

(11)

159

505

T  
TP159  
.E9  
H4  
c.1

R  
02

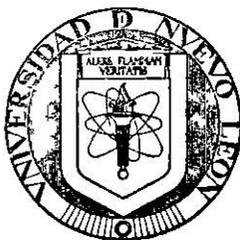


1080078159

105

105

**UNIVERSIDAD DE NUEVO LEON**  
FACULTAD DE CIENCIAS QUIMICAS



"ESTUDIO, DISEÑO Y  
CONSTRUCCION DE UN  
EXTRACTOR EXPERIMENTAL  
LIQUIDO-LIQUIDO"

# TESIS

que para su examen  
profesional de  
Ingeniero Químico  
presenta el pasante

*José Luis Hernández Urbina*

Monterrey, N. L., Junio de 1957.

X  
T P 159  
169  
H4



Con todo agradecimiento al  
Sr. Ing. Ignacio L. Espinosa.  
Supervisor de esta Tesis.

La parte teórica de esta Tesis se desarrolló en la Cd. de Reynosa, Tamps.  
La parte experimental se desarrolló en los Laboratorios de esta Facultad.  
La construcción del aparato se realizó en los Talleres de Petróleos Mexicanos  
en Cd. Reynosa, Tamps., gracias a la autorización del señor Ing. Edmundo Zuazua,  
Superintendente de la Refinería de Reynosa.

Dedico este Trabajo

A MIS QUERIDOS PADRES

Sr. Sebastián Hernández Infante

y

Sra. Epifanía Urbina de Hernandez.

A MIS HERMANOS

A MIS MAESTROS

A MIS COMPAÑEROS.

## C O N T E N I D O

- I.- Introducción.
- II.- Generalidades.
- III.- Estudio de la Extracción Líquido Líquido
- IV.- Caso Particular. Sistema Usado. Agua - Aceite M i c o  
benzeno.
- V.- Pruebas de Laboratorio.
- VI.- Diseño y Construcción de Aparato.
- VII.- Pruebas Experimentales
- VIII.- Resultados y Conclusiones
- IX.- Bibliografía.

## I.- INTRODUCCION.-

Uno de los problemas más frecuentes en el campo de la Ingeniería Química, es la separación de componentes de una solución líquida.

Existen varias técnicas generales con las cuales la separación puede efectuarse, algunas inaplicables por las condiciones desfavorables del sistema. El uso de la técnica más apropiada depende de que los factores que tal técnica utiliza para la separación no sean incongruentes con las propiedades del sistema.

Entre los métodos más usuales con que se cuenta actualmente están: la evaporación; la destilación, ya sea fraccionada, azeotrópica o extractiva; la cristalización; la absorción y la adsorción. Alternando con estas Operaciones Unitarias, es posible efectuar la separación por extracción líquido - líquido, poniendo en contacto la solución líquida con un solvente líquido, el cual separe selectivamente uno o más de los componentes de la solución tratada.

El objeto de esta tesis es precisamente hacer un somero estudio de la extracción líquido - líquido, por medio de la experimentación con un aparato extractor construido con este fin, el cual quedará instalado en el Laboratorio de Ingeniería Química de esta Facultad, y que servirá para futuras experimentaciones para el estudio de esta Operación Unitaria.

## II.- GENERALIDADES.-

Extracción es la operación en la cual un constituyente de una fase sólida o líquida es transferido a otra fase líquida.

El término Extracción Sólido - Líquido se restringe al caso en que el constituyente deseado está en el seno de una fase sólida.

La Extracción Líquido - Líquido se aplica cuando el constituyente deseado, no importa sea sólido o líquido, está disuelto en una fase líquida y es transferido al solvente líquido.

En un proceso de Extracción líquido - líquido, el alimento es la solución original del componente deseado, el cual es extraído por medio de un solvente selectivo de ese componente, produciendo dos fases líquidas relativamente insolubles. De estas dos fases, la fase rica en solvente conteniendo el componente de la solución original preferentemente disuelto o soluto, se denomina capa extracto; y la fase residual, formada por el componente insoluble del solvente o diluyente de la solución original, conteniendo algo de solvente, se llama refinato.

La extracción líquido - líquido puede efectuarse de varias maneras, basándose todas ellas en la distribución de una sustancia entre dos líquidos relativamente insolubles; entre algunas de las variantes se tienen:

La adición de un segundo solvente a la solución original inmisible con el solvente de ésta, disolviendo preferentemente al soluto de la solución original.

La solución original puede enfriarse o calentarse, así que forme dos fases líquidas, en donde las concentraciones de soluto en cada fase difieran.

El calentamiento o enfriamiento puede efectuarse después con la adición de un tercer líquido.

En casos más complejos de estas operaciones, dos líquidos mutuamente insolubles se añaden a la solución original, disolviendo cada uno preferentemente un componente diferente de la solución original; este es el caso de la extracción fraccionada.

Hay otros casos en que reacciones químicas y extracciones líquidas ocurren simultáneamente. Todos estos casos se aplican no sólo a soluciones de dos componentes, sino también a la separación de mezclas multicomponentes.

