



ESTUDIO TECNICO ECONOMICO SOBRE EL EMPACADO DE
DURAZNOS EN LA EMPACADORA DE FRUTAS Y
LEGUMBRES "LA FLORIDA. S. A."

TESIS PROFESIONAL
SERGIO BAZ DIEZ

México, D. F.

1964

11001



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.

**ESTUDIO TECNICO ECONOMICO SOBRE EL EMPACADO DE
DURAZNOS EN LA EMPACADORA DE FRUTAS Y
LEGUMBRES "LA FLORIDA. S. A."**

T E S I S

Que para obtener el Título de:
INGENIERO QUÍMICO
P r e s e n t a :
SERGIO BAZ DIEZ

A mis hermanos

A mis Maestros

A mis Amigos

Contenido:

- I. **Introducción.**

- II. **Descripción y datos para las operaciones del espacado de mitades de duraznos en latas del número dos y medio.**

- III.- **Equipo para la línea de mitades, diseño de un tanque de disolución y de un cocedor atmosférico tipo intermitente**

- IV.- **Aspecto económico del espacado de duraznos en mitades en latas del número dos y medio.**

- V.- **Conclusiones.**

CAPITULO I

INTRODUCCION.

Con motivo de haber logrado cosechar en el Rancho de la Florida durasno de alto grado y con un volumen de 400 a 600 toneladas anuales, con tendencia a incrementarse en un 30% anual, se pensó en instalar una empacadora en el lugar mismo de la cosecha para evitarse mermas en el peso del durasno así como el costo del transporte de San Luis Potosí a México, D. F. lugar donde en temporadas pasadas se había empacado el fruto.

En esta tesis se recopilan datos y se dan recomendaciones, algunas de ellas basadas en la experimentación y otras deducidas de la literatura existente; para las operaciones que el enlatado de durasnos en mitades requiera para su empaque en latas del número dos y medio.

Se debe de tener en cuenta que parte del equipo ya había sido comprado cuando se empezó este estudio, por lo que únicamente se concreto a analizar su funcionamiento y su productividad.

Del resto del equipo necesario se diseñará un tanque de disolución y un cocedor atmosférico tipo intermitente así mismo se dan especificaciones para la compra de los tanques de ajuste y de las mesas de selección y empaque de las mitades dentro de las latas, se presenta además un plano de planta sobre la distribución del equipo más conveniente para su instalación.

Por último se obtiene el costo unitario de la lata del No. 2,5 con durezas en mitades para las producciones de 1964, 1965 y 1966. -
Encontrándose además la rentabilidad del negocio.

CAPITULO II

DESCRIPCION Y DATOS PARA LAS OPERACIONES DEL EMPACADO DE MITAÑES DE DURAZNOS EN LATAS DEL NUMERO DOS Y MEDIO.

2.1-Breve introducción:

En este capítulo se describen los detalles que se han encontrado más importantes para las operaciones del empacado y se dan datos sobre las condiciones en que se deben de desarrollar las diferentes operaciones. El capítulo se encuentra subdividido en el mismo orden de las operaciones que va teniendo el durazno para su empaque, encontrándose estas ilustradas en la lámina uno correspondiente al diagrama de flujos, en ella se puede apreciar el sentido del material que llega a cada uno de los equipos, canales y demás que toman parte en el empacado. La lámina incluye una parte correspondiente al rancho que es desde la primera selección y clasificación por tamaño hasta el almacén, de ahí hasta la terminación del producto enlatado las operaciones corresponden a la empacadora, en la lámina se incluye todo el equipo necesario y sobre el cual se realiza este trabajo. Se tiene el proyecto de posteriormente aumentar la producción para lo cual se piensa instalar una segunda línea que conste de una peladora, una lavadora, una clarificadora, diez bancadas de máquinas cortadoras y desmenuadoras y demás equipo necesario para doblar la línea de producción desde la peladora hasta el canal D-2, con lo anterior

se aumentaría la capacidad de producción actual de cuarenta y ocho mil quinientas latas del número dos y medio en ocho horas de trabajo a aproximadamente el doble. La disposición del equipo actual y la de la ampliación se muestra en la lámina 2 correspondiente al plano de planta.

2.2-Selección:

Los duraznos después de ser recolectados deberán ser transportados cuidadosamente y se almacenarán en cajas de madera colocadas sobre estibas, las cajas deberán ser lavadas periódicamente con agua caliente ó con una solución de sosa para evitar la formación de hongos, después de este breve almacenaje los duraznos serán vaciados a las tolvas de donde caerán por gravedad a las seleccionadoras. Deberá ser rechazado todo el durazno demasiado verde, demasiado duro ó el descompuesto, así como el dañado seriamente por los golpes o por el roce. En general el durazno para conserva será de tamaño uniforme y grande, de color amarillo naranja, tendrá las fibras cerradas y entre más grueso sea el mesocarpio del fruto éste tenderá menos a aplastarse durante el calentamiento.

2.3-Clasificación:

Los duraznos que se reciten en el rancho incluyen todos los tamaños y grados por lo tanto es necesario clasificarlos de acuerdo con su grado para lograr mantener la calidad y uniformidad del producto terminado. Esta clasificación se hará de acuerdo a las siguientes especificaciones de grado (4).

Extra- Color óptimo, buena madurez pero firme, sin manchas, tamaño uniforme, forma simétrica, diámetro aprox. 6 cm.

Primera- Buen color, buena madurez pero firme, sin manchas, tamaño uniforme pero en menor grado que el extra, forma simétrica.

diámetro aprox. 5 cm.

Segunda-Color relativamente bueno, sin manchas de consideración, madurez y tamaño uniforme, forma relativamente simétrica, diámetro aprox. 4.3 cm.

Tercera- Tolerancia en el color y madurez, simetría de forma y manchas, no tiene especificaciones de diámetro.

Cuarta- Sin uniformidad en madurez color y simetría y forma con manchas pero sin descomposición, en este grado quedarán los frutos que son rechazados en la primera clasificación.

2.4-Almacén:

Este es frío y bien ventilado ya que se cuenta con una nave de techo de aluminio colocado a cinco metros de altura, el almacenamiento se hará en cajas de madera colocadas sobre estivas como en el caso anterior, de ahí serán tomadas y pesadas las cantidades que la empacadora pida siendo contabilizados los pedidos diarios. Hasta aquí las operaciones correspondientes a rancho, todos los cargos que ocasionen las operaciones anteriores, así como el almacenamiento quedarán incluidos dentro del precio de venta de dos cincuenta kilo que facturará el rancho La Florida a la "Empacadora de frutas y Legumbres La Florida".

2.5-Pelado;

El pelado tiene por objeto quitar la Epidermis del durazno.

A continuación se detalla la experimentación que se efectuó para determinar la concentración óptima y los tiempos de inserción. La temperatura de la sosa se mantuvo a 93.2 °C se efectuaron pruebas con diversos duraznos a los que se les clasificó con grado "segunda" su-

jetándolos a inserciones de soluciones de rosa de diferentes concentraciones variándose en cada caso el período de inserción. Los resultados se muestran en la tabla 1 de donde se deduce que una concentración del 2.5% y un período de 45 a 55 seg. serán los indicados para esta operación. Se recomienda que la concentración de rosa se regule por titulaciones conductimétricas ya que por volumetría no se puede debido al color café oscuro que toma la solución al reaccionar con el fruto. Se puede usar una solución de rosa al 5% que se afinará conforme se vaya agotando la que se encuentre dentro de la jalgadora.

Tabla 1. Comparativa de las pruebas efectuadas sobre duraznos grado "regunda" sumergidos en baño de rosa a la Temp. de 93.2°C.

Prueba No.	Solución de Hidróxido de Sodio % concentración.	Tiempo de Inserción en segundos.	Separación del Epicarrio.
1	1.5	45	malo
2	1.5	45	malo
3	1.5	60	malo
4	1.5	60	malo
5	2.5	30	regular
6	2.5	30	malo
7	2.5	45	bueno
8	2.5	45	bueno
9	2.5	60	bueno
10	2.5	60	regular
11	3.5	45	malo
12	3.5	45	malo

2.6-Lavado L-1;

Se efectúa después de que el durazno sale del pelador. Su principal objetivo es quitar la sosa y remover el epicarpio que durante la inmersión en la sosa se haya aflojado, pero no desprendido, así como detener la cocción, por lo que se hará con agua fría y fresca y con una regadera a presión.

Lavado L-2; Se efectúa inmediatamente después del L-1 y sirve para hacer que el oxígeno que se encuentra en la parte intercelular aban done los tejidos y sus receptáculos, inactivando en esta forma la acción de la enzima oxidasa responsable de la coloración café de la superficie (3). Termina de quitar la película gelatinosa de la superficie que también se vuelve café en el producto enlatado. Este lavado se recomienda que se efectúe a 80°C aprovechando los condensados para calentar el agua como se ilustra en la lámina 1; en esta forma esta operación de lavado se podría combinar con un blanqueado, lo cual aumentaría la flexibilidad de la fruta y lograría mejor textura en el producto final.

2.7-Clasificación C-4;

Tiene por objeto clasificar nuevamente los duraznos por tamaños, ya que la operación del pelado hace variar el diámetro al quitar el epicarpio, las pérdidas se pueden considerar del 10 % al 12 % en peso de la fruta (4), el segundo objetivo es dar mayores límites de aceptación a la producción ya que se puede alimentar a la peladora con dos o tres grados de fruta cuando las existencias en el almacén del rancho así lo ameritan.

2.8-Canal D-1;

Es éste un depósito en donde se almacenan los duraznos bajo de un

espejo de agua, uno de sus objetivos es inhibir el oscurecimiento café del fruto, Quin encontró que soluciones acuosas de 0.25 % a 0.50 % de ácido cítrico podían ser usadas con este objeto (3), en nuestro caso se recomienda usarlo a concentración de 0.25 %, la temperatura del agua será la del medio ambiente.

2.9-Cortadoras y Deshuesadoras, CD-1 a CD-10;

Tienen por objeto partir el durazno en mitades iguales y simétricas, se recomienda que la operación se efectúe lo más rápidamente posible para evitar la exposición del fruto al aire. Como medida de salubridad se les exigirá a las obreras que usen guantes de látex previamente esterilizados, al terminar cada turno se lavarán las máquinas con chorros de vapor.

2.10-Cribado, CR-1 a CR-10;

Tiene por objeto separar los huesos de las mitades, durante él se mantiene el fruto empacado en agua por medio de inmersión, se recomienda que el agua sea fresca y a la temperatura ambiente.

2.11-Lavado L-3 a L-13;

Este suministra el agua corriente para la inmersión de las frutas en el cribado, y se efectúa por medio de una ducha a presión, ésta será agua fresca como se recomendó en 2.10

2.12-Canal D-2;

Tiene el mismo objeto que el canal D-1, las condiciones de su contenido de agua serán las mismas que se recomiendan en 2.8

2.13-Selección y Empacado S-4 a S-6;

Su objeto es efectuar por medio de una selección el empacado del fruto en mitades dentro del lote, en esta operación se rechazan todas las mitades que hayan sufrido un deterioro durante las operaciones anteriores y que no estén en condiciones de ser empacadas, de -

ellos los que pueden ser acondicionados manualmente se recuperan.

Recomendaciones: La operación de la colocación de las mitades se hará lo más rápidamente posible para evitar el oscurecimiento del fruto por exposición al aire, las latas deberán de contener mitades de la misma calidad, grado y uniformidad, procurando que los duraznos queden a 1.5 cm. del asiento de la tapa del bote. Se sujetará el empaquetado a las normas de calidad y llenado de recipientes que han sido promulgados en las secciones 401 y 701 de "Federal Food Drug and Cosmetic Act" de junio 25 de 1930 y marzo 17 de 1940 por la Secretaría de Agricultura, las etiquetas se sujetarán al estándar de identidad. En el llenado del jarabe se dejará una cámara de 7.9 mm. entre el nivel del jarabe y el asiento de la tapa (4). Una cámara mayor de 9.5 mm. dará un mayor vacío -- siempre y cuando se reúnan las siguientes condiciones (3); 1- Que el aire de la cámara sea completamente barrido por un chorro de vapor, ocasionando un arrastre del aire el cual será sustituido por una atmósfera de vapor que al condensarse desarrollará un vacío mayor dentro de la lata que el que se obtendría con la sola acción del contenido del bote al contraerse al enfriarse. 2- Que la medida de la cámara sea cuidadosamente regulada.

La adición del jarabe se hará a 88°C cuidando que no contenga burbujas ni espuma.

2.14-Llenado, LL-1 a LL-3;

Su objeto es proporcionar un medio acuoso en donde se conserven los duraznos, sirve también como amortiguador de los golpes y ayuda a la transmisión de calor, además de los efectos culinarios de sabor y de los de viscosidad que se le pueden proporcionar variando su composición. Recomendaciones: son las que corresponden al llenado del jarabe en 2.13

2.15-Preparación del jarabe;

Como materias primas se usarán aguas blandas y potables. El azúcar será de primera, refinada, lo que proporcionará un jarabe libre de coloraciones e impurezas, como precaución para que el jarabe que se envase en el bote esté limpio de basura éste se filtrará antes del llenado.

Fase experimental en la preparación del jarabe; a continuación se muestran los resultados de los análisis efectuados sobre diferentes conservas en el mercado, siendo las denominadas A de fabricación Norteamericana y las B de fabricación Nacional y de particular interés en este estudio por estar fabricadas con durazno del Rancho "La Florida"

TÁBLA II, comparativa de los análisis efectuados sobre muestras de conservas de duraznos en mitades empacadas en latas del número dos y medio.

