

Universidad Nacional de Ingeniería

FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA
Y MANUFACTURERA



"Estudio Técnico Experimental para la Obtención de Aceite Esencial de Orégano"

TESIS

PARA OBTENER EL TITULO PROFESIONAL DE :

INGENIERO QUIMICO

ALEJANDRO EGOAVIL REZA

ENRIQUE ALEJANDRO RENGIFO ABANTO

LIMA - PERU

1992

Con el más grande cariño, al recuerdo imperecedero de mi padre, quién me encaminó a lograr uno de los más preciados ideales.

A mi madre por su entrega y su férrea voluntad.

A la vez un profundo reconocimiento a mis hermanas y hermanos, por su alto espíritu de servicio y cooperación.

Alejandro

Con el más grande cariño, al recuerdo imperecedero de mi padre, quién me encaminó a lograr uno de los más preciados ideales.

A mi madre por su entrega y su férrea voluntad.

A la vez un profundo reconocimiento a mis hermanas y hermanos, por su alto espíritu de servicio y cooperación.

Alejandro

A la memoria de mi Padre, quien a pesar de su temprana desaparición supo inculcarme los mejores valores morales y virtudes.

A mi Madre, con profundo cariño y eterna gratitud.

A mi querida Esposa, con mucho amor.

A mis hermanos y hermanas con el afecto de siempre.

Enrique.

Nuestro especial agradecimiento a los Ingenieros Adolfo Marcelo A. y Enrique Neira M., por el asesoramiento y el apoyo brindado en la realización del presente trabajo.

INDICE

CAPITULO I. - INTRODUCCION

1.1 Generalidades	15
1.2 Objetivos	16
1.3 Resumen	17
1.4 Observaciones y conclusiones	23
1.5 Recomendaciones	27

CAPITULO II. - EL OREGANO

2.1 Generalidades	28
2.2 Identificación de la materia prima	31
2.2.1 Definición del orégano	31
2.2.2 Clasificación taxonómica	32
2.2.3 Características	34
2.2.3.1 Físicas	34
2.2.3.2 Químicas	35
2.2.3.3 Farmacológicas	37
2.2.4 Composición química	39
2.3 Producción Nacional	40
2.3.1 Producción Nacional Proyectada	41
2.4 Usos	43

CAPITULO III. - LOS ACEBITES ESENCIALES

3.1 Definición	44
----------------	----

3.2	Características físicas	45
3.3	Composición química	46
3.3.1	Compuestos que contienen carbono e hidrógeno	47
3.3.2	Compuestos que contienen carbono, hidrógeno y oxígeno.	48
3.4	Métodos de obtención de los aceites esenciales	49
3.4.1	Destilación	50
3.4.2	Prensado	61
3.4.3	Extracción	62
3.5	Técnicas de análisis de aceites esenciales	64
3.5.1	Análisis Organolépticos	64
3.5.2	Análisis Físico-Químicos	65
3.5.2.1	Determinaciones físicas	66
3.5.2.2	Determinaciones química	69
3.5.3	Métodos instrumentales	70
3.6	Usos	73

CAPITULO IV. - ESTUDIO EXPERIMENTAL

4.1	Aspectos teóricos	75
4.1.1	Secado	75
4.1.2	Destilación	79
4.2	Extracción a nivel de planta piloto	86
4.2.1	Descripción del equipo	86
4.2.2	Datos experimentales	92
4.2.2.1	Datos sobre secado	92

4.2.2.2	Datos sobre destilación	94
4.2.3	Tratamiento de los datos experimentales	109
4.2.4	Balace de materia y energía en el sistema	115
4.2.4.1	Diseño térmico del Condensador	116
4.2.5	Elección de variables a controlar	117
4.2.6	Resultados óptimos	121
4.3	Control de calidad	127
4.3.1	Resultados obtenidos	127
4.3.2	Análisis químico e instrumental	130
4.3.3	Composición química	137

CAPITULO V. - DISEÑO DE EQUIPOS A NIVEL INDUSTRIAL

5.1	Descripción del proceso	146
5.2	Diagrama de flujo	150
5.3	Consideraciones para un buen Diseño de Equipos	152
5.4	Diseño de Equipos a Nivel Industrial	162
5.4.1	Caldero	167
5.4.2	Hidrodestilador	168
5.4.2.1	Distribuidor de tubería perforada	169
5.4.2.2	Diámetro de la tubería de salida de vapor al condensador	172
5.4.3	Condensador	176

5.4.4	Separador : Líquido - Líquido	177
5.4.5	Torre de Enfriamiento : Torre de Tiro Inducido	179
5.4.6	Equipo necesario para el tratamiento de agua para el caldero	183

CAPITULO VI. - EVALUACION ECONOMICA

6.1	Resumen	189
6.2	Inversiones de Capital	192
6.3	Datos utilizados en el cálculo de las Inversiones de Capital	193
6.4	Cronograma de desembolso de la Inversión Total de Capital	198
6.5	Estructura del Valor de Venta para el Aceite Esencial de Orégano	199
6.6	Flujo Neto de Fondos Anual	200
6.7	Tiempo de recuperación de la Inversión Total de Capital	202
6.8	Tasa Interna de Retorno de la Inversión Total de Capital	202
6.9	Valor de Rescate	203
6.10	Valor Actual Neto de la Inversión Total de Capital (VAN)	204
	BIBLIOGRAFIA	205

APENDICE

A: BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN EL SISTEMA	210
B: DISEÑO TERMICO DEL CONDENSADOR	215
C: DISEÑO DEL CONDENSADOR	225

INDICE DE FIGURAS

1 - CARVACROL	20
2 - PRODUCCION NACIONAL PROYECTADA DE OREGANO	42
3 - EQUIPO DE EXTRACCION DE ACEITE ESENCIAL	91
4 - PERDIDA DE HUMEDAD DE LA HOJA EN FUNCION DEL TIEMPO	111
5 - VELOCIDAD DE SECADO EN FUNCION DEL TIEMPO	112
6 - VELOCIDAD DE SECADO EN FUNCION DEL CONTENIDO DE HUMEDAD	113
7 - CURVA OPTIMA DE EXTRACCION	114
8 - HIDRODESTILADOR	117
9 - INFLUENCIA DE LA HUMEDAD EN EL RENDIMIENTO	123
10 - INFLUENCIA DE LA HUMEDAD EN EL RENDIMIENTO (CONTINUACION)	124
11 - VARIACION DEL RENDIMIENTO EN FUNCION DE LA CARGA	125
12 - INFLUENCIA DE LA PRESION EN LA EXTRACCION	126
13 - ESPECTRO INFRARROJO DEL ACEITE ESENCIAL DE OREGANO	136
14 - FRACCIONAMIENTO E IDENTIFICACION DE LOS COMPONENTES DEL ACEITE ESENCIAL DE OREGANO	145
15 - DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO A NIVEL INDUSTRIAL	150
16 - FLOW SHEET	151
17 - DIAGRAMA DE PROCEDENCIAS DEL PROCESO	164

18 - DISEÑO DEL HIDRODESTILADOR	175
19 - UNIDAD TIPICA DE INTERCAMBIO IONICO	187
20 - BALANCE DE MATERIA EN EL SISTEMA	210
21 - BALANCE DE ENERGIA EN EL HIDRODESTILADOR	212
22 - BALANCE DE ENERGIA EN EL CONDENSADOR	214

INDICE DE TABLAS

I	- COMPOSICION QUIMICA DEL OREGANO PERUANO	39
II	- ZONAS PRODUCTORAS	40
III	- PRODUCCION NACIONAL	40
IV	- PRODUCCION NACIONAL PROYECTADA	41
V	- INFORMACIÓN BÁSICA SOBRE ALGUNOS ACEITES ESENCIALES	60
VI	- SECADO EXPERIENCIA N° 1	92
VII	- SECADO EXPERIENCIA N° 2	93
VIII	- RESUMEN DE CONDICIONES DE OPERACION	94
IX	- DESTILACION EXPERIENCIA N° 1	95
X	- DESTILACION EXPERIENCIA N° 2	96
XI	- DESTILACION EXPERIENCIA N° 3	97
XII	- DESTILACION EXPERIENCIA N° 4	98
XIII	- DESTILACION EXPERIENCIA N° 5	99
XIV	- DESTILACION EXPERIENCIA N° 6	100
XV	- DESTILACION EXPERIENCIA N° 7	101
XVI	- DESTILACION EXPERIENCIA N° 8	102
XVII	- DESTILACION EXPERIENCIA N° 9	103
XVIII	- DESTILACION EXPERIENCIA N° 10	104
XIX	- DESTILACION EXPERIENCIA N° 11	105
XX	- DESTILACION EXPERIENCIA N° 12	106
XXI	- DESTILACION EXPERIENCIA N° 13	107
XXII	- DESTILACION EXPERIENCIA N° 14	108
XXIII	- TRATAMIENTO DATOS SECADO EXPERIENCIA N° 2	109

XXIV	- TRATAMIENTO DATOS EXTRACCION EXPERIENCIA N° 14	110
XXV	- BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN EL SISTEMA	115
XXVI	- CARACTERISTICAS DE ALGUNOS ACEITES ESEN- CIALES DE OREGANO SEGUN SU PROCEDENCIA	129
XXVII	- CAPITAL DE TRABAJO	195
XXVIII	- MANO DE OBRA DIRECTA	196
XXIX	- GASTOS DE FABRICACION A) MANO DE OBRA INDIRECTA B) CONSUMO DE ENERGIA Y AGUA	196 197
XXX	- CRONOGRAMA DE DESEMBOLSO DE LA INVERSIÓN TOTAL DE CAPITAL	198
XXXI	- ESTRUCTURA DEL VALOR DE VENTA PARA EL ACEITE ESENCIAL DE OREGANO	199
XXXII	- FLUJO NETO DE FONDOS	200
XXXIII	- CALCULO DE LA DEPRECIACION TOTAL Y EL VALOR DE REVENTA	201

CAPITULO I. - INTRODUCCION

1.1 Generalidades

Debido a los múltiples usos que tiene el aceite esencial de orégano, así como el bajo costo que representa la materia prima, (Especie: *Origanum Vulgare L.*) y el valor agregado que tiene el aceite esencial para fines de exportación; cada día es más consistente la idea de industrializar el orégano.

Partir de éstas premisas es muy importante, porque es propósito del presente trabajo, contribuir al desarrollo industrial de la Nación, ya que actualmente poco se ha hecho en la producción de aceites esenciales.

Para las condiciones de la Planta Industrial diseñada, es necesario mencionar que la producción nacional de materia, satisface los requerimientos de dicha planta; sí en el mercado tanto nacional como internacional aumentara el consumo de aceite, en este caso, el gobierno tendría que incentivar en forma eficiente mediante una buena política agraria el cultivo del orégano desarrollando planes a corto plazo.

El presente trabajo que hemos realizado; lo dejamos a consideración de todas las personas interesadas, esperando que sea de gran utilidad, ya que el objetivo principal es coadyuvar al desarrollo tecnológico y particularmente al desarrollo agro-industrial del país, además tiene por finalidad interesar a posibles inversionistas nacionales o extranjeros y consecuentemente la generación de puestos de trabajo tan necesarios en el momento actual.

1.2 Objetivos

El objetivo principal del presente estudio, es la industrialización del orégano, a partir de la planta denominada botánicamente *Origanum Vulgare L.* (orégano); de esta manera incentivaríamos el cultivo de dicha planta mejorando las técnicas de sembrío en zonas donde ya se realiza ésta actividad.

Al requerir mayor cantidad de materia prima, además de ampliar la zona agrícola, estaríamos utilizando mano de obra disponible, así como la generación de otros servicios conexos existentes en la zona y ante la carencia de éstos, la creación de los mismos, constituyendo esto un polo de desarrollo regional.

La obtención del aceite esencial en las cantidades indicadas no solo cubrirá el mercado nacional, sino también el mercado externo, mediante la exportación basado en el buen precio y en la buena calidad del producto, de esta manera se puede obtener entrada de divisas para la economía nacional.

Además, incentivar a realizar estudios sobre los demás recursos naturales disponibles, así como se obtuvo este producto utilizando los mismos equipos se podría obtener aceite esencial de otras plantas tales como: Eucalipto, Menta, Muña, Toronjil, etc.

1.3 Resumen

El estudio efectuado en la presente tesis, esta orientado a la utilización de las hojas de orégano, con la finalidad de producir aceite esencial; habiéndose llevado a cabo todos los procesos que involucran su extracción.

Las pruebas experimentales se llevaron a cabo con materia prima procedente del departamento de Tacna, por ser éste el que produce entre el 90 y 95% de la producción nacional de orégano, de ésta

producción la industria absorberá el 90% . Se tomaron en cuenta algunas consideraciones tales como:

- Humedad de las hojas a las 24 horas de cosechadas : 60 - 70%
- Tamaño promedio de las hojas e impurezas
- Las hojas representan el 40% de la planta

La extracción del aceite esencial se realizó en el Laboratorio de Procesos Químicos de la Universidad Nacional de Ingeniería, a nivel de planta piloto utilizando el método de destilación por arrastre a vapor.

La planta piloto consta de los siguientes equipos:

- Secador tipo túnel, en el cual la materia prima reposa en una bandeja expuesta al aire seco de flujo θ , temperatura T y humedad relativa H. (Este secador se encuentra en la Facultad de Ciencias - UNI).
- Generador de vapor tipo eléctrico de acero comercial con 06 resistencias y una potencia de 1000 watts. por resistencia.
- Hidrodestilador de acero inoxidable de forma cilíndrica el cual consta de las siguientes partes:
 - . Tapa

- . Capitel
- . Distribuidor de vapor
- . Canastilla
- Condensador Vertical, de un solo paso por coraza y tubos, con 12 tubos y 1 m de longitud.
- Separador, forma cilíndrica de acero comercial.

En las pruebas de laboratorio se determinaron variables óptimas de trabajo, todas con la finalidad de obtener el mejor rendimiento.

Se determinaron valores tales como:

- Humedad de las hojas : 14%
- Peso de orégano procesado : 1,200 g
- P. manométrica en el generador de vapor : 10 lb/pulg²
- Flujo de agua de enfriamiento : 145.37 lt/h

Con éstas condiciones de trabajo se garantiza un mejor rendimiento (0.935%) así como una buena calidad del producto final.

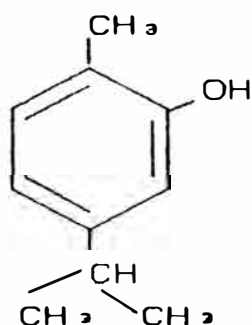
El aceite esencial se sometió a un análisis en donde se determina sus propiedades organolépticas y físico-químicas; éstas propiedades son:

- Color : Amarillo
- Olor : Pronunciado y penetrante
- Sabor : Acre e irritante

- Índice de refracción : 1.4780 a T = 20 °C
- Peso específico : 0.90497 a T = 25 °C
- Rotación óptica : - 48 °
- Temp. de ebullición : 80 - 240 °C
- Solubilidad : Soluble en alcohol, éter de petróleo, insoluble en agua.
- Índice de saponificación : 37.6 mg. KOH/g.
- Índice de acidez : 0.57 mg KOH/g
- Índice de peróxido : 0.00 meq/Kg

Se determinó además cuantitativamente el Carvacrol que es el componente mayoritario del aceite esencial y que representa el 40 - 50% del aceite, la fórmula global de éste componente es $C_{10}H_{14}O$ y de peso molecular 150.21

Figura. 1 - CARVACROL



El espectro infrarrojo ayuda a identificar la presencia de los grupos funcionales del carvacrol.

Partiendo de los resultados experimentales se ha diseñado una planta a nivel industrial, las hojas de orégano son sometidas básicamente a las siguiente etapas :

- Selección de materia prima.
- Secado.
- Destilación.
- Condensación.
- Separación del producto.
- Filtración y envasado.

La planta industrial operará 300 días/año, en un turno de trabajo de 8 h/día, procesando 672 Kg de hojas/día obteniéndose 6.2 Kg de aceite/día.

El vapor suministrado al proceso será abastecido por un caldero acuotubular con una capacidad de 360 Kg de vapor/h; con un consumo de petróleo N° 6 de 12.6 °API de 6 gal/h, operará con agua blanda obtenida en un ablandador cuya área es de 2.50 pie² y producirá 600 gal/día.

En el proceso de extracción de la planta propuesta las hojas de orégano se depositan en una canastilla de malla metálica de 1.40 m de altura por 0.80 m de diámetro, ésta canastilla va dentro del hidrodestilador el cual tiene una altura total

de 2.20 m.

El condensador diseñado para este caso es de las siguientes características :

<u>LADO DE LA CORAZA</u>	<u>LADO DE LOS TUBOS</u>
DI : 8 pulg N° y Longitud : 17, 5 pies	
Espaciado de deflec.: 8 pulg	DE, BWG, Paso : 1, 14 BWG, 1¼
Paso : 1	Paso : 1

El separador Líquido - Líquido tipo decantador se ha diseñado con una altura doble que el diámetro, éstas dimensiones son :

$$h = 52 \text{ cm}$$

$$D = 26 \text{ cm}$$

La estimación de costos, según los diseños realizados en éste proyecto son : (equipos principales)

• Caldero	\$ 39,700
• Hidrodestilador	\$ 41,200
• Condensador	\$ 7,100
• Tanque Separador	\$ 3,800
• Ablandador de agua	\$ 31,500
• Tanque Almacenamiento de Petróleo (100 gal)	\$ 2,000
• Tanque de Almacenamiento de agua tratada (2,000 gal)	\$ 4,500

- Equipo de Laboratorio \$ 14,300

1.4 Observaciones y conclusiones

El análisis de malla en la prueba experimental óptima fue la siguiente :

N° Malla	%
6 mm - 5 mm	13.5
5 mm - 4 mm	15.0
4 mm - 3 mm	20.0
3 mm - 2 mm	22.0
- 2 mm	29.5

Podemos observar que el 70% del peso de las hojas difícilmente ocasionarían problemas en la unidad, por lo tanto se debe evitar el excesivo manipuleo del material.

Las mejores condiciones del secado en el secador tipo túnel, son las siguientes :

- Flujo de aire : 3 m/s
- Temp. de aire seco : 40 °C
- Tiempo de secado : 5 h (Figura. 4)

Se debe tener especial cuidado en controlar la temperatura del aire seco, porque las hojas son sensibles a éste parámetro.

De la Figura 9 y 10 podemos concluir que el contenido de humedad de las hojas debe estar entre el 10 y el 14%, porque en este intervalo es donde se obtienen mejores rendimientos. Si el contenido de Humedad es alto (60 - 70%) se obtienen rendimientos entre 0.05 - 0.1%.

La Figura 11, se confeccionó con los datos experimentales de las pruebas del 1 al 5 (acápito 4.2.2.2) de la cual elegimos la Curva 5 correspondiente a la carga donde se obtiene la mayor eficiencia (1,200 g).

La distribución de la materia prima se realizó al azar en la sección transversal de cada uno de los dos niveles del hidrodestilador, con la finalidad de evitar la canalización del vapor. Siendo las alturas de cada nivel de 11 y 10 cm respectivamente.

En la Figura. 5 podemos observar que la velocidad de secado ($\Delta W/\Delta \theta$) se hace constante luego de 5 horas. De la Figura. 6 para un valor de :

$\Delta W/\Delta \theta = 4$ el contenido de humedad es de aproximadamente 10%.

La Figura. 12 se confeccionó con los datos experimentales de las pruebas 6 al 9 (acápite 4.2.2.2) la cual muestra la influencia de la presión en la extracción del aceite. Se descarta la Curva 1 por su baja velocidad de extracción, en las demás curvas el efecto de la presión no es considerable; por lo tanto, se elige la de menor presión en el intervalo (1.736 - 3.141 Kg/cm²), porque ocasionaría un menor costo de producción del vapor.

Es necesario un flujo de agua de enfriamiento adecuado para lograr una temperatura de condensado óptimo y conseguir una buena separación de las fases, se evita con ello la evaporación del aceite esencial. Con un flujo de agua de enfriamiento de 145.37 lt/h, se logró evitar la formación de emulsión indeseable en el experimento.

El mayor rendimiento que se obtuvo es de 0.935% (acápite 4.2.6 - b.5).

El producto libre de trazas de agua debe ser envasado completamente llenos en recipientes

oscuros de vidrio o de metal, cerrados herméticamente y almacenados en lugares frescos.

La implementación de la planta industrial se justifica debido a que la tasa interna de retorno de la inversión es del 14% anual en dólares americanos, para una inversión de capital de US \$ 373,895. La rentabilidad de la empresa nos permite obtener una utilidad acumulada al finalizar los 10 años del tiempo de vida del proyecto de US \$ 250,284, esto teniendo en cuenta solamente un turno de trabajo diario procesando únicamente orégano.

1.5 Recomendaciones

Usar en la construcción de equipos de proceso acero inoxidable, con la finalidad de evitar contaminación del aceite esencial.

Aislar convenientemente el hidrodestilador para evitar pérdidas de calor al medio ambiente y excesiva condensación de vapor.

Realizar estudios sobre la posible aplicación de la materia prima procesada.

Estudiar el efecto de presiones mayores a 3.141 Kg/cm^2 en la extracción del aceite esencial.

Ver la posibilidad de implementación de un equipo piloto para refinar aceites esenciales.

CAPITULO II. - EL OREGANO

2.1 Generalidades

Cuando el hombre empezó a cocinar los alimentos, sin duda notó que con ello les da un nuevo sabor, pero más de las veces, la cocción hacía perder gran parte del sabor original, lo que hacía necesario el sazonamiento.

Siempre se ha puesto sal en los alimentos, para satisfacer la necesidad que el organismo tiene de este mineral, pero gradualmente vino a usarse como correctivo de los alimentos cocidos e insípidos y se ha continuado usando de ésta manera hasta el presente

Los buenos cocineros en el curso de los siglos, han probado toda clase de sustancias, tales como: hierbas, frutas y semillas, con el afán de hacer más sabrosos sus guisos. Cuando se pudo disponer de productos de lugares lejanos, se advirtió que las especias eran aditamentos valiosos particularmente para disimular los efectos de la descomposición parcial que era muy frecuente en aquellos días en que no se conocía la refrigeración.

La pimienta negra, la canela, el clavo, se pagaban a precio de oro, fue gran parte el propósito de conquistar el lucrativo comercio de las especias, la que dio impulso a las notables exploraciones del globo terráqueo por los europeos en los siglos XV y XVI.

En nuestros tiempos se continúan usando las especias como saborizantes con el suplemento de hierbas y aceites esenciales de muchas clases, sustancias que antes eran desconocidas.

La procedencia de las especias es muy diversa, tanto desde el punto de vista botánico como geográfico. El orégano, romero y la salvia son mediterráneos.

Por otro lado indican que el orégano es una planta que pertenece a las familias de las labiadas y procede de los Estados Unidos de América, México, Italia y Francia.

La U. S. Food and Drug Administration define las especias de la siguiente manera: "sustancias vegetales aromáticas que sirven para sazonar los alimentos. Son genuinas y de ellas no se ha extraído ninguna porción de aceite volátil".

Las especias son agregados de agentes sapígenos que se obtienen de plantas principalmente en países tropicales y se caracterizan por su fuerte olor pungente, su picantez y algunas veces por su sabor dulce o amargo. Los aditivos sápidos se suelen llamar sazonadores, (seasonings) y las mezclas complejas de ingredientes que se añaden a los alimentos se denomina condimentos.

Las sustancias que se añaden a los alimentos durante su preparación se designa aliños, (flavorings) y a cada una de las sustancias que se usan para tal fin, se puede dar el nombre de saboreador, (flavorant), aunque por lo común se emplea el termino cuando la sustancia estimula los sentidos del gusto y el olfato. Si solo estimula uno de ellos es un sazonador o un odorante; por ejemplo el azúcar.

Las especias de hierbas son generalmente porciones de planta secas, hojas; (borraja, cataria, hinojo, perejil, romero, ruda, salvia, etc.), flores y capullos; (jazmín, rosa), frutos (pimentón); semillas; (anís, apio, comino, vainilla), corteza, (casia, canela, olmo cerezo, silvestre, etc.), raíces achicoria, senenara, jengibre, cebolla, cúrcuma, etc.).

U. Gerhardt en su tratado: "Especias y Condimentos - 1975. define a las especias como: "parte de ciertas plantas, raíces, rizomas, bulbos, cortezas, hojas, tallos, flores, frutos y semillas, en estado natural, desecados y/o objeto de elaboración mecánica que por su sabor y aroma característicos, sazonan y dan sabor a los alimentos para consumo humano.

Las especias se incorporan a los alimentos en pequeñas cantidades y lo hacen más sabrosas. También estimulan el apetito al favorecer la secreción de la glándulas digestivas. Todo ello determina un mayor aprovechamiento de los alimentos por parte del organismo".

2.2 Identificación de la materia prima

2.2.1 Definición del orégano

El ITINTEC, define el orégano como: las hojas y botones florales desecados, picados o molidos de la especie *Origanum Vulgare L.*

Mc Graw Hill (1977) en su enciclopedia Food Agriculture and Nutrición, indica que el orégano es una planta perenne, familia

de las mentas y que procede principalmente de los Estados Unidos de América.

2.2.2 Clasificación taxonómica

La F.D.A.(Food and Drug Administration) clasifica al orégano como: ORIGANUM SP.

El diccionario Químico de Edición Omega (1959) clasifica al orégano como: ORIGANUM MARJORAN e indica que procede de Europa Meridional y Asia Occidental.

El Tropical Products Institute, indica que el mundo culinario reconoce dos tipos de orégano, el tipo europeo (ORIGANUM VULGARE), del cual Grecia es el mayor exportador y el tipo mexicano (LIPPIA GRAVEALENS) que produce y exporta México.

Según el Dr. P.N. Schurhoff del texto de Botánica General Aplicada, clasifica al orégano en la familia de las labiadas, éstas constituyen una importante familia de 3,000 especies, plantas herbáceas, anuales o vivaces, matas, arbustos o árboles, con las hojas opuestas y las flores en cimas,

formando a menudo las de cada panoja de hojas, un falso verticilo. Los tallos son cuadrangulares y las hojas sencillas. Poseen casi todas glándulas epidérmicas con aceites esenciales y son aromáticas. Se hallan en casi todo el globo, abundado en la región mediterránea.

Esta clasificación se detalla a continuación:

- Reino : Vegetal
- División : Fanerogamas
- Sub - División : Angiospermas
- Clase : Dicotiledoneas
- Sub- Clase : Metaclamídeas o
Simpétalas
- Orden : Tublifloras
- Familia : Labiadas
- Genero : Origanum
- Especies : Origanum Vulgare
L. o Thymus Vul-
garis.

2.2.3 Características

2.2.3.1 Físicas

- a) El *origanum Vulgare* L. se caracteriza por tener hojas ovaladas e inflorescencias - densas y cortas reunidas en panojas y a menudo de color verde pardusco.
- b) Sus hojas alcanzan un largo de unos 0.5 a 1.5 cm. y adquieren un color verde claro al secarse.
- c) Las hojas son pecioladas, redondeadas en la base y casi obtusas. Con la cara superior verde y la inferior pálida y vellosa.
- d) La planta herbácea es perenne con tallo erguido recubierto de pelos.
- e) Es de hábitad de crecimiento "matojoso", de porte bajo cuyo desarrollo se caracteriza por la formación de muchas ramas primarias y secundarias, no distinguiéndose el tallo principal de la secundaria.
- f) El tamaño de la planta varía entre 35 a 45 cm. en función del clima y la fertilidad del suelo.

g) La vida útil del Orégano varía de 5 a 10 años, según el terreno donde se halla cultivado y también depende del manejo del cultivo.

2.2.3.2 Químicas

a) **Actividad antioxidante.**- Procura estabilizar el grado de calidad de una grasa por incorporación a ella de antioxidantes que también frenan los procesos de oxidación implicados en sí y de los que no se conoce bien como se desarrollan, aunque parece que los peróxidos juegan en ellas un destacado papel.

Son varias las especias capaces de detener la formación de dichos compuestos e interrumpir en consecuencia al desdoblamiento de las grasas.

Parecen que las especias toman de las grasas el oxígeno necesario para formar radicales, desarrollando entonces una actividad antioxidante. Por lo tanto, las especias deberían estar libres de gérmenes. La carne y la grasa son

medios ideales para cultivos de microorganismos.

El impedimento de las especias a procesos auto-oxidativos, parece ser que las especias fijan las trazas de metales, agentes catalizadores de la descomposición, comportándose más eficazmente; en éste sentido la quercetina u otras combinaciones fenólicas, los flavonoides, los diterpenodifenolas tricíclicos y el alfatocofenol; componentes todas de las especias.

b) Capacidad de Imbibición y de Emulsión.

Las especias se embeben de agua al tomar contacto con ella y lo hacen con distinta intensidad según los componentes de alto peso molecular que contengan almidón, proteínas. En la fijación de agua no solo es factor el tipo de especia, también lo es el tamaño de las partículas, el número de ellas y la temperatura que alcancen.

La capacidad de retención de agua es tanto mayor y la acción emulsifican-

te tanto mejor cuanto más pequeñas son las partículas y más elevada la temperatura.

Las sustancias con capacidad de retención de agua, fijan mejor el aroma, dado que es la rápida difusión al medio ambiente de las sustancias portadoras de sabores queda interrumpida. Por eso los procesos de imbibición favorecen la emulsión y estabilidad de distintas pastas o picadillos de carne. En parte pues, las especias muestran una actividad emulsificante.

2.2.3.3 Farmacológicas

Las especias poseen propiedades farmacológicas en virtud de su contenido en aceites éteres muy solubles en los lípidos, como son de tipo muy complejo su forma de actividad es también diversa.

Al poco tiempo de aplicarse sobre la piel, muchas especias determinan rubefacción de la zona afectada y si permanecen algún tiempo sobre ella se desarrolla primero

calor y más tarde, tal vez inflamación.

Las mucosas son bastantes sensibles a las especias, esto se comprueba al introducir cualquiera de ellas a la boca y paladearla. Como los aceites esenciales son muy solubles en las grasas, la piel absorbe bien las especias, hecho que ha motivado su empleo como revulsivas.

2.2.4 Composición química

Tabla I - Contenido en 100 gramos de la parte comestible

COMPONENTES MAYORES(g)	OREGANO FRESCO	OREGANO SEMISECO
AGUA	85.10	57.20
PROTEINAS	1.60	4.80
GRASAS	—	2.70
CARBOHIDRATOS	9.52	24.64
FIBRA	1.90	6.00
CENIZAS	1.50	3.70
MINERALES (mg)		
CALCIO	312.00	853.00
FOSFORO	46.00	95.00
HIERRO	6.40	8.60
VITAMINAS (mg)		
CAROTENO	2.22	2.98
TIAMINA	0.07	0.02
RIBOFLAVINA	0.30	0.12
NIACINA	0.65	1.62
ACIDO ASCORBICO REDUCIDO	10.00	0.70
CALORIAS	46.00	147.00

FUENTE: Carlos Collazos. "Composición de los Alimentos Peruanos" 1962 U.N.A

2.3 Producción Nacional

Tabla II - ZONAS PRODUCTORAS

ZONA	DEPARTAMENTO
NORTE	ANCASH - LA LIBERTAD
CENTRO	JUNIN - HUANCAMELICA
SUR	TACNA

Tabla III - PRODUCCION NACIONAL

X	AÑO	PRODUCCION (TM)
0	1975	1642
1	1976	2100
2	1977	1518
3	1978	2248
4	1979	2280
5	1980	2690
6	1981	2493
7	1982	2992
8	1983	2375
9	1984	2852

FUENTE: Anuario Estadístico Agropecuario
Ministerio de Agricultura
Oficina Sectorial de Estadística
Informática - OSEI.