Existen varios factores que influyen en el cambio de una o más de las operaciones separativas. Hay veces que la naturaleza de la solución original impide el uso de uno o más de los procesos, pero hay otras en que un cambio limitado es factible.

Las operaciones tales como la destilación extractiva y azeotrópica, extracción precipitativa y la extracción líquida, requiere la adición de un material extraño a la mezcla original, entre las desventajas que esto acarrea están: la complicación para la elección de materiales de construcción para asegurar la resistencia a la corrosión; generalmente gran cantidad de solvente es necesario y de aquí que el equipo de la planta sea mayor para tales procesos; el requerimiento de sistemas de recuperación de solvente, en consecuencia el consumo de calor y potencia es mayor; aparte el riesgo de contaminación del producto final con un material imprevisto, está siempre latente.

En cambio los costos de operación para la extracción líquida son más bajos que para los procesos de destilación, en que parte de la solución original es volatilizada, aumentando el consumo de calor; también se necesitan altas razones de reflujo que son costosas debido a las instalaciones de calor y agua de enfriamiento requerido para mane

jar grandes cantidades de vapor. Las destilaciones de soluciones diluidas son costosas especialmente si el solvente es agua.

Entre los casos más frecuentes en que la separación es preferible efectuarla por extracción líquida, a cualquier otro proceso, se tiene:

Cuando los componentes tienen volatilidades parecidas.

Cuando los componentes son relativamente no volátiles.

Cuando son sensibles a la temperatura requerida por la destilación.

Cuando el componente deseado es menos volátil que el diluyente y está en pequeña concentración.

Cuando el componente deseado es isómero de alguno de los componentes de la solución original.

Generalmente la destilación se usa para separar las moléculas de diferente tamaño o peso molecular, en cambio la extracción se utiliza para separar moléculas de diferente tipo químico.

Es valiosa la extracción para separar trazas de impurezas o cuerpos coloreados, para recuperación y purificación de una amplia rama de compuestos orgánicos y farmacéuticos, para tratamiento de licores que contienen gran cantidad de gomas que harían difícil la transferencia de calor requerida para la evaporación.

Si se cuenta con un solvente adecuado, ofrece ventajas y economías usadas antes de la destilación o evaporación, aún cuando la última sea más rápida. Así, si un componente valioso está en pequeñas cantidades y tiene más volatilidad que el líquido en que está disuelto, su extracción con un solvente puede producir una solución concentrada, facilitando su evaporación.

Generalmente los solventes tienen más bajos calores de vaporización que el agua, la extracción de un componente valioso de agua puede consumir menos calor que la vaporización directa de la solución acuosa.

Casos con retos de aplicación de extractos líquidos que se res-  
solventes utilizados.

a).- Producción de aceites lubricantes. Separación de compuestos aromáticos nafté-  
cos de parafínicos.

S.- Furfural, Fenol, Nitrobenceno, Propano líquido.

b).- Purificación de destilados del petróleo, especialmente libres de impurezas  
tales como mercaptanos, etc.

S.- NaOH, Solventes Orgánicos, SO<sub>2</sub> líquido, Soluciones cúpricas.

c).- Tratamiento de destilados combustibles. Separación de fracciones de al-  
de las de bajo.

S.- SO<sub>2</sub> líquido, Furfural, Anilina.

d).- Desparafinado de aceites lubricantes.

S.- Cetonas y Propano líquido.

e).- Recuperación y purificación de butadieno de otros hidrocarburos de cuatro carbo-  
nes.

S.- Solución de acetato amónico cúprico, glicol y metano .

f).- Purificación y decoloración de glicerina.

S.- Xyleno.

g).- Concentración y recuperación de ácido acético diluido.

S.- Eter isopropílico, acetato de etilo.

Estas son algunas de las aplicaciones industriales, existiendo muchas otras so-  
bre todo en el campo de recuperación, concentración, purificación y decoloración de  
compuestos orgánicos en soluciones acuosas.

Nota.- Se utiliza la palabra solvente (S), aún cuando las sustancias utilizadas reac-  
cionen químicamente con el componente que se va a separar.

### III.- ESTUDIO DE LA EXTRACCION LIQUIDO - LIQUIDO.-

Un proceso de extracción líquido - líquido consiste generalmente de las operaciones siguientes:

- 1.- Contacto íntimo de la solución que va a extraerse con el solvente.
- 2.- Separación de las fases resultantes.
- 3.- Recuperación de solvente de cada una de las fases.

Las primeras dos operaciones constituyen lo que se denomina un paso o un grado de extracción. Para un proceso de esta naturaleza frecuentemente se utilizan varios pasos. Cuando en un paso se obtiene el equilibrio entre las dos fases, se dice que es un paso ideal o teórico. La cercanía con la cual se aproxima al equilibrio la operación de un paso real, se utiliza como una medida de la eficiencia del paso.

El contacto íntimo de las fases puede efectuarse por mezclado, utilizando dispositivos tales como venturi, orificios, tubos de flujo turbulento, tubos concéntricos perforados en el tubo interior, bombas centrífugas, etc., y si es necesario se complementa la operación con agitación, empleando agitadores de propela, paletas o turbina, entre otros muchos.