Muestra	Brix	Densidad a 20°C	Viscosidad en c. p. a 20°C	Aroma	pH
1-A	20.6	1.0855	15	bueno	3.8
2-A	21.0	1.0873	18	bueno	3.7
3-A	20.8	1.0864	18	bueno	3.9
1-B	27	1.1154	100	Muy bueno	4.1
2-B	28	1.1201	110	Muy bueno	4.2
3-B	27.6	1.1177	105	Muy bueno	4.15

Nota; Se realizó una encuesta en la que participaron quince personas para poder determinar el sabor de las muestras encontrándose que en las del tipo A el sabor era acidulce y acentuadamente parecido a un concentrado de jugo de duraznos mientras que en las muestras tipo

B el sabor fué dulce y en algunos casos empalagoso, se encontró un parecido al fruto pero diferente a un concentrado de jugo. Este parecido al fruto del durazno quizá está influido por tener las muestras tipo B, un aroma mejor que las del tipo A.

Para lograr un sabor de jarabe parecido al de las muestras tipo A se efectuaron las siguientes pruebas sobre las muestras tipo B

I; Se bajó el pH con ácido cítrico diluido al 10 % hasta un valor de 3.8 obteniéndose un jarabe acidulce con un sabor más acentuadamente parecido al fruto, pero no igual a las muestras tipo A.

II- Se preparó una mezcla al 50 % en volumen de una solución de azúcar y agua de 40 °Bx con un concentrado de duraznos obteniéndose con ello un pH de 3.7 y un sabor igual al del jarabe de la muestra tipo A, pero se notó un segundo sabor, el del azúcar.

Conclusiones de las anteriores pruebas: Con relación al sabor y aroma, el jarabe tendrá que ser preparado con una mezcla de concentrados de durazno y de una solución de azúcar de caña, ajustándose las especificaciones de densidad conforme al grado según la siguiente tabla obtenida de (3)

TABLA III, Sobre la densidad del jarabe en grados °Brix al momento de llenar la lata.	
Grado de fruto	°Brix a 20°C
Extra	55
Primera	40
Segunda	25
Tercera	15

Nota; Las proporciones de la mezcla de concentrado y azúcar diluido para preparar el jarabe se deberán determinar por medio de pruebas que se realicen con jarabes de diferente composición sobre duraznos

de diferentes grados llevando el debido control para que al cabo de veinte días después del proceso sean abiertas y analizados los resultados.

Con relación al pH, el de las muestras tipo A es más bajo, lo cual contribuye al sabor acidulce característico de las muestras norteamericanas, este valor puede ser obtenido añadiendo únicamente el concentrado de durazno como en el caso de la prueba II o por medio de la edición de ácido cítrico.

Con relación a las viscosidades se puede decir que la diferencia entre las del tipo A y las del tipo B es debido a la adición de glucosa o algún inerte, pues la diferencia en densidades no justifica la diferencia en viscosidades de 16.5 c.p. promedio para las tipo A y 105 c.p. para las tipo B.

Con relación a las densidades, se debe hacer notar que fueron tomadas después de un período de almacenamiento. En la tabla II las registradas para las muestras tipo A dan un valor promedio de 20.6 °Bx. y las de las muestras tipo B dan un valor promedio de 27.5 °Bx.

Ahora bien, de acuerdo con Bitling (3) la siguiente relación existe entre la densidad del jarabe añadido al empacar y después del almacenamiento;

Densidad del jarabe al empacar, en °Brix a 21°C	Densidad del jarabe estabilizado por el almacenamiento en °Brix a 21°C
55	26.1
40	22.6
30	18.5
20	16.1

Luego se puede decir que las densidades de los jarabes de las muestras tipo A eran de aprox. 35 °Bx y las de las muestras tipo B eran de aprox. 58 °Bx al empacar.

2.18-Extractores, LL-1 a LL-3;

Su objeto es producir una dilatación del contenido del bote durante el calentamiento, así como expulsar los gases incondensables que contenga el producto enlatado, al mismo tiempo crea vapores en la cámara de la conserva, facilita el flujo de calor del medio exterior al centro de la lata, por lo que el proceso en los cocedores atmosféricos se realiza en menor tiempo también impide la corrosión debida al oxígeno.

Para los duraznos se recomienda una temperatura de 73 °C mínimas al centro de la lata como temperatura inicial de proceso (1) y (4) y siendo el tiempo transcurrido desde el momento en que el bote sale de la caja del extractor hasta en el que entra a los cocedores de diez minutos máximo se tendrá que según la gráfica 1 la temperatura al centro de la conserva deberá de ser de 78 °C a la salida del extractor para compensar las pérdidas de calor durante los diez minutos y lograr que la temperatura al centro de la lata sea de 73 °C al iniciar el proceso. El tiempo necesario para lograr esta temperatura dentro de la caja del extractor, deberá de ser de seis a ocho minutos, ya que se ha encontrado que es preferible una temperatura baja de la caja y un largo tiempo de permanencia de la Lata dentro de ella a una temperatura alta, un corto tiempo de permanencia. (4).

2.19-Sellado SE- 1 a SE- 3;

Un buen sellado causa un buen vacío. Después del extractor y con una temperatura promedio de 71 °C mín. se obtendrá un buen vacío

en un cierre atmosférico (1), ahora bien en nuestro caso se tendrá una temperatura de cierre mínima de 77°C como promedio ya que el tiempo transcurrido desde la salida del extractor al momento del cierre por la máquina selladora, es de dos minutos y según la gráfica 1 el abatimiento de temperatura en ese lapso de tiempo es de un grado.

Nota-Sobre 2.18 y 2.19 las lecturas de la gráfica 1 se hicieron sobre la línea correspondiente al enfriamiento en aire a 24°C.

2.20-Proceso;

Proporciona la textura, sabor y apariencia debidos al cocimiento, esta es una de las operaciones más importantes y tiene por objetivo principal hacer la conserva estable contra la descomposición de microorganismos, los envases deberán de ser procesados inmediatamente después de cerrados con el objeto de evitar pérdidas por calor (ver gráfica 1). Las constantes que se deben de establecer son el tiempo del proceso a la temperatura del cocedor atmosférico y el pH del medio dentro de la lata.

Influencia del pH. Es también conocido que los iones hidrogeno actúan con acción antiséptica, Bergert demostró que todo producto de pH inferior a 5, puede ser esterilizado a 100 °C mientras que cuando su valor es superior requiere de la esterilización a presión. Dikenson demostró que las esporas de *Clostridium botulinum* son destruidas a temperaturas menores siempre y, cuando el medio está acidificado con ácido Cítrico ó Acético, Weiss puso de manifiesto lo dicho por Dikenson que las esporas de *Clostridium botulinum* son destruidas en diez minutos a 100 °C con un pH de 3.6 y en noventa minutos con un pH de 6.6.

En nuestro caso el pH del medio será de 3.8.

Tiempo de proceso; El tiempo necesario para la esterilización dentro de los cocedores atmosféricos intermitentes está basado en los datos reportados por;

Envases Generales Continental de México, S. A. (4)

Administración de Cooperación Internacional, de la Estación de Experimentos de Ingeniería del Georgia Institute of Technology en Atlanta, Georgia, U. S. A. por medio de la obra publicada - en colaboración con el Centro Regional de Ayuda Técnica (1)

W.V. Cruess (3)

de estos datos se formó la tabla IV.

TABLA IV. Tiempos de proceso para duraznos en mitades empacados en latas del dos y medio, usando como medio de calentamiento agua a 100 °C y siendo el flujo de -- convección natural.

Temperatura inicial de proceso en °C	Tiempo de proceso en minutos.	Fuente de información.
71.12 a 76.67	31 a 21	(4)
71	35	(1)
—	35	(3)

Nota: W.V. Cruess para la temperatura inicial de proceso únicamente reporta una temperatura para la caja del extractor de 95 °C y un tiempo de permanencia de cinco a seis minutos.

Luego el tiempo de proceso será de treinta y cinco minutos más el correspondiente aumento debido a la temperatura del baño en los cocedores atmosféricos en San Luis Potosí, este aumento será de dos minutos por cada grado Fahrenheit abajo de 212 °F (100 °C)

Considerando una temperatura del baño de los cocedores atm. de 92 °C mínima, se tendrá un tiempo calculado de sesenta y tres minutos, este tiempo podría ser reducido a cincuenta y siete minutos ya que en

San Luis Potosí el agua hierve a 93.8°C . sin embargo se recomienda procesar a una temperatura de 93°C durante sesenta y cinco minutos como medida de seguridad. El tiempo deberá empezar a contar en el momento en que el agua alcance la temperatura de 93°C estando sumergidas las canastillas con las latas dentro del agua de los cocedores atmosféricos.

2.21-Enfriamiento;

Las latas deben de enfriarse lo más rápidamente posible, con el objeto de impedir la cocción lenta y lograr uniformidad en el producto así como conservar su color y sabor. Se debe de tener en cuenta que las latas al enfriarse pueden dar origen a fisuras en sus uniones, - las cuales al efectuarse el vacío absorben el agua de enfriamiento - por lo que esta agua deberá ser potable, en caso de que quiera ser recirculada deberá estar clorada con una concentración de 2 a 3 p.p.m. Cantidades mayores pueden dar origen a corrosión de las latas - (3). Durante el enfriamiento la temperatura del centro de la conserva deberá bajarle hasta 38°C con lo que además de los efectos anteriormente mencionados se evitará la condensación de la humedad ambiente sobre la lata (3).

Ahora bien, según la figura 1 se requerirá un tiempo de veintiseis minutos y medio de inmersión de las latas en agua a 22°C para lograr abatir la temperatura de 92.5°C al centro de la lata a 38°C al centro de la lata.

2.22-Almacén de producto terminado;

Para el almacenamiento de las latas se recomienda un lugar seco, con el objeto de evitar que la humedad al condensarse sobre las latas - cause puntos de corrosión en ellas, las latas se colocarán sobre es-

tivas de madera y se dejarán en observación durante quince días. -
Se debe procurar que el almacén sea un lugar fresco.

TABLA V. Sobre las temperaturas registradas en el centro de latas de duraznos en mitades¹ en grados Centígrados.

Tiempo en minutos	Calentamiento en agua a 93 °C		Enfriamiento en aire a 24 °C		Enfriamiento en agua a 22 °C	
	Prueba 1	Prueba 2	Prueba 1	Prueba 2	Prueba 1	Prueba 2
00	19	19				
01	-	-	92.5		92.5	
02	21	20	-			80
03	-	-	91			-
04	36	30	-			70
05	-	-	88			-
06	-	47	-			65
07	-	-	85			-
08	51	57	-			58
09	-	-	83.2			-
10	61	64	82			54
12	67	70	81			51
14	72	74	80			-
15	-	-	-			45
16	77	78	79.5			-
18	80	80	78.5			-
20	83	82	77.8			41.5
22	85	84	-			-
25	87	86	75.5			39
30	88	88	73.5			36
35	90	89.8	71			34
40	91	90.5	-			32
45	91.5	91	-			30.5
50	92	91.3	-			29
55	92.3	92.1	-			28
60	92.5	92.2	-			27.2

¹ Los datos de temperaturas en grados centígrados fueron registrados por un termómetro de mercurio que se introdujo hasta el centro de una lata de duraznos en mitades, del número dos y medio procediendo se luego a cerrarla hermeticamente. el calentamiento de las latas -
fue hecho por inmersión completa en agua a una temperatura constante de 93 °C, el enfriamiento se efectuó en dos formas: la primera -
por exposición en aire a 24 °C colocándose la lata sobre una tabla

de madera, la segunda por inserción completa en agua a una temperatura constante de 22 °C, los tiempos fueron anotados desde el momento en que la lata fué sumergida en el agua para el calentamiento y desde el momento en que fué sacada del agua a 93 °C y expuesta al aire para el enfriamiento por aire y sumergida en agua a 22 °C para el enfriamiento por agua.

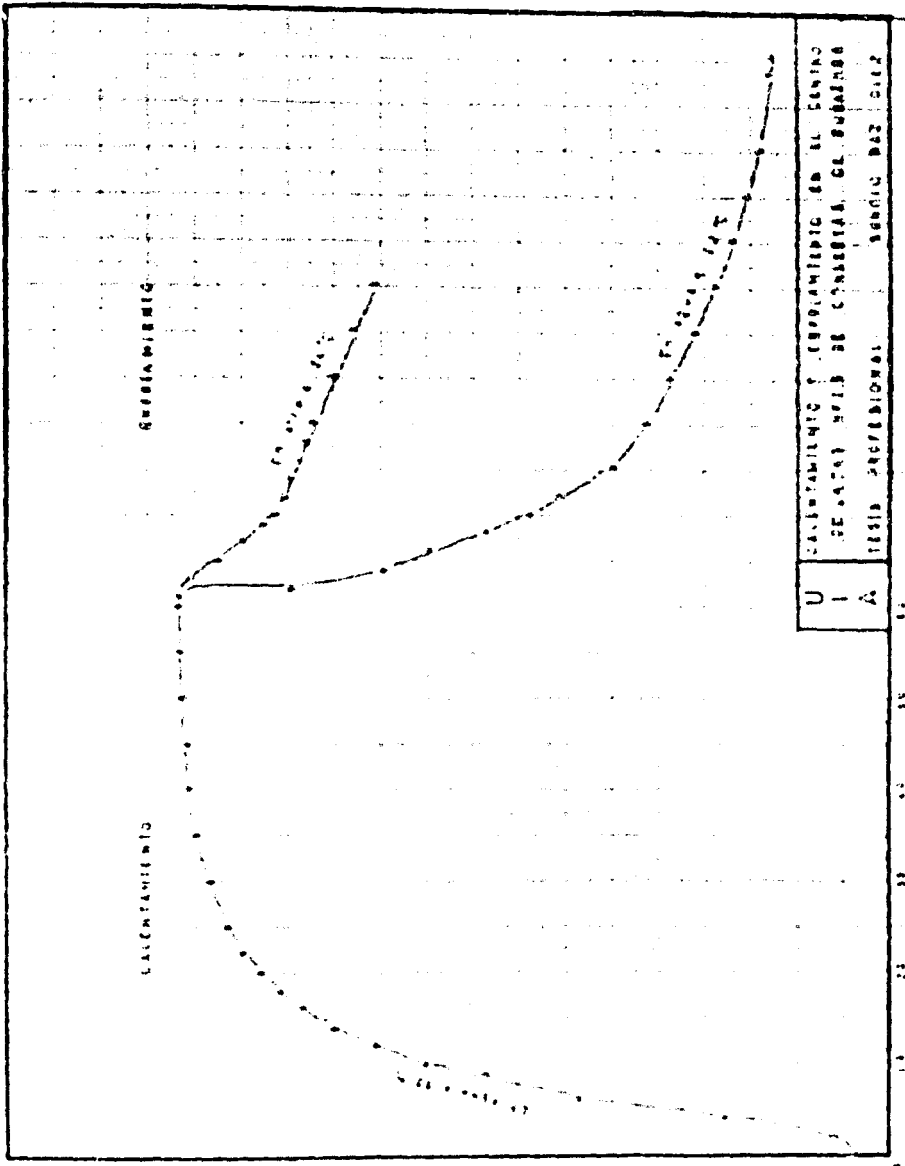
Los valores anotados en la gráfica 1 correspondientes a la zona de calentamiento son los promedios de las temperaturas registradas en las pruebas uno y dos efectuadas cada una con latas diferentes. Los valores anotados en la zona de enfriamiento corresponden en el caso del aire a la prueba número uno y en el caso del agua a la prueba número dos, estos valores son los mismos que las temperaturas registradas.

