

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL



**ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO PARA MEJORAR
LA ELIMINACIÓN DE ÁCIDOS GRASOS EN UNA
PLANTA DE EXTRACCIÓN DEL ACEITE DE COCO**

INFORME DE SUFICIENCIA

**PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE
INGENIERO QUÍMICO**

POR LA MODALIDAD DE ACTUALIZACION DE CONOCIMIENTOS

PRESENTADO POR

DARÍO GUSTAVO VERA CUADROS

LIMA-PERU

2004

RESUMEN

El presente informe, tratará de mostrar los aspectos técnicos y económicos acerca del proceso de “Deodorización del aceite de coco” con el fin de proponer un sistema capaz de aumentar la capacidad de producción, modernizar el proceso, recuperar los ácidos grasos desorbidos de manera económica. Se incluirá en dicho informe: Un diagrama de flujo para el sistema propuesto, diseño del sistema de recuperación de los ácidos grasos, comparación del sistema propuesto con los del sistema actual, así como el estudio económico correspondiente.

ÍNDICE

	Pág.
INTRODUCCIÓN	1
OBJETIVO	2
1. ASPECTOS GENERALES	3
2. PROPIEDADES FÍSICO - QUÍMICAS DEL ACEITE DE COCO	4
3. TEORÍAS SOBRE EL DISEÑO DE LA PLANTA	8
4. SITUACIÓN ACTUAL DE LA EMPRESA PROCESADORA DEL ACEITE DE COCO	26
5. DIAGRAMA DE OPERACIONES	31
6. DISEÑO DE LOS EQUIPOS DE PLANTA DIAGRAMA DE FLUJO	61
7. EVALUACION ECONOMICA	63
8. EVALUACION DE LOS ESTADOS FINANCIEROS	71
CONCLUSIONES	76
BIBLIOGRAFIA	78
APÉNDICE	79

INTRODUCCION

El cultivo del coco está extendido en el mundo, principalmente en las regiones tropicales de nuestra planta, la amplia distribución y el continuo crecimiento de nuevas áreas de cultivo, nos demuestra la importancia de éste producto oleaginoso para la población del mundo entero.

El nombre tecnico del coco es el de “Cocos Nucífera”. Entre los países productores más importantes tenemos a Filipinas, India, Indonesia y Ceylan. Por otro lado, Latinoamérica cuenta entre sus productores a México, Brasil, Perú, Jamaica y Trinidad de Tobago. En el Perú las áreas productoras se encuentran en la zona norte, los departamentos de Piura, Tumbes y San Martín. La planta del cocotero tiene muchas aplicaciones industriales, siendo la más importante la obtención del aceite de coco.

En el presente trabajo se mostrará un sistema propuesto, para mejorar la capacidad de la planta en la eliminación de ácidos grasos libres, modernizándola para recuperar los ácidos grasos (A.G.) de manera económica.. Dicho informe incluye los siguientes aspectos: Un diagrama de flujo para el sistema propuesto, el diseño del Stripping y del sistema de recuperación de A.G. Finalmente, un análisis económico para sustentar la rentabilidad del nuevo sistema.

OBJETIVO

La compañía SOL de Moyobamba procesa 100 000 lb/día de aceite de coco comestible. Durante el proceso de Desodorización, los Ácidos Grasos desorbidos que se obtienen no son recuperados y terminan en la fuente de agua del sistema de eyectores del condensador; donde se convierten en un peligro de contaminación del agua y del aire.

Debido a esta deficiencia en el proceso actual, se vió la necesidad de realizar un estudio técnico y económico con el objetivo de presentar una propuesta de un nuevo sistema con la finalidad de:

- a) Aumentar la capacidad de producción a 200 000 lb/día
- b) Recuperar los ácidos grasos desorbidos para que puedan generar nuevos ingresos a la compañía.
- c) Modernizar el sistema actual de la planta, debido a que cuenta con un sistema Batch de disorción, lo cual resulta obsoleto.

1. ASPECTOS GENERALES

Los aceites en general, consisten en una mezcla de moléculas de triglicéridos con ácidos grasos. La extracción de una fuente natural de la materia prima, por lo general contiene pequeñas cantidades (1-10%) de ácidos monocarboxílicos no esterificados, llamados ácidos grasos libres, (A.G.L.) disueltos en el aceite. Estos ácidos grasos son generalmente ácidos carboxílicos con un número par de átomos de carbono (entre 8 a 24 átomos de carbono) los cuales pueden ser saturados ó pueden poseer 1 o más enlaces dobles por molécula. La presencia de éstas moléculas de ácidos grasos libres en el aceite, son la causa de fuertes olores desagradables y mal sabor en el aceite, por lo que limitan su aplicación. Pero por otra parte los ácidos grasos tienen aplicación industrial en productos como el jabón de tocador, los cosméticos, productos farmacéuticos. entre otros; para dicho fin estos ácidos grasos deben ser relativamente de alta pureza.

En cuanto a la eliminación de los ácidos grasos se realiza mediante una operación de **desorción** con arrastre de vapor, bajo condiciones de vacío y elevadas temperaturas. Estas condiciones son esenciales para evitar la oxidación del aceite, debido a la exposición en el aire a elevadas temperaturas y para aumentar la fuerza impulsora de la operación de desorción. Los ácidos grasos son recuperados por

condensadores al vacío en la línea de vapor. Por esto el sistema posee eyectores que sirven para crear el vacío.

Características de los aceites vegetales

Para los aceites triglicéridos, la presión de vapor puede ser considerado despreciable en un rango normal de temperatura de desorción. Esta temperatura puede ser 500 °F, debido a que la estabilidad térmica del aceite se convierte en un factor importante a unos 530°F, pues los ácidos grasos son estables hasta esta temperatura.

Al usar vapor de agua a temperaturas normales de operación, se llega a un equilibrio de contenido de ácidos grasos alrededor de 0.02 %, debido a la hidrólisis y descomposición térmica del aceite. Siendo en este punto la velocidad de formación de los ácidos grasos igual a la velocidad de salida de los ácidos grasos absorbidos. Considerándose entonces la cantidad de 0.02 % en peso, como el nivel más bajo alcanzable para la desorción. Por otro lado, se ha establecido la posibilidad del aire en el aceite de coco alrededor del 6 % de volumen de aceite libre de aire, a la temperatura ambiente y a una atmósfera de presión.

2. PROPIEDADES FISICO – QUÍMICAS DEL ACEITE DE COCO

La copra, señalada como la materia prima más rica para la extracción del aceite vegetal (Bayley -1961). Menon y Pandelei (1958) afirman que el aceite de coco tiene un rendimiento del 64 % y está formado por la siguiente mezcla de ácidos grasos:

TABLA 2.1

Ácidos Grasos Saturados:

PRODUCTOS	PORCENTAJE
Capróico	8.3
Caprílico	7.2
Laúrico	46.5
Mirístico	16.8
Palmitico	9.1
Esteárico	2.6
Total A.G. saturados	90.5

TABLA 2.2.

Ácidos Grasos Insaturados

PRODUCTOS	PORCENTAJE
Oleico	6.4
Linoléico	2.1
Total A.G. Insaturados	8.5

Por su parte Collin y Hilditch (1928), manifiestan que la composición de glicéridos en el aceite de coco es la siguiente:

TABLA 2.3.

Glicéridos completamente saturados	82 %
Glicéridos Mono-Oleo-Disaturados	13 %
Glicéridos Di-Oleo-Mono saturados	5 %

El aceite de coco se caracteriza por su elevado contenido de ácido láurico (47.3%), razón por la cual se le clasifica en la categoría de aceites láuricos (Bailey, 1962). El aceite de coco contiene pequeñas cantidades de ácidos grasos no saturados, por lo que presentan un grado muy bajo de insaturación (índice de Yodo 7.5-10.5) y un bajo punto de fusión (26-28 °C)(Thieme, 1970).

Aunque las principales propiedades del aceite de coco dependen de los ácidos grasos que están presentes en su composición, el comportamiento en cuanto a su punto de fusión obedece a la forma en que los ácidos grasos se combinan con el glicerol en triglicéridos mixtos.

Dale y Meara (1959), mencionados por Thieme(1970), identificaron los siguientes glicéridos como constituyentes del aceite de coco:

TABLA 2.4

Miristodilaurina	16 %
Lauromiristopalmitina	12 %
Caprolauromiristina	11 %
Caprodilaurina	9 %

Además de los glicéridos y de algunos ácidos grasos libres, las grasas y aceites contienen otras sustancias, denominadas “materia no saponificable” porque no se pueden transformar en jabón. En el caso del aceite de coco, la proporción de esta materia no saponificable es de 0.3-0.6 %, la tercera parte de esta materia está formado por esteroides, conocido comúnmente como fitoesteroides (por contraposición al colesterol de las grasas animales). El contenido de tocoferol (vitamina E) en el aceite de coco es muy reducido, aproximadamente entre 0.003-0.0085 %, según Lange (1950). En la Tabla 2,5 se tiene una lista detallada de las características físicas y químicas del aceite de coco, así como las normas establecidas en el Reino Unido y los EE.UU, para los diversos índices.

TABLA 2.5.**Características Físicas y Químicas del Aceite de Coco**

Índice de acidez (% de A.G. libres)	1.0-10	14 máx.	-	0.25
Índice de saponificación (mg. de KOH/g de grasa)	251-264	256 min	250-264	257.4
Índice de Yodo (g. de Yodo/100g. De grasa)	7-10	7.2-9.4	7.5-10.5	-
Índice de Reicher-Meiss (ml. de KOH 0.1N/100g. de grasa)	6.9-8.1	-	6-8	7.6
Índice de Polenske (ml. de KOH 0.1N/100g. de grasa)	12-17.5	-	12-18	16.7
Insaponificables (%)	0.14-0.58	0.8 máx.	0.55 máx.	0.18
Índice de Refracción (40 %)	1.44-1.45	1.448-1.449	1.448-1.45	1.449
Densidad (40/25 °C)	0.917-0.92	-	-	-
Punto de fusión (°C) (Comienzo de fusión)	19.5-22	-	-	22
Fusión completa	22.5-26	-	23-26	26
Punto de solidificación (°C)	22-24	-	-	23.3
Color, Lovibond rojo	5 máx.	5 máx.	-	0.85

3. TEORIA SOBRE EL DISEÑO DE LA PLANTA**Método de grupos**

En los sistemas de absorción en contracorriente se incluyen separadores de multicomponentes en las últimas etapas de cascada donde el contacto de dos fases fluyen en contracorriente en cada uno. Existen procedimientos de cálculos aproximados que relacionan composiciones de corriente de entrada y salida de la cascada al número de etapas empleadas. Estos procedimientos aproximados son llamados

MÉTODOS DE GRUPOS, y que los mismos nos proveen solamente un tratamiento de extremo a extremo de los grupos de etapas en la cascada con la determinación detallada de cambios de temperatura y composición causada por las etapas individuales. Aquellas cascadas, son comúnmente utilizadas para absorción, agotamiento, extracción líquido-líquido y operaciones de lixiviación. El científico Kremser presentó el desarrollo original de los métodos de grupos, deducido para toda variedad del balance de material para absorbedores de múltiples etapas en contracorriente; artículos subsiguientes por Souder y Brown, Horton, Franklin y Edmister mejoraron el método de grupos para la aplicación de absorbedores y desorbedores. El tratamiento presentado en este informe es similar al de Edmister para la aplicación general de las operaciones de separación vapor-líquido.

Se tomará en cuenta cascada a contracorriente de “ n ” etapas de equilibrio adiabático, como se muestra en la figura 3.1, con una variedad de absorbentes en la entrada del vapor.