La separación de fases se hace por sedimentación o centrifugación, siendo la primera la más común, aunque la centrifugación se utiliza mucho para extracciones de materiales valiosos de poco volumen de proceso.

La recuperación de solvente se efectúa por medio de la destilación, evaporación, calentamiento o enfriamiento para disminuir la solubilidad del extracto en el solvente, y así producir la separación de las dos fases; la adición de una tercera sustancia como en el caso de la extracción precipitativa, o con una segunda extracción del solvente.

de prima lo con otro solvente adecuado y separando luego por destilación. Esta última operación es ventajosa cuando se produce una solución concentrada de los dos solventes y su separación sería más fácil y menos costosa.

Fre cuentemente es necesario recuperar el solvente de las dos fases, el método empleado depende de las propiedades relativas de solvente extracto o rafino. Así como que uno u otro sean volatilizables, depende de las volatilidades relativas de los componentes. A veces se desea el uso de un solvente en un buen fin. Presenta muchas dificultades para su recuperación siendo de las más importantes tan importante la volatilidad, la concentración del solvente en el extracto o rafino, el calor de vaporización como su selectividad.

A continuación se hace un ligero estudio de los sistemas ternarios y sus formas de operación y las especificaciones para un solvente:

a).- SISTEMAS TERNARIOS.- La notación más común para representar las composiciones de tres componentes es por medio de una gráfica triangular tal como está en la Fig. 1. Cualquier punto sobre uno de los lados del triángulo representa la mezcla binaria de los componentes marcados en los extremos de los lados. De aquí que N representa una mezcla de 60% de B y 40% de A. El punto interno M estaría compuesto de 40% de A, 20% de B y 40% de C.

Si se tiene una mezcla de composición D y se le añade una composición E se obtiene una de F sobre la línea recta DE. Al punto F se le llama punto de adición y se localiza por medio de la regla de brazo inverso.

$$\frac{\text{Peso de E}}{\text{Peso de D}} = \frac{\overline{DF}}{\overline{FE}}$$

Análogamente, si se tiene una mezcla de F y se le extrae una de E el punto D representará la composición residual y se localiza sobre la línea recta prolongada.

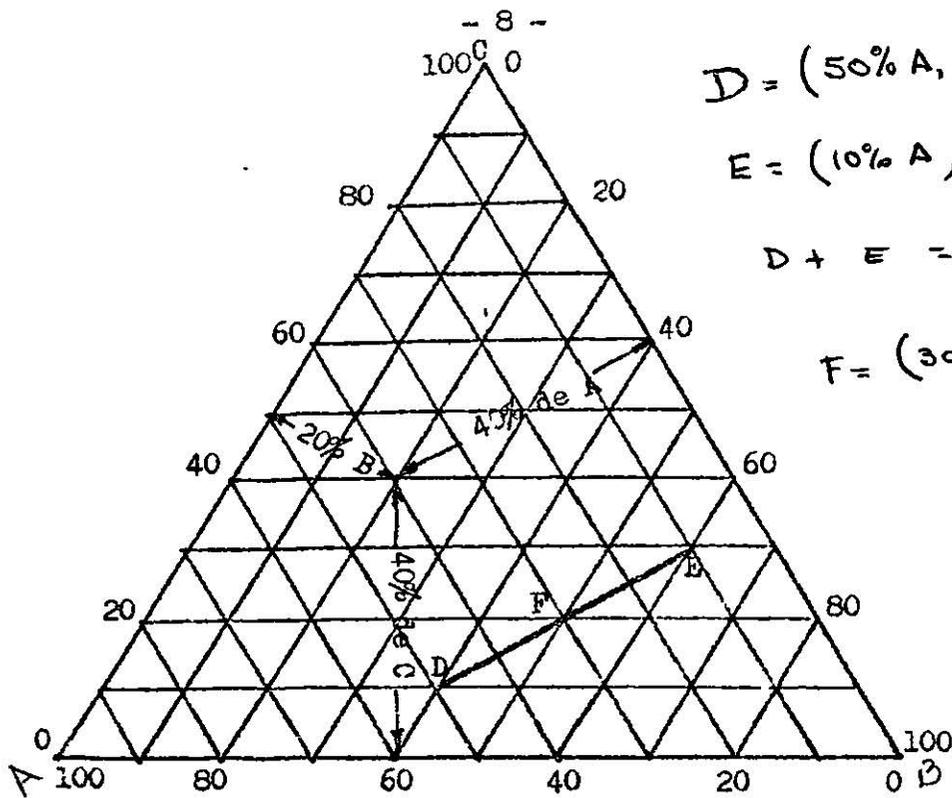


Fig. 1

sobre  $F$ , al punto  $D$  se le nombra punto diferencial, aplicándose las mismas relaciones para el cálculo de composiciones y cantidades o flujos a partir de la longitud de los segmentos.

$$\frac{\text{Peso de } F}{\text{Peso de } F + \text{Peso de } E} = \frac{\overline{DE}}{\overline{EF}}$$

Entre los sistemas ternarios de importancia práctica para la extracción líquido-líquido, se encuentran aquellas en que la mezcla de los componentes son heterogéneas; cuando el producto de la mezcla es homogéneo no tiene aplicación.

