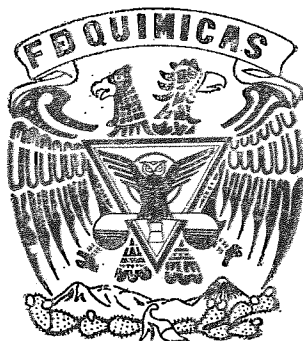


UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA



Estudio para la ampliación de una planta de caramelo
(Proceso de Cocinamiento)

TESIS

Que para obtener el título de

INGENIERO QUIMICO

Presenta

ALFONSO GRIMALDO DE LOS COBOS



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

A mis padres:

con todo mi respeto y cariño

A mis hermanas:

Martha y Ana Luisa

A Martha

JURADO ASIGNADO

PRESIDENTE PROFR. ENRIQUE RANGEL TREVIÑO.
VOCAL PROFR. EDUARDO ROJO Y DEL REGIL.
SECRETARIO PROFR. JOSE LUIS PADILLA DE ALBA.
1er. SUPLENTE PROFR. GUILLERMO CARSOLIO PACHECO
2o. SUPLENTE PROFR. MARIO RAMIREZ Y OTERO

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

CIUDAD UNIVERSITARIA MEXICO D.F.

NOMBRE COMPLETO DEL SUSTENTANTE:

ALFONSO GRIMALDO DE LOS COBOS.

NOMBRE COMPLETO DEL ASESOR DEL TEMA:

JOSE LUIS PADILLA DE ALBA.

C O N T E N I D O

- 1.0 INTRODUCCION.
- 2.0 GENERALIDADES.
 - 2.1 EVAPORACION
 - 2.2 EVAPORADORES AL VACIO.
 - 2.3 PROPIEDADES DE LA SACAROSA.
 - 2.4 PROPIEDADES DE LA GLUCOSA.
- 3.0 PROCESOS EXISTENTES EN LA ELABORACION DE CARAMELO
 - 3.1 PROCESO INTERMITENTE.
 PROCESO CONTINUO.
- 4.0 CAPACIDAD DE LA PLANTA.
 - 4.1 ESTUDIO DE MERCADO.
 - 4.2 CAPACIDAD DE LA PLANTA, PROCESO CONTINUO
 - 4.3 BALANCE DE MATERIALES.
- 5.0 DATOS PARA LA SELECCION Y DISEÑO DEL EQUIPO.
 - 5.1 DEPARTAMENTO DE JARABES
 - 5.2 DEPARTAMENTO DE DISOLUCION.
 - 5.3 DEPARTAMENTO DE EVAPORACION
- 6.0 CALCULO DEL EQUIPO.
 - 6.1 DISOLVEDOR DE RECORTE

6.2 FILTRO

6.3 TANQUE DE ALMACENAMIENTO.

6.4 DEPOSITO DE AZUCAR

6.5 DISOLVEDOR Y DOSIFICADOR.

6.6 TRANSPORTADOR O ELEVADOR.

6.7 EQUIPO AUXILIAR.

6.8 COCINADORA O EVAPORADOR.

7.0 ANALISIS ECONOMICO.

7.1 ANALISIS DE PROCESO INTERMITENTE. CAPA--
CIDAD ACTUAL.

7.2 ANALISIS DEL PROCESO CONTINUO.

7.3 ANALISIS DEL PROCESO INTERMITENTE. CAPA--
CIDAD FUTURA.

8.0 CONCLUSIONES

9.00 BIBLIOGRAFIA.

INTRODUCCION

La industria confitera en Europa, no fué --- nocida en América hasta el año 1774; cuando un con- fitero londinense llegó a New York, estableciéndo- se en un negocio propio de manufactura y venta de caramelos de frutas, almendras azucaradas, pasti- llas, etc. Más tarde en 1850, el crecimiento de - la industria obligó a vender los caramelos en far- macias y droguerías y los propietarios, viendo la demanda de estos artículos, prepararon sus píldo- ras amargas con una capa de azúcar; considerándose ellos como los fabricantes originales.

En Filadelfia, hubo necesidad de elaborar -- dulces finos o hervidos, como se les llamaba, para diferenciarlos de los no hervidos o fríos, usándo- se ollas abiertas de cobre calentadas a fuego di- recto, que más tarde se usaron con chaqueta de va- por.

El impulso recibido por esta industria, fué en la Feria Mundial de Chicago en 1893 donde la de- manda superó a la producción.

La industria confitera establecida en México tiene aproximadamente 80 años. No existe un dato exacto al respecto. Actualmente se cuenta con 35 plantas que surten la demanda.

El objetivo de este trabajo, es estudiar una forma de alaboración de caramelo macizo usando un proceso contínuo y se comparará éste con el proce- so intermitente empleado actualmente, debiéndose - situar al producto final dentro de los límites de calidad exi idos por el fabricante, como son: esta- bilidad, % de azúcares r ductores, humedad, etc.

GENERALIDADES

Actualmente toda fabricación por más simple que haya parecido antiguamente, requiere estudios y procesos especiales, pues al incrementarse una industria, es necesario encontrar medios específicos para obtener una producción costeable, de buena calidad y uniforme.

Esto pasa en la industria del caramelo que aunque hasta hace pocos años fué rústica, hoy en día usa procesos complicados y definidos.

El objeto de este trabajo es encontrar el mejor procedimiento para obtener caramelo de buena calidad en lo que se refiere a su forma, transparencia y color; así como encontrar un proceso adecuado para que la manufactura del caramelo sea más práctica.

Antes de entrar en materia, es conveniente aclarar que hay que tomar muy en cuenta todos los materiales usados en el proceso, empezando por el agua, la cual deberá estar libre de sales minerales, ya que estas últimas hacen más difícil y compleja la disolución de los azúcares.

Durante el proceso de elaboración nos valdremos de la acción que tiene los ácidos sobre la sacarosa para invertirla en Glucosa y Fructosa. Para esta inversión se pueden usar ácidos orgánicos o minerales, siendo la reducción producida por los primeros de mayor pureza, pero más lenta; en cambio la reducción producida con los segundos es más rápida, pero más difícil de controlar.

La inversión de la Sacarosa tiene como objeto obtener un caramelo más claro ya que los monosacáridos, tienen ese efecto. También es muy importante el pH que se le va a dar al producto, pues este es un factor que influye sobre la conservación del sabor. Los pH más recomendables son ligeramente ácidos.

2.1 EVAPORACION.

La evaporación de líquidos se efectúa de tres modos:

- 2.1.1 Por calentamiento a fuego directo.
- 2.1.2 Por calentamiento con vapor a presión atmosférica.
- 2.1.3. Por calentamiento al vacío.

En nuestro proceso los que se usan son los dos últimos, ya que en estos se aprovecha mejor el calor y se regulan fácilmente. En el tercer método se usa agitación continua.*

2.2 EVAPORADORES AL VACIO.

Estos aparatos, son obviamente cerrados y calentados por vapor. Los vapores que se desprenden, se condensan por inyección de agua fría en un condensador igualmente cerrado y en los cuales se mantiene una presión constante menos a la atmósfera, por medio de una bomba de aire o por otra disposición.

Tiene la ventaja de abatir la temperatura de ebullición comparada con la que tendría a la pre-

sión atmosférica, de manera que se aumenta en 40° C y aún más la caída de temperatura utilizable entre el vapor de calefacción y la temperatura de ebullición del líquido que se ha de evaporar. Según esto, puede trabajarse con vapor de calefacción a baja temperatura, y pueden ser evaporadas líquidos con una temperatura de ebullición elevada y con mayor rapidez que a presión atmosférica.

2.3 PROPIEDADES DE LA SACAROSA.

Cristales incoloros o blancos, o polvo cristalino y blanco. Inodora de sabor dulce e inalterable al aire. Fórmula: $C_{12}H_{22}O_{11}$, PM = 342.3.- Un g. de sacarosa es soluble en 0.5 cc. de H_2O .- Insoluble en $CHCl_3$ y en éter. La rotación específica de la sacarosa a 20° C (26 g/100 cc) en un tubo de 200 mm. es 65.9° Contiene 0.15 % de ceniza. La solución acuosa es neutra al papel tornasol.

La rotación específica se mide en °Brix, y estos son el % en peso de sacarosa en una solución pura de azúcar. En el análisis de un azúcar comercial, se acostumbra considerar el °Brix como un % de sólidos o el total de sólidos disueltos en un líquido.

$$^{\circ}Bé = 145 - \frac{145}{S.C.}$$

2.4 PROPIEDADES DE LA GLUCOSA.

En la manufactura de caramelos se usa gluco

sa líquida de 43 a 45° Bé que equivalen de 79.75 a 83.9° Brix. Es un líquido viscoso, incoloro o amarillento; inodoro y de sabor dulce. Es muy soluble en agua y muy poco en alcohol. Da 0.5 % -- de cenizas.

3.0 PROCESOS EXISTENTES EN LA ELABORACION DE CARAMELO.

De los tipos de caramelo existentes, el que se va a estudiar en este trabajo, es el caramelo Macizo. De esta clase de caramelo existe un mercado muy amplio y contiene bases más sólidas por lo que respecta a aplicaciones de la Ingeniería.

Existen en la fabricación de caramelo dos procesos, los cuales siguen básicamente la misma técnica; Proceso Intermitente y Proceso Continuo.

3.1 PROCESO INTERMITENTE.

- 3.1.1 Elaboración inicial con un paso limitado de un jarabe ligero ($\pm 60^\circ$ Brix)
- 3.1.2 Filtración del jarabe.
- 3.1.3 Almacenamiento.
- 3.1.4 Inversión de una cantidad de jarabe.
- 3.1.5 Adición de Glucosa en cantidad constante (73° Brix).
- 3.1.6 Bombeo del jarabe al tanque de almacenamiento.
- 3.1.7 Pesada volumétrica de jarabe, bajando por gravedad desde el tanque
- 3.1.8 Pesada de la glucosa y transportación al disolvedor.
- 3.1.9 Medición del agua para elaborar una carga, directamente en el disolvedor.

- 3.1.10 Disolución y precalentamiento de los productos.
 - 3.1.11 En su punto de ebullición, la solución se baja por gravedad al evaporador.
 - 3.1.12 Precalentamiento en el evaporador a cierta temperatura y a presión atmosférica.
 - 3.1.13 Se cierra el evaporador, iniciándose en este paso, el vacío desarrollado por una bomba.
 - 3.1.14 Salida del caramelo hacia las mesas de enfriamiento y mezclado.
- 3.2 PROCESO CONTINUO.
- 3.2.1 Elaboración de un jarabe ligero.
 - 3.2.2 Filtración.
 - 3.2.3 Almacenamiento y conversión del jarabe
 - 3.2.4 Alimentación del disolvedor continuo.
 - 3.2.5 Alimentación del evaporador continuo al vacío.

Comparando los pasos a seguir entre los dos procesos, nos damos cuenta de que el más funcional es el Continuo. Así tendremos un ahorro económico en Mano de Obra, además con un control en la inversión se obtendrá un producto de mejor calidad.