Se asume que aquellas especies están exentas en la entrada del líquido. Las etapas son numeradas desde el tope a los fondos para facilitar la deducción de la ecuación pertinente. Un balance de material alrededor del tope del absorbedor, incluyendo la etapa 1 hasta $n-1$, para cualquier especie absorbente viene dada:

$$v_n = v_1 + l_{n-1} \quad \dots\dots (1)$$

donde: $v = yV \quad \dots\dots(2)$

$$l = xL \quad \dots\dots (3)$$

$$l_0 = 0$$

De las consideraciones de equilibrio para n etapas

$$Y_n = X_n K_n \quad \dots\dots(4)$$

Combinando (2), (3) y (4)

$$V_n = (l_n) / (K_n * X_n) \quad \dots\dots(9)$$

Un factor de absorción A, para una etapa y especie dada está definida por la ecuación:

$$A = L/(KV) \quad \dots\dots(6)$$

Luego:

$$v = l_n / A_n \quad \dots\dots(7)$$

Sustituyendo (7) en (1):

$$l_n / A_n = v_1 + l_{n-1}$$

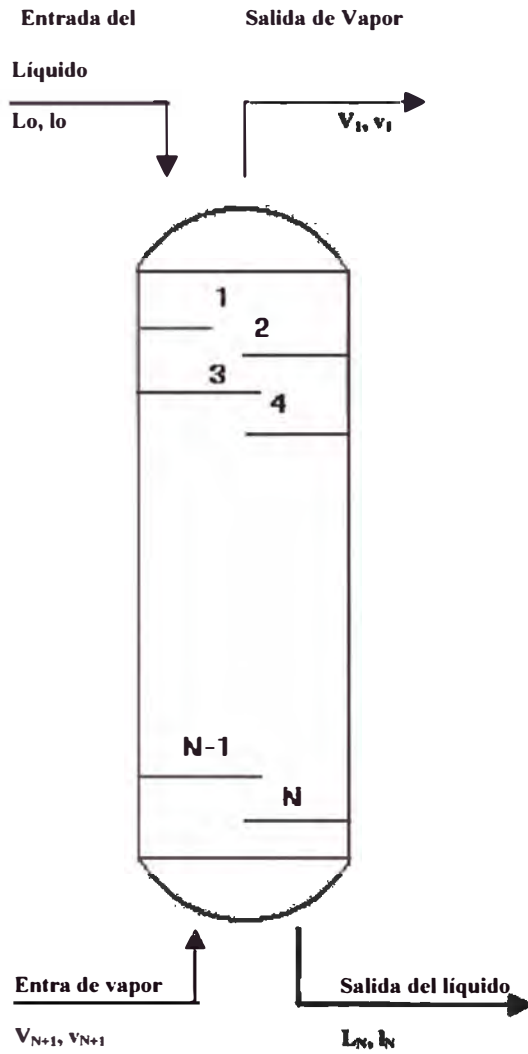


Fig.3.1
(absorción)

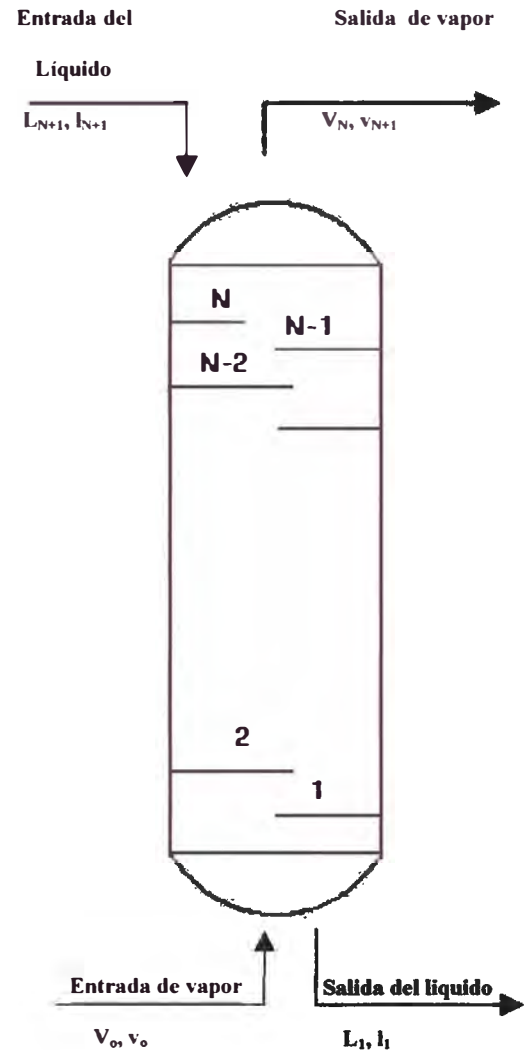


Fig. 3.2
(desorción)

$$I_n = (I_{n-1} + V_1)A_n \quad \dots\dots\dots(8)$$

La razón de flujo interno, I_{n-1} , puede ser eliminada por sustitución sucesiva usando especies del balance del material alrededor de secciones pequeñas sucesivamente del tope de la cascada. De este modo, para la etapa 1 hasta n-2 se tiene:

$$I_{n-1} = (I_{n-2} + v_0)A_{n-1} \quad \dots\dots\dots(9)$$

Sustituyendo (9) en (8) : $v_0 = v_1$

$$I_{n-1} = I_{n-2} \cdot A_{n-1} \cdot A_n + V_1(A_n + A_{n-1} \cdot A_n) \quad \dots\dots(10)$$

La continuación de este proceso hasta la etapa superior es alcanzada donde $i = v_1 \cdot A_1$

Finalmente (1) se convierte en:

$$I_n = V_1 (A_1 \cdot A_2 \dots A_n + A_2 \cdot A_3 \dots A_n + A_3 \dots A_n + A_n) \quad \dots\dots(11)$$

Una forma más usada de esta ecuación es obtenida por combinación en el balance de todas las especies.

$$L_N = v_{N+1} - V_1 \dots\dots\dots (12)$$

Dada una ecuación para la salida de vapor en términos de la entrada de vapor y de la fracción de recuperación.

$$v_1 = v_{N+1} \cdot \vartheta_A \quad \dots\dots\dots(13)$$

$$\vartheta_A = 1/(A_1 \cdot A_2 \cdot A_3 \dots A_N + A_2 \cdot A_3 \dots A_N + A_3 \cdot A_4 \dots A_N + \dots + A_{N+1}) \dots\dots\dots(14)$$

fracción de especies en la entrada de vapor que no es absorbido.

Los métodos de grupos usan un factor de absorción efectivo promedio A_e , al reemplazar los factores de absorción separados para cada etapa i , la ecuación 14 entonces conviene la definición de A_e al reemplazar todo A_i por A_e dado.

$$\phi_A = 1/(A_e^N + A_e^{N-1} + A_e^{N-2} + \dots + A_e + 1) \quad \dots\dots\dots(15)$$

Si esta ecuación es multiplicada y dividida por $(A_e - 1)$, se reduce a:

$$\phi_A = (A_e - 1)/(A_e^{N+1} - 1) = v_1/v^{N+1} \quad \dots\dots\dots(16)$$

Considere ahora una cascada en contracorriente, como se muestra en la figura 3.2, usando las especies despojadas presente en la escala del líquido, asuma que esas especies están exentas en la entrada de vapor e ignore la condensación ó absorción del agente de despojamiento, en éste caso las etapas son numeradas desde los fondos hasta los topos para facilitar la deducción de la ecuación de agotamiento pertinente, sigue de una manera análoga a la ecuación de absorción anterior. El resultado es:

$$l_1 = l_{N+1} * \phi_s \quad \dots\dots\dots(17)$$

donde:

$$\phi_s = (\delta_e - 1)/(\delta_e^{N+1} - 1) \quad \dots\dots\dots(18)$$

$$\delta = (k*V)/L$$

Absorbedores.- En la práctica, los absorbedores son frecuentemente acoplados con los absorbedores ó columnas de destilación, lo que permite la regeneración y el reciclo del

absorbente, sin embargo por que la acción de agotamiento no es perfecta, la entrada del absorbente al absorbedor contienen especies presentes en la entrada del vapor al absorbedor; inyectando vapor al absorbedor pueden agotarse esas especies, así como las especies absorbentes. Introducidas en el conjunto absorbente una ecuación general del absorbedor pueden ser obtenidas por la combinación de la ecuación (13) para absorción de especies de la entrada de vapor con una modificación de la ecuación (17) para el agotamiento de las mismas especies de la entrada del líquido, para las etapas numeradas del tope a los fondos, como en la figura 1-a, la ecuación (17) se convierte en:

$$l_{N+1} = l_0 * \phi_s \quad \dots\dots\dots(20)$$

Necesariamente la bomba y el intercambiador de calor no son mostradas en vista que :

$$l_0 = v_1 + l_{N+1} \quad \dots\dots\dots(21)$$

El efecto total en el absorbedor para una de las especies dadas en las entradas de vapor y entrada de líquido es obtenido por adición de (13) y (21) expresado por:

$$v_1 = v_{N+1} * \phi_a + l_0(1 - \phi_s) \quad \dots\dots\dots(22)$$

La ecuación (22) generalmente es aplicada para cada especie apareciendo en la entrada del absorbedor. La ecuación (20) es usada para especies que aparecen solamente en la entrada del líquido. Para obtener los valores de ϕ_a y ϕ_s para usarla en la

ecuación (20) y (22), estas expresiones son requeridas para A_e y δ_e , aquellas son convenientemente obtenidas de las siguientes ecuaciones deducidas por Edmister:

$$A_e = [A_N(A_1 + 1) + 0.25]^{1/2} - 0.5 \quad \dots\dots\dots(23)$$

$$\delta_e = [\delta_1 (\delta_N + 1) + 0.25]^{1/2} - 0.5 \quad \dots\dots\dots(24)$$

Donde el número de etapas se refieren al de la fig. 3.1. Estas ecuaciones son exactas para un absorbedor adiabático de dos etapas y razonablemente buenas aproximaciones para absorbedores que contienen más de dos etapas.

Valores de A y δ en los topes y fondos de las etapas deben estar basados en la temperatura y las razones de moles totales de vapor y líquidos partiendo de esas etapas. Las razones de flujo pueden ser estimadas por las siguientes ecuaciones de Horton y Franklin:

$$V_1 = V_1 [(V_{N+1})/V_1]^{(1/N)} \quad \dots\dots\dots(25)$$

$$L_1 = L_o + V_2 - V_1 \quad \dots\dots\dots(26)$$

$$V_N = V_{N+1} [V_1/V_{N+1}]^{(1/N)} \quad \dots\dots\dots(27)$$

Estas ecuaciones no son exactas. Ellos asumieron que para todas las etapas la concentración molar del vapor por etapa es el mismo porcentaje a la del flujo de vapor en la etapa en cuestión. Asumiendo que la temperatura del líquido cambia y que es proporcional al gas absorbido.

$$L_o.H_{l0} + V_{N+1}.H_{V_{N+1}} = V_1.H_{V1} + L_N.H_{LN}$$

$$(T_n - T_1) / (T_n - T_o) = (V_{N+1} - V_2) / (V_{N+1} - V_1) \dots\dots\dots (28)$$

Esta ecuación es resuelta simultáneamente con todos los balances de calor para T_1 y T_n , la temperatura de la etapa terminal. Generalmente, si T_o es aproximadamente igual a $[T_{n+1}, (T_1 - T_o)]$, en un rango de 0 a 20 °F, dependiendo de la fracción de entrada de gas absorbido.

El sistema anterior de ecuaciones es altamente usado para estudiar los efectos de las variables durante estudios de diseños preliminares. En general, para una alimentación dada de gas, la fracción de absorción de una sola especie (el componente clave) puede ser especificada. La especie clave será dada comúnmente con un factor de absorción efectiva mayor que la unidad. El grado de absorción de las otras especies en la alimentación puede ser controlado al límite exento por la selección de la presión del absorbedor, temperatura del gas de alimentación, composición del absorbente, temperatura del absorbedor y otras razones de flujo y el número de etapas de equilibrio. Alternativamente como en el ejemplo de la figura 3.2, el grado de absorción para todas las especies puede ser computado para la razón de flujo específico del absorbedor y del número de etapas teóricas. Para máxima absorción, la temperatura será la más baja posible, pero costosa la refrigeración y la compresión del gas generalmente fijadas por las condiciones límites de operación. La selectividad máxima (proporcionando valor de ϕ_A) en absorción es obtenida por un

número grande de etapas, mejor que una razón grande de flujo absorbente. La razón de flujo mínimo de absorbente, correspondiente a un número de etapas infinitas puede ser estimada de la siguiente ecuación obtenida de la ecuación (16) con $N = \infty$

$$(L_o)_{\min} = K_k \cdot V_{N+1}(1 - \phi_{ak}) \quad (29)$$

donde el subíndice k se refiere al componente clave asumiendo que el componente clave no aparece en la entrada del líquido absorbente, tal que $a_k \leq 1$ y que la fracción de la alimentación del gas absorbido es pequeña.