Entre los tipos más frecuentes se encuentran:

- Tipo 1.- Existencia de un par de líquidos parcialmente miscibles
- Tipo 2.- Dos pares de líquidos parcialmente miscibles.
- Tipo 3.- Tres pares de líquidos parcialmente miscibles.

Tipo 1 - Una mezcla ternaria de este tipo, de los componentes A, B, C, muestra un diagrama típico como el de la figura 2.

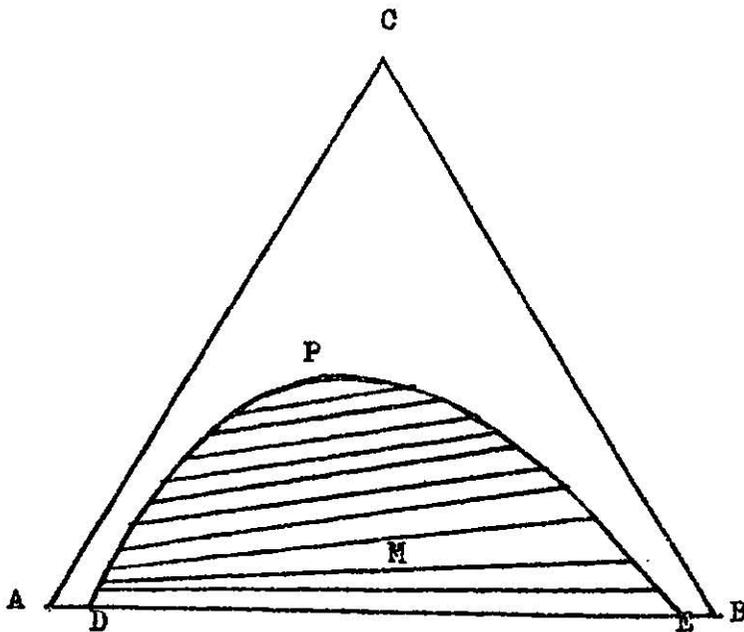


Fig. 2

Todas las mezclas de los componentes, representadas fuera de la curva de solubilidad E N P L E, dan una solución de una fase líquida homogénea, en tanto que las mezclas dentro del área limitada por esta curva y a línea D E, producen dos fases líquidas inmiscibles. Una mezcla de composición M, produce una mezcla de líquidos inmiscibles de composición L y N, dando con el punto M una línea

recta que recibe el nombre de línea de enlace y cualquier punto sobre esta línea dará mezclas conjugadas de las mismas composiciones L y N, calculándose analíticamente los pesos relativos de las composiciones o gráficamente por la regla del brazo inverso.

El área heterogénea se considera llena de un número infinito de líneas de enlace, aunque sólo algunas son mostradas en la figura, y la pendiente de éstas cambia con la composición, dirigiéndose hacia el punto de plato que se localiza donde la longitud de la línea de enlace es cero.

Para determinar el número de variables que hay que conocer para determinar el sistema, se aplica la regla de las fases de Gibbs:

$$F = C - P + 2 \quad ; \quad \text{en la cual:}$$

F = grados de libertad.

C = componentes.

P = fases.

Se utiliza el número 2 cuando existen como variables independientes la presión y la temperatura aparte de la concentración; cuando existe alguna otra variable, por ejemplo un campo magnético, se utiliza el número 3.

Así, en la región homogénea (Fig. 2) se tiene:  $P = 1$  fase y  $C = 3$  componentes de donde:

$$F = 3 - 1 + 2 = 4$$

pero como la presión y la temperatura están fijas  $F = 2$ , por tanto dos composiciones deben especificarse para definir el sistema.

En la región heterogénea  $P = 2$  ;  $F = 3 - 2 + 2 = 3$  ya que  $T$  y  $P$  son fijas,  $F = 1$

de aquí que el sistema es univariante y para el punto de plato es invariable

Efecto de la Temperatura.- Por medio de una representación de un prisma se puede observar la variación de la forma del diagrama al variar la temperatura a presión constante; los casos más frecuentes para este tipo de diagrama son:

A.- Cuando el sistema no tiene temperatura crítica de solubilidad (T.C.S.) ternario. Figuras 3 y 4.

La curva  $\overline{A B} - \overline{B A}$  es una gráfica de solubilidad binaria de A y de B vs. la temperatura. Los puntos  $P_1, P_2, P_3, P_4$ , son puntos de plato de las isotermas a la temperatura correspondiente y la curva pasa al T.C.S. binario en  $P_5$ . Esta curva alcanza el máximo sólo en ausencia del componente C.

B.- Cuando el sistema tiene T.C.S. ternario. Figs. 5 y 6. En este caso la curva  $P_1, P_2, P_3, P_4$  y  $P_5$  alcanza el máximo en el espacio interior del prisma en  $P_6$ , la curva continúa de  $P_5$  y  $P_7$  donde alcanza el T.C.S. binario. Sus proyecciones en el plano A B C se muestran en la figura 6. Entre las temperaturas 5 y 7 hay diagramas con dos puntos de plato.