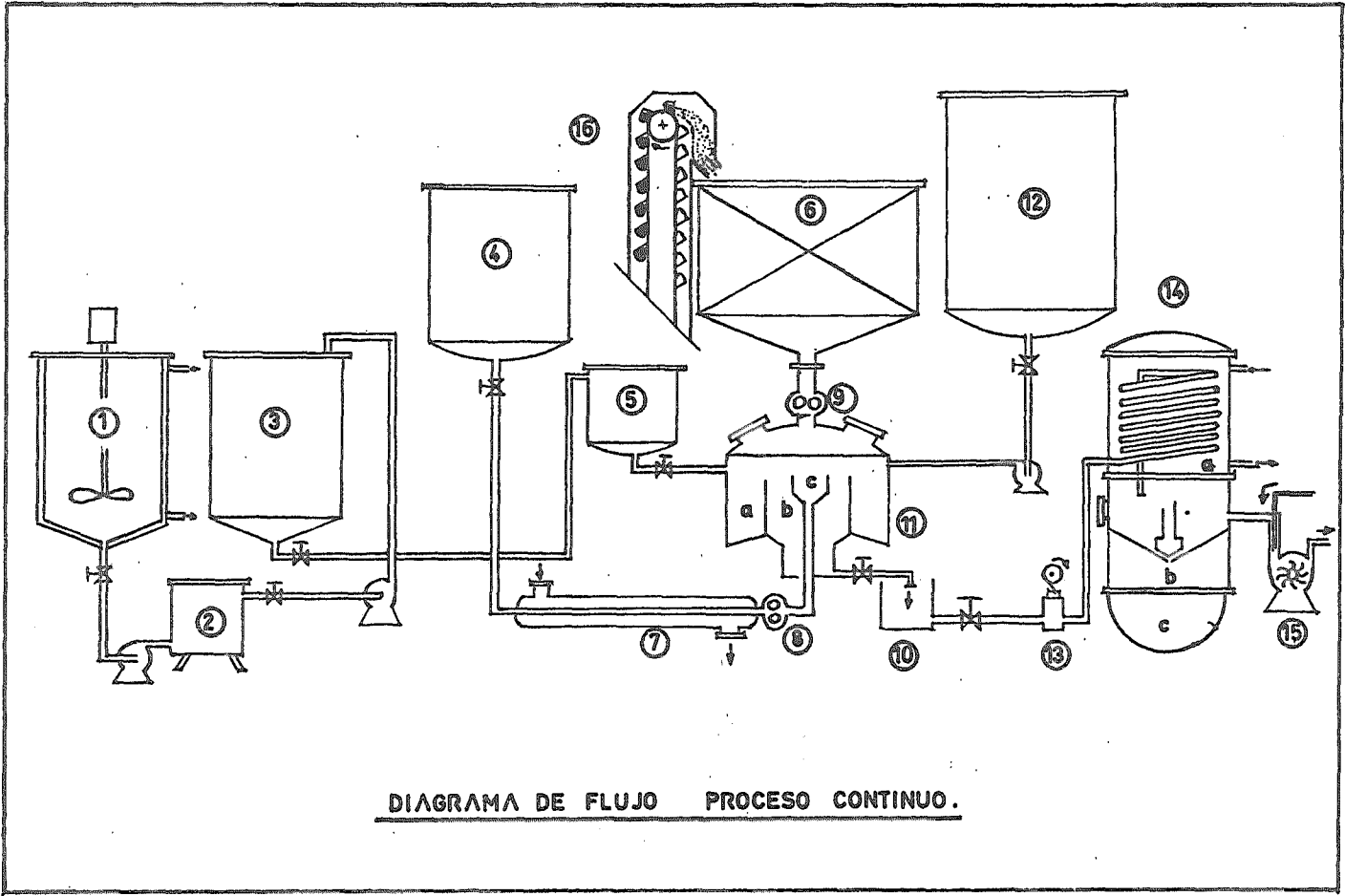


DIAGRAMA DE FLUJO PROCESO CONTINUO.

DIAGRAMA DE FLUJO PROCESO CONTINUO.

- 1.- Tanque de disolución del recorte (scrap).
- 2.- Filtro-Prensa.
- 3.- Tanque de almacenamiento de Jarabe de Recuperación.
- 4.- Tanque de Glucosa.
- 5.- Tanque de precalentamiento de jarabe.
- 6.- Tolva de azúcar.
- 7.- Precalentador de Glucosa.
- 8.- Engranajes dosificadores de Glucosa.
- 9.- Engranajes dosificadores de azúcar.
- 10.- Tanque intermedio de jarabe final.
- 11.- Disolvedor Continuo HAMAC-HANSELLA.
 - a.- Cámara de disolución.
 - b.- Cámara de mezclado.
 - c.- Ducto de Glucosa.
- 12.- Tanque de agua.
- 13.- Bomba de pistón para el jarabe final.
- 14.- Cocinadora HAMAC-HANSELLA.
 - a.- serpentín.
 - b.- boquilla.
 - c.- Cazo receptor.
- 15.- Bomba de vacío.
- 16.- Elevador de cangilones.

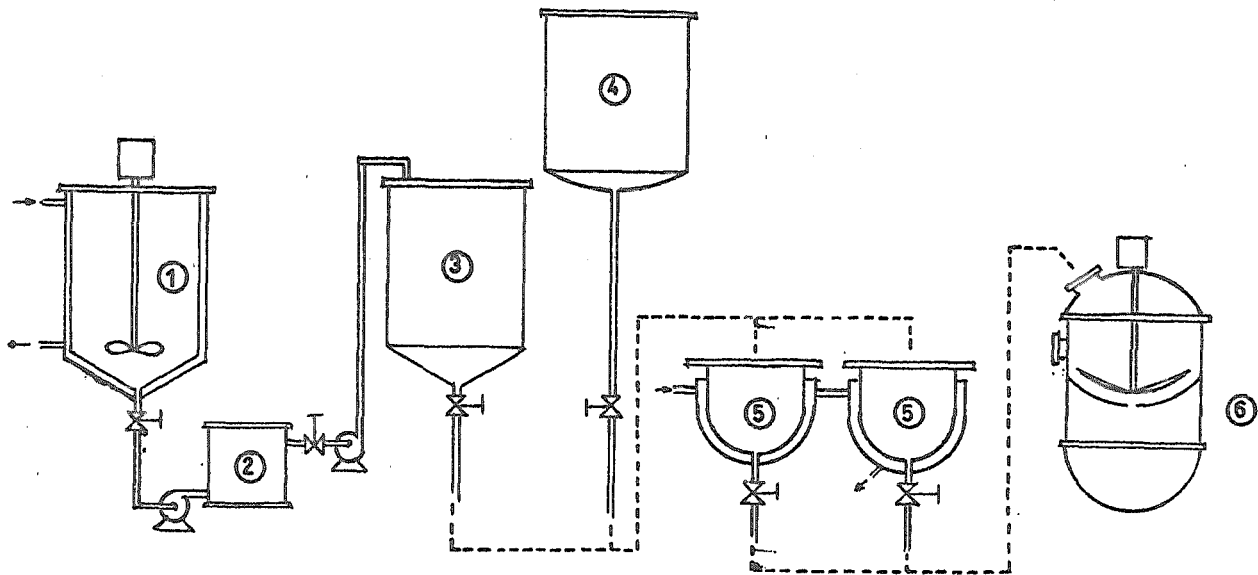


DIAGRAMA DE FLUJO PROCESO INTERMITENTE.

DIAGRAMA DE FLUJO PROCESO INTERMITENTE.

- 1.- Tanque de disolución de recorte.
- 2.- Filtro-Prensa.
- 3.- Tanque de almacenamiento de jarabe de recuperación.
- 4.- Tanque de glucosa.
- 5.- Ollas de disolución y mezclado.
- 6.- Cocinadora intermitente.

Nota: La línea discontinua, representa el transporte de jarabes y materias primas en forma manual. El azúcar se agrega directamente - del saco a la olla de disolución.

4.0 CAPACIDAD DE LA PLANTA.

4.1 ESTUDIO DE MERCADO.

Las cifras consideradas en el Estudio - de Mercado desarrollado en este trabajo se obtuvieron en la Dirección General - de Estadística. Estos datos existen -- unicamente como cantidades consumidas - de caramelo no especificadas por el tipo, sino que están denominadas en forma general como caramelo.

El tipo de caramelo que nos interesa es el macizo y relleno, así que para conocer el consumo de éste fué necesario obtener datos confidenciales de una sola planta, representando las cantidades un porcentaje de las cifras oficiales existentes.

Las cifras de la tabla # 1 muestran un consumo ascendente; correspondiente con las cifras oficiales que también muestran un aumento en el consumo de caramelo.

TABLA # 1 CONSUMO NACIONAL DE CAMELO (1962--1969).

Dirección General de Estadística.

Año	Consumo (Kg)	% aportado por nuestra planta.
1962	12,099,754	5.02
1963	13,238,747	4.91
1964	13,139,844	4.95
1965	13,859,130	5.29
1966	14,744,604	5.32
1967	-- -	--
1968	15,861,887	5.94
1969	17,970,274	5.49
1970	19,969,150	5.52
1971	20,867,500	5.28

En la tabla # 2 se anotan los porcentajes - obtenidos confidencialmente y las cantidades obtenidas con base en cifras oficiales, serán las producidas en una sola planta desde 1960.

TABLA # 2 CAPACIDAD DE NUESTRA PLANTA

Año	Capacidad (kg)	% incremento
1960	549,900	4.60
1961	576,400	4.82
1962	607,800	5.45
1963	645,100	6.15
1964	687,000	6.48
1965	733,700	6.79
1966	785,100	6.98
1967	841,300	7.15
1968	906,800	7.78

Año	Capacidad (Kg)	%incremento
1969	987,500	8.92
1970	1.102,700	11.66
1971	1.210,800	13.43
1972	1.340,000	10.7

El consumo nacional ha sido surtido por más de 135 plantas y solo un estudio más profundo revelaría la tendencia de la capacidad de cada una de ellas, por tanto queda entendido que el problema estudiado en este trabajo es de una sola planta y que la tabla # 2 se formó tomando ésto en -- consideración. Se está suponiendo además que esta planta y el resto, recibirán un fuerte impulso en su producción en los próximos años.

4.2 CAPACIDAD DE LA PLANTA. PROCESO CONTINUO.

Para tener una base que nos ayude a desarrollar la capacidad de la planta tendremos que partir de diferentes puntos de vista y agruparlos de manera que el resultado sea afín con cada una de las condiciones que estos puntos establezcan:

4.2.1 Estudio de Mercado.

4.2.2 Tendencia de Consumo.

El estudio de mercado ya desarrollado, nos facilita la tarea de una selección de la capacidad, solo será necesario adaptarla a las condiciones futuras.

La tabla desarrollada en este capítulo nos da una idea del franco incremento que ha -

tenido la industria del caramelo macizo. Sólo te niendo un criterio práctico será posible establecer la capacidad de la planta.