En aplicaciones donde solamente una fracción pequeña de la alimentación del gas es absorbida (por ejemplo en la recuperación de los componentes de la gasolina del gas natural), los cálculos de los factores de absorción y desorción simplificados asumiendo $L_1 = L_N = L_o$, $V_1 = V_N = V_{N+1}$ y $T_1 = T_n = (T_o + T_{N+1})/2$, estas asunciones constituyen la aproximación de Kremser. En otros casos donde una fracción apreciable de la entrada de gas es absorbida, estas asunciones son usadas para obtener una estimación inicial de los balances del material para la aplicación de los procedimientos de Edmister descritos anteriormente.

SIGNIFICADO DE LAS VARIABLES IMPORTANTES DE LAS ECUACIONES DEL METODO DE GRUPOS:

v_n = flujo en fracción molar en el gas en la tapa n

l_{n-1} = flujo en fracción molar en el líquido en la etapa n-1

x = fracción molar de un componente en el líquido

y = fracción molar de un componente en el gas

V = flujo molar total del gas

L = flujo molar total del líquido

Y_n = concentración en el gas en la etapa n

X_n = concentración en el líquido en la etapa n

K_n = coeficiente de transferencia de masa global en la etapa n

Planta de Condensación y Vacío

Antes de la introducción de las modernas técnicas de alto vacío, el vacío en el deodorizador dependía de la temperatura del agua de enfriamiento para condensar los vapores y de la eficiencia de la bomba de vacío para eliminar los gases no condensables del condensador. Este método se usa aun en algunas refinerías. Las bombas de vacío son del tipo usual de compresores de aire, bombas de pistón recíprocante o rotatorias, o más frecuentemente en instalaciones modernas un eyector de vapor de 2 ó 3 pasos.

Eyectores

Todos los eyectores operan sobre un principio en común. Los eyectores de una sola etapa, en su forma más simple consisten de:

Una boquilla de operación, una cámara de succión y un difusor.

El fluido operante, el cual puede ser un gas, vapor o líquido, es expandido desde una presión inicial a una presión igual a la del fluido secundario. Durante el proceso de expansión el fluido operante es acelerado desde una velocidad inicial entrante, la cual es casi despreciable hasta una velocidad alta. En la cámara de succión el fluido primario induce a una región de baja presión al flujo de alta velocidad, el cual causa que el fluido secundario se vuelva entrante y se mezcle con el fluido primario. Durante el proceso de mezcla el fluido primario es retardado y el fluido

secundario acelerado. También la mezcla que entró al compresor es comprimida a la presión de salida por rápida aceleración. El propósito del eyector es transportar y comprimir una masa de fluido inducido desde la presión de succión a la presión de salida o descarga.

En procesos de vacío los eyectores de vapor son ideales sobre todo para uso en desaeradores al vacío, evaporadores, cristalizadores, deodorizadores, filtros de vacío y otros. Estos eyectores ofrecen ventajas operacionales y económicas sobre un extenso rango de capacidades de bombeo.

Frecuentemente es deseable hacer estimaciones preliminares del tamaño y costo de eyectores. El siguiente procedimiento puede ser usado para evaluar cotizaciones. Ocasionalmente se cometen errores en la preparación de una cotización. El error siempre se da en una dirección conservadora requiriendo excesivas cantidades de vapor o agua refrigerante y largos condensadores, lo que trae como consecuencia cotizaciones elevadas e ineficientes que pueden ser rápidamente eliminadas de consideración. Por otro lado un error más resulta en el diseño, cuando una cantidad significativa de gas no condensable entra con la carga.

Un método de analizar el diseño de una cuota de eyector es calcular la carga de vapor total a cada etapa del eyector, estimar

los requerimientos de vapor de cada etapa, la cantidad de agua de enfriamiento a usar y el diseño de los condensadores de superficie.

El primer paso es la conversión del total de la carga de vapor de proceso especificada a una base, W_a (lb/h) de aire seco equivalente a 70°F en la manera descrita por el instituto de intercambiadores de calor.

La razón de vapor básico R_a , puede ser obtenida de la fig. 3.3 del libro de Evans (ver referencia bibliográfica) y corregida para la actual presión de vapor por un multiplicador usada para vapor M_p , también obtenido del libro de Evans.

El total de vapor usado es:

$$W_{s,m} = R_a \cdot M_p \cdot W_a$$

La siguiente ecuación empírica puede ser usada para estimar el consumo de vapor de eyectores de múltiples etapas:

$$W_s/W = (P_s^{0.6} / 49) [(P_s - 0.38P_w)^{0.52}] / (P_s - P_w)$$

Donde:

W_s = peso o cantidad de fluido entrante

W = peso o cantidad de vapor primario

P_s = Presión de succión absoluta en mmHg

P_w = Presión parcial de vapor de agua en el fluido de succión (mmHg).

La ecuación es especificada para los sistemas aire-vapor y es aplicable hasta en unidades con dos etapas de condensación, entre 15 y 100 mmHg de presión de succión absoluta.

Si el fluido entrante es no condensable y otros como el aire, una convección satisfactoria razonable es usada por el instituto de intercambiadores de calor y computan un peso equivalente de aire. Cuando el fluido entrante es condensable y diferente del agua, la ecuación no es aplicable.

Presión entre Etapas

Si los eyectores tienen condensadores entre etapas, para obtener la primera presión entre etapas del eyector citado, hay que acudir a la fig. 3.6 del libro de Evans y encontrar R_a , el número de libras de vapor primario requerido para comprimir una libra de aire seco equivalente desde la presión de succión P_1 hasta la presión P_2 de descarga en un eyector de tamaño típico. Obteniendo el valor apropiado de M_p por la fig.3.6 y usando la ecuación de $W_{s,m}$, se estima los requerimientos de vapor de la primera etapa. Este valor puede usualmente concordar aproximadamente con la cuota de vapor requerido. Si la primera etapa descarga directamente dentro de la segunda etapa, la carga de la segunda etapa puede consistir de la carga básica de la primera etapa, más el vapor primario de la primera etapa. El diseño de la segunda etapa puede ser verificado

de manera similar a la primera etapa. Alternativamente el requerimiento total de vapor de dos etapas operando en serie puede ser estimada directamente de la fig. 3.6. (Libro de Evans).

La cantidad de vapor en la fig. 3.6 está basada sobre tamaños típicos de etapas de eyectores. La razón de vapor básico aprovechado a lo largo de las etapas del eyector puede ser mucho menor al 10 %. Las cantidades de vapor usadas por las etapas, menores que 100 lb/h, especialmente etapas atmosféricas pueden ser aumentadas en un 40 %.

Si la cantidad de vapor a la etapa del eyector siguiente a un intercondensador, es calculada usando la temperatura de vapor de salida del condensador. Esta es el área en que mayores errores de diseño se pueden cometer ocasionalmente.

Condensadores para Eyectores

Los condensadores para eyectores son aprovechados en uno de los dos tipos: El de superficie o el de contacto directo (barométrico ó condensador Jet).

El condensador de contacto directo tiene las siguientes ventajas:

1. Tiene costos más bajos que uno tipo superficial, diseñado para igual servicio.
2. Raramente o casi nunca necesita limpieza.

3. Los problemas de corrosión son usualmente minimizados en un condensador de contacto directo, puesto que el medio corrosivo del eyector es diluido por el agua de condensación.
4. Los vapores condensables de relativamente gran presión de vapor, que son parcialmente solubles en agua, tal como el amoníaco, puede ser más efectivamente condensado en un condensador de contacto directo por el efecto diluyente del agua de enfriamiento.

Los condensadores superficiales por otro lado tienen ventajas por las siguientes razones:

1. No mezclan el agua de enfriamiento con el condensado lo que permite recuperar los condensados que pueden ser convenientes para el agua de alimentación de calderas.
2. Las mayores limitaciones requieren el uso de una bomba de condensación o sólo una pequeña bomba, en comparación al bajo nivel del condensador de contacto directo que la bomba debe manejar el condensado y el agua de enfriamiento.
3. Si el condensado contiene elementos corrosivos, intoxicantes o sustancias radiactivas son necesariamente especiales disposiciones del condensador que pueden ser conservadas en un mínimo por el uso de un condensador tipo superficial.

Temperatura Aproximada

Cuando el equipo de vacío está en servicio y se trata de condensadores barométricos (esto siempre y cuando los no condensables no exceden el 1 % del total de vapor de agua a condensar). Las temperaturas son generalmente fijadas como sigue:

Diferencia Terminal.- La temperatura del vapor correspondiente al vacío menos la temperatura del agua a la salida es igual a 5 °F.

Aire de Salida o no Condensables.- La temperatura será de 5 °F mayor que la temperatura del agua que ingresa al condensador barométrico.

Agua de enfriamiento requerido (en galones /min.) = GPM

$$\text{GPM} = W_s * L / (t_w * 500)$$

Donde:

W_s = libras de vapor hacia el condensador.

L = Calor latente de vaporización que usualmente se toma como 1000 BTU/lb para aplicaciones de proceso y 950BTU/lb para turbinas sin vapor.

t_w = temperatura de elevación del agua.

4. SITUACIÓN ACTUAL DE LA EMPRESA PROCESADORA DEL ACEITE DE COCO

La Empresa tiene una planta que procesa 100 000 lb/día de aceite de coco. El aceite desorbido puede ser procesado en productos comestibles o vendidos como aceite comestible en el mercado. Los ácidos grasos desorbidos que se obtienen no son recuperados y terminan en la fuente de agua del sistema de eyectores del condensador; donde se convierten en un peligro de contaminación del agua y aire.

La planta actualmente tiene una columna de desorción batch de 40 años que está en malas condiciones.

En vista de tal situación la compañía desea:

1. Aumentar la capacidad de la planta el doble de su producción diaria.
2. Recuperar los ácidos grasos desorbidos si se justifica.
3. Modernizar el sistema de la planta.

Sistema Actual

La columna batch consiste de un recipiente de 8 pies de diámetro y 30 pies de altura. Un serpentín interno es usado para el calentamiento con vapor o enfriamiento con agua. Un anillo de distribución en el fondo del recipiente introduce el vapor para el arrastre.

Un eyector de 3 etapas se conecta al recipiente, dando vacío el siguiente ciclo. El proceso batch tiene, las siguientes operaciones:

TABLA 4.1.

Nº	Operación	Tiempo (Horas)
1	Carga a la columna con aceite de coco a la temperatura ambiente	0.5
2	Calentamiento a la temperatura de desorción	1.0
3	Desorción mediante arrastre devapor	1-4
4	Enfriamiento a temperatura ambiente	2.5
5	Descarga de la columna	3.0

Las condiciones de proceso en la columna son:

- Carga : 25 000 lb.
- Temperatura de desorción : 400 °F
- Vacío Abs. En la succión del eyector : 10 mmHg
- Vapor para arrastre(Stripping, Striper) :
- Aceites con 1-5% A.G. : 1-2% (% en peso de aceite) / h
- Aceites con 5-10% A.G. : 2% / 1.5h
- Acidos Grasos (A.G.) libres en aceites no desorbidos (carga) : 1 –10 %
- Coeficientes de transmisión de calor:
 - U. Global calentamiento a 280°F : 100 BTU/h.pie²
 - U. Global enfriamiento a 280°F : 40 BTU/h.pie²
- Personal /turno : 1 operario

Sistema propuesto

El sistema que se ha propuesto debe ser el más económico desde el punto de vista del costo de proceso.

La necesidad de expansión de la capacidad de producción, debido de la creación de nuevos mercados, hace que el problema de inversión de capital sea menos crítico; sin embargo no se dispone de mucho espacio para el sobredimensionamiento. El tiempo de recupero de la inversión afectará la inversión de los costos de operación.

La compañía ha evaluado sistemas continuos anteriormente pero no tiene experiencia con ellos. A pesar del reconocimiento que éste sistema puede ser mucho más económico, la compañía no ha realizado ningun cálculo al respecto.

Datos de diseño disponibles

La composición aproximada de los ácidos grasos desorbidos es como sigue:

TABLA 4.2.