2.3.1 Producción Nacional Proyectada

Aplicando el método de los Mínimos Cuadrados a los datos históricos anteriores, obtenemos la siguiente ecuación:

$$Y = 1737.29 + 129.27 X$$

Donde :

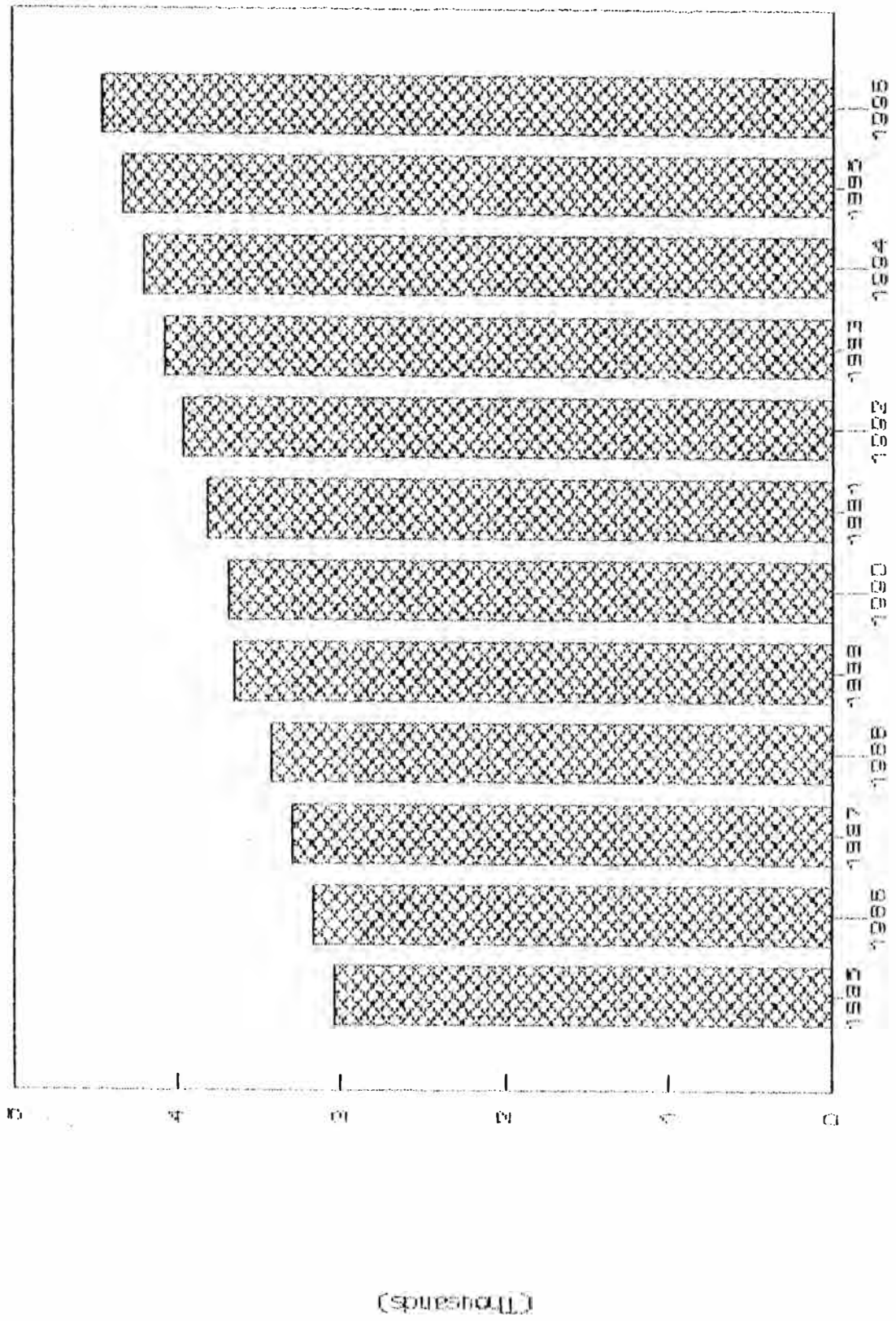
Y: Producción en TM

X: años

Tabla IV - PRODUCCION NACIONAL PROYECTADA

X	AÑO	Y
10	1985	3030
11	1986	3159
12	1987	3289
13	1988	3418
14	1989	3647
15	1990	3676
16	1991	3806
17	1992	3958
18	1993	4064
19	1994	4193
20	1995	4323
21	1996	4452

Figura. 2 : PRODUCCION NACIONAL PROYECTADA DE OREGANO



2.4 Usos

- a) El orégano es un condimento muy popular para sazonar comidas y ensaladas; interviene en la elaboración de pizzas, en la preparación de pastas y guisos.
- b) Se usa como sazonador para mejorar el sabor de las comidas a base de carnes, como los embutidos y chorizos.
- c) A nivel industrial, se usa en perfumería por su contenido de aceite esencial, para resaltar y fijar aromas en la elaboración de jabones perfumados y preparados de tocador.
- d) En medicina, se utiliza para calmar el dolor de oídos; debido a la acción ligeramente anestésica que posee el aceite esencial que contiene. También cataplasmas para calmar cólicos intestinales y en baños calientes para dolores musculares y reumáticos.
- e) Otras aplicaciones en medicina para combatir el ataque asmático, antireumático, anti-espasmódico, diaforético, dolores menstruales y tónico nervioso.
- f) Ejercen una actividad estimulante del apetito, que juega un importante papel en el desarrollo de funciones fisiológicas.
- g) Tienen propiedades bactericidas, operando así sobre los sistemas oxireductores de las células bacterianas.

CAPITULO III. - LOS ACEITES ESENCIALES

3.1 Definición

El aceite esencial es un material oleico más o menos volátil, se encuentra presente en plantas odoríferas de una especie botánica simple. Son separados mediante un proceso físico tal como: Destilación, "enfleurage", extracción por solventes, prensado, fermentación o proceso enzimático seguido de destilación .

Tiene alrededor de 100 veces la fuerza del aroma de la planta natural.

En general son estables a excepción de los aceites cítricos y contienen unos pocos de antioxidantes naturales. Aunque la mayoría de los aceites esenciales son solubles en alcohol, son por el contrario poco solubles en el agua.

De acuerdo con la consistencia que presentan se distinguen los siguientes materiales esenciales:

- a) Gomoresinas o Bálsamos : apariencia casi pastosa.

- b) Resinas : sólidas a excepción del alcanfor.
- c) Aceites : muy fluidos.

Son llamados también aceites volátiles, aceites étereos o esencias; difieren en composición y en propiedades de los ácidos grasos que se componen de glicéridos y de los aceites minerales que se componen de hidrocarburos.

Están constituidos predominantemente por compuestos hidro-carbonados usualmente llamados terpenos o sesquiterpenos que actúan como soporte de sus derivados oxigenados, alcoholes, aldehídos, cetonas, ésteres y pequeña cantidad de residuos no volátiles.

3.2 Características físicas

Entre las características principales tenemos:

- Olor pronunciado y penetrante.
- Sabor cáustico, acre e irritante y a veces aromático, dulce y delicado
- Volátiles de aspecto oleoso, líquidos a temperatura ambiente.
- Solubles en alcohol absoluto, éter de petróleo sulfuro de carbono, tetracloruro de carbono y

demás disolventes orgánicos, pocos solubles o insolubles en agua.

- Peso específico : 0.8 - 2.0 a $T = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Punto de ebullición : 150 - 300 $^{\circ}\text{C}$
- Índice de refracción : 1.45 - 1.46
- Se alteran fácilmente bajo la acción de la luz, tornándose oscuros o amarillos y modificándose su perfume; esto se debe fundamentalmente a los terpenos.

Las características físicas de solubilidad y volatilidad de los aceites esenciales son muy importantes, como en el caso de la preparación de mezclas de perfumería donde deben utilizarse esencias que tengan características semejantes.

3.3 Composición química

Los aceites esenciales son por lo general mezclas de elementos diversos, siendo así, están formados por hidro-carburos de la serie polimetilénica del grupo de los terpenos que corresponden a la fórmula $(\text{C}_5\text{H}_8)_n$, junto con otros compuestos casi siempre oxigenados, que son los que se transmiten a las esencias el aroma que las caracteriza, ya que, salvo algunas excepciones, los terpenos carecen de olor.

Los principales componentes de éstos aceites pueden por consiguiente dividirse en dos amplias ramas de compuestos orgánicos : los que solamente contienen Carbono e Hidrógeno y los que contiene Carbono, Hidrógeno y Oxígeno.

Las excepciones en este sentido son pocas como los isocianatos orgánicos (de los aceites de mostaza), disulfuros orgánicos (del ajo y la cebolla), cianuros orgánicos, indol, escatol, antranilato de metilo y N-metilantranilato de metilo de ciertas cortezas y flores, y de las hojas de los frutos de cítricos, algunas aminas (componentes menores de los aceites de alcaravea, pachulí, etc.) y unos cuantos compuestos de baja importancia.

3.3.1 Compuestos que contienen carbono e hidrógeno

En los aceites esenciales se han hallado las siguientes clases de hidrocarburos; alcanos, olefinas, hidrocarburos aromáticos terpenos (olefínicos, monocíclicos y bicíclicos) unos pocos homólogos de terpenos inferiores, sesquiterpenos (alifáticos, monocíclicos, bicíclicos y tricíclicos, diterpenos y azulenos). De ellos son

los terpenos y sesquiterpenos los más característicos en los aceites esenciales.

La unidad fundamental en la estructura de los terpenos es el isopreno C_5H_8 que es un hemiterpeno, dos de esas unidades forman los terpenos $C_{10}H_{16}$, tres componen los sesquiterpenos $C_{15}H_{22}$.

3.3.2 Compuestos que contienen carbono, hidrógeno y oxígeno.

Estos son los componentes de los que dependen las grandes diferencias de olor, observados en varios aceites esenciales ordinariamente representan la porción más soluble del aceite.

Esta amplia clase comprende : alcoholes, aldehidos, cetonas y ésteres. Entre éstas sustancias hay compuestos saturados y no saturados, alifáticos y aromáticos, terpénicos y sesquiterpénicos.

Otros componentes importantes son fenoles, éteres fenólicos, ácidos (ordinariamente esterificados), lactonas, óxidos y

cumarinas. De menor importancia son los derivados furánicos, las cumaronas y las quinonas.

La investigación completa de la composición de un aceite esencial es una tarea laboriosa que requiere del empleo de técnicas complicadas, destreza, conocimiento de los olores y las propiedades físico-químicas de los componentes de los aceites.

Por ejemplo en el aceite de madera del árbol de alcanfor, uno de los más investigados, se han logrado identificar unos 75 compuestos, otros aceites esenciales consta en su mayor parte de un compuesto químico, por ejemplo el anetol 90% del aceite esencial de anís, el linalol 85% del aceite esencial de palo de rosa.

3.4 Métodos de obtención de los aceites esenciales

Los aceites esenciales se aíslan por diferentes métodos, cada una adaptadas a la naturaleza y propiedades de estos, o de los cuerpos aromáticos de donde proceden.

Hay tres métodos de obtención de los aceites esenciales :

- Destilación por arrastre de vapor
- Prensado
- Extracción

3.4.1 Destilación

Puede realizarse con vapor o con agua variando el grado de sofisticación de los equipos. Este tratamiento se realiza de tres formas, consistentes en tratar el material con agua hirviente, vapor seco o una mezcla de los dos, los cuales pueden realizarse a presión atmosférica, presiones superiores o inferiores a la atmosférica.

a) Destilación con agua

El material a tratar se sumerge en agua, se hace hervir calentando a fuego directo o mediante vapor que llega a una camisa o serpentín cerrado.

En éste método es máxima la acción química del agua sobre el material y puede producir un alto grado de hidrólisis u oxi-

dación, por ello se utiliza cuando la esencia a obtener procede de glucósidos inodoros.

El material debe estar dividido convenientemente y cubierto totalmente de agua, ésta debe ocupar unos 10 a 15 cm de altura en el destilador y agregar agua hasta que sobrepase al material en unos 5 cm.

Si la carga se hace en forma apropiada la difusión del vapor es máxima, suele trabajarse a presión atmosférica, debiendo tenerse cuidado para que el material no se quemara ni se agote el agua.

Ventajas :

- Método necesario en el caso de materiales que tienden a apelmazarse (flores pequeñas).
- Apto para materiales como la canela, cuya inmersión facilitará la difusión del aceite fuera de los tejidos.

Desventajas :

- La velocidad de destilación es baja, debiéndose poner el agua ya caliente

para evitar retrasos de tiempo y aumentos de la hidrólisis.

- Es difícil mantener un calentamiento uniforme por lo tanto el régimen de destilación es variable.
- La destilación en gran escala por éste método resultaría antieconómica.

b) Destilación con agua y vapor

Se basa en colocar el material a destilar sobre un falso fondo que lo aísla del agua, haciendo hervir ésta con fuego directo o vapor en camisa o serpentín. Así el material de la planta está en contacto con el vapor a baja presión.

Ventajas :

- Las instalaciones no son complicadas, pero tampoco tan simples como la destilación con agua, pueden instalarse en el campo, los tipos más sencillos, como son los calentadores a fuego directo.
- Si no ocurre apelmazamientos y trabajando cerca de 100 °C y una atmósfera de presión se obtienen buenos resultados.

- Se puede recuperar el aroma del agua condensada en una primera destilación, al utilizarla nuevamente para producir vapor.

Desventaja :

- La velocidad de trabajo no es muy grande, requiriendo mucho tiempo para el arrastre de las esencias ricas en componentes de alto punto de ebullición.
- Al cargarse el material a baja temperatura se producen condensaciones sobre ésta, causando aglomeraciones ocasionando dificultades en la destilación.

c) Destilación con vapor

En éste método la materia prima es cargada al destilador uniformemente o dentro de cestones. El vapor es generado en una caldera y es inyectado por la parte inferior del equipo, en algunos casos es conveniente introducir inicialmente vapor húmedo con el fin de ayudar a la difusión, seguidamente se aplica vapor seco.

Toda la materia prima como hierbas y

especias requieren de algún acondicionamiento antes de realizar la destilación como :

- a) limpieza
- b) pulverización
- c) humedecimiento; particularmente de materiales duros como la corteza de la canela

Una vez condensado el aceite esencial, tendríamos la separación de fases, operación aparentemente sencilla, sin embargo, se podría ocasionar una reducción de calidad sino se tiene en cuenta lo siguiente :

- La composición química de los aceites esenciales particularmente la razón entre los constituyentes de alto y bajo punto de ebullición.
- El gradiente de temperatura del condensado en el condensador, la temperatura del flujo de salida del condensado debe estar entre 45 a 50 °C.
- La razón del flujo del condensado determina el tiempo disponible para llevar a cabo una efectiva separación de fases.
- El diseño del separador debe lograr una

separación eficiente en el caso de existir un efecto pronunciado de cohobación (residuos de aceite en la fase acuosa), tener los dispositivos adecuados para recircular esta fase al destilador.

Si la destilación se realiza a presión atmosférica, la temperatura es cercana a los 100 °C, esta variable puede reducirse si trabajamos a presiones inferiores a la atmosférica.

Ventajas :

- Es recomendable para materiales tales como; raíces, semillas, maderas cuyos componentes de alto punto de ebullición son arrastrados fácilmente.
- Las instalaciones presentan mucha mayor capacidad de producción.
- Puede trabajarse bajo las condiciones deseadas de presión y temperatura.
- Es un proceso corto, por lo tanto minimiza la descomposición de constituyentes sensibles, tales como los ésteres.
- Generalmente por éste método se obtienen los aceites esenciales de mejor

calidad.

- La carga y descarga del material es sencilla y rápida.

Desventajas :

- Las instalaciones son más costosas, son construidas de acero inoxidable.
- La destilación con vapor recalentado tiende a impedir la hidrodifusión (proceso completo de difusión y osmosis), por estar las membranas celulares secas y no son lo suficientemente permeables para dejar libre el aceite esencial.

d) Destilación en vacío

Es utilizado si se quiere llevar a cabo una destilación rápida, así se evitaría la sequedad y resinificación de los constituyentes aromáticos por la ausencia de aire además es mucho más efectiva la separación de los componentes que poseen puntos de ebullición cercanos.

Las bajas temperaturas de operación que se logran, evitan las posibles reacciones entre los constituyentes del aceite

esencial, y a la vez garantiza que los componentes más sensibles y propensos a una degradación térmica, no sean afectados.

Rectificación (Destilación Fraccionada)

Es usada generalmente en dos situaciones: Cuando se requiere de un alto grado de pureza y una separación adecuada de sus componentes del aceite esencial, el producto final es conocido con el nombre de Aceite Esencial Rectificado.

En la destilación se van a remover las trazas de agua, materiales sólidos y resinosos, terpenos y sesquiterpenos. Un sistema apropiado puede lograr una alta pureza del producto final con solo una pérdida del 1.5 al 2.5% de la cantidad inicial del aceite esencial.

En la desterpenación los terpenos son retirados como fracción de cabeza logrando un producto con mayor estabilidad en sus propiedades físicas y químicas, por lo tanto sus constantes estarán bien definidas

A veces conviene concentrar un aceite esencial para que el producto tenga mayor solubilidad en alcohol diluido, mayor estabilidad contra la oxidación y la resinificación y mayor potencia de olor y sabor.

Como los componentes oxigenados son los principales portadores del aroma y constituyen la porción más soluble del aceite la concentración comprende en primer lugar la expulsión de los terpenos y los sesquiterpenos.

El grado de concentración esta limitado por la cantidad de componentes oxigenados. Por ejemplo la esencia de bergamota que contiene aproximadamente 50% de ésteres, alcoholes, aldehídos y otras sustancias oxigenadas puede ser concentrado a doble potencia, esencia de naranja con 2% de tales sustancias puede ser concentrada hasta una potencia 50 veces mayor. En todo caso los "aceites sin terpenos" deben quedar completamente libres de terpenos y residuos no volátiles aunque todavía contengan la mayor parte de los sesquiterpenos.

Estos aceites se obtienen por simple destilación en vacío de una parte de la fracción de baja temperatura de ebullición. También pueden emplearse otros procedimientos, la extracción en contracorriente utilizando varios solventes, según el método de Van Dijk y Ruys-Perfumer y Essent Oil Record (1937), se emplea para la producción de aceites sin sesquiterpenos, un nuevo método propuesto es el de Kirchner y Miller Ind. Eng. Chem (1952), esta basada en principios de Adsorción Cromatográfica.

La eliminación de terpenos y sesquiterpenos suprime una parte del aroma y el sabor característicos de manera que estos productos concentrados no ofrecen la delicada fragancia y frescura del aceite original, no obstante las ventajas inherentes al empleo de esos concentrados aseguran su continuo empleo en muchas fórmulas.

TABLA V

INFORMACION BASICA SOBRE ALGUNOS ACEITES ESENCIALES

Nombre Común	Traducción a Ingles	Nombre Científico Planta Originaria	Proveniente de:	Proceso de Extracción	Rendimiento (%)	Componentes Principales (%) ^{2/}	Principales Productores	Usos Principales ^{3/}
Albahaca	Basil, Sweet	<i>Ocimum Basilicum L.</i>	Florescencia superior	Destilación a vapor	0.10	Estragol: 50 – 60	Francia, EE.UU.	SA, C, P.
Apio	Celery Seed	<i>Apium Graveolens L.</i>	Semilla	Destilación a vapor	1.9 – 2.5	d-limoneno, sedanolida	Francia*	A, P.
Cananga ^{1/}	Ylang Ylang	<i>Cananga Odorata</i>	Flores frescas	Destilación primaria	1.0	Varios esteroides y OH	Islas Comoro*	J, C, P.
Clavo ^{4/}	Spike Lavender	<i>Lavandula Latifolia</i>	Planta	Destilación a vapor	0.9	linalol: 35 – 40	España	J, C.
Citronela, Java	Citronella	<i>Cymbopogon Winterianus</i>	Hierbas	Destilación a vapor	0.7	citronelal, d-citronelol, geraniol	Java	Sintéticos J, P.
Citronela, Ceylan	Citronella	<i>Cymbopogon Nardus</i>	Hierbas	Destilación a vapor	0.5	Idem anterior	Ceylan	J, I.
Eneldo	Dill	<i>Anethum Graveolens L.</i>	Semilla madura y seca	Destilación a vapor	2.3 – 3.5	carvone: 40 – 60	EE.UU., Europa	SA
Eneldo	Dill	<i>Anethum Graveolens L.</i>	Hierba completa	Destilación a vapor	0.3 – 1.5	carvone: 12 – 40	EE.UU., Europa	SA (Encurtidos)
Eucalipto	Eucalyptus	<i>Eucalyptus</i>	Hojas	Destilación a vapor	2.0 – 3.0	cincol	Australia	D
Geranio	Geranium	<i>Pelargonium Graveolens</i>	Hojas y Ramas	Extracción éter - petróleo	0.1 – 0.3	geraniol – 1 – citronelol	Marruecos, Isla Reunión	J, P. rodinol
Ilinojo	Fennel	<i>Foeniculum vulgare</i>	Fruta madura y seca	Destilación a vapor	1.0 – 6.0	anetol	Europa	F, SA, J.
Junco oloroso	Lemongrass	<i>Cymbopogon Flexuosus y Citrus</i>	Hierbas	Destilación a vapor	0.2 – 0.4	citrol: 75 – 85	Costa Malabar y Madagascar	Iononas, Vit A
Lavandina	Lavandin	<i>Lavandula Hybrida</i>	Planta florecida	Destilación a vapor	1.0 – 1.8	linalool y acetato	Francia	J, P.
Lavanda	Lavender	<i>Lavandula Officinalis</i>	Planta florecida	Destilación a vapor	0.3 – 0.5	delinalilol: 66 – acetato: 50	Francia	C, J.
Lima	Lime	<i>Citrus Aurantifolia</i>	Jugo de la fruta	Destilación a vapor	0.3	Terpenos: 75	Indias Occidentales	SB, SA, P.
Limón	Lemon	<i>Citrus Limonum</i>	Exprimiendo corteza	Prensado	0.35	Limoneno: 90, citrol: 2.5 – 5.5	Sicilia*, California	SA, SB, P, J.
Mandarina	Mandarine	<i>Citrus Reticulata</i>	Exprimiendo corteza	Prensado		timol y limoneno: 68	Italia, España	S.
Menta	Mint, Mentha	<i>Mentha Arvensis</i>		Destilación a vapor	1.2 – 1.6	L – mentol: 70 – 90	Oriente, Brasil	D.
Naranja, Dulce	Orange, Sweet	<i>Citrus Aurantium</i>	Exprimiendo corteza	Prensado	0.3	limoneno: 90 – aldehidos: 1.6	Florida, India	F, SA, SB, C, P.
Orégano	Origanum	<i>Coridothymus Capitatus</i>	Hierba florecida	Destilación a vapor	0.9	carvacrol: 60.	España	D, F, SA, J.
Pachuli	Patchouli	<i>Pogostemon Cablin</i>	Hojas secas	Destilación a vapor	3.0 – 4.0	alcohol: 34 – guaieno: 16	Filipinas	J, P.
Romero	Rosemary	<i>Rosmarinus Officinalis</i>	Florescencia superior	Destilación a vapor	0.4 – 0.7	cincola, canfor	Sur de Europa	F, J.
Salvia	Sage, Dalmatian	<i>Salvia Officinalis</i>	Hojas	Destilación a vapor	0.7 – 0.2	tujona: 40 – 60	Dalmacia	SA.
Salvia	Sage, Moscatel	<i>Salvia Sclarea</i>	Hierba florecida	Destilación a vapor	0.07 – 0.15	acetato linalilol: 62	Sur de Francia	P, C, J.
Sándalo	Sandalwood	<i>Santalum Album</i>	Raíces	Destilación a vapor	4.5 – 6.3	santalol: 90	India	F, C, P, J.
Tomillo	Thyme	<i>Thymus Zygis</i>	Planta florecida	Destilación a vapor	0.7	fenoles	España	D, SA, J.
Vetiver	Vetiver	<i>Vetiveria Zizanioides</i>	Raiz seca	Destilación a vapor	0.8 – 3.0	vetiverona y vetiveroles	Islas Reunión y Haití	P, C, J.
Yerbabuena	Spearmint	<i>Mentha Spigata</i>	Planta	Destilación a vapor	0.7	carvona: 50 – 70	EE.UU	F, SA.
Anis	Anise, Star	<i>Illicium Verum</i>	Fruta	Destilación a vapor	2.5 – 3.0	anetol: 95	Vietnam, China	F, D, SA, P.
Jazmin ^{1/}	Jasmin Concrete	<i>Jasminium Officinale – var. Grandi Florum</i>	Flores cultivadas	Extracción con éter de petróleo o butano		jasmona, J – ester y J – lactona	Marruecos, Sur de Europa, Oriente	P*
Azahar ^{1/}	Neroli, Orange Flower	<i>Citrus Aurantium L. Anara L</i>	Capullos de Naranja Agria	Destilación a vapor	0.07 – 0.12	linalol: 34, limoneno: 15	Sur Europa, Norte Africa	P, C.
Rosa ^{1/}	Rose	<i>Rosa Damascena, Albá y Centifolia</i>	Flores frescas	Destilación a vapor	0.02 – 0.03	rodinol, geraniol y nerol: 55	Bulgaria, Turquía	P*, C, SA.

FUENTE: (1)

* Mejor calidad

^{1/} La rosa, el jazmin, cananga y azahar constituyen en su orden las esencias más importantes en perfumería

^{2/} El principio activo no es necesariamente el componente reportado en la mayor cantidad

^{3/} S: Saborizante C: Cosméticos I: Insecticidas

A: Alimentos D: Prep. dentales J: Jabones

B: Bebidas F: Prod. farmacéuticos P: Perfumes

^{4/} Aspici en Francés

3.4.2 Prensado

Los aceites esenciales que se encuentran contenidos en grandes cantidades en ciertas partes de un vegetal y que perderían firmeza en su olor y sabor al ser sometidos a la destilación, deben extraerse por prensado. Se emplea fundamentalmente con las frutas que contienen un mínimo de 0.3% de aceite esencial en la corteza exterior, tales como naranja, limón, mandarina, lima, toronja.

Exprimiendo la corteza se rompen las celdillas y sale de ellas el aceite esencial que se recoge como líquido turbio con agua de la célula y detritus celulares. El aceite se separa y clarifica por decantación, centrifugado, filtración u otro procedimiento.

Tiene una ventaja y es el hecho de no haber sido sometidas a altas temperaturas, evitándose la degradación del sabor.

3.4.3 Extracción

Este método se emplea cuando el contenido de aceite esencial en los vegetales es pequeña o se destruyen por acción del vapor.

Para su obtención conviene recurrir a métodos de extracción como son :

- **Maceración**

Consiste en sumergir las partes del vegetal que contiene el aceite esencial en un baño maría con grasa o aceite caliente.

Este método se aplica mayormente en aquellas flores que cesan de producir perfumes después de ser recolectados. Los aceites esenciales extraídos, pueden quedarse en el vehículo graso para dar lugar a las pomadas o se extraen de ellas con alcohol denominándose extracto, que se utiliza como materia prima en la elaboración de perfumes.

- **Enfloración ("Enfleurage")**

Es un procedimiento poco empleado,

costoso, lento y que requiere mucha mano de obra. A partir de pétalos de flores se logra una adsorción de los aceites fragantes en una capa aceitosa y delgada, luego, se disuelve en alcohol frío; eliminándose un residuo grasoso y se somete a la destilación al vacío, obteniéndose un producto que reproduce perfectamente la fragancia natural de la flor.

Este procedimiento de extracción de los aceites esenciales se diferencia de la maceración que se practica a temperaturas ordinarias, mientras que en la anterior se requieren de temperaturas que oscilan entre 65 y 70 °C.

- **Extracción con solventes**

Este método se emplea para el caso de aceites esenciales finos y delicados, sustituyendo a la maceración y enfloración.

Los solventes usados deben ser más volátiles que las esencias a extraer, generalmente se utiliza éter de petró-

leo, benceno y sulfuro de carbono, el solvente es recuperado en la mezcla de aceite y cera llamado concreto, se procesa para remover las ceras disolviendo la mezcla en alcohol frío. El alcohol se retira por destilación al vacío.

3.5 Técnicas de análisis de aceites esenciales

El propósito de éste acápite es dar a conocer los diversos métodos de análisis de los aceites esenciales.

Se someten a métodos organolépticos, físicos y químicos e instrumentales.

A continuación describiremos las diferentes técnicas de análisis :

3.5.1 Análisis Organolépticos

Aspecto: Se determina visualmente observando si el líquido presenta turbidez, precipitados, agua etc.

Color : Se determina visualmente, para lo cual se toma como referencia las normas específicas para el aceite

de orégano.

Olor : Es una de las características más importantes puesto que, a ésta se debe el valor comercial del aceite. Una vez conocido el olor típico se puede detectar el olor a "quemado", rancio etc.

Sabor : Es otra característica determinante para detectar cualquier sabor extraño en el aceite.

3.5.2 Análisis Físico-Químicos

El análisis de un aceite esencial, comprende la determinación de la densidad, rotación óptica, solubilidad en alcohol y el índice de refracción.

También se ejecuta pruebas especiales según el aceite que se este analizando (contenido de ésteres, contenido total de alcoholes, punto de congelación residuo de evaporación, contenido de aldehídos, etc.).

Mediante la comparación de éstas cifras analíticas con los resultados de análisis anteriores y con los datos publica-

dos, el químico frecuentemente obtiene indicación de la pureza del aceite. La adulteración burda se descubre ordinariamente en ésta comparación, la relación entre las propiedades físicas y químicas es muy reveladora, pero la interpretación requiere considerable experiencia.

3.5.2.1 Determinaciones físicas

a) Densidad relativa (20/20 °C)

Es la relación entre la densidad del aceite esencial y la del agua destilada a la misma temperatura. Para su medición se usan densímetros o picnómetros.

b) Índice de refracción a 20 °C

Es la relación del seno del ángulo de incidencia al seno del ángulo de refracción de un rayo luminoso de longitud de onda determinada que pasa del aire a la esencia mantenida a una temperatura constante. Este índice es una medida de la cantidad de compuestos

terpénicos que se encuentran en el aceite, ya que éstos disminuyen el índice de refracción, y por consiguiente al separarlos se aumenta el valor del mismo.

c) Rotación óptica a 20 °C

Es el ángulo sobre el cual gira el plano de polarización de la luz cuando ésta atraviesa cierto espesor de aceite esencial en determinadas condiciones.

Es un índice de la cantidad de isómeros ópticos que posee una sustancia, las moléculas no simétricas son las que presentan éstos isómeros ópticos, en los aceites esenciales son los compuestos terpénicos los que presentan éste tipo de isómeros, ya que al medir la rotación óptica de los aceites refinados éste es menor que el de los aceites originales.

Las reglas para la medición depende del tipo de polarímetro usado.

d) Solubilidad en alcohol

Se realiza en alcohol diluido o de concentración determinada de 90%, 80%, 70%, 60% y 50% . Cuando el aceite está más concentrado es más soluble en alcohol, es decir la solubilidad da un índice de la calidad del aceite.

Los terpenos son menos solubles que los compuestos oxigenados por lo tanto un aceite rico en terpenos será menos soluble que uno normal. Con el envejecimiento los aceites van disminuyendo su solubilidad en alcohol.

e) Residuo de evaporación

Es un importante criterio de pureza que determina el porcentaje de aceite que no es volátil a 100 °C. Un bajo valor sugiere la posibilidad de la adición de terpenos u otros constituyentes volátiles, un alto valor puede indicar la adición de materiales como: resinas, aceites fijos, sesquiterpenos de alto punto de ebullición. En el caso de

aceites rectificadas un alto valor puede indicar deficiencia en la rectificación o polimerización debido a la edad o almacenaje inapropiado.

3.5.2.2 Determinaciones químicas

a) Determinación de ésteres

Desde que la mayoría de ésteres se encuentran como, constituyentes normales de los aceites esenciales es importante la consideración de esta propiedad.

El éster puede ser expresado por el número de éster, que está definido como el número de miligramos de base requerido para saponificar los ésteres presentes en 1 gramo de aceite. El número de éster es especialmente conveniente cuando el éster presente en el aceite es desconocido.

b) Porcentaje de aldehídos y acidez

Se utiliza el método de clorhidrato de hidroxilamina que ofrece la ventaja

de una rápida ejecución.

c) Índice de peróxido

Es la cantidad de microgramos de oxígeno activo en un gramo de aceite, que nos indica el grado de envejecimiento de éste. Generalmente cuando el aceite tiene un índice de peróxido permitido por la norma el olor ya se presenta definitivamente rancio.

3.5.3 Métodos instrumentales

a) Cromatografía de gases

El equipo necesario es un cromatógrafo de gases. En ésta técnica los componentes volátiles son separados a lo largo de una columna. Contiene una fase estacionaria (generalmente un aceite pesado) depositado sobre un soporte sólido.