Nota: Las curvas bajo las cuales se hicieron las pruebas de la tabla I son las siguientes:

Malo; El epicarpio no se separa y en aquellas con las que si se separa para la superficie del fruto queda cocida por el baño de soda.

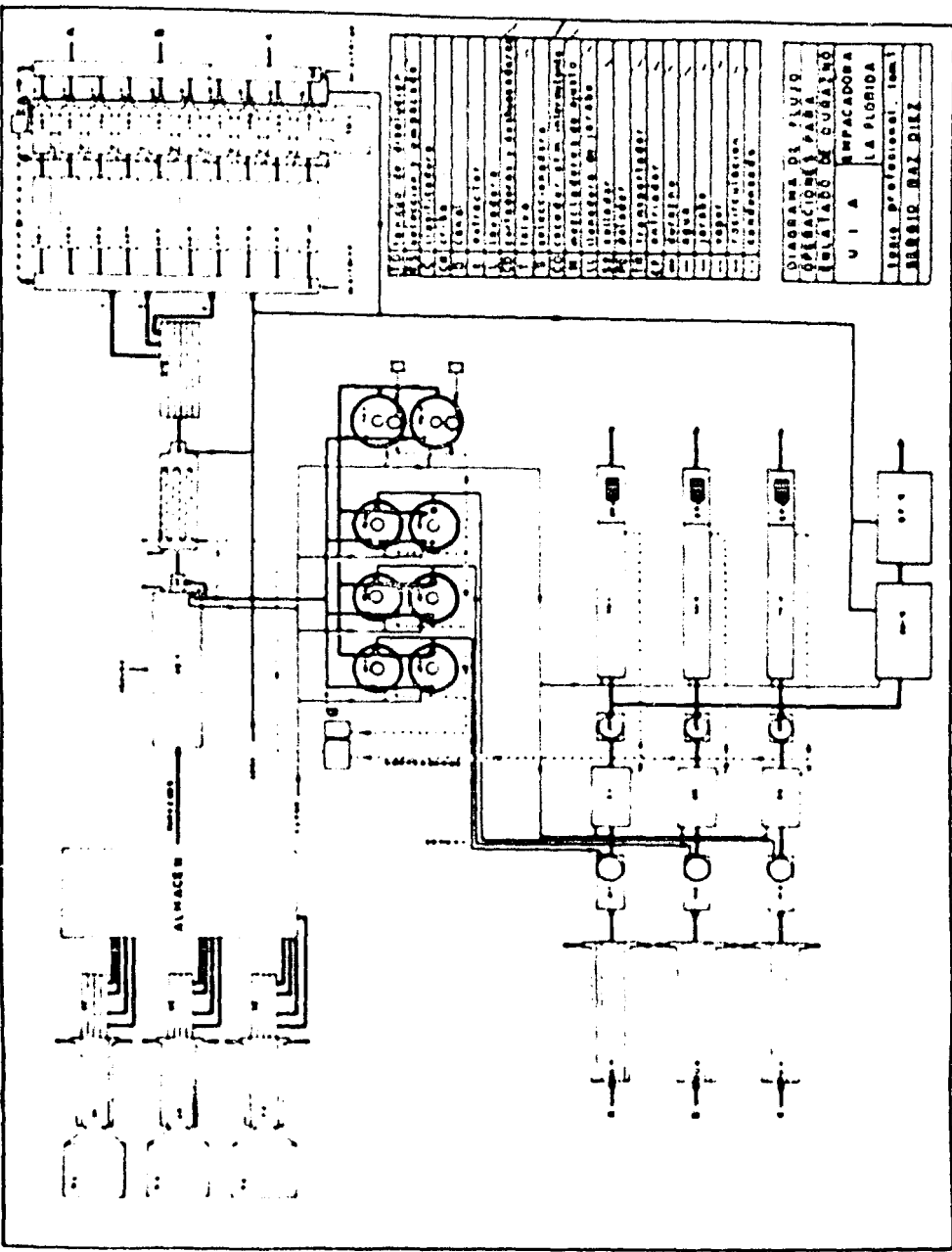
Regular; El epicarpio se separa en un 50 % aproximadamente con la inmersión en el baño de soda, del resto el mayor porcentaje se separa frotándolo, quedando algunas partes no separables.

Bueno; El epicarpio se separa en su mayor porcentaje con la inmersión, y es suficiente un ligero frotamiento para separar completamente el resto, quedando además lisa la superficie del fruto.



U CALCANTAMBIENIO / SUBSIDIAMBIENIO EN EL CENTRO
 I SEÑALAS NEGRAS DE CHARRITAS, EL SUABARA
 A TESIS PROFESIONAL / SERVICIO DEZ DÍZ

MINUTOS 0 5 10 15 20 25 30 35 40 45 50 55 60



1. ALMACEN DE FLUIDO
 2. ALMACEN DE FLUIDO
 3. ALMACEN DE FLUIDO
 4. ALMACEN DE FLUIDO
 5. ALMACEN DE FLUIDO
 6. ALMACEN DE FLUIDO
 7. ALMACEN DE FLUIDO
 8. ALMACEN DE FLUIDO
 9. ALMACEN DE FLUIDO
 10. ALMACEN DE FLUIDO
 11. ALMACEN DE FLUIDO
 12. ALMACEN DE FLUIDO
 13. ALMACEN DE FLUIDO
 14. ALMACEN DE FLUIDO
 15. ALMACEN DE FLUIDO
 16. ALMACEN DE FLUIDO
 17. ALMACEN DE FLUIDO
 18. ALMACEN DE FLUIDO
 19. ALMACEN DE FLUIDO
 20. ALMACEN DE FLUIDO
 21. ALMACEN DE FLUIDO
 22. ALMACEN DE FLUIDO
 23. ALMACEN DE FLUIDO
 24. ALMACEN DE FLUIDO
 25. ALMACEN DE FLUIDO
 26. ALMACEN DE FLUIDO
 27. ALMACEN DE FLUIDO
 28. ALMACEN DE FLUIDO
 29. ALMACEN DE FLUIDO
 30. ALMACEN DE FLUIDO
 31. ALMACEN DE FLUIDO
 32. ALMACEN DE FLUIDO
 33. ALMACEN DE FLUIDO
 34. ALMACEN DE FLUIDO
 35. ALMACEN DE FLUIDO
 36. ALMACEN DE FLUIDO
 37. ALMACEN DE FLUIDO
 38. ALMACEN DE FLUIDO
 39. ALMACEN DE FLUIDO
 40. ALMACEN DE FLUIDO
 41. ALMACEN DE FLUIDO
 42. ALMACEN DE FLUIDO
 43. ALMACEN DE FLUIDO
 44. ALMACEN DE FLUIDO
 45. ALMACEN DE FLUIDO
 46. ALMACEN DE FLUIDO
 47. ALMACEN DE FLUIDO
 48. ALMACEN DE FLUIDO
 49. ALMACEN DE FLUIDO
 50. ALMACEN DE FLUIDO
 51. ALMACEN DE FLUIDO
 52. ALMACEN DE FLUIDO
 53. ALMACEN DE FLUIDO
 54. ALMACEN DE FLUIDO
 55. ALMACEN DE FLUIDO
 56. ALMACEN DE FLUIDO
 57. ALMACEN DE FLUIDO
 58. ALMACEN DE FLUIDO
 59. ALMACEN DE FLUIDO
 60. ALMACEN DE FLUIDO
 61. ALMACEN DE FLUIDO
 62. ALMACEN DE FLUIDO
 63. ALMACEN DE FLUIDO
 64. ALMACEN DE FLUIDO
 65. ALMACEN DE FLUIDO
 66. ALMACEN DE FLUIDO
 67. ALMACEN DE FLUIDO
 68. ALMACEN DE FLUIDO
 69. ALMACEN DE FLUIDO
 70. ALMACEN DE FLUIDO
 71. ALMACEN DE FLUIDO
 72. ALMACEN DE FLUIDO
 73. ALMACEN DE FLUIDO
 74. ALMACEN DE FLUIDO
 75. ALMACEN DE FLUIDO
 76. ALMACEN DE FLUIDO
 77. ALMACEN DE FLUIDO
 78. ALMACEN DE FLUIDO
 79. ALMACEN DE FLUIDO
 80. ALMACEN DE FLUIDO
 81. ALMACEN DE FLUIDO
 82. ALMACEN DE FLUIDO
 83. ALMACEN DE FLUIDO
 84. ALMACEN DE FLUIDO
 85. ALMACEN DE FLUIDO
 86. ALMACEN DE FLUIDO
 87. ALMACEN DE FLUIDO
 88. ALMACEN DE FLUIDO
 89. ALMACEN DE FLUIDO
 90. ALMACEN DE FLUIDO
 91. ALMACEN DE FLUIDO
 92. ALMACEN DE FLUIDO
 93. ALMACEN DE FLUIDO
 94. ALMACEN DE FLUIDO
 95. ALMACEN DE FLUIDO
 96. ALMACEN DE FLUIDO
 97. ALMACEN DE FLUIDO
 98. ALMACEN DE FLUIDO
 99. ALMACEN DE FLUIDO
 100. ALMACEN DE FLUIDO

DIAGRAMA DE FLUIDO
 OPERACIONES PARA
 EL ALMACEN DE FLUIDO
 U I A
 EMPACADORA
 LA FLORIDA
 LEAS profesional. com
 BRISIO RAZ DILL

CAPITULO III

EQUIPO PARA LA LINEA DE MITADES, DISEÑO DE UN TANQUE DE DISOLUCION Y DE UN COCEDOR ATMOSFERICO TIPO INTERMITENTE

10 -Breve introducción;

En este capítulo se da una somera explicación del equipo existente y de su funcionamiento, así mismo se diseña un cocedor atmosférico intermitente y un tanque de disolución con sistema de calentamiento, obteniéndose los costos de construcción de los mismos.

3.1 -Distribución;

La instalación del equipo existente y el de la ampliación se muestra en la lámina 2 de acuerdo con su ubicación en el piso de la planta - siendo ésta la que se encontró más conveniente para ahorrar espacio y facilitar las operaciones de la línea de producción, se procuró dejar espacios libres para facilitar la circulación del personal siendo la amplitud de los espacios conforme al tipo de circulación que - en ellos se lleva al cabo, se dejó también suficiente espacio para el almacenamiento de material en producción y seiscientos metros cuadrados para almacén de productos terminados.

3.2 -Descripción del Equipo existente;

Se hará conforme a su instalación en la línea de producción que se muestra en la lámina 2.

Peladora, PE-1; Consta de un recipiente, un tambor giratorio de chg

pa perforada con espiral, una tolva de alimentación y un conducto de salida provisto de fuerte ducha (L-1) en parte de su extensión. En el recipiente existen, un alimentador directo de vapor y un serpentín así como un tubo de purga y una entrada de agua.

Lavadora de tambor, L-2 ; Consta de un recipiente en el que se sumerge y gira un tambor de chapa perforada provisto de aletas batidoras que proporcionan un lavado a los durasnos, los cuales salen mediante un elevador provisto de una ducha a presión que suministra el agua - corriente necesaria para el trabajo de la máquina, el elevador alimiente una tolva por donde caen los durasnos a la clasificadora C-4.

Clasificadora C-4; Su operación se basa en proporcionar un movimiento de rotación combinado con uno de traslación a los durasnos, los cuales caen conforme a su tamaño por el claro que se calibra entre un rodillo metálico estriado y un cordón de hule, los rodillos proporcionan el movimiento de rotación y el cordón de hule el de traslación.

Cortadoras y desmenuadoras, CD-1 a CD-6 ; Están montadas en mesas de ocho máquinas cada una. Cada máquina está equipada con un grupo de cuchillas que efectúan un corte diametral y una de corte ovoidal. La máquina es semi-automática y requiere para su operación de una obrera.

Cribas de separación, CR-1 a CR-6 ; Constan de un tambor giratorio perforado y de un recipiente que envuelve parte del tambor actuando de doble fondo al final del tambor se encuentra una ducha L-3 a L-13 que hace circular el agua a contra corriente de las mitades, en el interior del tambor son retenidas las mitades y los huesos caen al recipiente de donde por medio de paletas son expulsados a el transportador TR-1.

Mesas de Selección ES-4 a ES-6 ; Actualmente no se han comprado por

lo que se especificarán las características que deberán tener.

a) Serán de transportación por banda,

b) Tendrán tres compartimientos a lo ancho, uno central de 25 cms.

por donde correrán dos hileras de latas y uno a cada lado de 30 cms. por donde serán conducidos los durazos para su selección y empaque manual al interior de las latas,

c) Considerando que cada lata del dos y medio lleva un promedio de veinticinco mitades y que cada obrera puede empaquetar dos mitades en el momento en que pasa la lata enfrente de ella, deberá haber trece obreras en cada lado de la mesa y siendo de un metro el espacio que ocupan dos obreras, la longitud de la mesa deberá de ser de siete -
mts. más tres metros de mesa sin transportador que se ocupará en el reacondicionado de las mitades defectuosas.

