparentemente frío (0 °C), Equipos:

Tambor de enfriamiento

Molino de producto congelado

Criba vibratoria

Báscula alimentadora

Tanque de fusión

Tanque alimentador de día

Carros porta charolas

Equipo liofilizador

Cuarto enfriador de charolas

Cuarto de almacenamiento de charolas frías

Enfriador de charolas con producto congelado

Las dimensiones del local para alojar los equipos anteriores y las áreas adecuadas para su funcionamiento son:

Ancho 9.0 m

Largo 16.5 m

Altura 4.0 m

$$\text{Volumen} = 9 \times 16.5 \times 4.0 = 594 \text{ m}^3$$

$$v = 594 \text{ m}^3$$

BALANCE DE CALOR:

Carga total de enfriamiento:

- se dividen en:
- a) Cargas de ganancia de pared.
 - b) Cargas por cambio de aire.
 - c) Cargas por producto.
 - d) Cargas suplementarias.

a) Cargas de ganancia de pared: se calculan por medio

de la siguiente ecuación: $Q = A U \Delta T$.

Q = Calor transferido en la pared.

A = Area exterior de pared.

U = Coeficiente de transmisión de calor.

ΔT = Diferencial de temperatura a través de la pared.

Coeficiente de transmisión de calor.

Las paredes estarán construídas de tabique ordinario -- con recubrimiento de 20 mm. de corcho. Para este arreglo el -- coeficiente de transmisión de calor es: (Para una velocidad -- máxima de viento de 24 km/hr).

$$U = 0.302 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

(Tabla 10.1, Principios de Refrigeración. Roy J Dossat).

$$\text{Area exterior de calor} = 353 \text{ m}^2$$

$$A = 353 \text{ m}^2$$

Diferencial de temperatura

Para una temperatura máxima 28°C en el Valle de México la diferencial de temperatura es:

$$\Delta T = 28^\circ\text{C} - 0^\circ\text{C} = 28^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 28^\circ\text{C}$$

Por lo tanto la cantidad de calor transmitido al interior por medio de las paredes es:

$$Q = 353 \text{ m}^2 \times 0.302 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \times 28^\circ\text{C}$$

$$Q = 3000 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

Pérdida de enfriamiento por carga de pared = 3000 $\frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$

b) Cargas por cambio de aire.

La ganancia de calor de espacio que resulta de cambios de aire en el espacio refrigerado, es difícil determinar con verdadera precisión, excepto en aquellos casos en que se conoce la cantidad de aire que se introduce al espacio para ventilación. Dicha ganancia de calor que resulta por cambios de aire, depende de la diferencia en la entalpía del aire del exterior y del interior, por lo tanto:

$$Q = W (H_o - H_i)$$

Q = Carga de cambio de aire.

W = Peso del aire que se introduce al interior

H_o = Entalpía del aire exterior

H_i = Entalpía del aire interior

De la tabla 10.81b de Principios de Refrigeración, Roy J. Dossat, la ganancia de calor unitaria es:

Para una temperatura interior de -1 °C

y 27°C temperatura exterior la ganancia de calor =

$$= 15.4 \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^3}$$

Para un volumen de 560 m³ del cuarto de máquinas.

El cambio de aire correspondiente a una temperatura de 0°C y provisto dicho cuarto con: antesala en las 2 puertas de acceso, rejillas de ventilación, etc. el cambio es de 1.3.

(Tabla 10.9.- Principios de Refrigeración, Roy J. Dossat).

$$W = 560 \text{ m}^3 \times 1.3 = 729 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$W = 30 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

Por lo tanto el calor por carga de aire es:

$$Q = 15.4 \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^3} \times 30 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} = 462 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

$$Q = \text{Calor por carga de aire} = 462 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

c) Calor por carga de producto.

No representan una carga significativa ya que el producto alimentado a tratar está a -4°C procedente del cristallizador.

d) Calor por carga varios.

La carga varios consiste principalmente de 3 fuentes a saber:

Calor entregado por el alumbrado.

Calor entregado por motores.

Calor entregado por las personas laborando.

Calor entregado por el alumbrado: la iluminación interior está compuesta por 10 tubos de 60 watts/hr con un total de 600 $\frac{\text{Watt}}{\text{hr}}$ que multiplicando por el factor correspondiente nos da:

$$q = 600 \frac{\text{Watt}}{\text{hr}} \times 8.6 \frac{\text{Kcal}}{\text{Watt hr.}} =$$

$$q = 5160 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

Calor entregado por motores eléctricos:

Motor de bomba de alimentación

de cilindro congelador - - - - 0.5 Hp.

Molino - - - - - - - - - - 0.5 Hp.

Motor de bomba de lavadora - - 0.5 Hp.

Elevador de granos (motor) - - 0.5 Hp.

Total 2.0 Hp.

De la tabla 10.15, (Principios de Refrigeración Roy J. Dossat), para motores de 0.5 Hp el factor correspondiente es:

$$f = 932.4 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hp Hr}}$$

$$q = 2.0 \text{ Hp} \times 932.4 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hp hr}} = 1865 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

$$q = 1865 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

Carga de calor por personal laborando:

Se requieren para operar y controlar los equipos dentro del cuarto de acondicionamiento de aire de 5 personas.