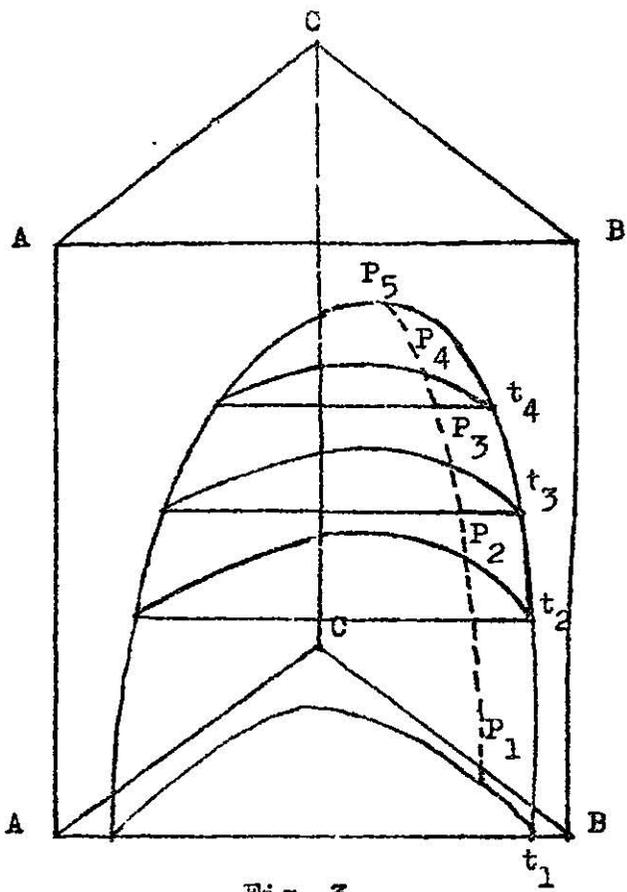


Fig. 3

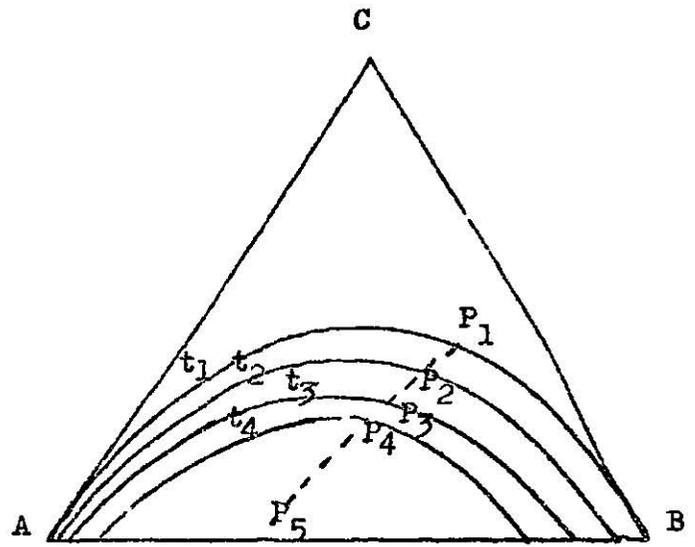


Fig. 4

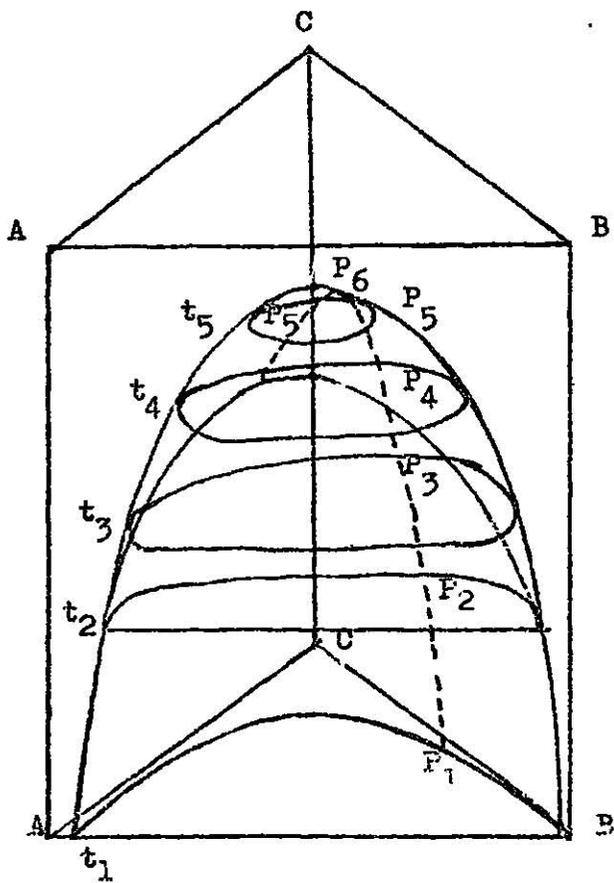


Fig. 5

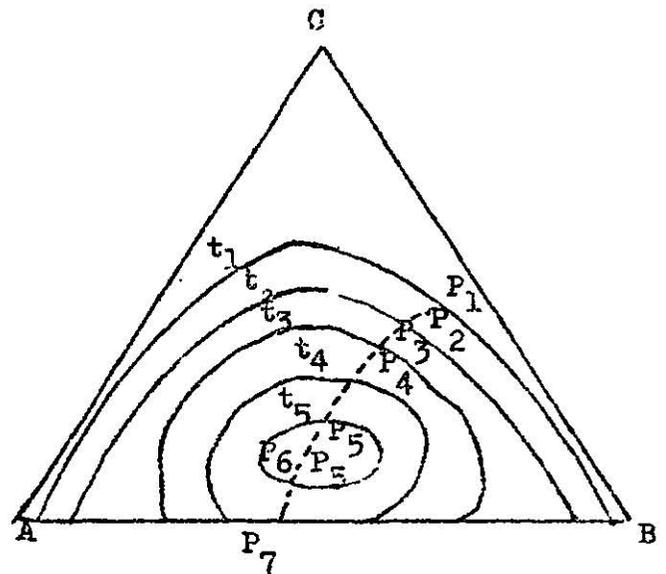
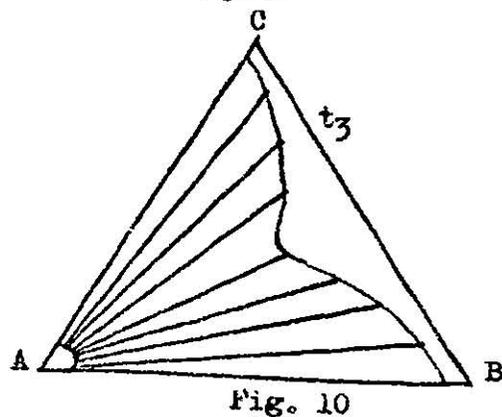
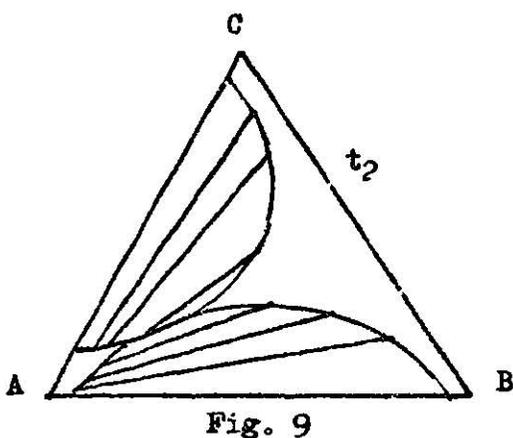
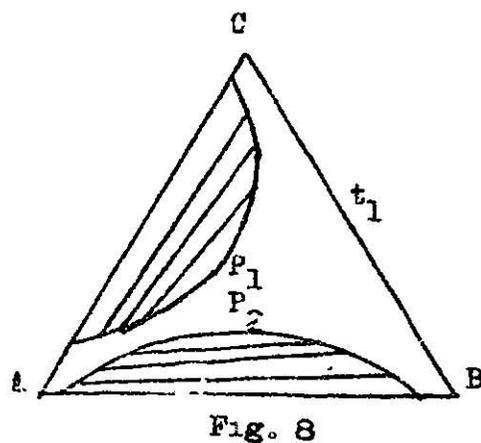
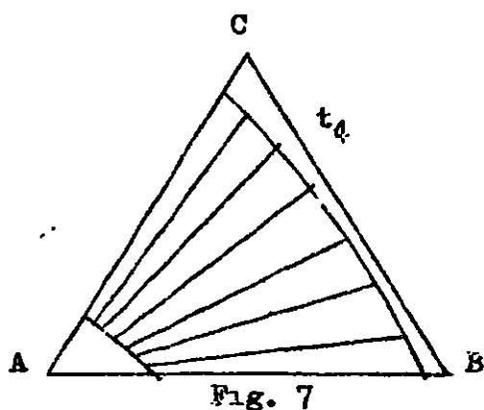


Fig. 6

Efecto de la presión.- El efecto de la variación de la presión, en los diagramas de sistemas ternarios, se considera despreciable cuando la variación es pequeña. Como una consecuencia del principio de Le'chatelier se puede predecir tal efecto. Así, si la solución de los componentes va acompañada de aumento de volumen, es lógico que un aumento de presión reducirá la solubilidad de los componentes. Igualmente, si la solución baja de volumen, al aumentar la presión aumentará la solubilidad.

Tipo 2.- Dos pares de líquidos parcialmente miscibles. (Fig. 7). En este caso A - B y A - C son parcialmente solubles y B disuelve a C en todas proporciones, a banda interior representa mezclas de dos fases líquidas. Este tipo de diagrama no tiene punto de plato y se origina de una forma más simple por un cambio de temperatura. Así se tiene el diagrama (Fig. 8) formado por dos sistemas de tipo 1 con puntos de plato en  $P_1$  y  $P_2$ . Disminuyendo la temperatura aumenta la zona heterogénea, en los diagramas a  $t_2$ ,  $t_3$  y  $t_4$  se sigue la secuencia del proceso.



Tipo 3.- Tres pares de líquidos parcialmente miscibles.

La Fig. 12 muestra este tipo de diagrama, formado a partir del diagrama de la figura 11 por un cambio de temperatura.