Llenadoras LL-1 a LL-3; Son completamente automáticas, su funcionamiento consiste en que escurren las latas con durazos antes de llenarlas, pasándolas después a llenar por medio de un cabezal provisto de pistones rotatorios que dosifican el llenado dejando la cámara de la lata del tamaño que se las calibre.

Cocedores Atmosféricos, los del tipo continuo CO-1 a CO-3, así como los enfriadores EF-1 a EF-3 se piensan comprar posteriormente - cuando se instale la segunda línea de producción, en la actualidad se operará únicamente con el cocedor tipo discontinuo CO-4 que se diseña en 3.5 así como con el tanque enfriador EF-4.

Tanques de Disolución y Tanques de Ajuste; El tanque de disolución se diseña en 3-4. Los tanques de ajuste serán de dos mil litros -
c/u.

3.3-Análisis sobre la capacidad de la línea de producción;

El cuello de la producción se encuentra en la operación de las es-
senta y cuatro máquinas cortadoras y deshojadoras, por lo tanto por

medio de su análisis podremos conocer el total de la línea de producción.

Datos a considerar;

El rendimiento de las máquinas es de veinticinco durasnos - por minuto teóricamente, como esta operación es semi-automática se - considerará el 85 % del rendimiento teórico.

El promedio de mitades por cada lata del dos y medio, es de veinticinco.

El número de máquinas instaladas es de sesenta y cuatro.

Las pérdidas por producción son del 1%.

Los tiempos muertos en la producción se considerarán del 5%.

Cálculos para la capacidad de producción en 8 hrs.

Rendimiento teórico 100 %

Rendimiento real 85% - 6% = 79%

Producción por minuto;

$$\frac{25 \text{ durasnos}}{\text{minuto}} \times \frac{79}{100} \times 64 \text{ máquinas} = 1264 \frac{\text{durasnos}}{\text{minuto}}$$

Producción en 8 hrs.

$$1264 \frac{\text{durasnos}}{\text{minuto}} \times 60 \frac{\text{minutos}}{\text{hora}} \times 8 = 606720 \frac{\text{durasnos}}{\text{turno}}$$

Siendo que de un durasno se obtienen dos mitades y que cada lata tiene 25 mitades, se tendrá una producción en 8 hrs. - de:

$$\frac{606720}{25} \times 2 \frac{\text{mitades}}{\text{turno}} = 48537.6 \text{ latas No. 2.5 con mitades turno}$$

3.4- Diseño del tanque de Disolución;

El diseño se dividirá conforme a las siguientes partes:

- I Determinación de la capacidad necesaria para la producción de la línea de mitades, la línea de enteros y de latas No. 10.
- II Dimensiones de los tanques.

III Cálculo del espesor de la lámina para su construcción.

IV Cálculo del número de vueltas del serpentín necesarias para el caso de calentar a 94 °C en 35 min.

V Costos de construcción.

I La capacidad que debe de tener el tanque de disolución está basada en el consumo de jarabe por la línea de mitades, así como la de enteros y de latas No. 10.

Datos a considerar;

Producción en la línea de mitades -----48 500 latas No. 2.5/8 hr

Producción en la línea de enteros -----7 200 latas No. 2.5/8 hr

Producción en la línea del No. 10 -----1 800 latas No. 10/ 8 hr

Drene promedio del jarabe en las latas del No. 2.5 0.3 lt.

Drene promedio de jarabe en las latas del No. 10 1.5 lt.

Densidad del jarabe a 60 °Rx 1.289 a 20 °C

Densidad del jarabe a 40 °Rx 1.179 a 20 °C

Consumo de jarabe en 8 hr

$$(48\ 500 + 7\ 200)0.3 = 16\ 710\ \text{lt} / 8\ \text{hr}$$

$$(1\ 800)1.5 = \frac{2\ 700\ \text{lt} / 8\ \text{hr}}{19\ 410\ \text{lt} / \text{hr}}$$

Consumo de jarabe en 2 hr

$$\frac{19\ 400\ \text{lt}}{4} = 4\ 840\ \text{lt} / 2\ \text{hr}$$

Para cubrir este consumo se instalará el siguiente sistema:

Un tanque de dilución con capacidad de 5 000 lt

Seis tanques de ajuste con capacidad de 2 000 litros c/u.

La producción del sistema estará regulada por la siguiente tabla:

Tabla de tiempos en minutos para la producción de un lote.	min.	Tabla de la producción que se obtendrá.
Tanque de disolución.		Tanque de disolución.
Cargar agua, 2 578 lt	15	Capacidad máxima de 5,000 lt de jarabe de 60°Bx en 115 min
Espesar a calentar a 94°C		Ahora bien en los tanques de ajuste
Cargar azúcar, 3867 kg.	30	la conc. se bajará a 40°Bx luego -
Completar disolución	10	tomando como base 5 000 lt /2 hr
Terminar calentamiento a 94°C		la producción máxima en los tanques
Tomar especificaciones	10	de ajuste sería de:
Descargar a tanques de ajuste		5 000 lts. x 1.289 $\frac{kg}{lt}$ x 0.6
	<u>20</u>	<hr/>
	85	0.4 = 9 667 kg
		 9 667 kg = 8 190 lt /2 hr
		1.179 $\frac{kg}{lt}$
Tanque de ajuste;		Tanques de ajuste;
Mezclado de concentrado y		Su capacidad total será actualmente
ajustar especificaciones	<u>30</u>	de 12 000 lt ahora bien debido a
tiempo total transcurrido	115	que mientras la mitad de tanques se
Nota:		descarga la otra se está preparando
Se considerarán 2 horas.		su producción real será de 6 000 -
		lt /115 min

Consumo Producción

Balance de consumo y producción

Consumo actual por la línea de mitades, la línea de enteros, así como la de latas del No. 10 ----- 4,840 lt /2 hr

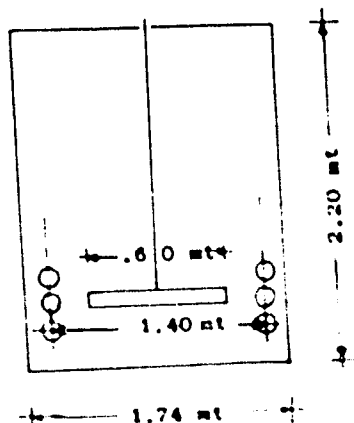
Producción en los tanques de ajuste ----- 6000 lt /2 hr

Luego se tendrá un factor de seguridad del 19 % entre la producción y el consumo.

II Dimensiones del Tanque de disolución

l	Altura	2.2 mt
c	Circunferencia	5.66 mt
Dt	Diámetro del tanque	1.74 mt
Ac	Area del cuerpo	12.01 mt ²
Ab	Area de la base	2.37 mt ²
At	Area total con tapa	16.75 mt ²
V	Volumen	5 229.00 lt
ds	Diámetro de centro a centro del serpentín	1.40 mt
Fl	Longitud de la paleta del agitador	0.60 mt

Diagram



III Cálculo del espesor de la lámina para su construcción;

Se estudiará la conveniencia de usar uno de dos materiales distintos. El primero será Aluminio Alcoa tipo 2S-H-14 y el segundo será Acero Inoxidable tipo 304, para lo cual se calculará el espesor de la pared del tanque, teniendo en cuenta la resistencia de los materiales y su velocidad de corrosión en condiciones extremas de ácido cítrico al 25 % de conc. y 200 °F

Cálculo del espesor de la pared usando aluminio para su construcción.

Datos a considerar;

Le	Límite de elasticidad	1 125 kg/cm ²
L	Altura	220 cm
c	Densidad	1.289 gr/lt
P	Presión Hidrostática (1 x c)	220 cm $1.289 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3} = 283.5 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^2}$
r	Radio del tanque	87 cm
h	Espesor de la lámina	
F	Factor de seguridad	2.5

Cálculos;

$$S_0 \text{ (esfuerzo circunferencial)} = \frac{P \cdot r}{h}$$

$$S_c = \frac{L_e}{F} = \frac{1.125 \text{ Kg/cm}^2}{2.5} = 450 \text{ kg/cm}^2 = 450 \times 10^3 \text{ gr/cm}^2$$

$$h = \frac{P \cdot r}{S_0} = \frac{283.5 \times 87}{450 \times 10^3} = 0.054 \text{ cm.} = 0.54 \text{ mm.}$$

Suponiendo que la costura de la soldadura sea únicamente el 85 % de fuerte de la lámina se tendrá;

$$\frac{0.54 \text{ mm}}{0.85} = 0.63 \text{ mm.}$$

Teniendo en cuenta una corrosión de 0.005 in/año se tendrá en diez años una corrosión de;

$$0.05 \text{ in}/10 \text{ años} = 1.27 \text{ mm}/10 \text{ años}$$

Luego el grosor será de;

$$\frac{0.63}{1.27} = 1.90 \text{ mm.}$$

Por lo que se usará una lámina No. 14 con un espesor de 2.1 mm.

Cálculo del espesor de la pared usando acero inoxidable tipo 304

Datos a Considerar;

L_e	Límite de elasticidad	3 000 kg/cm ²
p	Presión hidrostática	283.5 gr/cm ²
r	radio del tanque	87 cm
h	Espesor de la lámina	X cm
F	Factor de seguridad	2

Cálculos

$$S_0 \text{ (Esfuerzo circunferencial)} = \frac{P \cdot r}{h}$$

$$S_c = \frac{L_e}{F} = \frac{3.000}{2} = 1.500 \text{ kg/cm}^2 = 1.500 \times 10^3 \text{ gr/cm}^2$$

$$h = \frac{P \cdot r}{S_0} = \frac{283.5 \times 87}{1.500 \times 10^3} = 0.0164 \text{ cm} = 0.164 \text{ mm}$$

Suponiendo que la costura de la soldadura sea únicamente el 85 %

de fuerte de la lámina se tendrá

$$\frac{0.164}{0.85} = 0.193 \text{ mm}$$

Teniendo en cuenta una corrosión de 0.002 in al año se tendrá en diez años una corrosión de;

$$0.02 \text{ in} = 0.51 \text{ mm}/10 \text{ años}$$

Luego el grosor será de;

$$\begin{array}{r} 0.193 \\ 0.51 \\ \hline 0.703 \text{ mm} \end{array}$$

Por lo que se usará una lámina del No. 20 con un espesor de 0.889 mm.

Costo de las láminas;

Lámina de aluminio tipo 2S-H-14;

Teniendo la lámina un peso de 5.72 kg. por m^2 y siendo su costo de \$23.30 por kilo, su costo será de;

$$5.72 \times 23.30 = 133.27 \text{ \$/m}^2$$

Siendo la superficie total del tanque de 16.75 m^2 el costo total es

$$16.75 \times 133.27 = 2\ 240 \text{ pesos.}$$

Lámina de Acero Inoxidable tipo 304;

Teniendo la lámina un peso de 7.64 kg por m^2 y siendo su costo de \$21.40 por kilo, su costo será de;

$$7.64 \times 28.40 = 171.1 \text{ \$/m}^2$$

Siendo la superficie total del tanque de 16.75 m^2 el costo total es

$$16.75 \times 171.1 = 2\ 866 \text{ pesos}$$

Luego el costo del acero inoxidable tipo 304 con respecto al aluminio es de 21 % más caro.

Por lo que se construirá el tanque con lámina de aluminio 2S-H-14

IV Cálculo del número de vueltas del serpentín para el calentamiento a 94 °C en 35 minutos.

El cálculo se hará tomando en cuenta que el calentamiento de -

de 21 °C a 90 °C se efectua en 35 minutos y que al mismo tiempo que se empieza a calentar se empieza a agitar y a cargar asucar como se muestra en la tabla de tiempos en 3.4-1.

Los cálculos se harán tomando como base una concentración promedio de 30 °Bx.

Datos a considerar;

D_i	Diámetro interior del tanque	5.72 ft
d_i	Diámetro interior de los tubos	1.071 in
d_o	Diámetro exterior de los tubos	1.327 in
S_a	Superficie por ft lineal	0.346 ft ² /ft
F_l	Longitud de la paleta del agitador	1.97 ft ²
N	Revoluciones de la flecha del agitador	4,200 R.P.M
P_v	Presión de vapor en p.s.i.	52 lb/in ²
T_p	Temperatura promedio del vapor	283.5 °F
T_v	Temperatura del vapor	283.5 °F
h_{fg}	Calor latente de vaporización	922.9 BTU/lb
ΔT	Diferencia entre la temperatura inicial y final del lote	
	(194 - 70)	124 °F
t_p	Temperatura promedio del jarabe	
	(ver 167 de (8))	
	$\frac{70 + 194}{2}$	132 °F
S_p Gr	Gravedad específica de 30 °Bx a t_p	1.112
ρ	Densidad a t_p	
	1.112×62.4	69.38 lb/ft ³
C_p	Calor específico a t_p	0.8293 BTU/lb °F
μ_p	Viscosidad a t_p	3.55 lb/ft-hr
	1.47×2.42	

k	conductividad térmica a t_p	0.29	$\frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}/\text{ft}}$
Sp Gr	Gravedad específica de 60 °Rx a 21 °C	1.289	
W_j	Peso del lote a 60 °Rx	5 000 lt x 1.289 kg/lt	6.445 kg 14 204 lb
W_A	Peso del azúcar por lote a 60 °Rx	6 445 x 0.6	3 867 kg.
ΔH_o	Calor de disolución en agua a dilución infinita	- 2.5	$\frac{\text{K-cal}}{\text{gr-mol}}$
gr-mol	Gramo mol de azúcar	343.3	gr.

