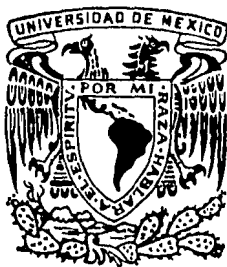


2ej
93



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

**ESTUDIO DE FACTIBILIDAD EN LA INSTALACION DE
UNA PLANTA DE ACEITE ESENCIAL DE HIERBABUENA**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

ROBERTO ANTONIO KUHLMANN RODRIGUEZ

MEXICO, D. F.,

1986



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 está 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.

INDICE GENERAL

- CAP. I . - INTRODUCCION
- CAP. II . - ESTUDIO DE MERCADO
- CAP. III. - PRODUCCION
- CAP. IV . - ADMINISTRACION
- CAP. V . - ESTUDIO FINANCIERO

CONCLUSIONES GENERALES

- ANEXO I . - FONEI - MANUAL DE PROCEDIMIENTOS

BIBLIOGRAFIA

C A P I T U L O . I

I N T R O D U C C I O N

I N T R O D U C C I O N

El presente trabajo pretende ser un estudio económico para una planta extractora de aceite esencial de hierbabuena.

¿Porqué de aceites esenciales?

La razón es muy sencilla. El equipo requerido, como se verá más adelante, es muy pequeño. Esto significa que la inversión también debe ser muy baja. Además, los aceites esenciales tienen un valor agregado muy alto y todos son importados. La situación actual del país requiere como nunca de la sustitución de importaciones de productos que pueden ser elaborados en México. La segunda pregunta surge lógicamente

¿Porqué aceite esencial de hierbabuena?

La hierbabuena es una planta silvestre y casi plaga en México. Crece casi en todos lados sobre todo del centro de la República, en los estados de Puebla, Tlaxcala, Edo. de México, Distrito Federal, Morelos, Querétaro, etc. Su costo es sumamente bajo.

Este estudio mostrará la favorable consecuencia de comprar materia prima en pesos y vender el producto terminado en dólares

O B T E N C I O N

La hierbabuena es una planta herbácea de la familia de las labiadas con tallos erguidos, poco ramosos de 40 a 50 cm de altura con hojas vellosas, elípticas en grupos axilares y fruto seco con 4 semillas. Es muy parecida a la menta, pero no tan alta y su olor y sabor característicos se lo imparte su aceite esencial o volátil que puede ser obtenido por destilación por arrastre de vapor de las hojas y partes superiores de la flor.

La hierbabuena puede crecer en una gran variedad de suelos, tierras margosas ó varios tipos de fangos (tierras pantanosas drenadas, pero no sobre drenadas). El campo en donde se siembra se prepara como para maíz u otros granos.

En Estados Unidos se conocen 2 tipos de esta planta: la americana nativa y la escocesa o de las tierras altas.

La primera posee mayor dureza y es más resistente a las inclemencias del clima, en

fermedades y pestes; mientras que la segunda es menos resistente pero da un rendimiento que en algunos casos llega hasta un 50% superior a la americana nativa.

Los principales peligros de los plantíos de la hierbabuena son las heladas tempranas y los vientos fuertes del comienzo de la primavera.

La máxima cantidad de aceite la contiene la planta en la etapa de floreo que dura varios días.

ACEITE ESENCIAL DE LA HIERBABUENA

El aceite esencial de la hierbabuena se obtiene mediante destilación por arrastre de vapor de las hojas y flores de la hierbabuena.

Sus propiedades físicas promedio son:

Densidad específica a 25°/25° . . .	0.919 a 0.933
rotación óptica	-50°15' a -60°10'
Índice de refracción a 20°	1.4851 a 1.4899

solubilidad a 25°	soluble en 1 vol de 80% de alcohol, ligera turbidez con más.
-------------------	---

Composición química:

Su principal componente es la l-Carvona (su contenido usual de ella va del 57 al 71.5% normalmente del 60 al 65%).

Otros componentes son:

- Un terpeno Tb : 160°- 167.50
- Un hidrocarburo l-rotatorio Tb:168°-171°
- l-limoneno y probablemente l-pineno
- l-felandreno (Tf:105°-105.5°).
- ácido acético y ácido valérico esterificados con alcohol dihidrocuminílico *
- dihidrocarveol esterificado con ácido acético. Posiblemente también ácido butírico, caprónico y caprílico

- un ácido sólido
- dipenteno y cineol (únicamente ocurren en la alemana)

(*) Ya que el olor característico de la hierbabuena desaparecía al saponificar el aceite, se llegó a la conclusión que el acetato de dihidrocumilil es el portador del olor típico. chem. Ztg. 34 (1910), 1175

US0.- El aceite esencial de la hierbabuena tiene una aplicación muy amplia, -
sobre todo para darle sabor a las gomas de mascar y para las pastas de -
dientes.

Se escogió montar la fábrica en el estado de Puebla, en la ciudad de Puebla, por las siguientes razones:

- El estado de Puebla es de los principales productores de hierbabuena. De hecho la ciudad de México es abastecida por los campos poblanos en esta planta.
- Al ser ciudad, esta contará con todos los servicios y medio de comunicación que la enlacen con el resto del país.
- Su cercanía con la ciudad de México es indispensable, pues el estudio de mercadotecnia mostrará que es aquí en donde se encuentran los principales clientes.

C A P I T U L O I I

ESTUDIO DE MERCADO

E S T U D I O D E M E R C A D O

El aceite esencial se consigue en 2 presentaciones en el mercado:

Puro y Base soluble . - La base soluble carece de una destilación final, por lo que su contenido en agua es mayor. El producto puro tiene un precio que va de 21.11 U.S. hasta 49.07 U.S., dependiendo del país de origen y de la calidad.

Se estimó su precio promedio en 33.98 U.S. La base soluble tiene, por otro lado un precio desde 11.58 U.S. hasta 16.47 U.S., dando como promedio un valor de 14.95 U.S.

De las importaciones anuales del producto, corresponde al 87% del volumen total el aceite concentrado y sólo un 13% a la base soluble. En dólares, la base concentrada ocupa el 94% del dinero erogado.

Las especificaciones de un proveedor de aceite esencial en base concentrada son:

4184 ACEITE DE HERBabuena

APARIENCIA - - - - -	Líquido Amarillo Cristalino
SABOR - - - - -	Comparable a un patrón en caramelos duros,
GRAVEDAD ESPECIFICA A 20°C - - - - -	0.9300 - 0.9500
INDICE DE REFRACCION A 20°C - - - - -	1.4900 - 1.5000
SOLUBILIDAD - - - - -	Soluble en alcohol 100%
LIMITES DE IMPUREZA	
ARSENICO (Como As) - - - - -	3 p.p.m. máximo
METALES PESADOS (Como Pb) - - - - -	40 p.p.m. máximo
PLOMO - - - - -	10 p.p.m. máximo

A continuación se muestran unas tablas que exhiben los valores de las importaciones de los 2 tipos del aceite de 1973 a 1983, según datos reportados del Instituto Mexicano del Comercio Exterior:

PAIS DE ORIGEN	1 9 7 3			1 9 7 4			1 9 7 5			1 9 7 6			1 9 7 7			1 9 7 8		
	vol.	valor	P.U.	vol.	valor	P.U.	vol.	valor	P.U.	vol.	valor	P.U.	vol.	valor	P.U.	vol.	valor	P.U.
REPUBLICA FEDERAL ALEMANA	33	593.7	17.99				11	198	18				114	7,251	63.61	22	67514	30.69
ESPAÑA	8	75.44	9.43	1,644	28,088	16.88	1,000	17,675	17.68									
E. U. A.	28,301	336,337	11.88	25,573	369,478	14.45	19,846	483,232	24.35	47,158	1'162,808	24.66	21,064	571,507	27.13	28,358	1'054,495	37.19
SUIZA	1	36.96	36.96										1	81.35	81.35	4	340.86	85.22
PARAGUAY							1,800	15,271	8.73									
FRANCIA				68	993	14.60												
AUSTRALIA													181	7,154.8	39.53			
CANADA													2,220	101,691	45.81			
T O T A L	28,343	337,043		27,305	398,559		22,657	516,827		47,158	1'162,808		23,580	687,685		28,384	1'055,510	

vol. (kgB),
valor (U.S. Dlls)
p. unit. (promedio)

PAIS DE ORIGEN	1 9 7 9			1 9 8 0			1 9 8 1			1 9 8 2			1 9 8 3			1 9 8 4		
	vol.	valor	P.U.	vol.	valor	P.U.	vol.	valor	P.U.	vol.	valor	P.U.	vol.	valor	P.U.	vol.	valor	P.U.
REP. FED. ALEMANA	40	1,485	37.125	72	2,094	29.083	129	5,961	46.20	195	8,841	45.33	20	543	27.15	20	488	244
ARGENTINA	1,080	15,642	14.48															
ESPAÑA	3	216	72	1,530	28,293	18.90	1,050	16,765	15.96				200	4,172	20.86			
E.U.A.	39,468	1'116,381	28.28	41,196	962,529	23.36	44,971	1'204,816	26.79	53,228	1'625,993	30.54	39,562	1'342,069	33.92	52,765	1'836,253	34.80
FRANCIA	2	23	11.5	1	5	5				250	4,353	17.41	200	3,159	15.79			
HONG KONG							380	6,120	16.10									
REINO UNID				907	33,780	37.24				1,017	14,533	14.29	190	3,494	18.39	190	3,472	18.27
SUIZA	5	194	38.8	3	131	43.66	2	154	77	1	51	51						
TOTAL	40,598	1'133,941		43,709	1'027,462		46,532	1'233,816		54,691	1'653,771		40,172	1'353,437		52,975	1'840,213	

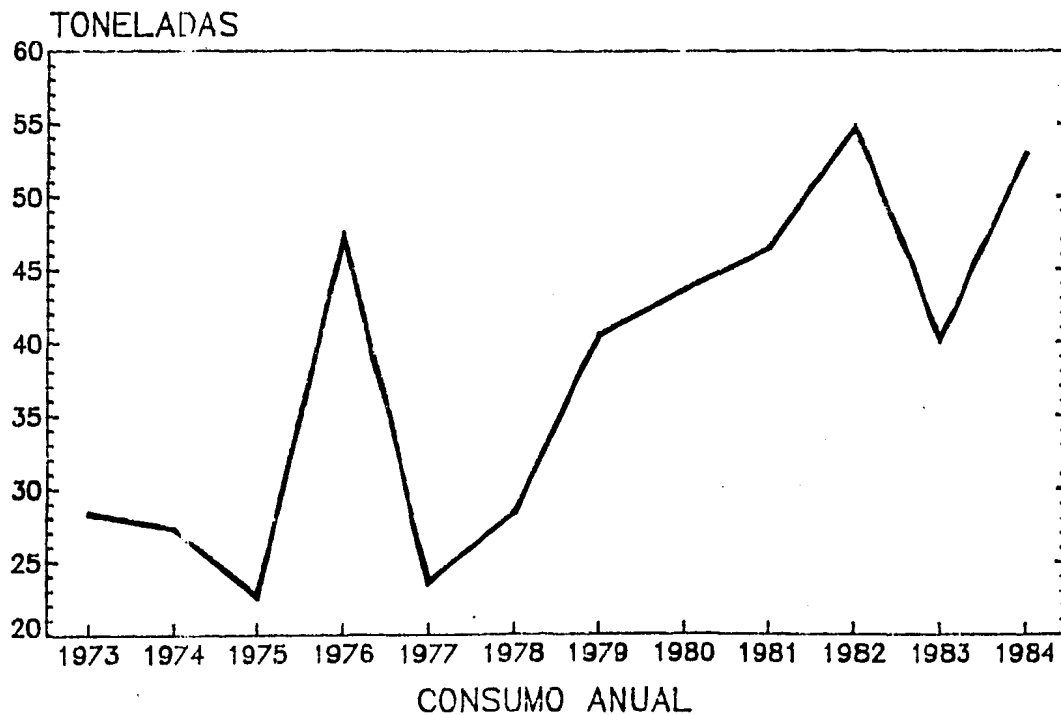
vol. (kgB),
valor (U.S. Dlls)
p. unit. (promedio)

Fuente de Investigación Directa: I.M.C.E.

TABLA: 11-1

IMPORTACION DE ACEITE ESENCIAL DE YERBABUENA REAL

VOLUMEN



Según esta misma tabla, se ve que el país del que más frecuentemente se importa el producto es Estados Unidos (96.8% del total de las importaciones).

INDUSTRIAS CONSUMIDORAS

Son varias las industrias que consumen el aceite esencial de hierbabuena.

Su principal uso y para el que se destinan la mayor parte de las importaciones son las pastas dentales.

En orden de importancia sigue el mercado de los saborizantes, principalmente las gomas de mascar y dulces con sabor a yerbabuena. Finalmente se usa también para algunos perfumes por su olor tan agradable, aunque en mucho menor escala

A continuación se detallan las importaciones anuales de las diversas industrias que utilizan la esencia como materia prima en sus productos o la revenden.

Se hizo una separación entre la base concentrada y la base soluble, para facilitar el análisis:

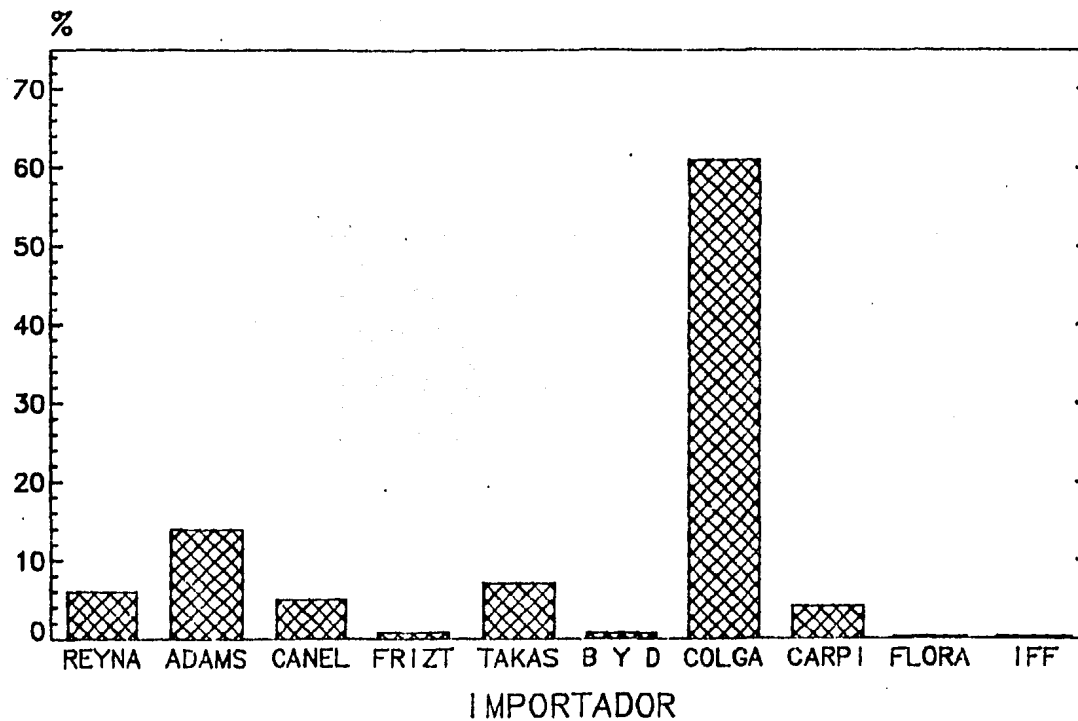
ANALISIS DE IMPORTADORES - ACEITE DE HIERBABUENA DE BASE CONCENTRADA

IMPORTADOR	VOLUMEN (Kg) promedio	\$	% DEL VOLUMEN	% DEL \$ TOTAL	P.U. PROM. (US)
REYNAUD	2,600	8'651,980	6.1	4.2	25.00
ADAMS	6,000	26'724,300	14.1	12.8	28.7
CANEL's	2,150	9'817,222	5.1	4.7	30.2
FRITZSCHE	400	1'500,068	0.9	0.7	26.34
TAKASAGO	3,070	12'280,000	7.2	5.9	28.00
B y D	358.4	1'277,630	0.8	0.6	24.75
COLGATE	26,000	138'600,000	61.1	66.6	33.30
CARPISO	1,800	8'467,024	4.2	4.1	28.90
FLORASYNH	100	700,000	0.2	0.3	49.07
IFF	70	236,600	0.2	0.1	23.7
T O T A L	42,548.4	208'254,746			

(TABLA: 11-2)

DISTRIBUCION DE MERCADO ACEITE DE YERBABUENA DE BASE CONCENTRADA

VOLUMEN



ANALISIS DE IMPORTADORES - ACEITE DE HIERBABUENA BASE SOLUBLE

IMPORTADOR	VOLUMEN (kg) promedio	\$	% DEL VOLUMEN	% DEL \$ TOTAL	P.U. PROM. (US)
ACEITES Y ESENCIAS	200	329,600	3.4	2.6	11.60
EL TREBOL	200	380,986	3.4	3.0	13.4
AROQUINM	2,500	5'873,175	42.4	46.6	16.50
REYNAUD	3,000	6'027,080	50.8	47.8	13.45
T O T A L	5,900	12'610,841			

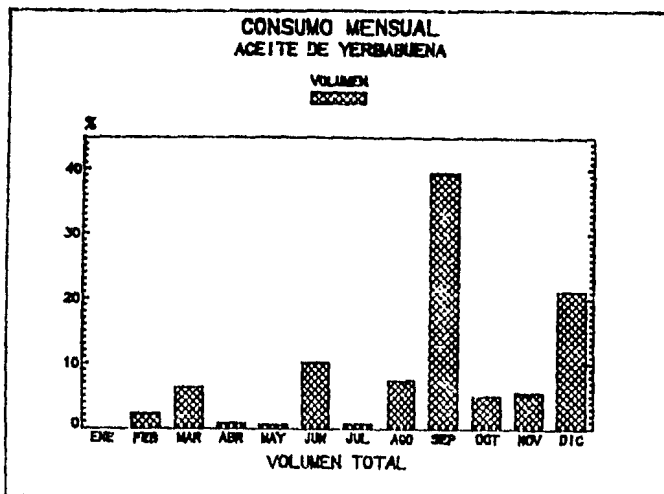
(TABLA: 11-3)

(*) Nota: Se aclara que los datos que aparecen en esta tabla fueron los permisos de importación que otorgó SECOFIN, pero no necesariamente significa que se hayan importado en su totalidad. Sin embargo si sirve para dar una idea muy aproximada de los destinos por sector del producto.

D I S T R I B U C I O N G E O G R A F I C A D E L
C O N S U M O

Con pocas excepciones, la mayor parte del consumo se encuentra en la Ciudad de México.

Además de estos importadores fuertes existen algunos importadores menores que no fueron considerados en el estudio pues su volumen importado es del orden de 0.3% Se les considerará únicamente como clientes menores potenciales para los efectos de este estudio.



Se aprecia en la gráfica que existen los meses críticos de, septiembre y diciembre en los que se centra más del 50% de las importaciones anuales realizadas.

Estos picos causarán problemas serios a la hora de calcular los inventarios.