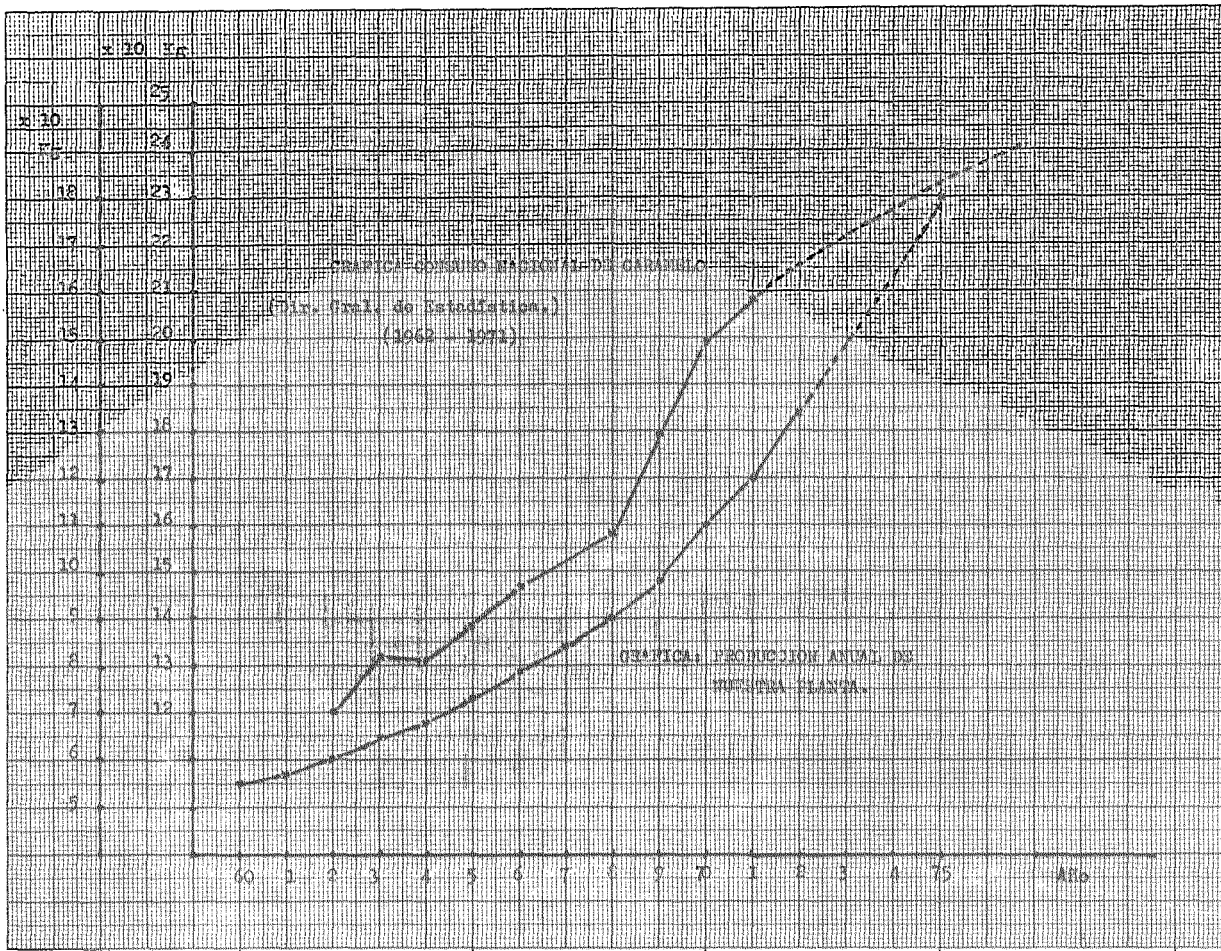
Siendo constante el aumento desde 1969 a -- 1971, nos induce a pensar que seguirá igual para un futuro no lejano; consideraremos un período de dos años, no alargándolo por si existiera un descenso accidental o quizá un fuerte aumento, evi-- tando en esta forma, para lo primero, un equipo - que aumente los gastos fijos y no produzca para - la cantidad que está diseñado y para lo segundo - un margen, tomando en cuenta que no trabajaremos 24 hrs. sino únicamente 8 hrs. diarias, y solo -- tendremos que aumentar el trabajo diario y obten-- dremos la cantidad requerida por el mercado.

Para calcular nuestra capacidad, tomaremos como base la Gráfica de Incremento de la Capaci-- dad. Extrapolando gráficamente, encontramos para 1975, una capacidad de 1,807,400 Kg.

Aunque no se disponen de datos para el pre-- sente año, por la tendencia de la curva hasta -- 1972, podemos estimar un incremento semejante pa-- ra los años próximos.

4.3 BALANCE DE MATERIALES.

Como ya se dijo, el Proceso será Continuo, - de acuerdo con el Diagrama de Flujo. Exis-- ten dos tipos de caramelo; Caramelo Claro - y Caramelo de Saborés (coloreado). La dife-- rencia entre estas dos clases radica en la presentación final, siendo el de Frutas - -



(o colores) procesado en su base con jarabe que contiene Scrap (recorte de caramelo de diferentes colores y sabores), el cual le imparte al jarabe una cierta coloración, la cual desaparecerá parcialmente al filtrarse y al ser agregado en el caramelo final, no presentando problema de aspecto, tal como capacidad de coloración o interferencia de coloraciones.

No sucede así con el caramelo claro, como su nombre lo indica, está exento de color y el jarabe usado para sabores de frutas, no es adecuado, pues el aspecto cristalino final se verá interferido con algún tono no deseado. La base de este caramelo, será un jarabe elaborado con azúcar refinada, y no será posible recuperar recorte o Scrap en este jarabe para evitar alguna coloración.

La diferencia entre estos dos procesos por tanto radicará únicamente en la elaboración de su jarabe base. No existe diferencia en lo que respecta al equipo, para obtener estos dos tipos, varían las condiciones de operación en ellos.

El siguiente balance se desarrolla en el paso del proceso intermitente donde todas las materias primas, componentes del caramelo, se mezclan para dar el producto:

La formulación del caramelo, tratada en este trabajo, no será cambiada en ninguno, de sus componentes, ni los % que intervienen de ellos en la fórmula. La producción por hora, nos indicará la capacidad de nuestro equipo en el mismo tiempo.

BALANCE DE MATERIALES:

1.- Antes del evaporador tenemos:

azúcar	53.10 %
glucosa	16.54 %
jarabe 60° Brix	15.76 %
agua	<u>14.60 %</u>
	100.00 %

Glucosa	sólidos 83 %	Scrap. 60 %
	agua 17 %	Jarabe 60° Brix
		Agua 40 %

	azúcar 69.2 %
Scrap	Glucosa 80.0 %
	Agua 0.8 %

2.- Caramelo claro (Base Húmeda)

azúcar	53.10 %
glucosa	25.25 %
jarabe	5.81 %
agua	<u>17.83 %</u>
	100.00 %

3.- Caramelo claro (Base seca).

azúcar	70.0 %	x 319	= 223.3
sólidos glucosa	25.5 %		
sólidos jarabe	4.0 %		
agua	<u>0.5 %</u>		
	100.00		

4.- Caramelo final.

azúcar	223.3	Kg/hr
glucosa	98.2	"
jarabe	24.2	"
agua	<u>76.3</u>	"
	422.0	Kg/hr.

5.- Análisis del jarabe final.

azúcar	33.1 %
dextrosa	10.4 %
dextrinas	1.5 %
fructosa	10.5 %
agua	<u>24.5 %</u>
	100.0 %

6.- Analisis del producto terminado

azúcar	70.2 %
dextrosa	13.6 %
fructosa	1.9 %
dextrinas	13.8 %
agua	<u>0.5 %</u>
	100.0 %

5.0 DATOS PARA LA SELECCION Y DISEÑO DEL EQUIPO.

Los datos teóricos y experimentales aquí desarrollados, servirán de base para seleccionar y diseñar el equipo para el Proceso Continuo. La planta se dividirá en Departamentos y en cada uno se tratará su teoría.

5.1 DEPARTAMENTO DE JARABES.

5.1.1 TEORIA DE LA DISOLUCION DEL RECORTE. -

Se define la disolución, como la acción de mezclar una sustancia (soluto) en otra (disolvente). Esta Disolución está limitada por una parte, por la Solubilidad del Soluta y por otra, por la Afinidad que presente el Solvente para aceptar cierta cantidad de Soluta.

La Solubilidad de una sustancia en otra, a cierta temperatura, se define como la cantidad de sustancia necesaria para saturar 100 g. de solvente a esa temperatura.

JARABE DE SACAROSA PARA CAMELO CLARO.

El azúcar se disolverá en este paso, usando agua como solvente. Existen tablas que relacionan el Grado de Saturación con la Temperatura. Escogeremos un punto óptimo en el que se realicen las variables: Viscosidad y Conte-

nido Total de Sólidos, así habrá un porcentaje de Inversión requerida y la disolución controlará la cantidad final de agua en el producto.

La temperatura de Disolución Standard en los Procesos de Caramelo Claro y Sabores, no deberá exceder de 35 a 40° C para evitar una Inversión no controlada de la Sacarosa.

TABLA # 3 SOLUBILIDAD DE LA SACAROSA.

Temperatura	Solubilidad
0°	180.9
10°	188.4
20°	199.4
30°	214.3
40°	233.4
50°	257.6
60°	287.6
70°	324.7
80°	370.3
90°	426.2
100°	487.2

Trabajando con un margen de seguridad evitaremos que el almacenamiento alcance su punto de saturación y por lo tanto, una precipitación de cristales de azúcar.

Las principales propiedades físicas para basar este estudio, por orden de importancia son: - Viscosidad, % de Sólidos o °Brix, Densidad o Peso Específico Relativo, Calor Específico y Solubilidad.

Densidad Relativa: 1.233
 Calor Específico: 0.7212 cal/g°C
 Solubilidad: 105g az./100g agua.

TABLA # 4 VISCOSIDAD DEL JARABE (Centipoises).

	40%	50%	60%	70%
0°C	14.55	44.74	23.57	36.28
10°	9.166	25.12	11.09	12.06
20°	6.167	15.43	58.49	48.16
30°	4.375	10.11	33.82	22.16
40°	3.241	6.99	21.04	11.40
50°	2.49	5.07	14.0	64.40
60°	1.97	3.81	9.66	25.0
70°	1.60	2.94	6.98	16.8
80°	1.32	2.34	5.20	39.0

Los datos anteriores, se refieren al proceso de Caramelo Claro. Para el Proceso de Sabores, se llevará en forma similar, procurando que para efectos del empleo del equipo no tengan propiedades dispares, sabiendo que influyen en el estudio del mismo.

JARABE DE SCRAP PARA CAMELO DE SABORES. - Sólo datos prácticos se pueden aportar en este jarabe. Existe muy poca teoría en la cual basarse para su estudio, pues los componentes del mismo - lo hacen ser específico por la fórmula de elaboración. Existe una relación entre las solubilidades de Sacarosa en presencia de Azúcares Reductores (Dextrosa, Fructosa y Azúcar Invertido).