De la tabla 10.16, (Principios de Refrigeración, Roy J. Dossat), corresponde para una temperatura de 0°C el valor de - 239.4 $\frac{\text{Kcal}}{\text{hr hombre}}$; y por lo tanto la carga de calor es:

$$q = 239.4 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr hombre}} \times 5 \text{ hombres} = 1187 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

$$Q = q_1 + q_2 + q_3$$

$$Q = 5160 + 1865 + 1187 =$$

$$Q = 8212 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

Por lo tanto la carga total de enfriamiento es:

$$Q_T = Q_a + Q_b + Q_c$$

$$Q_T = 3000 + 462 + 8678 = 12140 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

más 15% como factor de seguridad

$$Q_T = 14\ 000 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

Capacidad = 4.6 Ton de Refrigeración.

De la tabla R-8 (Principios de Refrigeración, Roy J. Dossat).

Se requiere de un evaporador con las siguientes caracte

rísticas:

Modelo: U C 320

Dif. de temp: = 10°C

Superficie: 96 m²

Tubos: 3/4" (19 mm)

Cambios de aire: 28

Ventilador: 55.9

R.P.M. 1140

Gasto : 168 m³/min.

Motor: 0.26 Hp.

3 circuitos.

5.8 COMPRESOR DE AMONIACO PARA ENFRIADOR, CRISTALIZADOR Y ACONDICIONAMIENTO DE AIRE.

Se requiere de una unidad de compresión de amoniaco para alimentar al evaporador del acondicionamiento de aire del cuarto de máquinas de preparación de gránulos congelados y al evaporador para la unidad de enfriamiento de salmuera a usarse en el enfriador de licor procedente de la batería de extracción y al cristalizador del mismo licor.

Los requerimientos de refrigeración son:

1o.- Enfriador -9800 Kcal/hr

2o.- Cristalizador -3600 Kcal/hr

3o.- Aire acondicionado -14000 Kcal/hr

$$Q_{\text{total}} = (-9800) + (-3600) + (-14000)$$

$$Q_{\text{total}} = 27400 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

$$Q_{\text{Refrigeración}} = 9 \text{ Ton.}$$

Para estos requerimientos de refrigeración se requiere de una unidad de compresión con las siguientes características (Manual de compresores de Refrigeración MYCOM; Página 7):

$$\text{Diámetro x carrera de pistón} = 95 \text{ } \varnothing \text{ x } 76 \text{ L}$$

$$\text{No. de cilindros} = 6$$

$$\text{RPM} = 1000$$

$$\text{M}^3/\text{hr} = 193.9$$

$$\text{Ton de Refrigeración} = 10.78$$

Temp. Evaporación	=	-30°F
B H P	=	23.87

5.9 LAVADOR DE CHAROLAS.

Consiste en un túnel rectangular provisto de 2 bancos - de espreas colocados en las partes laterales para esprear el - agua hacia la charola, cuando ésta pase por el centro del lava- dor verticalmente. Recipiente colector de agua, recipiente de- agua limpia, bomba para alimentar el agua a las espreas.

5.10 ENVASADO.

La humedad final del café liofilizado debe ser del 2%, - en niveles abajo de este contenido de humedad se ha encon-- trado que el café soluble liofilizado absorbe humedad durante- el proceso de empacado, deteriorando la resistencia al tiempo- de almacenamiento, tampoco es recomendable secarlo abajo del - 1% puesto que el sobresecado causa una excesiva eliminación de componentes aromáticos los cuales son esenciales para tener un café de buena calidad.

Debido a lo anterior se requiere que el producto final sea expuesto el mínimo de tiempo a las condiciones ambientales, esto se logra empacando el producto en una atmósfera inerte.

El envasado consta de:

Atmósfera inerte.

Recipiente de almacenamiento.

Envasadora.

Características de la Envasadora:

Pesadas de 50 grs. En frascos de vidrio cada 6 seg.

Pesadas de 100 grs. En frascos de vidrio cada 12 seg.

Pesadas de 250 grs. En frascos de vidrio cada 30 seg.

Registro eléctrico.

Atmósfera inerte:

Presión 1.01 atms.

Gas N₂

Recipientes de almacenamiento:

Capacidad 0.350 m³

Sellados.

C A P I T U L O VI

EVALUACION ECONOMICA DEL ANTEPROYECTO.

~~6.1~~ FUTURO:

Cuando se intenta predecir el futuro de una industria - se requiere un conocimiento profundo de tal industria, desafortunadamente en la industria de la liofilización, no se cuenta con suficientes datos. James M. Flink, del Departamento de Nutrición y Ciencias de Los Alimentos del INSTITUTO TECNOLOGICO DE MASSACHUSETTS, U.S.A., realizó un estudio basándose en los artículos publicados por la "JOURNAL WORLD COFFEE AND TEA", observando la perspectiva sobre patrones de consumo para bebidas, liofilización de extractos y otros tópicos relevantes.

En un intento por presentar algunas ideas, observando áreas de crecimiento potencial de la liofilización de los extractos.

El hábito de consumo de bebidas, sujetos a cambio constante puede ser considerado desde 2 puntos de vista: a) cambio en los patrones de consumo de café, b) cambio en los patrones de consumo de bebidas.

La JOURNAL WORLD COFFEE AND TEA, realizó un estudio sobre las bebidas en general, y en particular las del café. Tres observaciones de mayor importancia en el consumo de bebidas -- son:

Primera: el uso de café tostado y molido está en deca--
dencia mayor que el café soluble; segundo: el producto de mez-
clas solubles está cambiando con la liofilización mostrando un
gran incremento; tercero: en total ha habido un declive en el-
consumo de bebidas calientes y un incremento en el uso de bebi-
das frías.