Solución;

Balace de calor del lote

$$\Delta \text{Hot} + (14\ 204 \times 0.8292 \times 124) = 1\ 460\ 000 \text{ B T U}$$

Calor total de disolución

$$\Delta H_{oq} = \frac{W_A}{\text{gr-mol}} \times \Delta H_o$$

$$\Delta \text{Hot} = \frac{3867 \times 10^3 \times -2.5}{343.3} = -27\ 024 \text{ k-cal}$$

$$-27\ 024 \text{ k-cal} \times 0.0039 \frac{\text{B T U}}{\text{k-cal}} = -105.3 \text{ B T U}$$

Cálculo del coeficiente local de película del lado exterior de los tubos del serpentín:

Se obtendrá con ayuda de la gráfica de la figura 20.2 (718 , (8)) que grafica valores de un Reynolds modificado contra el factor de Colburn y según la ecuación;

$$\frac{h_e D_i}{k} = 0.87 \left(\frac{F_1^2 W^o}{k} \right)^{2/3} \left(\frac{C_p}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{1}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

Luego R_o a t_p será

$$R_o = \frac{(1.97)^2 \times 14\ 200 \times 69.38}{3.55} = 312\ 000$$

De la figura 20.2

$$j = 2500 = \left(\frac{h_o D_t}{k} \right) \left(\frac{C_p \gamma}{k} \right)^{-1/3} \left(\frac{\gamma}{\gamma_w} \right)^{-0.14}$$

Luego

$$h_o = 2500 \frac{k}{D_t} \left(\frac{C_p \gamma}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\gamma}{\gamma_w} \right)^{0.14}$$

Operando

$$\left(\frac{C_p \gamma}{k} \right)^{1/3} = t_p = \left(\frac{0.8293 \times 3.55}{0.29} \right)^{1/3} = (10.8)^{1/3} = 2.20$$

Haciendo

$$\left(\frac{\gamma_p}{\gamma_w} \right)^{0.14} = \phi_o = 1$$

Se tendrá el coeficiente exterior

$$\frac{h_o}{\phi_o} = 2500 \times \frac{0.29}{5.72} \times 2.20 = 279 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Para el vapor en el interior de los tubos, se tendrá un coeficiente local de 1,500 BTU/hr ft² °F (cita, 163 (8))

Luego la temperatura de película t_w será según la ecuación (5.31a de (8))

$$t_w = t_p + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_p - t_p)$$

$$t_w = 132 + \frac{1500}{1500 + 279} (283.5 - 132) = 259.7 \text{ } ^\circ\text{F}$$

a t_w la viscosidad será;

$$2.5 \text{ } \gamma \text{ agua} = 2.5 \times 0.19 = 0.48 \text{ cp}$$

$$0.48 \text{ cp} \times 2.42 = 1.16 \frac{\text{lb}}{\text{ft hr}}$$

$$\phi_o = \left(\frac{\gamma_p}{\gamma_w} \right)^{0.14} = \left(\frac{3.55}{1.16} \right)^{0.14} = 1.16$$

Luego el coeficiente h_o corregido será;

$$h_o = \frac{h_o \text{ 's}}{\text{'s}} = 279 \times 1.16 = 323.6 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \text{ hr } ^\circ\text{F}}$$

Ahora bien U_c será;

$$U_c = \frac{h_o \ h_i}{h_o + h_i} = \frac{484 \ 500}{1 \ 823} = 265 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \text{ hr } ^\circ\text{F}}$$

Asumiendo un factor de Fouling de .0025

$$h_d = \frac{1}{0.0025} = 400$$

Luego el coeficiente total con incrustaciones será;

$$U_d = \frac{265 \ 400}{265 + 400} = \frac{106 \ 000}{665} = 160 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \text{ hr } ^\circ\text{F}}$$

Ahora bien, según la ecuación 18.5 de (8) para el calentamiento de lote con un medio isotérmico, el área deberá ser;

$$A = \frac{2.3 \log \frac{T_p - t_1}{T_p - t_2} (W_j C_p)}{U_d \times \theta}$$

Datos a considerar;

T_p	Temperatura promedio del vapor medio isotérmico	283.5 $^\circ\text{F}$
t_1	Temperatura inicial del lote	70 $^\circ\text{F}$
t_2	Temperatura final del lote	194 $^\circ\text{F}$
U_d	Coefficiente total de transmisión de calor tomando en cuenta las incrustaciones.	160 $\frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \ ^\circ\text{F}}$
θ	Tiempo de calentamiento	
	$35 \text{ min} \times \frac{1}{60} \frac{\text{hr}}{\text{min}}$	0.58 hr
W_j	Peso del lote	14,204 lb
C_p	Calor específico a 30 $^\circ\text{F}$	0.8293

Luego

$$A = \frac{2.3 \log \frac{213.5}{89.5} \times 14.204 \times 0.8293}{160 \times 0.58} = 110 \text{ ft}^2$$

Ahora bien siendo la superficie por pie lineal de $0.346 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}}$

Los pies de tubo necesario serán:

$$\frac{110}{0.346} = 317 \text{ ft} = 317 \text{ ft} \times 0.304 \frac{\text{m}}{\text{ft}} = 96.3 \text{ m.}$$

Luego siendo el diámetro del serpentín de centro a centro de 33

1.40 m. y su circunferencia de 4.39 m.

El número de vueltas será de $\frac{96.3}{4.39} = 21.9 \approx 22$

V- Costos de construcción:

Material	precio U	Total
97 m. de tubo 6 R 10 de acero inoxidable de 1" nominal	120 m.	11,620
16.75 m ² de lámina de aluminio No. 14 tipo 2S-H-14	133 \$/m ²	2,240
1 agitador con flecha de acero inoxidable con motor de 2 HP y su motorreductor acoplado		<u>13,000</u> 36,800
Mano de obra		<u>14,800</u> 50,800

3.5 Diseño de los cocedores atmosféricos tipo discontinuo;

Se dividirá en las siguientes partes:

- I Capacidad de producción necesaria
- II Dimensiones y diagrama
- III Pérdidas por radiación y convección
- IV Calentamiento
- V Costo de construcción

I Capacidad de producción:

Se tendrá en cuenta la producción de la línea de mitades de enteros y del No. 10, por lo que se considerarán los mismos datos de la parte primera del diseño del tanque de disolución.

Datos a considerar:

Producción en la línea de mitades 48 500 latas No. 2.5/8 hr

Producción en la línea de enteros $\frac{7\ 200}{55\ 700}$ latas No. 2.5/8 hr

Producción en la línea del No. 10 1 800 latas No. 10/ 8 hr

Ahora bien, cada canastilla tendrá una capacidad aproximada de 360 latas del No. 2.5 y 100 latas del No. 10.

Luego el más ro de canastillas que se procesarán en 8 hrs. será;

$$\frac{55\ 700}{360} = 154 \text{ canastillas /8 horas}$$

$$\frac{1\ 800}{100} = \frac{18}{172} \text{ canastillas /8 horas}$$

A pesar de que el proceso tarda 65 mint. se tomará como de una hora, como medida de seguridad para el cálculo del número de canastillas por hora

$$\frac{172}{8} = 21.5 \text{ canastillas /hr.}$$

Ahora bien, cada cocedor tiene una capacidad de 2 canastillas, por lo que se necesitarán

$$\frac{21.5}{2} = 10.75 \text{ cocedores.}$$

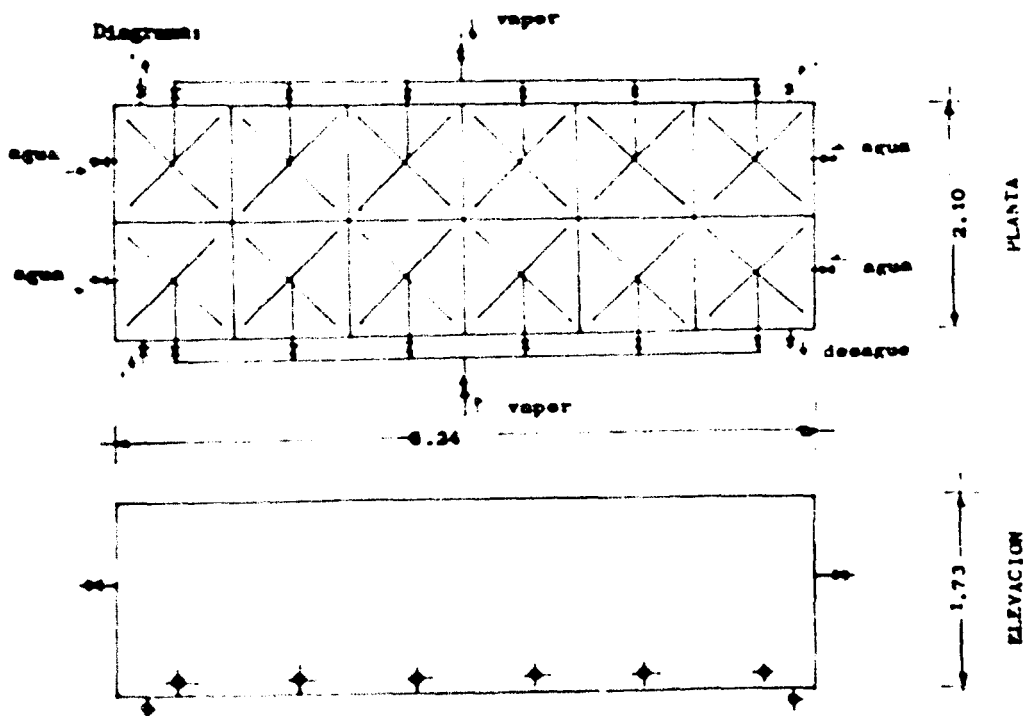
Luego se instalarán 12 cocedores.

II Dimensiones y diagrama:

Dimensiones de las canastillas		Dimensiones de los cocederos individuales.	
Diámetro	84 cm.	Lado	104 cm.
Alto	74 cm.	Alto	173 cm.
Volumen	409,8 lt.	Volumen	1,871 lt.

El ancho de los cocederos está dado por el diámetro de las canastillas más 10 cm de claro entre la pared del cocedor y la de la canastilla. El alto está dado por la altura de las canastillas sobre puestas una encima de la otra más 10 cm de altura de las parrillas que protegen los tubos que inyectan el vapor directo en el fondo del cocedor, más 10 cm de espesor del espejo de agua que debe de quedar sobre la tapa de la lata más alta, más 5 cm sobre el nivel del agua para evitar rebuendamientos.

Diagrama:



Luego como se ve en el diagrama, los cocedores individuales se armarán en batería formando un solo tanque cocedor, con el objeto de ahorrar material de fabricación y pérdidas de calor.

III Pérdidas por radiación y convección;

Se consideraron dos posibilidades, la primera será con el tanque aislado con fibra de vidrio y la segunda sin aislar.

Sistema aislado;

El aislamiento se hará con fibra de vidrio formando un emparedado en la siguiente forma: la primera pared es la lámina negra calibre B. - W. G. No. 11 del tanque, después estará una capa de 2" de fibra de vidrio y por último reteniendo la fibra de vidrio así como evitando que se moje, una lámina negra calibre B. W. G. No. 12 formando un doble fondo alrededor del total del cocedor.

Datos a considerar:

t_a	Temperatura del aire alrededor del tanque	70 °F
t_b	Temperatura del baño (constante)	200 °F
t	Temperatura de la pared, como medida de seguridad se supondrá una caída de temperatura de 5 °F entre la temperatura del baño y la de la pared exterior de la lámina No. 11	195 °F
t'_s	Temperatura de la superficie del aislante (la. aproximación)	100 °F
k_p	Conductividad térmica de la fibra de vidrio a la temperatura promedio de 145 °F	0.3 $\frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \text{ hr } ^\circ\text{F}/\text{in}}$
L	Espesor de la capa de lana de fibra de vidrio	2 in
e	Emitividad de la superficie pintada con esmalte blanco a 70 °F	0.906
A_t	Superficie del tanque cocedor	

base	6.24 x 2.68	13.00 m^2	
lados I	6.24 x 1.73 x 2	11.58 m^2	
lados II	2.68 x 1.73 x 2	7.18 m^2	
		21.76 m^2	219 ft^2

Fórmula $q = \frac{k \cdot A \cdot (t_w - t_a)}{L + k_p/h_c} \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$

Luego $q = \frac{0.3 \times 44.9 \times (195 - 70)}{2 + \frac{0.30}{h_c}} = \frac{16\ 900}{2 + \frac{0.30}{h_c}}$

h_c Coeficiente combinado para convección y radiación de una superficie plana en un cuarto a 70 °F se calculará por medio de la tabla 5' de (7) que está basada en la siguiente ecuación

$$h_c = h + e \cdot hr$$

en donde

h es el coeficiente de película para una superficie plana en BTU/hr °F ft²

e emisividad de la superficie 0.906

hr Coeficiente por radiación en BTU/hr °F ft²

Luego h_c para una temperatura t'_s de 100°F

será 1.68 BTU/ft² hr °F (valor promedio aritmético del de superficie horizontal y vertical)

sustituyendo este valor en la fórmula, se tendrá una pérdida de calor en BTU/hr de;

$$q = \frac{16\ 180}{2 + \frac{0.30}{1.68}} = \frac{16\ 900}{2.178} = 7,750 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Corrección de la temperatura de la superficie del aislante

Fórmula $q = h_c \cdot A \cdot (t'_s - t_a)$

Luego $7,750 = 1.68 \times 449 \cdot (t'_s - 70)$

$$(t'_s - 70) = \frac{7,750}{1.68 \times 449} = 10.1$$

$$t'_s = 10.1 + 70 = 80 \text{ °F}$$

Repetiendo los cálculos con esta temperatura de superficie, se tendrá

h_c para t'_g de $80^\circ F = 1.44$

luego el calor total perdido en el sistema aislado será:

$$q = \frac{16,800}{2 + \frac{0.29}{1.44}} = \frac{16,800}{2.207} = 7,630 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Sistema no aislado;