TABLA # 5 SOLUBILIDAD DEL AZÚCAR INVERTIDO PURO.

Az. Inv./100g: agua	temp. °C
103.3	0
130.4	10
167.4	20
230.0	30
296.8	40
452.5	50

Para el presente estudio, se tomará como -- base las propiedades de los diferentes azúcares -- en nuestro Jarabe:

Sacarosa	39.5 %
Azúcar Invertido	9.3 %
Agua	40.0 %
Varios	<u>11.2 %</u>
	100.0 %

Comparando cualquiera de los porcentajes de los productos que aparecen en la tabla # 6, con las composiciones del jarabe en %, vemos que la mínima temperatura considerada, no existirá una cristalización de ningún azúcar.

TABLA # 6 SOLUBILIDAD DE AZUCAR INVERTIDO EN PRESENCIA DE SACAROSA.

TEMPERATURA	0	10	15	25	30	40	50
SACAROSA	43.7	40.9	39.1	36.3	33.6	31.1	27.7
AZ. INV.	21.2	31.8	34.8	39.9	45.4	50.7	18.2
AGUA	29.1	27.3	26.1	23.8	21.0	18.2	14.3
SACAROSA 100g. agua	150.2	149.8	149.8	152.5	160.0	170.9	193.7
AZ. INV. 100g. agua	93.5	116.5	123.4	167.6	216.2	278.6	405.6
TOTAL AZ. 100g. agua	243.7	266.3	273.2	319.1	376.2	499.5	599.3

PROPIEDADES DEL JARABE.

- 5.1.1.1 Viscosidad (tabla # 4).
- 5.1.1.2 Por ciento de Sólidos 60 % (60° Brix).
- 5.1.1.3 Densidad Relativa: 1290
- 5.1.1.4 Calor Específico: 0.6809 cal/g°C.

5.1.2 FILTRACION. Se define como la operación - de separar sólidos insolubles de un líquido, pasando éste por un medio poroso, el - cual retiene en su superficie a esos sólidos, formando una torta.

La teoría de la filtración se aplica solamente en el diseño de filtros y medios filtrantes debido a la variación de condiciones en las que trabaja el filtro; debiendo se desarrollar tablas, para encontrar la - relación existente entre el tipo de torta formada (compresible o incompresible), el medio filtrante, la viscosidad, la velocidad de filtración, etc. Todas las variables en la operación de filtración están - referidas en la ecuación:

$$\frac{dV}{Ad\theta} = \frac{P}{\mu\alpha \left[\frac{W}{A} + R \right]}$$

5.1.2.1

μ : viscosidad

V: vol. filtrado

A: área de filtración

θ : tiempo de filtración

P: caída de presión a través del filtro

M: viscosidad de la torta

W: peso de la torta seca

α : resistencia específica promedio

r: resistencia-unidad de área del medio filtrante.

Integrada la ecuación de filtración para una

presión y relacionando el tiempo con el flujo de filtrado;

$$\frac{\theta}{VA} = \frac{\mu \alpha}{2P} \left(\frac{W}{A} \right) + \frac{\mu r}{D}$$

Existen variaciones en la ecuación anterior, cuando se trata de la forma física que presenta la torta formada. Esta puede ser compresible o incompresible. En la selección o diseño del filtro en los diversos ramos industriales, deben estar basados en los siguientes aspectos:

5.1.2.1 EFECTO DE LA PRESION. La variación debida a esta presión, depende directamente del tipo de torta formada, así una torta incompresible formada por sólidos cristalinos, a un aumento de la presión, aumentará la velocidad de flujo del filtrado; una torta suave y compresible, solo aumenta el flujo ligeramente.

Existe además una presión crítica que depende del material, arriba de la cual, la disminución del flujo, al aumento de la presión es muy notorio.

Para un flujo constante, se recomienda la adición de un Filtro-Ayuda y un tipo de bomba que tenga una presión de descarga constante.

5.1.2.2 ESPESOR DE LA TORTA. A este factor es importante considerarlo. En algunos casos -

es directamente proporcional al descenso del flujo, y el factor principal en el aumento de los gastos de operación, debiéndose en ocasiones compararse si es necesario eliminar la torta, deteniéndose la operación para lavar el elemento filtrante.

5.1.2.3 TEMPERATURA. La viscosidad es una propiedad física importante en todos los problemas de flujo de fluidos, siendo además inversamente proporcional a la temperatura, por lo que es conveniente aumentarla (sin llegar a disolver grasas), hasta donde sea posible.

5.1.2.4 TAMAÑO DE LAS PARTICULAS. Se debe evitar la acumulación en el medio filtrante, y por lo tanto, una disminución en la velocidad de flujo.

5.1.2.5 PROPORCION DE CONTENIDO DE SOLIDOS POR UNIDAD DE VOLUMEN. Esto es importante, debiéndose establecer un límite en éste, para evitar una acumulación rápida en el ciclo de filtración.

5.2 DEPARTAMENTO DE DISOLUCION Y MEZCLA DE MATERIA PRIMA.

5.2.1 DISOLVEDOR CONTINUO. El Disolvedor Continuo tiene la ventaja de dosificar a la Cocinadora o Evaporador, en forma eficiente y en la debida proporción a la Sacarosa, Glucosa, Azúcar Invertido y Agua.

La solubilidad de la sacarosa, deberá estar en un punto donde exista un amplio margen de seguridad, para evitar cristalización de la misma. Se consideran como azúcares sólidos presentes, estos vienen ya en solución con el jarabe y la glucosa; además la solubilidad del A.R. estará en un margen muy amplio lo que evitará su cristalización (tabla # 6) Existe una tabla que relaciona la concentración de azúcar con la cantidad de agua a diferentes temperaturas.

TABLA # 7 CONCENTRACION DE AZUCAR vs. CANTIDAD DE AGUA DIFERENTES TEMPERATURAS.

T°C	Agua en l 10 Kg az.	Concentración
0	56 litros	64 %
10	54	66
20	49	67
30	45	70
40	42	72
50	30	74
60	35	76
70	31	78
80	28	83
100	21	85

La sola presencia de un cristal de sacarosa, formaría un núcleo en el cual se cristalizaría toda la masa en forma amorfa o anormal.

Los sólidos en un caramelo de sabores son 75.5 % . El grado de temperatura donde se en-

cuentran estos porcentajes es en 70 a 80°C. La alimentación al evaporador se hará por pasos intermedios, tales como un pequeño tanque, tuberías y una bomba. Todos estos pasos evitarán que el caramelo llegue al precalentador -- del evaporador con la misma temperatura de disolución, esto debe tener un margen de 25 a -- 30° más. Se trabajará en el disolvedor en las siguientes condiciones:

Temp. de disolución	110°C
Caramelo de Sabores	75.5
Caramelo Claro	76.3

En la tabla que relaciona la masa, tomamos 123°C. La alimentación del Disolvedor se lleva a cabo en forma automática y sincronizada.

5.3 DEPARTAMENTO DE EVAPORACION. METODOS DE -- COCCION.

5.3.1 COCIMIENTO A FUEGO DIRECTO. Este presenta la forma más antigua de Cocimiento y eliminación de la humedad en el caramelo, habiendo fuentes de calor como el Coke, el aceite mineral y el vapor. Este método no tiene ninguna ventaja en la elaboración de caramelo, donde es necesario un control preciso del tiempo de cocimiento, grado de inversión y temperatura.

El tiempo de cocimiento en el caramelo debe ser mínimo para evitar una Caramelización o "Quemado"; su coeficiente de transmisión es muy pequeño, por lo que hace que la masa, no alcance en un tiempo mínimo su punto preciso de cocción.

5.3.1.1 GRADO DE INVERSION. La inversión de la sacarosa, en este método, es de difícil control pues aún teniendo un pH neutro, se logra una inversión mayor a la deseada, lo que produce un caramelo duro y quebradizo, debido a los A.R. presentes que con el jarabe de glucosa formará un producto pegajoso e higroscópico.

5.3.1.2 TEMPERATURA DE COCIMIENTO. El control de la temperatura por este método, es difícil, desde el punto de vista de la conservación de la glucosa y sacarosa; como ya se sabe, ésta última junto con otros agentes, forman la base del caramelo. Para lograr la homogeneización de estos, se requiere ponerlos en contacto por dilución con agua, la que se elimina por cocimiento hasta la temperatura donde exista una menor cantidad de ésta. La temperatura de 140°C es la mínima pa-

ra tener un caramelo en buenas condiciones de humedad, pues - un aumento originaría que la - sacarosa al enfriarse presentarse un aspecto de masa amorfa. A los 163°C se alcanzaría una inversión de dextrosa y levulosa, no logrando cristalizarse. A mayores temperaturas se descompondría en acetona, - ácido fórmico y furfural. Existe una tabla que relaciona la temperatura de ebullición - del caramelo o mezclas de azúcares con el % de Humedad Residual.

TABLA # 8 TEMPERATURA DE EBULLICION vs. % HUME
DAD RESIDUAL.

T eb. °C	% H.R.
105	30.2
107	25.2
110	19.1
114	14.3
120	9.6
126	6.3
130	4.9
135	3.4
140	2.2
145	1.1

5.3.2 COCIMIENTO AL VACIO. Este sistema elimina los inconvenientes del proceso A Fue-

go Directo y Abierto, en donde el agua por eliminar lo, hace a un -- punto de ebullición más bajo que -- en condiciones normales de presión. Queda establecida una tabla, la -- cual nos dió la temperatura a dife -- rentes % de humedad. En este méto -- do se obtiene una masa clara, ma -- leable, en sus límites de humedad óptimos, y los A.R. serán obteni -- dos en las formas establecidas. -- Cuando se usa este sistema, es ne -- cesario agregar más glucosa o jara -- be invertido, pues como no existe inversión de la sacarosa en el co -- cimiento, se debe evitar la recrís -- talización defectuosa de ésta.

5.3.2 PROCESO CONTINUO DE COCIMIENTO AL -- VACIO. Los inconvenientes del pro -- ceso A Fuego Abierto, se eliminan siguiendo la teoría que en proceso de Cocimiento Intermitente al Va -- cío. En la formulación del carame -- lo solo existe una autoevaporación del agua contenida en la masa, és -- te será el proceso que se adopte -- en éste trabajo.

6.0 CALCULO DEL EQUIPO.

En este capítulo tendremos que considerar variables, que por orden de importancia son:

- 1 CONSISTENCIA O VISCÓSIDAD ÁPARENTE. Para -- calcular este valor, se hara cuando el Scrap, ya esté disuelto.
- 2 DENSIDAD ESPECIFICA. Esta es una propiedad independiente de la viscosidad y es importante, sólo en el diseño y selección del agitador, un aumento de la densidad entre los límites 0.8 - 1.0, se considerará proporcional para el cálculo del potencial y la velocidad del agitador.
- 3 TAMAÑO DE LAS PARTICULAS DE SOLUTO. Es in-- versamente proporcional a la velocidad de disolución.
- 4 TEMPERATURA DE DISOLUCION. La operación de disolución en las condiciones requeridas en este proceso, presenta un fenómeno Endotérmico, siendo ésta la causa por la que es necessario aumentar la temperatura, para obtener un resultado positivo. Se usará una olla -- provista de chaqueta y vapor de baja presión como medio de calentamiento.