Los factores de conveniencia, en un estilo de vida de -
cambio constante, y con una calidad del producto mejorada, ha-
producido un cambio en los bebedores de café regular (tostado-
y molido) y los ha transformado a consumidores de café soluble
instantáneo. La liofilización ha jugado un papel muy importan-
te en este proceso, porque promete dar la calidad del café tos-
tado molido, pero con la conveniencia de ser un café instantá-
neo.

Los resultados de la investigación muestran que el café
es la bebida de más consumo con respecto al total de las otras
bebidas. Cuando el consumo de café es subdividido, se ve que -
el café liofilizado con 6.4% de la población, tiene un alto --
porcentaje de crecimiento comparado con los niveles de consumo
de café regular y del café instantáneo con 49% y 25.5% respec-
tivamente.

El cambio de estilo de vida, ha incrementado la presión
en el consumidor, esto ha producido un alto nivel de interés.
Los factores de conveniencia deben ser alcanzados, manteniendo

la calidad del producto, y también los aspectos psicológicos - de los anuncios de café soluble, intentan convencer al consumidor ó reforzar la creencia del consumidor que esta convenien--cia se alcanza sin ninguna pérdida de la calidad.

La aceptación del café liofilizado señala que aparente--mente el consumidor está de acuerdo con los productores de ca--fé, aunque la velocidad de crecimiento del café liofilizado -- puede ser lenta a medida que se toma conciencia del costo del--café, los consumidores escépticos son retados a reevaluar su -- punto de vista. Habrá indudablemente un incremento contínuo de este proceso.

El más notorio desarrollo del consumidor el cual es marcado en la investigación de la JOURNAL WORLD COFFEE AND TEA, - concierne al hecho de que la gente más joven parece menos gus--tosa para el inicio de tomar café, y los que lo hacen, consu--men menos café que generaciones previas. Esto es debido a un - gran número de razones, entre ellas el decremento entre el nú--mero de personas que toman desayuno y al estilo de vida que -- está cambiando, en el cual las bebidas frías parecen más apro--piadas.

El café ha desarrollado una imagen de bebida de desayu--no ó una bebida al final de la comida. El desuso del desayuno como un alimento principal, debido a la vida agitada de las -- personas, ha ocasionado que mucha gente junte los dos alimen--

tos, si este cambio continúa de la misma manera, el consumo de café caerá significativamente.

De quizás, mayor importancia, es la imagen del café como una bebida más tradicional y formal, es notificada por --- DUTKA, que el entretenimiento se está haciendo menos formal, - generalmente con refrigerios y botanas, además, los valores -- cambiantes de la nueva generación probablemente también han al canzado al campo de los alimentos con un rechazo al café ca--- liente por ser una bebida preestablecida.

Esta información sobre el mercado cambiante del café es trascendental al futuro de los extractos de café liofilizados. Algunas indicaciones muy estrictas pueden ser obtenidas de la información anteriormente descrita la cual puede dirigir el -- curso potencial de acción.

Si puede ser aceptado que el consumo de bebidas frías - aumentará en el futuro bajo la influencia de estilo derivado - de la nueva generación, ésta será en el área de bebidas de ca- fé y té, jugos, cerveza y bebidas suaves. El té helado, ha si- do ya desarrollado como una bebida de importancia creciente, - cerveza y bebidas suaves, han mostrado un incremento estable - en ventas, bebidas de café frío y jugos deberían unirse al pa- trón de aumento y consumo.

El crecimiento del consumo de té helado, se debe al de- sarrollo del té helado instantáneo y mezclas de té helado ins-

instantáneo, mientras que la industria del café instantáneo se ha concentrado en el mercado de bebidas calientes. La industria del té instantáneo se ha concentrado en la industria de bebidas frías. Los jugos de frutas y bebidas han sido vendidas en estado líquido, teniendo la ventaja de servirse directamente, pero existe la inconveniencia en el almacenamiento y la transportación, debido al manejo de grandes cantidades de agua.

Recientemente mezclas de jugos secos, han tenido buena aceptación en el mercado. El desarrollo de procesos para bebidas de jugo instantáneo de alta calidad (organoléptico y nutritivo) es una extensión natural de la liofilización de extractos.

Una consideración más es el desarrollo de mezclas de extractos de café con un sabor nuevo y diferente al tradicional. Esto puede ser posible con una comercialización más fuerte, de mezclas exóticas de café ó de mezclas de extractos de café con otros extractos, tales como extractos de cocoa o algunas frutas para producir bebidas enteramente nuevas.

La liofilización de estas mezclas, para dar polvos instantáneos, podría dejar una imagen nueva para el café, permitiendo una nueva oportunidad de comercialización en el mercado.