Se calculará primero el coeficiente de película por conducción y convección natural al aire (h_g) sumándole después el coeficiente de transferencia de calor debido a la radiación (h'_r) con lo que se obtendrá el coeficiente combinado para convección y radiación h_c ,

Datos a considerar;

t_w	temperatura de la pared del tanque	195 °F
t_a	temperatura del aire	70 °F
C	emisividad de lámina del tanque pintado con aluminio	0.52
Δt_g	Diferencia de temperatura entre la temperatura de la pared y la del aire (195 - 70)	125 °F
T_w	temperatura absoluta de la pared del tanque	655 °R
T_a	temperatura absoluta del aire	530 °R

Cálculo de h_c BTU/hr ft² °F

Fórmula:

Para una superficie plana vertical

$$h_g = 0.3 (\Delta t_g)^{0.25}$$

Para una superficie horizontal viendo hacia abajo

$$h_g = 0.2 (\Delta t_g)^{0.25}$$

luego

se tomará el valor máximo como medida de seguridad

$$h_g = 0.3 (\Delta t_g)^{0.25}$$

Cálculo

$$h_g = 0.3 \times (125)^{0.25} = 1.002 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \cdot \text{F}}$$

Cálculo h'r BTU/lr ft² · F

Se tendrá en cuenta que la fuente de radiación es pequeña comparada con su encerramiento, luego la fórmula será;

$$h'r = \frac{0.173 \times e \left[\left(\frac{T_v}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_a}{100} \right)^4 \right]}{T_v - T_a}$$

Cálculo

$$h'r = \frac{0.173 \times 0.52 \left[(6.55)^4 - (5.30)^4 \right]}{125} = 0.77 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \cdot \text{F}}$$

Ahora bien

$$h_g = (h'r \cdot h_c) \quad \text{BTU/ft}^2 \text{ hr } \cdot \text{F}$$

luego

$$h_g = 0.77 \cdot 1.002 = 1.772 \text{ BTU/ft}^2 \text{ hr } \cdot \text{F}$$

Ahora bien las pérdidas totales de calor serán:

Fórmula

$$q = h_g \cdot A_g \cdot \Delta t_g \quad \text{BTU/hr}$$

Datos a considerar,

$$h_g \quad \text{Coeficiente combinado} \quad 1.772 \text{ BTU/ft}^2 \text{ hr } \cdot \text{F}$$

$$A_g \quad \text{Superficie del tanque cocedor} \quad 449 \text{ ft}^2$$

$$\Delta t_g \quad \text{Diferencia de temperatura entre la pared y el aire} \quad 125 \cdot \text{F}$$

luego el calor total perdido en el sistema no aislado será;

$$q = 1.772 \times 449 \times 125 = 99 \ 444 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

IV Calentamiento:

Se efectuará por medio de vapor directo, el cual será inyectado a cada uno de los cocedores por medio de tubos perforados colocados

dos en la base del cocedor. Este sistema fué escogido debido a que las canastillas "empacan" a los cocedores proporcionando una gran superficie de choque para el vapor y evitando que escape por la superficie, además de la economía en el calentamiento y en el equipo, se tiene que el vapor ayudará a circular el agua.

Como medios de control, se cuenta con un termómetro de carátula y una válvula para regular el gasto de vapor a cada cocedor.

Después los cálculos para el consumo de vapor se harán teniendo en cuenta los siguientes puntos:

(a) El agua está fría sirviendo únicamente como medio de calentamiento, por lo que una vez calentada al iniciar el turno de fabricación el calor que habrá que suplirle será igual al debido a las pérdidas por radiación y convección por hora, más el necesario para procesar las canastillas por hora.

Después

$$Q_{\text{vapor}} = Q_{\text{canastillas}} + Q_{\text{perdido}} \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Cálculos;

canastillas; Se estima que la carga de las canastillas sea de 100 latas del No. 10 y de 360 latas del No. 2.5, sin embargo para evitar confusiones, en cuanto al volumen que las latas ocupan en las canastillas, se considerará el volumen total de las canastillas como el total de las latas para los cálculos.

Datos a considerar:

ρ Densidad del contenido de las latas

$$\frac{400 \text{ gr neto}}{824. \text{ cm}^3 \text{ contenido}} = 1.09 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$$

W_c Peso del contenido de la canastilla según suposición anterior

$$409 \text{ lt} \times 1.09 \frac{\text{kg}}{\text{lt}} = 445.81 \text{ kg} = 973.5 \text{ lb}$$

Δt_c Diferencia de temperatura entre la de las latas al iniciar el proceso dentro del cocedor y la temperatura final del centro de la lata al terminar (ver capítulo II 2.18 y tabla 2-V).

(198 - 163)

35 °F

Cp Calor específico del contenido de las latas (3) $1 \frac{BTU}{lb \cdot ^\circ F}$

Luego q cocedor

$q_c = 973.5 \times 1 \times 35 = 34\ 072 \frac{BTU}{hr}$

Siendo dos las canastillas por cocedor, se tendrá un consumo de:

$q_c = 34\ 072 \times 2 = 68\ 144 \frac{BTU}{hr - cocedor}$

q perdido; Según los cálculos efectuados en la tercera parte del diseño, el calor perdido al exterior será;

Para el sistema no aislado $\frac{99\ 144\ BTU/hr}{12\ cocedor} = 8,280 \frac{BTU}{hr-cocedor}$.

Para el sistema aislado $\frac{7,630}{12} \frac{BTU/hr}{cocedor} = 638 \frac{BTU}{hr-cocedor}$

Luego la diferencia en pérdidas de calor será;

$(\frac{8\ 280 - 638}{8\ 280}) \times 100 = 92,3 \%$

Por lo que se recomienda aislar el sistema para mantener más uniforme la temperatura del baño y evitar pérdidas en la producción.

En esta forma el consumo de vapor total será:

$q_v = q_c \times 24 + q_p \frac{BTU}{hr}$

Luego

$q_v = 34\ 072 \times 24 + 7\ 630 = 825\ 358 \frac{BTU}{hr}$

Ahora bien, si el vapor es de 90 lb/in² absolutas su entalpía total será de 1 186 BTU/lb.

Luego las libras de vapor necesarias para calentar el tanque cocedor por hora serán:

$$W \text{ vapor} = \frac{q_w}{1186} = \frac{825,158}{1186} = 695 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

El diámetro de los tubos necesarios para el cabezal del tanque cocedor será según fig. 25 pag. 386 (13) (para un gasto de 695 $\frac{\text{lb}}{\text{hr}}$ y una densidad de vapor de 0.225 lb/ft³ a 100 psi) de 3° luego el Re será de - 87 000.

En los tubos individuales de los cocedores el gasto será:

$$\frac{695}{24} \frac{\text{lb/hr}}{\text{cocedores}} = 28.9 \text{ lb/hr}$$

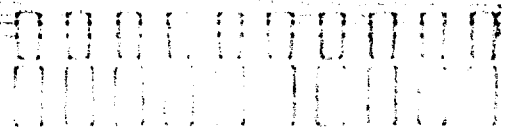
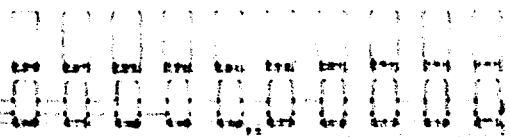
Luego según las consideraciones anteriores de densidad del vapor y - gasto, el diámetro será de 0.8" pero debido a que el tubo comercial es de 0.75" y de 1" se instalará 1" luego el Re será de 19 300.

V Costos de construcción;

Se detallan en la siguiente relación que incluye precios, considerando el descuento de las casas comerciales. La construcción del - equipo se hará en San Luis Potosí.

Material	Precio U	Total
12 válvulas de 1" de bronce, rosca con una presión de trabajo de 100 lb/in ² marca Crane	56 c-u	683
41.76 m ² de lámina negra No. 11	57.9 \$/m ²	2 417
41.76 m ² de sistema aislante tipo espaldado, según precio cotizado por Vitro-Fibras, S. A.	3.49 \$/m ²	1 457
12 manómetros de carátula de 3" con rosca de 1/2" bulbo de 2 1/2" con rango de 50 a 100 °C	220. \$	2 664
15 mts. de tubo de 1" cédula 40, diámetro calculado según fig (13)	38 \$/mt	570
30 mts. de tubo de 1" cédula 40 diámetro calculado según fig 25 (13)	148/mt	420
Mazo de obra e instalación	1 000	1 000
	TOTAL:	9,211

ALMACEN



000 010 100

Nota ver los dibujos en
la Tomada 1

PLANO DE PLANTA

U I A	EMPALMADO LA PLANTA
1953 FEBRUARIAL	
1953 FEB 27	

CAPITULO IV

ASPECTO ECONOMICO DEL EMPACADO DE DURAZNOS EN MITALES EN LATAS No. 2 1/2.

4.0 Breve introducción;

El objeto de este capítulo es encontrar la rentabilidad del negocio para la producción de las latas No. 2.5, para ello se ha tomado en cuenta la inversión fija de terreno y edificio que aparece en la tabla 4-I, así como el costo del equipo de producción que aparece en la tabla 4-II, de los resultados de estas tablas se obtiene la 4-III que puntualiza los cargos por depreciación y obsolescencia anuales correspondientes a la línea de mitales.

También se han tomado en cuenta los cargos directos e indirectos por mano de obra fija y variable en la tabla 4-IV.

Los cargos directos variables de energía eléctrica, combustible, agua, etc. se muestran en la tabla 4-V.

Todos estos cargos se han sumado en la tabla 4-VI denominada gastos generales anuales, basados en la producción anual en 1964, 1965 y 1966.

En la tabla 4-VII se obtienen los costos por unidad de producción. Obteniéndose posteriormente la rentabilidad del negocio.

Se debe de tener en cuenta que la producción máxima que se espera obtener por turno será de:

En la línea de mitades	48.500 latas No. 2.5/8 horas
En la línea de enteros	7.200 latas No. 2.5/8 horas
En la línea del No. 10	1.800 latas No. 10/8 horas.

Luego siendo cada peso del fruto que contienen las latas del No. 2.5 de 600 gr y el de las latas del No. 10 de 1.8 kg. y teniendo en cuenta que las pérdidas en la producción representan del 30 al 35% del peso del fruto antes de iniciar las operaciones de empaque se tendrá que el consumo de duraznos por kg/8 hrs. será de;

$$\text{En la línea de mitades} \quad \frac{48.500 \times 0.6}{0.7} = 42.500 \text{ kg}$$

$$\text{En la línea de enteros} \quad \frac{7.200 \times 0.6}{0.7} = 6.180 \text{ kg}$$

$$\text{En la línea del No. 10} \quad \frac{1.800 \times 1.8}{0.7} = \underline{4.640 \text{ kg}}$$

Consumo por turno 52.320

Luego el porcentaje del consumo, por turno de los enteros de lata No. 10 con respecto a la producción por turno será

$$\frac{10.820}{52.320} = 20.68 \%$$

Luego este porcentaje se deducirá de los cargos fijos que se aplican a la línea de mitades.

4.1 Inversión fija.

Terreno; El precio por metro cuadrado será de un peso, entendiéndose que el terreno es plano y desmontado, en la tabla 4-I se señala el uso, superficie y costo por cada parte de la empacadora.

Edificio; El costo fue de 400 pesos metro cuadrado construido de primera, con paredes aplanadas de cemento pulido y pintado, pisos

de cemento pulido y de color, con sistema de drenaje, instalación eléctrica para iluminación incluido, así como techos de aluminio colocados a una altura de 5 m. La tabla 4-1 señala los usos de la superficie construida.

Tabla 4-1, sobre edificio y terreno.			
USO	DIMENSIONES	SUPERFICIE	COSTO TOTAL
Terreno Plantas	60 x 30	1 800	1 800
Terreno Calderas y taller	15 x 30	450	<u>450</u> 2 250
Edificio Planta	60 x 30	1 800	720 000
Edificio Calderas y taller	15 x 30	450	180 000 <u>900 000</u>
deducción del 20.7% en el edificio			186 000

Equipo de fabricación;

Los costos que se enumeran son conformes a lo siguiente:

- 1.- El equipo importado se considera puesto en México, D. F. y cubiertos los gastos aduanales, así como fletes marítimos y terrestres.
- 2.- Los precios del equipo fueron cotizados directamente por las casas vendedoras, sin incluir descuentos (salvo aclaración) ni ajuste de precio, en otros casos se recurrió a catálogos, por lo que en general no se pueden considerar como de compra.
- 3.- En el tanque de dilución y de ajuste, así como el tanque cocedor, los costos que se dan son de construcción y en ellos se tiene en cuenta el descuento de las casas vendedoras del material necesario para su construcción.

- 4.- En el equipo de laboratorio se incluyen una balanza granataria un potenciómetro y demás equipo necesario para el funcionamiento de un pequeño laboratorio de control.
- 5.- Del costo total del equipo, así como de la instalación eléctrica, se ha previsto un 5% para materiales no especificados, porcentaje que se considera indispensable tener como reserva.