Se mencionó anteriormente que el mercado de pastas dentales consume el 61% de la importación total del aceite esencial de hierbabuena. A continuación se transcriben algunos datos que elaboró una compañía profesional para Colgate Palmolive:

Tabla: 11-6.- Información:confidencial

	1980	1981	1982	1983	1984
Total de pasta dental fabricada en México (tons.)	14,495	15,959	17,555	16,130	18,000
% (con respecto del año anterior)		10.1	10.0	-8.1	11.6
Valor M.N. *10 ⁶	1,295.08	1,477.69	2,013.213	4,409.7	7,219.056
Equivalencia U.S./M.N.		\$135.00	\$150.00	\$160.00	\$180.00
Valor U.S. *10 ⁶		\$10.94	\$13.42	\$27.56	\$40.10
% Penetración Colgate Roja		57.2	62.9	81.4	90.7
% Penetración Total de las Pastas Dent. de Colgate		63.7	69.4	87.9	97.2

ANÁLISIS DE PRECIOS

Es difícil establecer un precio único de venta para el producto, ya que según se ve en la tabla II-2, esto puede variar de 23.7 U.S. hasta 49.07 U.S. dependiendo del país del que se importa. Se consideró el promedio de 33.98 U.S. estimado al principio de este estudio como un precio estadístico para el producto; suponiendo que sea factible producirlo, tomando en cuenta todos los costos y gastos correspondientes.

Se averiguó el precio aproximado de venta en México de un distribuidor pequeño a la industria:

al menudeo (0 a 50 Kg)	\$ 11,594.00/Kg. M.N.	(72.50 U.S.)
base soluble	\$ 5,254.00/Kg. M.N.	(32.83 U.S.)

Se pueden obtener descuentos por compras superiores a los 50 Kg, desde un 5 hasta un 10%, dependiendo sobre todo del historial del cliente.

Hay facilidades de crédito de 20 a 30 días fecha factura, pero los primeros 3 pedidos se toman como C.O.D, mientras se hace una investigación adecuada de las líneas de crédito del comprador y por pedidos de más de 50 KG.

La forma de entrega; normalmente es en tambos de 175 Kg o envases cilíndricos con capacidad desde 1 Kg y con tapadera de rosca y asa (en lámina ó plástico).

D I S T R I B U I D O R E S

El principal distribuidor del producto es Takasago de México, S.A. (lo cual surge también del volumen importado por ellos). Otros distribuidores a menor escala son:

Reynaud de México, S.A.
Alimentos B y D, S.A.
Carpizo y Afiliados, S.A.

Estos anteriores distribuyen el aceite esencial base concentrada; y para el aceite esencial base soluble tenemos a los siguientes:

Aceites y Esencias, S.A.
El Trébol, Productos Químicos, S.A.
Reynaud de México, S.A.
Takasago de México, S.A.
Aroquim, S.A.

Los demás distribuidores son a pequeña escala y se proveen del aceite que importan estos mayoristas.

Como se puede apreciar, el número de clientes principales es muy reducido y es probable que, como más adelante se verá, el vendedor pueda ser el mismo gerente general.

Otra conclusión importante es que los grandes consumidores importan su propia materia prima, por lo que tendrán que entrar a una lista de clientes especiales que también será necesario en un momento dado visitar.

PROYECCION A LARGO PLAZO

De graficar los datos de importaciones para el período de 1973, se observa que el comportamiento no es creciente y lineal, si no que tiene 2 caídas muy fuertes de demanda, probablemente como consecuencia de las devaluaciones que ha sufrido nuestro país.

Se sabe que en 1976 el peso mexicano sufrió 2 devaluaciones que lo llevaron desde \$12.50 por cada dólar hasta \$22.50 por dólar. Esta caída de alrededor del 100% originó la suspensión temporal de muchos productos importados, esperando a que se estabilizara el mercado interno.

En el año de 1982 sucedió algo similar; el peso se devaluó en varias ocasiones desde \$22.50 hasta \$150.00 por cada dólar. Además se estableció el control de cambios y a las importaciones. Estos factores condujeron a una reducción temporal de las importaciones más fuerte aún que la del año de 1977.

Para hacer la proyección a largo plazo se estudiaron los modelos de rectas que a continuación se detallan:

M O D E L O	TIPO DE GRAFICA
$Y = A + Bx$	y vs x
$y = Ac^{Bx}$	x
$y = A x^B$	lnx
$y = A + \frac{B}{x}$	y vs $\frac{1}{x}$
$Y = \frac{x}{Ax + B}$	$\frac{1}{y}$ vs $\frac{1}{x}$
$y = \frac{1}{A + Bx}$	$\frac{1}{y}$ vs x

De todos estos, el que mejor comportamiento previó, de acuerdo al coeficiente de correlación y sobre todo al % de error contra los datos reales, fué "ln y vs. x".

A continuación se detallan los resultados obtenidos:

AÑO	VOLUMEN	VOLUMEN CALCULADO	% ERROR
1973	28,343	26,822	- 5.39
1974	27,305	28,113	2.85
1975	22,657	29,466	26.2
1976	47,158	30,884	- 39.33
1977	23,580	32,370	31.48
1978	28,384	33,928	17.42
1979	40,598	35,560	- 12.46
1980	43,709	37,272	- 14.88
1981	46,532	39,065	16.24
1982	54,691	40,945	- 26.49
1983	39,562	42,958	7.90
1984		44,817	

Tabla: 11 - 4 .-

DATOS DEL CONSUMO MENSUAL

El consumo mensual nos servirá para saber si existen meses en los que la demanda es considerablemente mayor o menor que en el resto del año;

	ene.	feb.	marzo	abril	mayo	junio	julio	agto.	sept.	oct.	nov.	dic.
vol. (Kg)		1,600	4,250	600	400	6,828.4	470	5,000	26,500	3,400	3,700	14,200
%		2.3	6.34	0.8	0.59	10.2	0.7	7.46	39.5	5	5.52	21.22

TABLA: 11-5 .-

IMPORTACION DE ACEITE ESENCIAL DE YERBABUENA REAL VS. ESTIMADO

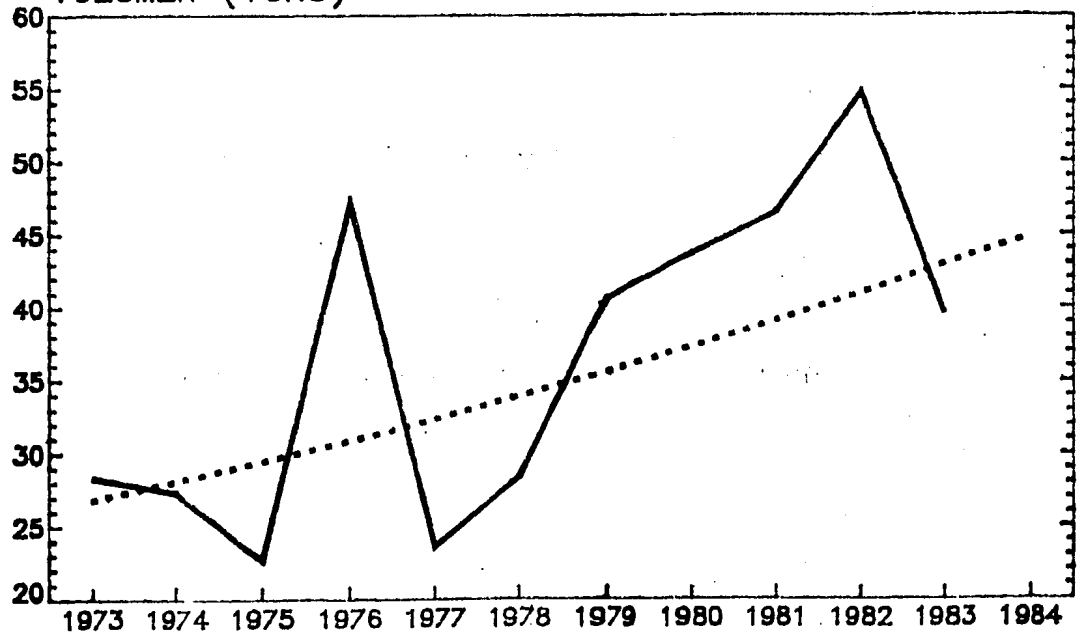
REAL

ESTIMADO

————

.....

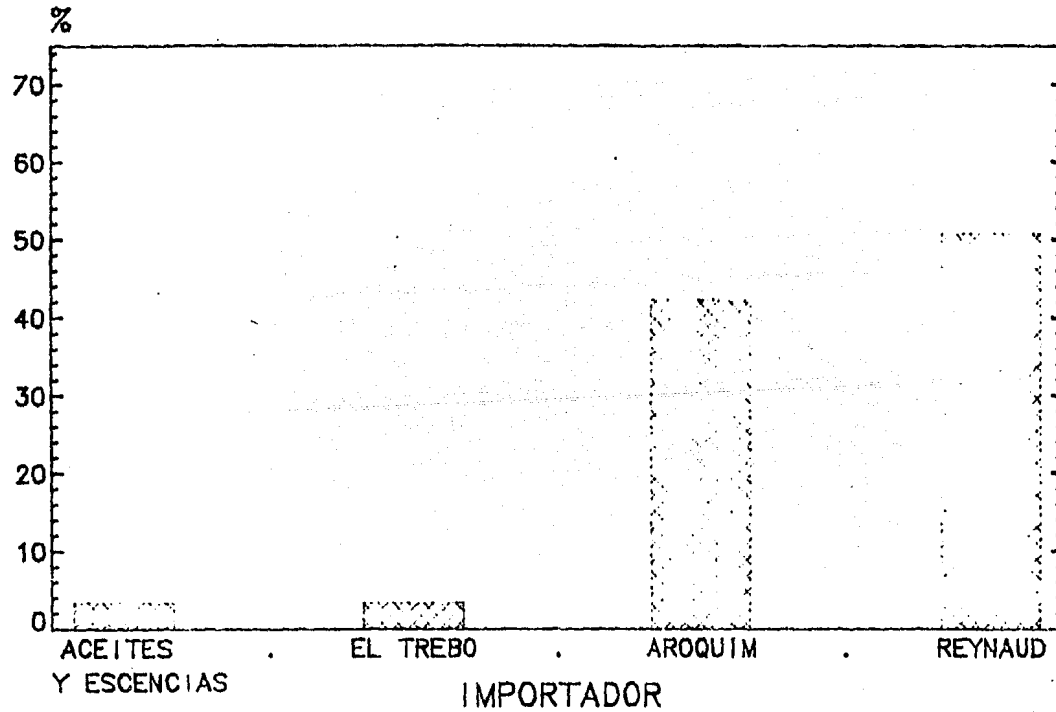
VOLUMEN (TONS)



CONSUMO ANUAL

DISTRIBUCION DE MERCADO ACEITE DE YERBABUENA DE BASE SOLUBLE

VOLUMEN
MERCADO



Se sabe, además que las otras pastas dentales no consumen el producto como materia prima.

Ya que Colgate es el productor principal de pastas dentales en el país, y conociendo la participación del mercado de las mismas en el consumo del producto esencial, se pueden estimar los siguientes datos:

Se supo, además que Colgate importó 26,040 Kg del aceite concentrado en 1982, De esta manera podemos inferir que % del producto lleva la pasta dental:

$$x = \frac{26,040 \text{ Kg}}{17'555,000 \text{ Kg producidos en 1982}} = 0.0015$$

El dentrífico lleva un 0.15% de la esencia.

A partir de este dato del consumo real de aceite para Colgate, se aumentó la Tabla 11-6; para saber el volumen total importado por Colgate unicamente.

	VOLUMEN IMPORTADO POR COLGATE TONELADAS	IMPORTADO POR COLGATE U.S. (*)
1 9 8 0	21.74	\$ 723,942.00
1 9 8 1	23.94	797,202.00
1 9 8 2	26.33	877,579.00
1 9 8 3	24.19	805,527.00
1 9 8 4	27.00	899,100.00

TABLA: 11-7 .-

(*) para este precio en U.S. se utilizó el promedio al cual Colgate ha importado tradicionalmente (reportado en la tabla 11-2 (33.30 U.S.)). Esto lo convierte en un estimado nada más, pero es muy probable que el precio se acerque bastante a este dato.

Con estos datos podemos obtener volúmenes globales de importación aproximados para los años 1980-1984 y lo que es más importante, podemos extrapolar hasta 1990 y corroborar los resultados de la proyección a largo plazo:

	VOLUMEN IMPORTADO POR COLGATE EN TONELADAS	VOLUMEN GLOBAL TONELADAS	
1 9 8 0	21.74	35.58	
1 9 8 1	23.94	39.18	
1 9 8 2	26.33	43.09	
1 9 8 3	24.19	39.59	
1 9 8 4	27.00	44.2	
* 1 9 8 5	28.34	45.63	* estimado
* 1 9 8 6	29.63	47.71	
* 1 9 8 7	32.22	51.88	
* 1 9 8 8	33.689	54.24	
* 1 9 8 9	35.21	56.69	
* 1 9 9 0	35.38	56.97	

Tabla: 11-8 .-

% ERROR GLOBAL: 2.12%

Coef. corr. : -0.816

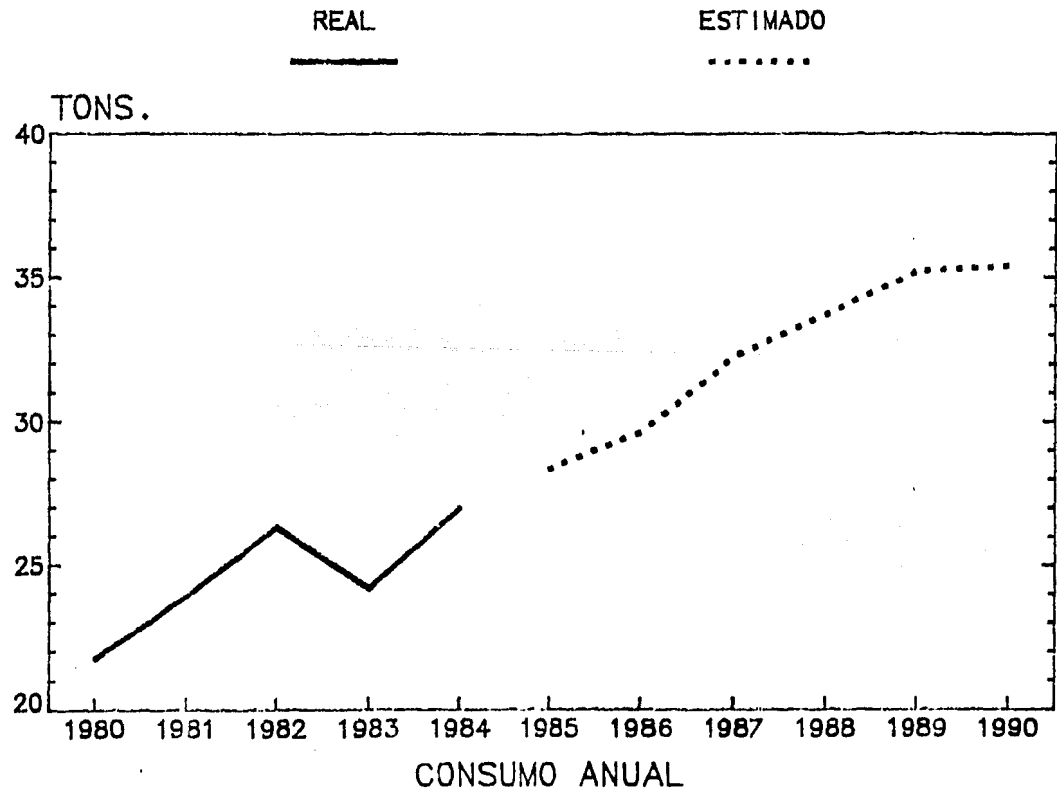
TIPO DE RECTA : $= A_0 + A_1 x$

$A_0 = -84.75$

$A_1 = 0.0444$

Para obtener los datos del volumen global simplemente se dividió el volumen importado por Colgate entre su % de participación del mercado obtenido con anterioridad (61.1%). Se ve que estos datos coinciden muy bien, además, con los estimados de importaciones hasta 1990 calculados en la proyección a largo plazo.

ACEITE DE YERBABUENA IMPORTADO POR COLGATE REAL VS. ESTIMADO



P R O M O C I O N

El principal consumidor del producto lo representa el propio medio industrial químico, especialmente el alimenticio y la industria del perfume. Se comprarán anuncios en los directorios y revistas a los que estos tengan acceso. Por otro lado, el resto de la promoción se puede hacer en forma personal, pues no son muchos los distribuidores a gran escala.

C A P I T U L O I I I

P R O D U C C I O N

a).- EL MÉTODO.

Para llevar a cabo la destilación es necesario contar con un destilador, un condensador y un separador de la fase aceítosa y el agua. Del equipo se hablará más tarde dentro de este mismo capítulo.

Existen 3 procedimientos distintos para efectuar esta operación;

- I) DESTILACION CON AGUA
- II) DESTILACION CON AGUA Y VAPOR
- III) DESTILACION CON VAPOR DIRECTO

I) DESTILACION CON AGUA:

Este método como su nombre lo menciona, únicamente utiliza agua para llevar a cabo la operación.

El destilador se carga con el material vegetal a destilar y suficiente agua como para cubrir la carga entera, permitiendo sin embargo que exista un espacio adecuado para el vapor, para evitar acarrees parciales de la carga a las siguientes partes del equipo. Después de asegurar la tapa al destilador con un empaque que evite fugas del vapor, se conecta este mediante un tubo en la forma de cuello de ganso al condensador. Se inicia el fuego directamente abajo del destilador, en caso que se desee efectuar a fuego directo, o se abre la llave del vapor en caso de que el destilador tenga una chaqueta externa ó serpentín.

Una vez que la carga haya alcanzado su temperatura de ebullición a la presión del recipiente, comenzarán a aparecer gotas de condensado en los tubos del condensador y fluirán directamente al separador, llenado previamente con agua.

Es posible controlar la velocidad de la destilación mediante la intensidad de la flama, por la presión dentro de la tubería del vapor de calentamiento ó mediante el flujo del vapor de entrada.

Es recomendable agregar más agua conforme avanza la destilación para prevenir que algunas partes de la carga queden expuestas al calor directo de la flama por evaporación del agua, lo que causaría que la planta se sobrecalentara.

La velocidad de la destilación se debe adaptar al equipo utilizado, procurando obviamente que esta sea lo más elevada posible, pues únicamente de esta manera se puede garantizar una penetración profunda del vapor naciente en las hojas.