El aceite esencial se introduce en el inicio de la columna con una microjeringa a través de una membrana de cierre se vaporiza y es arrastrada por el gas de acarreo a

través de la columna en donde los componentes viajan a diferentes velocidades dependiendo de su solubilidad en la fase estacionaria, al final de la columna, los componentes emergen a diferentes tiempos. La detección de los componentes a la salida de la columna generalmente se efectúa mediante un detector de conductividad térmica. Las variaciones de la conductividad térmica o de la corriente de ionización provocadas por la variación de la descomposición del gas a medida que los componentes volátiles emergen de la columna son amplificadas y medidas directamente en un graficador, cuya pluma traza una gráfica sobre la hoja de papel que se mueve a la velocidad constante.

Por medio de la cromatografía de gases se logra la separación y determinación cualitativa y cuantitativa de los principales componentes de los aceites esenciales. Así examinando el cromatograma es posible detectar cualquier cambio en la composición debido a adulteración, envejecimiento, proceso defectuoso etc.

b) Espectroscopía infrarroja

El infrarrojo es la porción del espectro electromagnético que empieza en el rojo oscuro y se extiende hasta la región radar, cubriendo una amplitud de 0.7 a 20.0 micrones. Cada componente absorbe luz infrarroja a determinada longitud de onda de acuerdo a su estructura química.

El espectrofotómetro infrarrojo gráfica la intensidad de la absorción con respecto a la longitud de onda. De manera que el espectro infrarrojo (IR) de un compuesto químico definido es una huella digital de la misma.

Cuando se trata de espectros IR de aceites esenciales que son mezclas complejas cada banda representa la presencia de un grupo funcional (por ejemplo aldehído, alcohol) en uno o varios componentes del aceite, por lo tanto se puede detectar cualquier cambio en la composición del aceite y por consiguiente en la calidad.

c) Resonancia Magnética Nuclear

Este método se basa en la resonancia de los protones de un átomo dentro de una molécula cuando están sujetos a un campo de variación magnética y a una excelente frecuencia de radio. Las desventajas que presenta es su alto costo y el requerimiento de abundante material.

d) Espectroscopía de Masa

Se fundamenta en el efecto magnético o de velocidad de los fragmentos ionizados de una molécula que depende de la masa vs. la razón de carga de los fragmentos. Es un método ideal de identificación, sin embargo es muy costoso, usándose principalmente para propósitos de investigación raramente en el laboratorio industrial.

3.6 Usos

De lo consignado en la Tabla V resaltan las siguientes clases de productos que requieren aceites esenciales como ingredientes.

- Saborizantes en las industrias de alimentos y

bebidas, sopas, confitería, panadería, condimentos, carnes enlatadas, bebidas no alcohólicas.

- Cosméticos
- Perfumería, que constituye uno de los renglones más importantes y que capta mayor diversidad de aceites.
- Preparaciones farmacéuticas y dentales.
- Jabones, detergentes y otros productos de este tipo.
- Los productos del fraccionamiento del aceite esencial son usados en operaciones de síntesis.

CAPITULO IV. - ESTUDIO EXPERIMENTAL

4.1 Aspectos teóricos

4.1.1 Secado

Con el fin de analizar y caracterizar adecuadamente el proceso de secado de productos se debe utilizar un sistema en el cual el producto seque bajo condiciones estables de flujo de aire, de temperatura y de humedad relativa.

La cámara donde se realiza el proceso de secado es un túnel de viento de circuito cerrado, en el cual el producto que reposa en una bandeja, es expuesto al aire "seco" de flujo ϕ , temperatura T y humedad relativa H.

Medida y control de los parámetros de secado :

El equipo de secado de la Facultad de Ciencias de la Universidad Nacional de Ingeniería está diseñado para un trabajo de circuito cerrado.

• Flujo de aire (Φ)

Un ventilador centrífugo tipo ciroco (1/3 HP) insufla aire hacia la parte superior del ducto el que luego de ser amortiguado y homogeneizado por el dispersor, es dirigido a la cámara de secado en donde el flujo de aire llega a tener un perfil de velocidad bastante uniforme.

El valor máximo que se alcanza es de 3 m/s, el mismo que es posible controlarlo mediante una compuerta rotable. Sin la introducción del dispersor el perfil de velocidades en la cámara de secado no es homogénea, las mismas que toman velocidades muy altas difíciles de controlar.

La medida del flujo de aire se realiza normalmente mediante dos anemómetros distintos:

- Anemómetro de alambre caliente, rango 0 a 2 m/s
- Anemómetro de hélice, rango 0.3 a 20 m/s.

• Temperatura (T)

El aumento de la temperatura del aire "seco" se logra introduciendo una cama de resistencias, con la que se logra la calefacción, la resistencia es una malla de nichrom de 50Ω distribuida homogéneamente en el canal, ésta se calienta por medio de un variak (220 V, 4 A) llegándose a obtener una temperatura máxima de 60°C .

Debido a que el mismo sistema de ventilación provoca un aumento de la temperatura del aire se hace necesario introducir una parrilla refrigerante por la que se hace circular agua corriente. Esta parrilla está colocada algunos cm antes de entrar en la cámara de secado y con la misma es posible disminuir la temperatura mínima del aire seco a la temperatura ambiente. Este paso se hace necesario pues se desea hacer el secado en un rango relativamente amplio, incluida la temperatura ambiente.

Las temperaturas a medir y controlar son esencialmente la temperatura del aire "seco" y la temperatura del producto mismo,

para éste fin se prefiere usar termocuplas (cobre constantan). Adicionalmente se dispone de medidores referenciales de resistencia de platino.

- **Humedad absoluta (humedad relativa)**

El aire reciclado que pasa a través del producto tiene que ser deshumedecido y mantenido a una humedad constante, esto se logra introduciendo en el sistema una parrilla heladora (freón) la misma que es desacoplada de un deshumedecedor comercial e introducida al circuito de secado.

La capacidad de extracción de agua es de 5 lt/día (para una atmósfera de humedad constante 60% T = 28 °C

- **Medición y control de la humedad**

Se utilizó un higrómetro capacitivo, el mismo que tiene incorporado en la misma sonda un sensor resistivo de temperatura (platino). Este higrómetro es ventajoso pues además de tener una respuesta rápida ofrece una salida eléctrica entre 0 y 1

Voltio proporcional a la humedad relativa, la que permite regular la humedad de secado a un valor constante.

- Control de peso

La medida de control de peso del producto se realiza por lo general pesando el producto cada cierto intervalo de tiempo, para lo cual se hace necesario sacar el producto de la cámara, lo que en si es inadecuado y altera el orden establecido.

4.1.2 Destilación

El proceso de éste estudio consta de dos etapas, en la primera el aceite sale de la hoja hacia el seno del vapor y en la segunda el aceite esencial es arrastrado por el vapor hacia el sistema de condensación y de decantación.

Si consideramos un sistema heterogéneo formado por dos líquidos no miscibles, tales como el agua y el aceite esencial los vapores emitidos por cada uno de ellos no se influyen al no presentar afinidades mu-

tuas sus moléculas gaseosas y por lo tanto sus tensiones de vapor se adicionan totalmente; al ir calentando dicho sistema heterogéneo llegará un momento en el cual la tensión de vapor se iguale a la presión ejercida sobre la superficie libre de ambos líquidos y entonces el sistema entra en ebullición. La presión parcial de cada vapor es en éste momento inferior a la presión externa de forma que los líquidos se encuentran hirviendo a temperatura inferior a su punto de ebullición, bajo la presión actual.

Cuando por el contrario se trata de un sistema formado por dos o más líquidos totalmente miscibles, de diferentes puntos de ebullición, cada tensión parcial a una cierta temperatura no es igual a la producida por el líquido puro aislado mantenido en iguales condiciones.

Cuando uno de ellos se encuentra en proporción muy preferente (soluciones diluidas) la variación de su presión de vapor sigue la Ley de Raoult (es proporcional al número de moléculas disueltas), pero este

no ocurre en otras proporciones debido a la solubilidad de cada vapor en líquidos distintos del suyo propio, desapareciendo por ello toda proporcionalidad.

Comparemos ahora la marcha de la ebullición en ambos tipos de sistemas. Cuando la suma de tensiones parciales de vapor de un sistema heterogéneo se iguala a la presión ejercida sobre su superficie libre, ya hemos visto que el sistema entra en ebullición por no influirse mutuamente, cada tensión parcial dependerá solamente de la temperatura a que el sistema se encuentra y no de las proporciones presentes de ambos componentes mientras se encuentren presentes los dos líquidos.

Por el contrario en un sistema homogéneo la tensión de vapor de cada componente en un momento dado, depende de la composición que en aquel momento el líquido subyacente y como el vapor es más rico en el componente más volátil que dicho líquido, pues lógicamente el componente más volátil dará por gramo más vapores que los más fijos, el líquido procedente de la condensa-

ción de vapores emitidos en la ebullición estará enriquecido por el componente más volátil. Cuando entre las tensiones de vapor hay una gran diferencia la cantidad de los otros componentes que acompañan al volátil será muy pequeña, separándose entonces dicho componente de los demás.

Como consecuencia de lo expuesto todo líquido no miscible con el agua puede ser arrastrada por aquella hirviendo a temperatura más baja que su punto de ebullición, y de todo sistema homogéneo es posible aislar sus componentes por destilación seca, siempre que haya suficiente diferencia entre sus tensiones de vapor (al menos hará falta una diferencia de 3 - 5 °C entre sus puntos de ebullición para poder separarlos mediante una destilación). Cuando una diferencia es pequeña se hace necesario volver a destilar, partiendo del líquido más rico en volátil obtenido en la primera destilación y repetir el proceso hasta conseguir el resultado buscado.

Esta repetición de las destilaciones se realiza automáticamente en las rectificaciones.

Al tratar de los sistemas heterogéneos hemos supuesto que uno de los componentes es el agua y el otro un aceite esencial, pero estas consideraciones son aplicables a todos los demás casos en que se emplee una sustancia donde el aceite sea insoluble, generalizando estos arrastres reciben el nombre de codestilaciones y son de gran interés. La codestilación acuosa se utiliza para aislar los aceites esenciales, la destilación con glicoles, ftalatos, etc. Se emplea también para separar esencias líquidas de las esencias absolutas.

Suponiendo que los vapores siguen las leyes de los gases perfectos vamos a deducir una ecuación aproximada que nos dará una idea del comportamiento general en las codestilaciones.

La cantidad de cada componente que durante una codestilación se encuentra al estado de vapor será:

$$G = m.A = m.N.n = M.n = M [(P.v)/(R.T)]$$

donde :

- G : Peso del componente al estado vapor
- m : Peso de una molécula real
- A : Número de moléculas reales que se encuentran al estado de vapor.
- N : Número de Avogadro
- n : Número de molécula gramo presentes al estado de vapor
- M : Peso molecular
- p : Presión parcial de vapor
- V : Volumen total ocupado por la mezcla de vapor
- R : Constante de los gases perfectos
- T : Temperatura absoluta del sistema.

Señalando con el subíndice de W los valores del vapor de agua y con E los valores del aceite esencial, tendremos :

$$\frac{G_W}{G_E} = \frac{M_W \cdot P_W \frac{V}{R \cdot T}}{M_E \cdot P_E \frac{V}{R \cdot T}} = \frac{M_W \cdot P_W}{M_E \cdot P_E}$$

Expresión no totalmente exacta, pero que da idea de las proporciones del problema.

Efectivamente aunque el peso molecular del agua es inferior al peso molecular medio de los aceites esenciales, su tensión de vapor es muy superior al de aquellos (los aceites tienen tensiones de 0.005 a 0.5 mm de Hg a 20 °C) razón por la cual los vapores originados contiene mucho más vapor de agua que de aceite esencial siendo también más rico en agua el producto condensado.

Por estar compuestos los aceites esenciales de varios componentes químicos se comprende fácilmente, teniendo en cuenta la relación precedente que la composición del aceite arrastrado no sea constante ya que cada componente tiene distinto peso molecular y distinta presión, siendo necesario por ello recoger la totalidad de los productos arrastrados.

También se justifica por la anterior expresión que si la codestilación acuosa se

realiza a menor presión que la atmosférica la proporción de agua en el condensado será mayor, siendo además el; aceite arrastrado más rico en componentes volátiles, cuando se quieren aislar componentes muy fijos es necesario operar a presión superior a la atmosférica y por este se aplica vapor sobrecalentado.

4.2 Extracción a nivel de planta piloto

4.2.1 Descripción del equipo

El equipo utilizado se muestra esquemáticamente en la Figura. 3 y consta de las siguientes partes :

- **Generador de vapor**

Material de construcción	:	acero comercial
Potencia	:	1000 watt cada resistencia
Número de resistencias	:	6
Tipo	:	eléctrico
Dimensiones		
Diámetro	:	24 cm
Altura	:	32 cm

Volumen de operación : 7.6 lt

Volumen mínimo : 4.6 lt

Instrumentos de control

Manómetro, rango 0 a 150 lb/pulg²

Termómetro, rango 0 a 200 °C

• **Hidrodestilador**

Es de forma cilíndrica siendo más alto que ancho a fin de que el vapor atraviese la mayor cantidad posible de material, facilitándose el íntimo contacto entre ellas.

Las partes fundamentales del hidrodestilador son:

- Sistema de calefacción e introducción de vapor.
- Tapa y sello
- Canastilla
- Capitel (ducto de salida de los vapores del hidrodestilador).

Características del hidrodestilador :

- Cuerpo del hidrodestilador

Forma : cilíndrica

Dimensiones

Diámetro : 30.5 cm

Altura : 47.0 cm

Espesor : 1/16"

- Tapa

Tiene 8 agujeros donde se colocan 8 pernos de $\frac{1}{2}$ " con sus respectivas arandelas. En la parte superior tiene instalado un termómetro con una escala de 0 a 150 °C, también tiene un pequeño ducto para colocar el manómetro en U.

- Capitel

Diámetro : 3.81 cm

Altura : 19 cm

En la parte superior hay una brida de 11.5 cm con 3 agujeros de $\frac{1}{2}$ ", donde se insertará la tubería que va al condensador.

- Distribuidor

Forma : anular

Diámetro exterior : 16.5 cm

Diámetro interior : 14.0 cm

Se ubicó a 7 cm de la base, y separada 6 cm de la canastilla donde se colocará la materia prima.

Número de agujeros: 18 agujeros laterales de 1/16", 18 agujeros hacia

arriba (4 de $\frac{1}{4}$ " , 5 de $\frac{3}{16}$ " y 9 de $\frac{1}{16}$ ").

- Canastilla

Forma : cilíndrica

Dimensiones

Diámetro : 20 cm

Altura : 14 cm

Abertura de

malla : 2 mm

El material de construcción en todos los casos es de acero inoxidable.

• Condensador Vertical

Características :

Coraza:

Diámetro interior : 10.2 cm

No posee deflectores

Pasos : 1

Tubos :

Número : 12

Longitud : 1 m

Diámetro externo : 1.27 cm

Diámetro interno : 1.021 cm

Pasos : 1

Material de construcción : acero comercial

Separador :

Forma : cilíndrica
vertical

Dimensiones :

Diámetro : 20 cm

Altura : 31 cm

Instrumentos de control:

Vacuómetro : 0 a 760 mmHg

Tiene un visor para apreciar el nivel de líquido. En nuestro caso no se uso este decantador por no ser el más apropiado, por ello acondicionamos a la salida del condensador un embudo que servirá para coleccionar el condensado y ser recepcionado en unas peras de decantación.

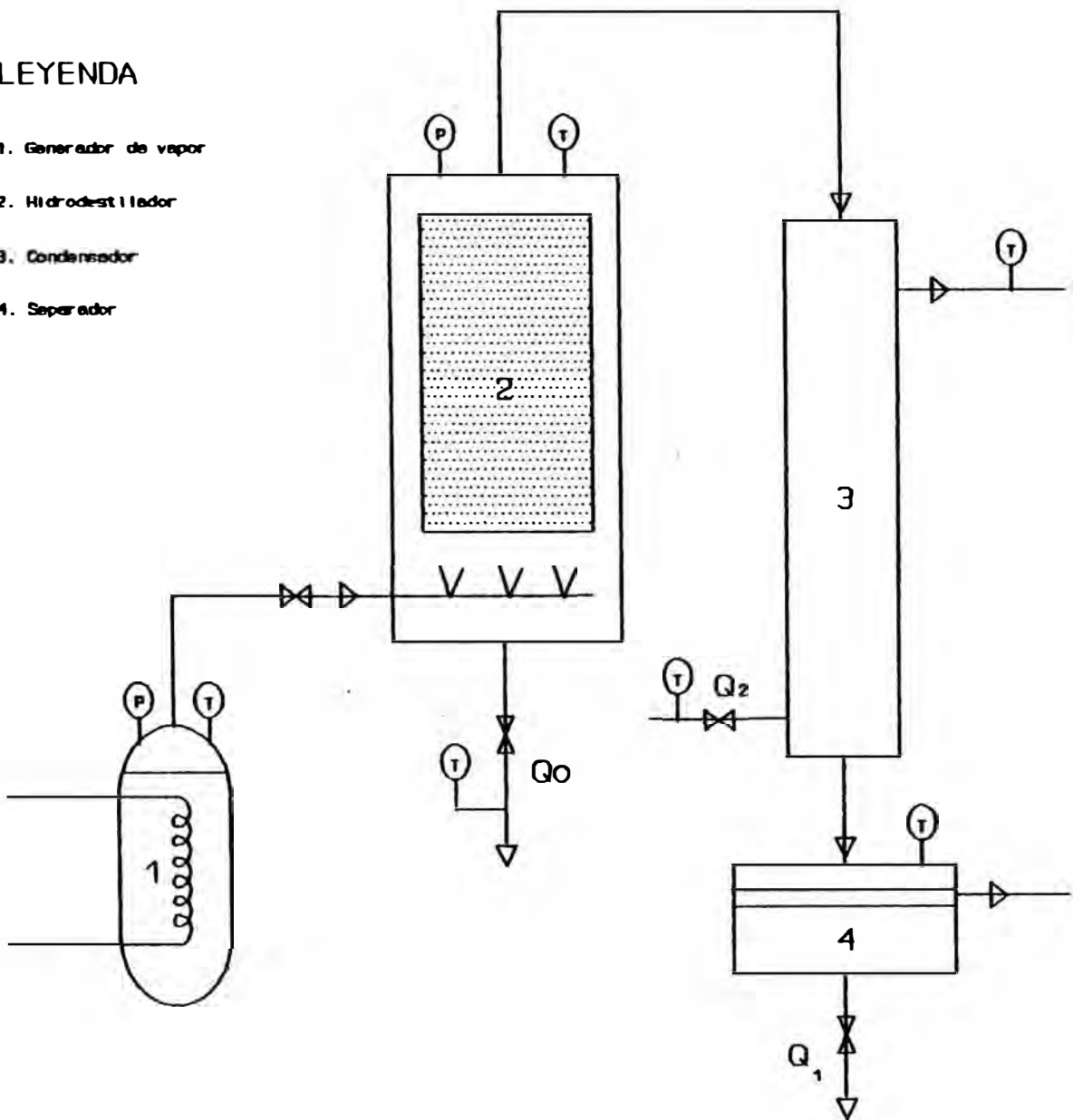
Las medidas de esta forma se realizarán con bastante exactitud, a la vez que minimizarán las pérdidas del producto.

Material de construcción : acero comercial.

Figura. 3 - Equipo de Extracción de Aceite Esencial

LEYENDA

- 1. Generador de vapor
- 2. Hidrodestilador
- 3. Condensador
- 4. Separador



4.2.2 Datos experimentales

4.2.2.1 Datos sobre secado

Tabla VI - SECADO EXPERIENCIA N° 1

Flujo de aire : 2 m/s		
Temperatura de aire seco : 40 °C		
Peso inicial de orégano : 100 gr.		
θ (hr)	Hr (%)	W (gr)
0.0	32.0	100.0
0.5	29.7	83.0
1.0	26.6	73.3
2.0	25.8	56.0
3.0	24.0	39.0
4.5	21.0	28.5
5.0	20.0	20.0
5.5	18.8	14.0
6.0	17.0	13.0
6.5	17.2	12.8

Hr (%) : humedad relativa del aire

Tabla VII - SECADO EXPERIENCIA N° 2

Flujo de aire : 3 m/s		
Temperatura de aire seco : 40 °C		
Peso inicial de orégano : 100 g		
θ (h)	Hr (%)	W (g)
0.0	37.0	100.0
0.5	31.0	79.8
1.0	29.6	59.0
1.5	27.0	41.8
2.0	26.0	32.6
2.5	25.0	26.2
3.0	24.0	21.0
3.5	22.0	18.0
4.0	20.0	15.2
4.5	17.0	12.6
5.0	15.8	10.5
5.5	15.0	10.3

Tabla IX - DESTILACION EXPERIENCIA N° 1

Tiempo de extracción min.	Vol. de esencia ml.	Temp.salida agua enfr. °C	Temp. de Cond. sep. °C	Vol. de Cond. sep. ml.	Vol. Cond. Hidrodes. ml.	Flujo de Refrigeración lt/min.
5.0	10.0	26.0	21.0	300	100	10.48
10.0	12.0	26.0	21.0	710	260	10.16
15.0	13.0	31.0	22.0	980	660	11.74
25.0	13.5	38.0	21.5	1570	1130	10.99

Tabla X - DESTILACION EXPERIENCIA N° 2

Tiempo de extracción min.	Vol. de esencia ml.	Temp.salida agua enfr. °C	Temp. de Cond. sep. °C	Vol. de Cond. sep. ml.	Vol. Cond. Hidrodes. ml.	Flujo de Refrigeración lt/min.
5.0	7.5	29.0	21.0	560	52	11.40
10.0	10.0	34.0	21.5	1210	87	9.88
15.0	11.0	31.0	22.0	1850	122	11.83
25.0	11.5	29.0	22.0	2560	832	8.95

Tabla XI - DESTILACION EXPERIENCIA N° 3

Tiempo de extracción min.	Vol. de esencia ml.	Temp.salida agua enfr. °C	Temp. de Cond. sep. °C	Vol. de Cond. sep. ml.	Vol. Cond. Hidrodes. ml.	Flujo de Refrigeración lt/min.
5.0	5.5	32.0	21.5	560	50	10.30
10.0	8.0	31.0	21.5	1140	126	9.10
15.0	9.0	30.0	21.0	1760	160	9.70
25.0	9.5	32.0	21.5	2520	560	9.90

Tabla XII - DESTILACION EXPERIENCIA N° 4

Tiempo de extracción min.	Vol. de esencia ml.	Temp.salida agua enfr. °C	Temp. de Cond. sep. °C	Vol. de Cond. sep. ml.	Vol. Cond. Hidrodes. ml.	Flujo de Refrigeración lt/min.
5.0	5.0	28.0	21.5	435	80	8.94
10.0	6.5	33.0	21.5	1155	140	10.05
15.0	7.3	30.0	21.5	1655	151	9.63
25.0	7.5	29.0	21.5	2525	321	9.51

Tabla XIII - DESTILACION EXPERIENCIA N° 5

Tiempo de extracción min.	Vol. de esencia ml.	Temp.salida agua enfr. °C	Temp. de Cond. sep. °C	Vol. de Cond. sep. ml.	Vol. Cond. Hidrodese. ml.	Flujo de Refrigeración lt/min.
5.0	3.0	28.0	22.0	365	20	10.17
10.0	4.0	28.0	22.0	755	80	9.40
20.0	4.5	29.0	21.5	1350	130	9.88

Tabla XIV - DESTILACION EXPERIENCIA N° 6

Tiempo de extracción min.	Vol. de esencia ml.	Temp.salida agua enfr. °C	Temp. de Cond. sep. °C	Vol. de Cond. sep. ml.	Vol. Cond. Hidrodes. ml.	Flujo de Refrigeración lt/min.
5.0	8.1	32.0	24.5	250	50	2.59
10.0	10.1	34.0	24.0	600	50	2.49
15.0	11.2	33.0	23.5	920	50	2.41
20.0	11.9	33.0	23.5	1190	80	2.51
25.0	12.2	33.0	23.5	1490	110	2.50

Tabla XV - DESTILACION EXPERIENCIA N° 7

Tiempo de extracción min.	Vol. de esencia ml.	Temp.salida agua enfr. °C	Temp. de Cond. sep. °C	Vol. de Cond. sep. ml.	Vol. Cond. Hidrodes. ml.	Flujo de Refrigeración lt/min.
5.0	9.4	29.0	22.0	372	-	7.11
10.0	11.5	32.0	24.0	720	-	7.55
15.0	12.1	37.0	23.0	1090	18	7.54
20.0	12.4	32.0	22.0	1450	38	7.53

Tabla XVI - DESTILACION EXPERIENCIA N° 8

Tiempo de extracción min.	Vol. de esencia ml.	Temp.salida agua enfr. °C	Temp. de Cond. sep. °C	Vol. de Cond. sep. ml.	Vol. Cond. Hidrodes. ml.	Flujo de Refrigeración lt/min.
5.0	9.4	35.0	22.0	480	1180	9.53
10.0	11.0	37.0	22.5	1040	2180	9.66
15.0	12.0	38.0	24.0	1480	2240	9.57
20.0	12.2	32.0	23.0	2000	2290	9.74

Tabla XVII - DESTILACION EXPERIENCIA N° 9

Tiempo de extracción min.	Vol. de esencia ml.	Temp.salida agua enfr. °C	Temp. de Cond. sep. °C	Vol. de Cond. sep. ml.	Vol. Cond. Hidrodes. ml.	Flujo de Refrigeración lt/min.
5.0	8.1	33.0	23.5	490	160	11.26
10.0	9.1	29.0	22.5	1040	210	11.87
15.0	9.8	29.0	23.0	1700	260	11.13
20.0	10.1	30.0	23.5	2270	300	11.27

Tabla XVIII - DESTILACION EXPERIENCIA N° 10

Tiempo de extracción min.	Vol. de esencia ml.	Temp.salida agua enfr. °C	Temp. de Cond. sep. °C	Vol. de Cond. sep. ml.	Vol. Cond. Hidrodes. ml.	Flujo de Refrigeración lt/min.
2.0	2.8	24.5	23.0	60	80	10.60
5.0	4.8	25.0	23.0	180	160	10.60
10.0	6.3	25.0	23.0	390	216	10.48
15.0	7.3	25.0	23.0	610	260	10.33
20.0	8.0	25.0	23.0	800	300	9.86
25.0	8.3	25.0	23.0	1010	340	10.20

Tabla XIX - DESTILACION EXPERIENCIA N° 11

Tiempo de extracción min.	Vol. de esencia ml.	Temp.salida agua enfr. °C	Temp. de Cond. sep. °C	Vol. de Cond. sep. ml.	Vol. Cond. Hidrodes. ml.	Flujo de Refrigeración lt/min.
2.0	5.0	26.0	23.5	136	10	10.76
5.0	7.0	26.0	23.5	290	20	10.76
10.0	8.2	26.0	23.5	570	35	10.73
15.0	8.7	26.0	23.5	840	50	10.65
20.0	8.9	26.0	23.0	1140	70	10.70

Tabla XX - DESTILACION EXPERIENCIA N° 12

Tiempo de extracción min.	Vol. de esencia ml.	Temp.salida agua enfr. °C	Temp. de Cond. sep. °C	Vol. de Cond. sep. ml.	Vol. Cond. Hidrodes. ml.	Flujo de Refrigeración lt/min.
2.0	4.3	25.5	23.0	24	140	8.70
5.0	6.1	26.0	23.0	48	270	8.65
10.0	7.5	27.5	22.5	92	550	8.72
15.0	8.2	26.0	22.5	171	850	9.00
20.0	8.5	27.0	23.0	315	1000	8.90

Tabla XXI - DESTILACION EXPERIENCIA N° 13

Tiempo de extracción min.	Vol. de esencia ml.	Temp.salida agua enfr. °C	Temp. de Cond. sep. °C	Vol. de Cond. sep. ml.	Vol. Cond. Hidrodes. ml.	Flujo de Refrigeración lt/min.
2.0	3.6	25.5	23.0	108	40	9.60
5.0	6.1	25.5	23.0	278	140	9.50
10.0	7.6	26.0	23.0	608	180	9.60
15.0	8.3	27.5	23.0	936	250	9.50
20.0	8.7	27.5	23.0	1300	280	9.50

Tabla XXII - DESTILACION EXPERIENCIA N° 14

Tiempo de extracción min.	Vol. de esencia ml.	Temp.salida agua enfr. °C	Temp. de Cond. sep. °C	Vol. de Cond. sep. ml.	Vol. Cond. Hidrodes. ml.	Flujo de Refrigeración lt/min.
5.0	8.4	38.0	25.0	340	220	2.60
10.0	11.5	36.0	26.0	560	330	2.20
15.0	12.0	40.0	25.0	780	350	2.50
20.0	12.4	37.0	24.0	958	386	2.40

4.2.3 Tratamiento de los datos experimentales

a) Tratamiento de datos de secado

Tabla XXIII - PARA EXPERIENCIA N° 2

θ (hr)	Humedad	h	$\Delta W / \Delta \theta$
0.0	89.5	-	-
0.5	86.8	88.2	40.4
1.0	82.2	84.5	41.6
1.5	74.9	78.6	34.4
2.0	67.8	71.4	18.4
2.5	59.9	63.9	12.8
3.0	50.0	54.9	10.4
3.5	41.7	45.9	6.0
4.0	30.9	36.3	5.6
4.5	16.7	23.8	5.2
5.0	≈ 0.0	8.4	4.2

Con estos datos se construye las siguientes Figuras:

Figura 4: Perdida de humedad de las hojas vs. tiempo

Figura 5: Velocidad de secado vs. tiempo

Figura 6: Velocidad de secado vs. humedad

b) Tratamiento de datos de extracción

Tabla XXIV - EXPERIENCIA N° 14

θ (min)	X/X ₀
0.0	1.00
2.0	0.55
5.0	0.32
10.0	0.07
15.0	0.03
20.0	0.0001

donde:

X : Contenido promedio de aceite esencial de la materia prima en un tiempo θ

X₀: Contenido inicial promedio de aceite esencial de la materia prima

θ : Tiempo de extracción

V : Volumen de aceite esencial extraído en función de θ

Además se sabe que:

$$X/X_0 = V/V_0 \quad (7)$$

FIGURA 4 PERDIDA DE HUMEDAD DE LA HOJA EN FUNCION DEL TIEMPO

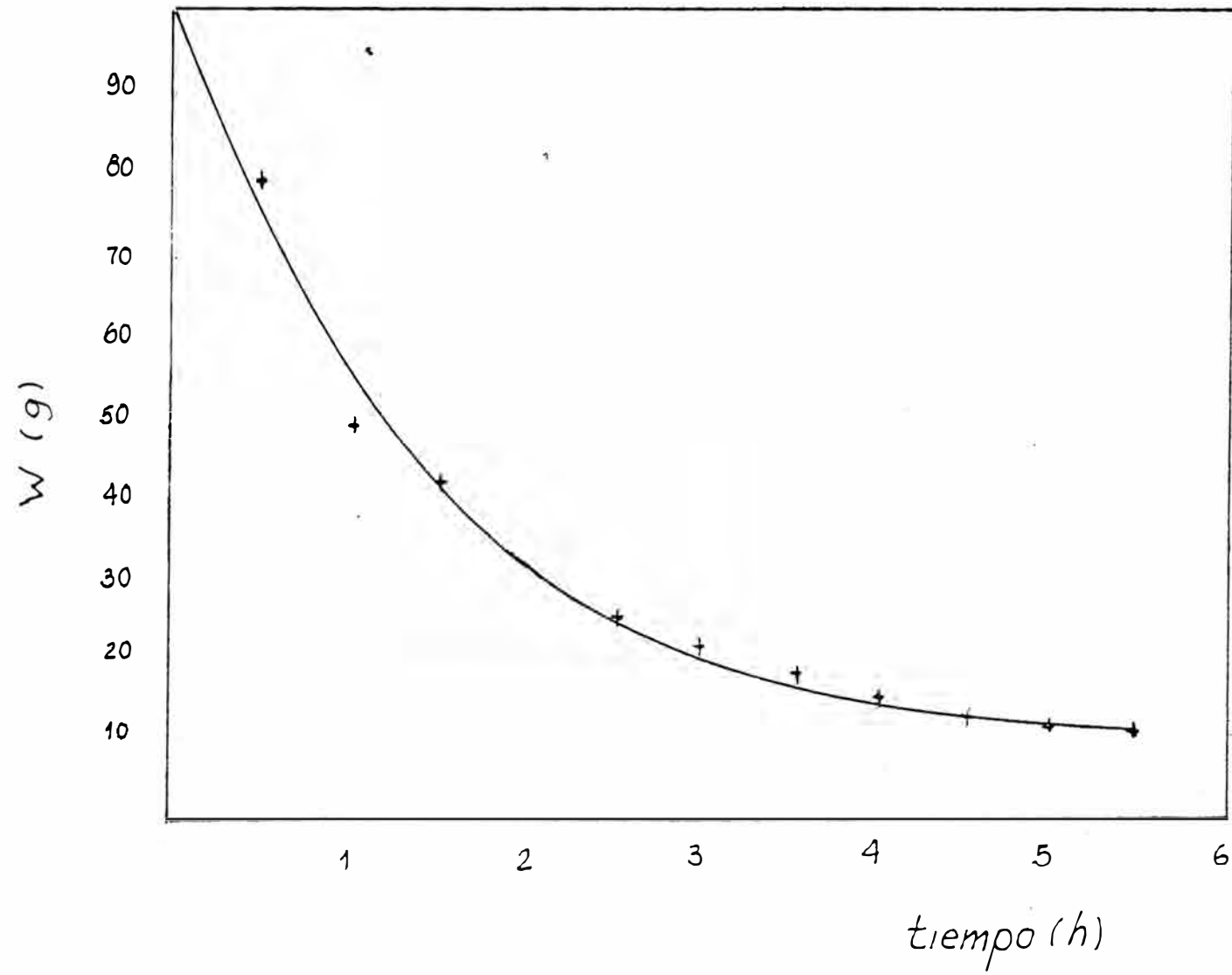


FIGURA 5 VELOCIDAD DE SECADO EN FUNCION DEL TIEMPO

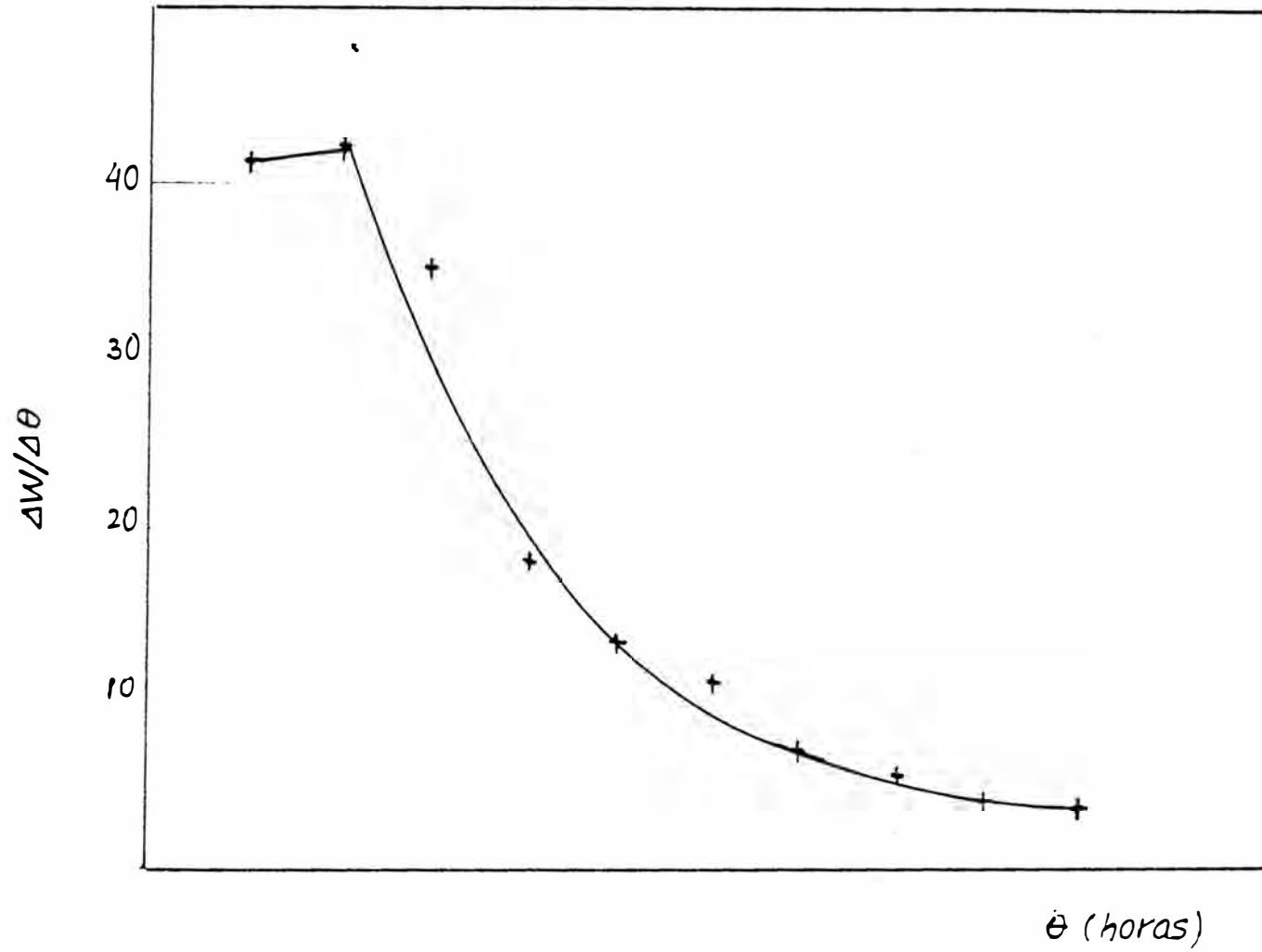


FIGURA 6 VELOCIDAD DE SECADO EN FUNCION DEL CONTENIDO DE HUMEDAD

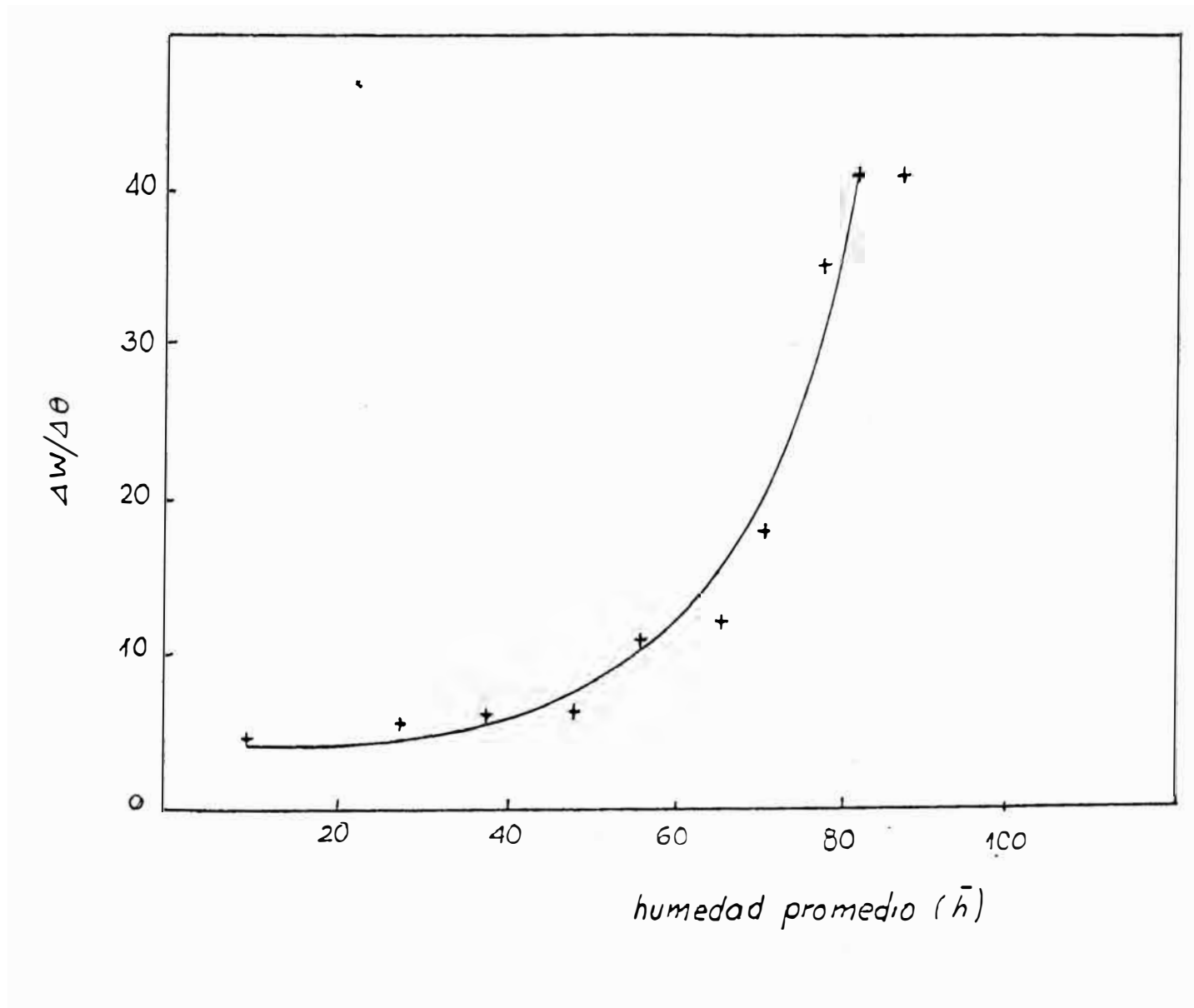
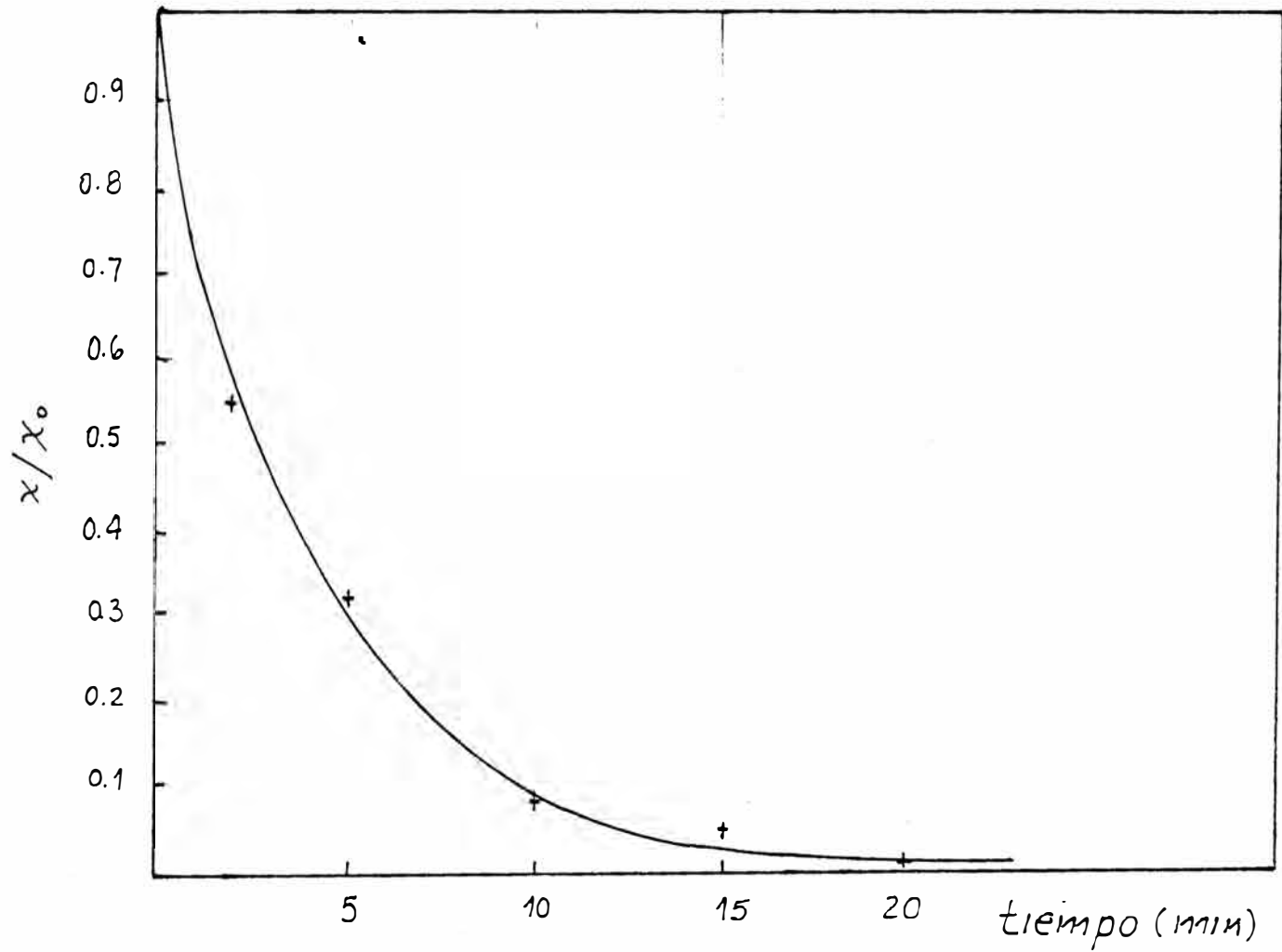


FIGURA 7 CURVA OPTIMA DE EXTRACCION



x/x_0 fraccion de aceite extraído en un tiempo θ

Tabla XXV - BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN EL SISTEMA

EQUIPO	BALANCE DE MASA (g/h)		BALANCE DE ENERGIA (Kcal/h)		
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	PERDIDA
HIDRODESTILADOR	$m_1=4291.7$	$m_2=1425.8$ $m_3=2865.9$	$Q_1=2,779.49$	$Q_2=46.1$ $Q_3=1842.1$ $Q = 145.7$	$Q_p=745.59$
CONDENSADOR	$m_3=2865.9$ $m_4=144.76$	$m_3=2865.9$ $m_4=144.76$	$Q_3 + Q_4$ $= 2054.1$	$Q_6 = 1910.83$	$Q_p=143.27$
SEPARADOR	$m_3=2865.9$	$m_{\text{alcohol}}=28.65$ $m_{H_2O}=2837.25$	_____	_____	_____
TOTAL	154,783.5	154,783.5	4833.59	3944.73	888.86

Ver cálculos en apendice A

4.2.4.1 Diseño térmico del Condensador

$$Q_c = 1855.89 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_s = 212.01 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_T = 2067.0 \text{ Kcal/h}$$

Zona de Condensación

$$\Delta T_{mc} = 67.45 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h_c = 10696 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$$

$$h_o = 130 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$$

$$h_w = 36144.6 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$$

$$U_c = 127.6 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$$

$$L_c = 0.524 \text{ m}$$

$$A_c = 0.251 \text{ m}^2$$

Zona de Sub-enfriamiento

$$\Delta T_{ms} = 14.7 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h_{io} = 191.45 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$$

$$h_o = 130 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$$

$$h_w = 36144.6 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$$

$$U_s = 70.34 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$$

$$L_s = 0.476 \text{ m}$$

$$A_s = 0.243 \text{ m}^2$$

Valores Globales

$$A_T = 0.494 \text{ m}^2$$

$$A = 0.47878 \text{ m}^2$$

$$U_{DP} = 97.72 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$$

$$U_{DT} = 88.94 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$$

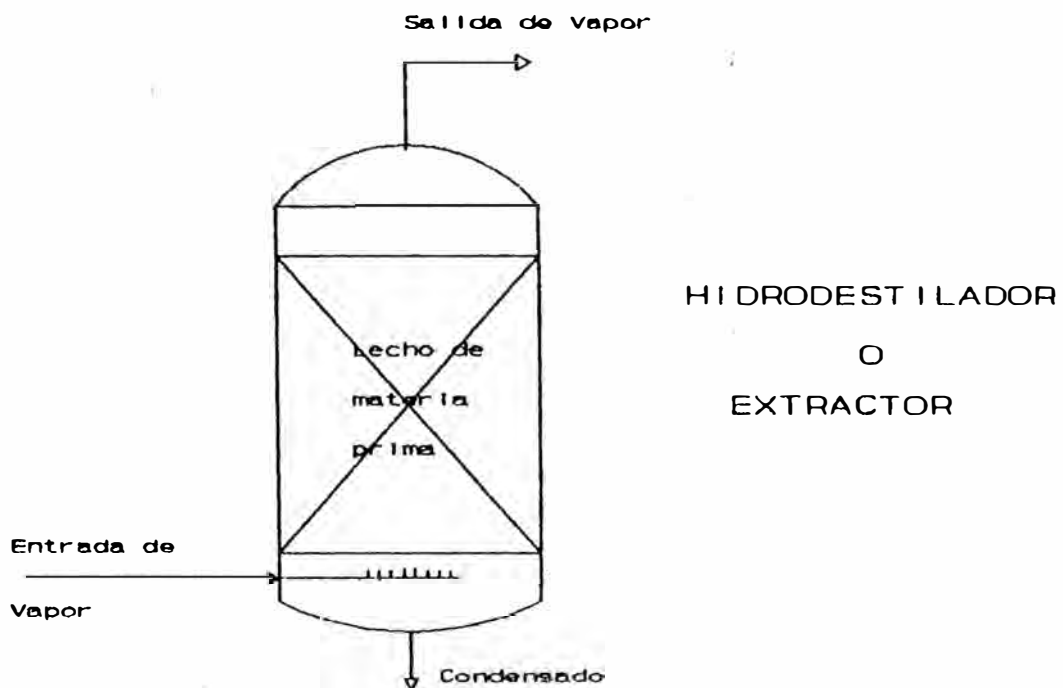
Ver cálculos en el Apéndice B

4.2.5 Elección de variables a controlar

A continuación ilustraremos los grados de libertad existentes en el hidrodestilador mostrado en la siguiente figura.

La corriente de entrada de vapor esta a una presión y temperatura aún no especificada, por lo tanto la presión y la temperatura en el hidrodestilador no es conocida.

FIGURA. 8 - Hidrodestilador



- Determinación de las variables en la extracción.

	N° de variables
Entrada de vapor:	
Caudal, temperatura, presión y entalpía	4
Salida de vapor:	
Caudal, entalpía, composición	3
Condensado:	
Caudal, temperatura, entalpía	3
Extractor:	
Masa del lecho, temperatura, presión, entalpía, composición, altura del lecho.	6
	<hr/>
Total de variables	16

- Relación entre las variables

	Número de Relaciones
Dada la temperatura, presión y composición de cualquier co- rriente, se puede calcular su entalpía por métodos termodinám- micos.	3
Esto es equivalente a una ecua- ción para cada una de las tres corrientes	

Para una presión y temperatura dadas en el extractor, se pueden calcular las composiciones del vapor y el líquido, existe una relación de equilibrio entre las fases vapor y la líquida para cada componente.

Balances de materia alrededor del extractor para cada componente.

Balance de energía alrededor del extractor.

Total de relaciones 8

Grados de libertad: 16 - 8

Si fijamos el valor de la presión y temperatura del vapor de entrada, la temperatura en el extractor, la temperatura del condensado, los caudales de salida, quedarían libres un total de $8 - 6 = 2$ variables.

1) Carga en el extractor:

Teniendo disponible las dos variables anteriormente mencionadas tales como la masa de materia prima la cual es función de

la concentración de aceite esencial en la corriente de vapor, modificaremos en cada experimento la cantidad de materia prima hasta obtener la mayor concentración posible de aceite en el separador.

2) Presión

Siendo conocida la masa de materia prima en el extractor, procedemos a determinar el valor experimental de la presión más adecuada de trabajo. En cada experiencia modificaremos la presión en la corriente de entrada de vapor, de esta manera la presión en el extractor así como la temperatura estarían determinadas.

Además podríamos determinar la caída de presión en el extractor, debido a que la altura y la cantidad de materia prima permanecerán constantes en todas las demás experiencias.

Las demás variables que intervienen en el proceso, como la concentración de aceite esencial en la corriente de salida de vapor quedarían fijadas.

4.2.6 Resultados óptimos

a) Secado

De la Figura 9 y 10 vemos que la humedad óptima que deben tener las hojas de orégano para proceder a la extracción del aceite esencial, debe estar entre el 10% y el 14%.

Del experimento N° 2 se obtiene los siguientes resultados :

Velocidad del aire	: 3 m/s
Temperatura del aire seco	: 40 °C
Tiempo de secado	: 5 horas

(para el secador empleado)

b) Destilación

b.1) Carga

De la Figura 11 elegimos la curva que corresponde al experimento, con el cual se obtiene el mayor rendimiento en aceite esencial.

La curva 5 corresponde al valor de 1,200 g para el hidrodestilador empleado.

b.2) Presión

De la Figura 12 se eligió la curva 2,

que pertenece al valor de :

$P_a = 1.736 \text{ Kg/cm}^2$ (ver observaciones y conclusiones).

b.3) Flujo de agua de enfriamiento

Con los valores óptimos de carga y presión, queda fijado automáticamente el flujo de agua de enfriamiento.

Este valor es de : $\phi = 145.37 \text{ lt/h}$

b.4) Tiempo de extracción

Es el tiempo transcurrido desde la condensación de la primera gota, hasta obtener un condensado claro en el separador.

$\theta = 20 \text{ min.}$

b.5) Rendimiento

Vol. de aceite esencial = 12.4 ml

$$\eta = \frac{(12.4 \text{ ml} * 0.90497 \text{ g/ml}) * 100}{1,200 \text{ g}}$$

1,200 g

$$\eta = 0.935 \%$$

FIGURA 9 INFLUENCIA DE LA HUMEDAD EN EL RENDIMIENTO

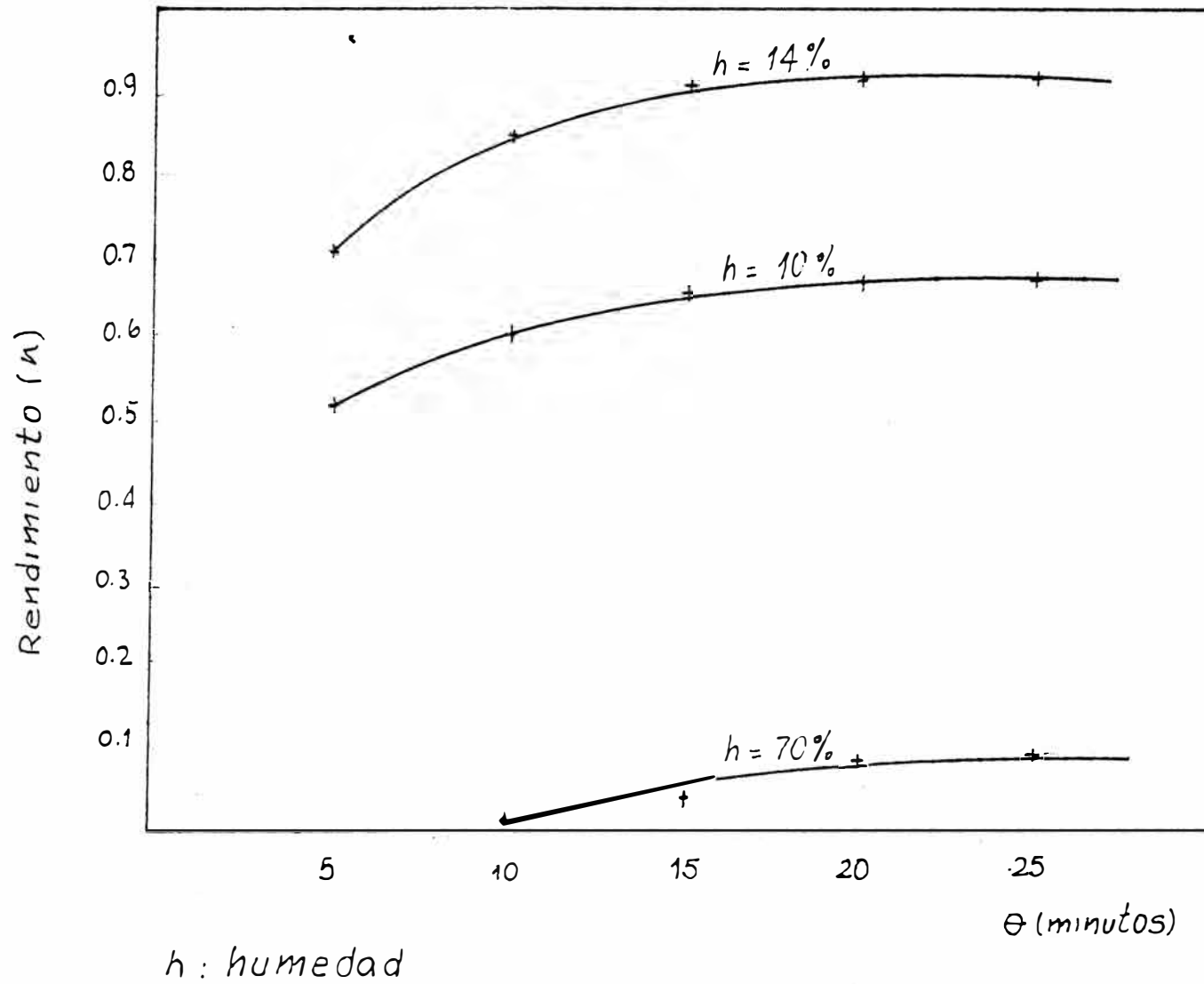


FIGURA 10 - INFLUENCIA DE LA HUMEDAD EN EL RENDIMIENTO (CONT.)

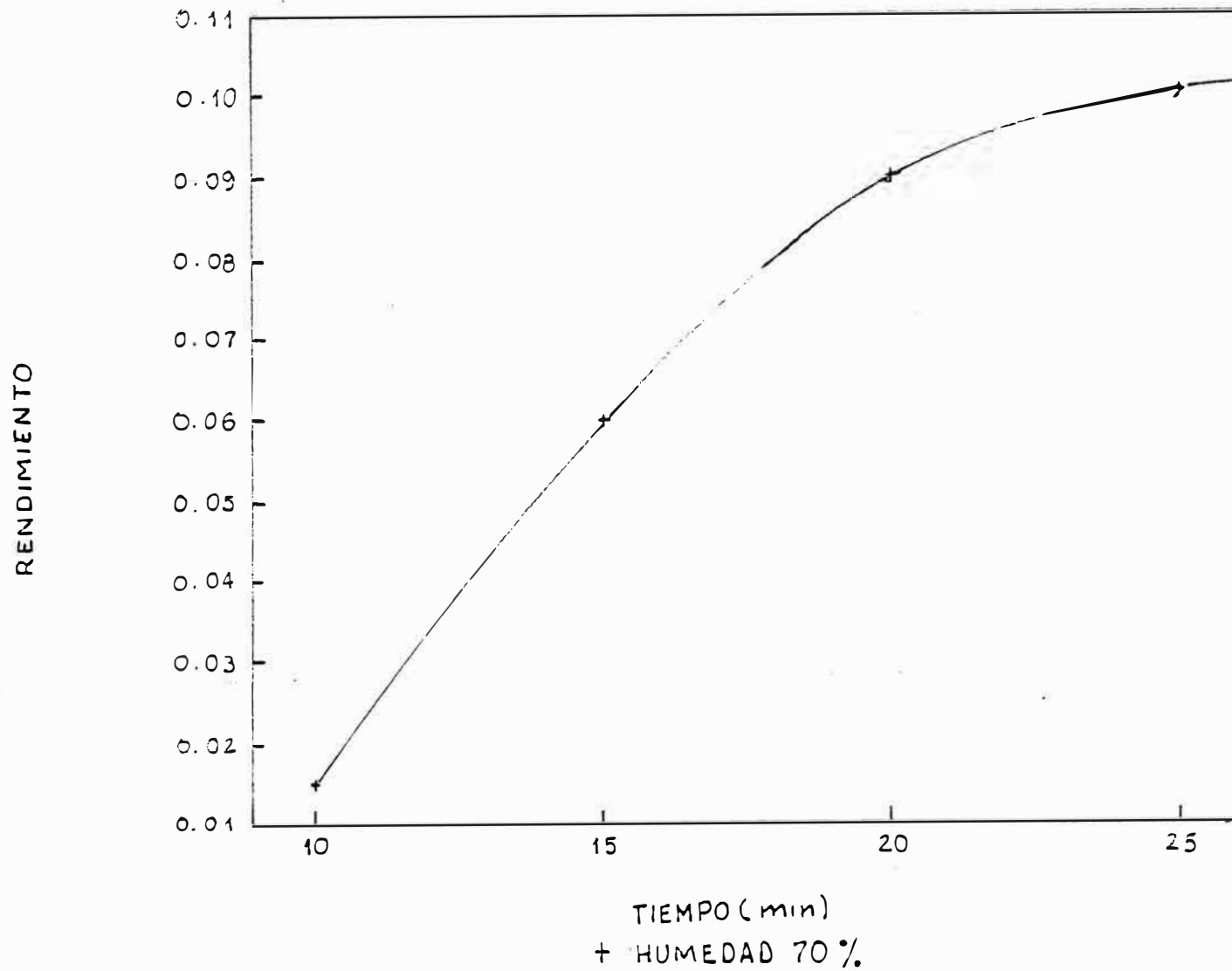
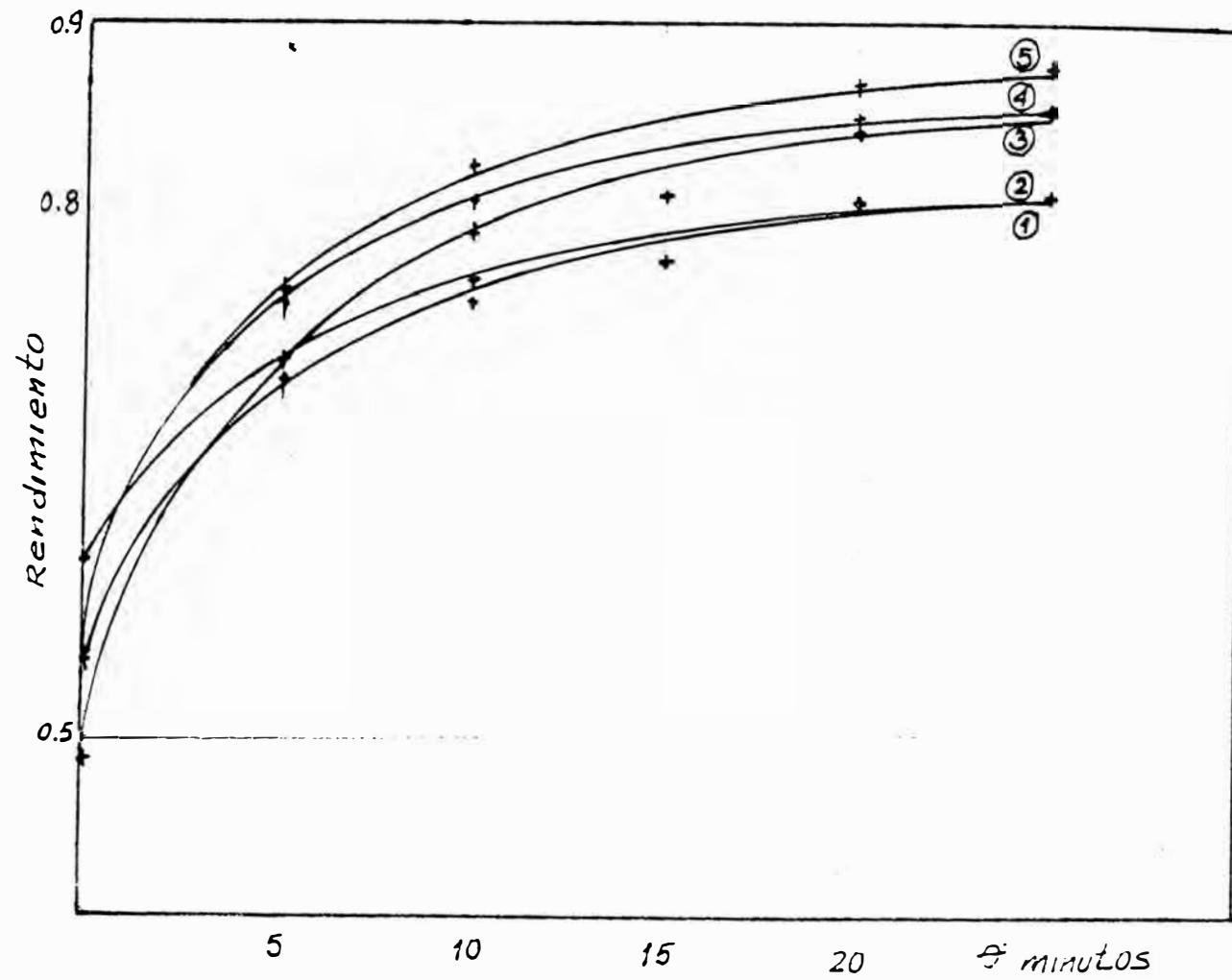
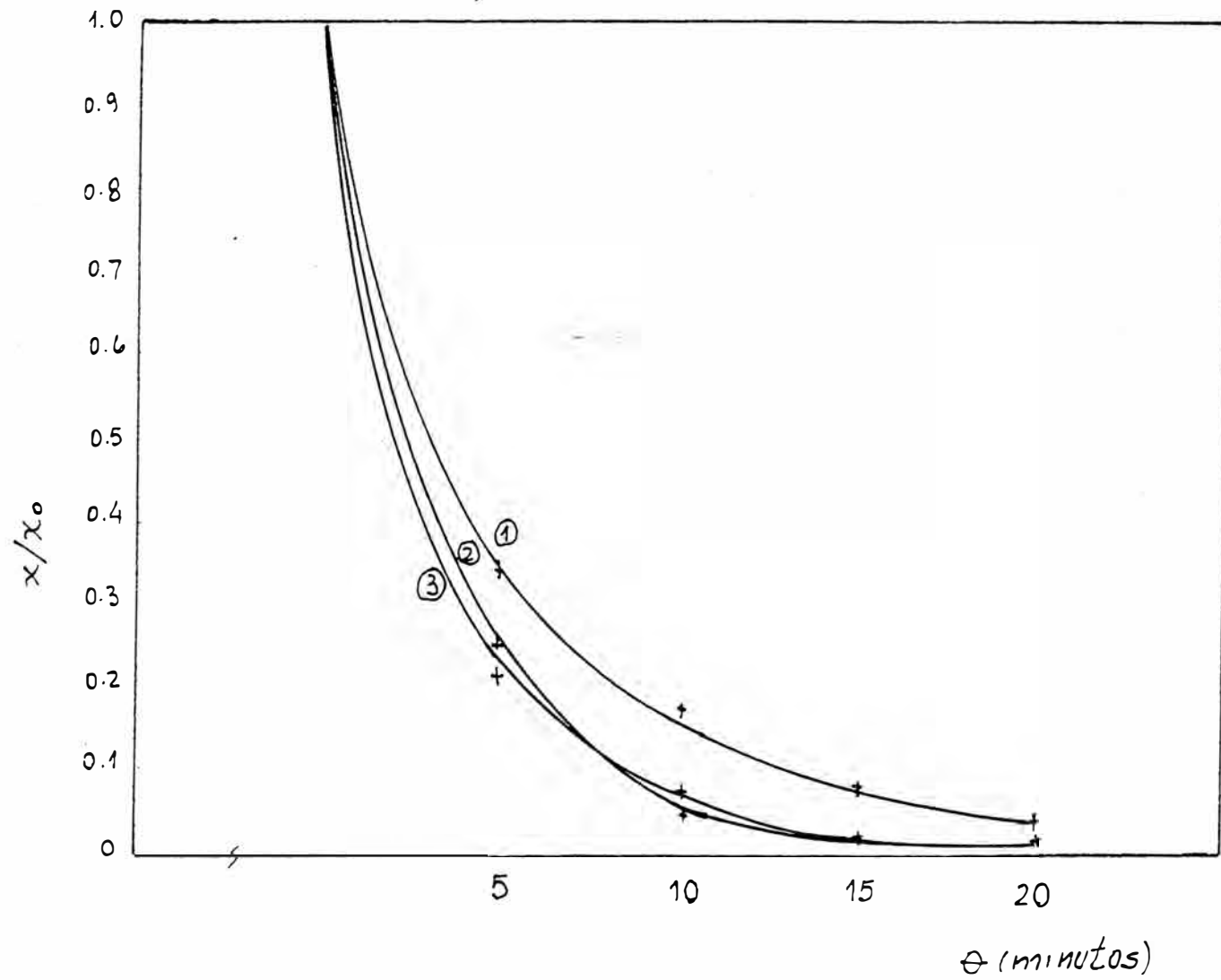