TABLA 4-II Sobre costos de los equipos para empacar mitades en latas No. 2.5

DESCRIPCION.	Costo Unitario	Costo Total
1 Máquina peladora escaladora Chaconsa,	24 400	24 400
1 Máquina lavadora de tambor Chaconsa,	13 200	13 200
1 Máquina clasificadora de rodillos a seis bandas, Chaconsa,	14 050	14 050
8 Bancadas soportando 8 máquinas partidoras y desmenuzadoras c/u con banda transportadora, Chaconsa,	35 000	280,000
8 Cribas separadoras de huesos	1 760	14 080
3 Mesas dobles para selección y empaque con banda transportadora	12 000	36 000
3 Extractores precalentadores a vapor, Chaconsa,	24 250	72 750
3 Selladores	—	—
1 Tanque cocedor atmosférico tipo discontinuo con capacidad de 24 canastillas	9 211	9 211
50 Canastillas de solera de 3/4"	200	10 000
50 Carretillas para el transporte de las canastillas.	150	7 500
1 Mono riel doble de 25 mt. de largo y 3 mt. de alto formado con dos viguetas de 4" y dos grías eléctricas de 3/4" de tonelada c/u.	10 000	10 000
1 Tanque enfriador con capacidad de 24 canastillas	3 500	3 500
1 Bomba de 1/2 H. P. para recircular agua del tanque enfriador	1 700	1 700

DESCRIPCION	C. U.	C. T.
1 Bomba de 3/4 H. P. para cargar agua al tanque de dilución	2 500	2 500
1 Tanque de dilución con capacidad de producción de 5 000 lt por lote, fabricado con lámina No. 14 de aluminio 25-H-14 provisto de serpentín de calentamiento de acero inoxidable tipo 6 RH - 10 (304) y de un agitador con flecha de acero inoxidable tipo 304, motorreductor y motor de 2 H. P.	50 800	50 800
6 Tanques de ajuste con capacidad de 2 000 lt c/u fabricados de acero inoxidable tipo 304 y lámina No. 18 provistos con agitador portátil con flecha de acero inoxidable tipo 304 y serpentín de calentamiento para mantener la temperatura a 90°C durante la operación de ajuste	10 000	60 000
1 Bomba para descarga del tanque de dilución Variante II con sus partes en contacto con el jarabe, de acero inoxidable con un rendimiento de 15 000 lt/hr. de 1.5 H. P.	16 000	16 000
1 Caldera de 200 H. P. de tubos de agua instalada con accesorios y control de nivel y presión,	250 000	250 000
Tubería de agua	44	2 600
60 mts. de tubo de 4"	24	1 080
45 mts. de tubo de 2"	16	320
20 mts. de tubo de 1 1/2"	12	240
20 mts. de tubo de 1"		4 000
Accesorios para tubería de agua		
Tubería de vapor	44	800
20 mts. de tubo de 4"	38	1 160
30 mts. de tubo de 3"	24	720
30 mts. de tubo de 2"		3 000
Accesorios para tubería de vapor		
1 Máquina de plataforma portátil de 500 kg de capacidad	1 555	1 555
50 mt de manguera de vapor de 1"	50	2 500

DESCRIPCION.	C. U.	C. T.
100 mt de manguera de agua de 3/4"	6	600
10 Vasijas de aluminio de 38 lt c/u	380	3 800
300 mt ² de estiva de cuela de 1/2" de madera de pino	16	4,830
40.5 mt ² de construcción de concreto para la instalación de los tanques	200	<u>8 100</u>
S T		972 537
Equipo para laboratorio,	10 000	10 000
Instalación eléctrica industrial		
1 Presupuesto de la compañía que lo instalaré en San Luis Potosí,	85 000	85 000
Cargo indirecto fijo;		
Equipo de oficina;		
2 escritorios	600	3 200
2 archiveros	800	1 600
4 sillas	100	400
1 máquina de escribir	2 500	2 500
1 máquina de sumar	1 750	1 750
1 calculadora	<u>1 500</u>	<u>1 500</u>
S T		1 078 487
		<u>53 800</u>
5% de imprevistos		<u>1 132 407</u>
T		

Se deducirá el 20.7 % de los costos anteriormente mencionados en lo que respecta a el equipo que también se usa para la producción de enteros y latas del No. 10 (Ver 4.0)

Luego		1 904
Tanque oxidador atmosférico		2 068
50 Carastillas		

DESCRIPCION.	C. U.	C. T.
50 Carretillas para las canastillas,		1 551
1 Mono riel		2 068
1 Tanque enfriador y bomba,		1 075
1 Tanque de dilución,		10 505
6 Tanques de ajuste		12 408
1 bomba para descarga del tanque de dilución,		3 308
1 bomba para cargar tanque de dilución		517
1 Caldera de 200 H. P.		51 700
300 mt ² de estiva de madera		999
40.5 mt ² de construcción para tanques de ajuste		1 675
5% de imprevistos		<u>10 445</u>
	S T	100 223
Instalación eléctrica industrial		17 578
Equipo de oficina,		2 254
Equipo de laboratorio		<u>2 068</u>
	T	122 123

4.2 Depreciación y obsolescencia, para obtener los cargos correspondientes a la línea de mitades se resumen los datos de las tablas 4-I y 4-II tabulandolos en la tabla 4-III

TABLA 4-III Los cargos por depreciación y obsolescencia aplicables
 a la línea de mitades ó sea teniendo en cuenta las deducciones del 20,7% de las partidas
 que se detallaron en las tablas 4-I y 4-II

Objeto	Inversión Fija total	Deducciones del 20,7 %	% de Recuperación	Valor a ser depreciado.	Tiempo de depreciación en - años.	Depreciación anual.
Edificio	900 000	186 000	20 %	714 000	30	23 800
Equipo de fabricación e imprevistos.	972 337	100 223	10 %	833 600	15	55 500
Equipo de laboratorio	10 000	2 068	0 %	7 932	3	2 644
Instalación eléctrica industrial	85 000	17 578	0 %	67 422	20	3 371
Equipo de oficina	10 900	2 254	20 %	6 916	15	461
Total	2 032 357	308 000				87 776

Nota: El valor a ser depreciado se obtiene en la siguiente forma:

Valor a ser depreciado (Inversión fija total - deducciones del 20,7%) X (100% - porcentaje de
 recuperación).

4.3 Cargos por mano de obra;

Para determinar los cargos por mano de obra directa fija y variable, así como indirecta fija se tendrá en cuenta los siguientes puntos.

a) Capacidad de producción;

La capacidad de producción de la línea de mitades (4.0) será de --- 48 500 latas No. 2.5 en 8 hr luego siendo el lapso de la cosecha - de principios de agosto a mediados de septiembre se tendrán 45 días de calendario disponibles para empacar, por lo que la producción máxima anual instalada de la planta será

$$48\ 500 \times 45 = 2\ 182\ 500 \text{ Latas / anuales.}$$

Ahora bien, la cosecha de duraznos en 1964 se espera sea de 600 toneladas, esperándose un incremento del 30% anual en la cosecha de los siguientes años de 1965 y 1966, luego la producción anual de latas - de duraznos en mitades para esos años será conforme a lo siguiente:

Datos a considerar

P	Pérdidas del peso del fruto debidas al proceso de empacado	30 %
D	Porcentaje de la cosecha total destinada a la producción de enteros y latas del No. 10 (4.0)	20.7 %
CD	Cosecha anual para el año	
	1964	600 ton.
	1965	780 ton.
	1966	1 014 ton.
FD	Peso de duraznos que contiene una lata del No. 2.5 en mitades (4.0)	.6 kg.

Luego se aplicará la siguiente ecuación para encontrar la producción de latas que se puede obtener a partir de las cosechas anuales (P.A.)

$$P. A. = \frac{C.A. \times (1 - 0.3) (1 - 0.207)}{FD} = \text{Latas No. 2.5/año}$$

Para 1964

$$PA = \frac{600\ 000 (0.7) (0.7932)}{0.6} = 555\ 200 \text{ latas No. 2.5/año}$$

Para 1965

$$PA = \frac{780\ 000 (0.7) (0.7932)}{0.6} = 721\ 800 \text{ latas No. 2.5/año}$$

Para 1966

$$PA = \frac{1\ 014\ 000 (0.7) (0.7932)}{0.6} = 938\ 300 \text{ latas No. 2.5/año}$$

b) Mano de obra directa fija;

Se considerará pagada durante los 45 días de calendario.

c) Mano de obra directa variable;

El personal necesario para atender la línea de mitades se detalla en la tabla 4-IV, se debe de tener en cuenta que ese personal es el que ocupa la línea para su máxima producción y como ni en los años de 64, 65 y 66 se llevará al cabo esa producción, se encontrará un factor matemático que relacione la producción máxima durante los 45 días con la producción que vaya a haber en el año, multiplicándose este factor por la nómina de los empleados al final de los 45 días, esto es posible gracias a que la mano de obra es variable, y por lo tanto el personal estará de acuerdo a la producción.

Luego para 1964 el factor será

$$\frac{555\ 200}{2\ 182\ 500} = 0.254$$

Para 1965

$$\frac{721\ 800}{2\ 182\ 500} = 0.330$$

Para 1966

$$\frac{938\ 300}{2\ 182\ 500} = 0.429$$

d) La mano de obra indirecta fija;

Se considera pagada durante 45 días, efectuándose de las nóminas la deducción del 20.7%

En la tabla 4-IV se detallan los cargos debidos a las nóminas para la producción de 164, 165 y 166, se incluye lo correspondiente al Seguro Social y se considera un aumento de 10% por año.

Tabla A-IV De carga por hora de obra directa e indirecta para la línea de ataques forestales 45 días de trabajo.

CLASE DE LABOR	NÚMERO DE PERSONAS	ÁREAS POR PERSONAS	ÁREAS POR LABOR	TIPO DE MAQUINARIA DE OBRA	NÚMERO TOTAL DE PRODUCTORES MÁXIMO	NÚMERO P/ 1944	NÚMERO P/ 1945	NÚMERO P/ 1946
Peónes	2	15	30	fija	1 350	1 350	1 350	1 350
Clasificadora C-4	1	15	15	fija	675	675	675	675
Canal D-1	2	15	30	fija	1 350	1 350	1 350	1 350
Cortada y deshozada	64	15	960	variable	43 200	10 972	14 294	18 532
Cebado y canal D-2	3	15	45	fija	2 025	2 025	2 025	2 025
Balocada y espueto	64	15	960	variable	43 200	10 972	14 294	18 532
Llaveo jarabe	6	15	90	fija	6 050	6 050	6 050	6 050
Comedores atmosféricos	3	25	75	fija	3 375	3 375	3 375	3 375
Alimentación y transporte	10	15	150	variable	6 750	1 687	2 217	2 895
Oficinas	2	30	60	F-20.62%	2 141	2 141	2 141	2 141
1 Chofer	1	40	40	F-20.62%	1 627	1 627	1 627	1 627
1 Mecánico	1	30	30	F-20.62%	1 071	1 071	1 071	1 071
1 Calderero	1	25	25	F-20.62%	888	880	880	880
1 Vigilante	1	15	15	fija anual	6 750	6 750	6 750	6 750
Captador	1	--	--	Fija-20.62%	3 000	3 000	3 000	3 000
Ingeniero químico	1	--	--	Fija-20.62%	7 912	7 912	7 912	7 912
						57 621	73 840	73 840
							7 084	14 790
							77 924	88 630
						(4.3-4)	(4.3-4)	(4.3-4)

Nota: Las máquinas variables no obtienen su máxima producción por el factor de concentración de 0.1-1.

4.4 Cargos directos variables de fuerza, vapor, agua, sosa y demás materias primas.

I Agua;

Se considerará un gasto de 10 lt (1) por cada lata del No. 2 1/2.

Luego el consumo será;

Para 1964

$$555\ 200 \text{ latas} \times 10 \text{ lt /lata} = 5\ 552\ 000 \text{ lt}$$

Para 1965

$$721\ 800 \text{ latas} \times 10 \text{ lt /lata} = 7\ 218\ 000 \text{ lt}$$

Para 1966

$$938\ 300 \text{ latas} \times 10 \text{ lt /lata} = 9\ 383\ 000 \text{ lt}$$

Luego viendo el costo del agua de 0.75 \$/3 785 lt o sea

$$1.98 \times 10^{-4} \text{ \$/lt. (9)}$$

$$\text{Para 1964; } 5\ 552\ 000 \times 1.98 \times 10^{-4} = 1\ 099 \text{ \$}$$

$$\text{para 1965; } 7\ 218\ 000 \times 1.98 \times 10^{-4} = 1\ 427 \text{ \$}$$

$$\text{para 1966; } 9\ 383\ 000 \times 1.98 \times 10^{-4} = 1\ 857 \text{ \$}$$

II Fuerza; El consumo de energía eléctrica del equipo que se enumera en la tabla 4-II será de 60 kw - hr.

Luego el consumo en 8 horas será 480 kw y siendo de 45 días el lapso de operación se tendrá un consumo de

$$480 \times 45 = 21\ 600 \text{ kw}$$

y siendo el costo de \$0.20 por kw, se tendrá un cargo de

$$21\ 600 \text{ kw} \times .20 \text{ \$/kw} = 4\ 320 \text{ \$}$$

debido a la dificultad para encontrar los diferentes cargos con respecto a la producción en los años de 1964, 1965 y 1966, se tomará el cargo correspondiente a la máxima producción. En general el consumo no variará mucho, ya que las máquinas cortadoras y desmenuadoras que son las de mayor operación variable tienen un consumo de 12 kw - hr. trabajando toda la línea.

III Hidroxido de sodio

Los cálculos se basarán sobre un consumo de 7.3 kg. por tonelada de fruta (1) y sobre un precio de 1,735 \$/ton. de soda al 50% de conc. Luego se tendrá un cargo de;

Para 1964.

$$\frac{600 \times 7.3}{0.5} \quad 8.800 \text{ kg} \times 1,735 \text{ \$/1000 kg} = 15.260 \$$$

Para 1965

$$\frac{780 \times 7.3}{0.5} \quad 11.400 \text{ kg} \times 1,735 \text{ \$/1000 kg} = 19.779 \$$$

Para 1966

$$\frac{1.000 \times 7.3}{0.5} \quad 14.800 \text{ kg} \times 1,735 \text{ \$/1000 kg} = 25.670 \$$$

IV Vapor: Se calcularán primero los BTU necesarios para las diferentes operaciones del enlatado haciéndose luego la conversión lb de vapor considerando que la caldera trabajará a 100 psi

Cálculos: Se tomará como base el consumo de vapor por lata No. 2 1/2

a) Preparación del jarabe: Se tomará una concentración promedio de los jarabes de 40°Bx y la temperatura final será de 191°F (ver 2.13) así como un contenido promedio por lata de 300 c.c. (ver 3.4).