Componentes	% en peso
Acido Láurico (C12)	50
Acido Mirístico (C14)	45
Acido Palmítico (C16)	5

La presión de vapor de estos ácidos vs. La temperatura es como sigue:

Presión de vapor (mmHg)	Temperatura de los ácidos grasos (°C)		
	C12	C14	C16
1	130.2	149.2	167.4
2	141.8	161.1	179.0
16	181.8	202.4	221.5
64	214.6	236.5	257.1
256	256.6	281.5	303.6
760	298.7	326.2	351.2

La reactividad química de estos ácidos deben ser considerados en el diseño de un sistema de recuperación. La contaminación excesiva con cobre y hierro afectará demasiado el factor económico.

SISTEMA DE EYECTORES

Asumir fuga de aire dentro de cualquier sistema mínimo de 1 lb/h

CAPACIDAD CALÓRIFICA DE LIQUIDOS

Aceite de coco (25 °C) : 0.51 cal/g.°c

(200 °C) : 0.61 cal/g.°c

Acido graso C14 (25°C) : 0.52 cal/g.°c

CALOR DE VAPORIZACION DE LOS ACIDOS GRASOS:

C14

90 cal/g a 120 mmHg

ACIDOS	TEMPERATURA DEL AGUA		
	0°C	30°C	60°C
C12 Láurico	0.0037	0.0063	0.0087
C14 Mirístico	0.0013	0.0024	0.0034
C16 Palmítico	0.00046	0.00083	0.0012

DATOS DE VISCOSIDAD

a) Aceites de coco

a 100 °F : 29.79 Stokes

a 212 °F : 6.06 Stokes

b) Acidos grasos

Acido Láurico a 50 °C : 7.3 cpo.

a 75 °C : 3.84 cp

Acido Mirístico a 75 °C : 5.06 cpo

Acido Palmítico a 75 °C : 7.1 cpo

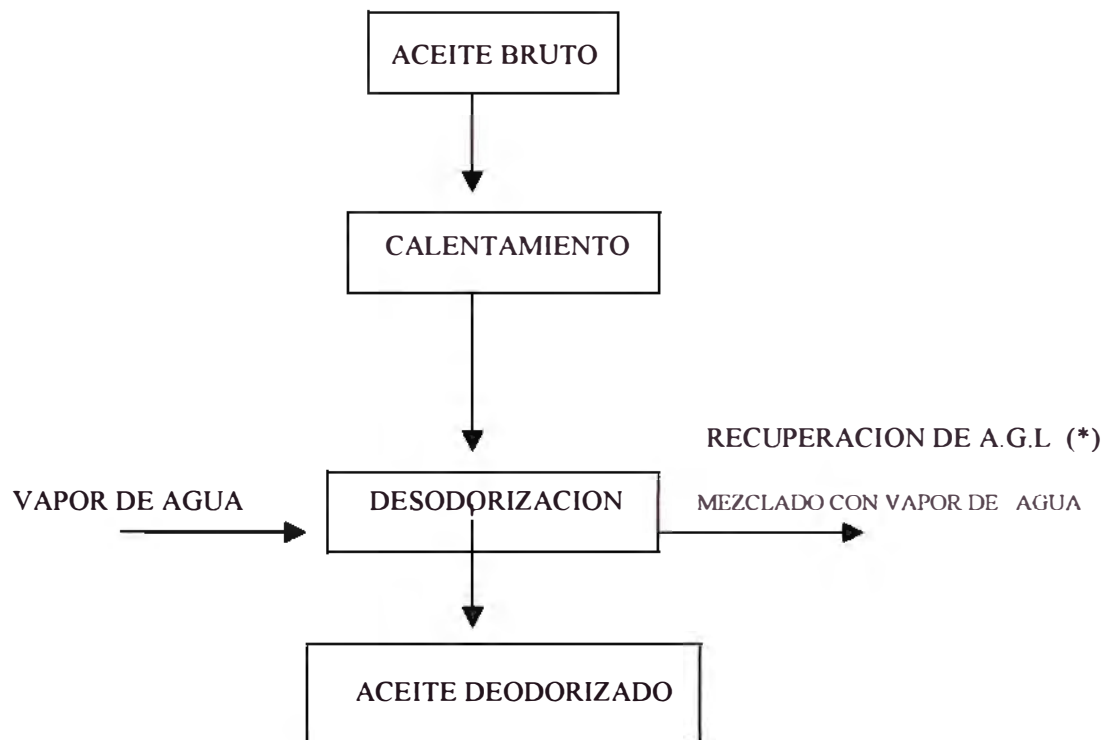
DATOS DE DENSIDAD

Acido Láurico a 75 °C : 0.8516 g/cc

a 80 °C : 0.8477 g/cc

Acido Palmítico a 80 °C : 0.8414 g/cc

5. DIAGRAMA DE OPERACIONES



(*) A.G.L. : Ácidos grasos libres

FIG. 5.1.

6. DISEÑO DE LOS EQUIPOS DE PLANTA

6.1 DISEÑO DE LA COLUMNA DE DESORCION

GLICERIDOS CONSTITUYENTES DEL ACEITE DE COCO

Base: 100 g de aceite de coco

TABLA 6.1.

GLICERIDOS	%	W	PM	n
MIRISTODILAURINA	15	15	666.95	0.02249
LAUROMIRISTOPALMITINA	13	13	723.06	0.01798
CAPROLAUMIRISTINA	10	10	638.90	0.01565
CAPRODILAURINA	10	10	610.85	0.01637
TOTAL	48	48		0.07249

Peso molecular de los gliceridos del aceite de coco:

$$M = \frac{w}{\eta_r} = \frac{48g}{0.07249mol} = 662.14 \text{ g/mol}$$

ACIDOS GRASOS LIBRES DESORBIDOS

TABLA 6.2.

ACIDOS GRASOS	%w	PM	n	X
ACIDO LAURICO	64.63	200.31	0.3226	0.6841
ACIDO MIRISTICO	23.13	228.36	0.1013	0.2147
ACIDO PALMITICO	12.24	250.42	0.0477	0.1012
TOTAL	100		0.4716	1.0043

Peso molecular de los acidos grasos:

$$M = \frac{w}{\eta_r} = \frac{100g}{0.4716mol} = 212.01 \text{ g/mol}$$

CONDICIONES DE OPERACIÓN

Temperatura de deodorización de los ácidos grasos del aceite de coco que destilan a 5 –8 mmHg de presión .

$$T = 200 - 210 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P = 6 \text{ mmHg.}$$

DEODORIZACION CONTINUA

Capacidad de la Planta : 200 000 lb/dia = 8333.33 lb/h

Equipo : Torres de platos provistos de campanas de borboteo

Temperatura de trabajo : 200 °C = 392 °F

Flujo de vapor de borboteo = 2% en peso de la carga de aceite

$$= 166.67 \text{ lb/h} = 75.76 \text{ kg/h}$$

$$= 4.2 \text{ kmol/h}$$

Contenido de Acidos Grasos Libres en el aceite de coco = 5% peso

PUNTOS DE EBULLICION DE LOS ACIDOS GRASOS SATURADOS

A UNA PRESION DE 6 mmHg

TABLA N° 6.3

ACIDOS GRASOS	Temp. Ebullición(°C)
A. LAURICO	160.75
A. MIRISTICO	180.75
A. PALMITICO	199.15

TABLA N° 6.4

PESO MOLECULAR PROMEDIO DEL ACEITE

	W	PM	η
GLICERIDOS	95	662.14	0.14350
A.G.L.	5	212.01	0.02360
TOTAL	100		0.1670

$$PM_{\text{aceite}} = (662.14 \times 0.1435) + (212.01 \times 0.0236) = 598.59 \text{ g/mol}$$

$$G = 166.67 \text{ lb/h} = 9.25 \text{ mol/lb/h} = \text{Flujo del vapor de borboteo}$$

$$L = 8333.33 \text{ lb/h} = 13.9 \text{ mol/lb/h (5\% de A.G.L.)} = \text{Flujo de aceite}$$

$$X_o = \frac{5/212.01}{(5/212.01) + (95/662.14)} = 0.1412$$

$$X_{Np} = \frac{0.02/212.01}{(0.02/212.01) + (99.8/662.14)} = 0.000625$$

6.2 BALANCE DE MATERIA

Tratándose de disoluciones diluidas vamos a considerar que tanto el flujo del líquido como el vapor permanecen constantes a través de toda la columna o torre de desorción .

Entrada = Salida

$$L_o + G(Y_{Np+1}) = L(X_{Np+1}) + G(Y_1)$$

$$Y_1 = (L/G)(X_o - X_{Np+1}) \quad \text{línea de operación.}$$

Reemplazando valores: $L = 13.9 \text{ mol lb/h}$ $G = 9.25 \text{ mol lb/h}$

$$Y_1 = (13.9/9.25)(0.1412 - 0.000625) = 0.2112$$

$$Y_1 = 0.2112$$

Aceite de coco: 8333.33 lb/mol

TABLA N° 6.5

	%	W(lb)	PM	N	X
GLICÉRIDOS	95	7916.66	662.14	11.96	0.86
A.G.L.	5	416.67	212,01	1.94	0.14
TOTAL	100			13.9	1.0

TABLA N° 6.6

	%W	PM	n	X
A. LAURICO	64.63	200.31	0.3226	0.6841
A. MIRISTICO	23.13	228.36	0.1013	0.2147
A. PALMITICO	12.24	256.42	0.0477	0.1012
TOTAL	100.00		0.477	1.00

DESORCION DE UN SOLO COMPONENTE

Considerando a los ácidos grasos como un solo componente vamos a estimar su presión de vapor (ponderada) a la temperatura de trabajo, que permanece constante.

$$T = 200 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Tensiones de vapor de componente puros:

$$P_1 = 36.8 \text{ mmHg (láurico)}$$

$$P_2 = 14.7 \text{ mmHg (mirístico)}$$

$$P_3 = 6.2 \text{ mmHg (palmítico)}$$

$$P_{\text{vapor (A.G.L.)}} = 28.96 \text{ mmHg}$$

En condiciones ideales, es decir cuando la disolución líquida es ideal y la mezcla gaseosa en equilibrio cumple con las leyes de los gases ideales, la presión parcial de equilibrio puede calcularse de acuerdo con la ley de Raoult.

$$P^* = P \cdot X$$

P^* = presión parcial del soluto en la fase gaseosa

P = tensión de vapor del soluto

X = fracción molar del soluto en la fase líquida

En el deodorizador, comienza la destilación, cuando las presiones combinadas del vapor y de los componentes volátiles alcanzan la presión de la superficie de la grasa.

Aplicando la ley de Dalton de la suma de las presiones parciales tenemos:

$$P = P_1 \cdot X + P_2 (1 - X)$$

Donde P = tensión de vapor de agua (6 mmHg)

Entonces: $6 = 28.96 \cdot X + P_2 (1 - X)$; pero $X = 0.1412$

Luego: $6 = (28.96)(0.1412) + P_2 (1 - 0.1412)$

$$P_2 = 2.23 \text{ mmHg}$$

Observamos que la presión del vapor de agua es pequeña comparada con la del vapor de los ácidos grasos, lo cual podemos despreciar la presión de vapor de agua.

CONSTRUCCIÓN DEL DIAGRAMA DE EQUILIBRIO

$$Y_a = \frac{(X_a)(P_a)}{P} = \frac{(X_a)(28.96)}{6}$$

Asignando valores a X dentro del rango de valores de X_{NP} y X_o tenemos:

TABLA N° 6.7

FRACCION MOLAR	
X	Y
0.01	0.048
0.02	0.097
0.03	0.145
0.04	0.193
0.05	0.241
0.06	0.290
0.07	0.338
0.08	0.386
0.09	0.434
0.10	0.483
0.11	0.531
0.12	0.579
0.13	0.628
0.14	0.676
0.15	0.724

CALCULO ANALÍTICO DEL NUMERO DE ETAPAS

Ecuación de Kremser-Brown-Souders, para la desorción

$$\frac{(X_o - X_{np})}{(X_o - (Y_{np+1})/H)} = \frac{((Sn+1) - S)}{((Sn+1) - 1)}$$

Siendo: $S = G.H/L$ el factor de desorción.