Este método presenta la gran ventaja de que el equipo es prácticamente portátil y puede ser montado en el lugar de la plantación, lo que es ideal en países

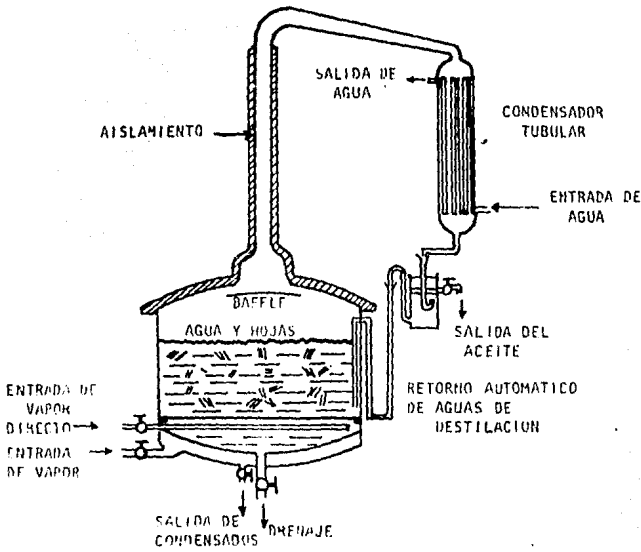


FIG. 1.- DESTILACION CON AGUA

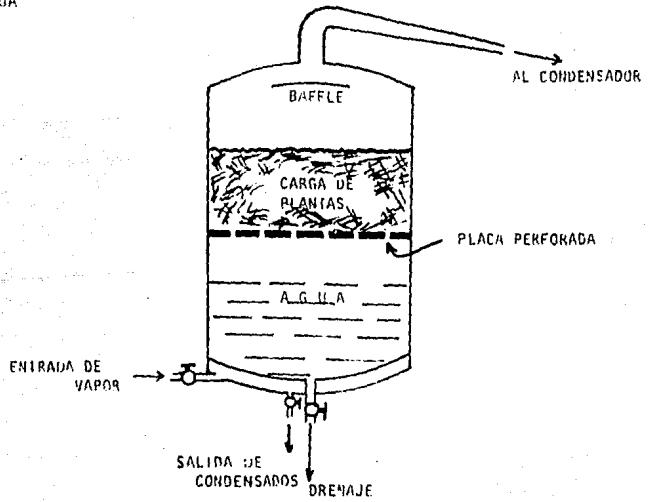


FIG. 2.- RECIPIENTE PARA DESTILACION CON AGUA Y VAPOR

cuya infraestructura no permita el transporte rápido de las plantas del lugar de origen a la fábrica, además que su costo es bajo.

Algunas ventajas son:

- Permite el procesamiento de polvos de materiales muy finos (rafces, maderas) o de partes de las plantas que en contacto directo con vapor vivo fácilmente se aglutinarían o formarían terrones los cuales no pueden penetrar el vapor. De este tipo de masas aglutinadas el vapor vivo solamente vaporiza el aceite del exterior y no del interior. Las burbujas de vapor naciente solamente atacan todas las partes de la carga de la planta si este se mueve libremente en el agua hirviendo.
- De hecho, material que se aglutina solamente puede ser procesado por destilación con agua.

Algunas desventajas son:

- No siempre es posible agotar al vegetal de su aceite esencial, lo que traerá como consecuencia un rendimiento menor.
- Algunos ésteres pueden ser hidrolizados parcialmente y otras sustancias como los aldehídos tienden a polimerizarse bajo la influencia del agua hirviendo.
- La destilación es incompleta, pues existen algunos constituyentes del mismo aceite que son solubles en agua y es prácticamente imposible su posterior recuperación.
- Destilación con agua requiere de un gran número de destiladores, más espacio y más combustible. Requiere de mucha experiencia y familiarización con el método y sus efectos.
- Si la carga de plantas contiene gruesos que no se ablanden durante el hervido, dichas partículas retendrán constituyentes aceitosos insolubles en agua y temperatura de ebullición alta, pues la difusión a través de los tejidos fue muy lenta.

Para mayor eficiencia, una retorta para destilación con agua debe ser baja y ancha, permitiendo de esta manera tener una gran superficie de evaporación. La carga de material no debe ser mayor de 4 in. Se bombea agua hasta que alcanza un nivel de más o menos 2 in por encima de la carga.

Se debe inyectar vapor de al menos unas 3 atmósferas de presión absoluta ge-

nerado en un recipiente separado dei destilados para que el agua en el mismo sea llevada a hervor y se desprenda vapor naciente que agite lo mejor posible a toda la carga vegetal.

No siempre se asegura un agotamiento total; en el caso de destilación con agua solamente se obtienen buenos resultados si la carga de plantas es lo suficientemente pequeña que les permita a las burbujas ascendentes de vapor vencer el peso de la carga de plantas y penetrarlas. En otras palabras, el vapor debe continuamente agitar las partículas vegetales.

Nunca hay que perder de vista que mientras más corta sea la destilación, menores serán las fuerzas que causan hidrólisis, descomposición y resinificación de los diferentes componentes del aceite esencial.

(1) DESTILACION CON AGUA Y VAPOR:

Este es un método que en años recientes se ha vuelto muy popular entre pequeños productores usando equipo de destilación portátil que puede ser movido de campo a campo siguiendo la cosecha. Las unidades pequeñas son calentadas por fuego directo y las grandes por medio de chaquetas de vapor generalmente.

Quando se usa fuego directo, hay que tener precaución de asegurarse que únicamente se calienta el fondo del tanque, la sección que contiene el agua bajo la canasta de la carga vegetal.

Una de las principales ventajas de este método es el hecho de que la carga de plantas no se puede sobrecalentar, como en el caso de destilación con agua.

La carga de plantas en sí no está en contacto con el agua hirviendo; solamente entra en contacto con la carga el vapor ya sea generado de o pasando a través del agua en el destilado. El sobrecalentamiento de la carga no se puede alcanzar, debido a que la temperatura no puede subir más allá de la del vapor saturado.

Por esto el método de destilación con agua y vapor representa un caso típico de una destilación con corriente de vapor saturado y a baja presión. El condensado, gracias a esto contiene menos productos de descomposición que el método de destilación vivo, especialmente el sobrecalentado o de alta presión.

De hecho el método es más recomendable que la destilación simple con agua, pues esta última requiere un mayor número de recipientes, más espacio y mayor cantidad de combustible. Sin embargo requiere también de más experiencia que

cualquiera de los otros 2, si realmente se desean obtener rendimientos adecuados.

Unicamente entra en contacto, con la carga el vapor, ya sea generado en ó pasado a través del agua en el recipiente. De esta manera se evita el sobrecalentamiento o secado de las hojas, pues la temperatura no puede exceder a la de saturación del vapor a la presión del tanque.

El condensado además contiene menos productos de descomposición que en el caso anterior o en el caso de destilación con vapor, especialmente de alta presión o sobrecalentado.

Hay que tener especial cuidado con la preparación del material a procesar pues si el corte es demasiado fino tenderá a formar paquetes y a ofrecer más resistencia al paso del vapor, y si es muy grande se formarán canales que ofrecerán nula resistencia al paso del vapor, mismo que escapará del destilador - sin haber entrado en contacto con las partes íntimas de la planta.

Otro problema a considerar en este procedimiento es el siguiente:

La carga en un principio está fría lo que hará que los primeros vapores que entren al destilador se condensen y mojen el material vegetal. Dicho humedecimiento continuará hasta que la carga entera alcance la temperatura de ebullición del agua a la presión de operación.

En algunos tipos de materiales este exceso de humedad causará la aglomeración de la carga y un consecuente rendimiento menor en aceite.

(Se formaran canales en la carga).

Los mejores resultados se obtienen generalmente mediante la granulación.

En el caso de la destilación con agua y vapor, la velocidad del proceso no es un factor determinante del rendimiento. Unicamente afecta la velocidad de producción mas no la calidad del aceite.

Comparada con destilación con agua, la destilación con agua y vapor tiene la ventaja que da menos productos de descomposición (hidrólisis de ésteres, polimerizaciones, resinificación, etc.)

Destilación con agua y vapor es en general mejor método que destilación con agua: requiere menos combustible, menos horas y da mejores aceites aún con altas velocidades de vaporización.

La gran desventaja del método esta en el hecho que como resultado de la baja presión del vapor naciente se necesitarán grandes cantidades para evaporar aceites de alto rango de vaporización. Este método es también adaptable a destilación de campo.

Como en el caso de destilación con agua, en este método puede ser instalado el condensador a una altura tal que el agua de destilación fluya automáticamente y continuamente de regreso a la retorta, o puede ser bombeada de regreso.

Después de completar el lote, esta agua debe ser descartada y reemplazada por agua fresca. No es recomendable emplear la misma agua para 2 lotes, pues algunos vapores siempre condensan junto con materiales solubles que pueden descomponerse y aportar olores desagradables al perfume.

En resumen, se puede decir que en la destilación con agua y vapor deben cumplirse los siguientes preceptos:

- Tamaño uniforme del material vegetal a destilar y espacios internos suficientes para el vapor.
- Buena distribución del material en la retorta.

Este método puede ser también llevado a cabo a presión reducida, dando en algunos casos excelentes resultados.

III) DESTILACION CON VAPOR DIRECTO:

Para efectuar esta destilación es necesario contar con una caldera capaz de generar vapor de alta presión e inyectarlo a la carga que se encuentra dentro del destilador.

La mayoría de las plantas aromáticas hoy en día se destilan con vapor vivo directo a presión atmosférica, ya que el método es superior a los 2 anteriores en cuanto a costo, velocidad de destilación y capacidad de producción.

La aplicación de este método está sujeta exactamente a las mismas reservas que el anterior con agua y vapor mas una adicional. Después del período inicial durante el cual la carga en la retorta se ha calentado y la condensación ha tenido lugar, es siempre posible introducir vapor ligeramente sobrecalentado. En algunos casos este sobrecalentamiento puede ser considerable para poder aumentar la velocidad de formación del aceite.

Al expandirse de la presión relativamente alta de la caldera a la de la retorta, que es considerablemente menor, el vapor tiende a sobrecalentarse.

Con esto, hay que tomar en cuenta 2 factores:

- a) La temperatura de la carga no se mantendrá en el punto de ebullición del agua y se elevará a la temperatura del vapor sobrecalentado.
- b) El vapor sobrecalentado tiene tendencia a secar la carga y reducir el grado de recuperación de aceite esencial. Esto se debe a que, como se mencionó antes una buena parte del aceite se recupera después de la difusión y esta necesita de la presencia de una cierta cantidad de agua caliente.

Puede verse muy afectada si la carga vegetal está completamente seca.

Como regla general en los 3 casos, la carga debe ser completada el mismo día para evitar al máximo la hidrólisis, descomposición y resinificación y consiguiente pérdida del aceite.

Es conveniente remarcar que en cualquiera de los 3 métodos, solamente se vaporizarán aquellas cantidades de aceite esencial con las cuales el vapor ha entrado en contacto íntimo. Cualquier gota de aceite en el tejido de la planta debe primeramente ser extraída de las glándulas y traída a la superficie de la misma por ósmosis.

Mientras más alta sea la presión de la caldera, más seco estará el material durante la destilación.

Como el vapor de alta presión causa descomposiciones considerables, es recomendable empezar el proceso con baja presión e ir aumentándola conforme avanza la operación.

Hay que poner especial atención en la calidad del vapor vivo. Mientras más alta sea su presión, más alta será la temperatura a la que entre a la retorta, pero su humedad será cuestionable.

El vapor saturado siempre carga gotas de agua minúsculas que se condensan por el vapor en expansión.

De esta forma, el efecto del sobrecalentamiento sólo se nota si se usa vapor saturado (pero seco) o de marcada alta presión. Mientras más alta sea la presión del vapor, más seco quedará el material durante la destilación.

Solamente las porciones de la carga que toquen las paredes del destilador se humedecerán durante la condensación. Para limitar esa pérdida de calor y la disminución consecuente de la temperatura, se manda al vapor de alta presión a través de una trampa de condensado antes de entrar al recipiente.

TRATAMIENTO DEL ACEITE VOLATIL

El aceite puede ser clarificado mediante filtrado con tierra de diatomáceas o carbonato de magnesio en papel filtro. Este procedimiento remueve todas las gotitas diminutas de agua que causan la turbidez, pues el aceite está saturado con agua.

TRATAMIENTO DEL AGUA DE DESTILACION

El agua de destilación que sale del separador de aceites tipo matrás florentino contiene algunos de los aceites volátiles en solución o suspensión, dependiendo la cantidad de la solubilidad y densidad específica de los constituyentes del aceite. Considerando que el destilado presenta una mezcla de vapor condensado y vapores de aceite, es evidente que la fase acuosa del destilado representa una solución acuosa de aceite saturado totalmente a la temperatura prevaleciente. Los constituyentes del aceite solubles en agua estarán disueltos parcialmente en esta.

A esta fase se le llama aceite acuoso o base soluble y a la que sale por el matraz florentino se le conoce como aceite directo o base concentrada. La base soluble consiste básicamente de compuesto oxigenado, y ya que posee una densidad específica mayor que los no oxigenados, su densidad específica suele ser mayor también.

Esta diferencia, sin embargo, no es demasiado crítica ya que el agua de destilación no solamente contiene al aceite soluble, también contiene aceite en forma emulsionada.

El agua de destilación no puede ser desechada; debe ser tratada para prevenir la pérdida del aceite. En el caso de destilación con agua o con agua y vapor, esta puede ser retornada automáticamente al destilador durante el proceso.

En el caso de destilación con vapor, el agua de destilación no debe ser devuelta al equipo de destilación, pues se condensaría en este demasiado líquido que causaría la humidificación de la carga de plantas. Por esta razón se bombea el agua del separador a un destilador separado para redestilarla.

Este último proceso se conoce comunmente como cohobación.

En muchos casos de aguas de destilación unicamente se necesita destilar de un 10 a un 15% para recobrar la mayor parte del aceite disuelto o suspendido en ellas. Las aguas residuales pueden desecharse.

Para disminuir la cohobación e incrementar la cantidad de aceite en el condensado se satura el agua en el recipiente de cohobación con NaCl. Esto disminuye la solubilidad del aceite volátil en agua y el aceite se destila más rápidamente y con una menor cantidad de agua.

La separación del aceite y el agua por cohobación se basa en el hecho simple que una mezcla de vapores de aceite y vapor posee un punto de ebullición ligeramente inferior que los vapores de agua puros.

Cantidad de aceites volátiles que se pueden obtener por cohobación de aguas de destilación; (aceite recuperado del agua por cada 1000 Kg de agua de destilación: 400-500 gr. para la menta).

Otro método de recuperación de aceite disuelto o suspendido en el agua de destilación consiste en saturar el agua con sal y posteriormente extraer con solventes volátiles, por ejemplo: éter o benceno muy puros.

Cualquier destilación de plantas aromáticas, menos que se lleve a cabo a bajas temperaturas, acarrea consigo productos de descomposición en los constituyentes no volátiles de la planta. Estos productos, tales como alcohol metílico, formaldehído, acetaldehído, acetona, ácidos grasos bajos, compuestos nitrogenados, fenoles, etc. se van al condensado y presentan impurezas objetables.

Precisamente debido a la presencia de estos productos de descomposición, - el agua cruda obtenida por cohobación o extracción será en la mayoría de los casos de color oscuro y frecuentemente con olores desagradables. No debe ser mezclado con el aceite principal, pues podría estropear el olor o sabor del mismo.

DESECHO DE LAS CARGAS DE MATERIAL USADAS

Un método muy económico de desecho consiste en utilizar las hojas y demás partes de combustible, después de secas. Sin embargo ya que su valor combustible por unidad de volumen es bajo, es conveniente pensar en la construcción de una caja especial de combustible.

En muchos casos es posible usar los desechos también como fertilizantes.

Algunas plantas proporcionan un forraje excelente, especialmente aquellas con alto porcentaje de proteínas y ácidos grasos.

A N A L I S I S

Ya que el contenido de aceite de la carga de material a destilar fluctúa entre otras causas por el origen geográfico, condiciones de crecimiento, temperatura ambiental, lluvias, contenido de humedad, etc. únicamente es posible establecer valores máximo y mínimo del contenido.

La única manera de determinar un valor teórico del rendimiento es mediante una destilación en laboratorio.

Descripción breve del método:

Un destilador de cobre soldado con estaño con todas las características a pequeño volumen, del equipo instalado en planta. Debe servir para los 3 tipos de destilación.

El agua de destilación debe ser procesada siempre inmediatamente después de la destilación pues expuesta a el aire por algún tiempo pierde aceite por evaporación. En laboratorio hay que ver si es posible extraer los aceites en las aguas por cohobación o es indispensable la extracción de solventes.

De destilar menta con vapor vivo se consumen las siguientes cantidades de vapor siendo medidas estas por cantidad de agua en el condensado

hierba fresca requiere 250-35 Kg de vapor / Kg de aceite

hierba semidecada " " 60-80 Kg de vapor / Kg de aceite

hierba seca con aire 30-40 Kg de vapor / Kg de aceite

Debido a su alto contenido de humedad, la hierba fresca de menta tiene tendencias a aglutinarse durante la destilación y a impedir la penetración unifor

me del vapor. Por esta razón la planta cede su aceite volátil muy lentamente.

Basándose en los datos anteriores, el contenido de aceite en el vapor condensado en los 3 casos será:

Hierba fresca	0.3 - 0.4 % aceite de menta
hierba semiseca	1.2 - 1.6 %
secada p/aire	2.5 - 3.0 %

En el caso de hierbas de menta secadas al aire el condensado contendrá al principio alrededor de un 8% de aceite, que decrecerá gradualmente hasta cantidades de sólo 0.004%. Por razones prácticas hay que parar la destilación en este punto.

Como se mencionó anteriormente, algunas plantas contienen aceites volátiles cuyas partes más valiosas tienen un alto punto de ebullición. Cuando se aplica vapor saturado a presión atmosférica solamente, debe continuarse la destilación por periodos largos a pesar que al final solamente se recuperen pequeñas cantidades. Si no se hace esto faltarán los constituyentes de alta temperatura de ebullición y el aceite será de calidad inferior. En este tipo de casos vale la pena completar la operación inyectando vapor ligeramente sobrecalentado hacia el final.

VELOCIDAD DE DESTILACION

Si la velocidad del vapor ascendente es muy lenta, el vapor se estancará en las porciones lentas de la carga y la destilación exhaustiva será imposible. Si por otro lado esta velocidad es demasiado alta, el vapor formará canales (ahujeros de rata) a lo largo de la carga y acarreará consigo partículas de la planta al condensador, tapándolo.

Un calentamiento irregular de la caldera y variaciones en el consumo de vapor pueden originar variaciones de presión. Estas variaciones no son perniciosas.

b).- EQUIPO PARA LA DESTILACION DE PLANTAS AROMATICAS.

El equipo requerido para llevar a cabo la destilación de los materiales, depende del tamaño de la operación y del tipo de destilación a utilizar. - Existen, sin embargo 3 partes principales:

- 1.- retorta.
- 2.- condensador.
- 3.- colector de condensados.

RETORTA .- Llamado comúnmente tanque, sirve primeramente como contenedor del material a destilar y como un recipiente en el cual el agua y/o vapor entra - en contacto con la planta y vaporiza su aceite esencial. En la parte superior o cerca de ella en la sección cilíndrica se coloca también un tubo en forma - de cuello de ganso que dirija los vapores al condensador.

En su forma más simple la retorta puede consistir en un cilindro o tanque con un diámetro igual o ligeramente menor a su altura y equipado con una tapa movable ajustable por medio de un sello a la sección cilíndrica.