FIGURA 11 VARIACION DEL RENDIMIENTO EN FUNCION DE LA CARGA



① 1500g ② 500g ③ 1000g ④ 800g ⑤ 1200g

FIGURA 12 INFLUENCIA DE LA PRESION EN LA EXTRACCION



4.3 Control de calidad

4.3.1 Resultados obtenidos

A) Propiedades Organolépticas

Olor : Pronunciado y penetrante
Color : Amarillo claro
Sabor : Acre e irritante
Aspecto : Líquido transparente

B) Propiedades Físico - Químicas

b.1) Físicas

Estado físico : Líquido a temp. amb.
Peso específico : 0.90497 a T = 25 °C
Indice refracción : 1.4780 a T = 20 °C
Rotación óptica : -48°
Temp. solidific. : 1 °C
Temp. ebullición : 80 a 240 °C
Solubilidad : Soluble en 2 a 3
volumenes de alcohol
al 70%, éter etílico
insoluble en agua

b.2) Químicas

Indice saponifi. : 37.6 mg KOH/g de aceite
Indice de acidez : 0.57 mg KOH/g de aceite

Indice peróxido : 0.0 meq/Kg de aceite

C. Composición Química

Carvacrol : 40 - 50% (componente
mayoritario)

Otros : 50 - 60%

Tabla XXVI – CARACTERÍSTICAS DE ALGUNOS ACEITES ESENCIALES DE OREGANO SEGUN SU PROCEDENCIA

PROPIEDADES FISICAS	CHIPRE	GRECIA	SICILIA	ESMIRNA	SIRIA	EEUU	PERU
1. Color	Amarillo claro oscurece por exposición al aire	Amarillo claro	Amarillo claro	Amarillo dorado a pardo, olor suave semejan- te al linalol	Amarillo claro	Amarillo claro	Amarillo claro
2. Peso específico (15 °C)	0.982 – 0.987	0.9351	0.920	0.898 – 0.980	0.930 – 0.980	0.888 – 0.910	0.90497 +
3. Rotación óptica	Inactivo o ligeramente dextrogiro hasta +0°20'	+/- 0°	+/- 0°	-1 a -4°	0° 50' a + 1° 35' La mayoría de veces dextrogiro	-20° a - 70°0'	-48°
4. Solubilidad	En 2 a 3 vol. y más de alco- hol al 70%	En 4 vol y más de alco- hol al 70%	En 2 vol y más de alco- hol al 80%	En 2 a 3 vol. y más de alco- hol al 70%	En 2 a 3 vol. y más de alco- hol al 70%	En 2 a 3 vol. y más de alco- hol al 70%	En 2 a 3 vol. y más de alco- hol al 70%
5. Índice de refracción	-----	1.502	-----	1.485 – 1.523	-----	1.48833	1.4780 ++
6. Observaciones	-----	-----	-----	-----	Muestras desti- ladas posiblemente de varias especies.	-----	Muestras desti- ladas de la especie Origa- num Vulgare L.

+ a T = 25 °C

++ a T = 20 °C

Nota : Los datos referidos al aceite peruano, han sido obtenidos en el Laboratorio de Procesos Químicos UNI

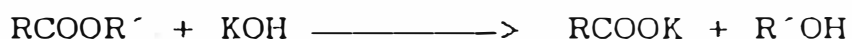
4.3.2 Análisis químico e instrumental

a) Análisis químico

• Determinación de ésteres

Dentro de un frasco de saponificación resistente a los álcalis de 100 ml, se pesa exactamente 1.5 gramos de aceite, se adicionan 5 ml de alcohol neutro y 3 gotas de una solución alcohólica de fenolftaleína al 1%, neutralizando los ácidos libres con hidróxido de potasio alcohólico 0.5 N medido en una pipeta. Se une al frasco un condensador de vidrio y se refluja el contenido del recipiente por aproximadamente una hora en un baño de vapor. Se remueve y se enfría a temperatura ambiente. Se titula el exceso de álcali con ácido clorhídrico acuoso 0.5 N, una última adición de unas gotas de fenolftaleína pura serán necesarios en este punto.

Reacción de Saponificación :



donde :

R y R' pueden ser radicales alifáticos o

alíciclicos, R puede ser también un átomo de H.

El contenido de éster puede ser calculado de la siguiente forma:

$$\% \text{éster} = \frac{a * M}{20 * s}$$

donde:

a = N° de ml de KOH (0.5 N) usado en la titulación (saponificación)

M = peso molecular del éster

s = peso de la muestra en gramos.

Esta fórmula asume que el éster es mono-básico, para ésteres de ácidos dibásicos y dihidroxi-alcoholes el contenido de éster será dividido entre dos, para ácidos tribásicos y trihidroxi-alcoholes entre tres.

Cuando el éster es desconocido se usa la siguiente fórmula :

$$N^{\circ} \text{ de éster} = \frac{28.05 * a}{s}$$

- **Determinación de la acidez**

Un mililitro de aceite esencial es introducido en cada uno de los tubos de la centrífuga, seguido de una gota de indicador, luego se deja caer gota a gota la solución 0.1 N de KOH; los tubos son tapados, agitados y luego centrifugados durante 10 segundos, se observa el color del fondo en caso que no se torne violácea se adiciona KOH de la misma manera que en el paso anterior.

El porcentaje de acidez puede ser determinado de la siguiente manera :

$$\% \text{ acidez} = \frac{A * 5.6}{0.85}$$

donde :

A = mililitros de KOH utilizados.

- **Indice de peróxido**

Pesar 5 gramos de muestra de aceite esencial en un erlenmeyer de 250 cc, añadir 30 cc de solución de ácido acético-cloroformo 3/2 en volumen. Agitar suavemente el matraz hasta que se disuelva el aceite. Añadir 0.5 cc. de solución saturada de yoduro potásico, dejar la

solución en reposo agitando de vez en cuando durante un minuto, añadir 30 cc de agua destilada.

Valorar con tiosulfato sódico 0.1 N añadiéndolo gradualmente con agitación constante y vigorosa. Continuar la valoración hasta casi desaparición del color amarillo, añadir 0.5 cc de solución indicadora de almidón y continuar la valoración, agitando el matraz vigorosamente para liberar todo el yodo de la capa de cloroformo. En ese momento añadir el tiosulfato gota a gota hasta que justamente desaparezca el color azul.

Si la valoración requiere menos de 0.5 cc repetir la determinación empleando solución de tiosulfato sódico 0.01 N.

Efectuar diariamente una determinación en blanco de los reactivos. La valoración del blanco no debe exceder de 0.1 cc. de solución de tiosulfato sódico 0.1 N.

Índice de peróxido (meq/Kg de aceite = cc gastados en la valoración * N * 1000 / peso de muestra)

donde:

N = normalidad del tiosulfato sódico

- **Extracción del componente mayoritario**

El componente mayoritario es el Carvacrol y es extraído del aceite esencial por tratamiento del mismo con una solución acuosa fría de NaOH al 10% . Para ello se disuelve 100 ml de aceite esencial en 400 ml de éter etílico y se agita en un embudo de decantación con 200 ml de solución acuosa fría de NaOH al 10% (ésta operación se repite 10 veces).

Después de la última extracción se lava la solución éterea con agua clorhídrica del 5 % hasta un pH neutro se deja secar sobre SO_4Na_2 anhidro durante 14 horas se filtra y se elimina el disolvente por destilación.

- b) **Análisis instrumental**

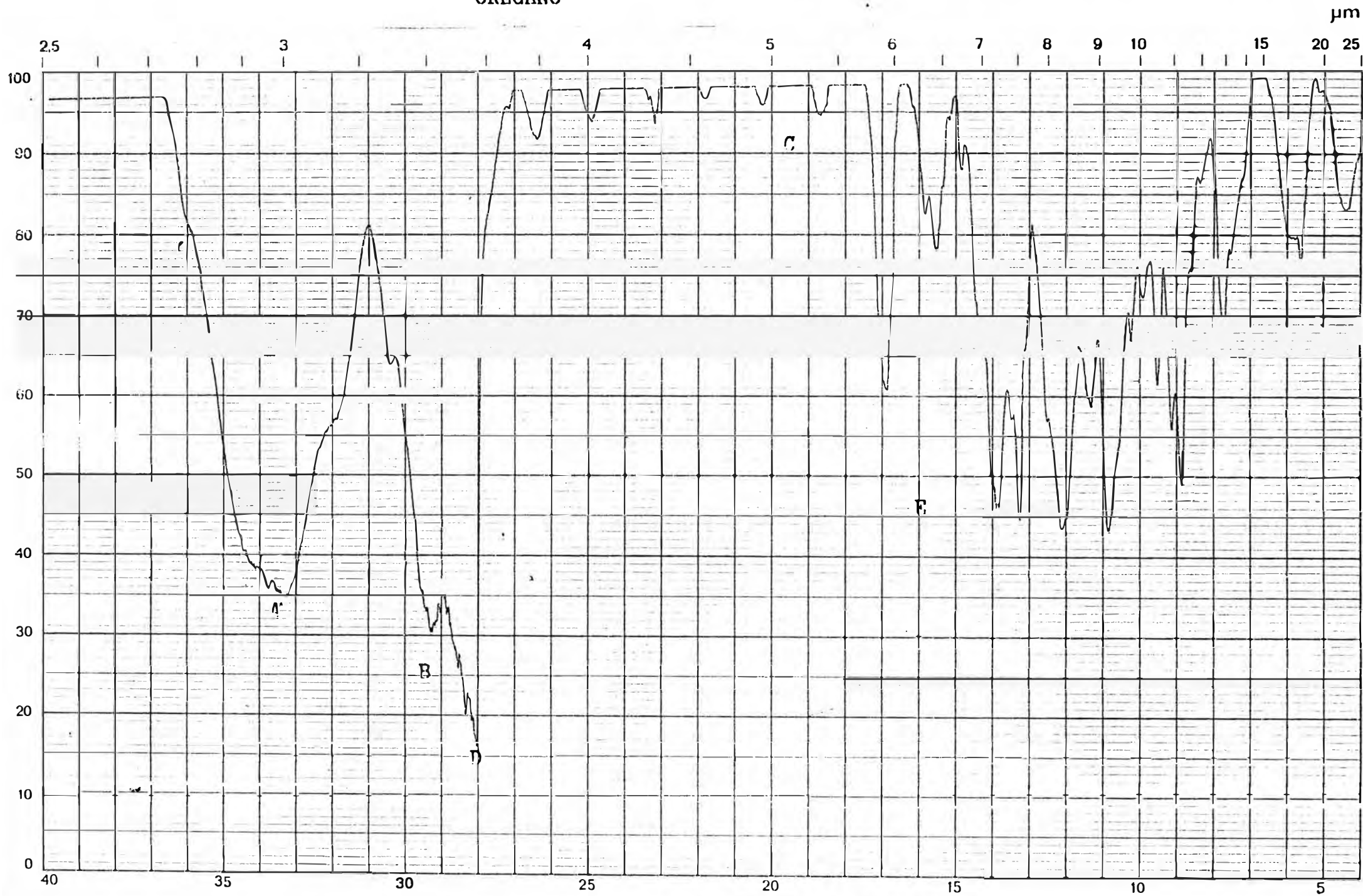
El espectro infrarrojo del aceite esencial de orégano Figura. 13 nos indica lo siguiente:

Señal A	$1/\lambda$
alargamiento O-H	3,300 cm^{-1}
Señal B	
alargamiento C-H aromático	3,000 cm^{-1}
Señal C	
sobretonos del anillo aromático	2,000 cm^{-1}
Señal D	
alargamiento C-H grupo metil	2,700 cm^{-1}
Señal E	
alargamiento C-C grupo metil	1,400 - 1,700 cm^{-1}

Estas señales nos ayuda a identificar al componente mayoritario del aceite esencial :

El CARVACROL.

FIGURA. 13 - ESPECTRO INFRARROJO DEL ACEITE ESENCIAL DE OREGANO



4.3.3 Composición química

La composición química del aceite esencial del orégano es prácticamente desconocida debido sin duda a los escasos estudios realizados sobre el mismo.

En 1984 se publicó un estudio al respecto en la revista Agro-química y Tecnología de Alimentos donde se reporta la composición en hidrocarburos y componentes oxigenados ligeros del aceite esencial del orégano español, por cromatografía de gases, espectrometría de masas previo fraccionamiento del mismo por cromatografía en columna de gel de sílice y cromatografía gas-líquido preparativa.

El diagrama de fraccionamiento e identificación de los componentes se muestra en la Figura 14.

Antes del fraccionamiento propiamente dicho se procede a la extracción del carvacrol, componente mayoritario del aceite esencial.

El aceite esencial del que se ha eliminado la mayor parte del carvacrol, se fracciona en

denominada hidrocarburos sesquiterpénicos.

Los componentes oxigenados ligeros se separan por destilación fraccionada a presión reducida en dos etapas.

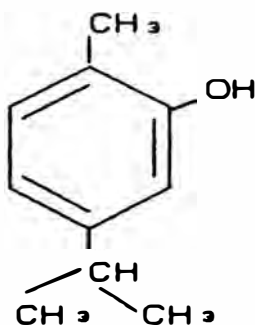
Componentes químicos

a) Carvacrol

Fórmula global : $C_{10}H_{14}O$

Peso molecular : 150.21

Fórmula desarrollada : 2 Hidroxi-p-cimeno
2 Metil-5 isopropil
fenol.



Extracción

Para realizar la extracción del carvacrol del aceite esencial, se disuelve en éter etílico y se agregan a una solución acuosa fría de hidróxido de sodio, la cual al agitarse produ-

cirá la formación de dos fases. El carvacrol se encontrará en la fase alcalina.

Identificación

El carvacrol se caracteriza por:

1) Preparación de derivados.

Feniluretano p.e. 134 - 135 °C

Naftluretano p.e. 116 °C

2) Reacciones de color.

Con el cloruro férrico en solución alcohólica toma una coloración verde.

3) Oxidación.

Disolviendo carvacrol en ácido sulfúrico concentrado y luego oxidandolo con dióxido de manganeso obtendremos placas amarillas de timoquinona de punto de fusión de 45.5 °C

Propiedades

El carvacrol recién obtenido es incoloro tornándose oscuro al exponerse al aire o a la luz.

Punto de fusión : 1.13 °C

Punto de ebullición : 237.5 °C

Densidad : 0.9772 a 20 °C

Indice de refracción : 1.52338

Solubilidad : en 2-3 vol de

alcohol al 70%

El carvacrol es soluble en soluciones alcalinas, alcohol, éter e insoluble en agua.

Usos

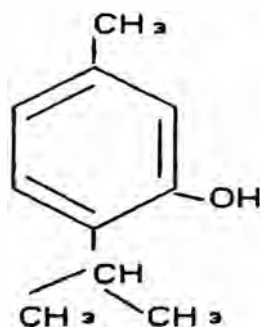
Es usado como antiséptico y germicida, también es empleado como anestésico local.

b) Timol

Fórmula global : C₁₀H₁₄O

Peso molecular : 150.21

Fórmula desarrollada : 3 hidroxip-cimeno
3 metil-6-isopropil
fenol.



Extracción

Puede ser aislado de los aceites por:

- 1) Cristalización a bajas temperaturas
- 2) Por destilación fraccionada

- 3) Y en la forma como se expuso para el caso del carvacrol.

Identificación

Puede ser caracterizado por las siguientes formas :

- 1) Por la preparación de los siguientes derivados :

Fenil uretano punto de fusión
106 - 107 °C.

- 2) Por oxidación

Usando dicromato de potasio y ácido sulfúrico, se produce la oxidación del timol en compuestos nitrosos de timoquinona de punto de fusión de 44 -46 °C.

- 3) Reacciones

Usando anhídrido ftálico, se produce una coloración rojo violeta y diluyendo en una solución alcalina se obtiene un color azul intenso.

Con el cloruro férrico en solución alcohólica contrariamente al carvacrol, el timol no reacciona.

Propiedades

Cristaliza en el sistema monoclinico o hexagonal, los cristales son transparentes y

tienen una gravedad específica cercana a 1.0.
Pero en la fase líquida este fenol flota.

Punto de fusión : 50 -51 °C

Punto de ebullición : 233.5 °C

Índice de refracción : 1.51893

Densidad : 0.9689 a T = 24 °C

El timol es ligeramente soluble en agua (1:1200) y muy soluble en alcohol, éter, cloroformo, benceno y ácido acético glacial.

Usos

Es usado como desinfectante, teniendo la ventaja de tener un olor más agradable que el carvacrol. Posee más fuerza antibacteriana que el ácido carbólico. Es utilizado en muchas mezclas antisépticas y como remedio en problemas gástricos.

c) Hidrocarburos

Hidrocarburos Monoterpénicos

Entre ellos podemos mencionar :

α -tujeno, α -pineno, camfeno, β -pineno, mirceno, α -felantreno, α -terpineno, limoneno, β -felandreno, p-cimeno, τ -terpineno, terpinoleno.

Hidrocarburos Sesquiterpénicos

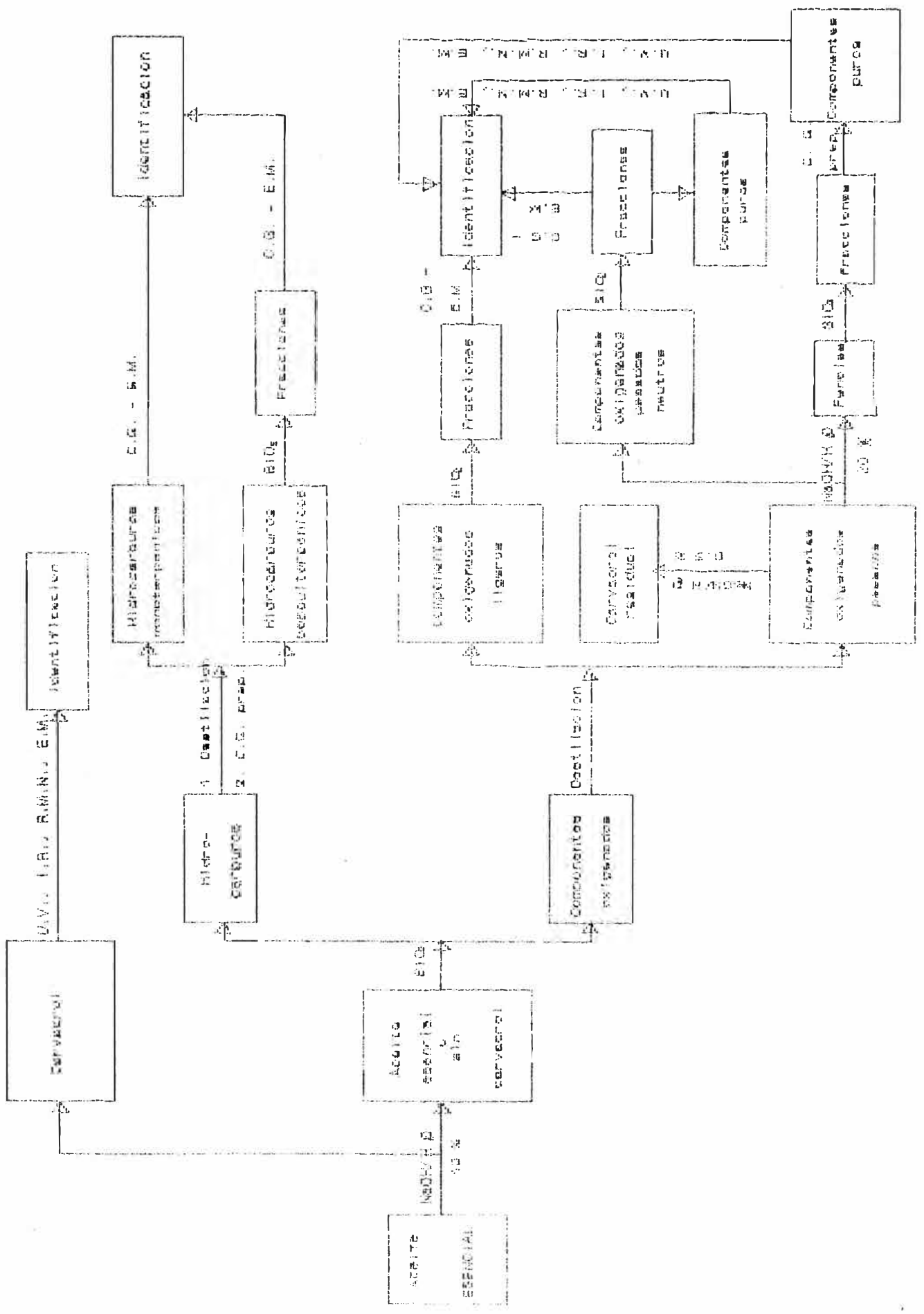
Entre ellos tenemos :

isocariofileno, β -cariofileno, trans-bergamoteno, aromadendreno, α -humuleno, τ -muroleno, β -bisaboleno.

d) Componentes Oxigenados

Citaremos a los siguientes : 1-8 cineol, 3-octanol, 1-octen-3-ol, 3-p-menten-9-al, acetato de octenilo, fenchona, sabineno hidrato, tujo-
na, linalool, isogeranial, alcanfor, pentanoato de cis-3-hexenilo, 1-terpinen-4-ol, cis-dihidro carbona, trans-dihidro carbona, terpineol, acetato de bornilo, borneol, 2-undecanona, acetato de 1-terpinen-4-ilo, carvona.

FIGURA. 14 - FRACCIONAMIENTO- IDENTIFICACION DE LOS COMPONENTES DEL ACEITE ESENCIAL DE OREGANO



CAPITULO V. - DISEÑO DE EQUIPOS A NIVEL INDUSTRIAL

5.1 Descripción del proceso

Para la extracción de aceite esencial a partir del material foliar (hojas frescas de orégano variedad *Origanum Vulgare L.*, se ha seleccionado el método de destilación mediante arrastre con vapor de agua.

El proceso a usarse es:

- SELECCIÓN

El propósito de la operación es la de eliminar las hojas secas, malas hierbas y otros contaminantes.

- SECADO

El material foliar seleccionado será colocado bajo un área debidamente acondicionada, formando una capa donde permanecerá un tiempo adecuado.

En esta operación se produce una reduc-

ción del contenido de agua de las hojas, por ello es necesario que el área utilizada para este fin cuente con facilidades par el drenaje de agua (evitar la fermentación del material).

Recomendamos para el presente caso una humedad del 14%.

- DESTILACION

Una vez cargado adecuadamente el hidroddestilador se tapa herméticamente, mediante la cúpula o tapa, seguidamente se permite la entrada del vapor de agua de proceso.

En este método de extracción del aceite esencial, la vaporización de los aceites se realiza a temperaturas más bajas que sus puntos de ebullición, con el efecto consiguiente de evitar su descomposición por el uso de temperaturas más elevadas, esta práctica redunda en la calidad del producto final.

- **CONDENSACION**

Los vapores provenientes del hidroddestilador pasan a través de un conducto hacia el condensador, este conducto debe ser lo más corto posible y con la menor curvatura. El enfriamiento lo produce el agua fría que circula en contracorriente condensando los vapores.

La operación concluye cuando se tiene un condensado claro.

- **SEPARACION**

Aquí se realiza la separación del aceite por el principio físico de diferencia de densidades. El aceite es inmisible y flota sobre agua, facilitando su recuperación por decantación.

En la operación de condensación tiene gran importancia el control de temperatura, el tiempo y la cantidad de vapor a utilizar. Un control adecuado de estos parámetros permite obtener un buen rendimiento en el proceso.

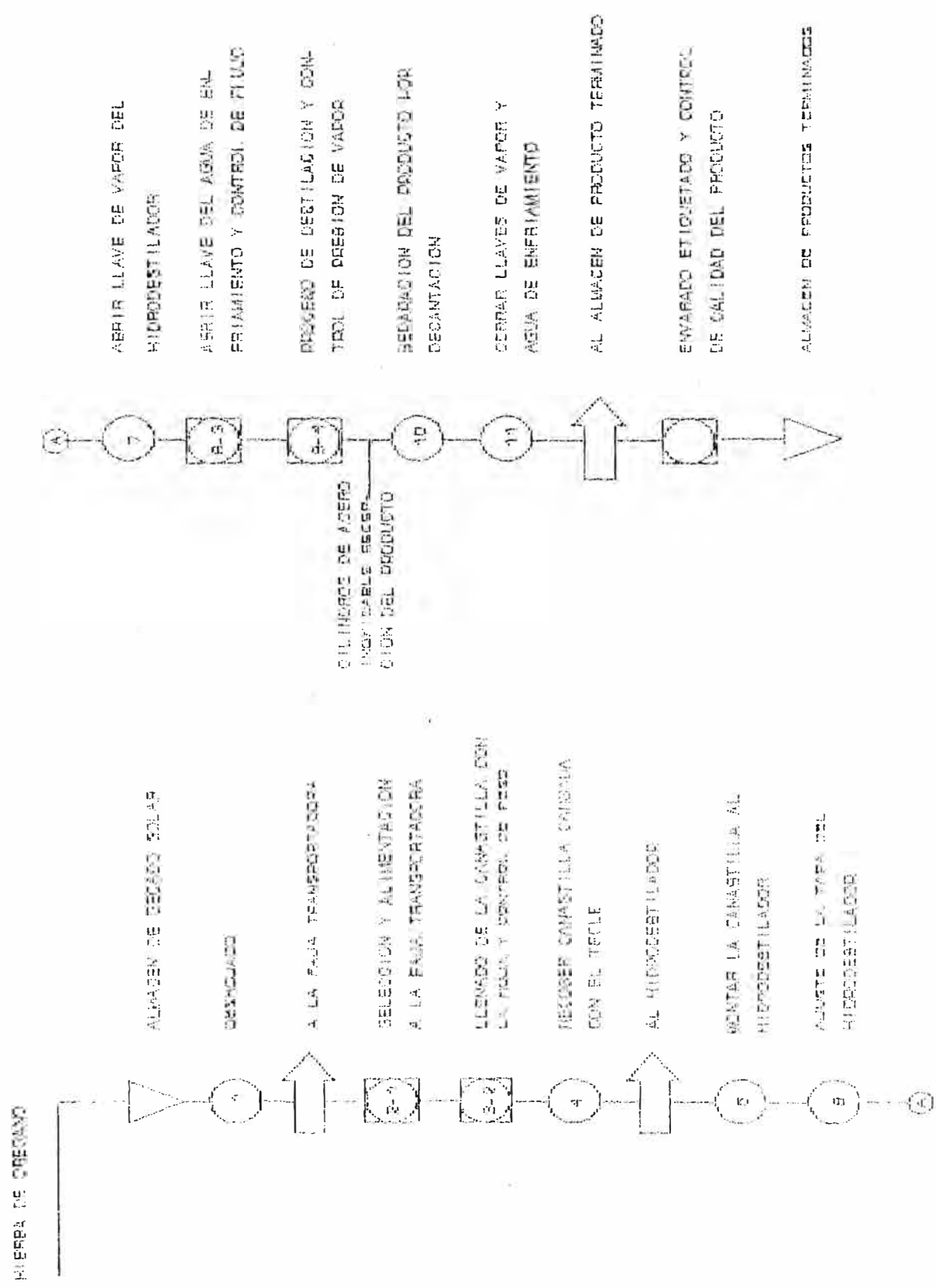
- **FILTRACION Y ENVASADO**

El aceite obtenido en el separador, es filtrado y depositado en un tanque de acero inoxidable, desde donde se realizará el envasado, en recipientes adecuados de vidrio oscuro u otro material.

En algunos casos, el bidón puede estar fabricado con materia plástica de alta resistencia. Cualquier tipo de envase debe estar cerrado herméticamente.

La capacidad de los envases metálicos para exportación son generalmente de 200 litros, también se pueden utilizar envases de capacidad entre 25 y 100 litros.

5.2 FIGURA 15 - DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO A NIVEL INDUSTRIAL



5.3 Consideraciones para un buen Diseño de Equipos

HIDRODESTILADOR

Para nuestro caso donde la destilación se realiza con vapor; solo se recomienda que las dimensiones sean más altas que anchas a fin de que éste atraviese la mayor cantidad posible de material facilitándose el íntimo contacto entre ellos.