Los cambios en los hábitos de consumo de bebidas pue--

den dar oportunidad al incremento del uso de la liofilización, para la preparación de bebidas instantáneas de alta calidad. - En el mercado de bebidas calientes de café, los factores de -- conveniencia y calidad deben traer un interés creciente del café liofilizado, probablemente al costo del café normal (tostado y molido) y quizás al costo del café secado por espreas. El mercado de bebidas de mayor crecimiento será el de bebidas --- frías y en esta área, los extractos liofilizados pueden ser -- utilizados para desarrollar bebidas instantáneas de alta calidad y fácil preparación. No hay ninguna base para considerar - que el té helado es un producto único; gránulos de café y gránulos de jugos de frutas pueden ser vendidos con la calidad -- conveniente para la preparación de bebidas no alcohólicas. Además, mezclas de té helado instantáneo han sido desarrolladas, - mezclas con sabor a café, o mezclas de jugo de frutas, pueden ser preparadas como productos instantáneos para consumo como - bebidas frías.

Se puede preveer que los polvos liofilizados pueden jugar un papel importante, al comercializarlas al menudeo, reemplazando las formas de bebidas tradicionales de interés particular. Son los artículos de la JOURNAL WORLD COFFEE AND TEA, - que describen lo interesante de las máquinas vendedoras de café liofilizado.

Investigaciones de productos instantáneos para el comerer

cio al menudeo se deben continuar con esta área, la cual está creciendo rápidamente, tiende a operar en un principio semejante a un negocio, esto es, cualquier producto que pueda --- ofrecer ventajas de costo, facilidad de preparación y alta calidad, romperá rápidamente las barreras tradicionales y penetrará en el mercado.

Se ha sugerido que dichas oportunidades de crecimiento, existan para el uso futuro de extractos liofilizados, marcadamente en las áreas de bebidas instantáneas frías.

Una comercialización agresiva de esos productos, de fácil preparación, nutritivos y con muy buena calidad, producidos por un proceso moderno, puede abrir las puertas para el - crecimiento futuro en esas áreas.

La situación en México del consumo de café instantáneo se muestra en la siguiente tabla.

TABLA 6.1
1970-1976

AÑO	CONSUMO (Ton)
1970	5332
1971	6914
1972	5988
1973	7315
1974	8035
1975	7039
1976	9550

En el Manual para el Desarrollo de Transferencia y Adap

tación de Tecnología Química Apropriada, José Giral B. menciona, que en un país como México, una pequeña parte de la población (quizá un 7-9%), tiene un patrón de compra similar al de los países industrializados. Basándose en esto y en las consideraciones anteriores, se intentará desplazar el 1.2% del consumo de café instantáneo por café liofilizado, propuesto en este anteproyecto de planta piloto.

6.2 PRONOSTICO DE VENTAS.

Debido a que no se cuenta con datos sobre el consumo de café liofilizado en México, se tomará como base los datos de consumo de café soluble para el establecimiento del pronóstico de consumo.

Utilizando el método de mínimos cuadrados, se determinará el modelo matemático para el pronóstico de ventas.

6.3 MODELO MATEMATICO PARA EL PRONOSTICO DE VENTAS.

X_1	Y_1	X_1	Y_1	X_1^2	$(X_1 - \bar{X})^2$	$(Y_1 - \bar{Y})^2$
1	5,332	5,332	1	9	3'330,625.0	
2	6,914	13,828	4	4	64,009.0	
3	5,988	17,964	9	1	1'390,041.0	
4	7,315	29,260	16	0	21,904.0	
5	8,035	40,175	25	1	753,424.0	
6	7,039	42,234	36	4	16,384.0	
<u>7</u>	<u>9,550</u>	<u>66,850</u>	<u>49</u>	<u>9</u>	<u>5'678,689.0</u>	
28	50,173	215,643	140	28	11'255,076.0	

$$\bar{X} = \frac{28}{7} = 4$$

$$\bar{Y} = \frac{50173}{7} = 7167.57$$

$$\hat{\beta} = \frac{\sum X_1 Y_1 - \frac{(\sum X_1)(\sum Y_1)}{n}}{\sum X_1^2 - \frac{(\sum X_1)^2}{n}}$$

$$\hat{\beta} = \frac{215,643 - \frac{28 \times 50173}{7}}{140 - \frac{(28)^2}{7}} = 830$$

$$\hat{\alpha} = \bar{Y} - \hat{\beta} \bar{X}$$

$$\hat{\alpha} = 7,167.57 - (830) 4$$

$$\hat{\alpha} = 3,844$$

$$Y = \hat{\alpha} + \hat{\beta} x$$

Por lo tanto la ecuación es:

$$Y = 3844 + 830 X$$

Con esta ecuación se determina el pronóstico de consumo para 1981 (considerando un tiempo de construcción de la planta de 2 años).

$$Y = 3,844 + 830 X$$

$$X = 12 \text{ (correspondiente a 1981)}$$

$$Y = 3,844 + 830 \times 12$$

$$Y = 13,804.0$$

De este consumo pronosticado, como se indicó anteriormente se intentará desplazar el 1.2% del consumo de café soluble, por lo tanto:

$$13,804 \times 0.012 \approx 166.0 \text{ Ton/año.}$$

La planta deberá iniciar operaciones produciendo 166.0 Ton/año, lo cual corresponde al 75% de la capacidad de diseño de la planta (220 Ton/año).