Para destilación con agua y vapor se coloca un piso falso lo suficiente-- mente separado del piso verdadero para que el agua en ebullición no entre en - contacto con el material a destilar. La tapa de la sección cilíndrica está unida a esta mediante anillos de soporte. Estos últimos normalmente se colocan a intervalos de 2 a 2 1/2 ft.

La sección cilíndrica se ensancha ligeramente para permitir un sellado rápido con los anillos de soporte. Puede ser de acero galvanizado.

El anillo de soporte superior debe ser de ángulo de mas de 3 in para lograr un buen contacto con la tapa.

Justo abajo del anillo de soporte se coloca una tubería de 6 a 8 in largo para servir de conexión con el condensador (diámetro de mas de 4 in).

El cuello de ganso no debe ser demasiado largo, para que no actúe como reflujo de condensados.

Finalmente, inmediatamente abajo de la placa que soporta la carga de la - planta habrá una línea de entrada de vapor de 1 in.

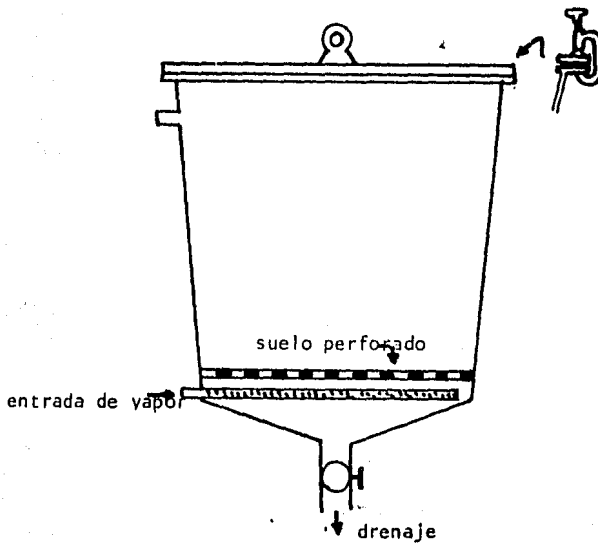


FIG3: RETORTA DE ACERO GALVANIZADO PARA DESTILACION CON VAPOR.

La distancia entre el piso de la retorta y el tubo de vapor debe ser lo suficientemente grande como para permitir que el agua que se condense en la retorta se acumule en el fondo sin tocar la línea de vapor. Para asegurar una distribución adecuada del vapor es recomendable que la tubería de vapor dentro de la retorta tenga un arreglo en forma helicoidal o de cruz, con orificios pequeños (alrededor de 1/8" de diámetro) a todo lo largo de la distribución.

El vapor debe ser inyectado de tal manera en la retorta que se distribuya correctamente desde la parte inferior y que al subir lo haga de tal manera que penetre la carga de una manera uniforme. El suelo de la retorta debe estar provisto de una válvula de drenado que sea adecuada para eliminar vapor condensado durante el proceso.

Dicha válvula sirve también de salida del agua cuando se lave la retorta de otra manera el condensado residual se acumulará e inundará la tubería de vapor dando como resultado que el vapor vivo tenga que pasar primero a través de una capa de agua y humedeciéndose. En otras palabras en lugar de hacer destilación con vapor estaríamos llevando a cabo destilación con agua y vapor.

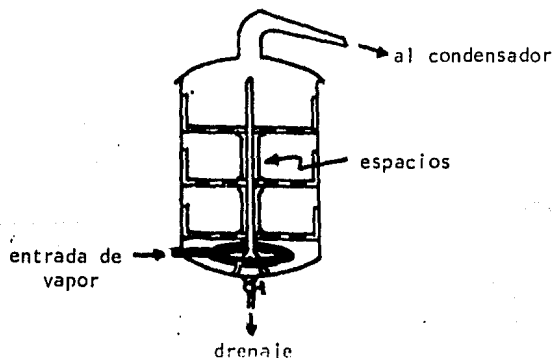
El vapor húmedo tiene la tendencia de permitir que las partes de la planta se aglutinen.

Es necesario considerar, también la instalación de cualquier aparato que sirva para levantar la tapa, por ejemplo un polipasto.

Para evitar fugas de vapor entre la retorta y su tapa es conveniente poner un empaque de 1/2" o 5/8" en asbesto o algún material similar. Además retorta y tapa deben estar unidas por grapas o bridas rápidas para lograr tanto una buena unión como un fácil armado y desarmado. La distancia entre las grapas será de 1 ft.

El sello de la tapa de la retorta puede ser también de agua. Si el destilador se utilizara para destilación con agua y vapor, el piso falso debe estar soportado alrededor de 2 ft. arriba del piso para destilación con agua y vapor; en el caso de destilación con vapor directo, este piso falso debe estar a una distancia tal del piso que la línea de entrada del vapor esté libre.

Por razones prácticas se colocan para cargas de más de 200-300 lb, unas canastas que espacien la carga.



Este arreglo previene una compresión excesiva del material a destilar, -asegurando una mejor distribución del vapor y facilitando la descarga del material utilizado.

Las canastas serán móviles para que puedan ser levantadas del cuerpo (probablemente por medio del polipasto). Para mejores resultados, no deben quedar al tope con la carga, sino estar separadas unos 2ft ó mas, dependiendo del ta-

maño del destilador.

Esto se puede efectuar de 2 maneras:

- con soportes
- pasando todas las canastas ahujadas por el centro por un tubo central (ver figura)

La principal precaución a seguir es estar seguro que el vapor efectivamente penetra la carga de la planta y no encuentra salidas más fáciles y rápidas. La principal fuga de este tipo se encontraría entre las canastas y la pared y para evitarlas se recomiendan ya sea empaques o canastas con paredes.

El diámetro en las retortas que se utilicen para destilación con agua debe ser mayor que la altura. Con esto se evita una ΔP excesiva del vapor que tiene que traspasar la carga. Esto les permitirá a las partículas de la planta moverse libremente en el agua ebullendo y asegurará una destilación más rápida y un mejor rendimiento del aceite,

Los destiladores usados para destilación con agua y vapor pueden tener una relación altura/diámetro igual a 1.

Los equipos para destilación con vapor deben ser más altos que anchos, de tal manera que el vapor ascendente entre en contacto con la mayor parte de la carga que sea posible.

Cuando se calculen las dimensiones del equipo, hay que tomar en cuenta que durante la destilación, la carga se expande un tercio de su volumen original.

La mayoría de los destiladores hoy en día son de acero galvanizado.

AISLAMIENTO .- Si no se aísla el destilador habrá una excesiva condensación como resultado de pérdidas de calor por la pared. Los mejores aislantes son magnesio y asbesto, cualquiera de ellos puede ser aplicado al destilador en forma de una pasta gruesa de mas de 2 in de grueso.

CONDENSADOR .- Sirve para convertir todo el vapor y los aceites vaporizados que le acompañen en líquidos. Esto requiere de una eliminación de calor equivalente al calor de vaporización de los vapores y una pequeña cantidad adicio

nal de calor para enfriar el material condensado hasta una temperatura por debajo de su punto de ebullición.

La ecuación que rige la cantidad de calor que debe ser removida es:

$$Q = UA \Delta t$$

U : constante que depende las condiciones de operación.

Q : calor removido por unidad de tiempo.

A : área disponible para remover ese calor.

Δt : diferencia de temperaturas entre los vapores calientes y el medio de enfriamiento.

Existen varios factores de los que depende la U, quizás los más importantes son el flujo del medio de enfriamiento (agua fría), la velocidad de flujo de los vapores y el material del cual esté construido el condensador.

Un estimativo de U para calcular el área anda alrededor de 40 para un condensador de zig-zag.

La diferencia de temperaturas será el promedio entre la del vapor saturado a presión atmosférica (212°F) y la del agua a la entrada y salida.

En un condensador tubular la U anda alrededor de 200 y la ventaja salta a la vista: El área de este tipo de condensador será 5 veces mas pequeña que la del condensador tipo zig-zag.

Los condensadores tubulares suelen ser tipo vertical. Otro tipo de condensador es el tipo espiral, pero presenta la desventaja que no es tan fácilmente lavable como el tubular.

Tubos más largos requieren menor cantidad de agua de enfriamiento ya que el contacto con los vapores y el condensado que fluye durará más tiempo y permite la absorción de una mayor cantidad de calor; de esta manera la temperatura del condensado a la salida se acercará más a la temperatura del agua de enfriamiento a la salida. La destilación lenta presenta varias desventajas, entre ellas la hidrólisis de los ésteres; la humidificación, aglutinación y conglomeración de la carga de plastas, que frecuentemente traen como consecuencia un bajo rendimiento de aceite esencial.

III.- SEPARADOR DE ACEITES: Su función es la de lograr una separación completa

y rápida de los aceites en el agua condensada.

El condensado fluye del condensador al separador de aceites, en donde el agua de destilación y los aceites se separan automáticamente. Dichos líquidos forman 2 capas separadas, flotando generalmente la capa de aceite sobre la acuosa por diferencia de densidades.

No es recomendable usar tubería de hule, pues este es parcialmente soluble en los aceites esenciales y le proporcionaría al producto final un olor desagradable.

Es común que ambas capas no se separen inmediatamente en el separador de aceites, especialmente si la diferencia de densidades entre los aceites y el agua es pequeña. Debe evitarse cualquier tipo de turbulencia que podría originar una emulsión. Con un aumento de temperatura, la densidad específica del aceite decrece relativamente más que la del agua. Como regla general en el caso de la mayoría de los aceites esenciales, la temperatura del condensador debe ser mantenida tan baja como sea posible para prevenir evaporación y pérdida del aceite.

El agua condensada siempre estará saturada con aceite. El eliminar esta significará una pérdida del aceite. En el caso de destilación con agua y de destilación ^{c/} agua y vapor, esta, condensada puede ser utilizada como el suplemento de agua para la siguiente carga del mismo vegetal o el agua de destilación puede ser regresada al destilador y redistilada (cohobada) durante la destilación.

IV.- CALDERA DE VAPOR: Se conoce como regla que el vapor de baja presión da aceites más solubles en alcohol, libres de materiales resinoso amargos. No hay gran diferencia entre los productos obtenidos a 20 y a 80 lb, pero la velocidad a la cual la destilación se lleva a cabo es un factor económico importante.

Un método de sobrecalentamiento consistente en permitir que un vapor de alta presión seco y saturado se expanda repentinamente a una presión inferior mediante una válvula bien aislada. De esta manera se obtendrá una cantidad moderada de vapor sobrecalentado, al menos teóricamente hablando.

En caso que el vapor esté demasiado húmedo, existen 2 alternativas a seguir:

- 1.- Instalar en la línea de alta presión un separador de agua que removerá la mayor cantidad de agua líquida del vapor.
- 2.- Exponer la línea que carga el vapor húmedo o saturado hasta una temperatura lo suficientemente abajo del punto de ebullición del agua a la presión del vapor para permitir el grado de sobrecalentamiento deseado.

b).- INGENIERIA DE PROCESOS.

BASES DE DISEÑO:

1.- Generalidades:

1.1: Función de la Planta:

La planta será diseñada para producir aceite esencial de yerbabuena a partir de hojas de yerbabuena (*mentha spicata* variedad americana) para cubrir la demanda insatisfecha del mismo en el mercado, pues hasta la fecha es importado.

1.2: Tipo del Proceso:

Separación del aceite de las hojas por medio de destilación por arrastre con vapor saturado.

El equipo a utilizar será un destilador, un condensador, un tanque colector de condensados y una caldera de vapor.

La materia prima son las hojas de yerbabuena secas

1.2.1.: Destilación:

En su primera fase, se llevará a cabo en un destilador cuya función es primero contener toda la carga de material y segundo permitir el contacto íntimo del vapor con las hojas.

Como segunda fase habrá un condensador cuya función es pasar tanto el vapor de agua como los aceites vaporizados a una fase líquida.

1.2.2.: Separación:

La separación tendrá lugar en un tanque separador de aceites. Su función: lograr una separación completa y rápida entre el aceite de yerbabuena y el agua condensada.

2.- Capacidad:

La planta operará normalmente a una capacidad de 55 toneladas por año (capacidad esperada para 1990) pudiendo aumentar su capacidad en un 15% en el futuro.

3.- Condiciones de la Alimentación:

ALIMENTACION	ESTADO FISICO	CONSUMO/AÑO	FORMA DE ENTREGA
hojas de yerbabuena	sólido	8,250 tons.	pacas/banda transportadora

4.- Condiciones del Producto:

PRODUCTO	ESTADO FISICO	PRODUCCION/AÑO	FORMA DE ENTREGA
aceite esencial	líquido	55 toneladas	tambos de 200litros

5.- Eliminación de desechos:

El desecho principal serán hojas secas de yerbabuena y se utilizarán como abono o para alimentación de ganado.

6.- Instalaciones Requeridas de Almacenamiento:

6.1: Producto:

El almacenamiento del producto será en tambos de **200** litros depositados en el área de producto terminado debidamente protegidos.

7.- Servicios Auxiliares:

Se proporcionarán todos los servicios auxiliares necesarios como son: vapor, combustible, agua de enfriamiento, agua para servicios y uso sanitario, agua potable, alimentación de energía eléctrica, sistemas de comunicación, sistemas de desfogue, etc. Estos no serán tratados en el presente trabajo.

8.- Sistemas de Seguridad:

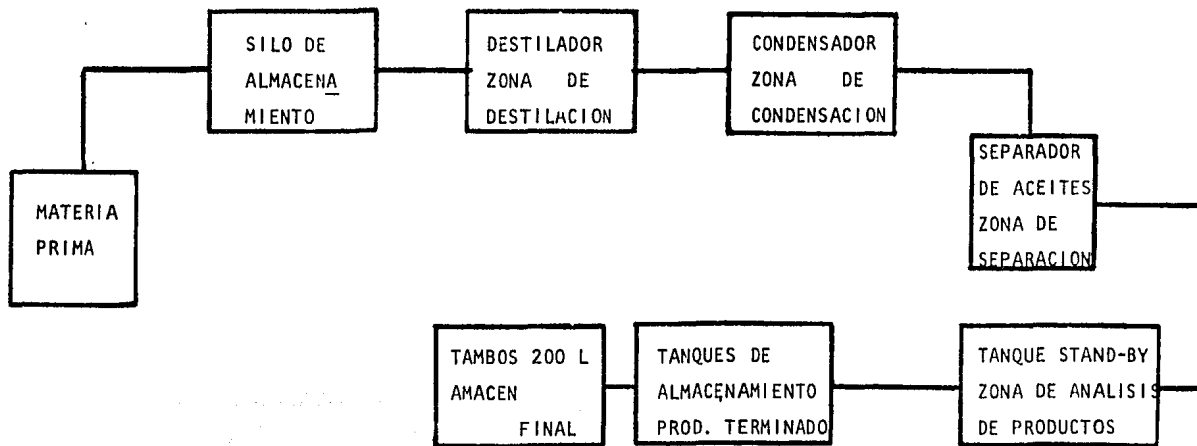
Se proporcionarán los sistemas de seguridad adecuados para protección del personal y contra incendio. Estos no serán tratados en el presente.

DESCRIPCION DEL PROCESO .- (ver el punto a.- El Método).

DIAGRAMAS DE BLOQUES Y FLUJO.- A continuación se detallan los diagramas de bloques y flujo del proceso:

LISTA DE EQUIPO PRINCIPAL

PART.	DESCRIPCION
1.-	DESTILADOR
2.-	CONDENSADOR
3.-	TANQUE SEPARADOR DE ACEITES
4.-	TANQUE STAND-BY
5.-	TANQUE DE ALMACENAMIENTO



PLANTA DE OBTENCION DE ACEITE ESENCIAL DE YERBABUENA
DIAGRAMA DE BLOQUES
ESQ. III-1

BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA

BALANCE DE MATERIA .-

OPERACION: 300 días, 1 año

Se trabajarán 3 turnos de 8 hrs. c/u.

TIEMPO DE DESTILACION APROXIMADO: 35-50 min.

- Considerando que se tratara de hierba semiseca por estar almacenada, 1Kg de aceite requiere de 60-80 Kg de vapor de agua (ver sección de análisis).

- Contenido de aceite en hierbas semisechas: 1.2-1.6 %

Se obtienen los siguientes resultados por Kg de aceite:

MATERIA PRIMA (hierbas semisechas):

$$\frac{1}{0.012} = 83.3 \text{ Kg de hierbas/Kg de producto} *$$

$$83.3 * 1.3 = 108.29 \text{ Kg de hierbas/Kg de producto.}$$

Vapor de agua .- 80 Kg de H₂O/Kg de producto

BALANCE GLOBAL:

$$55,000 \text{ Kg} \frac{\text{aceite}}{\text{año}} = 61.11 \text{ Kgs. aceite/turno de 8 hrs.}$$

El tiempo de carga y descarga se estima será de unos 50 min. cada una - (100 min. en total). Por lo tanto el tiempo requerido por lote será la suma del tiempo de destilación más el tiempo de carga y descarga: 150 min. ó 2.5 hrs.

Esto significa que en 1 turno se podrán hacer:

$$\frac{8 \text{ hrs.}}{2.5 \text{ hrs.}} = 3.2 \text{ lotes}$$

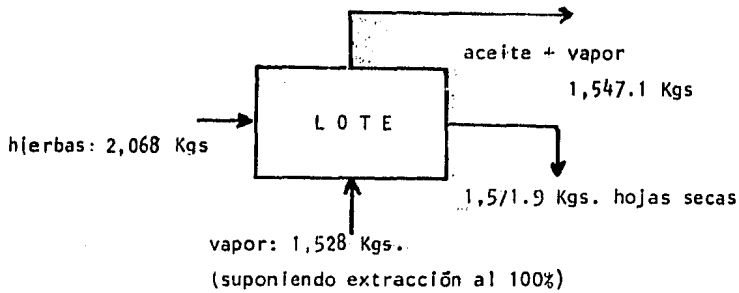
$$\frac{61.11 \text{ Kgs. aceite}}{\text{turno}} * \frac{1 \text{ turno}}{3.2 \text{ lotes}} = 19.1 \frac{\text{Kgs. aceite}}{\text{lote}}$$

Partiendo del balance por Kg de producto efectuado con anterioridad, cada lote requerirá de:

$$\text{hierbas: } \frac{108.29 \text{ Kg hierbas}}{\text{Kg}} * 19.1 \text{ Kgs} = 2.068 \text{ Kg.}$$

$$\text{vapor : } 80 \text{ Kgs} * 19.1 \text{ Kgs. prod.} = 1,528 \text{ Kgs.}$$

La bibliografía 6 habla de un rendimiento teórico de 1.2-1.6% En México se obtendrá de hierbabuena silvestre y eso se estima disminuirá el rendimiento del aceite en un 30%.