Por regla general el diámetro no suele pasar de 1.75 - 2.50 m debiéndose tener en cuenta al calcular su capacidad que durante la destilación el material tratado puede aumentar de volumen.

El material de construcción antiguamente era de cobre, con fuerte estañado interior, a fin de evitar coloraciones; pero actualmente se hacen de hierro galvanizado y en el caso particular que es el nuestro, en donde el producto contiene fenoles se recomienda el acero inoxidable.

Las partes fundamentales son:

- Sistema de calefacción e introducción de vapor
- Cierre y ajuste de tapa
- Sistema para soportar el material tratado, y
- El capitel.

El distribuidor de vapor en el hidrodestilador suele estar formado por un tubo anular, o bien, se sustituyen por dos tubos en forma de cruz o doble T.

El tamaño y disposición de las perforaciones en el distribuidor cuya colocación requiere gran experiencia, pues su diámetro debe ser cada vez mayor conforme se alejan del extremo del tubo por donde entra el vapor y su superficie total, no deberá sobrepasar $1\frac{1}{2}$ veces la sección del tubo; es de gran interés y fundamental para una trabajo cómodo.

La inyección del vapor se coloca unos centímetros por encima del fondo del hidrodestilador para evitar contacto con el condensado. La forma de realizar el cierre y ajuste de la tapa tiene influencia en la rapidez de la descarga, la tapa y el capitel van acondicionados de una alargadera que comunica al condensador. Es muy importante que el material quede bien distribuido para evitar aglomeraciones.

En nuestro caso usamos una canastilla de acero inoxidable con una abertura de $\frac{3}{32}$ pulg y cada cierta distancia se dispondrán de discos perforados para lograr un buen contacto con el material fo-

liar.

Es recomendable tener un orificio de salida del capitel de 10 cm de diámetro o más, de forma que los vapores pasen a una velocidad de unos 20 m/s

No deberá presentar estrangulaciones ni ser muy ascendente y debe estar aislada para evitar retorno del condensado al hidrodestilador.

CONDENSADOR

Los condensadores de tubos verticales se diseñan generalmente de tal modo que el vapor y el líquido fluyan a favor de la corriente hacia abajo, si la caída de presión no es una consideración limitadora, ésta configuración puede dar como resultado coeficientes más altos de transferencia de calor que la condensación de componentes múltiples.

El coeficiente de transferencia puede ser controlado de dos formas: por la gravedad o por el corte de vapor.

En general, es conservativo el calcular los coeficientes o los dos métodos y escoger el más elevado.

Con frecuencia se diseñan condensadores de tubos verticales para aplicación de reflujo, regreso en reactores o columnas de destilación. En este caso, el flujo de vapor es ascendente de contracorrente con el flujo de líquido sobre la pared del tubo; el corte de vapor actúa para espesar y retrasar el drenaje de la película de condensado reduciendo el coeficiente.

Al condensar un componente simple a su temperatura de saturación se supone que toda la resistencia a la transferencia de calor del lado de la condensación se encuentra generalmente en la capa de condensados.

Se calcula el coeficiente medio de condensación a partir de la correlación apropiada y se combina con las otras resistencias.

A continuación se utiliza el coeficiente general con la Diferencia Media Logarítmica de Temperatura LMTD (no se necesita corrección de F_T para la condensación isotérmica), para dar el área que se requiere aun cuando el coeficiente de condensación y por ende el coeficiente global de transferencia, no es constante en todo el condensador.

Si el vapor está sobrecalentado en la entrada, se deberá someter a un enfriamiento mediante la transferencia de calor sensible del vapor. Esto se produce cuando la superficie tiene una temperatura por encima de la saturación y se usa una correlación de transferencia de calor de una sola fase. Si la temperatura de superficie está por debajo de la de saturación se producirá condensación directamente a partir del vapor enfriado y el coeficiente efectivo se determinará a partir de la correlación apropiada de condensación utilizando la temperatura de saturación en la diferencia media logarítmica de temperatura.

El diseño de una sección de sub-enfriamiento de condensado es difícil, sobre todo si se requiere un rango de temperatura más estrecha. La capa de condensado sobre la superficie se sub-enfriará en promedio de $\frac{1}{4}$, a $\frac{1}{2}$ de la caída de temperatura en la película y esto suele ser suficiente cuando el condensado no se recalienta al pasar a través del vapor.

Si se lleva a cabo el proceso de condensación y sub-enfriamiento se podrá tratar por separado dando un área que se agrega a la que se necesita para la condensación. La caída de presión en el lado de la

condensación reduce la temperatura final de condensación y la LMTD, siempre se tiene que verificar.

En los diseños que se requieren métodos aproximados entre el flujo de entrada de enfriamiento y el condensado de salida (sub-enfriado o no), la subestimación de la caída de presión del lado de la condensación puede conducir a un intercambiador que no podrá satisfacer las temperaturas finales especificadas.

SEPARADOR

Es un tanque en que la dispersión se asienta y coalesce en forma continua del cual se saca constantemente líquidos asentados. No hay disposición ni configuración que sea la mejor. La tendencia moderna es mantenerlos simples y tan pequeños como sean posibles, con el fin de reducir su costo.

Los volúmenes de sedimentadores han sido con frecuencia suficientemente grandes para proporcionar un tiempo de retención de 0.5 a 0.1 horas, ya que en la mayoría de los casos son excesivos y costosos. Para líquidos más delgados donde no se presentan problemas desacostumbrados de emulsificación es suficiente con 5 a 10 minutos.

Hay datos inadecuados sobre la sedimentación de nubes de gotas de líquido a través de un medio líquido. Las gotas aisladas y muy pequeñas se asientan en líquidos estancados por la fuerza de la gravedad se desplazan con mayor rapidez que si fueran esferas sólidas. Se sabe que el asentamiento de dispersiones es más rápido cuanto mayor sea el tamaño de las gotas y mayor sea la densidad y menor la viscosidad de la fase continua, que se logrará mediante una elevación de la temperatura.

Los agentes tensoactivos o estabilizadores que reducen la tensión interfacial hacen disminuir la velocidad de coalescencia y también pueden crear obstáculos al incrementar la viscosidad superficial de las gotas.

Los sólidos finamente divididos tienden a acumularse en las interfases del líquido, de este modo retrasan también la coalescencia.

TORRE DE ENFRIAMIENTO

La teoría del proceso de transferencia de calor en una torre de enfriamiento que ha merecido una aceptación más generalizada, es la que desarrollo MERKEL.

Este análisis se basa en la diferencia del potencial de entalpía como fuerza impulsora.

Se supone que cada partícula de agua está rodeada por una película de aire y que la diferencia de entalpía entre la misma y el aire circundante provee la fuerza impulsora para el proceso de enfriamiento.

La ecuación de MERKEL se expresa en forma integrada de la manera siguiente:

$$\frac{K \cdot a \cdot V}{L} = \int_{T_1}^{T_2} \frac{dT}{h' - h}$$

Donde:

K = coeficiente de transferencia de masa en lb de agua/h*pie².

a = área de contacto en pie²/pie³ del volumen de torre

V = volumen de enfriamiento activo en pie³/pie² de área plana

L = velocidad del agua en lb/h*pie²

h' = entalpía de aire saturado a la temperatura del agua en Btu/lb

h = entalpía de la corriente de aire Btu/lb

T₁ y T₂ = temperaturas del agua en la entrada y

salida en °F

Un método más rápido para resolver este tipo de problemas es el de utilizar monogramas como el de Woods y Betts. Estos proporcionan una solución aproximada y el grado de exactitud variará con los cambios producidos en el enfriamiento, así como con la torre que se trate.

TORRES DE TIRO MECANICO

En la actualidad se emplean dos tipos de torres de tiro mecánico, el de tiro forzado y el de tiro inducido.

En la torre de tiro forzado el ventilador se monta en la base entrando el aire en la base de la misma y se descarga con la baja velocidad por la parte superior.

Esta disposición tiene la ventaja de ubicar el ventilador y el motor propulsor fuera de la torre; sitio muy conveniente para la inspección, mantenimiento y reparación de los mismos. Sin embargo dada la escasa velocidad del aire de salida, la Torre de Tiro Inducido se subdivide en dos diseños: uno de contraflujo y el de

flujo transversal.

La configuración a contraflujo es más eficaz ya que el agua más fría entra en contacto con el aire más frío, obteniendo así un máximo potencial de entalpía.

Mientras mayores sean las gamas de enfriamiento y más difícil la diferencia útil de temperaturas, tanto más evidentes serán las ventajas del tipo de contraflujo.

El fabricante de torres de flujo transversal puede reducir con eficacia la característica de torre a acercamientos muy bajos incrementando la cantidad de aire para proporcionar una relación de líquido a gas más baja.

El aumento en el flujo de aire no se logra necesariamente incrementando la velocidad del mismo sino, sobre todo, alargando la torre para aumentar el área de corte transversal para el flujo de aire.

Con todo, al lograr esto, se incrementa el consumo de potencia de ventilador.

Por último, la elección económica entre el sistema a contraflujo y el transversal se determina según la efectividad en el llenado, las condiciones de diseño y los costos de construcción de la torre.

El tiempo de contacto entre el agua y el aire se dictamina en mayor grado por el tiempo necesario para que el agua se descargue por las boquillas y caiga a través de la torre hasta el depósito. En consecuencia, el tiempo de contacto se obtiene en un tipo determinado de unidad haciendo variar la altura de la torre. Si el tiempo de contacto es insuficiente ningún incremento en la relación de aire generará el enfriamiento deseado.

Existen gráficos para realizar el cálculo de las dimensiones de la torre de tiro inducido a contraflujo, tanto como la potencia del ventilador que es nuestro caso.

5.4 Diseño de Equipos a Nivel Industrial

Cosecha Materia Prima = 3,958 TM/año ¹

La industria absorberá el 90% de dicha cosecha:

$$3,958 \text{ TM/año} * 0.9 = 3,652 \text{ TM/año}$$

¹ Valor proyectado para el año 1992

Reposo: Secado solar hasta una humedad del 14%

$$3,652 \text{ TM/año} * 0.14 = 498.68 \text{ TM/año}$$

(materia prima semiseca)

Las hojas representan un 40% de la planta:

$$\text{Peso de hojas secas} = 498.68 * 0.4 \text{ TM/año}$$

$$\text{Peso de hojas secas} = 199.47 \text{ TM/año}$$

La planta operará 300 días/año

$$199.47 \text{ TM/año} * 1 \text{ año}/300 \text{ días} = 665 \text{ Kg/día}$$

CALCULO DEL NUMERO DE BATCH DIARIOS

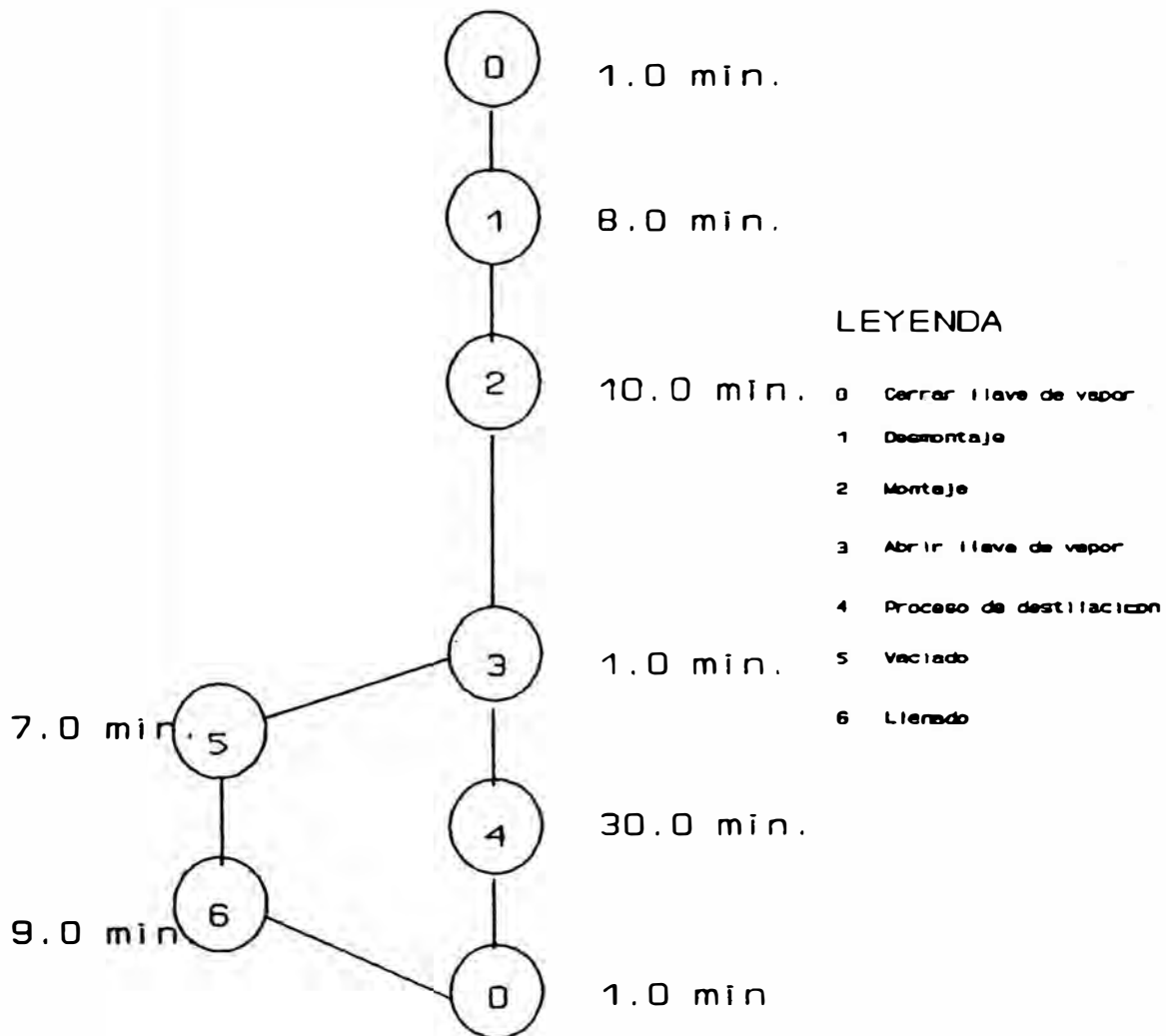
Ver diagrama de Procedencia del Proceso Figura. 17

El tiempo de ciclo para un batch será:

$$1 + 8 + 10 + 1 + 30 + 1 = 51 \text{ minutos}$$

3 - 4 - 0 y 5 - 6 se realizan simultáneamente

FIGURA. 17 - Diagrama de Procedencias del Proceso



a) Tarea de Desmontaje y Nuevo Montaje

<u>Descripción de la Tarea</u>	<u>Tiempo</u> (min)
Retiro de la tapa	2.0
Desmontar canasta del hidrodestilador	1.0
Transportarla a la zona de vaciado	4.0
Desenganchar el tecele	1.0
Llevar tecele a la zona de llenado	2.0
Enganchar canasta llena	1.0
Transportarla hacia el hidrodestilador	4.0
Montarla en el hidrodestilador	1.0
Colocar la tapa y asegurarla	<u>2.0</u>
Total	18.0

b) Tarea de Vaciado

<u>Descripción de la tarea</u>	
Llevar tecele a zona de vaciado	1.0
Enganchar canasta por vaciar	1.0
Llevarla sobre el trailler	1.0
Vaciarla	<u>4.0</u>
Total	7.0

c) Tarea de llenado

Descripción de la tarea

Llevar canasta a la zona de llenado	2.0
Desenganchar canasta	0.5
Verificación de peso de la nueva canasta con su respectiva carga	2.0
Enganchar canasta	0.5
Llevar canasta hacia el hidrodestilador	<u>4.0</u>
Total	9.0

Nota: La nueva canasta ya se encuentra cargada a la llegada de la canasta vacía.

El tiempo de ciclo por batch es de 51 min.
Podríamos considerar 9 minutos adicionales para asegurar el tiempo necesario en caso de algún contratiempo.

Tiempo de batch = 1 h

La necesidad de capacidad de la Planta será para procesar:

$665 \text{ Kg/día} * 1 \text{ día}/8 \text{ batch} = 83.125 \text{ Kg/batch}$

$\approx 84 \text{ Kg/batch}$

5.4.1 Caldero

Para procesar 1.2 Kg de orégano, se necesitan: 4.2908 Kg de vapor/h

$$\frac{4.2908 \frac{\text{Kgde vapor}}{\text{hr}}}{1.20 \frac{\text{Kgde orégano}}{\text{hr}}} = 3.5757 \frac{\text{Kgde vapor}}{\text{Kgde orégano}}$$

Para procesar 84 Kg se necesitarán:

$$300 \text{ Kg de vapor/h} = 5 \text{ Kg/min}$$

La presión de vapor : 24.7 lb/pulg²

Velocidad de vapor : 5 Kg/min - 10 Kg/min

Según la figura 50 del texto Manual Práctico de Cálculos de Ingeniería de Tyler G. Hicks (página 3 - 266), se recomienda para éstas condiciones una **Caldera Acuotubular** definida por la American Boiler Manufacturer Association.

Asumiendo un requerimiento de un 20% más de vapor en el proceso :

$$300.36 * 1.2 \frac{\text{Kg de vapor}}{\text{hr}} = 360.43 \frac{\text{Kg de vapor}}{\text{hr}}$$

$$\lambda = 647.78459 \text{ Kcal/Kg}$$

$$Q = m \lambda$$

$$Q = 360.43 \text{ Kg/h} * 647.78459 \text{ Kcal/kg}$$

$$Q = 233481 \text{ Kcal/h}$$

CONSUMO DE COMBUSTIBLE POR EL CALDERO

Se requieren : 233481 Kcal/h ó

$$926512 \text{ BTU/h}$$

Si usamos petróleo N° 6 12.6 °API contenido de azufre 1% de la Figura 9.3 del Manual del Ingeniero Químico, para la densidad de 12.6 °API obtenemos:

15300 Btu/gal ; que es el calor total de combustión a volumen constante.

$$\begin{aligned} \text{Cantidad de Combustible} &= \frac{926512 \text{ Btu/h}}{153000 \text{ Btu/gal}} \\ &= 6 \text{ gal/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Por día (8 batch)} &= 6 \text{ gal/h} * 8 \text{ h/día} \\ &= 48 \text{ gal/día} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Consumo Anual} &= 48 \text{ gal/día} * 300 \text{ día/año} \\ &= 14,400 \text{ gal/año} \end{aligned}$$

5.4.2 Hidrodestilador

Calcularemos el volumen de la canasti-

lla adecuada para el proceso:

La densidad aparente para el orégano
es: $= 0.1227 \text{ Kg/lt}$

Volumen de la canastilla:

$$(84 \text{ Kg}) / (0.1227 \text{ Kg/lt}) \\ = 685 \text{ lt}$$

Eligiendo un diámetro de la canastilla =
0.8 m podríamos calcular la altura :

$$Ab * h = V \dots\dots(1)$$

$$Ab * h = 0.685 \text{ m}^3$$

$$Ab = \pi D^2/4 \implies Ab = \pi * 0.8^2/4 \text{ m}^2$$

$$Ab = 0.5027 \text{ m}^2 \dots\dots(2)$$

reemplazando (2) en (1)

$$h = 1.4 \text{ m}$$

Dentro de la canastilla se colocarán
discos espaciadores cada 20 cm., luego, las
dimensiones de la canastilla serán :

$$D = 0.80 \text{ m}$$

$$h = 1.40 \text{ m}$$

5.4.2.1 Distribuidor de tubería perforada

El flujo es uniforme cuando hay
un equilibrio apropiado entre:

- a) La energía cinética y la fuerza de
cantidad de movimiento en la entrada

de la corriente.

- b) Las pérdidas por fricción a lo largo de la tubería.
- c) La caída de presión en los orificios de la salida.

Cuando predominan la energía cinética y la fuerza de cantidad de movimiento de la corriente de entrada, se descargan cantidades mayores de fluido conforme el flujo se desplaza al extremo cerrado.

Cuando una perturbación corriente arriba, por ejemplo, la que produce un codo, se superpone la predominancia de energía cinética y la fuerza de cantidad de movimiento en la corriente de entrada, el flujo que abandona los orificios de salida cerca del distribuidor y cerca del extremo cerrado pueden ser mayores que en la porción intermedia.

La regla empírica en el diseño de distribuidores de tubería perforada para flujos turbulentos tales que tengan una distribución defectuosa menor de $\pm 5\%$ es: la razón de la energía cinética de la

corriente de entrada a la caída de presión en el orificio de salida y la pérdida de fricción en la tubería a la caída de presión en el orificio de salida debe ser igual o menor que un décimo.

Las condiciones a la entrada al hidroddestilador son:

$$P = 24.7 \text{ lb/pulg}^2$$

$$T = 240 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$G = 300.36 \text{ Kg/h} = 660.792 \text{ lb/h}$$

$$\mu = 0.03279 \text{ lb/pie h}$$

Se elige una tubería de acero de diámetro nominal de 2 pulg. Cedula 40

$$DE : 2.38 \text{ pulg}$$

$$DI : 2.067 \text{ pulg}$$

CALCULO DEL NUMERO DE REYNOLDS

$$NRe = G \text{ Di}/\mu$$

$$NRe = \frac{660.792 \text{ lb/h} * 2.067 \text{ pie}/12 \text{ pul}}{0.03279 \text{ lb/pie h}}$$

$$NRe = 3471$$

$$E/D = 0.0018/2.067 = 0.00087$$

$$\text{De tablas } f = 0.013$$

$$\text{Como: } \Delta E_c = \alpha V_1^2/2g_c$$

$$\Delta P = \left(\frac{4fL}{3D} - 2 \right) V_1^2/2g_c$$

Donde:

$$\alpha = 0.6$$

f = factor de fricción de Fanning

L = Longitud de la tubería en pies

D = Diámetro de la tubería en pies

V_1 = Velocidad promedio en pies/s

$$\frac{\Delta E_C}{\Delta P} = \frac{\alpha V_1^2 / 2g_c}{\left(\frac{4fL}{3D} - 2 \right) V_1^2 / 2g_c} = \frac{\alpha}{\left(\frac{4fL}{3D} - 2 \right)}$$

$$\frac{\Delta E_C}{\Delta P} = \frac{0.6}{\left(\frac{4 * 0.013 * 100}{3 * \frac{2.067}{12}} - 2 \right)}$$

$$\frac{\Delta E_C}{\Delta P} = 0.07 \leq 0.1$$

Podríamos asegurar un buen funcionamiento del distribuidor

5.4.2.2 Diámetro de la tubería de salida de vapor al condensador

Experimentalmente a nivel de planta piloto, se observó que la cantidad de condensado en el hidrodestilador es alrededor de 15%.

Asumiendo este valor tendríamos que el 85% del vapor que ingresa, va hacia el condensador.

La caída de presión a nivel de planta piloto fue de : $\Delta P = 0.74 \text{ lb/pulg}^2$, por cada 20 cm. de altura de materia prima en el hidrodestilador.

A nivel industrial podríamos asumir una $\Delta P = 7 * 0.74 \text{ lb/pulg}^2$
 $\Delta P = 5.18 \text{ lb/pulg}^2$.

Porque la altura de materia prima será de 1.40 m, distribuída adecuadamente.

La presión en la parte superior del hidrodestilador aproximadamente será :

$$P = 19.52 \text{ lb/pulg}^2$$

$$\rho_v = 0.04831 \text{ lb/pie}^3$$

Salen del hidrodestilador :

$$G = 660.792 * 0.85 \text{ lb/h} = 561.67 \text{ lb/h}$$

$$Q = \frac{561.67 \text{ pie}^3}{0.04831 * 3600 \text{ seg}} = 3.2296 \frac{\text{pie}^3}{\text{seg}}$$

Para una buena condensación, se recomienda una velocidad de salida de :

$$V = 20 \text{ m/s } \text{ ó } 65.62 \text{ pie/s}$$

$$Q = A.V$$

$$A = Q/V$$

$$A = \frac{3.2296 \text{ pie}^3/\text{seg}}{65.62 \text{ pie}/\text{seg}}$$

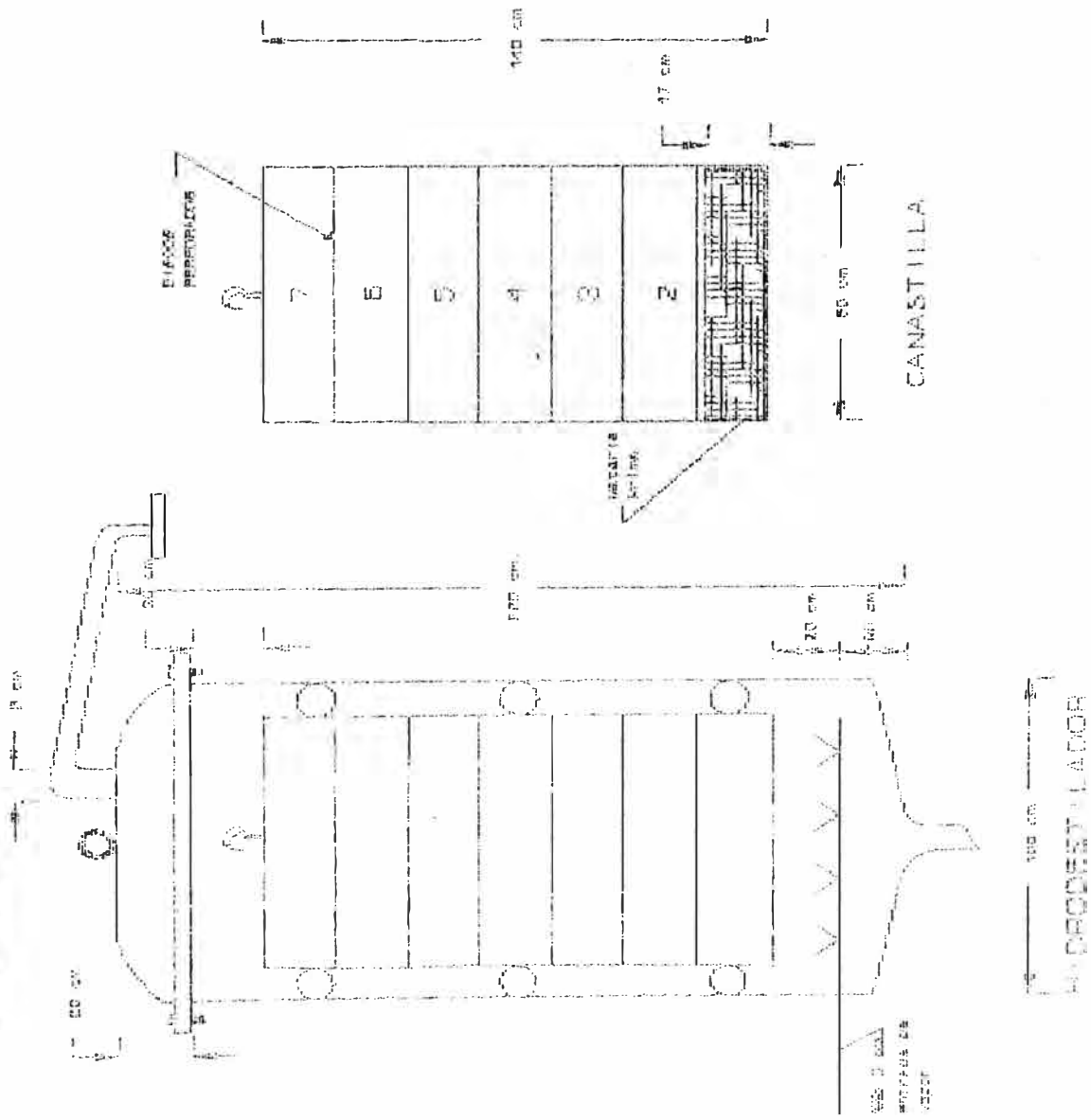
$$A = 0.04921 \text{ pie}^2$$

$$D = 0.2503 \text{ pie}$$

$$D = 7.63 \text{ cm}$$

$$D \approx 8 \text{ cm}$$

Figura. 18 - DISEÑO DEL HIDRODESTILADOR



5.4.3 Condensador

El condensador diseñado tiene las siguientes características:

Lado de la Coraza		Lado de los Tubos	
DI	: 8"	N° de tubos	: 17
Espaciado de deflectores	: 8"	Longitud	: 5'
Pasos	: 1	DE, BWG	: 1", 14 BWG
		Paso	: 1¼ "
		Arreglo	: cuadrado
		Pasos	: 1

$$Q_c = 646482.17 \text{ Btu/h}$$

$$Q_s = 76765.69 \text{ Btu/h}$$

$$Q_T = 7232.48 \text{ Btu/h}$$

$$W_w = 2767.8 \text{ lb/h}$$

Zona de Condensación

$$\Delta T_{mc} = 121.4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_c = 405.2 \text{ Btu/h.pie}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_o = 536.69 \text{ Btu/h.pie}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h'_c = 1980.6 \text{ Btu/h.pie}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A_c = 13.14 \text{ pie}^2$$

Zona de Sub-enfriamiento

$$\Delta T_{mc} = 26.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_s = 356.83 \text{ Btu/h.pie}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}h_s &= 1275 \text{ Btu/h.pie}^2.\text{°F} \\h_o &= 536.69 \text{ Btu/h.pie}^2.\text{°F} \\A_s &= 8.12 \text{ pie}^2\end{aligned}$$

Valores Globales

$$\begin{aligned}A_r &= 21.26 \text{ pie}^2 \\A_d &= 22.25 \text{ pie}^2 \\U_{oc} &= 386.8 \text{ Btu/h.pie}^2.\text{°F} \\U_{os} &= 342.4 \text{ Btu/h.pie}^2.\text{°F}\end{aligned}$$

5.4.4 Separador : Líquido - Líquido

T = Temperatura de la mezcla de líquido
en el separador = 25 °C

Q = Velocidad volumétrica del condensador
al separador = 4.268 lt/min

ρ_1 = Densidad del agua = 0.99708 Kg/lt

ρ_2 = Densidad del aceite = 0.90497 Kg/lt

r = Rendimiento óptimo = 0.93%

\dot{m} = Flujo másico dentro del separador
= 255.30 Kg/h

t = Tiempo de sedimentación = 5 minutos

- Cálculo del Flujo Volumétrico al Separador.

$$Q = \dot{m} / \rho$$

$$Q = 4.268 \text{ lt/min}$$

El rendimiento óptimo es : 0.93%

Por los 84 Kg/h de hojas de orégano procesado por Batch tenemos :

$$84 \text{ Kg/h} * 0.93\% = 0.7728 \text{ Kg. de aceite ó} \\ 772.8 \text{ gr}/0.90497 \text{ gr/cc} = 854 \text{ ml de aceite}$$

- Cálculo del Volumen Límite en el Separador

$$\text{Volumen límite} = \text{Velocidad de flujo en} \\ \text{el separador} * \text{tiempo} \\ \text{límite de sedimentación}$$

$$\text{Volumen límite} = 21.34 \text{ lt}$$

El volumen del separador debe tener como mínimo un valor de 21.34 lt. En nuestro caso, vamos a diseñarlo para un volumen del 20% más que el mínimo.

$$\implies 21.34 * 1.2 \text{ lt} = 25.6 \text{ lt}$$

La mayoría de los separadores de tipo decantador se construyen de tal manera que el diámetro y la altura del tanque sean aproximadamente iguales, para nuestro caso, elegiremos un separador de altura doble que el diámetro ($h = 2D$).

$$V = 25.6 \text{ dcm}^3$$

$$(\pi D^2/4)*h = 25.6$$

$$D = 2.6 \text{ dcm}$$

$$D = 26 \text{ cm}$$

$$h = 52 \text{ cm}$$

El nivel superior en el separador será :

$$V = 21.34 \text{ lt.}$$

$$(\pi D^2/4)*h_1 = 21.34 \text{ dcm}^3$$

$$h_1 = 4.02 \text{ dcm}$$

$$h_1 = 40.2 \text{ cm}$$

La abertura de salida del aceite estará colocada a la altura de 38 cm., debido a que el espesor de aceite en cada Batch es aproximadamente 2 cm.