Como $Y_{np+1} = 0$ entonces

$$\frac{(X_o - X_{np})}{(X_o)} = \frac{((Sn + 1) - S)}{((Sn + 1) - 1)}$$

Reduciendo la expresión tenemos que **n** es igual a :

$$n = \frac{\log\left(\frac{X_o - X_{np}}{X_{np}}\right)}{\log S} - 1$$

Reemplazando valores tenemos;

$$S = (G/L).H ; H = P_v/P \quad \text{entonces: } S = \left(\frac{9.25}{13.9}\right)\left(\frac{28.96}{6}\right) = 3.212$$

$$X_o = 0.1412; L = 13.9 ; S = 3.212 ; X_{np} = 0.000625$$

$$G = 9.25 \text{ mol lb/h}$$

$$\text{entonces: } n = 4.33 \text{ platos}$$

Empleando el método gráfico obtenemos:

$$\# \text{ de platos teóricos} = 5$$

Platos reales:

Considerando una eficacia media o rendimiento de separación del 65% se tiene:

$$\# \text{ platos reales} = \left(\frac{\# \text{ platos teóricos}}{\text{eficacia}}\right) = \left(\frac{5}{0.65}\right)$$

$$\# \text{ platos reales} = 8$$

6.3 DISEÑO SEGÚN MÉTODO DE GRUPOS

DATOS:

TABLA N° 6.8

	PM
Aceite puro	662.14
Aceite láurico	200.31
Aceite mirístico	228.36
Aceite palmítico	256.42
Acido graso libre	212.01
Agua	18.02
Aceite bruto	598.89 (5% de A.G.L.)

Entrada de Líquido

$$L_{N+1} = L_6$$

N = # de etapas teóricas = 5

Aceite Bruto:

$$L_6 = 8333 \text{ lb/h} = 13.921 \text{ mol lb/h}$$

Ácido Graso Libre:

$$(0.05)(8333) = 416.67 \text{ lb/h}$$

TABLA 6.9

V₆	Mol lb/h	M	W= n.M
C12	1.3444	200.31	269.2968
C14	0.4219	228.36	96.3451
C16	0.1927	256.42	49.4121
Vapor	20.0768	18.02	361.7839
Total	22.0358		776.8379

$$M = (776.8379)/22.0358 = 35.2534$$

% inyección de vapor

$$\text{(con respecto a la alimentación)} = (361.7839)(100/8333.4)$$

$$= 4.34\%$$

OTRA ALTERNATIVA:

Empleando un criterio de ingeniería, se puede reducir el flujo de vapor a costa de incrementar el número de paltos. La aceptación de este criterio está sujeto a determinaciones de costos.

Luego entonces los nuevos valores serían:

TABLA 6.10

Para N = 8

$V_0/V_0 \text{ min} = 1.4327$

Componentes	L_9	V_0	$L_1 = L_9 \cdot \phi_s$	$V_8 = L_9 - L_1$
C12	1.3444	9.7348E10-8	1.3444
C14	0.4220	3.6520E10-5	0.4220
C16	0.1989	6.1855E10-3	0.1927
Aceite Puro	11.9562	11.9562
Vapor	17.415	17.4155
Total	13.9215	17.415	11.9624	19.3746

Siendo el % de inyección de vapor

$$\text{Con respecto a la alimentación} = (17.4155)(18.02)(100/8333)$$

$$= 3.77\%$$

Por otro lado, se puede reducir el uso de vapor incrementando la temperatura de alimentación de 200 °C a 210 °C. La aceptación de esta nueva alternativa, como en el caso anterior está sujeta a evaluaciones de carácter económico.

A continuación se reportan los resultados que se obtendrán en el caso que se aceptara la primera opción.

CÁLCULO DE LOS FLUJOS MOLARES DE LOS COMPONENTES

$$L_{6C12} = \frac{(0.6463)(416.66)}{200.31} \Rightarrow L_{6C12} = 1.3444 \text{ mol lb/h}$$

$$L_{6C14} = \frac{(0.2313)(416.66)}{228.36} \Rightarrow L_{6C14} = 0.4220 \text{ mol lb/h}$$

$$L_{6C16} = \frac{(0.1224)(416.66)}{256.42} \Rightarrow L_{6C16} = 0.1989 \text{ mol lb/h}$$

Dato : 0.02 % en peso de A.G.L.

BASE DE CÁLCULO: Aceite puro (elemento de correlación)

Aceite puro = $8333.3 - 416.64 = 7916.67 \text{ lb/h} = 11.95 \text{ mol lb/h}$

7916.67 lb/h 98.98%

X 0.02%

AGL que sale con L_1 : $X = 1.583 \text{ lb/h}$

$$PM_{\text{mezcla}} = 661.86$$

$$L_1 = \frac{(7916)(100)}{99.98} = 7918.25 \text{ lb/h}$$

La velocidad mínima del agente de desorción corresponde al número de etapas infinita.

Es decir: $N = \infty$

$$Vo \text{ min} = \frac{Ln+1}{Kk} (1-\phi sk) = \frac{L6}{KC16} (1-\phi sC16)$$

Kk = componente clave(ácido palmítico)

Cálculo de ϕ_s de C16

$$\phi_{sC16} = \frac{IC16}{ln+1} = \frac{IC16}{l6C16} = \frac{1.5837/256.42}{0.1989} = 0.0311$$

NOTA: Se considera que los A.G.L. que salen por L_1 contienen solamente ácido palmítico.

Cálculo de K :

$$KC16 = \frac{Pv}{P} = \text{constante de equilibrio}$$

$Pv = 6.24 \text{ mmHg}$

$P = 6 \text{ mmHg}$

$$KC16 = \frac{6.24 \text{ mmHg}}{6 \text{ mmHg}} = 1.04$$

$$\text{Luego: } V_o(\min) = (13.921/1.04)(1 - 0.0311) = 12.97 \text{ mol lb/h}$$

Determinación de ϕ_s de C12 y ϕ_s de C14:

$$\phi_s \text{ de C12} = (1 - k_{C12})V_o(\min) / L_{n+1} \quad KC12 = 36.8/6 = 6.1333$$

$$\phi_s \text{ de C12} = (1 - 6.1333)12.97 / 13.92$$

$$\phi_s \text{ de C12} = -4.782$$

$$\phi_s \text{ de C14} = (1 - k_{C14})V_o(\min) / L_{n+1} \quad KC14 = 14.7/6 = 2.45$$

$$\phi_s \text{ de C14} = (1 - 2.45)12.97 / 13.92$$

$$\phi_s \text{ de C14} = -1.352$$

Los valores negativos de ϕ_s nos indican que la desorción de C12 y C14 es completo.

$$\text{Para } N=10, \phi_{sc16} = \mathbf{0.0311}$$

$$\text{Por cálculo numérico } S_{C16} = 1.20$$

$$\text{Como } S_k = K \cdot V / L_{n+1} \quad V_o = S_{C16} \cdot L_{N+1} / K_k = (1.2)(13.92) / 1.04$$

$$\mathbf{V_o = 16.0634 \text{ mol lb/h}}$$

6.3.1 Intercambiadores de Tubo y Coraza

FLUJO1 –2 CONTRACORRIENTE –PARALELO

- a) **Tubos para intercambiadores de calor.**- Se usa el calibrador BWG del tubo para dar los tamaños de estos, que generalmente están disponibles para diseño de intercambiadores de calor de $\frac{3}{4}$ y 1 pulgada de diámetro exterior.
- b) **Espaciado de los tubos.**- Es a la distancia menor de centro a centro en tubos adyacentes. Los espacios más comunes para arreglos cuadrados son de $\frac{3}{4}$ pulgada de DE (diámetro exterior) en un espaciado cuadrado de 1 pulgada y de 1 pulgada de DE en un espaciado cuadrado de 1.25 pulgadas. Para arreglos triangulares estos son de $\frac{3}{4}$ pulgada de DE en espacio triangular de 1 pulgada y de 1 pulgada de DE en un arreglo triangular de 1.25 pulgadas.
- c) **Corazas.**- Las corazas hasta de 12 pulgadas de diámetro IPS se fabrican de tubos de acero. El grueso estándar para corazas de 12 a 24 pulgadas, inclusive, es de $\frac{3}{8}$ de pulgada, lo que es satisfactorio para presiones de operación por el lado de la coraza hasta de 300 lb/pulg².

d) **Deflectores.**- Para inducir turbulencias fuera de los tubos, es costumbre emplear deflectores que hacen que el líquido fluya a través de la coraza en ángulo recto con el eje de los tubos. La distancia de centro a centro entre los deflectores se llama espaciado de los deflectores. Los deflectores segmentados son hojas de metal perforados, cuyas alturas son generalmente un 75% del diámetro interior de la coraza (deflectores con 255 de corte).

Nota: Intercambiador 1 –2, es el intercambiador en el cual el fluido de la coraza fluye en un paso por la coraza y el fluido de los tubos en dos pasos.

CALCULO DE UN INTERCAMBIADOR 1 –2 EXISTENTE

Condiciones de proceso requeridos.

Fluido caliente: $T_1, T_2, W, C, s, u, k, R_d$, caída de presión

Fluido frío : $t_1, t_2, w, c, s, k, R_d$, caída de presión.

Para el intercambiador se deben conocer los siguientes datos:

Lado de la coraza	Lado de los tubos
DI	Numero y Longitud
Espaciado de los deflectores	DE, BWG, arreglo
Pasos	Pasos

Balance de calor

$$Q = WC(T1 - T2) = wc(t2 - t1)$$

Diferencia verdadera de temperatura = $(MLDT)(Ft)$

$$MLDT = \frac{[(T1 - t2) - (T2 - t1)]}{Ln \left[\frac{T1 - t2}{T2 - t1} \right]}$$

$$R = \frac{T1 - T2}{t2 - t1} \quad , \quad S = \frac{t2 - t1}{T1 - t1}$$

$$Ft = \frac{[(SQR)(RxR + 1)] Ln \left[\frac{(1 - S)}{(1 - RxS)} \right]}{(R - 1) Ln \left[\frac{[2 - S(R + 1 - SQR)(RxR + 1)]}{[2 - S(R + 1 + SQR)(RxR + 1)]} \right]}$$

Coficiente total de diseño (UD):

$$UD = \frac{Q}{(AxMLDTxFt)}$$

Factor de obstrucción (Rd):

$$Rd = \frac{(UC - UD)}{(UCxUD)}$$

El bosquejo para el diseño es el siguiente:

a) Suponga un valor tentativo de UD y calcule la

superficie de $A = \frac{Q}{(UD \times MLD) \times F \times t}$. Es mejor suponer

UD bastante alto que demasiado bajo, ya que esta práctica asegura llegar a la mínima superficie.

Determine el correspondiente número de tubos.

b) Suponiendo un número adecuado de pasos en los tubos para la caída de presión permitida, seleccione el intercambiador que tenga el número de tubos más aproximado a estos.

c) Corrija el valor tentativo de UD a la superficie correspondiente al número actual de tubos que deba contener la coraza.

El cálculo para los coeficientes de película deberán empezar en el lado de los tubos. Si el coeficiente de película del lado de los tubos es relativamente mayor que UD y la caída de presión permitida se satisface y no se excede, el cálculo puede procederse del lado de la coraza. Siempre que se altere el número de pasos en los tubos, la superficie en la coraza también se altera cambiando el valor de A y UD. Para el resto de los cálculos se supone que el fluido frío fluye en los tubos como sucede en la mayoría, pero no necesariamente en todos los casos.

FLUJO 2 –4 CONTRACORRIENTE –PARALELO

Un intercambiador 2 –4 puede usarse cuando las temperaturas de proceso dan un factor de corrección Ft de menos de 0.75 para un intercambiador 1 –2 . Si el factor Ft para el intercambiador 2 –4 excede de 0.9 con un deflector longitudinal removible, ó 0.85 con un deflector longitudinal fijo, será adecuado un intercambiador 2 –4 simple. Si el valor de Ft está debajo de estos límites, será entonces necesario usar un mayor número de pasos en la coraza hasta que se encuentre un arreglo para el que el Ft se aproxime a esos valores.