BALANCE DE ENERGIA

En este caso lo que interesa realmente es el balance en el Condensador. Tomando los datos citados con anterioridad:

Temp. de entrada del aceite + vapor de agua: 212 °F

Temp. de entrada agua de enfriamiento: 77 °F

Temp. salida agua de enfriamiento: 175 °F

Temp. del destilado: 86 °F

Calor latente de vaporización del agua (P=14.7 psig) = $970.3 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$

Sabemos que se consumen 80 Kg de agua por cada Kg de producto. En este caso se despreciará el calor cedido por el aceite esencial frente a la gran cantidad de agua que condensará.

$$\begin{aligned}
 Q &= \lambda_{H_2O} M_{H_2O} + M_{H_2O} C_p H_2O \Delta T \\
 &= M_{H_2O} \left[\lambda_{H_2O} + C_p H_2O \Delta T \right] \\
 &= 176 \frac{\text{lb } H_2O}{\text{lb prod.}} \left[970.3 \frac{\text{BTU}}{\text{lb } H_2O} + \frac{1 \text{BTU}}{\text{lb } ^\circ\text{F}} * \left[212 - 86 \right] \right] ^\circ\text{F} \\
 Q &= 193,180 \frac{\text{BTU}}{\text{lb de producto}}
 \end{aligned}$$

c).- DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS:

Diseño del Destilador .-

Para el diseño de la retorta se tomaron como base las especificaciones citadas en el inciso b de este capítulo.

- L > D
- D < 6 y 8 ft
- la carga se expande 1/3 del volumen original
- material: acero galvanizado

El balance de materia para el destilador se encuentra en el esquema III-2

Por lote:

ENTRADA		SALIDA	
ESPECIE	CANTIDAD	ESPECIE	CANTIDAD
hojas de yerbabuena	2,068 Kg	hojas secas	2,049 Kg
vapor	10.18 Kg / min.	mezcla aceite + vapor	1,547.1 Kg

Volumen del batch:

El peso específico de las hojas es alrededor de $20 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$ (SG=0.32)

La densidad del vapor de agua es 0.0373 lb/ft^3

$$\text{hojas: } 2,068 \text{ Kg} \left(\frac{1 \text{ lb}}{0.454 \text{ Kg}} \right) \left(\frac{\text{ft}^3}{20 \text{ lb}} \right) = 227.8 \text{ ft}^3$$

$$\text{vapor: } 10.18 \frac{\text{Kg}}{\text{min}} \left(\frac{1 \text{ lb}}{0.454 \text{ Kg}} \right) \left(\frac{\text{ft}^3}{0.0373 \text{ lb}} \right) = 601 \text{ ft}^3/\text{min}$$

(Suponiendo que el tiempo de residencia del vapor sea de más o menos 1 min.)

$$\text{Volumen total: } 227.8 * 1.3 + 601 = 897 \text{ ft}^3$$

$$\text{con un margen del 25\%, } V_T = 1121 \text{ ft}^3$$

Puesto que el volumen a manejar es alto, se piensa en la alternativa de poner 2 batch, con las múltiples ventajas que esto presenta:

- Flexibilidad mucho mayor frente a producción
(opción de relevo cuando haya mantenimiento o poca materia prima)

- Facilidad de limpieza
- Espacio
- Ahorro en el tanque separador, pues sólo se necesitará uno para cualquier cantidad de la carga

$$V_T = 561 \text{ ft}^3/\text{batch}$$

$$V_T = 561 \text{ ft}^3 = \frac{\pi D^2}{4} H$$

$$H = \frac{4 (455)}{\pi (64)}$$

$$D = 8 \text{ ft}$$

$$H = 12 \text{ ft}$$

Espesor del destilador:

$$t = 0.0001456 (H-1) D+C$$

para juntas en doble V, código ASME, secc. VIII, UPV

para un esfuerzo máximo permisible de 21,000 psi, donde

H = altura del equipo, ft

D = diámetro interno, ft

C = margen de corrosión (1/8")

para los datos,

$$H = 12 \text{ ft}$$

$$D = 8 \text{ ft}$$

$$C = 1/8$$

$$t = 0.0001456 (12-1) 8 + 1/8$$

$$= 0.1315 \text{ in (espesor de } 5/16)$$

Se les pondrán tapas torisféricas con un sello de agua para evitar fugas, con anillos de soporte cada 2 ft.

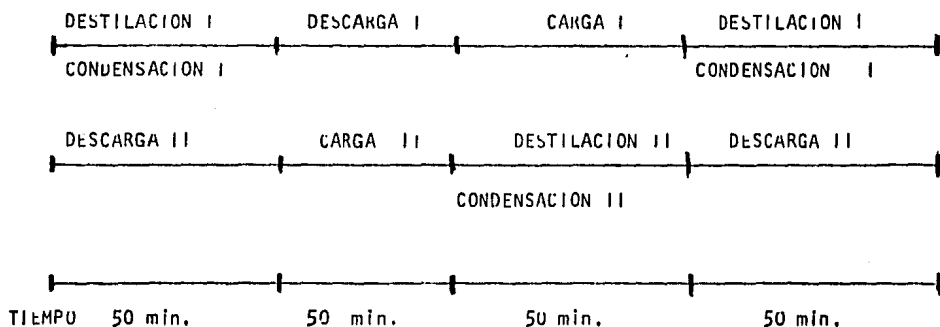
- La tubería de vapor tendrá un arreglo en forma helicoidal, con orificios de 1/8" de diámetro a lo largo de la distribución.

- Estarán provistos de una válvula de drenado en el piso.

- Se colocarán 3 canastas que espacien la carga y hagan más fácil su movimiento de entrada y salida del reactor. Cada canasta tendrá una capacidad para 275 Kg.

DISEÑO DEL CONDENSADOR .-

Este condensador tomará los vapores de ambos destiladores, los ciclos de operación de los destiladores quedan de la siguiente manera:



Se aprecia que se puede operar perfectamente 2 destiladores con un solo condensador sin que se estorben el uno al otro.

1.- DATOS:

Cantidad de vapores a condensar: 1,547 Kg (mezcla agua-aceite esencial)

Tiempo de destilación estimado: 50 min = 0.83 hr.

Temperatura de entrada de los vapores: 212 °F.

Temperatura de entrada, agua de enfriamiento: 77 °F.

Temperatura de salida, agua de enfriamiento: 175 °F.

Temperatura de salida, destilado: 86 °F.

Calor latente de vaporización del agua: 970.3 BTU/lb.

NOTA: Como aproximación y en vista de que el volumen de agua es mucho mayor al del aceite (esto se observa claramente en el balance de material del esquema III-2) se diseñará al condensador como si fuera para agua sola.

2.- CARGA DE CALOR:

$$Q = W \text{ vapor} \cdot \lambda \text{ vapor} =$$

$$= \frac{773.50 \text{ Kg}}{0.83} \frac{\text{hr}}{\text{hr}} \left(\frac{1 \text{ b}}{0.454 \text{ Kg}} \right) 970.3 \frac{\text{BTU}}{1 \text{ b}}$$

$$Q = 1'983,772 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr}}$$

$$Q = 2 \cdot 10^6 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr}}$$

3.- VELOCIDAD MINIMA DEL AGUA (por los tubos):

$$5 \text{ ft/seg}$$

4.- AGUA REQUERIDA P/ENFRIAMIENTO:

$$Q = W_{H_2O} \cdot c_p \Delta T$$

$$W = \frac{Q}{c_p \Delta T} = \frac{2 \cdot 10^6 \text{ BTU}}{\text{hr} (1) (175-77)}$$

$$W_{H_2O} = 20,408 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$\text{GPM} = \frac{20,408}{(8.33)(60)} = .40.83 \text{ GPM}$$

$$\text{ft}^3/\text{seg} = \frac{40.83}{(7.48)(60)} = 0.09 \text{ ft}^3 / \text{seg}$$

5.- AREA DEL FLUJO DEL AGUA:

$$\text{Seccion transversal total de tubos: } \frac{0.09 \text{ ft}^3}{5 \text{ ft / seg.}} = 0.018 \text{ ft}^2$$

6.- Número de tubos usando tubos de 3/4 in 16 BWG:

$$\text{Area de flujo/tubo} = \frac{0.302 \text{ in}^2}{144} = 0.002097 \text{ ft}^2/\text{tubo}$$

$$\text{No. de tubos} = \frac{0.018}{0.0021} = 8.58 \text{ tubos/paso (9 tubos/paso)}$$

para mantener la velocidad de 5 ft/seg.

7.- AREA DEL CONDENSADOR:

U recomendada en la secc. b; 200 para un condensador tubular

$$\text{LMTD} = \frac{(212-77) - (212-175)}{\frac{212-77}{212-175}} = 75.71$$

$$A = \frac{2 * 10^6 \text{ BTU/hr}}{(200) (75.71)} = 132 \text{ ft}^2$$

Largo de tubos requerido:

Area exterior/tubo 0.2618 ft²/ft

$$\text{Largo total: } \frac{132 \text{ ft}^2}{0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 672 \text{ ft}$$

$$\text{Número de Pasos} = \frac{\text{Largo total}}{(\# \text{ tubos/paso}) * (\text{largo de tubos})}$$

Largo de tubos requerido:

pasos suponiendo tubos de 14' de longitud

$$\# \text{ pasos} = \frac{672}{(9) (14)} = 5.33 \text{ (6 pasos)}$$

Diámetro de la coraza: para arreglo en Pt triangular, 1 1/4.

Número total de tubos: 54

DI coraza: 13.25"

N_t = # de tubos: 54

$$\text{Area real} = (54) (0.1963) (14') = 148.4 \text{ ft}^2$$

8.- AREA DEL FLUJO:

$$\# \text{ de tubos por paso real} = \frac{54}{6} = 9$$

$$\text{área de flujo/paso} = (y) (0.002097) = 0.018873 \text{ ft}^2$$

$$\text{velocidad en los tubos} = \frac{0.09 \text{ ft}^3/\text{seg}}{0.018873} = 477 \frac{\text{ft}/\text{seg}}{\text{paso}}$$

9.- COEFICIENTE DE PELICULA, lado de los tubos (gráfica 1U-4U del Ludwig)

temperatura media del agua: 126 °F

$$h_i = (1,300) (0.94) = 1,222$$

corregido al exterior del tubo,

$$h_{i_o} = (1,222) \left(\frac{0.62}{10}\right) = 757.64 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ °F}$$

10.- COEFICIENTE DE PELICULA, lado de la coraza,

$$\text{Carga de Condensado: } Go'' = \frac{W}{LN_t^{2/3}}$$

$$W = \text{flujo de vapores a condensar} = \frac{773.5 \text{ Kg}}{0.83 \text{ hr}} \left(\frac{1 \text{ lb}}{0.454 \text{ Kg}}\right) = 2,053 \text{ lb/hr}$$

L = largo de tubos permitiendo 3 in de espesor/haz, reduciendo así el largo efectivo de tubos

N_t = Número total de tubos

$$Go'' = \frac{2,053}{(14-6''/12) (54) 2/3} = 10.64 \text{ lb/hr ft lineal}$$

conductividad térmica $K_a = 0.013$, BTU/hr ft² (OF/ft)

(Vapor de agua a 212 °F)

densidad específica SG = 0.96

viscosidad : 0.013 CP

se estima : $h_o = 1500 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ °F}$

ensuciamiento del agua por tubos: 0.002

ensuciamiento del vapor/aceite a condensar: 0.001

11.- COEFICIENTE GLOBAL:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{1,500} + 0.002 + 0.001 + \frac{1}{757.64} = 0.004987$$

$$U = 200.54 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

12.- AREA REAL REQUERIDA (total):

$$A = \frac{Q}{U \cdot t} = \frac{2 \times 10^6 \text{ BTU/hr}}{(200.54) (75.71)} = 131.72 \text{ ft}^2$$

13.- AREA DISPONIBLE:

$$A = (0.1963) (54) (13.5) \\ = 143.10 \text{ ft}^2$$

14.- % DE SUPERFICIE EN EXCESO:

$$\% = \frac{(143.10 - 131.72) (100)}{131.72} = 8 \%$$

15.- CAIDA DE PRESION, lado de los tubos:

Pérdida al final del retorno; caída en los tubos:

$$(0.6) (6 \text{ pasos}) = 3.6 \text{ psi (fig. 10-100, Ludwig)}$$

$$\text{flujo de agua: } \frac{20,408 \text{ lb/hr}}{9 \text{ tubos/paso}} = 2,268 \text{ lb/hr (tubo) (paso)}$$

$$7 \text{ psi/100 ft (fig. 10-99)}$$

$$p \text{ TOTAL DEL CONDENSADOR: } \left(\frac{7}{100}\right) (6 \text{ pasos}) (14 \text{ ft/tubo})$$

$$= 5.88 \text{ psi}$$

$$\Delta P \text{ TOTAL} = 5.88 \text{ psi} + 3.6 \text{ psi}$$

$$= 9.48 \text{ psi}$$

DISEÑO DEL TANQUE SEPARADOR DE ACEITES

DATOS:

Densidad específica del aceite: 0.93

Densidad específica del agua : 1.0

Flujo de Condensado : **2,053 lb/hr** de cada condensador

ya que los destiladores operarán en forma alternada, este será el flujo real que entrará al tanque.

Volumen requerido por hora (suponiendo el tiempo de residencia de 1 hora):

$$2,053 \text{ lb} \left(\frac{\text{ft}^3}{(62.37) (0.96) \text{ lb}} \right) = 34.28 \text{ ft}^3$$

para una $L/D = 1.5$; $L = 1.5 D$

$$V = 34.28 = \frac{D^2}{4} \cdot 1.5 D$$

$$D^3 = \frac{(34.28) (4)}{(1.5)} = 29.10$$

$$D = 3.076 \text{ ft}$$

$$L = 4.614 \text{ ft}$$

$$\text{espesor del tanque;} = 0.0001456 (H-1) D+C$$

$$t = 0.0001456 (4.614-1) 3.076 = 0.125$$

$$= 0.126 \text{ in (puede ser de } 1/8)$$

El tanque debe tener una placa a la mitad hasta a una altura de 3.2 ft para poder llevar a cabo la separación de la mezcla por decantación.

TANQUE STANDBY:

Su función es poder almacenar el producto ya obtenido antes de realizarle las pruebas de control de calidad y vaciarlo en el tanque de producto terminado.

Tendrá capacidad para 1 turno, aunque se espera se vacíe por lote.

Cap. esperada : 65 Kgs. de aceite

Por razones de economía se puede pensar en un tanque de PVC o fibra de vidrio.

$$65 \text{ litros} \left(\frac{1 \text{ ft}^3}{(3.048)^3 \text{ l}} \right) = 2.29 \text{ ft}^3$$

$$\text{para } L/D = 1.0, \quad V = 2.29 = \frac{D^2}{4} \cdot D$$

$$D^3 = 2.92$$

$$D = 1.43 \text{ ft}$$

Se puede pensar en un tanque de 1.5 ft de diámetro.

TANQUE DE PRODUCTO TERMINADO:

Se diseñará para almacenar 3 turnos de producción.

Cap. esperada: 200 litros

$$L/D = 1.0$$

$$V = 8 \text{ ft}^3$$

$$D = 2.2 \text{ ft}$$

$$L = 2.2 \text{ ft}$$

ESPECIFICACIONES GENERALES DEL EQUIPO

a) DESTILADOR

Cantidad requerida : 2

Servicio: Destilación del aceite esencial de yerbabuena

DATOS DE PROCESO:

Capacidad de Operación: 1,591 Kg de hojas
601 ft³/min. de vapor

Producto: Aceite esencial de yerbabuena

Presión de Operación: 14.7 psia

Temp. de Operación: 212 °F

CONSTRUCCION:

TIPO: vertical, tapas torisféricas

D = 6 ft

L = 9 ft

espesor = 5/16"

Tapa : grapas cada ft para unirla al cilindro

- Tubería de vapor: arreglo en forma helicoidal, orificios de 1/8"
a lo largo de la distribución.

- Válvula de drenado en el fondo.

Llevará 2 canastas internas, cada una para 275 Kg, aproximadamente.

MATERIALES:

Cuerpo y tapas: Acero galvanizado

El tanque debe ir aislado para evitar la pérdida de calor.

b) CONDENSADOR:

- Cantidad requerida: 1
- Servicio : Condensar la mezcla agua/aceite esencial
- Datos de Proceso .-

Capacidad de Upn : 2,053 lb/hr de condensado

Producto : condensado agua/aceite esencial

Densidad Especif.: 0.96 - 1.0

Temp. Agua enfriamiento entrada : 77 °F

salida : 175 °F

Temp. de entrada, vapores : 212 °F

Temp. de salida, condensado : 86 °F

Carga de Calor : 2×10^6 BTU/hr

Agua de enfriamiento requerida : 40.83 GPM

U diseño : 200.54 BTU/hr ft² °F

- Datos de Construcción .- (tubos)

Diámetro de tubos : 3/4 in, 1b BWG (acero inoxidable)

Número de tubos : 54

Arreglo : Pt 1 1/4, triangular

(coraza)

Diámetro interno ; 13.25"

Material : acero inoxidable 304

Area : 148.4 ft²/ unidad

ΔP en los tubos : 3.6 psi

Presión hidrostática: si

c) TANQUE SEPARADOR :

Cantidad requerida : 1

Servicio : Separación de la mezcla

- Datos de Proceso .-

Capacidad de Operación : 34.28 ft³

Producto : Agua/aceite esencial

Densidad Específica : 0.96-1.0

Presión de Operación : atm

Temp. de Operación : 160 °F

- Construcción .-

Tipo : Cilindro vertical, tapas torisféricas

Diámetro : 3ft

Longitud : 4.6 ft

Espesor : 1/8"

(Placa de 3.2 ft a la mitad del tanque, según dibujo).

- Diseño Mecánico .-

Prueba hidrostática : sí

P. diseño : sí

- Materiales .-

Cuerpo y tapas: Acero al carbón

d) TANQUE STANDBY :

Cantidad requerida: 1

Servicio : Prealmacenamiento del producto terminado

- Datos de Proceso .-

Capacidad de Operación : 2.29 ft³

Producto : Aceite esencial

Densidad específica : 0.96

Presión de Operación : atm

Temp. de Operación : ambiente

- Construcción .-

tipo : cilindro vertical, tapas torisféricas

diámetro : 1.5 ft

longitud : 1.5 ft

- Diseño Mecánico:-

Prueba hidrostática : no

Prueba diseño : no

- Materiales .-

Cuerpo y tapas: Fibra de vidrio ó PVC

e) TANQUE DE PRODUCTO TERMINADO :

Cantidad requerida: 1

Servicio : Almacenamiento de producto terminado.

- Datos de Proceso .-

Capacidad de Operación : 8 ft³

Producto : Aceite esencial

Densidad específica : 0,96

Presión de Operación : atm

Temp. de Operación : ambiente

- Construcción .-

tipo : cilindro vertical, tapas torisféricas

diámetro : 2.2 ft

longitud : 2.2 ft

- Diseño Mecánico .-

Prueba hidrostática : no

Prueba de diseño : no

- Materiales .-

Cuerpo y tapas: fibra de vidrio

g) Cambiador de Calor:

- Cantidad requerida: 1

- Servicio: Preenfiar el agua de enfriamiento usada en el condensador y que va a entrar a la torre de enfriamiento.