6.3.1 COMPROBACION DE LA ECUACION POR EL METODO ESTADISTICO DE DURBIN Y WATSON.

\hat{Y}	$\sum_1 (Y_1 - Y_i)$	$\sum_i - \sum_{i-1}$	\sum_i^2	$(\sum_1 - \sum_{i-1})^2$
4,675.2	656.8		430,336	564,601
5,505.8	1,408.2	-751.4	1'982,464	3'085,643
6,336.4	-348.4	1,756.6	121,382	40,160
7,167.0	148.0	200.4	21,904	12,232
7,997.6	37.4	110.6	13,988	3'323,329
8,824.6	1,785.6	1,823.0	3'188,367	2'825,761
9,654.6	-104.6	1,681.0	10,941	

$$D = \frac{\sum (\sum_1 - \sum_{i-1})^2}{\sum \sum_i^2}$$

$$D = \frac{9\ 851\ 727}{5\ 756\ 793} = 1.711$$

$$D = 1.711$$

$$\rho_A = 1 - \frac{1.711}{2} = 0.1443$$

En la práctica este modelo es bueno cuando $\rho_A = 0.5$, - en este caso se obtuvo un valor menor de 0.5 por lo tanto el modelo es sano. La ecuación nos indica que el consumo de café soluble en México seguirá incrementándose.

ción, sistema de bombeo, manifoldo de tubería, válvulas de control, enfriadores.

(Por cotización) 609,000.00

CA-012 Calentador de agua; sistema de calentamiento de agua eléctrico.

(Por cotización) 31,800.00

TH-212 Tanque de día; está equipado con sistema de bombeo para alimentar el enfriador.

(Por cotización) 35,000.00

EN-206 Enfriador enchaquetado; equipado con agitador de paletas

(Por cotización) 27,900.00

FT-210 Filtro prensa; consta de 7 marcos, -- equipado con bomba de alimentación.

(Por cotización) 57,000.00

CR-211 Cristalizador; tipo cilíndrico enchaquetado, con agitador de paletas.

(Por cotización) 27,900.00

CT-214 Centrífuga; tipo canasta.

(Tablas estimación de equipo de proceso) 470,000.00

TA-215 Tanque de consumo; equipado con sis-

tema de bombeo para alimentar a tambor de congelamiento.

(Por cotización) 21,000.00

CC-213

Vaporizador de amoniaco; enfriador de salmueras equipado con compresor de amoniaco.

(Por cotización) 575,000.00

LF-225

Planta paquete liofilizador; equipado con sistema congelador continuo, planta granuladora, alimentador de charolas, enfriador de charolas, sistemas de refrigeración, sistemas de vacío, sistema de calentamiento, túnel de secado acondicionado con sistema automático de transporte de charolas, disposición para vacío local en puertas de entrada y salida, sistema automático en el condensador de superficie para deshielo, instrumentación, lavador charolas, supervisión de montaje.

(Por cotización) 11'030,000.00

AG-231

Almacén Materia Prima.

(Calculado: 66 m² a 2800 \$/m²) 185,000.00

6.4 EVALUACION DEL PROYECTO.

En base a las recomendaciones de MAX S. PETERS y KLAUS D. TIMMERHAUS en su texto "PLAN DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS" se realiza la estimación del costo del anteproyecto.

6.4.1 INVERSION PERMANENTE (CAPITAL FIJO INVERTIDO)

6.4.1.1 COSTOS DIRECTOS.

Los costos directos están divididos en 5 grupos que son:

a) Equipo de operación:

CLAVE	NOMBRE Y DESCRIPCION	COSTO*
TR-010	Tostador; ventilador de aire de enfriamiento, banco de espreas para agua de apagado, sistema de combustión, agitador de granos, tablero de control. (Por cotización)	124,000.00
MM-011	Molino de mandíbulas; motorreductor - tolva alimentadora, criba vibratoria, elevador de cangilones. (Tablas económicas)	34,000.00
TE-200 a 205	Torres de extracción; seis torres de extracción, tolva general de alimenta	

* Obtenidos por cotización y cartas económicas por extrapolación.

EM-230	Empacadora; equipado con atmósfera - inerte.	
	(Por cotización)	156,000.00
CA-232	Compresor de Amoniaco.	
	(Por cotización)	<u>230,000.00</u>
	TOTAL	\$ 13'613,600.00

b) Edificios.

Edificios de proceso	400m ² (3,000 \$/m ²)	1,200,000.00
Almacenes en general	66 m ² (2,800 \$/m ²)	185,000.00
Patios y caminos	120 m ² (1,000 \$/m ²)	120,000.00
Baños y vestidores	24 m ² (4,000 \$/m ²)	96,000.00
Edificios de talleres	64 m ² (3,000 \$/m ²)	192,000.00
Bardas	220 m (1,500 \$/m)	330,000.00
Casetas de vigilancia	6 m ² (2,000 \$/m ²)	12,000.00
Edificios de servicios casa de bombas	32 m ² (2,500 \$/m ²)	80,000.00
Edificios administra- tivos	240 m ² (3,500 \$/m ²)	840,000.00
Edificios de laborato- rios	48 m ² (3,500 \$/m ²)	168,000.00
Tanques de sedimenta- ción 2 cisternas - 16 m ² /cu.	32 m ² (2,400 \$/m ²)	<u>76,800.00</u>
	TOTAL	\$ 3'299,800.00

c) Líneas Exteriores:

Líneas de conexión entre edificios -
de proceso (eléctricas y mecánicas)-
líneas de distribución de servicios,
drenajes, etc.

(11% de la inversión permanente) \$ 1'514,000.00

d) Instalación de equipo.

(Representa el 15% de la inversión-
permanente)

\$ 2'000,000.00

e) Terreno.