El cálculo de un intercambiador 2 –4 difiere únicamente en tres aspectos de un intercambiador 1 –2

1) Factor de corrección:

$$F_t = \frac{(A) \left(\ln \left[\frac{(1-S)}{(1-R.S)} \right] \right) / [2(R-1)]}{\ln \left[\frac{(B + (2/S)C + A)}{(B + (2/S)C - A)} \right]}$$

donde $A = \sqrt{R(R+1)}$, $B = 2/S - 1 - R$

$$C = \sqrt{R} [(1-S)(1-RS)]$$

- 2) El área de flujo para los deflectores de corte vertical será la mitad de los valores computados con la ecuación de la caída de presión a través de la coraza.
- 3) El número de cruces para ordenar la caída de presión será el doble, puesto que una serie de deflectores está encima y otra debajo del deflector longitudinal.

6.3.2 Diámetro de la Torre de Desorción: Campanas de Burbujeo

a) **En el tope de la torre se tiene:**

Flujo molar del vapor	: 22.07 mol lb/h
Masa molecular del vapor	: 35.25
Temperatura	: 200°C = 392 °F = 852 R
Presión	: 6 mmHg
Densidad del líquido	: 50.41 lb/ft ³

Las bandejas están espaciadas 24 pulg y el líquido que cierra las ranuras tienen en promedio una altura de 2 pulgadas.

De la fig 15.9 del texto de Peter: $K_v = 0.16$

$$d_i = \frac{d_o \cdot P_i \cdot T_o}{P_o \cdot T_i} = \frac{M \cdot T_o \cdot P_i}{V_m \cdot T_i \cdot P_o}$$

$$\text{Entonces: } dG = \frac{35.25}{359} \times \frac{492}{852} \times \frac{6}{760} = 4.476 \times 10^{-4} \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Velocidad del líquido } V_n = (0.16)(50.41 - 4.476 \times 10^{-4}) / (4.476 \times 10^{-4})$$

$$V_n = 53.69 \text{ pie/s} = 16.37 \text{ m/s}$$

$$D = (M.W \times 4) / (dG \cdot \pi \cdot V_n \cdot 3600)$$

$$= (35.25)(22.04)(4) / (4.476 \times 10^{-4} \times \pi \times 53.69 \times 3600)$$

$$D = 3.38 \text{ pies}$$

b) **En el fondo de la torre se tiene:**

Flujo molar del vapor : 20.08

Masa molecular del vapor : 18.02

Temperatura : 200 °C

Presión : 15 mmHg

Densidad del líquido : 50.41 lb/ft³

Entonces:

$$d_0 = \frac{(18.02 \times 492 \times 15)}{(359 \times 852 \times 760)} = 5.7209 \times 10^{-4}$$

$$V_n = (0.16)(50.41 - 5.7209 \times 10^{-4}) / (5.7209 \times 10^{-4})$$

$$V_n = 47.49$$

Luego: D = 2.17 pies

Conclusión: El valor límite del diámetro está ubicado en el tope de la torre, por lo tanto el diámetro mínimo basado en la máxima velocidad admisible del vapor es 3.38 pies.

Finalmente: **Diámetro de la torre de desorción = 3 pies**

6.3.3 Diámetro de la Torre de Desorción: Platos Perforados

Del texto de operaciones de transferencia de masa 2da. Ed.

Robert E. Treybal.

$$V_f = C_f(dL - dG) / dG \quad \dots\dots\dots(1)$$

V_f = velocidad superficial del gas (flujo volumétrico del gas (Q)/sección transversal neta para el flujo A_n)

Para el diseño de platos perforados:

La constante de inundación C_f se ha relacionado con los datos que se tienen sobre la inundación. Las curvas originales pueden representarse por:

$$C_f = \left[\alpha \log \left(\frac{1}{(L/G)(dG/dL)^{0.5}} \right) + \beta \right] \left(\frac{\sigma}{0.020} \right)^{0.2} \quad \dots\dots\dots(2)$$

Por lo común, para perforaciones de 6 mm de diámetro, las mejores eficiencias de platos derivan de los valores de $V_f \cdot dG$ en el rango de 0.7 a 2.2 (con V , dG en unidades SI), para V en ft/s, dG en lb/ft³, el rango es de 0.6 a 1.8.

Condiciones para el diseño:

$$T = 200^\circ\text{C} = 392^\circ\text{F} = 852 \text{ R}$$

$$P = 6 \text{ mmHg}$$

$$\text{Vapor} : 19.3746 \text{ mol lb/h}$$

$$\text{Líquido: } 13.9215 \text{ mol lb/h}$$

$$A_o/A_a = \text{área del orificio} / \text{área activa}$$

$$= 0.907(d_0/P)^2 = 0.1275$$

Peso molecular promedio del gas = 37.6216 lb/mol lb

Asumiendo gas ideal

$$dG = (M/V_0)(P/P_0)(T/T_0) \quad \text{ó} \quad dG = PM/RT$$

$$R = 998.9 \text{ ft}^3 \cdot \text{mmHg}/(\text{mol lb} \cdot \text{K}) = 555 \text{ ft}^3 \cdot \text{mmHg}/(\text{mol lbR})$$

$$dG = \frac{37.6216 \times 6 \times 492}{359 \times 760 \times 852} = 4.7776 \times 10^{-4} \text{ lb/ft}^3 = 0.007653 \text{ kg/m}^3$$

$$dL = 0.8132 \text{ g/cm}^3 = 50.74368 \text{ lb/ft}^3 = 813.32 \text{ kg/m}^3$$

$$(L/G)(dG/dL)^{0.5} = \left(\frac{13.9215}{19.3746} \right) \left(\frac{4.7756 \times 10^{-4}}{50.74368} \right)^{0.5} = 0.0022$$

Entonces utilizando 0.1 en la ec.(1), puesto que el valor calculado (0.0022) es menor a 0.1

Tabla 6.11

Tabla de propiedades:

T(°C)	DL (g/cm ³)
25	0.9190
60	0.8930
99	0.8740
200	0.8132

Tabla 6.12.

T(°C)	σ (dinas/cm)
20	33.400
80	28.400
130	24.000
200	18.069

La tensión superficial (σ) se calcula como 18.069 dinas/cm

ó 0.018069 N/m

En forma tentativa, tomamos $t = 2 \text{ ft} = 0.6096 \text{ m}$

Usando la tabla 6.2 de la pág. 180 de Treybal tenemos

$$\alpha = 0.0744t + 0.01173$$

$$\beta = 0.0304t + 0.015$$

Para $t = 0.6096$

$$\alpha = 0.05708$$

$$\beta = 0.03353$$

reemplazando en la ec. (2):

$$Cf = 0.08879$$

Reemplazando en la ec. (1):

$$Vf = 28.9466 \text{ m/s}$$

$$V_{N+1} = (776.8379 \text{ lb/h})(0.453 \text{ kg/lb}) = 352.6067 \text{ kg/h}$$

$$V_{N+1} = (352.6067 \text{ kg/h})(1\text{h}/3600\text{s})(1/0.007653 \text{ kg/m}^3)$$

$$V_{N+1} = 12.7984 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$A_N = (V_{N+1}) / (V_f) = 0.4421 .m^2$$

$$A_r = \frac{0.4421}{(1 - 0.088)} = 0.4848 m^2$$

Donde este valor encontrado es el recomendado.

6.3.4 Diseño del Desaerador

$$m = 8333.4 \text{ lb/h}$$

$$T = 160^\circ\text{C}$$

Considerando un tiempo de residencia (asumido) de 10 minutos:

Además la densidad del aceite:

TABLA 6.13

T(°C)	Densidad (g/cm ³)
20	0.9226
160	0.8330
200	0.8074

$$\text{Caudal} = m/d = 8333.4 / (0.833 \times 62.4) = 160.32 \text{ ft}^3/\text{h}$$

Volumen de aceite =

$$V = 160 \text{ ft}^3 / \text{h} (1 \text{ h} / 60 \text{ min}) (10 \text{ min}) = 27 \text{ ft}^3$$

Considerando H = 3D

El volumen del aceite ocupa la tercera parte del volumen total:

$$V_T = \pi \cdot D^2 (H / 4) = \pi \cdot D^2 (3D / 4) = \pi \cdot D^3 / 4$$

como $V = 27 \text{ ft}^3$, luego se tiene :

$$V_T = 3(27) = 81 \text{ ft}^3, \text{ entonces:}$$

$$\mathbf{D = 4.7 \text{ ft}, \quad H = 14.1 \text{ ft}}$$

6.3.5 Diseño de la Planta de Vacío

Dato del proceso: solubilidad del aire = 6 % en volumen de aceite libre de aire a la temperatura ambiente y a 1 atm de presión.

Por otro lado se conoce el flujo de aceite libre de aire y es

$$8333.33 \text{ lb/h} = 144.68 \text{ ft}^3/\text{h}$$

Sea X los ft^3/h de aceite mezclado con aire:

$$X - 0.06X = (8333.33 \text{ lb/h}) (3.5314 \times 10^{-5} \text{ ft}^3 / \text{cm}^3) (1 / 0.9226 \text{ g} / \text{cm}^3) (453.592 \text{ g} / \text{lb})$$

$$\text{Luego:} \quad X = 153.92 \text{ ft}^3/\text{h} \text{ de aceite con aire}$$

$$\text{Por lo tanto:} \quad 0.06X = 9.2352 \text{ ft}^3/\text{h} \text{ de aire}$$

$$= (9.2352 \text{ ft}^3/\text{h})(0.081 \text{ lb}/\text{ft}^3)$$

$$= \mathbf{0.748 \text{ lb/h}} \text{ de aire}$$

A continuación calculamos el aire equivalente a 70 °F de una mezcla que contiene 0.748 lb/h de aire y 20.0768 mol lb/h de vapor y que está a 160 °C = 320 °F.

Asumiendo para propósitos de diseño que la carga al sistema de eyectores de A.G.L. es cero.

De la fig.6.17 del texto de Ludwig, la razón de entrada de aire es 0.94; luego para el aire es:

w lb de aire a 70°F 100%

1.748 lb de aire a 320°F 92%

Nota: por dato la penetración de aire al sistema es de 1lb/h, luego se tiene:

Luego $w = 1.860$ lb/h equivalente a 70°F

Para el vapor:

De la fig 6.17 (Texto de Ludwig) la razón es de 0.92

y lb de aire a 70°F 100%

$(20.0768 \text{ mol lb/h})(18.02 \text{ lb/mol lb}) = 361.784$ lb/h de aire 92%

$y = 393.243$ lb/h

De la fig. 6.18, (Texto Ludwig) como $PM = 18.02$ del vapor, entonces la razón es 0.81

y lb de aire a 70°F 100%

393.243 lb/h 81%

luego: $y = 484.485$ lb/h

por lo tanto:

La mezcla a 70°F de aire equivalente es:

$1.860 \text{ lb/h} + 484.485 \text{ lb/h} = 487.345 \text{ lb/h}$

es decir:

$w_a = 487.345 \text{ lb/h}$ de aire seco equivalente a 70°F

Nota: Observar que 1.748 lb/h de aire equivale al 0.48% del vapor de agua que entra al sistema de vacío.

Para la primera etapa o termocompresor se tiene:

$P_{\text{succión}} = 6 \text{ mmHg}$ absoluto.

$P_{\text{descarga}} = 40 \text{ mmHg}$. Absoluto (por criterio de diseño de termocompresor y por consideraciones posteriores para el cálculo de los GPM de agua de enfriamiento)

De la fig. 3.6 del texto de Ludwig:

$R_a = 1.6$, $M_p = 1.15$ (se necesita este factor debido a que la fig.3.6 está basada en vapor primario a $P = 150 \text{ psig}$.)

Luego como el vapor total usado ($w_{s,m}$) es:

$$w_{s,m} = R_a \cdot M_p \cdot w_a = 1.6 \times 1.15 \times 487.345$$

$w_{s,m} = 896.7148 \text{ lb/h}$ de vapor requerido

Por referencias del libro de Bernardini, el consumo de vapor en los eyectores es generalmente limitado y puede estimarse en un tercio del consumo de los termocompresores.