- Datos de Proceso . -

Capacidad de Opu.: 18,726 lb/hr de agua
(37.43 GPM)

Producto: Agua de enfriamiento del condensador

Densidad Específica: 1.0

Temp. agua enfriamiento entrada: 77 °F

" " " salida : 85 °F

Temp. de entrada, agua del condensador: 175 °F

" " salida, " " " : 95 °F

Carga del Calor : $Q = 1.5 \cdot 10^6$ BTU/hr

Agua de enfriamiento requerida: 375 GPM

U diseño : 249.73 BTU/hr ft² °F

- Datos de Construcción . - (tubos)

Diámetro de tubos: 3/4 in, 16 BWG (acero inoxidable)

Número de tubos : 124

Arreglo : P_t 1", cuadrado

de pasos : 2

(coraza)

Diámetro interno : 15.25 in
Material : acero inoxidable 304
área : 158.21 ft²
P en los tubos : 2.48 psi
presión hidrostática: SI

h) Torre de enfriamiento :

- Cantidad requerida : 1
- Servicio : enfriamiento del agua en el condensador y en el cambiador de calor.

- Datos de Proceso . -

Temperatura de entrada : 85.9 °F

Carga de la torre en función del agua enfriada : 931.11 BTU/hr ft²

" " " " " " de la carga de aire: 3468 BTU/hr ft²

- Dimensiones . -

Base : 4 x 3 m

Altura : 2.5 m

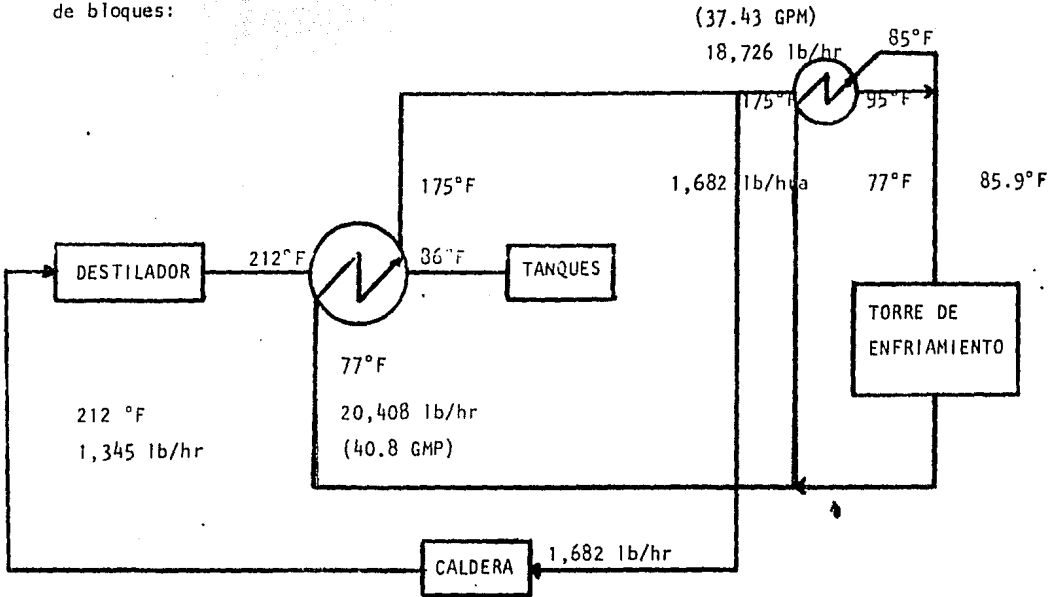
- Datos de Construcción . -

Ventilador de 50", 6 aspas

Rejillas de madera epoxifcada

S E R V I C I O S

Los servicios de la planta se verán como lo muestra el siguiente diagrama de bloques:



DISEÑO DEL ENFRIADOR DEL AGUA DE ENFRIAMIENTO DEL CONDENSADOR . -

$$t_2 = 85^\circ\text{F}$$
$$T_2 = 95^\circ\text{F}$$
$$W_1 = 18,726 \text{ lb/hr}$$
$$T_1 = 175^\circ\text{F}$$
$$t_1 = 77^\circ\text{F}$$

1.- Carga de calor $Q = 18,726 (175-95)$
 $= 1.5 \cdot 10^6 \text{ BTU/hr}$

2.- Unidad estimada

$$U = 250 \quad A = \frac{1.5 \cdot 10^6}{(250)(38.56)} = 156 \text{ ft}^2$$

3.- $LMTD = \frac{(175-77) - (95-85)}{1.4 \frac{175-77}{95-85}}$

4.- Flujo de agua de enfriamiento

$$W = \frac{1.5 \cdot 10^6}{(85-77)} = 187,500 \text{ lb/hr}$$
$$GPM = \frac{187,500}{(8.33)(60)} = 375 \text{ GPM}$$

con tubos de 3/4", largo 7 ft

$$\text{No. tubos} = \frac{156 \text{ ft}^2}{(0.1963)(6.5)} = 122 \text{ tubos}$$

No. total de tubos = 124, ID coraza = $15 \frac{1}{4}$, Pt 1" \square , 2 pasos

No. tubos/paso = 62

Area transversal/tubo = $0.302/144 = 2,097 \cdot 10^{-3} \text{ ft}^2$

Area de flujo/paso = $(2,097 \cdot 10^{-3})(62) = 130 \cdot 10^{-3} \text{ ft}^2$

vel. del agua = $\frac{375}{(60)(7.48)(130 \cdot 10^{-3})} = 6.42 \text{ ft/seg}$

5.- Coef. de película, lado tubos:

$$h_i = 1,320$$

$$h_o = 1,320 \left(\frac{0.62}{0.75} \right) = 1,091 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

6.- Coef. de película, lado coraza

$$A_s = \frac{ID \ C^1 \ B}{144 \ Pt}$$

$$ID = 15.25$$

$$C^1 = 0.25$$

$$B = 9.0$$

$$Pt = 1.0$$

$$A_s = \frac{(15.25) (0.25) (9.0)}{144 (1.0)}$$

$$= 0.238 \text{ ft}^2$$

7.- $G_s = \frac{WS}{A_s} = \frac{18,726}{0.238} = 78,681 \text{ lb/hr ft}^2$

$$Re = \frac{De \ G_s}{\mu} = \frac{(0.95/12) (78,681)}{0.3775} = 16,500$$

Con baffles segmentados 15%,

8.- $j_H = 100 \quad j_H = \frac{h_o \ De}{k_a} \left(\frac{C_p \ \mu}{k_a} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14}$

$$h_o = \frac{(0.381) (100)}{(0.95/12)} \left(\frac{0.3775}{0.381} \right)^{1/3}$$

$$h_o = 479 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

9.- $U = \frac{1}{\frac{1}{479} + 0.001 + \frac{1}{1091}} = 249.73$

10.- Area requerida

$$A = \frac{1.5 \cdot 10^6}{(249.73) (38.56)} = 155.76 \text{ ft}^2$$

11.- Area disponible

$$A = (0.1963) (124) (6.5) = 158.21 \text{ ft}^2$$

$$12.- \% \text{ \u00e1rea en exceso} = \frac{158.21 - 155.76}{155.76} = 1.56\%$$

$$13.- \Delta P_s = \frac{f (G^2) (D_s) (N_c + 1)}{5.22 (10)^{10} (D_e) (S) (\phi_s)}$$

$$\Delta P_s = 7.19 \cdot 10^{-3} \text{ psi}$$

$$f = 0.00295$$

$$G_s = 76,681$$

$$D_s = 15.25/12 = 1.27$$

$$N_c = \# \text{ baffles} = 9$$

$$D_e = 0.95/12$$

$$S = 0.78$$

$$\phi_s = 1.0$$

14.- ΔP lado tubos

$$\text{por retornos: } 2 \text{ pasos } (0.75 \text{ psi/paso}) = 1.5 \text{ psi}$$

$$\text{por largo ; } (7/100^1) (7) (2) = 0.98$$

$$\Delta P \text{ TOTAL TUBOS} = 2.48 \text{ psi}$$

(CALCULO DE LA TORRE DE ENFRIAMIENTO)

$$L_o = W_1 (0.05) = 1021 \text{ lb/hr} = L_o \quad \text{agua de reposición: 5\% por pérdidas de evaporación.}$$

$$L_o + L_1 = L = L_1 = \underline{\underline{2062.226 \text{ lb/hr}}} \quad \text{agua}$$

$$\text{Area de empaque} = 400 \text{ ft}^2$$

$$w = 20408 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \left(\frac{1}{400} \right) = 51.02 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

$$L_o = \frac{1021}{400} = 2.55 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

$$G = \text{lb aire seco} / \text{hr ft}^2$$

$$H_1 = (68^\circ\text{F}, 14.7 \text{ psia}) = 39.2 \text{ BTU/lb aire seco}$$

$$H_2 = (75^\circ\text{F}, 14.7 \text{ psia}) = 45 \text{ BTU/lb aire seco}$$

$$W_1 = 53.57 \text{ lb/hr ft}^2 \quad W_1 = 51.02 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$L_o = 2.55 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$T_2 = 95^\circ\text{F} \quad T_o = 90^\circ\text{F} \quad \bar{T} = 85.9^\circ\text{F}$$

$$T_3 = 77^\circ\text{F} \quad A = 400 \text{ ft}^2$$

$$T_{bh} = 62^\circ\text{F}$$

$$X_1 = 0.02 \text{ lb H}_2\text{O/lb aire seco}$$

$$X_2 = 0.024 \text{ lb H}_2\text{O/lb aire seco}$$

(CALCULO CARGA DE LA TORRE)

$$q = WC (T_2 - T_3) + L_o C (T_3 - T_o)$$

En función del agua:

$$q = 53.57 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2} (95^\circ\text{F} - 77^\circ\text{F}) + 2.55 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2} (77 - 90^\circ\text{F}) (1)$$

$$q = 964.26 + (-33.15) = 931.11 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2} \quad \text{CARGA DE LA TORRE EN FUNCIÓN DEL AGUA ENFRIADA}$$

$$\text{Sabemos} \quad L_o = G (X_2 - X_1)$$

$$G = \frac{L_o}{(X_2 - X_1)} = \frac{2.55}{(0.024 - 0.02)} = 637.5 \frac{\text{lb aire}_2 \text{ seco}}{\text{hr ft}^2} = G$$

En función de la carga del aire:

$$q + L_o \cdot CT_o = G (H_2 - H_1)$$

$$q = 637.5 \frac{\text{lbas}}{\text{hr ft}^2} (45 - 39.2 \frac{\text{BTU}}{\text{lbas}}) - 2.55 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{hr ft}^2} \left(\frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \right) (90^\circ\text{F})$$

$$q = 3697.5 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2} - 229.5 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2} = 3468.0 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2}$$

C A P I T U L O I V

A D M I N I S T R A C I O N

a) Organización y Desarrollo de Funciones:

La empresa como ha sido descrita hasta el momento, puede definirse como una organización pequeña en la que varias funciones recaerán sobre una misma persona.

La organización quedará determinada como sigue:

1.- Gerencia General:

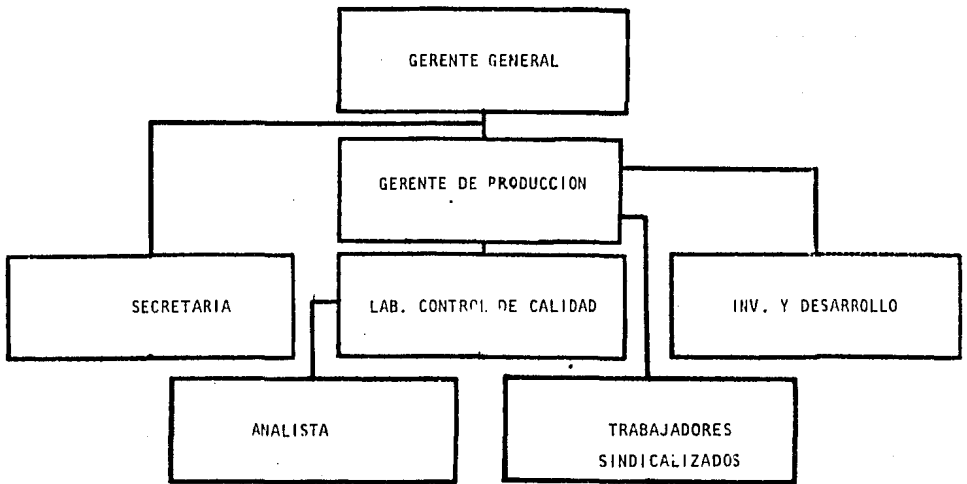
- Administración General
- Ventas y Pronósticos

2.- Gerencia de Producción:

- Planeación y Control de la Producción
- Producción
- Control de Inventarios
- Mantenimiento
- Ingeniería Industrial y Nuevos Proyectos
- Compras
- Tráfico
- Muestreo y Análisis de materia prima y producto terminado
- Control de Calidad
- Investigación y Desarrollo

Las personas encargadas de desarrollar las funciones descritas anteriormente de acuerdo a su criterio, se apoyarán en sus ayudantes.

El organigrama quedaría de la siguiente manera:



C O S T O D E L O S E Q U I P O S

a) Destilador :

Capacidad de Operación: 1,591 Kg de hojas
601 ft³/min de vapor
(1,021 m³/hr)

Diámetro : 8 ft (2.44 m)

Longitud : 12 ft (3.66 m)

Materiales : acero galvanizado

Costo : \$ 4'000,000.00 M.N.

b) Condensador :

Capacidad de Operación: 2,053 lb/hr (932 kg/hr)

Costo Unitario : \$1'360,000.00 M.N.

c) Tanque Separador :

Capacidad de Operación: 34.28 ft³ (0.95 m³)

Diámetro : 3 ft (0.91 m)

Longitud : 4.6 ft (1.40 m)

Materiales : acero al carbón

Costo Unitario : \$ 176,000.00 M.N.

d) Tanque de Paso :

Capacidad de Operación : $2.29 \text{ ft}^3 = 0.0636 \text{ m}^3$

Diámetro : 1.5 ft (0.46 m)

Longitud : 1.5 ft (0.46 m)

Materiales : Cuerpo y tapas
Resina Atlac 328 reforzada con fibra de vidrio

Costo Unitario : \$ 32,000.00 M.N.

e) Tanque de Producto Terminado :

Capacidad de Operación : $8 \text{ ft}^3 (0.222 \text{ m}^3)$

Diámetro : 2.2 ft (0.66 m)

Longitud : 2.2 ft (0.66 m)

Materiales : Cuerpo y tapas
Resina Atlac 382 reforzada con fibra de vidrio

Costo Unitario : \$ 40,000.00 M.N.

f) Cambiator de Calor :

Capacidad de Operación : 18.726 lb/hr

Costo Unitario : \$ 1'500,000.00 M.N.

g) Torre de enfriamiento :

Capacidad de Opn : $Q = 2'000,000 \text{ BTU/hr}$

Gasto de Agua : $L = 74,211 \text{ lb/hr}$

Area de Empaque : 400 ft^2

Base : $4 \times 3 \text{ m}^2$

Altura : 2.5 m

Costo : $\$ 7'475,000.00 \text{ M.N.}$

h) Caldera :

Capacidad de Operación : 350 l/min

Presión de Operación : 14.7 lb/in^2

Costo Unitario : $\$ 850,000.00 \text{ M.N.}$

COSTO DE LOS EQUIPOS DE LA PLANTA

(costos de 1985)

EQUIPO	COSTO UNITARIO (000) M.N.	COSTO TOTAL (000) M.N.	TIEMPO DE ENTREGA (días)
DESTILADOR	4,000	8,000	90
CONDENSADOR	1,500	1,500	90
TANQUE SEPARADOR	200	200	60
TANQUE DE PASO (STAND BY)	30.0	30.0	30
TANQUE DE PRO- DUCTO TERMINADO	46	46	30
CAMBIADOR DE CALOR	1,725	1,725	90
TORRE DE ENFRIAMIENTO	7.475	7,475	45
CALDERA	850	850	60

I. - ESTIMACION DE LA INVERSION FIJA:

a) planta:

En la siguiente tabla se muestran los componentes de la misma en miles de pesos.

COMPONENTE	COSTO (MILES DE PESOS)
Compra del equipo	\$ 19,832.80
Instalación del equipo	\$ 3,000.00
Instrumentación Instalada	\$ 2,500.00
Tubería Instalada	\$ 2,250.00
Eléctricos (instalados)	\$ 1,500.00
Edificio (incluyendo 1,000 m ² de bodega y servicios)	\$ 15,000.00
Terreno (1,500 m ²)	\$ 7,000.00
Ing. y Supervisión	\$ 1,000.00
Herramientas y Accesorios	\$ 500.00
TOTAL INVERSION PLANTA :	\$ 52,582.80 MPS
(TOTAL DE ACTIVOS FIJOS :	\$ 51,082.80 MPS)

Se tomará en cuenta para el cálculo de la bodega 4 cosechas /año

Necesidad anual: 8,250 ton.

Necesidad trimestral: 2,062.5 ton.

Densidad promedio : 0.714 gr/cm³

Con estos datos hay un requerimiento de aproximadamente 1,000 m²
de bodega.

b) Oficinas:

accesorios para oficina : \$ 300,000.00

muebles para oficina : \$ 700,000.00

\$ 1'000,000.00

c) Prestaciones a Ejecutivos :

Automóvil para gerente general : \$ 5'000,000.00

Automóvil para gerente de produc: \$ 2'400,000.00

\$ 7'400,000.00

d) Camioneta de reparto : \$ 3'000,000.00

TOTAL DE LA INVERSION :

en pesos : \$ 69'982,800.00 M.N.

Capital de trabajo; Se calcula el 50% de la inversión:

en pesos : \$ 34,991.4 MPS

TOTAL DEL CAPITAL A CONSEGUIR : en pesos : \$ 104,974.2 MPS.

II . - COSTOS :

El costo total del producto estará dado por la suma de los costos de producción más los gastos generales.

I.- Costos de Producción ó Manufactura .-

a) Costos Directos : Incluyen gastos asociados directamente con la operación de manufactura.

Incluye materias primas, mano de obra directa, supervisión directa sobre el proceso, mantenimiento y reparación, energía y demás suministros para la operación directa.

b) Costos Fijos : Gastos que permanecen constantes año con año y no cambian con los volúmenes de producción obtenidos. Ejemplo de estos son la depreciación, I.S.R., seguros, etc.

c) Otros Costos : Servicios médicos y de hospitalización, mantenimiento general a la planta, servicio de seguridad, pensiones, vacaciones, seguro social, seguros de vida, empaque, comedor, laboratorios de control, vigilancia del terreno, almacén de materia prima y de producto terminado y prestaciones a empleados en general.

a) Costos Directos :

Mano de Obra : En relación con el producto terminado se tiene un volumen muy alto de materia prima (83.3 Kg de hierbas/Kg de producto). Cada lote lleva 2,068 kg de hierbas.

Se utilizarán 2 trabajadores calificados por turno y habrá 4 cuadrillas distintas para cubrir la operación de sábados y domingos. En un turno mixto que trabajará de lunes a viernes de 6:15 a 14:45 habrá un mecánico y un trabajador no calificado.