5.4.5 Torre de Enfriamiento : Torre de Tiro Inducido

Temperatura de agua caliente: $T_1 = 101.7 \text{ }^\circ\text{F}$

Temperatura de agua fría : $T_2 = 76.1 \text{ }^\circ\text{F}$

Temperatura del bulbo húmedo: $T_w = 70 \text{ }^\circ\text{F}$

El flujo másico del agua es:

$$Q = \dot{m} / \rho$$

$$Q = 56 \text{ gal/min}$$

Utilizando la figura 12.14 Tomo 3 del Manual del Ingeniero Químico Robert Perry; la línea recta trazada que conecte los puntos que representan las temperaturas de diseño del agua y de bulbo húmedo, demuestra que se necesita una concentración de agua de: 2 gal/min * pie²

$$\begin{aligned} \text{Area de la torre} &= (56 \text{ gal/min}) / (2 \text{ gal/min} * \text{pie}^2) \\ &= 28 \text{ pie}^2 \end{aligned}$$

La potencia del ventilador se calcula basándose en la figura 12.15 del mismo texto, asumiendo que la torre tiene 100 % de rendimiento con el punto de viraje tenemos:

$$\text{Potencia necesario} = 0.041 \text{ HP/pie}^2$$

$$\text{Potencia} = 1.148 \text{ HP}$$

La torre y el ventilador podrían ser diseñadas un 20 % más de la capacidad necesaria, para no tener problemas con la variación de la temperatura de bulbo húmedo.

$$\text{Area de la torre} = 34 \text{ pie}^2$$

$$\text{Ventilador} = 1.5 \text{ HP}$$

Requerimiento de purga y agua de repuesto para la torre de enfriamiento.

Como el sistema se encuentra en equilibrio, el repuesto debe ser igual a las pérdidas.

$$M = E + B + W$$

donde:

M : Representa el repuesto

E : Evaporación

B : Purga

W : Pérdida debido al viento

Dado que el agua evaporada está esencialmente libre de sólidos, todos los sólidos que entran con el agua de repuesto deben eliminarse mediante la purga más la pérdida debido al viento o sea :

$$M_{pm} = (B + W)pc$$

donde :

pm : Concentración de sólidos en el repuesto (en ppm)

pc : Concentración de sólidos en el agua de circulación (en ppm)

Si:

$$C = \frac{\text{Concentración en el agua de enfriamiento}}{\text{Concentración en el agua de repuesto}}$$

$$M = (B + W)C \dots\dots\dots(1)$$

Para torres de enfriamiento con tiro forzado, las pérdidas por viento son de 0.1 a 0.3%.

Por lo que respecta a las pérdidas por evaporación varían de 0.85 a 1.25% de la circulación por cada 10 °F de reducción de temperatura a través de la torre.

Asumiendo una pérdida por viento del 0.2% y una pérdida por evaporación del 1%.

Por lo tanto, tenemos :

$$E = \Delta T / 10 \quad ; \quad \Delta T = \text{caída de temperatura a través de la torre}$$

$$M = \Delta T / 10 + B + 0.1 \dots\dots\dots(2)$$

Combinando las ecuaciones (1) y (2) obtenemos :

$$B = \frac{\Delta T}{10(c - 1)}$$

reemplazando valores :

$$B = 2.394 / (C - 1)$$

Por lo tanto, la purga será función de $C = \text{concentración en el agua de enfriamiento} / \text{concentración en el agua de repuesto}$.

Teniendo éste dato según condiciones de proceso podemos calcular el requerimiento de agua de repuesto (M).

5.4.6 Equipo necesario para el tratamiento de agua para el caldero

Cantidad de agua requerida para el caldero : 6,000 gal/día

Si la composición del agua dura es :

Constituyente	P.P.M.	CaCO ₃
Calcio		150
Magnesio		50
Sodio		100
		<hr/>
	TOTAL :	300

- Cálculo del volumen de resina

Base : 1 día

Dureza a eliminar = $300\text{mgr/lt} * 1\text{meq}/50\text{mgr}$
= 6 meq/lt

Durante el día se debe eliminar:

$6 \text{ meq/1 lt} * 6,000 \text{ gal} * 3.785 \text{ lt/gal} =$

$$= 136,260 \text{ meq}$$

Durante un turno debe eliminarse =

$$= 136,260 \text{ meq.}$$

Si usamos una resina cuya capacidad es de 1.9 meq/ml de resina húmeda, el volumen teórico de resina a usar en la columna será :

$$136,260 \text{ meq}/1.9\text{meq/ml} = 71.72 \text{ lt}$$

Por recomendaciones se supone una eficiencia del 50%, ya que la resina no se agota totalmente porque ocasionaría que pase agua dura.

Volumen de resina a utilizar =

$$= 71.72 \text{ lt} / 0.5$$

$$= 143.44 \text{ lt}$$

$$= 5.01 \text{ pie}^3$$

-Cálculo del área del lecho

La altura recomendable del lecho es cuando menos 2 pies y raramente se pasa de 7.5 pies; para nuestro caso elegiremos una altura del lecho de 2 pies.

$$\pi D^2 h / 4 = 5.01 \text{ pies}^3$$

$$D = 1.786 \text{ pie}$$

$$A = 2.50 \text{ pies}^2$$

- Cálculo del tiempo de ablandamiento

Se recomienda un flujo de 8 GPM/pie²,
luego por 2.50 pie² tendremos:

$$8 \text{ GPM/pie}^2 * 2.50 \text{ pie}^2 = 20 \text{ GPM}$$

Se debe tratar 6,000 Gal/turno y por
torre el tiempo de ablandamiento será :

$$\begin{aligned} (6,000 \text{ gal/torre})/20\text{GPM} &= 300 \text{ min/torre} \\ &= 5 \text{ horas/torre} \end{aligned}$$

Sobre el lecho intercambiador hay un espacio libre para absorber la expansión de la resina durante la operación de retrolavado y varía según el tipo de resina utilizada (50 a 100 % de la altura del lecho).

En la parte inferior del lecho se encuentra colocada grava y/o arena según la resina de un espesor total de 6 a 12 pulgadas.

- Cálculo del tiempo de regeneración de la resina.

Para regenerar la resina, utilizare-

mos ácido clorhídrico o ácido sulfúrico, su elección depende del costo.

Usaremos : HCl 1N (1 meq/ml)

Se ha eliminado 136,260 meq.

Volumen teórico del ácido =

$$= (136,260 \text{ meq}) / (1 \text{ meq/ml})$$

$$= 136,260 \text{ ml}$$

$$= 136.26 \text{ lt}$$

Según recomendaciones sobre tratamiento de agua, la cantidad de ácido varía de 2 a 4 veces la teórica.

El volumen de HCl será = $136.26 * 4 \text{ lt}$

$$= 545.04 \text{ lt}$$

Podríamos usar un flujo de 4 GPM/pie²

Luego el flujo del ácido sera:

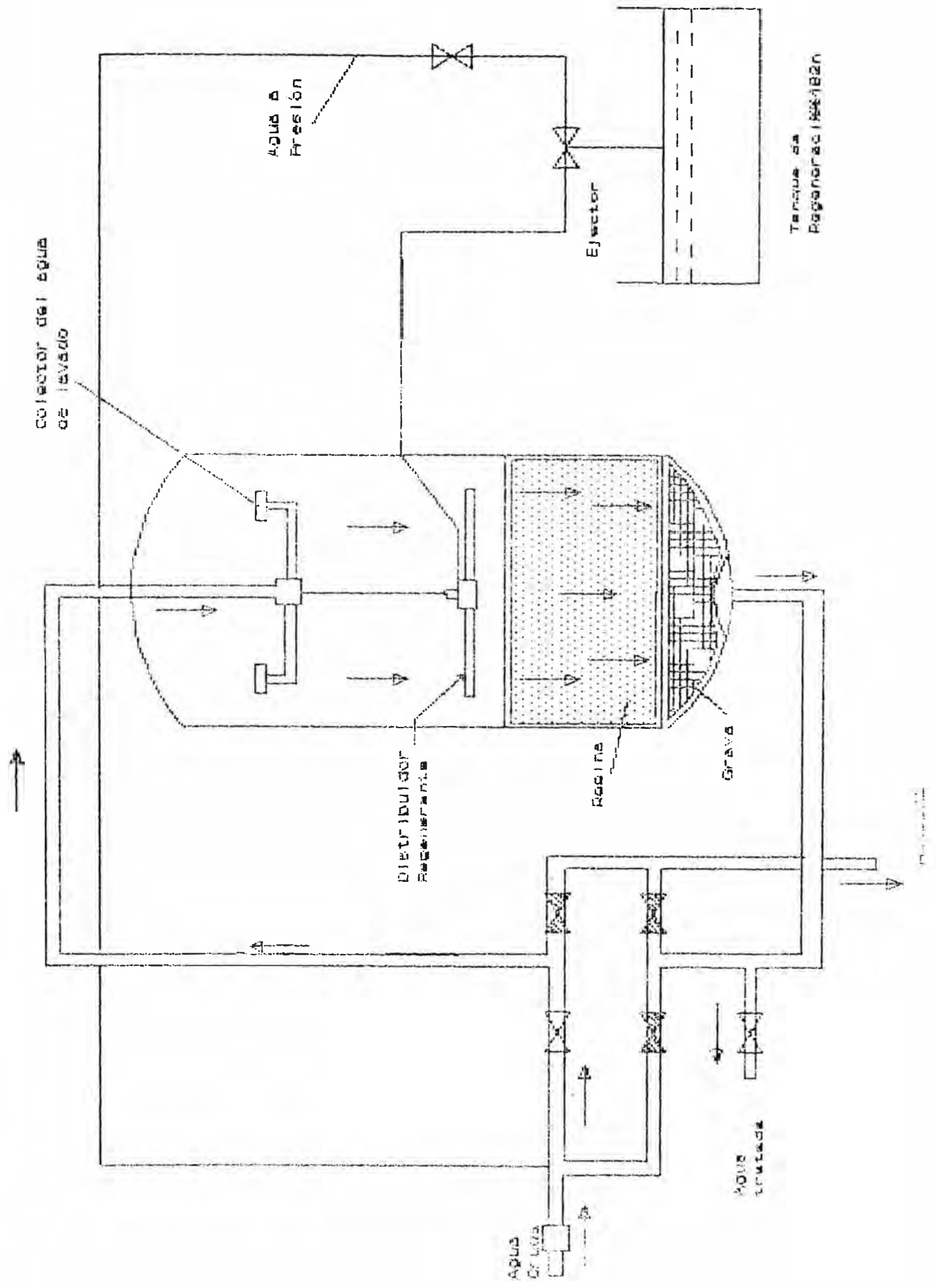
$$(4 \text{ GPM/pie}^2) * 2.50 \text{ pie}^2 = 10 \text{ gal/min}$$

==> El tiempo de regeneración será:

$$545.04 \text{ lt} * 1 \text{ gal} / 3.785 \text{ lt} * 1 / 10 \text{ gal/min}$$

$$= 15 \text{ min.}$$

FIGURA. 19 - UNIDAD TÍPICA DE INTERCAMBIO IÓNICO



Equipo utilizado

1. Coraza

Consiste en un cilindro metálico con tapas abombadas a un radio igual al diámetro del ablandador, de grosor suficiente para resistir la presión a la que se someta y de material que resista la corrosión (acero recubierto de hule u otro material resistente al ácido).

2. Sistema colector

Sirve para distribuir uniformemente el agua a través del lecho de resina, los que hay en la parte superior e inferior del lecho.

3. Grava y Arena

Sobre los sistemas colectores se colocan capas graduadas de grava (gruesa abajo y fina arriba), seguida de una capa de arena gruesa que sirve como soporte.

4. Otros

Tanques de salmuera o ácido, medidores de flujo, válvulas, etc.

CAPITULO VI. - EVALUACION ECONOMICA

6.1 Resumen

6.1.1 Actividad Económica

La empresa se dedicará principalmente a la elaboración del aceite esencial de orégano, teniendo como alternativa inmediata la producción de otras variedades de aceites esenciales a partir de materiales foliares con características similares.

6.1.2 Régimen laboral

Operará bajo el siguiente régimen laboral :

TURNO	: 8 horas
DIARIO	: 1 turno
MENSUAL	: 25 Días
ANUAL	: 12 meses

6.1.3 Tiempo de implementación de la Planta

Tiempo estimado: 5 meses

6.1.4 Tasa interna de retorno de la inversión

TIR : 14%

6.1.5 Valor actual neto

VAN : US \$ 640,886

6.1.6 Utilidad neta acumulada al final de los 10 años

UTILIDAD : US \$ 250,284

6.1.7 Capacidad de procesamiento diario de la planta industrial

HOJAS DE OREGANO : 672 Kg/día

ACEITE ESENCIAL : 6.2 Kg/día

6.1.8 Inversiones

- Inversiones de Capital Fijo US \$ 358,180
 - Costos Directos US \$ 318,180
 - Costos Indirectos US \$ 40,000
- Capital de Trabajo US \$ 15,715
 - Materia Prima 7,538
 - Mano de Obra Directa 710
 - Gastos de Fabricación 7,467

- Inversión Total de Capital US \$ 373,895

6.1.9 Precio en el mercado internacional del producto

Precio del aceite esencial

de orégano : US \$ 150 Kg

6.1.10 Localización de la planta industrial

- Domicilio Legal : Tacna
- Justificación :
 - Tacna es el mayor productor de orégano a nivel nacional (90 - 95%) de la producción total, garantiza una producción regular durante todo el año.
 - La comercialización a nivel internacional puede realizarse por el puerto de Ilo.
 - Se cuenta con mayores incentivos para la implementación de la planta por ser zona fronteriza.

6.2 Inversiones de Capital

6.2.1 Inversiones de Capital Fijo US \$ 358,180

A) Costos Directos US \$ 318,180

• Equipos de Proceso	191,480
• Tuberías de Proceso	52,000
• Instrumentación e Instalaciones Eléctricas	3,000
• Terreno	7,000
• Edificios	10,000
• Estructuras	7,000
• Aislamiento	12,000
• Mano de Obra para la Instalación de los equipos	21,400
• Equipos de Laboratorio	14,300

B) Costos Indirectos US \$ 40,000

• Tecnología Industrial	20,000
• Diseño de Ingeniería y Supervisión	20,000

6.2.2 Capital de Trabajo US \$ 15,715

Materia Prima	7,538
Mano de Obra Directa	710
Gastos de Fabricación	7,467

INVERSION TOTAL DE CAPITAL US \$ 373,895

6.3 Datos utilizados en el calculo de las Inversiones de Capital

6.3.1 Relación de costos de Equipo de proceso

<u>DESCRIPCION</u>	<u>COSTO US \$</u>
- Ablandador de agua con tanque de regeneración y accesorios. Capacidad 6,000 gal/día	31,500
- Caldero acuotubular de 365 HP Capacidad de 360 Kg de vapor/h.	39,700
- Hidrodestilador con accesorios con doble canastilla y tapa adicionales de acero inoxidable. Capacidad de 436 gal	41,200
- Condensador Vertical Area de intercambio : 25 pies ²	7,100
- Tanque Separador con accesorios de acero inoxidable. Capacidad de 7 galones	3,800
- Torre de enfriamiento de capacidad de 56 gal/min. Area de enfriamiento de 28 pies ²	2,800
- Tanque de Almacenamiento de Petróleo Capacidad 1,000 galones	8,000
- Tanque diario de almacenamiento de petróleo Capacidad 100 galones	2,000
- Faja transportadora de 12 pulg * 100 pies	8,000

- Tacle eléctrico de 1 TN de capacidad	7,000
- Ventilador de 1.5 HP	1,080
- Tanque de almacenamiento de agua no tratada	
Capacidad 30,000 galones	6,500
- Tanque de almacenamiento de agua tratada	
Capacidad 20,000 galones	4,500
- Equipo de Laboratorio	14,300
- 10 bombas centrífugas de 3 - 10 HP	14,000

INVERSION TOTAL EN EQUIPOS DE PROCESO US \$191,480

6.3.2 Tabla XXVII - Capital de Trabajo

DESCRIPCION	CANTIDAD	PRECIO UNI	SUB-TOTAL	TOTAL
A) MATERIA PRIMA				\$ 7,538
• Hojas de orégano	16,625 Kg	0.3 \$/Kg	4,988	
• Orégano en stock	4,500 Kg	0.3 \$/Kg	1,350	
• Cilindros de acero inoxidable de 50 galones	3	333 \$/cil	1,000	
• Envases de vidrio de 1 litro	200	1 \$/cil	200	
B) MANO DE OBRA DIRECTA				710
C) GASTOS DE FABRICACION				7,467
• Mano de obra indirecta			1,905	
• Consumo de energía y agua			2,426	
• Gastos de mantenimiento			160	
• Gastos de suministros y reactivos			160	
• Depreciaciones			2,516	
• Seguros			300	
INVERSION TOTAL DE CAPITAL DE TRABAJO			US \$	15,715

6.3.2.1 Tabla XXVIII - MANO DE OBRA DIRECTA

DESCRIPCION	US \$ / MES
• Salarios (*)	420
• Gratificación	80
• Vacaciones	80
• IPSS (6%)	30
• Sistema Nacional de Pensiones	30
• FONAVI (6%)	30
• Accidentes de Trabajo (4%)	20
• SENATI (4%)	20
TOTAL MENSUAL MANO DE OBRA	710

(*) N° de Obreros : 6

6.3.2.2 Tabla XXIX - GASTOS DE FABRICACION

A) MANO DE OBRA INDIRECTA

DESCRIPCION	US \$ / MES
• Sueldos (**)	1,240
• Gratificaciones	110
• Vacaciones	220
• Compensación Tiempo de Servicio	110
• IPSS (6%)	75
• Sistema Nacional de Pensiones	75
• FONAVI (6%)	75
TOTAL MENSUAL M.O.I	1,905

(**) El personal consta de 1 Gerente, 1 Ingeniero y 1 Supervisor

B) CONSUMO DE ENERGIA Y AGUA

DESCRIPCION	CONSUMO/MES	US \$ / MES
• Energía eléctrica (0.08 \$/Kwh)	2,000 Kw	160
• Agua blanda	568 m ³	391
• Petróleo (1 \$/galón)	1,200 gal	1,200
• Agua de refrigeración (50 \$/1,000 m ³)	6,000 gal	300
• Vapor a baja presión (5 \$/TN)	75 TN	375
TOTAL MENSUAL DE CONSUMO DE ENERGIA Y AGUA		2,426

C) Gastos de Mantenimiento

1% del costo de los equipos de proceso US \$ 160

D) Gastos de Suministros y reactivos US \$ 160

E) Depreciaciones

• Equipo de Planta (10% de \$ 191,480) 1,600

• Obras civiles y terreno
(3% de \$ 24,000) 60

• Otros activos fijos (10% de \$ 102,700) 856

TOTAL DEPRECIACIONES/MES US \$ 2,516

F) Seguros

1% del Capital Fijo Total \$ 300

6.4 Tabla XXX - Cronograma de desembolso de la Inversión Total de Capital

	1	2	3	4	5
I. Inversión de Capital Fijo (\$)					
A. Costos Directos					
Equipo de Laboratorio		14,300			
Equipo de Planta		91,480	100,000		
Instalación de Planta		11,000.	10,400		
Tuberías y Accesorios			52,000		
Instrumentación de Equipos				2,000	
Instalaciones Eléctricas				1,000	
Aislamiento					12,000
Obras Civiles	17,000				
Terreno	7,000				
B. Costos Indirectos					
Tecnología Industrial	5,000				15,000
Diseño de Ing. y Supervisión	3,000	2,000	2,000	2,000	11,000
II. Capital de Trabajo					
A. Materia Prima					
Hojas de orégano					4,988
Cilindros de acero inoxidable					1,000
Envase de vidrio					200
B. Mano de Obra Directa					
C. Gastos de Fabricación					
Mano de Obra Indirecta					710
Energía Eléctrica					1,905
Agua Blanda					160
Petróleo					391
Agua de Refrigeración					1,200
Agua de Enfriamiento					150
Vapor a Baja de Presión					150
Mantenimiento					375
Suministros y Reactivos					160
Depreciaciones					160
Seguros					2,516
					300
TOTAL (\$)	32,000	118,780	164,400	17,000	40,365

6.5 Tabla XXXI - Estructura del Valor de Venta para el Aceite Esencial de Orégano

Unidades 155 Kg/mes

DESCRIPCION	CONSUMO/MES	PRECIO UNI	SUB-TOTAL	VALOR \$/MES
1. Materia Prima				\$ 6,188
Hojas de Orégano	16,625 Kg	0.3 \$/Kg	\$ 4,988	
Cilindros de Acero Inoxidable	3 cilindros	333 \$/cil.	1,000	
Envases de Vidrio de 1 lt	200	1 \$/env	200	
2. Mano de Obra Directa	200 hr	3.55 \$/hr	710	710
3. Gastos de Fabricación				7,467
Mano de Obra Indirecta	200 hr	9.525 \$/hr	1,905	
Energía Eléctrica	2,000 Kwh	0.080 \$/hr	160	
Agua Blanda	568 m ³	0.688 \$/m ³	391	
Petróleo	1,200 gal	1.000 \$/gal	1,200	
Agua de Refrigeración	3,000 m ³	0.050 \$/m ³	150	
Agua de Enfriamiento	3,000 m ³	0.050 \$/m ³	150	
Vapor a Baja de Presión	75 TN	5.000 \$/TN	375	
Mantenimiento			160	
Suministros y Reactivos			160	
Depreciaciones			2,516	
Seguros			300	
Costo de Producción				14,365
Inventario				0
Costo de Venta total				14,365
4. Gasto de Venta				0
5. Gasto Administrativo				0
6. Gastos Financieros				0
Costo Total				14,365
Valor de Venta Total				23,250
Utilidad				8,885

Valor de Venta Unitario / Kg de Aceite Esencial : 150 \$/Kg

6.6 Tabla XXXII – FLUJO NETO DE FONDOS ANUAL

RUBRO	AÑO										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
INGRESOS											
Ventas Netas	188,000	279,000	279,000	279,000	279,000	279,000	279,000	279,000	279,000	279,000	279,000
TOTAL DE INGRESOS	188,000	279,000	279,000	279,000	279,000	279,000	279,000	279,000	279,000	279,000	279,000
EGRESOS											
Materia Prima	49,504	74,258	74,258	74,258	74,258	74,258	74,258	74,258	74,258	74,258	74,258
Mano de Obra Directa	6,880	8,520	8,520	8,520	8,520	8,520	8,520	8,520	8,520	8,520	8,520
Gastos de Fabricación	59,736	69,804	69,804	69,804	69,804	69,804	69,804	69,804	69,804	69,804	69,804
Gastos de Venta											
Gastos Administrativos											
Gastos Financieros											
Amortización de la Deuda	140,732	140,732	140,732	0	0	0	0	0	0	0	0
Inversiones	358,180	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOTAL DE EGRESOS	613,832	313,112	313,112	172,380	172,380	172,380	172,380	172,380	172,380	172,380	172,380
UTILIDAD NETA	(427,832)	(34,112)	(34,112)	106,620	106,620	106,620	106,620	106,620	106,620	106,620	106,620
UTILIDAD NETA ACUMUL	(427,832)	(481,944)	(488,056)	(388,436)	(282,816)	(176,196)	(88,576)	37,044	143,664	260,284	

6.9.1 Tabla XXIII – CALCULOS DE LA DEPRECIACION Y EL VALOR DE REVENTA

CLASE DE ACTIVOS	INVERSION INICIAL	DEPRECIACION ANUAL										TOTAL
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
A. Equipos de Planta (10 % ANUAL)	191.400	19.140	17.233	15.510	13.959	12.563	11.307	10.176	9.150	8.243	7.418	124.715
B. Instalaciones y Accesorios (10 % ANUAL)	102.700	10.270	9.243	8.319	7.487	6.738	6.064	5.458	4.912	4.421	3.979	66.891
C. Terrenos y Cons- truccion (3 % ANUAL)	24.000	720	690	677	657	637	618	600	582	564	547	6.302
TOTAL	318.100	30.138	27.175	24.506	22.103	19.939	17.989	16.234	14.652	13.226	11.945	197.909

6.7 Tiempo de recuperación de la Inversión Total de Capital

La Inversión Total de Capital (US \$ 373,895) se recupera en el 4to. año, después del inicio de la operación de la planta industrial.

6.8 Tasa Interna de Retorno de la Inversión Total de Capital

Inversión Inicial de Capital Fijo :US \$ 358,180

Inversión de Capital de Trabajo: US \$ 15,715

Valor de Reventa al finalizar el

Tiempo de Servicio : US \$ 120,273

Duración del Proyecto Industrial: 10 años

AÑO	FLUJO NETO DE FONDOS ANUAL (US \$)
1	(427,832)
2	(34,112)
3	(34,112)
4	106,620
5	106,620
6	106,620
7	106,620
8	106,620
9	106,620
10	106,620

Las ecuaciones que describen la tasa interna de retorno de la inversión total de capital (TIR = i) al finalizar los 10 años teniendo en cuenta el flujo neto de fondos totales (FNT), mencionados anteriormente son:

$$\text{VALOR FUTURO} = \text{INV. CAPITAL FIJO} * (1 + i)^n \dots (1)$$

$$S = \sum_{n=1}^{10} \text{FNT} * (1+i)^{(n-1)} \dots (2)$$

$$S = \text{VALOR FUTURO} - \text{CAPITAL DE TRABAJO} - \text{VALOR DE REVENTA}$$

Reemplazando (1) y (2) en la expresión anterior y sustituyendo los valores correspondientes, obtenemos :

$$\text{TIR} = i = 14\%$$

6.9 Valor de Rescate (¥)

$$\text{VALOR DE RESCATE} = \text{VALOR DE REVENTA} + \text{VALOR DEL TERRENO} + \text{CAPITAL DE TRABAJO}$$

$$\text{VALOR DE RESCATE} = \text{US } \$ 142,988$$

(¥) Ver Cuadro 6.9.1

6.10 Valor Actual Neto de la Inversión Total de Capital (VAN)

Considerando una tasa de interés PRIME RATE de EEUU de $i = 10.5\%$ anual en US \$

$$\text{VAN} = \text{Inv. Total de Capital} \left[(1 + i)^{10} - 1 \right]$$

VAN = \$ 640,886 Valor Actual del Proyecto luego de 10 años

$$\begin{aligned} \text{VALOR DE REVENTA} &= V_s = V (1 - f)^n = V (1 - 0.1)^{10} \\ &= V (0.34868), \quad 10\% \\ &= V (1 - 0.03)^{10} \\ &= V (0.73742), \quad 3\% \end{aligned}$$

VALOR DE REVENTA = US \$ 120,273

BIBLIOGRAFIA

1. AMOS A. J.; Manual de Industrias de Alimen
 tos. Zaragoza-España. Editorial
 Acribia.

2. ANUARIO ESTADISTICO; (1986). Oficina Sectorial de
 Información y Estadística.
 Ministerio de Agricultura.

3. BERG EUGENE; (1963).Phisical and Chemical
 Methods of Separation. New
 York, Editorial Mc Graw Hill.

4. BRENNAN J. ; (1970).Las Operaciones en Ingeniería
 de los Alimentos. España, Edi-
 torial Acribia.

5. BRAVERMAN JOSEPH; (1967).Introducción a la Bio-
 química de los Alimentos.
 Barcelona España, Editorial
 Omega.

6. COLLAZOS CARLOS ; (1962). Composición de los Alimen-
 tos Peruanos. 2da. Edición.
 Lima Perú.

7. CABRA ROJAS ELIZABETH; (1967). Rev. Tecnología.
Colombia.
8. CONSIDINE; (1978).- Enciclopedia de Tecnología de
los Alimentos.
9. CIENCIA Y TECHNOLOGIA; (1964). Enciclopedia Salvat,
Tomo VIII, Tomo XIII. España.
10. CHOPEY P. NICHOLAS; (1986). Manual de Cálculos de
Ingeniería Química - Mc Graw
Hill - México.
11. DRYDEN CHARLES E.; (1962). Rev. Chemical Enginee-
ring.
12. FOPEX; (1986). Planta de Extracción de Oleorresina
de paprica. Perú.
13. FOOD TECHNOLOGY; (1981). Rev. June - (1984) Ja-
nuary.
14. FOOD ENGINEERING; (1971) Rev. February
15. FOPEX (1983). Programa de Promoción de Inversiones

en el Sector Agrario. - Planta
de procesamiento de Aceite
Esencial de Hierba Luisa.

16. GARCIA ARAEZ; (1953). Esencias Naturales. Buenos
Aires. Editorial Aguilar.

17. GUENTHER ERNESTO; (1948). The Essential Oils.
Volumen I al VI. New York.

18. GERHART ULRICH; (1985). Especies y Condimentos.
Zaragoza - España. Ed. Acri-
bia.

19. HEATH HENRY B. ; (1986). Flavor Chemistry and
Technology. Copyright by
London - England.

20. HEIDAND JOSLYN; (1967). Fundamentals of Food
Processing Operation.

21. HICKS G. TYLER; (1985). Manual Práctico de Cálculos
de Ingeniería. Editorial Rever-
té S.A. Barcelona.

22. INDUSTRIAL AND ENGINEERING CHEMISTRY; (1941).
Rev. June 15.

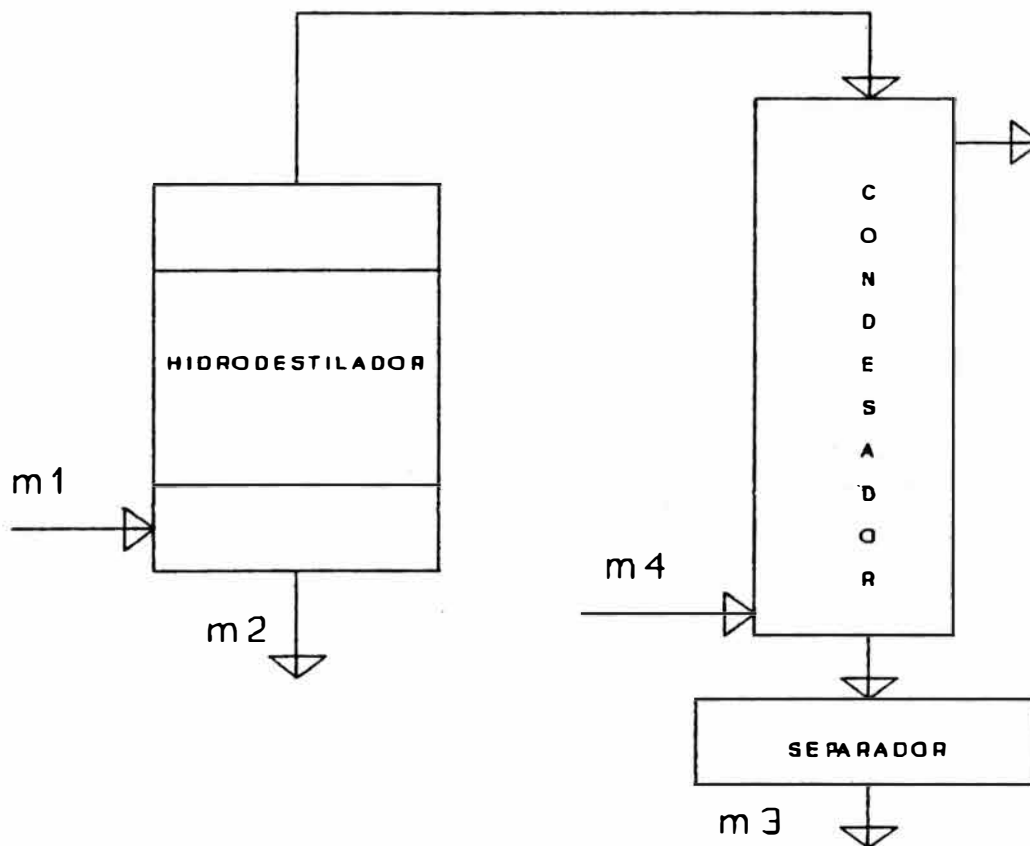
23. KIRK OTHMER; (1963). Encyclopedia of Chemical Technology. Second Edition - Vol. XIV New York.
24. KRISHER A. S.; (1978). Rev. Chemical Engineering. August 28.
25. LAZO ANAYA ROBERTO; (1983). Boletín de la Junta de Acuerdo de Cartagena. Instituto Nacional de desarrollo Agro - Industrial INDDA.
26. LOCK DE UGAZ OLGA; 1988). Investigación Fitoquímica. Pontificia Universidad Católica del Perú.
27. LONCIN MARCEL: Técnica de la Ingeniería Alimentaria.
28. MIRO BURGA J.; (1962). Los Aromáticos en la Industria Moderna. 2a. Edición - Ed.-Sintes. Barcelona - España.
29. MEJIA NOVA CARLOS F.; (1981)., Producción de Orégano y su proceso Industrial - Tesis para grado de Bachiller. Universidad Nacional de Tacna.