6.1 DISOLVEDOR DEL RECORTE (Scrap).

Para la selección adecuada de este equipo, se partirá de la función a la cual será - destinada dentro del departamento, esta - es una disolución de acuerdo a las características de operación, queda establecida el estudio práctico de la misma como - un cambio físico.

6.1.1 CAPACIDAD. Esta será la suficiente para alimentar una jornada de trabaja

jo.

$$C = Q/\text{hr} \times \theta_t = 550 \text{ Kg}$$

$$V_t = \frac{C}{\rho} = 450 \text{ lt}$$

Q/hr: cantidad de jarabe/hora = 65.5 Kg/hr

θ_t : tiempo diario de trabajo: 8 hr

C : Cantidad de jarabe Kg

V_t : Volumen ocupado por C en lt.

ρ : peso específico del jarabe en Kg/lt

$$V_t : 1.2 V_r = 500 \text{ lt}$$

V_r : volumen real

Calor Necesario: $Q = W C_p \Delta T = 7490 \text{ Kcal}$

W : cantidad de jarabe en Kg

C_p : calor específico

ΔT : diferencia de temperaturas = 20°C

6.1.2 ALIMENTACION Y DISOLUCION

η : eficiencia = 20 %

Q real = 12,450 Kcal

6.1.3 CANTIDAD DE VAPOR.

P_v : presión vap. calentamiento = 2.78 Kg/cm²
abs.

T_a : temp. de alimentación = 20°C

T_b : temp. de disolución = 40°C

λ : Calor Latente = 933.7 BTU/lb = 518 Kcal/
Kg.

Wv: cantidad de vapor en Kg

Tv: temp. del vapor = 130.5°C

$$Wv: \frac{Q_{\text{real}}}{\lambda} = 24.1 \text{ Kg}$$

6.1.4 DETERMINACION DEL AREA DE CALENTAMIENTO.

$$A = \frac{Q}{U\Delta T_m} = 17.1 \text{ ft}^2 = 1.59 \text{ m}^2$$

U : coef. global experimental = 15.9 BTU/
ft°Fhr

$$\Delta T_m = \frac{t_1 - t_2}{2.3 \log \frac{t_1}{t_2}} = 101^\circ\text{C}$$

T₁: dif. de temp. vapor alimentación ==
111°C

T₂: dif. de temp. vapor disolución = -
90.5°C

6.2 FILTRO.

El objeto de la selección del filtro, es -
ver si la selección anterior fué adecuada,
ya que actualmente está trabajando un fil-
tro de menor capacidad.

6.2.1 TIPO DE MATERIAL POR FILTRAR. El ja-
rabe 60°Brix, elaborado solo con - -
Scrap, será el que debe filtrarse pa

ra eliminar partículas de diferentes diámetros y formas, siendo éste una solución verdadera con una temperatura alejada del punto de cristalización, e vitándose así que forme en el área de filtración, capas de azúcar que impidan el buen funcionamiento del equipo.

El jarabe así elaborado, entra en la clasificación de productos alimenticios, siendo la base, la selección del material.

Las propiedades del jarabe están explicadas en el CAPITULO 5.0. Para la vida útil del equipo, el pH será el factor a considerar para evitar la corrosión. Estando entre 2.5-3.0, la corrosión será mínima. La torta formada es compresible, y para este tipo, se recomienda una filtración con un Filtro-Prensa, en vez de uno al Vacío.

6.2.2 TIPO DE FILTRO. En la industria alimenticia, como es la elaboración de cerveza, vinos y glucosa, se usan -- filtros de discos rotatorios, pero -- en la variedad de esta industria, se usan más los filtros prensa.

Las refinerías de azúcar usan filtros prensa, por ser estos los más apropiados para eliminar las impurezas existentes. Por las características

de la torta formada, es necesario - el uso de un Filtro-Ayuda, y el uso del filtro al vacío, no es adecuado. Los filtros prensa adecuados son -- los siguientes: Filtros Prensa de Platos y Marcos. Estos están formados por una serie de celdas y cada celda se compone de un Plato de metal, madera³ o hule; a los lados de sus caras principales, se coloca un marco del mismo material del plato que al ensamblarse, queda entre éste y el marco, el elemento filtrante. El área total de filtración, - es la suma de cada área formada por la celda.

6.2.2.1 FILTROS-PRENSA CERRADOS. Son un depósito, en el cual están suspendidas las hojas - filtrantes y el material -- por filtrar es inyectado a presión. Las hojas pueden - ser paralelas o perpendiculares al eje horizontal del depósito y pueden ser fijas, pero en algún caso pueden - ser cambiadas durante el ciclo de filtración.

Para mayor comodidad en el mantenimiento y en la formación de la Precapa con el - filtro-ayuda, el tipo de -- filtro-prensa adecuado para nuestro proceso es el de --

platos y marcos.

6.2.3 MATERIAL FILTRANTE. Las características generales del Elemento Filtrante que lo hacen ser el - apropiado para el fin perseguido de acuerdo a las condiciones del jarabe, son las siguientes:

6.2.3.1 Habilidad para retener -- los sólidos en sus sifica
ción de filtro-ayuda se -
lleva a cabo en la forma
siguiente: Se determinan
los sólidos en suspensión
agregándose una cantidad
equivalente en peso del -
filtro-ayuda antes de ini
ciar la filtración. Para
evitar que los poros del
material filtrante se blo
queen, se forma después -
de cada lavado de las lon
nas una Precapa de filtro
ayuda, esto hace que con
una suspensión en agua de
filtro-ayuda 1 Kg de pol
vo por cada 10 ft de área
de filtración, inyectádo
se al filtro a la misma -
presión de trabajo para -
una buena adición, evitan
do con esto que se despren
da al alimentar el jarabe.
Para los fines perseguidos
en el estudio realizado -
en este trabajo, se usará

un filtro-ayuda de una porosidad Media, conocido - en el mercado como Dimesa 7. Como la elección del - filtro fué suficiente para saber que el que trabaja actualmente, es el - - apropiado, no es necesario calcularlo, pues ya - existen datos al respecto.

6.3 TANQUES DE ALMACENAMIENTO. PROCESO CONTINUO

Procediendo al filtro, tenemos que usar un sistema de almacenamiento para el jarabe - de sabores, así como para el jarabe de Caramelo Claro. La capacidad de estos será - la necesaria para alimentar el proceso durante 8 hr de trabajo.

$$\text{Kg/hr} \times \theta_t = 524.8 \text{ Kg jarabe de sabores.}$$

$$\text{Kg/día} \times V_e = 645.5 \text{ lt " "}$$

$$\text{Kg/hr} \times \theta_t = 196.8 \text{ Kg jarabe caramelo claro.}$$

$$\text{Kg/día} \times V_e = 236.1 \text{ lt}$$

Usaremos un margen de seguridad de 50 % de la capacidad teórica:

$$V_e = 1.23$$

$$645.5 \times 1.5 = 968.3 \text{ lt}$$

$$\theta_t = 8 \text{ hr}$$

En la tabla # 9 encontramos las dimensiones óptimas de un tanque.

TABLA # 9 RELACION PARA ENCONTRAR LAS RELACIONES OPTIMAS DE UN TANQUE.

D	PERIMETRO	A	H	H/D
0.50	1.568	0.196	4.940	9.800
0.75	2.355	0.441	2.190	2.900
1.00	3.140	0.785	1.230	1.230
1.25	3.990	1.230	0.787	0.629

Tenemos que encontrar una lámina comercial que llene los puntos 2 y 3:

L_2 y L_3 = long, del tanque

P_2 y P_3 = perímetro

$L_1 = H_1 = 2.9$ m

$L_3 = H_3 = 1.23$ m

$P_2 = 2.355$ m

$P_3 = 3.140$ m

Las dimensiones óptimas son L_3 y P_3 y corresponden a una lámina comercial de $4' \times 10'$ - - (1.22 x 3.05 m)

P_r = perímetro real = 3.05 m

L_r = long. real = 1.22

D_r = diámetro real = $P_r/\pi = 0.971$ m

A_r = área real = $\frac{\pi D_r^2}{4} = 0.74$ m²

V_r = volumen real = $A_r \times L_r = 0.902$ m³

(H/D) real = $1.476 = 1.5$

$$P_t = \rho H \times 10^2 = 0.1875 \text{ Kg/cm}^2 \text{ presión de trabajo.}$$

$$P_c = 2 P_t = 0.3750 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\rho = \text{peso específico} = 1.23 \text{ Kg/m}^3$$

$$H = \text{altura hidrostática} = 1.525 \text{ m}$$

6.4 DEPOSITO DE AZUCAR.

Usaremos el método de almacenamiento de -- azúcar cristalizado. Este consiste en alimentar el disolvedor desde una tolva almacenadora por medio de una Rueda dosificadora regulable a las necesidades. La tolva será alimentada por cangilones desde un depósito inferior donde se vacían los sacos de azúcar, sobre una tela metálica de malla para eliminar impurezas. La capacidad de la tolva será suficiente para una jornada de trabajo:

6.4.1 CAPACIDAD

$$\text{Capacidad : } W \times \theta = 1,786.4 \text{ Kg}$$

$$\text{Cant. a usar/hr: } W/\text{hr} = 233.3 \text{ Kg/hr}$$

$$\text{Margen de seguridad: } 50 \%$$

$$\text{capacidad Real: } 1,786.4 \times 1.5 = 2,679 \text{ Kg.}$$

$$\text{Volumen} = \text{Cap}/\rho = 3391 \text{ lt.}$$

$$\rho : \text{peso específico} = 0.79 \text{ Kg/lt}$$

6.4.2 DISEÑO. Para una mejor alimentación al disolvedor se usará una tolva de paredes inclinadas:

$$V = 3391 \text{ lt}$$

$$A = \text{área de la base} = 6 \text{ m}^2$$

$$a \text{ y } b: \text{dimensiones de la base: } 3 \times 2 \text{ m}$$

$$c: \text{altura de la tolva} = 1.65 \text{ m}$$

6.5 DISOLVEDOR Y DOSIFICADOR CONTINUO.

El Disolvedor, en este paso, hace la función de mezclador y es aquí donde vamos a hablar de caramelo Base Húmeda. La tabla # 8 relaciona la temperatura de ebullición del caramelo y el % de agua presente, nuestro caramelo lleva en la descarga 22 % - - agua, correspondiendo a una temperatura de 108°C, con esta base, se establecen las -- condiciones de trabajo en el equipo, que -- será una temperatura de 123°C; ésta se toma con un margen de seguridad para evitar enfriamientos y cristalización en las tube -- rías de descarga.