TOTAL DE TRABAJADORES	SALARIO DIARIO	T O T A L
8 calificados .	\$ 3,875.00	\$ 31,000.00
1 mecánico	\$ 4,960.00	\$ 4,960.00
1 no calificado (Salario mínimo en Puebla)	\$ 1,015.00	\$ 1,015.00

TOTAL DIARIO \$ 36,975.00

Supervisión . -

Según se explicó en la organización y descripción de funciones el gerente de producción se encargará directamente de supervisar a los trabajadores, debido principalmente al número tan reducido de personal obrero. Se incluirá aquí - el sueldo del gerente de producción (\$ 300,000.00) en base diaria \$ 10,000.00

Servicios . -

Para calcular los servicios se tomaron los siguientes precios base:

combustóleo ;\$ 8.569 / litro, en pipas de 32,000 litros + flete de
\$ 21,312.00

luz : \$ 9.73 KW hr

agua : menos de 1000 m³ bimestrales ; \$ 22.5 / m³
más de 1000 m³ bimestrales : \$ 47.1 / m³

Investigación y Desarrollo . -

La administración de esta fábrica considera muy importante el desarrollo de nuevos productos, por lo que contratará a 1 profesionista de tiempo completo y a un ayudante para tal fin.

		Sueldo diario
Sueldo jefe laboratorio	: \$ 140,000.00	\$ 4,667.00
salario laboratorista	: \$ 60,000.00	\$ <u>2,000.00</u>
		\$ 6,667.00

Consumo de agua .-

Agua para evaporación:

Cada lote requerirá de 1,528 Kg de vapor saturado al 80% de eficiencia:

1,910 Kg de agua

$$1,910 \text{ Kg agua} \left(\frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ Kg}} \right) = \underline{1,910 \text{ m}^3/\text{lote}}$$

Diariamente se hacen : 3.2 lotes * 3 turnos = 9.6 lotes

el consumo de agua para generar vapor es de $9.6 * 1.910 = 18.336 \text{ m}^3$ de agua diarios
ó $1,910 \text{ m}^3/\text{lote}$

Agua de enfriamiento:

El condensador requiere de $0.18 \text{ ft}^3/\text{seg}$

$$W = 0.18 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}} \left(\frac{(0.3048)^3 \text{ m}^3}{1 \text{ ft}^3} \right) \left(\frac{3600 \text{ seg}}{\text{hr}} \right) * 2.5 \frac{\text{hr}}{\text{lote}}$$

$$W = 45.87 \text{ m}^3 \text{ de agua/lote}$$
$$= 440.3 \text{ m}^3 \text{ de agua diarios}$$

(suponiendo que se reutiliza el 90% del agua con una torre de enfriamiento)

$$W = 4.40 \text{ m}^3 \text{ de agua diarios ó } 0.45 \text{ m}^3 \text{ de agua/lote}$$

Agua de servicios: 2 m^3 diarios (para baños, regaderas, etc.)

Consumo de Energía Eléctrica . -

Se tendrán 2 bombas de 1 HP para maniobras de carga y descarga en los destiladores, más una para el condensador de 2 HP más 2 bombas de 3/4 HP de relevo.

Estas bombas más la luz para iluminación darán un consumo en energía eléctrica de 100 KW hr al día.

De esta manera quedan los costos en servicios al día:

agua : $18.336 + 4.40 + 2 = 24.73 \text{ m}^3/\text{día} = \$ 1,164.78/\text{día}$

luz : 100 KW hr / día * \$9.73 KW hr = \$ 973.00/día

COMBUSTIBLE:

Se estima alrededor de 1 pipa cada 3 semanas

1524 litros/día * \$8.569 + 1,500.00 (del flete) = \$ 14,559.00/día

Por lo tanto, por servicios se pagarán \$ 16,696.78 diarios.

En base a 9.6 lotes/día y 19.1 kgs de aceite/lote,

El costo por kilogramo para servicios será de \$ 91.06

Mantenimiento y Reparación . -

Se estima de un 5 al 7% de la mano de obra

Costo diario de mano de obra \$ 36.975

Costo diario de mantenimiento y Reparación : \$ 2,588.25

Misceláneos . -

Un 5% de la mano de obra : \$ 1,848.75

Materia Prima . -

El precio de la materia prima varía como ya se dijo según el corte en la época del año desde \$ 20.00 a \$ 250.00 por kilo siempre y cuando se compre por cosecha completa. Se estima un precio aproximado para todo el año de \$ 70.00

(En base a que es una sola cosecha la que sube tanto de precio como consecuencia de las heladas).

III . - Análisis del Punto de Equilibrio .-

a) Costos Indirectos ó Fijos:

- Depreciación : 5% anual

(Sólo se considerará depreciación sobre los costos de producción para el análisis del punto de equilibrio)

Inversión del equipo + automóvil gte. producción : \$ 54,982.8 MPS

$$D = \frac{(54,982.8 \text{ MPS}) (0.05)}{12 \text{ meses/año}} = \$ 229.1 \text{ MPS/MES}$$

$$\text{depreciación diaria} = \$ 7.64 \text{ MPS/día}$$

- Seguros: Para estimarlos se tomó en cuenta el 15% de los activos fijos:

$$S = \frac{(51,082.8) (0.05)}{12} = \$ 212.85 \text{ MPS/MES}$$

$$S = \$ 7.09 \text{ MPS/DIA}$$

b) Costos Variables:

Estos costos estarán representados únicamente por el costo de la materia prima y los servicios:

por Kg estos costos son : COSTO en MN/Kg

materia prima (108.39) (70.00) = \$ 7,587.30

servicios \$ 91.06

(\$ 7,678 MPS/Kg)

El precio de \$ 33.98 estimado en el capítulo II es para un aceite esencial rectificado. Es altamente probable que el aceite esencial que se obtenga no reúna el precio de \$ 33.98 dólares para rectificar el producto. Cada destilación le quitará alrededor del 30% entre cabeza y colas.

Este efecto repercute directamente en los costos variables de la siguiente manera:

$$\$ 7,678.36 \div 0.7 = 10,969.09$$

Los gastos fijos en base diaria se enuncian a continuación:

C O N C E P T O	C O S T O E N M. N.
mano de obra	\$ 36,975.00
supervisión	\$ 10,000.00
mantenimiento y reparación	\$ 2,588.25
misceláneos	\$ 1,848.75
depreciación	\$ 7,640.00
seguros	\$ 7,090.00
investigación y desarrollo	\$ 6,667.00
TOTAL COSTOS FIJOS	(\$ 72.81 MPS)

Para sumarizar,

Costos Fijos (total) (diarios) \$ 72.81 MPS/día

Costos Variables (total) \$ 10.97 MPS/Kg

Precio de Venta: (33.98) (370 PS/US\$ 12.57 MPS/Kg)

Análisis del Punto de Equilibrio:

El punto de equilibrio está dado por la ecuación

$$Q = \frac{F}{P-V}$$

Q = Kgs a producir diariamente

P = precio unitario

F = costos fijos

V = costos variables

$$Q = \frac{\$ 72.81 \text{ M}}{\$ 12.57 \text{ M} - 10.97 \text{ M}} = 45.50 \text{ Kg/día}$$

(como % de la capacidad diaria : $45.50/183.3 = 24.8\%$)

El precio de equilibrio será, usando la misma ecuación:

$$P = \frac{F}{Q} + V = \frac{72.81 \text{ M}}{183.3 \text{ Kg}} + 10.97 \text{ MPS/Kg}$$

$$= \$ 11.38 \text{ MPS/Kg}$$

(como % del precio real : $\frac{\$ 11.38 \text{ MPS}}{\$ 12.57 \text{ MPS}} = 90.5\%$)

GRAFICA DEL PUNTO DE EQUILIBRIO

COSTOS TOTALES: $C_T = \$ 72,810 + \$ 10,970 Q$

INGRESOS TOTALES: $I_T = \$ 12,570 Q$

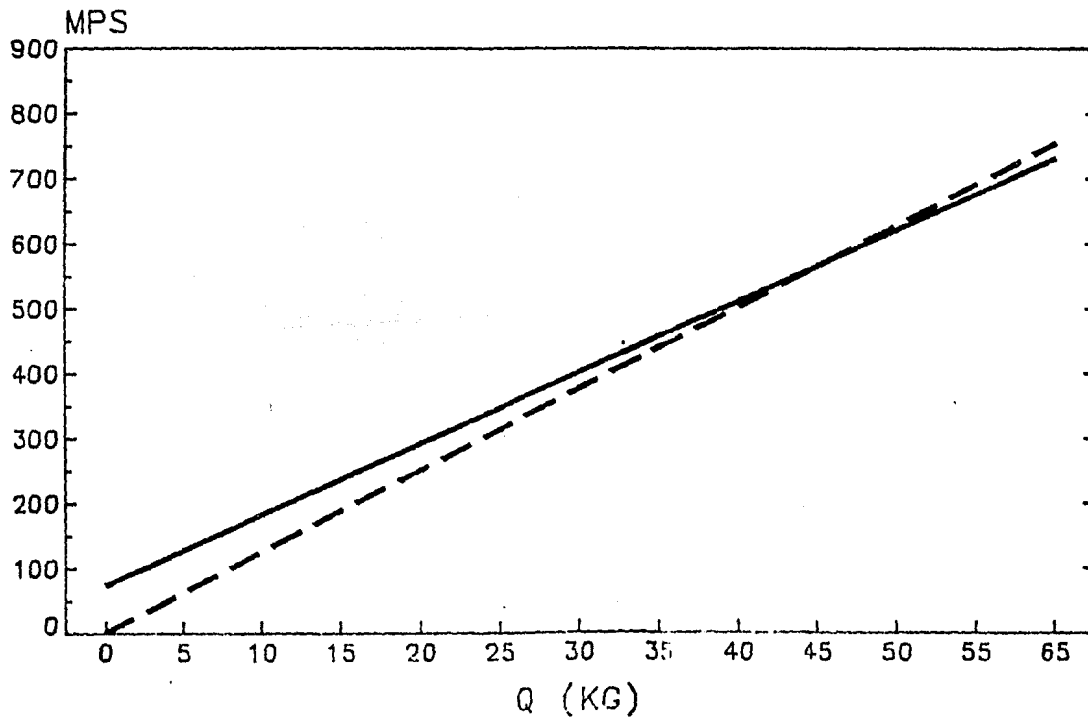
(Q max/día = 186.6 Kg)

Q. (Kg)	C_T (MPS)	I_T (MPS)
0	72.8	0
5	127.7	62.9
10	182.5	125.7
20	292.2	251.4
50	621.3	628.5
75	895.6	942.8
100	1,169.8	1,257.0
150	1,718.3	1,885.5
175	1,992.6	2,199.8
183.3	2,083.9	2,304.1

GRAFICA DEL PUNTO DE EQUILIBRIO

COSTOS
TOTALES

INGRESOS
TOTALES



IV . - GASTOS GENERALES . -

Los gastos generales están compuestos por la suma de los gastos de administración más los de distribución y venta.

a) Gastos de Administración	:		
sueldo gerente general	:	\$	400,000.00
sueldo secretaria	:		80,000.00
papelería	:		15,000.00
correo y teléfono	:		15,000.00
gastos de representación	:		75,000.00
mantenimiento de automóviles	:		<u>50,000.00</u>
		\$	635,000.00 M.N.
(en base anual	:	\$	7,620 MPS)

b) Gastos de Distribución y Venta :			
mantenimiento camioneta de reparto	:	\$	30,000.00
sueldo chofer	:		70,000.00
gastos material de empaque	:		<u>50,000.00</u>
		\$	150,000.00 M.N.
(en base anual	:	\$	1,800 MPS)

Como aproximación, esto se tomará para las primeras 25 toneladas y aumentará en forma lineal con el volumen.

c) Financiamiento :

Este tema se tratará en el capítulo próximo.

C A P I T U L O V

ESTADOS FINANCIEROS

V . - FINANZAS . -

Para el desarrollo de este capítulo se tomaron los siguientes datos del Fonei : (Ver anexo I)

En base a estos datos del Fonei, se buscará una inversión como sigue:

60% accionistas

40% FONEI

(Se invitará a los productores de la materia prima a formar parte de la empresa como socios minoritarios)

El interés anual de acuerdo al tipo de empresa y monto del capital a pagar a FONEI será del 47%;

Para efectos de este proyecto se calcularon precios constantes de 1985.

Se estimará un costo real del capital de 10%, pretendiendo que esta cantidad sea la diferencia entre la inflación real del país y el costo del financiamiento bancario. Cabe aclarar que bajo estas condiciones, el costo del capital prestado por FONEI es 0.

Total de la inversión : \$ 104,974.2 MPS

Total prestado : \$ 41,989.68 MPS

EN MILES DE PESOS	1 9 8 6		1 9 8 7		1 9 8 8		1 9 8 9		1 9 9 0	
A C T I V O										
CIRCULANTE	84,391.49		82,260.05		111,196.06		135,034.21		158,872.26	
CETES A							22,000.00		23,000.00	
CETES B (acc)									23,000.00	
EFFECTIVO	371.49		1,165.05		500.00		934.21		772.26	
BANCOS	2,000.00		2,000.00		2,000.00		2,000.00		2,000.00	
CAJA	2,000.00		2,000.00		2,000.00		2,000.00		2,000.00	
CLIENTES	13,100.00		18,335.00		29,336.00		30,000.00		30,000.00	
INVENTARIO MAT. PRIMA	47,420.00		44,260.00		53,100.00		53,100.00		53,100.00	
INVENTARIO PROD. TERM.	19,500.00		14,500.00		24,260.00		25,000.00		25,000.00	
F I J O	\$ 59,358.66		\$ 56,234.52		\$ 55,664.52		\$ 52,540.38		\$ 49,416.24	
EQUIPO PLANTA	51,082.80		48,528.66		48,528.66		45,974.52		43,420.38	
- DEPN	2,554.14	48,528.66	2,554.14	45,974.52	2,554.14	45,974.52	2,554.14	43,420.38	2,554.14	40,866.24
EQUIPO OFICINA	1,000.00		950.00		900.00		850.00		800.00	
- DEPN	50.00	950.00	50.00	900.00	50.00	850.00	50.00	800.00	50.00	750.00
AUTOMOVILES	10,400.00		9,880.00		9,360.00		8,840.00		8,320.00	
- DEPN	520.00	9,880.00	520.00	9,360.00	520.00	8,840.00	520.00	8,320.00	520.00	7,800.00
D I F E R I D O	\$ 3,979.10		\$ 3,904.10		\$ 3,829.10		\$ 3,754.00		\$ 3,679.00	
SEGUROS	2,554.10		2,554.10		2,554.10		2,554.10		2,554.10	
PREARRANQUE	1,500.00		1,425.00		1,350.00		1,275.00		1,200.00	
-DEPN	75.00	\$ 1,425.00	75.00	\$ 1,350.00	75.00	\$ 1,275.00	75.00	\$ 1,200.00	75.00	\$ 1,125.00
P A S I V O										
CORTO PLAZO	\$ 13,229.97		\$ 13,229.97		\$ 20,882.07		\$ 20,882.07		\$ 43,882.07	
IMPY. Y RET.					2,652.10		2,652.10		2,652.10	
PAGO (1er, etc.)	3,229.97		3,229.97		3,229.97		3,229.97		3,229.97	
DIV. A ACC.									23,000.00	
PROVEEDORES	10,000.00		10,000.00		15,000.00		15,000.00		15,000.00	
LARGO PLAZO	\$ 38,759.71		\$ 35,529.74		\$ 32,299.77		\$ 29,069.80		\$ 25,839.83	
PRESTAMO	\$ 38,759.71		\$ 35,529.74		\$ 32,299.77		\$ 29,069.80		\$ 25,839.83	
CAPITAL SOCIAL	\$ 95,739.58		\$ 93,638.96		\$ 117,507.84		\$ 141,376.72		\$ 142,245.60	
CAPITAL SOCIAL	\$ 104,974.20		\$ 99,739.58		\$ 93,638.96		\$ 117,507.84		\$ 141,376.72	
(-) UTILIDAD	9,234.62		2,100.62		23,868.88		23,868.88		23,868.88	
DIVIDENDOS (-)									23,000.00	
PASIVO + CAPITAL	\$ 147,729.25		\$ 142,298.67		\$ 170,689.68		\$ 191,328.59		\$ 211,967.50	

EN MILES DE PESOS	1 9 9 1	1 9 9 2	1 9 9 3	1 9 9 4	1 9 9 5
A C T I V O					
CIRCULANTE	159,690.31	159,659.48	159,628.65	159,597.82	159,567.01
CETES A	23,000.00	23,000.00	23,000.00	23,000.00	23,000.00
CETES B (acc)	23,868.88	23,868.88	23,868.88	23,868.88	23,868.88
EFFECTIVO	721.42	690.60	659.77	628.94	598.13
BANCOS	2,000.00	2,000.00	2,000.00	2,000.00	2,000.00
CAJA	2,000.00	2,000.00	2,000.00	2,000.00	2,000.00
CLIENTES	30,000.00	30,000.00	30,000.00	30,000.00	30,000.00
INV. MAT. PRIMA	53,100.00	53,100.00	53,100.00	53,100.00	53,100.00
INV. PROD. TERM.	25,000.00	25,000.00	25,000.00	25,000.00	25,000.00
F I J O	\$ 46,312.10	\$ 43,187.96	\$ 40,063.82	\$ 36,939.68	\$ 33,815.54
EQUIPO PLANTA	40,866.24	38,332.10	35,777.96	33,223.82	30,669.68
- DEPN	2,554.14	2,554.14	2,554.14	2,554.14	2,554.14
EQUIPO OFICINA	750.00	700.00	650.00	600.00	550.00
- DEPN	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00
AUTOMOVILES	7,800.00	7,280.00	6,760.00	6,240.00	5,720.00
- DEPN	520.00	520.00	520.00	520.00	520.00
D I F E R I D O	\$ 3,604.00	\$ 3,529.00	\$ 3,454.00	\$ 3,379.00	\$ 3,304.00
SEGUROS	2,554.00	2,554.00	2,554.00	2,554.00	2,554.00
PREARRANQUE	1,125.00	1,050.00	975.00	900.00	825.00
- DEPN	75.00	75.00	75.00	75.00	75.00
P A S I V O					
CORTO PLAZO	\$ 44,750.95	\$ 44,750.95	\$ 44,750.95	\$ 44,750.95	\$ 44,750.95
IMPT. Y RET.	2,652.10	2,652.10	2,652.10	2,652.10	2,652.10
PAGO (6o. etc)	3,229.97	3,229.97	3,229.97	3,229.97	3,229.97
DIV. A ACC.	23,868.88	23,868.88	23,868.88	23,868.88	23,868.88
PROVEEDORES	15,000.00	15,000.00	15,000.00	15,000.00	15,000.00
LARGO PLAZO	\$ 22,609.86	\$ 19,379.89	\$ 16,149.92	\$ 12,919.95	\$ 9,689.98
PRESTAMO	\$ 22,609.86	\$ 19,379.89	\$ 16,149.92	\$ 12,919.95	\$ 9,689.98
CAPITAL SOCIAL	\$ 142,245.60	\$ 142,245.60	\$ 142,245.60	\$ 142,245.60	\$ 142,245.60
CAPITAL SOCIAL	\$ 142,245.60	\$ 142,245.60	\$ 142,245.60	\$ 142,245.60	\$ 142,245.60
UTILIDAD (+)	23,868.88	23,868.88	23,868.88	23,868.88	23,868.88
DIVIDENDOS (-)	23,868.88	23,868.88	23,868.88	23,868.88	23,868.88
PASIVO + CAPITAL	\$ 209,606.41	\$ 206,376.44	\$ 203,146.47	\$ 199,916.50	\$ 196,686.55
	*****	*****	*****	*****	*****