30. PERRY H. ROBERT; (1987). Biblioteca del Ingeniero Químico - 5ta. Edición.
31. RETAMOZO CLEMENTE R.; (1971), Rev. Ion - Bucaramanga - Colombia.
32. SENDRA J. M.; (1987), Rev. Agro - Química y Tecnología de Alimentos.
33. SCHURHOFF GILG; (1942). Botánica General Aplicada. Barcelona - Madrid, Buenos Aires Editorial Labor.
34. ULLMAN FRITZ; (1931), Enciclopedia de Tecnología Química Industrial. Tomo I. Ed. Gill S.A. Barcelona - España.

APENDICE

A: Balance de materia y energía en el sistema

Figura. 20 - BALANCE DE MATERIA EN EL SISTEMA



a) Balance de Materia

Cálculo de la masa de condensado retenido en el hidrodestilador (m_2)

Comprende :

Cantidad de agua que contiene la materia prima, para una humedad de 14%.

$$1200 \text{ g} * 0.14 = 168 \text{ g}$$

Condensado retenido por las hojas de
orégano :

$$1650 \text{ g} - 1200 \text{ g} = 450 \text{ g}$$

Condensado retenido en el hidrodestilador
= $386 \text{ ml}/20\text{min} * 60 \text{ min/h} * 0.98773 \text{ g/ml}$
= 1143.8 g/h

$$m_2 = 168 + 450 + 1143.8 = 1425.8 \text{ g/h}$$

La masa en el separador (m_3) será :

$$m_3 = 958 \text{ ml}/20 \text{ min} * 60 \text{ min/h} * 0.9972 \text{ g/ml}$$
$$m_3 = 2865.9 \text{ g/h}$$

La cantidad de vapor necesario para el pro-
ceso será:

$$m_1 = m_2 + m_3$$

$$m_1 = 1425.8 \text{ g/h} + 2865 \text{ g/h}$$

$$m_1 = 4291.7 \text{ g/h}$$

Finalmente tendríamos:

$$\underline{4.2908 \text{ Kg de vapor/h}} \rightarrow 3.5757 \text{ Kg de vapor}$$

$$1.2 \text{ Kg de orégano/h} \qquad \text{Kg de orégano}$$

El flujo másico del agua de enfriamiento
es:

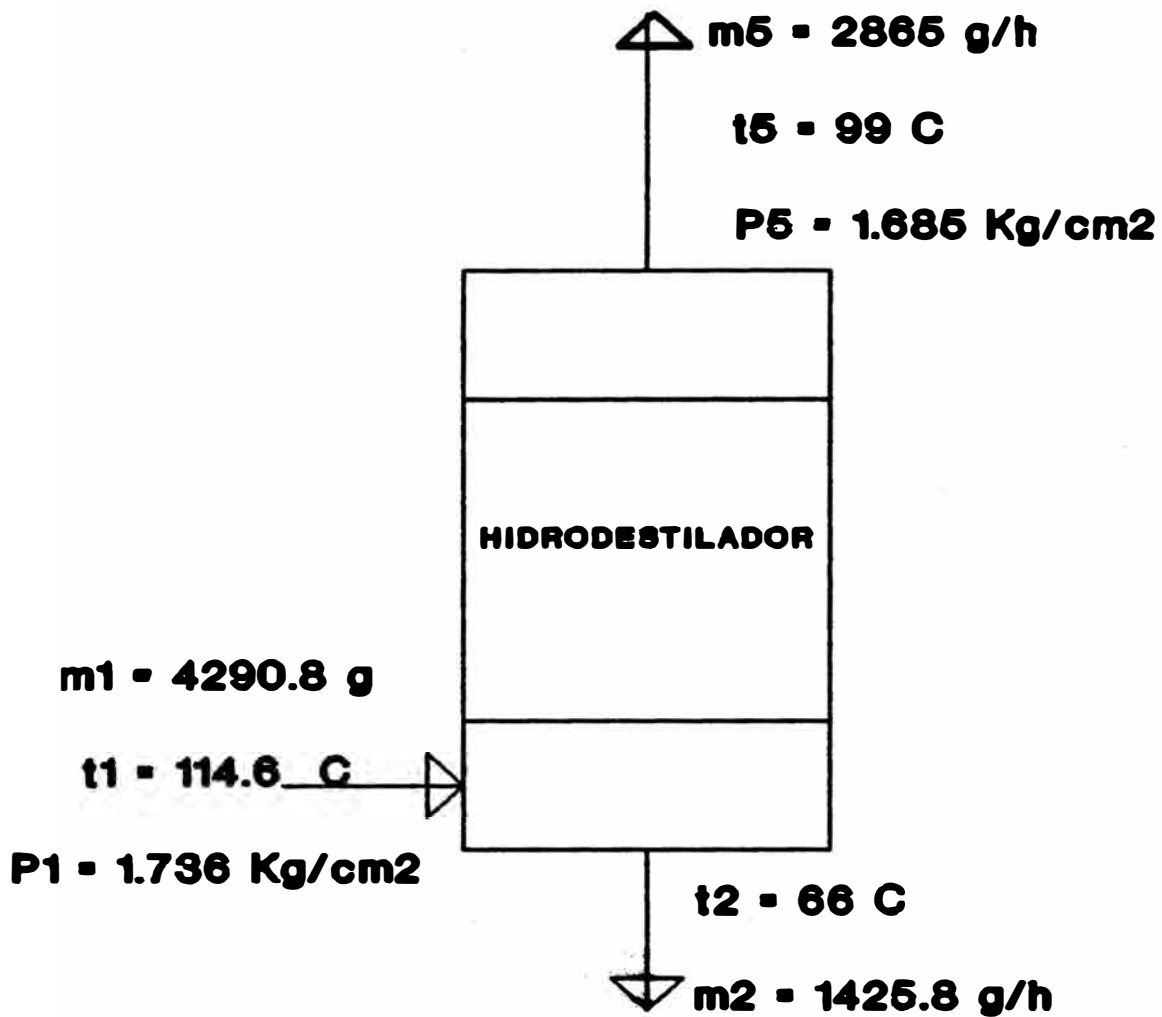
$$m_4 = 145.37 \text{ lt/h} * 0.9958 \text{ Kg/lt}$$

$$m_4 = 144.76 \text{ Kg/h}$$

b) Balance de Energía en el Sistema

Balance de Energía en el Hidrodestilador

Figura. 21 - BALANCE DE ENERGIA EN EL HIDRODESTILADOR



Calor que ingresa con el vapor de alimentación del generador de vapor

$$P_1 = 1.736 \text{ Kg/cm}^2 \quad \lambda_1 = 647.78 \text{ Kcal/Kg}$$

$$Q_1 = m_1 \lambda_1$$

$$Q_1 = 4.2908 \text{ Kg/h} * 647.78 \text{ Kcal/Kg}$$

$$Q_1 = 2779.49 \text{ Kcal/h}$$

La energía consumida para calentar la carga será:

Por el orégano:

$$Q = m * C_p * \Delta T$$

$$Q = 1.2 * 0.86 * 0.32 (99 - 25)$$

$$Q = 24.44 \text{ Kcal/h}$$

Humedad que contiene el orégano:

$$Q = m * C_p * \Delta T + m * \lambda$$

$$Q = 1.2 \text{ Kg/h} * 0.14 * 1 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} * (99 - 25)^\circ\text{C} + \\ 1.2 \text{ Kg/h} * 0.14 * 647.78 \text{ Kcal/Kg}$$

$$Q = 121.26 \text{ Kcal/h}$$

La energía consumida por la carga será :

$$145.7 \text{ Kcal/h}$$

Energía calorífica en el condensado retenido, en el hidroddestilador :

$$Q_2 = m_2 * C_{p2} * \Delta T$$

$$Q_2 = 1.4258 * 0.9805 (99 - 25)$$

$$Q_2 = 46.1 \text{ Kcal/h}$$

Energía calorífica que se lleva el vapor al condensador

La presión de vapor a la salida del hidroddestilador es:

$$P_5 = 1.685 \text{ Kg/cm}^2 \quad \lambda_5 = 642.97 \text{ Kcal/Kg}$$

$$Q_5 = m_5 * \lambda_5$$

$$Q_5 = 2.865 \text{ Kg/h} * 642.97 \text{ Kcal/Kg}$$

$$Q_5 = 1842.1 \text{ Kcal/h}$$

El calor utilizado será:

$$Q_u = (46.1 + 1842.1 + 145.7) \text{ Kcal/h}$$

$$Q_u = 2033.9 \text{ Kcal/h}$$

El calor perdido al ambiente es :

$$Q_p = (2779.49 - 2033.9) \text{ Kcal/h}$$

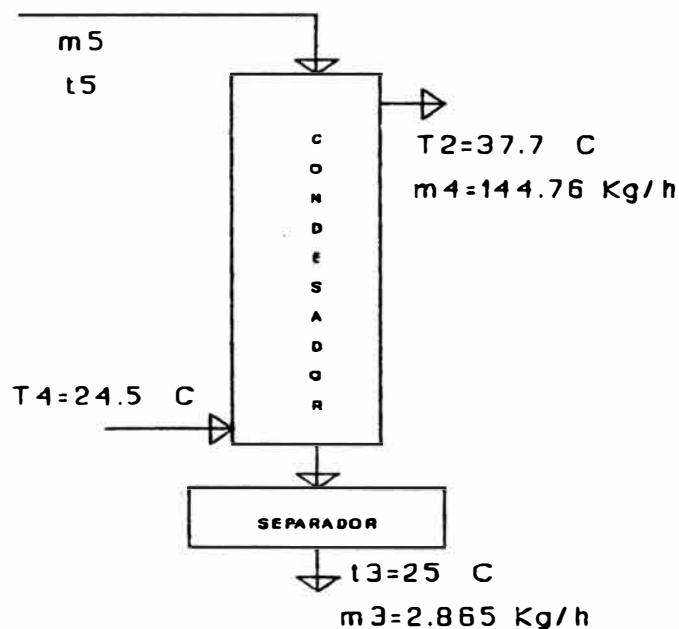
$$Q_p = 745.59 \text{ Kcal/h}$$

$$\% = (745.59/2779.49)*100$$

$$\% = 26.8$$

Balance de energía en el condensador

FIGURA. 22 - Balance de Energía en el Condensador



Calor absorbido por el agua de enfriamiento:

$$Q_e = m_4 * C_p * \Delta T$$

$$Q_e = 144.76 * 1 (37.7 - 24.5)$$

$$Q_e = 1910.83 \text{ Kcal/h}$$

Calor entregado por el vapor proveniente del hidrodestilador :

$$Q = Q_s + m_s * C_p * \Delta T ; Q_s = m_s . C_p . \Delta T$$

$$Q = 1842.1 + 2.865 * 1 (99 - 25)$$

$$Q = 2054.1 \text{ Kcal/h}$$

Calor perdido al ambiente:

$$Q_p = (2054.1 - 1910.83) \text{ Kcal/h}$$

$$Q_p = 143.27 \text{ Kcal/h}$$

$$\% = (143.27 / 2054.1) * 100$$

$$\% = 7.0$$

B: Diseño Térmico del Condensador

Los datos del condensador son como sigue:

D_s : diámetro de la coraza = 0.1016 m

D_o : diámetro externo del tubo = 0.0127 m

D_i : diámetro interno del tubo = 0.01021 m

L : longitud del tubo = 1 m

n : número de tubos = 12

K_w : conductividad térmica de la pared del tubo

Los datos de comportamiento son como sigue :

W_v : caudal de vapor = 2.865 Kg/h

ρ_L : densidad del líquido = 981.25 Kg/m³

ρ_V : densidad del vapor = 0.942 Kg/m³

- μ_L : viscosidad del líquido = 2.886 Kg/h.m
 μ_V : viscosidad del vapor = 0.03924 Kg/h.m
 c : calor específico del líquido =
1.0125 Kcal/Kg.°C
 K : conductividad térmica del líquido =
0.5567 Kcal/h.m.°C
 λ : calor de evaporación = 647.78 Kcal/Kg
 t_5 : temperatura de entrada de vapor = 99 °C
 t_3 : temperatura de salida del condensado = 25 °C
 T_4 : temperatura de entrada del agua de enfria
miento = 24.5 °C
 T_2 : Temperatura de salida del agua de enfria
miento = 37.7 °C

Las propiedades del agua a $t_b = 32$ °C son :

$$\mu = 3.69 \text{ Kg/m.h}$$
$$c = 1.0206 \text{ Kcal/Kg.}^\circ\text{C}$$
$$K = 0.591 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

Procedimiento de cálculo :

Este intercambiador debe evaluarse en dos secciones, la zona de condensación y la de subenfriamiento.

La carga total de calor es la suma de la carga de calor de condensación Q_c y la carga de calor de subenfriamiento Q_s

donde :

$$Q_c = m_s \cdot \lambda_s \quad \text{y} \quad Q_s = m_s \cdot c \cdot (t_s - t_3)$$

reemplazando valores tenemos :

$$Q_c = 1855.89 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_s = 212.01 \text{ Kcal/h}$$

El calor total será $Q_T = Q_c + Q_s$

$$Q_T = 2067.9 \text{ Kcal/h}$$

Cálculo de la diferencia media de temperatura (LMTD)

Durante la condensación:

$$\Delta T_c = (m_s \cdot \lambda_s) / (m C_p)_{H_2O}$$

$$\Delta T_c = 12.7 \text{ }^\circ\text{C}$$

Fluido caliente	Fluido frío	Diferencia
Vapor de agua	Agua	
99 °C Alta temperatura	37.7 °C	61.3 °C
99 °C Baja temperatura	25.0 °C	74.0 °C
0 Diferencia	12.7 °C	12.7 °C

$$\Delta T_{mc} = (74 - 61.3) / [\ln(74/61.3)]$$

$$\Delta T_{mc} = 67.45 \text{ }^\circ\text{C}$$

Durante el subenfriamiento :

Fluido caliente	Fluido frío	Diferencia
Vapor de agua	Agua	
99 °C Alta temperatura	25.0 °C	74.0 °C
25 °C Baja temperatura	24.5 °C	0.5 °C
74 °C Diferencia	0.5 °C	73.5 °C

$$\Delta T_{ms} = (74 - 0.5) / [\ln(74/0.5)]$$

$$\Delta T_{ms} = 14.7 \text{ °C}$$

Cálculos durante la condensación

Cálculo del coeficiente de Transferencia de calor por el lado de los tubos : Vapor de agua

Se estima el Número Terminal de Reynolds ($4\Gamma/\mu L$) donde:

$$\Gamma = W_v / n \cdot \pi \cdot D_i$$

$$\Gamma = 7.44 \text{ Kg/h.m}$$

El Número Terminal de Reynolds será = 10.31

Para Números Terminales menores que 100 se recomienda usar la fórmula de Nusselt paraa condensación dentro de tubos verticales que se muestra a continuación.

$$h_c = 0.925 \cdot K \left(\rho L^2 g / \mu L D \right)^{1/4}$$

$$h_c = 10696 \text{ W/m}^2 \text{ °C}$$

Cálculo del Coeficiente de Transferencia de Calor por el lado de la Cubierta (Agua)

Cálculo del área libre de flujo :

As = Area de la cubierta - Area de los tubos

$$As = (\pi.Ds^2)/4 - (n.\pi.Do^2)/4$$

$$As = 0.0065872 \text{ m}^2$$

Cálculo del Diámetro Equivalente

$$De = (4.As)/\text{perímetro húmedo}$$

$$De = 0.055 \text{ m}$$

La velocidad másica será :

$$Gs = m/As$$

$$Gs = 21980.51 \text{ Kg/h.m}^2$$

El Número de Reynolds :

$$NRe = (De.Gs)/\mu L$$

$$NRe = 327.62$$

Para $NRe > 300$ y tubos alineados se recomienda la siguiente fórmula:

$$\frac{h_0}{cGs} = \frac{0.329}{Pr^{2/3} NRe^{0.492} \left(\frac{\mu_w}{\mu_b}\right)^{0.14}}$$

$$Pr = c\mu/k$$

$$Pr = 7.47$$

Para este caso podemos considerar : $\mu_w/\mu_b = 1$

Reemplazando valores en la ecuación tenemos :

$$h_0 = 111.77 \text{ Kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

$$h_o = 130 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Cálculo del Coeficiente de Calor a través del tubo

$$h_w = (2 \text{ K}) / (D_o - D_i)$$

$$h_w = 36144.6 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Cálculo del Coeficiente Global de Transferencia para la Condensación : U_c

$$\frac{1}{U_c} = \frac{1}{h_c \cdot D_i / D_o} + \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_w}$$

Reemplazando valores :

$$U_c = 127.6 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Superficie limpia requerida para la condensación :

$$A_c = \frac{Q_c}{U_c (\Delta T_{mc})}$$

$$A_c = 0.251 \text{ m}^2$$

Longitud de Condensación

$$L_c = \frac{A_c}{n \cdot \pi \cdot D_o}$$

$$L_c = 0.524 \text{ m}$$

Para el Subenfriamiento:

Como la variación de temperatura del fluido por el lado de la coraza en la zona de condensación a la zona de subenfriamiento es de 5 °C podríamos considerar el mismo coeficiente de película obtenido durante la condensación.

$$h_o = 130 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

-Cálculo del Coeficiente de Transferencia de Calor por el lado de los tubos (vapor condensado)

Area de los tubos :

$$A_t = \frac{n \cdot \pi \cdot D_i^2}{4}$$

$$A_t = 0.0009825 \text{ m}^2$$

Flujo másico por los tubos :

$$G_t = m/A_t$$

$$G_t = 2916 \text{ Kg/h.m}^2$$

Número de Reynolds :

$$N_{Re} = (G_t \cdot D_i) / \mu$$

$$N_{Re} = 10.32$$

Número de Prandtl

$$N_{Pr} = (c_p \mu) / K$$

$$N_{Pr} = 5.25$$

Para nuestro caso, que es el flujo laminar emplearemos el número de Graetz (Gz) donde :

$$N_{Gz} = N_{Re} \cdot N_{Pr} \cdot \left(\frac{D_i}{L} \right)$$

La longitud de la tubería para la zona de subenfriamiento será:

$$L_s = 1.0 - 0.524$$

$$L_s = 0.476 \text{ m}$$

El Número de Graetz para éste caso será :

$$N_{Gz} = 1.18$$

Para $N_{Gz} < 100$

Emplearemos la ecuación de Haussen :

$$N_{Nu} = 3.66 + \frac{0.085 \cdot N_{Gz} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0.14}}{1 + 0.047 N_{Gz}^{2/3}}$$

$$\mu_b / \mu_w = 1$$

reemplazando valores :

$$N_{Nu} = 3.755$$

$$\frac{h_i \cdot D_i}{K} = 3.755$$

$$h_i = 238.14 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Corrigiendo con respecto al área interior :

$$h_{io} = 191.45 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

El coeficiente Global de Transferencia para la zona de subenfriamiento será :

$$\frac{1}{U_s} = \frac{1}{h_{io} \cdot \frac{D_i}{D_o}} + \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_w}$$

Reemplazando valores tenemos :

$$U_s = 70.34 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Superficie Limpia Requerida para el Subenfriamiento

$$A_s = \frac{Q_s}{U_s \cdot (\Delta T_{ms})}$$

$$A_s = 0.243 \text{ m}^2$$

Area total limpia en el diseño :

$$A_t = A_c + A_s$$

$$A_t = 0.494 \text{ m}^2$$

Area Real Disponible :

$$A = \pi \cdot D_o \cdot L \cdot n$$

$$A = 0.47878 \text{ m}^2$$

Coeficiente Global de transferencia Limpio Requerido :

$$U = \frac{\sum U \cdot A}{At}$$

$$U = 99.434 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Para nuestro caso donde la velocidad es menor de 3 pies/s y la temperatura del medio de calentamiento es de 240 - 400 °F y la temperatura del agua es de 125 °F o menos, podemos considerar un factor de obstrucción de :

$$R_d = 1000 \text{ Btu/h.pie.}^\circ\text{F } \acute{o} \text{ } 5680 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

El Coeficiente Global de Diseño Práctico será :

$$\frac{1}{U_{DP}} = \frac{1}{U} + \frac{1}{5680}$$

$$U_{DP} = 97.72 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Coeficiente Global de Diseño Teórico

$$A = \pi \cdot D_o \cdot L \cdot n$$

$$A = 0.47878 \text{ m}^2$$

$$\Delta T = \frac{Qt}{\sum \frac{Q}{\Delta T}}$$

$$\Delta T = 48.56 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$U_{DT} = \frac{Q_t}{A \Delta T}$$

$$U_{DT} = 88.94 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Porcentaje de Error en el Cálculo del Coeficiente Global de Diseño :

$$E = \frac{U_{DT} - U_{DP}}{U_{DT}}$$

$$E = 5.3\%$$

C: DISEÑO DEL CONDENSADOR

Los datos de comportamiento son como sigue :

Wv : caudal de vapor = 561.67 lb/h

ρ_L : densidad del líquido = 60.98 lb/pie³

ρ_V : densidad del vapor = 0.04831 lb/pie³

μ_L : viscosidad del líquido = 1.9398 lb/pie.h

μ_V : viscosidad del vapor = 0.0313 lb/pie.h

c : calor específico del líquido =

$$1.0124 \text{ BTU/lb.}^\circ\text{F}$$

K : conductividad térmica del líquido =

$$0.374 \text{ BTU/h.pie.}^\circ\text{C}$$

λ : calor de condensación = 1151 BTU/lb

t₁ : temperatura de entrada de vapor = 212 °F

t₂ : temperatura de salida del condensado = 77 °F

T₁ : temperatura de entrada del agua de enfriamiento = 76.1 °F

T₂ : temperatura de salida del agua de enfria-

miento = 101.7 °F

μ_w : Viscosidad del líquido a la temperatura de la pared del tubo.

G_s : flujo másico del vapor lb/pie².h

Las propiedades del agua a t_b (32 °C) son :

$$\mu = 3.094 \text{ lb/pie.h}$$

$$K = 0.356 \text{ Btu/h.pie.}^\circ\text{F}$$

$$c = 1.021 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$$

-Cálculo del Gasto de agua

La carga total Q_t es la suma de la carga de calor de condensación Q_c y la carga de calor de subenfriamiento Q_s .

$$Q_c = \lambda W_v \text{ y } Q_s = W_v.c(t_2 - t_1)$$

donde:

$$Q_c = 646482.17 \text{ Btu/h}$$

$$Q_s = 76765.69 \text{ Btu/h}$$

$$Q_t = Q_c + Q_s$$

$$Q_t = 723248 \text{ Btu/h}$$

El Gasto de masa para el Agua de Enfriamiento

$$W_w = \frac{Q_t}{c(T_2 - T_1)}$$

$$W_w = 27670.8 \text{ lb/h}$$

Cálculo de la temperatura Intermedia del Agua

El incremento de temperatura del agua para la zona de condensación se puede calcular como sigue:

$$T_m = T_2 - \frac{Q_c(T_2 - T_1)}{Q_t}$$

$$T_m = 78.8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cálculo de las Diferencias Medias de Temperatura (LMTD)

Durante la condensación:

Fluido caliente	Fluido frío	Diferencia
Vapor de agua	Agua	
212 °F Alta temperatura	101.7 °F	110.3 °F
212 °F Baja temperatura	78.8 °F	133.2 °F
0 Diferencia	22.9 °F	22.9 °F

$$\Delta T_{mc} = (133.2 - 110.3) / [\ln(133.2/110.3)]$$

$$\Delta T_{mc} = 121.4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Durante el subenfriamiento :

Fluido caliente	Fluido frío	Diferencia
Vapor de agua	Agua	
212 °F Alta temperatura	78.8 °F	133.2 °F
77 °F Baja temperatura	76.1 °F	0.9 °F
135 °F Diferencia	2.7 °F	132.3 °F

$$\Delta T_{ms} = (133.2 - 0.9) / [\ln(133.2/0.9)]$$

$$\Delta T_{ms} = 26.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

-Cálculo del Area de Transferencia de Calor

Asumiremos velocidades máxicas a través de los tubos y la coraza eligiendo un determinado intercambiador y luego calcular el área requerida que debe ser igual o muy cercana al área disponible. Luego de varias pruebas llegamos a elegir el siguiente intercambiador :

Lado de la Coraza	Lado de los Tubos
DI : 8"	Número y longitud : 17, 5 pies
Espaciado de deflectores : 8"	DE, BWG, Paso : 1", 14BWG, 1¼"
Paso : 1	arreglo en cuadro.
	Paso : 1

-Cálculo del Coeficiente de Transferencia de Calor ho

Lado de la Coraza

Area transversal del flujo (A_s)

$$A_s = ID \cdot C' \cdot B / 144 \cdot Pt$$

$$A_s = (8 \cdot 0.25 \cdot 8) / (144 \cdot 1.25) \text{ pie}^2$$

$$A_s = 0.08889 \text{ pie}^2$$

Flujo máxico del agua:

$$G_s = W_w / A_s$$

$$G_s = 311292.6 \text{ lb/h.pie}^2$$

Diámetro Equivalente para nuestro caso :

$$D_e = 0.0825 \text{ pies}$$

Número de Reynolds

$$NRe = Gs * De / \mu$$

$$NRe = 8300.46$$

Para $300 > NRe < 200000$ y un arreglo de los tubos alineado podemos aplicar la siguiente ecuación :

$$h = \frac{0.211c.Gs}{N_{Pr}^{2/3} \cdot N_{Re}^{0.349} \left(\frac{\mu_w}{\mu_b} \right)^{0.14}}$$

En nuestro caso podemos considerar : $(\mu_w / \mu_b) = 1$

Con las propiedades evaluadas a 32 °C tenemos :

$$N_{Pr} = c\mu / K$$

$$N_{Pr} = 8.874$$

Reemplazando valores en la ecuación :

$$h = 670.86 \text{ Btu/h.pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Esta ecuación debe corregirse para efectos de la desviación del fluido.

$$h_o = h \cdot F_1 \cdot F_r$$

Donde :

$$F_1 = 0.8(B/D_s)^{1/4} \text{ para haces limpios}$$

$$F_r = 1 \text{ para } NRe > 100$$

Entonces

$$F_1 = 0.8(8/8)^{1/4}$$

$$F_1 = 0.8$$

$$h_o = 536.69 \text{ Btu/h.pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Cálculo del Coeficiente de Condensación (lado de los tubos)

Para éste caso utilizaremos la teoría de Dukler quien establece la necesidad de conocer tres factores fijos con el objeto de establecer el valor de un coeficiente promedio de transferencia de calor para la condensación dentro de tubos verticales.

Los factores son :

1. El Número Terminal de Reynolds ($4\Gamma/\mu$)
2. El Número de Prandtl $N_{Pr} = (c\mu/K)$ de la fase condensada
3. Grupo adimensional designado como Ad que se define como sigue:

$$Ad = \frac{0.25\mu_L^{1.173} \cdot \mu_V^{0.16}}{g^{2/3} \cdot Di^2 \cdot \rho_L^{0.553} \cdot \rho_V^{0.78}}$$

donde :

$$\Gamma = W/n \cdot \pi \cdot Di$$

W_v : gasto de masa de vapor

n : número de tubos

Di : diámetro interno del tubo

ρ_L : densidad del líquido

ρ_V : densidad del vapor

g_c : constante gravitacional = $4.18 \cdot 10^8 \text{ m/h}^2$

μ_L : viscosidad del líquido

μ_V : viscosidad del vapor

Propiedades en la zona de condensación :

$$(t_1 + t_m)/2 = (212 + 78.8)/2 = 145.4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu_L = 1.92 \text{ lb/pie.h}$$

$$c_L = 1 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$k_L = 0.648 \text{ Btu/h.pie.}^\circ\text{F}$$

$$\rho_L = 60.98 \text{ lb/pie}^3$$

Para el vapor

$$\rho_V = 0.0372 \text{ lb/pie}^3$$

$$\mu_V = 0.0313 \text{ lb/pie.h}$$

El Número de Prandtl para el condensado es :

$$N_{Pr} = 2.96$$

El Número Terminal de Reynolds será :

$$\Gamma = 151.32$$

$$4\Gamma/\mu = 315.25$$

Utilizando la gráfica de Dukler, para un Número Terminal de Reynolds de 315.25 y un $N_{Pr} = 2.96$

$$hc \left(\frac{\mu_L^2}{\rho_L^2 \cdot c_L \cdot k_L^3} \right)^{1/3} = 0.35$$

reemplazando valores

$$h_c = 1700.1 \text{ Btu/h.pie}^2.\text{°F}$$

Cálculo del factor Ad

Reemplazando valores en la fórmula:

$$Ad = 1.5 \cdot 10^{-4} \quad \text{y con } 4\Gamma/\mu = 315.25$$

Obtenemos :

$$h'_c/h_c = 1.165$$

$$h'_c = 1980.6 \text{ Btu/h.pie}^2.\text{°F}$$

-Cálculo del Coeficiente de transferencia para la zona de Subenfriamiento.

Como en el caso de mecanismo de película descendente tendremos:

$$h_s = 0.75h_c$$

$$h_s = 1275 \text{ Btu/h.pie}^2.\text{°F}$$

-Cálculo de los Coeficientes Globales de Transferencia en condiciones limpias.

Para la zona de Condensación

$$\frac{1}{U_c} = \frac{1}{h'_c \cdot D_i/D_o} + \frac{1}{h_o}$$

$$U_c = 405.2 \text{ Btu/h.pie}^2.\text{°F}$$

Para la zona de subenfriamiento ;

$$\frac{1}{U_s} = \frac{1}{h_s \cdot D_i/D_o} + \frac{1}{h_o}$$

$$U_s = 356.83 \text{ Btu/h.pie.}^\circ\text{F}$$

-Cálculo de las Areas Requeridas

Para una zona donde se va a condensar:

$$A_c = \frac{Q_c}{U_c(\Delta T_{mc})}$$

$$A_c = 13.14 \text{ pies}^2$$

Para una zona donde se va a subenfriar :

$$A_s = \frac{Q_s}{U_s(\Delta T_{ms})}$$

$$A_s = 8.12 \text{ pies}^2$$

-El área total requerida será:

$$A_t = A_c + A_s$$

$$A_t = 21.26 \text{ pies}^2$$

-El área disponible es :

$$A_d = \pi \cdot D \cdot L \cdot n$$

$$A_d = \pi \cdot 1/12 \cdot 5 \cdot 17$$

$$A_d = 22.25 \text{ pies}^2$$

- Cálculo de los Coeficientes Aparentes en condiciones sucias.

Para el cálculo del coeficiente en condiciones sucias se utiliza el método de tanteo

$$\frac{1}{U_{oc}} = \frac{1}{U_c} + \frac{1}{h_e}$$

$$\frac{1}{U_{os}} = \frac{1}{U_s} + \frac{1}{h_e}$$

Dando valores a h_e se calculan los coeficientes en condiciones sucias y las áreas requeridas para las dos zonas de condensación y la de subenfriamiento, donde el área total debe ser ligeramente menor o igual al área requerida en condiciones limpias.

Luego de varios tanteos se llegó a lo siguiente:

$$\frac{1}{U_{oc}} = \frac{1}{405.2} + \frac{1}{8500}$$

$$U_{oc} = 386.8 \text{ Btu/h.pie}^2.\text{°F}$$

$$\frac{1}{U_{os}} = \frac{1}{356.82} + \frac{1}{8500}$$

$$U_{os} = 342.4 \text{ Btu/h.pie}^2.\text{°F}$$

Las áreas en condiciones sucias serán:

$$A_{oc} = \frac{Q_c}{U_{oc}(\Delta T_{mc})}$$

$$A_{oc} = 13.7 \text{ pies}^2$$

$$A_{os} = \frac{Q_s}{U_{os}(\Delta T_{mc})}$$

$$A_{os} = 8.5 \text{ pies}^2$$

$$A_r = 13.7 + 8.5$$

$$A_r = 22.2 \text{ pies}^2$$

Esta área es bastante parecida a los 21.26 pies² calculados en condiciones limpias, por lo tanto he = 8500 Btu/h.pie².°F