Por lo tanto:

Consumo de vapor total = $896.7148 \text{ lb/h} + (2/3) \times 896.7148$

Vapor total requerido = **1494.52 lb/h** de vapor primario

De la pág. 234 del texto de Ludwig, los puntos que se deben considerar para evaluar la cantidad en GPM de agua

de enfriamiento requerido (solo si los no condensables no exceden el 1% del total de vapor de agua a condensar, como ya se demostró anteriormente el % de no condensables en nuestro caso es de 0.48%) son:

Diferencia terminal:

$$T_{\text{vapor a 40 mmHg}} - T_{\text{agua a la salida}} = 5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{De tablas de vapor de agua: } T_{\text{vapor a 40 mmHg}} = 34^\circ\text{C} = 93.2^\circ\text{F}$$

(información extraída del Jhon Perry, pag 201, Tomo I)

$$\text{Luego se tiene: } T_{\text{agua a la salida}} = 88.2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Como el agua de enfriamiento de servicio está a 80°F se tiene que la temperatura de elevación del agua es.

$$T_w = 88.2 - 80, \text{ entonces } T_w = 8.2^\circ\text{F}$$

Por otro lado, la $T_{\text{agua a la salida}}$ de los no condensables según el texto de Ludwig será de 5°F mayor que la Temperatura del agua que ingresa, esto es:

$$T_{\text{salida de los no condensables}} = 85 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Luego:

$$\text{GPM (agua de enfriamiento requerido)} = w_s \cdot L / T_w \cdot 500$$

Donde:

$W_s = \text{lb de de vapor hacia el condensador}$

$L = \text{calor latente de vaporización (1000 BTU/lb)}$

Como para nuestro caso:

$$W_s = 896.7148 + (1/3)(896.7148 + 361.784 \text{ lb/h})$$

$$W_s = 1557.404 \text{ lb/h}$$

$$\text{Por lo tanto: } \text{GPM} = 1557.404 \times 1000 / (8.2 \times 500)$$

Luego: **GPM = 379.85** (requerimiento de agua de enfriamiento)

6.3.6 Dimensionamiento del Eyector

Los cálculos presentados han sido realizados para el termocompresor. Análisis similares se efectúan para los eyectores.

Del libro de Evans se tiene:

$$D_1 = 2(w_{a1} / P_1)^{0.48} = 2(487.345 / 6)^{0.48}$$

$$D_1 = 16.507 \text{ pulg.}, \text{ entonces: } D_1 = 420 \text{ mm}$$

$$\text{Por otro lado: } D_2 = (3/4)D_1$$

$$D_2 = 315 \text{ mm}$$

$$\text{Así mismo: } L = 9 D_1$$

$$L = 3780 \text{ mm} = 3.78 \text{ m}$$

$$\text{Además: } D_d = 0.94(w_{a2}/P_2)^{0.5}$$

$$D_d = 5.53 \text{ pulg.} = 140 \text{ mm}$$

$$\text{Finalmente: } \text{Peso en lb} = 110(w_{a1}/P_1)^{0.7}$$

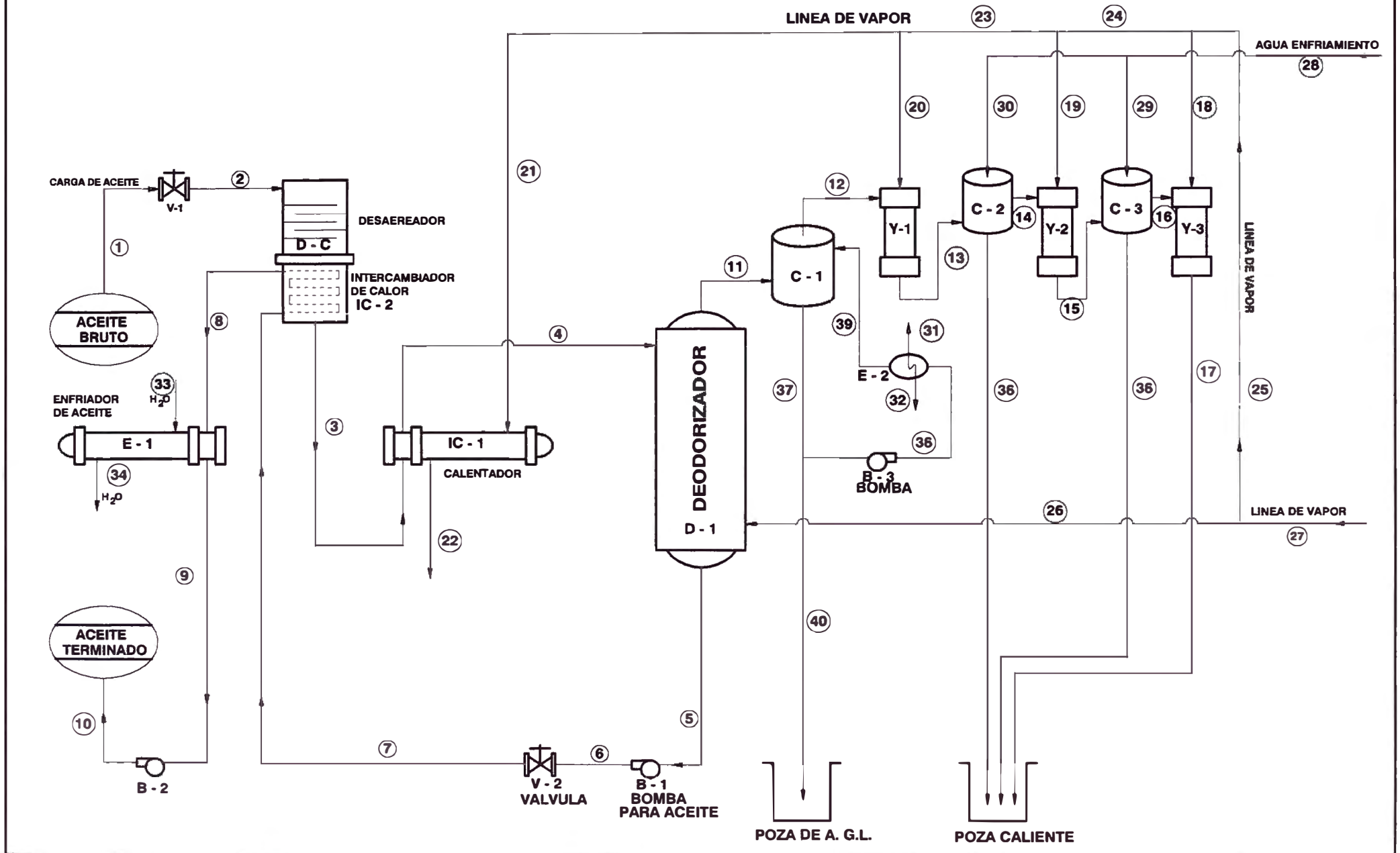
$$\text{Peso} = 2388.759 \text{ lb.} = 1083.522 \text{ kg}$$

6.4 Diagrama de Flujo

- E-1 Enfriador del aceite
- E-2 Enfriador del A.G.L. en el reciclo
- D-C Desaerador
- IC-1 Intercambiador de calor (calienta el aceite)
- IC-2 Intercambiador de calor en el desaerador
- D-1 Deodorizador (desorbedor)
- C-1 Condensador 1
- C-2 Condensador 2
- C-3 Condensador 3
- Y-1 Eyector 1 (Línea de vacío)
- Y-2 Eyector 2 (Línea de vacío)
- Y-3 Eyector 3 (Línea de vacío)
- B-1 Bomba para aceite
- B-2 Bomba para aceite terminado
- B-3 Bomba que recicla A.G.L.
- V-1 Válvula 1
- V-2 Válvula 2

FIG. 6.1

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA DE ACEITE DE COCO DEODORIZACION CONTINUA



7. EVALUACION ECONOMICA

Los costos de los equipos tales como tanques y columnas pueden subdividirse en las siguientes partes:

1. Costos de la carcasa, incluyendo los apoyos, bocas de inspección y tuberías.
2. Costos de las partes internas incluyendo las bandejas y sus accesorios, soportes, placas de distribución.
3. Costos de dispositivos auxiliares como plataformas, escaleras, pasamanos, etc.

Bajo estas consideraciones obtenemos costos tomando como base costos establecidos en tablas del libro de PETERS

7.1 DESAERADOR

Densidad del acero = 488.59 lb/ft^3

$A_T = \text{área total} = 2\pi r^2 + 2\pi rH$, pero $r = 4.7/2 = 2.35 \text{ ft}$. $H = 14.1 \text{ ft}$

Luego: $A_T = 242.88 \text{ ft}^2$

Espesor = $e = \frac{3}{4} \text{ pulg} = 0.0625 \text{ ft}$

$V_t = A_T \cdot e = (242.88)(0.0625) = 15.18 \text{ ft}^3$

Reemplazando datos tenemos.

Masa de acero = densidad $\times V_t = 7416.9 \text{ lb}$

De la fig. 15-14 de Peters : costo = $0.28 \text{ \$/lb}$

Factor de costo por tipo de acero (A1316) = 5.2

Entonces:

$$\text{Costo parte1} = 0.28 \times 7416.9 \times 5.2 = \$ 10799.03$$

$$\text{Costo parte2} = \$ 180 \times 4 \times (\# \text{ platos}) = \$ 7200 \text{ (fig. 15-21)}$$

$$\text{Costo parte3} = \$ 0.2 \times 1700 \times 2 = \$ 680 \text{ (tabla \#7)}$$

$$\text{Costo total} = \$ 18679.03 \text{ (al año 1965)}$$

$$\text{Costo total al año 2002} = 18679.03 / 0.42 = \$ 44473.88$$

$$\text{Costo total año 2002} = \$ 44473.88$$

7.2 DESORBEDOR

CAPACIDAD	DIAMETRO	ALTURA	# PLATOS
8333.3 lb/h.	3 pies	30 pies	8

Costo 1 (fig. 15-19)

$$\text{Masa de acero} = (\text{At}) \cdot (\text{e}) \cdot \text{densidad} = 344 \times 0.0625 \times 488.6$$

$$= 10505 \text{ lb.}$$

$$\text{Costo1} = 0.4 \text{ \$/lb} \times 10505 \text{ lb} = \$ 4202 \times 5.2 = \$ 21850 \text{ (AI316)}$$

Costo2 = (fig.15-21)

$$\text{Costo de bandejas en campanas de burbujeo} = \$ 220 \times 8$$

$$= \$ 9152$$

Costo3 (tabla #7)

$$\text{Escalera} \quad 0.2 \text{ \$/lb} \dots\dots\dots 1700 \text{ lb.}$$

$$\text{Pasamanos} \quad 0.2 \text{ \$/lb} \dots\dots\dots 1700 \text{ lb}$$

$$\text{Costo} = 2 \times 0.2 \times 1700 = \$ 680$$

Costo total = \$ 31682 (año 1967)

Costo al año 2002 = 31682 x 4.7

Costo total al año 2002 = \$ 148905.4

7.3 INTERCAMBIADORES DE CALOR

a) Evaluación del Enfriador de Aceite (E-1)

	LINEA DE ACEITE	LINEA DE AGUA
Temp. De entrada(°C)	72	25
Temp. De salida (°C)	30	45
Flujo entrada (kg/h)	3600	
Flujo salida (kg/h)	3600	

Datos: aceite a 25 °C Cp= 0.51 cal/g.°C

a 200°C Cp = 0.61 cal/g.°C

Del manual de Perry se tiene los datos de Coeficientes Globales de Transferencia de Calor en intercambiadores de Casco y Tubos.