Luego los BTU por lata serán:

Datos a considerar

$$W_j \quad \text{peso del jarabe } 300 \text{ cm}^3 \times 1.179 = 353 \text{ gr} = 0.778 \text{ lb}$$

$$\rho_j \quad \text{densidad del jarabe a } 40^\circ \text{Bx y } 21^\circ \text{C } 1.179 \text{ gr/cm}^3$$

$$C_p \quad \text{calor específico } 0.8292 \text{ BTU/lb } ^\circ \text{F}$$

$$\Delta_t \quad \text{diferencia de temperatura entre la temperatura ambiente y la del jarabe al llenar}$$

$$(191 - 70) = 121^\circ \text{F}$$

Cálculo

$$Q = W_j C_p \Delta_t \quad \text{BTU}$$

$$Q = 0.778 \times 0.8292 \times 121 = 78 \text{ BTU/lata.}$$

b) Calentamiento en el extractor;

Se deberá de tener en cuenta que la lata entra al extractor a una temperatura de 125°F como resultado de la mezcla de 600 gr de duraznos a 70°F y 300 cm³ de jarabe a 191°F, mezcla que se efectua en la operación de llenado de las latas (ver 2.14 y 3.2)

Luego los BTU por lata serán;

Datos a considerar

W_1 peso del contenido de la lata

900 gr neto 1.98 lb

C_p calor específico del contenido de la

lata (3) 1 $\frac{BTU}{lb^\circ F}$

Δ_t diferencia de temperatura entre el contenido de la lata al entrar al extractor y la temperatura de salida (ver 2.18)

(173 - 125) = 48°F

Cálculos

$$q = W_1 C_p \Delta_t \quad BTU$$

$$q = 1.98 \times 1 \times 48 = 95.04 \text{ BTU/lata}$$

c) Proceso en el cocedor atmosférico discontinuo.

Según los cálculos en 3.5 los BTU necesarios para procesar 24 canastillas con un promedio de 360 latas del No. 2.5 fueron de 825 358 BTU

Luego los BTU por lata serán

$$\frac{825\ 358}{24 \times 360} = 95.5 \text{ BTU}$$

Por lo tanto el consumo total de vapor por lata será

Por preparación de jarabe 78 BTU

Por calentamiento en el extractor 48 BTU

Por proceso 95.5 BTU

211.5 BTU

Ahora bien, siendo la presión de la caldera de 100 lb
el calor latente del vapor saturado será de 889.7 BTU/lb
luego el consumo del vapor en libras por lata será:

$$\frac{211.5 \text{ BTU/lata}}{889.7 \text{ BTU/lb}} = 0.237 \text{ lb/lata}$$

Luego se tendrá un consumo de vapor total de:

Para 1964

$$555 \ 200 \text{ Latas} \times 0.237 \text{ lb/lata} = 1 \ 315 \ 820 \text{ lb}$$

Para 1965

$$721 \ 800 \text{ Latas} \times 0.237 \text{ lb/lata} = 1 \ 710 \ 660 \text{ lb}$$

Para 1966

$$938 \ 380 \text{ Latas} \times 0.237 \text{ lb/lata} = 2 \ 223 \ 771 \text{ lb}$$

Siendo el precio de vapor de 6.25 \$ las mil libras (9)

Luego los cargos serán de:

Para 1964

$$1 \ 315 \ 820 \times 6.25 \times 10^{-3} = 8 \ 223 \ \$/\text{anual}$$

Para 1965

$$1 \ 710 \ 660 \times 6.25 \times 10^{-3} = 11 \ 290 \ \$/\text{anual}$$

Para 1966

$$2 \ 223 \ 771 \times 6.25 \times 10^{-3} = 13898 \ \$/\text{año}$$

V Latas; Su precio es de 846 pesos el millar en blanco.

Luego el precio por lata será de 0.846 \$, y los cargos para las producciones anuales serán

Para 1964

$$555 \ 200 \text{ Latas} \times 0.846 \ \$/\text{lata} = 469 \ 699 \ \$$$

Para 1965

$$721 \ 800 \text{ Latas} \times 0.846 \ \$/\text{lata} = 610 \ 642 \ \$$$

Para 1966

$$938 \ 380 \text{ Latas} \times 0.846 \ \$/\text{lata} = 793 \ 869 \ \$$$

7. Duraznos; Se deberá tener en cuenta que los duraznos del contenido de la lata pesan 600 gr. pero para los cargos se deberá de tener - en cuenta este peso más las pérdidas en peso por el empaque que - son del 30% (ver 4.0)

Luego el peso por lata será

$$\text{Peso } \frac{600}{0.7} = 857 \text{ gr/lata No. 2.5}$$

Ahora bien, si el precio de los duraznos es de 2.50 kg. teniendo en cuenta la devolución de los huesos al rancho.

Luego el cargo por lata será

$$2.50 \times 0.857 = 2.14 \text{ \$/lata}$$

Luego los cargos para la producción anual serán

Para 1964

$$555\ 200 \text{ latas} \times 2.14 \text{ \$/lata} = 1\ 188\ 128 \text{ \$}$$

Para 1965

$$721\ 800 \text{ latas} \times 2.14 \text{ \$/lata} = 1\ 544\ 652 \text{ \$}$$

Para 1966

$$938\ 380 \text{ latas} \times 2.14 \text{ \$/lata} = 2\ 008\ 133 \text{ \$}$$

Jarabe; Se tomará como base una concentración de 40 % (ver 3.4) 2.15) luego el cargo corresponderá a una lata del No. 2.5 enpacada con duraznos grado primera y llenado con 300 c. c. de jarabe. Luego la cantidad de azúcar por lata será:

$$300 \text{ cm}^3 \times 1.179 \text{ gr/cm}^3 \times 40\% = 141.48 \text{ gr}$$

Ahora bien, si el precio de la azúcar es de 1.50 \\$/kg.

el cargo por lata será $1.50 \text{ \$/kg} \times .1414 = 0.212 \text{ \$}$

Luego los cargos para la producción anual serán:

Para 1964

555 200 latas x 0.212 \$/lata \$ 117,700

Para 1965

721 800 latas x 0.212 \$/lata \$ 153,000

Para 1966

938 380 latas x 0.212 \$/lata \$ 198,900

4.5- Gastos generales anuales de fabricación para los años de 1964, 1965 y 1966 (valores redondeados).

TABLA 4-VI Sobre los gastos generales de fabricación de la línea de pitados.			
Cargo	1964	1965	1966
Materias primas:			
Duraznos	1 188 000	1 545 000	2 008 000
Lata	470 000	611 000	794 000
Jarabe	118 000	153 000	199 000
Hidroxido de sodio	15 200	19 800	25 700
Acido Citrico para canales	3 000	3 000	3 000
Servicios	8 200	11 300	14 000
Fuerza	4 300	4 300	4 300
Agua	1 100	1 400	1 900
Mano de obra directa e indirecta	58 000	78 000	89 000
Mantenimiento del equipo			
3% de Inv. fija	30 500	30 500	30 500
Reparaciones, 1% de Inv. fija en equipo	30 500	30 500	30 500
Depreciación y obsolescencia	88 000	88 000	88 000
Seguros 1.5% de Inv. fija en equipo,	15 200	15 200	15 200
Etiquetas y cajas 16¢ por lata	89 000	116 000	150 000
TOTAL ANUAL	2 119 000	2 707 000	3 453 000

4.6- Costo por unidad de producción.

Estos se obtendrán dividiendo la producción anual de latas por sus correspondientes gastos generales de fabricación.

TABLA 4 - VII Sobre el costo por lata No. 2.5 de mitades.		
Año	Producción anual de latas	Costo en pesos
1964	555 000	3.81
1965	722 000	3.75
1966	938 000	3.68

4.7-Análisis sobre la rentabilidad del negocio.

Se tomarán en cuenta los siguientes gastos sobre la venta.

Administración y ventas	5 %
Descuentos movibles	3 %
Publicidad	<u>5 %</u>
Total	13 %

Ahora bien, el precio de venta de las latas del 2.5 en mitades será al público de \$7.00 y siendo del 20 % el porcentaje con el que marcan los abarrotar, el precio de venta de la empaedora deberá ser:

$$7.00 \times 0.8 = 5.60 \$$$

Se tomará el año de 1965 para calcular la rentabilidad.

Luego para 1965 se tendrá una venta de

$$722\ 000 \text{ latas} \times 5.60 \text{ \$/lata} = 4\ 043\ 000 \$$$

Siendo el costo de producción de:

$$722\ 000 \text{ latas} \times 3.75 \text{ \$/lata} = 2\ 707\ 000 \$$$

Considerando los gastos del 13 % sobre la venta, se tendrá

$$4\ 043\ 000 \times 0,13 = 524\ 000\ \$$$

Luego la utilidad antes de impuestos será:

$$(4\ 043\ 000 - 524\ 000) = 3\ 519\ 000\ \$$$

Considerando los impuestos por cédula II y cédula VII más los correspondientes a utilidades excedentes del 40 % se tendrá una utilidad después de impuestos de:

$$3\ 519\ 000 \times 0,6 = 2\ 111\ 400\ \$$$

Ahora bien, el capital requerido para operar la empacadora será:

Capital fijo: (ver tabla 4-III)

$$(2\ 032\ 000 - 868\ 000) = 1\ 164\ 000$$

Capital de trabajo para el ciclo de operaciones de 45 días.

Efectivo -	Servicios	16 700
	Mano de obra directa e indirecta	78 000
	Mantenimiento	30 500
	Seguros	15 250
	Jerabe	153 000
Inventario -	Hidroxido de sodio	19 800
	Ácido cítrico	3 000
	Latas	611 000
	Refacciones,	30 500
		<u>1 068 000</u>

NOTA.- El valor del durasno por convenio conforme sea recibido por la empacadora, el importe de la venta luego no se toma en cuenta como capital de trabajo.

Para incrementar la rentabilidad se considerará la posibilidad de obtener un préstamo que cubra el capital de trabajo con un interés del 1% mensual más gastos de \$3,000.00.

Luego la rentabilidad será:

$$\frac{488,000 - 25,000}{1,724,000} = 27\%$$

En caso de no poder obtener este préstamo se considerará la alternativa de obtener una hipoteca sobre la inversión fija y siendo ésta por disposiciones bancarias del 30% sobre el avalúo del capital fijo se podrá contar con \$18,000 que al 9% anual darán en dos meses un interés del 1.5% más 3,000 pesos por gastos.

Luego la relación entre ganancias e inversión total será:

$$\frac{488,000 - 12,000}{(1,042,000 - 518,000) + 1,724,000} = 21\%$$

CAPITULO V

CONCLUSIONES.

En general durante el desarrollo de la tesis se han mostrado las conclusiones a que se ha llegado y las recomendaciones para las diferentes operaciones, por lo que a continuación únicamente se puntualizan las más importantes.

- 1.- La concentración del baño de sosa en la peladora será de 2.5% y el período de inmersión del fruto será de 45 a 5' segundos con una temperatura del baño de 93.2 °C (ver 2.5).
- 2.- El jarabe tendrá que ser preparado únicamente con una mezcla de una solución acuosa de sacar y un concentrado de dióxido de azufre ajustando la densidad de la mezcla al grado del azúcar por evaporar. (ver 2.15).
- 3.- El pH de las conservas después del almacenamiento deberá de ser de 3.7 a 3.9. (ver 2.15).
- 4.- La temperatura en el centro de las latas a la salida de los extractores deberá de ser de 78 °C. (ver 2.18).
- 5.- El tiempo de proceso dentro de los cocedores atmosféricos continuos será de 65 minutos con la temperatura del agua de 93 °C. (ver 2.20).

- 6.- El tanque de disolución se construirá con lámina de acero del No. 14 tipo 2S-II-L4 y el serpentín de calentamiento con tubo de 1" nominal de acero inoxidable tipo 6R-10 y teniendo 27 vueltas efectivas. Con un costo de 50,800 pesos. (ver 3.4).
- 7.- El tanque cocedor atmosférico deberá ser aislado con 2" de fibra de vidrio y su construcción será según las dimensiones y el diagrama que se muestra en 3.5-II, siendo su costo de construcción de 9,211 pesos. (ver 3.5).
- 8.- La rentabilidad calculada es del 27 % anual.

REFERENCIAS.

- (1).- Centro Regional de ayuda técnica, Pequeñas fábricas de conservas, Editorial Reverte, México, 1958
- (2).- Salle, A. J. Bacteriología, Gustavo Gil, S. A., Barcelona, 1957.
- (3).- Cross, W. V. Commercial Fruit and Vegetable Products. Mc. Graw Hill. Nueva York, 1958.
- (4).- Envases Generales Continental de México, S. A. Comunicación personal. 1964.
- (5).- Townsend C. T. A Laboratory manual for the canning industry, Natl. Canners Assoc. Research. Lab. 1954.
- (6).- Frasier, W. C. Food Microbiology Mc. Graw Hill, Nueva York, 1958.
- (7).- Stoever, H. J. Applied Heat Transmission, Mc. Graw Hill. Nueva York. 1941.
- (8).- Kern, D. Q. Process Heat Transfer, Mc, Graw Hill, Nueva York. - 1950.
- (9).- Haggel, J. Chemical Process Economics, J. Willey. Nueva York. - 1960.
- (10).- International Critical Tables, Mc. Graw Hill. Nueva York. 1930.
- (11).- Moning, F. Principles of sugar technology. Elsevier Publishing, Co. Amsterdam. 1959.
- (12).- Mantell Engineering Material Handbook, Mc. Graw Hill, Nueva York. 1950.
- (13).- Perry, J. H. Chemical Engineers Handbook, Mc. Graw Hill. Nueva York. 1951.
- (14).- Sandvik, Stainless Steel tubes, catalogo. Estocolmo, Suecia, 1963.
- (15).- Imperial, Carrocería guide, datos técnicos. México, México, I. F. - 1964.
- (16).- Schweyer, E. L. Process engineering Economics. Mc. Graw Hill, Nueva York. 1959.