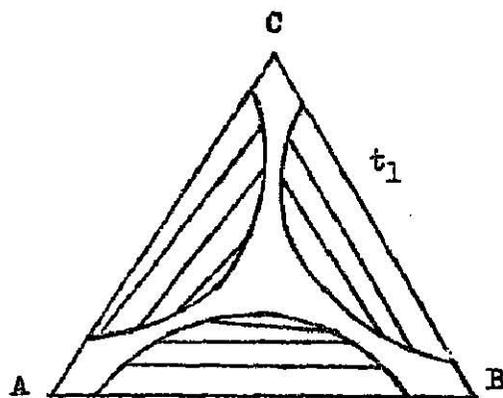


Fig. 11

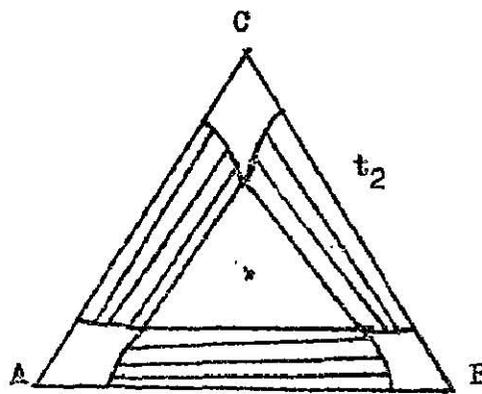


Fig. 12

#### SISTEMA DE OPERACION.-

Cualquiera de los métodos de operación en que la transferencia de un componente de una solución líquida a un solvente líquido pueda efectuarse, puede teóricamente usarse en la extracción líquido-líquido.

Entre los métodos más usados están: el contacto simple, contacto múltiple simple y el contacto múltiple contracorriente continuo. Entre los más eficientes y el de mayor uso en la práctica industrial está el contacto múltiple contracorriente continuo que puede operarse: sin reflujo o con reflujo parcial en las fases extracto o refinato.

En el presente trabajo se dará preferencia a este último, ya que el aparato construido para este fin, se operará por este sistema; de los demás métodos se hará una ligera referencia.

CONTACTO SIMPLE.- (Figura 13).- Es el método más sencillo y más común en el laboratorio y consiste en operar con las cantidades totales de solvente y alimento que va a extraerse en un solo contacto y recuperar las fases después de la separación. La máxi

ma extracción se aproxima cuando mucho al equilibrio; así, si se tiene un alimento de composición O y se le añade solvente puro S, de tal manera que la mezcla del punto de adición P, se obtendrán al separarse, las fases de composición M y N suponiendo 100% de eficiencia. Figura 14.

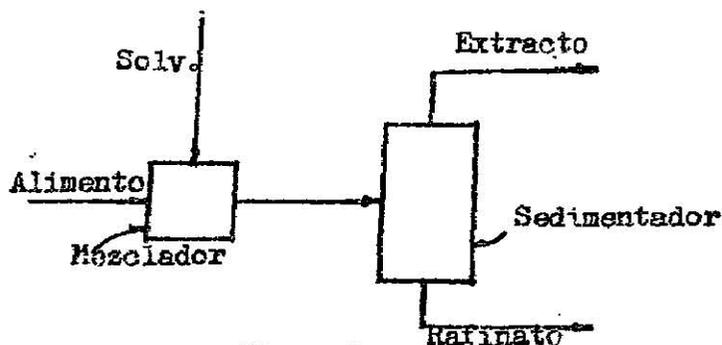


Fig. 13

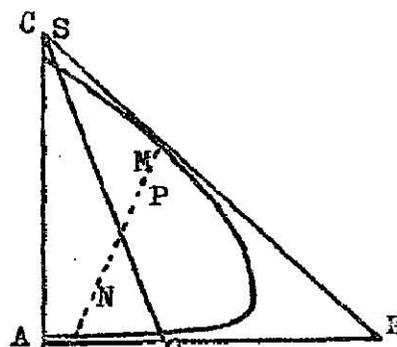


Fig. 14

CONTACTO SIMPLE MULTIPLE:-- En este método de operación la cantidad total de solvente se divide en varias porciones, que son añadidas al alimento en una serie de pasos, extrayendo en cada paso el extracto. Figura 15.

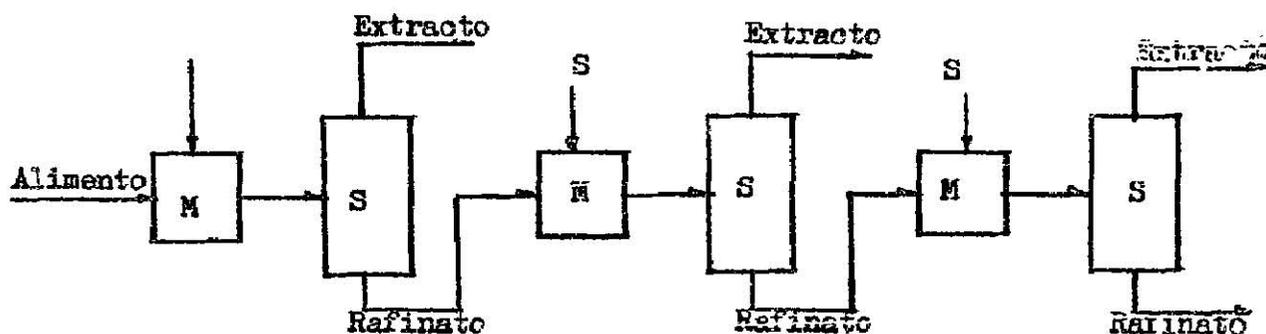


Fig. 15

Acerca del número de porciones de solvente y la cantidad de éstas con respecto al total, conviene hacer notar lo siguiente:

a).- A mayor número de porciones añadidas de solvente fresco aumentará a eficiencia  
Esto es lógico debido a que aumenta el numero de pasos.