(4000 m² x 500 \$/m²)

\$ 2'000,000.00

TOTAL COSTOS DIRECTOS

\$22'427,400.00

6.4.1.2 PROVISIONES:

Mal tiempo, cambios menores de cam
po, cambios menores de diseño, ---
aumentos en el costo de materiales
y equipo.

(6.0% del capital fijo invertido) \$ 2'019,000.00

6.4.1.3 COSTOS INDIRECTOS.

Ingeniería y supervisión, gastos de
construcción, comisiones a contra--
tistas.

(Representa el 17.0% del capital fi

jo invertido)

\$ 4'982,556.00

TOTAL INVERSION PERMANENTE

\$29'428,956.00

6.4.2 CAPITAL DE TRABAJO.

a) Inventarios

Materias primas (1 mes de consumo)	
45 000 Kg X 33.60 \$/kg	1'512,000.00
Material de proceso y producto terminado (1 mes de consumo) 45 000 kg x 33.60 \$/kg más 15 278 kg x 351.90 \$/kg	8'296,000.00
Materiales de mantenimiento (2.5% de la inversión permanente, - considerando el equipo principal de operación de importación)	<u>733,000.00</u>
SUBTOTAL DE INVENTARIOS	\$10'541,000.00

b) Efectivo (1 mes de salarios y sueldos) \$ 2'873,000.00

c) Cuentas por cobrar (1 mes de crédito del - producto terminado) \$ 7'600,000.00

SUB TOTAL \$21'014,000.00

Menos:

d) Cuentas por pagar (1 mes de materia prima) \$ 1'512,000.00

CAPITAL DE TRABAJO TOTAL \$19'502,000.00

INVERSION PERMANENTE 29'428,956.00

CAPITAL DE TRABAJO 19'502,000.00

INVERSION TOTAL \$48'930,956.00

6.4.3 CALCULO DEL PRECIO DE VENTA.

6.4.3.1 COSTO DE PRODUCCION. (Por Kg. de producto).

a) Costos variables.

Materias primas 2.41 x 33.60 \$/kg	81.00
Material de empaque 20 fco/kg x 1.50 c/u	<u>35.00</u>
Subtotal	\$ 116.00

b) Otros gastos variables.

Servicios (Electricidad, vapor, agua (20% del costo total)	53.75
Suministros de operación. Gráficas, - lubricantes, etc. (10% del costo total de mantenimiento)	0.40
Materiales de Mantenimiento (733 000/166 000)	<u>4.40</u>
Subtotal	\$ 58.55

c) Costos fijos

Mano de obra de operación (20 obreros)	35.00
Mano de obra de mantenimiento (6 obreros)	4.60
Supervisión: Operación, mantenimiento técnico, etc. (3 Ingenieros Químicos)	5.30
Laboratorio de control (2 técnicos)	3.20
Depreciación (10%)	6.30
Impuesto sobre la propiedad (1.5%)	15.80
Gerencia de planta (40,000.00 \$/mes)	2.60
Gastos misceláneos (5% costo total)	<u>21.50</u>
Subtotal	\$ <u>94.30</u>
COSTO TOTAL DE PRODUCCION	\$ 268.85

6.4.3.2 COSTOS GENERALES.

a) Costo de administración; salarios a ejecutivos cuotas legales, papelería y comunicaciones. (5% del costo total del producto)	29.00
b) Costo de distribución y representación: oficina de ventas, gasto de vendedores, embarques, publicidad, etc. (5% de las ventas)	31.00
c) Investigación y desarrollo (1.5% del costo total)	10.00
d) Interés sobre el financiamiento (20% de interés, 2'073,400.00)	<u>12.50</u>
TOTAL DE COSTOS GENERALES \$ 82.50	

6.4.3.3 COSTO DE VENTAS.

Costo de producción(Cp)	268.85
Costos generales(Cg)	82.50
Otros (34.3% Cp + Cg)	<u>120.65</u>
TOTAL	\$ 472.00

PRECIO DE VENTA = 472.00 \$/kg.

6.4.4 EVALUACION ECONOMICA DEL PROYECTO.

VENTAS BRUTAS:

166,000 kg/año x 472.00 \$/kg 78'352,000.00

Menos:

Fletes, costos de distribución y devoluciones.

(1.8% de las ventas brutas)

1'367,244.00

VENTAS NETAS

\$ 76'984,756.00

Menos:

Gastos variables de producción

(174.55 \$/kg x 166,000 kg)

28'975,300.00

UTILIDAD INCREMENTAL

\$ 48'009,456.00

Menos:

Costos fijos de producción

(94.30 \$/kg x 166,000 kg)

15'653,800.00

Gastos de venta y administración

(82.50 \$/kg x 166 000 kg)

13'695,000.00

UTILIDAD BRUTA

\$ 18'660,656.00

Menos:

Reparto de utilidades

(8% de la utilidad bruta)

1'492,852.00

Impuesto sobre la renta

(42% de la utilidad bruta)

7'837,476.00

UTILIDAD NETA

\$ 9'330,328.00

INVERSION:

Capital de trabajo	19'502,000.00
Inversión permanente	<u>29'428,956.00</u>
INVERSION TOTAL	\$ 48'930,956.00

FINANCIAMIENTO:

(20% de la inversión total) \$ 10'367,000.00

CAPITAL SOCIAL:

Inversión total menos financiamiento \$ 38'563,956.00

RENTABILIDAD SOBRE LA INVERSION:

$$ROI = \frac{UTILIDAD BRUTA - (REPARTO DE UTILIDADES + IMP. SOBRE LA RENTA)}{INVERSION TOTAL}$$

$$ROI = \frac{9'330,328}{48'930,956} = 19\%$$

$$ROI = 19\%$$

RENTABILIDAD SOBRE EL CAPITAL.

$$POC = \frac{UTILIDAD NETA}{CAPITAL SOCIAL}$$

$$ROC = \frac{9'330,328}{38'563,956}$$

$$ROC = 24.0\%$$

C O N C L U S I O N E S

En la actualidad el proceso de liofilización tiene un sinnúmero de usos en la Industria Farmacéutica y prevee una aplicación muy extensa dentro de los diferentes tipos de industrias, tales como la Química, la Alimenticia, etc.

En la industria de los alimentos la aplicación actual es limitada, pero debido a la calidad de los productos obtenidos, se estima un uso creciente del mismo.

Un punto importante es la materia prima, se tiene amplia disponibilidad debido a que la producción a nivel nacional es creciente, inclusive a nivel mundial se nota una recuperación en la producción de los principales países productores de café (Excelsior, lunes 2 de abril de 1979) ya que en proyecciones realizadas las ofertas serán siempre superiores a la demanda, salvo cambios imprevistos.

Del presente trabajo se sacan las siguientes conclusiones:

- a) Con respecto a la técnica de transferencia de calor desde una superficie de calentamiento a una capa de material granular se utilizó para obtener un café liofilizado con apariencia de café tostado, controlando las condiciones de la liofilización como se indica en la sección 3.3. Los mecanismos de transferencia de masa y calor que se presentan en la sección 3,2,-

son propuestos por H.G. KESSLER, considerando que -- son los más aproximados para el tipo de producto que se quiere obtener, ya que los resultados obtenidos - experimentalmente coinciden con los cálculos de las ecuaciones.

- b) De las bases técnicas para la liofilización del café discutidas en la sección 3.3 se concluye que las variables para el control del proceso para obtener un producto de buena calidad son: presión, temperatura de enfriamiento, tiempo de congelamiento, tamaño de partícula, las cuales son especificadas en la sección antes citada.
- c) En la operación de tostado se desarrolla el sabor y aroma del café por lo que se puede considerar la operación mas importante para el control de calidad de los productos liofilizados, ya que si no se usa un buen proceso de tostado de café, la liofilización no tendría objeto.

En este paso, los azúcares se transforman parcialmente en volátiles orgánicos, agua, CO_2 y azúcares caramelizados. Los carbohidratos son transformados por el calor en ácidos carboxílicos y posteriormente en CO_2 , de aquí que un café tostado "ligero" tiene un pH de 5, debido a que no se han descompuesto muchos-

ácidos carboxílicos a CO_2 . Conforme el grado de tostado se incrementa, el pH tiende a subir, los volátiles que dan aroma y sabor son formados y retenidos en su mayoría por la estructura celular. En este paso se genera el dimetil sulfuro que es el principal compuesto que da el aroma y sabor.

El 13% de las proteínas contenidas en el grano de café son transformados a productos que dan sabor al licor.

La cafeína prácticamente no es afectada en el proceso de tostado, si éste no es muy drástico.

Se recomendó la técnica de tostado y apagado con agua necesaria para bajar la temperatura rápidamente, porque se pueden controlar las reacciones, para no obtener un sobretostado, ya que se obtendría un producto oscuro y un pH alto.

- d) El tamaño de gránulo seleccionado como resultado de la molienda es adecuado para no incrementar mucho la caída de presión dentro de las torres de extracción, ya que, gránulos sumamente finos causan fuertes caídas de presión y taponamientos, gránulos demasiado grandes dificultan la extracción de solubles.
- e) Se ha encontrado que en la extracción de sólidos solubles de café tostado y molido se lleva a cabo por me-

dio de 3 pasos; humectación, extracción de solubles e hidrólisis de carbohidratos insolubles en agua. Para efectuar los pasos anteriores y obtener un rendimiento óptimo, la extracción se debe llevar a cabo en una serie de columnas por lo que se procedió a hacer el cálculo del número de columnas necesarias por el método de BAKER ó por el método de Mc CABE y SMITH, dando como resultado 6 columnas, considerando que en la primera columna se efectúa prácticamente una humectación, en las 2 siguientes se efectúa una extracción de sólidos solubles y en las 2 siguientes una hidrólisis de los carbohidratos.

El volumen de la columna debe ser proporcional a la altura y diámetro, debido a que, en alturas pequeñas el contacto es menor entre el agua y los granos de café, aunque la caída de presión sea mínima. Alturas demasiado grandes, el diámetro es muy pequeño, efectuándose una buena extracción pero incrementándose la caída de presión y un taponamiento. La relación óptima como resultado de la práctica es de $L/D = 10$.

- f) Para evitar el deterioro de la calidad del extracto es necesario efectuar la concentración del extracto por congelamiento parcial, y se ha seleccionado como concentración límite, 35% de sólidos solubles, ya --

que a concentraciones más altas, es más difícil el manejo de dicho licor a temperaturas bajas (viscosidades sumamente altas).