EN MILES DE PESOS	1 9 8 6	1 9 8 7	1 9 8 8	1 9 8 9	1 9 9 0
ESTADO DE RESULTADOS					
VENTAS BRUTAS	\$ 314,315.00	\$ 440,041.00	\$ 704,065.60	\$ 704,065.60	\$ 704,065.60
DESCUENTOS (-)	- 9,429.00	- 17,601.00	- 21,122.00	- 21,122.00	- 21,122.00
VENTAS NETAS	\$ 304,886.00	\$ 422,440.00	\$ 682,943.60	\$ 682,943.60	\$ 682,943.60
COSTO VENTA (-)	- 300,825.65	- 410,525.65	- 640,895.65	- 640,895.65	- 640,895.65
DEPN ADMON. OF. (-)	- 570.00	- 570.00	- 570.00	- 570.00	- 570.00
AMORT. ARRANQUE (-)	- <u>75.00</u>	- <u>75.00</u>	- <u>75.00</u>	- <u>75.00</u>	- <u>75.00</u>
UTILIDAD BRUTA	\$ 3,415.35	\$ 11,269.35	\$ 41,402.95	\$ 41,402.95	\$ 41,402.95
GASTOS ADMON. (-)	- 7,620.00	- 7,620.00	- 7,620.00	- 7,620.00	- 7,620.00
GASTOS VENTA (-)	- 1,800.00	- 2,520.00	- 4,032.00	- 4,032.00	- 4,032.00
GASTOS FINAN. (-)	- <u>3,229.97</u>	- <u>3,229.97</u>	- <u>3,229.97</u>	- <u>3,229.97</u>	- <u>3,229.97</u>
U. A. I.	- 9,234.62	- 2,100.62	\$ 26,520.98	\$ 26,520.98	\$ 26,520.98
R. U. T.	- _____	- _____	\$ <u>2,652.10</u>	\$ <u>2,652.10</u>	\$ <u>2,652.10</u>
UTILIDAD NETA	\$ <u>=====</u> (0.00)	\$ <u>=====</u> (0.00)	\$ <u>23,868.88</u>	\$ <u>23,868.88</u>	\$ <u>23,868.88</u>

EN MILES DE PESOS	1 9 9 1	1 9 9 2	1 9 9 3	1 9 9 4	1 9 9 5
<u>ESTADO DE RESULTADOS</u>					
VENTAS BRUTAS	\$ 704,065.60	\$ 704,065.60	\$ 704,065.60	\$ 704,065.60	\$ 704,065.60
DESCUENTOS (-)	- 21,122.00	- 21,122.00	- 21,122.00	- 21,122.00	- 21,122.00
VENTAS NETAS	\$ 682,943.60	\$ 682,943.60	\$ 682,943.60	\$ 682,943.60	\$ 682,943.60
COSTO VENTA (-)	- 640,895.65	- 640,895.65	- 640,895.65	- 640,895.65	- 640,895.65
DEPN ADMON. OF. (-)	- 570.00	- 570.00	- 570.00	- 570.00	- 570.00
AMORT. ARRANQUE (-)	- <u>75.00</u>	- <u>75.00</u>	- <u>75.00</u>	- <u>75.00</u>	- <u>75.00</u>
UTILIDAD BRUTA	\$ 41,402.95	\$ 41,402.95	\$ 41,402.95	\$ 41,402.95	\$ 41,402.95
GASTOS ADMON. (-)	- 7,620.00	- 7,620.00	- 7,620.00	- 7,620.00	- 7,620.00
GASTOS VENTA (-)	- 4,032.00	- 4,032.00	- 4,032.00	- 4,032.00	- 4,032.00
GASTOS FINAN. (-)	- <u>3,229.97</u>	- <u>3,229.97</u>	- <u>3,229.97</u>	- <u>3,229.97</u>	- <u>3,229.97</u>
U. A. I.	\$ 26,520.98	\$ 26,520.98	\$ 26,520.98	\$ 26,520.98	\$ 26,520.98
R. U. T.	\$ <u>2,652.10</u>	\$ <u>2,652.10</u>	\$ <u>2,652.10</u>	\$ <u>2,652.10</u>	\$ <u>2,652.10</u>
UTILIDAD NETA	\$ <u>23,868.88</u> =====	\$ <u>23,868.88</u> =====	\$ <u>23,868.88</u> =====	\$ <u>23,868.88</u> =====	\$ <u>23,868.88</u> =====

RENDIMIENTO DE LA INVERSION

Para saber si el proyecto es rentable, se usará el método del valor presente neto.

$$NPV = \bar{Z} \left(\frac{FC}{(1+K)^n} \right) - I, \text{ donde:}$$

NPV: Valor presente neto.

FC: flujo de caja ó flujo neto de efectivo (utilidades después de impuestos + depreciación para el período).

K : costo del capital

n : número de períodos

I : inversión

Para el caso en estudio, el valor presente neto queda para todos los períodos de la siguiente forma:

Costo del capital : 10%

Inversión : \$ 104,974.2 MPS

AÑO	FLUJO NETO EFECT.	P V I F	P V
1986	(-) 6,035.40	0.9091	(-) 5,486.85
1987	1,098.52	0.8264	907.81
1988	27,068.02	0.7513	20,336.20
1989	" "	0.6830	18,487.46
1990	" "	0.6209	16,806.53
1991	" "	0.5645	15,279.90
1992	" "	0.5132	13,891.3
1993	" "	0.4665	12,627.23
1994	" "	0.4241	11,479.55
1995	" "	0.3855	10,434.72

Z	\$ 114,763.85 MPS
- Inv.	- <u>104,974.20</u> MPS
	\$ 9,789.65 MPS

Se estima una vida media del equipo de unos 10 años.

TASA INTERNA DE RENDIMIENTO

(definida como la tasa de interés que iguala el valor presente de los flujos de efectivo esperados para el futuro).

La ecuación para calcular la IRR es:

$$\sum \frac{FC}{(1+k)^n} = I$$

$$\frac{-6,035.48}{(1+k)} + \frac{1,098.52}{(1+k)^2} + \frac{27,068}{(1+k)^3} + \frac{27,068}{(1+k)^4} + \frac{27,068}{(1+k)^5} + \frac{27,068}{(1+k)^6} + \frac{27,068}{(1+k)^7} + \frac{27,068}{(1+k)^8} + \frac{27,068}{(1+k)^9} + \frac{27,068}{(1+k)^{10}} = \$ 104,974.2 \text{ Mps}$$

El valor de k será de 11.5%

ANALISIS DE SENSIBILIDAD (año base: 1988)

CONCEPTO	+ 15 %		+ 10 %		+ 5 %		- 5 %		- 10 %		- 15 %	
	VPFE *	%	VPFE	%	VPFE	%	VPFE	%	VPFE	%	VPFE	%
VOL. VTA.	27,926	34	24,976	22.8	22,655	11.4	10,016.14	-11.4	15,695.2	-22.8	13,415	-34
COSTO MP.	-49,933	-345	-25,822	-227	-1,746.51	-108.59	42,004	206.5	63,671.6	313	85,339	419.6
GASTOS VTA.	19,927	-2	20,063	-1.3	20,200	-0.67	20,472	0.67	20,609	1.3	20,745	2
PRECIO VTA.	91,746	451	67,943	334	44,140	217	-4,119	-120	-39,883	-296	-57,016	-380

(*) VALOR PRESENTE DEL FLUJO DE EFECTIVO.

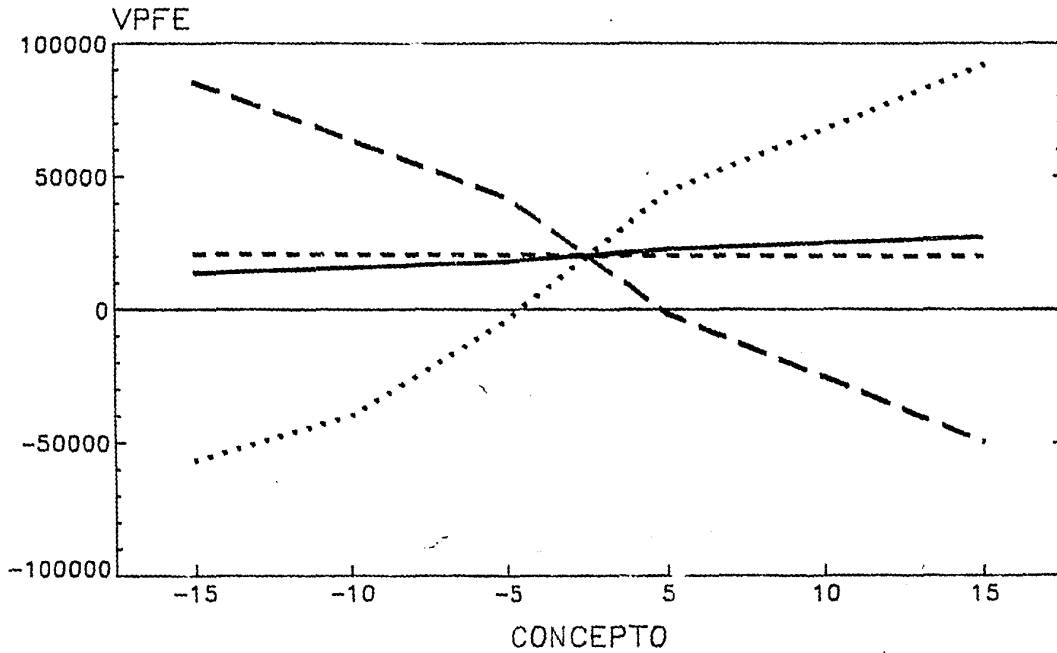
ANALISIS DE SENSIBILIDAD 1988

VOLUMEN
VENTA

COSTO
M.P.

GASTOS
VENTAS

PRECIO
VENTA



C O N C L U S I O N E S

Después de realizar el presente trabajo, se pueden obtener una gran cantidad de conclusiones. Entre ellas, las más importantes son:

- a) El país ahorraría un promedio de \$ 1.5 M.M. de dólares anuales como concepto de la importación del aceite esencial, que representa el promedio de las importaciones del producto al año, todos sabemos la importancia tan grande que esto tiene para México en estos momentos de crisis y en los que se busca substituir al máximo las importaciones vía producción doméstica.
- b) El proyecto puede tener más rentabilidad que en los países en los que hay 2 cosechas al año por los inviernos tan crudos. En México se recogen 4 cosechas por año.
- c) Es conveniente tener más de un mercado para el producto, pues en caso de que se suspendieran las ventas en este segmento temporal o definitivamente, seguirían habiendo otros clientes para el producto.
- d) Aunque el consumo del aceite se ha visto seriamente afectado en algunos períodos, se ve que la tendencia que sigue es aumentar su demanda para los próximos años.
- e) La venta del producto es relativamente fácil, pues al manejarse todo a través de mayoristas, se simplifica mucho la labor de venta.
- f) El método más eficiente de producción es el que utiliza únicamente vapor, debido a diferencias en velocidad de destilación y la consecuente capacidad de producción.
- g) En vista de lo pequeño de la organización, las labores administrativas de toda la compañía serán repartidas entre el gerente general y el gerente de producción.

- h) El punto de equilibrio es de 45.5 Kgs. diarios (1,365 Kgs. mensuales), a un precio de venta de \$ 12,570.00 por kilogramo (24.8% de la capacidad de la planta).
- i) El gran atractivo de este proyecto es que, por el hecho de ser una industria agropecuaria, no pagará impuesto sobre la renta.
- j) Su valor presente neto es de \$ 9,789.65 MPS y su tasa interna de rendimiento es de 11.5% a valores constantes de 1985. Esto lo convierte en un proyecto altamente atractivo.
- k) El análisis de sensibilidad del producto muestra datos de vital importancia para una decisión final de inversión:

- Como era de esperarse, el proyecto es muy sensible al volumen de venta.
- El proyecto es muy sensible al precio de la materia prima.

Este punto es muy delicado, pues como se sabe, la materia prima es un producto del campo.

Una recomendación para disminuir el efecto sumamente negativo y nocivo de las variaciones en el costo en la hierbabuena es darles participación a los mismos productores dentro de la sociedad.

- El proyecto no se ve severamente afectado por los costos financieros y gastos de ventas.
- Es altamente sensible al precio de venta y a la inversión.

- l) Es importante mencionar dentro de las conclusiones el alto capital de trabajo requerido para guardar de 1.0 a 1 1/2 meses de inventario de materia prima.

Aunque esto es normal dentro del ramo de las agroindustrias, las razones financieras de liquidez (sobre todo la prueba ácida) lo cuestionarán mucho.

A N E X O I

FONEI . - Manual de Procedimiento (p.35)

Monto máximo: \$ 30.00 MM, siempre y cuando equivalga a un máximo del 40%.

TASAS INTERES

<u>Z O N A</u>	<u>PRIORITARIA</u>	<u>NO PRIORITARIA</u>
I A y B	39 %	45 %
II	44 %	49 %
III A y B	47 %	52 %
resto del país	44 %	49 %

PROGRAMA DE EQUIPAMIENTO

Objetivos: Los objetivos de este programa son:

- 1.1 Dar apoyo financiero para el equipamiento de nuevas plantas industriales y para la ampliación, modernización o relocalización de las existentes siempre que estos proyectos sean eficientes y estén acordes con los objetivos nacionales de desarrollo industrial.
- 1.2 Dar apoyo financiero para el equipamiento, ampliación o modernización de - empresas de servicios que generan ó ahorren divisas.
- 2.- Operaciones: Las operaciones que puedan realizarse son: compra de maquinaria, equipo, acondicionamiento y montaje de los mismos, gastos de instalación y administración de estos y los gastos preoperatorios en que se incurra para la realización del proyecto. Puede asimismo financiarse la construcción de naves industriales para maquiladores en zonas fronterizas.
- 3.- Monto: Los créditos que otorga FONEI, se establecen por proyectos y no por empresa, su importe puede variar desde un mínimo de 10 millones de pesos, hasta un máximo igual a 3% de los activos totales de este Fondo. Sin embargo, en aquellos proyectos de alta prioridad para el país como por ejemplo la fabricación de bienes de capital, el monto del crédito puede llegar a ser superior a este límite máximo. Dentro de su rango, FONEI participa en la compra de activos fijos en las proporciones siguientes:

Para proyectos cuyo objeto sea el establecimiento de nuevas empresas:

se podrá hacer mediante aumentos de capital o generación interna de recursos.

- 4.- Garantías del Acreditado . - Toda vez que los créditos al amparo de este programa descansan en la viabilidad de los proyectos de inversión y en la solvencia moral y antecedentes crediticios de los acreditados, los activos que constituyen la inversión fija del proyecto serán normalmente garantía suficientes aunque no necesaria del crédito que otorgue la institución intermedia.
- 5.- Plazo de Amortización . - El plazo al que se otorga el crédito se establece de acuerdo con las características de cada proyecto y la capacidad de pago de la empresa. El plazo puede llegar hasta 13 años; incluyendo un período de gracia para pago de capital hasta de 3 años.
- 6.- Tasa de interés. - Para las operaciones de equipamiento industrial, los bancos intermediarios financieros pueden cobrar a sus acreditados una tasa neta de interés anual sobre saldos insolutos, superior en 5 puntos al CPP.

M U N I C I P I O S

ZONA III, de ordenamiento y regulación de acuerdo a la siguiente clasificación:

III "A" Area de crecimiento controlado integrada por el Distrito Federal y los siguientes municipios Hidalgo, Edo. de México.

III "B" Area de consolidación integrada por los siguientes municipios:

Edo. de México	Huaquechula
Actopan	Huejotzingo
Colmecan	Juan C. Bonilla
Domingo Arenas	Incaltitlán
Atlixco	Ocoyucan
Atzitzihuacán	Puebla
Calpan	San Andrés Cholula
Coronango	Tlaxcala
Cuau-tlancingo	Chiantzingo
Chinconcuautla	

I A: Michoacán
Guerrero
Oaxaca
Tamaulipas
Veracruz

I B: Aguascalientes	Chiapas	Querétaro
Baja California N.	Durango	Sinaloa
Campeche	Guanajuato	Sonora
Coahuila	Jalisco	Tabasco
Chihuahua	Quintana Roo	Yucatán
	San Luis P.	Zacatecas

I N T E R M E D I A R I O

	FONEI (máx.)	FINANCIERO (respecto al crédito FONEI) (mín.)	EMPRESA (mín.)
hasta 50	65	15.4	25
de más de 50 a 60	67	14.9	23
" " " 60 a 70	69	14.5	21
" " " 70 a 80	71	14.1	19
" " " 80 a 90	73	13.7	17
" " " 90 a100	75	13.3	15

Tratándose de expansión, modernización o relocalización de empresas existentes:

	cifras en %		cifras en %
Bienes de Capital de origen nacional		Bienes de Capital de origen Nacional	

I N T E R M E D I A R I O

	FONEI (máx.)	FINANCIERO (mín.) respecto al créd. FONEI	EMPRESA (mín.)
hasta 50	72	11.1	20
+ de 50 a 60	74	10.8	18
+ " 60 a 70	76	10.5	16
+ " 70 a 80	78	10.3	14
+ " 80 a 90	80	10.0	12
+ " 90 a100	82	9.8	10

Quando se trata de empresas de nueva creación, la participación de los promotores será con recursos frescos. En el caso de ampliaciones la aportación del usuario

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

- 1- Perry, Robert H. & Cecil H. Chilton; Chemical Engineer's Handbook, 5a. ed., Ed. Mc. Graw-Hill, New York, 1973.
- 2- Kern, Donald Q., Procesos de Transferencia de Calor, 14a. ed., Ed. CECSA, México, 1981.
- 3- Peters, Max S. & Klaus D. Timmerhaus; Plant Design & Economics for Chemical Engineer's, 3a. ed., Ed. Mac. Graw-Hill, Kogakusha, 1980.
- 4- Weston, J. Fred & Eugene F. Brigham; Finanzas en Administración, (T.I.), 7a. ed., Nueva Editorial Interamericana, S.A. de C.V. México, 1985.
- 5- Treyball, Robert E., Operaciones de Transferencia de Masa, 2a. ed., Ed. Mac. Graw-Hill, México, 1980.
- 6- Guenther, Ernest; The Essential Oils, vol III, 5a. ed., Ed. van Nostrand Co., Inc., New York, 1963.
- 7- Arctander, Steffen; Perfume Flavor Materials of Natural Origin, 1a. ed., Ed. Elizabeth, N.J. (USA), 1960
- 8- Ludwig Ernest E; Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, vol. III, 1a. ed., Gulf Publishing Co., Houston (Tx.), 1965.
- 9- Crane Co., Flow of Fluids Through Valves, Fittings and Pipe, (technical paper No. 410).