El trabajo como Dosificador lo hará con -- las condiciones establecidas en el proceso. En el caramelo de sabores, la concentra--- ción de la solución es de 76.3 % y en el - caramelo claro de 75.5 %.

Para las condiciones de trabajo requieri-- das, se seleccionó un disolvedor y dosifi-- cador continuo fabricado por la compañía - HAMAC HANSELLA, cuya máquina es conocida - comercialmente por el nombre de SOLVOMAT.- No se hará un estudio previo de selección, solamente se estudiarán sus puntos princi-- pales y la Conclusión en este trabajo ha-- blará de los resultados teóricos obtenidos. La máquina SOLVOMAT Modelo # 126, trabaja del modo siguiente: En ella se disuelven - y mezclan las materias primas del producto final, como son: Glucosa, Sacarosa, Azúcar Invertido y Agua. Estas materias primas, - provenientes de los tanques de almacena---

miento, a través de ductos llegan hasta un engrane dosificador para la sacarosa y bombas de pistón para el agua, el azúcar invertido y la glucosa, precalentada ésta última.

Cualquier grado que exceda del 67% de solución, podrá obtenerse en esta máquina por su garantía se adapta a la concentración deseada.

La dosificación hacia la Cocinadora se hace a través de tubería y un tanque intermedio para regular mejor la alimentación de jarabe. En este paso la temperatura de descarga, sufre una disminución que varía de 10° a 20°C.

6.5.1 CARACTERISTICAS GENERALES DE LA SOLVOMAT

El Modelo 126 es el más apropiado para el proceso Continuo a que nos referimos.

6.5.1.1 Dosificación Continua y Automática de las Materias Primas, y en la misma forma las materias adicionales.

6.5.1.2 Se puede trabajar con Azúcar líquido o cristalizado.

6.5.1.3 Se evita la decoloración de la masa al precocerse la glucosa con el azúcar. El mezclado es continuo, sin la intervención mecánica o humana.

6.5.1.4 El tiempo de Precocción evita que haya grados de Inversión innecesarios, garantizándose un producto estable en las condiciones finales establecidas.

6.5.1.5 Cambia en unos momentos la receta, por el paso de una proporción de las materias Primas en la masa, a otra, controlando la alimentación de cada uno de los ingredientes.

6.5.1.6 Las funciones de la máquina son: Dilución, Mezclado, Precocción y Dosificación. Estas son automáticas una vez reguladas.

6.5.2 CALOR NECESARIO.

$$C_p = 0.5 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$W = 418 \text{ Kg/hr}$$

$$\Delta T = (T_s - T_e) = (123 - 30) = 93^\circ\text{C}$$

$$Q = W C_p \Delta T$$

$$Q = 19.437 \text{ Kcal/hr} = 77,126 \text{ BTU/hr}$$

$$Q_v = 86.95 \text{ lb/hr: cant. de vapor}$$

$$\text{Presión del vapor: } 7 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$$

$$P_{\text{abs.}} = 120 \text{ lb/in}$$

$$\lambda = 887 \text{ BTU/lb} = 492 \text{ cal/Kg}$$

$$\text{Eficiencia del equipo: } 70 \%$$

6.5.3 CANTIDAD REAL DE VAPOR.

$$\frac{W_v}{\eta} = \frac{86.95}{0.70} = 124.1 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} = 56.5 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

6.6 TRANSPORTADOR DE CANGILONES.

Un elevador de cangilones consiste en una cadena provista de recipientes, los cuales elevan la cantidad suficiente de material, si

do éstos recomendados para un material granulado o pulverizado.

6.6.1 TIPOS.

6.6.1.1 Elevador de descarga centrífuga. La descarga no es muy eficiente.

6.6.1.2 Elevador de descarga Perfecta de baja velocidad. En este tipo se tiene un aditamento colocado cerca del extremo superior de la cadena, el cual hace girar completamente los cangilones, lográndose el objetivo.

6.6.1.3 Elevador de Cangilones Continuo de baja velocidad. Varía de los otros por tener unidos en su totalidad los cangilones. También se usa una doble cadena.

Para nuestro propósito usaremos el tipo número 2.

6.6.2 CAPACIDAD DEL EQUIPO.

En una jornada de trabajo para este equipo, es necesario hacer una sola operación para llenar la Tolva por lo que consideraremos como tiempo para realizarla, el que nos dé el equipo standard.

Cantidad de azúcar a usar = 2679 Kg

La altura a elevar el azúcar será, La altura de la Tolva más la altura del disolvedor más un espacio para manipulación en el departamento:

$$H = 1.65 + 2 + 3 = 6.65 \text{ m} = 21.8 \text{ ft} = 22 \text{ ft.}$$

(Las dimensiones de un elevador de estas características, se tomaron de la tabla 7-8, pag. del Perry).

Cant. de azúcar a usar = 3 ton/hr
 Espacio entre cangilones = 13 in = 33. cm
 Dimensiones de los cangilones: 6 x 4 in
 Velocidad de la cadena: 225 ft/min.

$$\text{Número de cangilones} = \frac{22 \times 12 \times 2}{13} = 40$$

$$\text{Potencia del elevador: } \text{HP} = \frac{\text{ton/hr} \times 2 \times H}{1000 \times \text{ef.}}$$

$$\text{HP} = \frac{3 \times 2 \times 22}{1000 \times 0.6} = 0.22 = 0.5 \text{ HP}$$

$$\eta = 60 \%$$

6.7 EQUIPO AUXILIAR.

6.7.1 AGITADOR.

En el Disolvedor de jarabe usaremos un agitador para ayudar a la disolución.- Este se seleccionará bajo las siguientes condiciones prácticas de operación: (Fig. 19-23 Perry) 500 RPM, 12" diámetro. La lectura de la gráfica referida, para estas condiciones, se multiplica por 0.6:

$$HP_t: 0.8 \times 0.6 = 0.48 \text{ Potencia} = 0.5 \text{ HP}$$

6.7.2 BOMBA DE INYECCION AL FILTRO.

Usaremos el Teorema de Bernoulli para calcular la potencia. Tenemos datos - prácticos suficientes para hacerlo en esta forma. La potencia de trabajo máxima alcanzada en la entrada del filtro es:

$$P_t = 2 \text{ Kg/cm}^2$$

$$X_1 + P_1 V_1 + \frac{V_1^2}{2g} + W - F = X_2 + \frac{V_2^2}{2g} + P_2 V_2$$

$$X_1 = 0$$

$$W = X_2 + F = 3375 \text{ cm}$$

$$\frac{V_1^2}{2g} = \frac{V_2^2}{2g}$$

$$X_2 = 250 \text{ cm}$$

D : diam. int. = 0.1042 ft

W : gasto, masa = 0.1483 Kg/seg

η : eficiencia motor-bomba = 60 %

V : velocidad en tubería = 0.728 ft/hr

P : peso específico g/cm

M : viscosidad = 0.0168 lb/ft.hr

U : Long. equivalente

L : long. tubería = 250 cm

Le : long. equivalente de 3 codos, una valv. = 2.5 m

F_f : fricción equiv. en función de la P. de descarga

F : fricción total

$$Re = \frac{D V P}{\mu} = 362$$

$$f = 0.044$$

$$F = \frac{2f v^2 N}{q D} + F_f = 3125 \text{ cm}$$

$$\frac{2f v^2 N}{q D} = 1500 \text{ cm}$$

$$N = L + L_e = 600 \text{ cm}$$

$$F_f = \frac{1000 P t}{p} = 1625$$

$$HP = \frac{W \times w}{0.75} = 1.108 \text{ HP : motor de 2 HP --}$$

para la bomba rotatoria.

6.8 COCINADORA O EVAPORADOR.

El nombre práctico de este equipo, en la industria dulcera, es el de Cocinadora, pero desde el punto de vista de la Ingeniería Química, es un Evaporador; porque es aquí donde se elimina la humedad residual del caramelo, que dando éste en los límites de estabilidad de los azúcares, establecidos por el fabricante del caramelo.

Para su selección debe hacerse una lista de factores a coordinar, los cuales influyen en la calidad, durabilidad y aumento en la producción:

6.8.1 FACTORES.

6.8.1.1 Materias primas en la fórmula.

- 6.8.1.2 El equipo. Función de la calidad de las materias primas.
- 6.8.1.3 Unión de los factores anteriores en la obtención del producto final.
- 6.8.1.4 La inversión, caramelización, humedad y la plasticidad del producto.

Un azúcar de menor calidad produce una masa más suave y viscosa, habiéndose ocasiones en que las soluciones de azúcar con sales disueltas dan un pH ácido el que origina una mayor inversión en el cocimiento. Es recomendable azúcar de calidad. La glucosa da a la masa mayor viscosidad y durabilidad al producto final; el tiempo de cocimiento y el calor necesario para eliminar la humedad, es función directa de esa propiedad.

Es recomendable vapor de alta presión para efectuar el cocimiento y elevar el rendimiento. El tiempo de contacto en el precalentador en el diseño exclusivo de esta máquina, no traerá consecuencias de caramelización en el producto, no obstante la diferencia de temperatura del vapor y la de ebullición.

La caramelización trae como consecuencia una producción higroscópica y poco estable, en ocasiones se confunde con el "Amarillear", siendo esto último, consecuencia de un largo almacenaje de glucosa; el trabajo automático de la máquina es el que permite que este tiempo se prolongue.

Estas y otras garantías del equipo del Proceso Continuo, hacen que sea la Cocinadora adaptable a nuestras necesidades. En el mercado se conoce como COCINADORA AL VACIO HANSELLA.

La operación de la Cocinadora es la siguiente:--

La alimentación de caramelo con 22 % de humedad, es automática y por medio de una bomba de pistón conectada en la succión del Tanque intermedio -- del Disolvedor y la descarga hacia el serpentín de precalentamiento (Fig. # 5).

Una vez precalentado el caramelo, es descargado a un recipiente Intermedio, donde se eliminan -- los "vahos". Este recipiente es abierto a la atmósfera, y no al vacío.

La dosificación del caramelo en este punto se ha ce automáticamente en esta forma la válvula C-1 de la figura # 5 se abre en el momento en que em pieza a trabajar la bomba y cuando la paila re-- ceptora ésta hermeticamente cerrada y al vacío, - se regula el tiempo que debe estar el caramelo - al vacío en función de la humedad residual que - quiera obtenerse, y una vez alcanzada ésta últi- ma, por medio de un mecanismo neumático, la vál- vula C - 2 se abre permitiendo la entrada de ai- re en el circuito de vacío, desprendiéndose la - paila y girando para que entre la otra, permitién do a su vez la descarga del caramelo en el lado contrario. Toda esta operación se repite a lo -- largo de toda la jornada en forma automática. En estas condiciones, vemos que en realidad la cocin adora es un autoevaporador.