- g) Se seleccionó el sistema de liofilización continuo - porque facilita el manejo de materiales congelados - (evita fusión parcial de los gránulos congelados que ocasionan problemas en la sublimación) además de aba tir los costos de producción y asegurarnos de una -- buena calidad del producto final.
- h) Es necesario que el producto sea empacado en presencia de un gas inerte para evitar oxidaciones prematu ras que causan sabores y aromas indeseables en el -- producto, también es necesario que se haga el envasa do en frascos sellados y oscuros para evitar la degradación del aroma y sabor.
- i) De los datos de consumo de café soluble instantáneo en México durante los años de 1970-1976 se determinó la ecuación de pronóstico de consumo de café, dicha ecuación indica que el consumo de café se incrementa rá en los próximos años. La ecuación se considera sa na, comprobándola por el método estadístico de Dur-- bin y Watson resultando con un $a = 0.5$. Así mismo la ecuación se usó para calcular la capacidad de la planta, considerando que la construcción de la misma tiene una duración de dos años.

j) El costo de venta del Producto Liofilizado es de --
11% más caro que el Producto comercial en México, -
en otros países como en Estados Unidos el café lio-
filizado tiene prácticamente el mismo costo.

Por lo anterior se considera que el café liofiliza-
do tendría aceptación dentro del mercado mexicano -
con una buena publicidad, haciendo énfasis en la ca
lidad del Producto.

k) De acuerdo con los resultados obtenidos en la Eva--
luación económica, se considera que el anteproyecto
es factible y se puede continuar con el Proyecto.

B I B L I O G R A F I A

- 1.- ETTRUP - PETERSEN, E. LORENTZER, J. AND FOSBOL P.
Proceedings of the Atlas International Freeze.
Drying Symposium, Copenhagen, Denmark, August 1970.
- 2.- S.A.GOLDBLITH, L. REY AND W.W. ROTHMAYR.
Freeze Drying and Advanced Food Technology.
Ed. Academic Press, London. 1975.
- 3.- NICHOLAS D. PINTAURO.
Coffee Solubilization Commercial Processes and Techniques
Ed. Noyes Data Corporation, 1975.
- 4.- JOHN PETER CLARK
Synthesis and Evaluation of an Improved Freeze Drying --
Process.
Tesis, University of California, Berkeley.
- 5.- J.K. PAUL.
Fruit and Vegetable Juice Processing.
Ed. Noyes Data Corporation. 1975.
- 6.- ROY J. DOSSAT
Principles of Refrigeration
John Wiley & Sons. Inc. New York, 1973.

- 7.- WILLIAM F. BRUNNER, J.R. AND THOMAS H. BATZER.
Practical Vacuum Publishing Company
Huntington, New York. 1974.

- 8.- MICHAEL SIVETZ M.S. and H. ELLIOT FOOTF
Coffee Processing Technology
Volume one Fruit-green, Roast and soluble coffee
Volumen two Aromatization Properties, Decaffeination
Plant Desing.
Westport, Connecticut.
The AVI Publishing Company, Inc.

- 9.- G. BROWN, D. KATS, A. FOUST AND R. SCHNEIDEWIND
Unit Operations
John Wiley & Sons, Inc., New York. 1955.

- 10.- MAX S. PETERS AND KLAUS D. TIMMERHAUS
Plant Design and Economics for Chemical Engineers
Mc Graw - Hill Book Company, Inc.
Second Edition.

- 11.- JOSE GIRAL B.
Manual para Desarrollo, Transferencia y Adaptación
Tecnología Química Apropriada
Departamento de Ingeniería Química, División de Estudios
Superiores, Fac. Química, UNAM.

- 12.- JOSE GIRAL, FRANCISCO BARNES, ALEJANDRO RAMIREZ.
Ingeniería de Procesos: Manual para el Diseño de Procesos
Químicos Apropriados para Países en Desarrollo.
Departamento de Ingeniería Química, División de Estudios
Superiores, Facultad de Química, UNAM.
- 13.- DONALD Q. KERN
Process Heat Transfer
Mc Graw - Hill Book Company, Inc. New York. 1970.
- 14.- ROBERT H. PERRY, CECIL H. CHILTON.
Chemical Engineer's Handbook
Mc Graw - Hill Book Company
- 15.- ROMESH KUMAR, C. JUDSON KING, SCOTT LYNN
A Continuos Water Vapor Removal System for the Freeze --
Drying Process
ASHRAE Journal, July 1972, Pag. 38
- 16.- Monografía del Cultivo del Café
Dirección General de Economía Agrícola. S.A.R.H.
1978.
- 17.- K.G. WARMAN, A.J. REICHEL
Development of an Freeze - Drying Process For Food.
Chemical Engineer, (London) May 1970. CE 134

18.- H.F. TH. MEFFERT

Heat and Mass Transfer Problems en Freeze Drying.

Sprenger Institut, Wageningen, The Netherlands (1962)

Pag. 127.

19.- WALTER L. BADGER AND JULIUS T. BANCHERO

Introduction to Chemical Engineering

Mc Graw - Hill Book Company, Inc.

20.- Bulletin 4 1101 September 1975.

Technology and Selection of liquid ring Vacuum pumps --

Kiney Vacuum Company a Unit of General Signal.

21.- HERBERT E. SCHWEYER

Process Engineering Economics.

Mc Graw-Hill Book Company, Inc.

1955.

TESIS EN UN DIA

Tesis por computadora

consultas sin compromiso
presupuestos gratis

Odontología 67 Local 2-A
Tel. 648-33-66