Lado coraza	Lado tubos	U (de diseño BTU/°F.h.pie ³)
Aceite vegetal	Agua	20 –50
Aceite vegetal	Aceite vegetal	10 –40

Balance de Intercambio

$$Q_g = Q_p$$

$$M_{\text{agua}} C_p (T_2 - T_1) = M_{\text{aceite}} C_p (t_2 - t_1)$$

Condición de Diseño

$$Q_g = Q_p \quad Q_g = U.A.(LTM)$$

$$Q_p = M_{\text{agua}} C_p (T_2 - T_1)$$

$$LTM = \frac{(T_2 - T_1) - (t_2 - t_1)}{\ln \left[\frac{(T_2 - t_1)}{(t_2 - T_1)} \right]}$$

Resultados:

$$Q_g = 90720 \text{ kcal/h} \quad , \quad LTM = 28.01$$

$$U = 50 \text{ BTU/h.pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{El área resulta:} \quad A_t = 13.27 \text{ m}^2 = 143.1 \text{ pie}^2$$

Del dato de Peters, fig.14-13 (1970) y AI316 para el área calculada:

$$\text{Costo} = \$ 1000 \times 2.3 = \$ 2300$$

$$\text{Costo al año 2002} = \$ 2300 \times 4.7 = \mathbf{\$ 10810}$$

b) Evaluación del Calentador (IC -1)

Evaluando por el método anterior tenemos:

$$Q_{\text{aceite}} = 80873 \text{ kcal/h}$$

$$U = 40 \text{ BTU/h.pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}, \quad LTM = 81.24$$

$$\text{Area} = 5 \text{ m}^2 = 54.84 \text{ pie}^2$$

$$\text{Costo} = \$ 1380 \text{ (al año 1967)}$$

$$\text{Costo al año 2002} = \$ 1380 \times 4.7$$

$$\text{Costo al año 2002} = \$ 6486$$

c) **Evaluación del Intercambiador de los Ácidos Grasos (E-L)**

$$Q_g = 3683 \text{ kcal/h}$$

$$\text{LTM} = 28.5, \quad U = 20 \text{ BTU/h.pie}^2.\text{°F}$$

$$\text{Area} = 13 \text{ pie}^2$$

$$\text{Costo} = \$ 575 \text{ (año 1967)}$$

$$\text{Costo al año 2002} = \$ 2587$$

d) **Evaluación del intercambiador en el Desaereador**

$$Q_g = 260253 \text{ kcal/h}$$

$$\text{LTM} = 123, \quad U = 195 \text{ BTU/h.pie}^2.\text{°F}$$

$$\text{Area} = 116.78 \text{ pie}^2$$

$$\text{Costo} = \$ 1610 \text{ (año 1967)}$$

$$\text{Costo al año 2002} = \$ 7245$$

7.4 EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LAS BOMBAS

Los costos actuales aproximados de los diferentes tipos de bombas y motores, se han determinado de los fabricantes cuyos catálogos nos dan las siguientes características:

Bomba	Potencia (HP) para una altura de 25 pies	Flujo	Costo
B -1	1/2	1000 -1120 gal/min	\$ 1200
B -2	1/2	1000 -1120 gal/min	\$ 1200
B -3	1/4	40 -45 gal/min	\$ 480
TOTAL			\$2880

7.5 COSTO DE LA PLANTA DE VACÍO

De la fig. 3-8 del texto de Evans, basada en vapor primario a 100 psig y considerando como que el eyector se tiene de 10 a 100lb/h de aire.

$$\begin{aligned} \text{El factor de tamaño} = (w_a/P_1) &= \frac{\text{lb. aire. equiv. de carga}}{\text{Presión de succión. (mmHg)}} \\ &= (487.345 \text{ lb/h})/6 \text{ mmHg} \\ &= 81.22 \end{aligned}$$

El costo correspondiente es \$ 21000, para acero Stainless Steel el factor es 2.0 y por efectos del condensador el factor es 1.25, por lo tanto se tiene:

$$\text{Costo} = \$ 21000 \times 2 \times 1.25 = \$ 52500 \text{ (al año 1974)}$$

$$\text{Costo al año 2002} = \$ 52500 \times 2.2 = \$ \mathbf{115500}$$

7.6 EVALUACIÓN DE LOS COSTOS VARIABLES, FIJOS Y ADMINISTRATIVOS

a) Costos Variables

BOMBAS:

$$\frac{100\$}{1000.kw-h} \times (5/4)HP \times 1.35 = 0.168\$ / h$$

$$\text{Costo1} = (0.168\$/h)(24h/dia)(360 \text{ dias/año}) = \mathbf{1458 \$/año}$$

CANTIDAD TOTAL DE VAPOR CONSUMIDO

C-1 455.4 lb/h

Y-1 897 lb/h

Y-2 299 lb/h

Y-3 299 lb/h

D-1 361.7 lb/h

Total (2312 lb/h)(15 \$/1000 lb)(24 h/dia)(360 dias/año)

$$\text{Costo 2} = \mathbf{299635 \$/año}$$

CANTIDAD TOTAL DE AGUA DE ENFRIAMIENTO

$$E-1 = 4.536 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$C-2,3 = 86.31 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$E-2 = 0.18415 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Total} = 91 \text{ m}^3/\text{h} = 3214.6 \text{ pie}^3/\text{h}$$

$$\text{Costo 3} = 277741.4 \text{ \$/año}$$

$$\text{Total de costos variables} = 578834 \text{ \$/año}$$

COSTOS FIJOS

$$(3.22 \text{ \$/100 lb})(7918.2 \text{ lb/h})(24 \text{ h/día})(360 \text{ días/año})$$

Entonces:

$$\text{Costos Fijos} = 2202906 \text{ \$/año}$$

c) Gastos Administrativos

Se evaluaron tomando en cuenta el 60% de los costos salariales.

$$(1.2/100 \text{ lb aceite})(0.6) = 0.0072 \text{ \$/lb aceite}$$

$$\text{Total gastos administrativos} = 492575 \text{ \$/año}$$

$$\text{Costo de equipos e instalación} = \$ 368429$$

INVERSION TOTAL

La inversión total es la suma de los costos de equipos e instalación más el capital de trabajo

Inversión Total = \$ 442114

8. EVALUACION DE LOS ESTADOS FINANCIEROS

La evaluación de los estados financieros del proyecto se realizó teniendo en cuenta los siguientes puntos:

- a) Inversión fija
- b) Capital de trabajo
- c) Requerimiento y producción
- d) Costos variables
- e) Costos fijos
- f) Gastos de administración.

Los cálculos se resumen en la tabla del Anexo 3

TABLA 8.5

FLUJO DE CAJA

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
INVERSION											
Inversión propia	176.846	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Capital de Trabajo	0.000	88.422	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Total Inversión	176.846	88.422	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
UTILIDAD NETA	0.000	517.149	517.149	517.149	517.149	517.149	517.149	517.149	517.149	517.149	517.149
Amortizacion a la Deuda		25.506	24.525	23.582	22.675	21.803	20.964	20.158	19.382	18.637	17.92
DEPRECIACION	0.000	44.211	44.211	44.211	44.211	44.211	44.211	44.211	44.211	44.211	44.211
FLUJO NETO DE FONDOS (FNF)	-176.846	498.444	585.885	584.942	584.035	583.163	582.324	581.518	580.742	579.997	579.280
Aportes	176.846	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Dividendos	0.000	0.000	460.262	460.262	460.262	460.262	460.262	460.262	460.262	460.262	460.262
Saldo Caja Anual	0.000	498.444	125.622	124.679	123.772	122.900	122.061	121.255	120.479	119.734	119.017
Caja Residual		498.444	624.066	748.745	872.518	995.418	1117.480	1238.735	1359.214	1478.949	1597.966

CONCLUSIONES

1. Las propiedades de los aceites (grasa líquida) tienen una gran importancia práctica. Muchas de las aplicaciones técnicas y usos como productos comestibles dependen de las propiedades físicas de estos compuestos que se caracterizan por tener grandes cadenas carbonadas.
2. La deodorización es un proceso para eliminar sustancias que imparten olores y sabores indeseables a la grasa. Entre los compuestos odoríferos formados por degradación de las grasas y materiales asociados con ellas, se encuentran los ácidos grasos libres, que resultan de la hidrólisis de los glicéridos. Otros son las cetonas y aldehídos.
3. La deodorización, en la práctica, es la eliminación de la materia odorífera por destilación, con una corriente de vapor de agua al vacío y a elevadas temperaturas. La presión de vapor de los compuestos odoríferos es tan baja que se requerirían temperaturas demasiado altas para destilarlos a presión atmosférica; de aquí la necesidad de trabajar al buen vacío y la corriente de un gas inerte para reducir la temperatura de destilación por debajo del valor que daría lugar a la descomposición de la grasa neutra; siendo éste gas adecuado el vapor de agua, debido a su bajo precio, su gran volumen específico y la comparativa facilidad con la que puede condensarse; un Gas inerte no condensable requeriría una maquinaria de bombeo muy elaborada y de alto valor económico.

4. Una de las ventajas que se obtiene para las plantas con columna continua, es el tiempo reducido que la grasa se expone a las altas temperaturas de la deodorización. Además cuanto menor sea el tiempo de residencia de la grasa en el desodorizador mejor será su calidad final. Un tiempo prolongado presenta los inconvenientes de

Fenómeno de polimerización

Sabor a “cocido” en los aceites

Deterioro del color del aceite refinado

5. Respecto a la evaluación de los estados financieros, se puede concluir según los valores positivos del VAN, que el proyecto es rentable.
6. Como aporte en el informe presentado acerca del proyecto se tiene la rentabilidad que ofrece el sistema propuesto, para mejorar la capacidad de producción y recupero de los ácidos grasos que se están eliminando. Estos sub-productos (A.G.L.) generarán nuevos ingresos a la compañía.

BIBLIOGRAFIA

1. BERNARDINI, E. Tecnología de Aceites y Grasas.
5. EVANS FRANK L. Equipment Design Handbook for refineries y Chemical Plants; 1974, vol II
6. LUDWING ERNEST, Aplied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, vol I
7. PERRY CHILTON, Biblioteca del Ingeniero Químico, Edit. Mc Graw Hill, México, 1986
8. PETERS MAX S., Diseño de Plantas y su evaluación Económica para Ingenieros Químicos, Edit. Géminis S.R.L., Buenos Aires, 1978
9. REID-SHERWOOD, Propiedades de los gases y líquidos, Edit. UTEHA, México, 1968
10. THIEME J. B., La industria del aceite de coco, Organización de las Naciones Unidas para la agricultura y la Alimentación, FAO, Roma 1985
11. VALENCIA NUÑEZ A., Diagnóstico de la Industria de aceites y grasas comestibles, Tesis UNA.

APENDICE

ANEXO 1

BALANCE DE MATERIA

SISTEMA ACTUAL

Entrada = Salida

Base de cálculo : Aceite puro (después de haber sido separado la borra en el filtro prensa).

$$\text{Aceite puro} = 4166.66 \text{ lb/h} - 208.33 \text{ lb/h} = 3958.33 \text{ lb/h}$$

Dato : 0.02% en peso de Ácido Graso Libre eliminado

Entonces: 3958.33 lb/h99.98%

w 0.02%

Luego: **w = 0.79 lb/h = cantidad de A.G.L. que sale del deodorizador.**



SISTEMA PROPUESTO

DESODORIZACIÓN CONTINUA

Capacidad de la Planta : 200 000 lb/día = 8333.33 lb/h

Equipo : Torres de platos provistos de campanas de borboteo

Temperatura de trabajo : 200 °C = 392 °F

Flujo de vapor de borboteo = 2% en peso de la carga de aceite

$$= 166.67 \text{ lb/h} = 75.76 \text{ kg/h}$$

$$= 4.2 \text{ kmol/h}$$

Contenido de Ácidos Grasos Libres en el aceite de coco = 5% peso

ANEXO 2

**RESUMEN DE LAS CARACTERISTICAS Y DIMENSIONES
DE LOS EQUIPOS**

EQUIPOS	CARACTERISTICAS Y DIMENSIONES					
DEODORIZADOR	Capacidad	D	H	#	Material	
	8333.33 lb/h	3 pies	30 pies	8 platos	AISI 316	
INTERCAMBIADOR	Qg	LTM	U	Area	Material	
	90720 kcal/h	28.01	50 BTU/hpie°F	143.1 pies	AISI 316	
CONDENSADORES	C-1		C-2		C-3	
	Consumo de vapor		Consumo de agua de enfriamiento		Consumo de agua de enfriamiento	
	455.4 lb/h		380 gal/min		380 gal/min	
SISTEMA DE VACIO (EYECTORES)	Y-1		Y-2		Y-3	
	Consumo de vapor		Consumo de vapor		Consumo de vapor	
	897 lb/h		299 lb/h		299 lb/h	
BOMBAS	B-1		B-2		B-3	
	Potencia	Capacidad	Potencia	Capacidad	Potencia	Capacidad
	½ Hp	1114.8 gal/min	½ Hp	1114.8 gal/min	¼ Hp	44.6 gal/min

ANEXO 3
RESUMEN DE COSTOS PARA LA EVALUACION
DE LOS ESTADOS FINANCIEROS

	M US \$/AÑO
Financiamiento	265.268
Inversión fija	176.865
Capital de trabajo	88.42
Costos fijos (costo de equipos e instalación)	368.4429
Costos variables	578.834
Gastos administrativos	492.575