6.8.2 ESPECIFICACIONES DE LA COCINADORA.

- 6.8.5.1 Redimiento: 375 Kg/hr caramelo 0.5%
hum.
- 6.8.5.2 Motor para bomba de vacío 5.5 HP -
1500 RPM
- 6.8.5.3 Motor bomba alimentación 0.5 HP --
1500 RPM
- 6.8.5.4 Presión de vapor: 10 atm máx.
- 6.8.5.5 Consumo de servicio: 8"
- 6.8.5.6 Consumo de vapor: 100 Kg/hr máx.
- 6.8.5.7 Consumo de agua: 3 3m³/8hr.

7.0 ANALISIS ECONOMICO.

Para elaborar el presente Análisis Económico, haremos una serie de suposiciones y estimaremos algunos datos, debido a que esta sección, o sea el cocinamiento del caramelo, forma parte de un departamento, que aunque productivo, no se obtiene un producto enteramente terminado, sino que antes de pasar a envoltura y empaque, se tiene que procesar en las secciones de Mezclado y Troquelado; como sigue:

- 1.- Se le asignará al Depto. de Caramelo, una proporción de 33 % con relación al resto de la planta, esto es, con respecto a los Gastos Generales, debido a que no está completamente delimitado este Depto. dentro del total de la contabilidad de la empresa.
- 2.- Al aumentar la capacidad en esta sección del Depto. no se hará ningún cambio en el resto de éste, esto es, no se hará ninguna otra inversión, ni se aumentará la capacidad, suponiendo que el resto del equipo, está sobrado.
- 3.- Tendremos la misma capacidad tanto en el Proceso Intermitente con el aumento de capacidad, como en el Proceso Continuo.
- 4.- Según el Estudio de Mercado, aumentaremos nuestra capacidad en un 40 % aproximadamente.
- 5.- Para calcular la Utilidad Anual, consideraremos que todo lo que producimos, lo vendemos, pero teniendo unas devoluciones y descuentos sobre ventas en total de 10 %.
- 6.- Se cuenta con un edificio propio para nuestras instalaciones, almacenes y oficinas administrativas, por tanto no se pagan rentas

de Inmuebles.

- 7.- No se van a pagar Intereses sobre Financiamiento para la nueva inversión, ya que ésta la absorberemos dentro de la Reserva Legal - destinada para Reinversiones.
- 8.- Se ha considerado también que el Proceso de Cocimiento representa un 75 % dentro del Total del Depto. de Caramelo, con relación a los costos de producción.
- 9.- Al aumentar la producción, los Gastos Administrativos variarán solo en lo que se refiere a los Costos de Depreciación del equipo - en que se hará la inversión, y los gastos de ventas, variarán de acuerdo a nuestro incremento de producción.
- 10.- Para calcular El Costo del Troquelado, le asignaremos un 15 % del Costo Total de materia prima. El Costo de Envoltura y Empaque, incluyendo materiales y mano de obra, lo consideraremos como un 30% del mismo anterior, y ambos los sumaremos al Costo Total de Producción.
- 11.- Consideraremos como Inversión Fija, al Costo del Equipo.
- 12.- Las mermas tanto en el proceso, como en el manejo de materiales, las incluiremos dentro del 10% de las devoluciones.
- 13.- El costo de Depreciación en el Proceso Intermitente con la capacidad actual, es nula, ya que el equipo se encuentra completamente amortizado. Podemos, por tanto suponer que venderemos este equipo en $1/3$ de su costo original, lo que nos reducirá considerablemente la inversión fija en el proceso continuo, en caso de que se adopte.

7.1 ANALISIS DEL PROCESO INTERMITENTE (con capacidad actual).

Inversión Depto. Jarabes.

Dos Ollas	178.500.00
Filtro prensa	17.000.00
Dos tanques almacenamiento	10.000.00
Bomba rotatoria	3.500.00
Equipo auxiliar	<u>3.750.00</u>
Subtotal	212.750.00
Costo Instalación (20%)	<u>42.550.00</u>
TOTAL	\$ 255.550.00

Inversión Depto. Precocción

3 tanques almacenamiento	18,750.00
2 Ollas	162.500.00
Equipo auxiliar	<u>114.250.00</u>
Subtotal	295.500.00
Costo de Instalación (20%)	<u>39.100.00</u>
TOTAL	\$ 354,600.00

Inversión Depto. Evaporación

4 Evaporadores	230.000.00
Equipo auxiliar	<u>25.000.00</u>
Subtotal	255.000.00
Costo de instalación (20%)	<u>25.000.00</u>
TOTAL	\$ 306.000.00

Inversión Fija Total

Depto. Jarabes	255.300.00
Depto. Precocción	354.600.00
Depto. Evaporación	<u>306.000.00</u>
	\$ 815.900.00

Producción Actual/año:

Caramelo relleno	70 %	882.560
Caramelo macizo	80 %	<u>378.240</u>
		1,260.800 Kg

Caramelo relleno	caramelo 60%	882.560
	pasta relleno 40%	<u>588.370</u>
		1,470.930
caramelo macizo		<u>378.240</u>
		1,849.170 Kg

Costos de Producción:

glucosa	504.320 x 2.95	1,487.740.00
azúcar	756,480 x 2.25	1,702.080.00
relleno	588,370 x 0.75	441.280.00
sabor y color	1,260,800 x 0.15	<u>189.120.00</u>
		\$ 3,820.220.00

Costo de Mano de Obra

M.O. Directa	72.000.00
M.O. Mantenimiento	40.000.00
Materiales de Mantenimiento	9.750.00
Laboratorio	<u>43.800.00</u>
	\$ 165.950.00

Costo de Servicios

Vapor: 4 466 ton/día X \$0.04/ton	
	X 360 días 64.200.00
corriente: 50Kwhr/día X \$0.20/Kwhr	
	X 360 días 3.600.00
agua: 35 m ³ X \$ 2.00 X 360 días	<u>25.200.00</u>
	\$ 93.000.00

Costo Troquelado, envoltura y empaque:

troquelado:	3,820.220 X 0.15	573.100.00
Env. y empaque:	3,820.220 X 0.30	<u>1.146.000.00</u>
		\$1.719.100.00

Costo total Producción:

Materia prima	3,820.220.00
Mano de obra	165.950.00
Servicios	93.000.00
Env. empaque y troquelado	<u>1,719.100.00</u>
	\$ 5,798.270.00

Gastos Generales de la empresa:

Sueldos administrativos	420.000.00
Sueldos personal oficina	404.400.00
Gastos representación	48.000.00
Correo y Teléfono	9.750.00
Luz y fuerza (oficinas)	7.150.00
Cuotas IMSS y otras prestaciones	139.800.00
Depreciación equipo oficina	15.000.00
Sueldos personal ventas	108.000.00
Comisiones	144.000.00
Viáticos	18.000.00
Depreciación equipo reparto	56.000.00
Fletes y acarreo	16.800.00
Publicidad	120.000.00
Varios	50.000.00
Impuesto s/producto terminado	57.230.00
Impuesto s/ingresos mercantiles (4 %)	443.800.00
Seguros	<u>10.000.00</u>
	\$ 2.067.990.00

Gastos Generales Correspondientes
al Depto. de caramelo :

\$ 682.430.00

Para calcular las utilidades, se ha estimado un precio de venta promedio, tanto de mayoreo como a distribuidoras de \$ 4.50 por Kg de producto --terminado.

Entonces nuestro volumen de ventas, será el precio unitario por la producción total anual.

Volumen de Ventas 1.849.170 X 4.50 \$ 8,321.260.00

Ventas netas

volumen ventas	8,321.260,00
devoluciones (10%)	- 832.120.00
	<u>\$ 7,489.140.00</u>

Costo total de operación

costo de producción	+ 5,798.270.00
gastos generales	+ 682.430.00
	<u>\$ 6,480.700.00</u>

Utilidad antes de Impuestos

ventas netas	7,489.140.00
costo total de operación	- 6.480.700.00
	<u>\$ 1,008.440.00</u>

Utilidad después de impuestos

Utilidad antes de impuestos	1,008.440.00
impuesto s/la renta (42%)	- 423.540.00
	<u>\$ 584.900.00</u>

Utilidad líquida anual

Utilidad después de impuestos	\$ 584,900.00
- Reserva legal (5%)	29,250.00
- Fondo de Reinversión (10%)	58,490.00
- Reparto de utilidades (8%)	46,790.00
	<u>\$ 450,370.00</u>

Capital de trabajo:

Efectivo (caja)	169,140.00
Inventario de materia prima	950,050.00
Inventario de producto terminado	1,449,570.00
Cuentas por pagar	159,180.00
- cuentas por cobrar	318,350.00
	<u>\$ 2,409,590.00</u>

Inversión total

Capital de trabajo	2,409,590.00
Inversión fija	915,900.00
	<u>\$ 3,325,490.00</u>

$$\text{Rentabilidad} = \frac{\text{Utilidad Líquida anual}}{\text{Inversión total}} \times 100$$

$$= \frac{450,370.00 \times 100}{3,325,490.00}$$

$$= 13.55 \%$$

7.2 ANALISIS DEL PROCESO INTERMITENTE (con capacidad futura).

Costo del equipo	
Una olla de precoción	81,250.00
una cocinadora	57,500.00
Subtotal	<u>138,750.00</u>
Costo de instalación (20%)	27,750.00
TOTAL	<u>\$ 166,500.00</u>

Inversión Fija total

Inversión inicial	915.900.00
Inversión adicional	<u>166.500.00</u>
	\$ 1.082.400.00

Producción futura/año:

Caramelo relleno 70%	1,265.180 Kg
caramelo macizo 30%	<u>542.220</u>
	1,807.400 Kg
Caramelo relleno caramelo 60%	1,265.180
pasta relleno 40 %	<u>843.450</u>
	2.108.630 Kg
Producción total	2.108.630
	<u>542.220</u>
	2.650.850 Kg

Costos de Producción

Costo de Materia Prima	3.820.220 X 1.4
	\$ 3.348.300.00

Costo de Mano de Obra

Mano de Obra directa	49.40
	X 365 X 6 \$ 108.200.00
M. O. Mantenimiento	40.400.00
Materiales de Mant.	10.750+2,750 13,500.00
Laboratorio	<u>43.800.00</u>
	\$ 205.900.00

Costo Servicios:

Vapor (4,466+600) o.04 X 360	72.800.00
corriente 60 X 0.20 X 360	4.320.00
agua 43 x 2.00 x 360	<u>31.000.00</u>
	108.120.00

Costo Troquelado (15% mat.prima)	802.240.00
Costo env. y empaque (30% mat.- prima).	<u>1.604.490.00</u>
	\$ 2.406.730.00

Costo total de producción:

Materia prima	5.348.300.00
Mano de obra	205.900.00
Servicios	108.120.00
Troquelado env. y empaque	<u>2.400.730.00</u>
	\$ 8.069.050.00

Gastos Generales de la empresa:

Sueldos administrativos	420.000.00
Sueldos personal oficina	404.400.00
Gastos de representación	48.000.00
Correo y teléfono	9.750.00
Luz y Fuerza (oficinas)	7.150.00
Cuotas IMSS y otras prestaciones	139.860.00
Depreciación equipo oficina	15.000.00
Depreciación equipo fábrica	108.240.00
Sueldos personal ventas	108.000.00
Comisiones	163.000.00
Viáticos	20.000.00
Depreciación equipo reparto	56.000.00
Fletes y Acarreo	23.100.00
Publicidad	136.000.00
Varios	50.000.00
Impuesto s/producto terminado	79.520.00
Impuesto s/ingresos mercantiles (%)	477.120.00
Seguros	<u>10.000.00</u>
	\$ 2.275.140.00

Gastos Generales correspondientes al
 Depto. de caramelo \$ 750.800.00
 Volumen de ventas: 2.650.850 X 4.50 11.928.830.00

Ventas Netas

Volumen de ventas - 11.928.830.00
 Devoluciones 1.192.880.00
 \$ 10.735.950.00

Costo total de operación anual:

Costo de producción 8.069.000.00
 Gastos generales 750.800.00
 \$ 8.819.850.00

Utilidad antes de Impuestos

Ventas netas 10.735.950.00
 Costo total de operación 8.819.850.00
 \$ 1.916.100.00

Utilidad después de Impuestos

Utilidad antes de impuestos - 1.810.100.00
 Impuesto s/la renta (42%) 804.700.00
 \$ 1.111.340.00

Utilidad Líquida Anual

Utilidad después de impuestos 1.111.340.00
 - Reserva legal (5%) 55.560.00
 - Fondo de Reinversión (10%) 111.130.00
 - Reparto de Utilidades (8%) 88.900.00
 \$ 855.750.00

Capital de trabajo:

Efectivo (caja)	236.800.00
Inventario de materia prima	1.330.070.00
Inventario de producto terminado	2.029.400.00
Cuentas por pagar	222.850.00
- cuentas por cobrar	127.340.00
	<u>\$ 3.691.780.00</u>

Inversión total:

Capital de trabajo	2.691.780.00
Inversión fija	+ 1.082.400.00
	<u>\$ 4.774.180.00</u>

$$\text{Rentabilidad} = \frac{\text{Utilidad Líquida anual}}{\text{Inversión total}} \times 100$$

$$= \frac{859.750.00}{3.691.780.00} \times 100$$

$$= 23.10 \%$$

7.3 ANALISIS DEL PROCESO CONTINUO.

Inversión Depto. Jarabes:

Un Disolvedor	80.000.00
Un filtro prensa	17.000.00
Dos tanques de almacenamiento	<u>10.500.00</u>
Subtotal	116.500.00
Costo de instalación (20%)	<u>23.300.00</u>
TOTAL	\$ 139.800.00

Inversión Depto. Disolución:

Disolvedora HAMAC-HANSELLA SOLVOMAT	124.250.00
Depósito azúcar	17.500.00
Equipo auxiliar	<u>8.000.00</u>
Subtotal	149.750.00
Costo de instalación (20%)	<u>29.950.00</u>
TOTAL	\$ 179.700.00

Inversión Depto. Evaporación:

Cocinadora al vacío HAMAC- HANSELLA	150.000.00
Equipo auxiliar	<u>20.000.00</u>
Subtotal	170.000.00
Costo de instalación (20%)	<u>34.000.00</u>
TOTAL	\$ 204.000.00

Inversión fija total:

Depto. Jarabes	139.800.00
Depto. disolución	179.700.00
Depto. evaporación	<u>204.000.00</u>
	\$ 523.500.00
- Inversión original recuperable	<u>300.000.00</u>
	\$ 223.500.00

Costo de producción:

Materia prima. Será el mismo que
en el caso anterior \$ 5.348.300.00

Mano de Obra:

M.O.D	35.900.00
M.O. Mantenimiento	42.700.00
Materiales de mantenimiento	6.650.00
Laboratorio	<u>43.800.00</u>
	\$ 129.050.00

Servicios:

Vapor 1500 x 360 x 0.04	21.600.00
Corriente 85 x 360 x 0.20	6.120.00
agua 2x 360 x 20	<u>14.400.00</u>
	\$ 42.120.00

Troquelado Env. y Empaque:

Troquelado	802.240.00
Env. y empaque	<u>1.604.490.00</u>
	\$ 2.406.730.00

Costo total de Producción:

Materia Prima	5.348.300.00
Mano de obra	129.050.00
Servicios	42.120.00
Envoltura, empaque y troquelado	<u>2.406.730.00</u>
	\$ 7.926.200.00

Gastos Generales de la Empresa. En este caso, solo variarán en lo que respecta a la depreciación del equipo de fábrica: \$ 2.189.250.00

Gastos Generales de nuestro Depto. 722.450.00

Costo Total de Operación anual:

Costo total de producción.	7.926.200.00
Gastos generales	+ 722.450.00
	<u>\$ 8.648.650.00</u>

Volumen de ventas:

2:650.850 X 4.50 \$11.928.830.00

Ventas netas

Volumen de ventas	- 11.928.830.00
- devoluciones	<u>1.192.880.00</u>
	<u>\$ 10.735.950.00</u>

Utilidad antes de Impuestos:

Ventas netas	- 10.735.950.00
- Costo total de operación	<u>8.648.650.00</u>
	<u>\$ 2.087.300.00</u>

Utilidad después de Impuestos:

Utilidad antes de impuestos:	- 2.087.300.00
- Impuesto s/la renta (42%)	<u>876.670.00</u>
	<u>\$ 1.210.630.00</u>

Utilidad Líquida anual

Utilidad después de Impuestos	1.210.630.00
- Reserva legal (5%)	60.530.00
- Fondo de Reniversión (10%)	+ 121.060.00
- Reparto de utilidades (8%)	<u>90.850.00</u>
	<u>\$ 938.190.00</u>

Capital de trabajo:

Efectivo (caja)	212.880.00
Inventario de materia.prima	1.330.070.00
Inventario de prod. terminado	2.029.400.00
Cuentas por pagar	- 222.850.00
- Cuentas por cobrar	- 127.340.00
	<u>\$3.667.860.00</u>

Inversión total

Capital de trabajo	3.667.860.00
Inversión fija	+ 223.500.00
	<u>\$3.891.360.00</u>

$$\begin{aligned}
 \text{Rentabilidad} &= \frac{\text{Utilidad Líquida anual}}{\text{Inversión total}} \times 100 \\
 &= \frac{938.190.00}{3.891.360} \times 100 \\
 &= 24.20 \%
 \end{aligned}$$

ANALISIS COMPÁRATIVO DE LOS TRES PROCESOS.

CONCEPTO	PROCESO INT. CAP. ACTUAL	PROCESO INT. CAP. FUTURA	PROCESO CONTINUO
Inversión fija	915.900.00	1.082.400.00	223.500.00
Depreciación	o	108.240.00	22.350.00
Producción anual	1.849.170.00	2.650.850.00	2.650.850
Costo Mat. Prima	3.820.220.00	5.348.300.00	5.348.300.00
Costo mano obra	165.950.00	205.900.00	129.050.00
Costo servicios	93.000.00	108.120.00	42.120.00
Costo env.emp. y T.	1.719.100.00	2.406.730.00	2.406.730.00
Costo Prod.	5.798.270.00	8.069.050.00	7.926.200.00
Gastos generales	682.430.00	750.800.00	722.450.00
Ventas brutas	8.321.260.00	11.928.830.00	11.928.830.00
Ventas netas	7.489.140.00	10.735.950.00	10.735.950.00
Utilidad antes de Imp.	1.008.440.00	1.916.100.00	2.087.300.00
Utilidad líquida	450.270.00	855.750.00	938.190.00
Capital trabajo	2.409.590.00	3.691.780.00	3.667.860.00
Inversión total	3.325.490.00	4.774.180.00	3.891.360.00
Rentabilidad	13.55%	23.10 %	24.20 %

8.0 CONCLUSIONES.

- 8.1 El proceso actual en algunas industrias no reúne las condiciones de trabajo funcional para un aumento en la capacidad. Además el número de unidades de evaporación, disolución y otros equipos, hará que aumenten -- considerablemente los gastos totales de -- operación al año, por tanto debemos adop-- tar el proceso continuo.
- 8.2 Inicialmente, cabe hacer la siguiente consideración, que para el presente caso, se puede estimar como la más importante la -- Disolvedora Contínua HAMAC-HANSELLA SOLVO-MAT, viene originalmente provista de tres distintas velocidades. Trabajando con la -- velocidad, en un turno regular de 8 Hr, ob-- tendríamos una producción aproximada anual de 1,279,500 Kg de caramelo (ver pág. 9 -- de Análisis Económico), ya procesado. Aho-- na, las especificaciones del fabricante de la Disolvedora Automática, nos dicen que -- la relación entre las velocidades antes -- mencionadas, es 1:1.3 en 2a y 1:1.5 en 3a, con lo cual obtendríamos una producción -- aproximada de un 30 y 50 % mayores respec-- tivamente.
- 8.3 Observando nuestro Análisis Comparativo, -- vamos que las Inversiones Inicial y Total en el caso del Proceso Contínuo, son consi-- derablemente menores, por tanto, en el mo-- mento de hacer la elección entre ambos pro-- cesos, éste aspecto deberá ser predomina-- te.

- 8.4 En este tipo de industria, uno de los aspectos que más influyen sobre el costo de nuestro producto, es el de la Mano de Obra. En este renglón, el Proceso Continuo, es ventajosamente menor que los dos anteriores.
- 8.5 La Utilidad Líquida Anual, es sensiblemente mayor en el Proceso Continuo, esto es, si se le considera aisladamente a este renglón; pero ya en conjunto representa algo más significativo.
- 8.6 Por último término, para confirmar la validez de todas las consideraciones anteriores, tenemos el resultado de la Rentabilidad, que inicialmente es lo que se toma como base para decidir sobre las posibilidades de una empresa y los resultados de la misma.

B I B L I O G R A F I A

- .1 ENCYCLOPEDIA OF CHEMICAL TECHNOLOGY.
KIRK OTHOMER
THE INTERSCIENCE ENCYCLOPEDIA INC.
NEW YORK. VOL. IV 1954.
- .2 MANUAL PARA INGENIEROS AZUCAREROS.
E. HUGOT
- .3 CHEMICAL ENGINEER'S HANDBOOK
JOHN H. PERRY
McGRAW-HILL KOGAKUSHA
4th EDITION
- .4 UNIT PROCESSES IN ORGANIC SYNTHESIS.
GROGGINS
McGRAW-HILL BOOK Co. INC. 1958
- .5 ORGANIC CHEMISTRY SIMPLIFIED.
CHEMICAL PUBLISHING Co.
NEW YORK
- .6 METHODS OF SUGAR ANALYSIS
JOHN WILEY & SONS INC.
3^{rs.} EDITION 1955.
- .7 BOLETIN AZUCARERO MEXICANO.
ORGANO INFORMATIVO DE LA
UNION NACIONAL DE PRODUCTORES DE AZUCAR S.A.
- .8 INTRODUCCION TO ORGANIC CHEMISTRY
WILLIAM D. Van NOSTRAND Co. INC.
4th EDITION 1942.