b).- La extracción es más completa cuando las adiciones de solvente son iguales. -  
Esto puede demostrarse matemáticamente:

Considérese la extracción de un componente de una solución acuosa por medio de un solvente. El solvente se divide en tres porciones:  $b_1$ ,  $b_2$ ,  $b_3$ , para hacer tres extracciones de la capa acuosa.

Sea:  $a$  = volumen original de la capa acuosa.

$x_0$  = concentración de solvente en  $a$ .

Suposiciones:

Ningún cambio de volumen al mezclarse, y la ley de la distribución se sostiene con equilibrio entre las fases después de cada extracción:

$$y_1 = kx_1$$

$$y_2 = kx_2 \quad ; \text{ indicando el subíndice el número de extracciones.}$$

$$y_3 = kx_3$$

Por balance de materiales para la primera extracción:

$$ax_0 = b_1y_1 + ax_1 = b_1kx_1 + ax_1 = (a + kb_1) x_1$$

$$x_1 = \frac{ax_0}{kb_1 + a}$$

igualmente:

$$x_2 = \frac{ax_1}{a + b_2k} = \frac{a(ax_0)}{(a + b_2k)(a + b_1k)}$$

y

$$x_3 = \frac{ax_2}{a + b_3k} = \frac{a^3x_0}{(a + b_1k)(a + b_2k)(a + b_3k)} = \frac{a^3x_0}{U} = \frac{C}{U}$$

Para que la extracción sea lo más completa:

$$x_3 \longrightarrow 0 \quad ; \quad y$$

$$a^3x_0 = C \quad ; \quad U \longrightarrow \infty$$

Para resolución de problemas de extracción se utilizan los métodos analíticos y gráfico, prefiriéndose este último por ser más rápido. Para simplificar los cálculos se utilizará el diagrama esquemático, considerando cada paso como la unión de un mezclador y sedimentador. Fig. 17 .

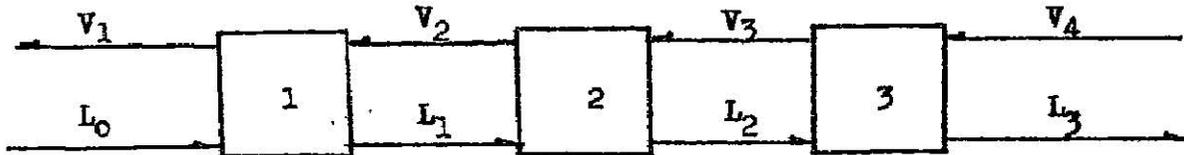


Fig. 17

Por balance de material:

$$L_0 + V_4 = L_3 + V_1$$

$$L_0 x_0 + V_4 y_4 = L_3 x_3 + V_1 y_1 \quad \text{para un componente:}$$

$$L_0 (x_A)_0 + V_4 (y_A)_4 = L_3 (x_A)_3 + V_1 (y_A)_1 \quad \text{para A}$$

°. El punto diferencial

$$\Delta = L_0 - V_1 = L_1 - V_2 = L_2 - V_3 = L_3 - V_4$$

y

$$x_{\Delta} = \frac{L_0 x_0 - V_1 y_1}{L_0 - V_1}$$

Para el cálculo gráfico del número de pasos de un proceso se considera que en cada paso se obtiene el equilibrio, considerando que el punto diferencial de los flujos entrantes y saliente en los extremos de cada paso coinciden.

Para resolver el problema es necesario conocer las cuatro composiciones de los flujos: alimento, solvente, extracto y refinato. Si solo se conocen tres, es posible resolver el problema si con una de las siguientes razones se obtiene la composición fal

tante: razón de alimento a solvente, razón de alimento a extracto, razón de alimento a refinado, razón de solvente a refinado, razón de solvente a extracto, razón de extracto a refinado.

Existiendo otros datos y artificios con los cuales es posible resolver problemas de esta naturaleza.

#### ESPECIFICACIONES DE UN SOLVENTE.

Para la elección de un solvente para un proceso de extracción líquida, existen ciertas características que sirven como guía, tales como: selectividad, recuperabilidad, densidad, tensión interfacial, reactividad química, solubilidad mutua con la solución extraída, corrosión, viscosidad, presión de vapor, punto de congelación, inflamabilidad, toxicidad y costos.

**SELECTIVIDAD.**- Es una de las principales propiedades para decidir el uso de un solvente; consiste en la capacidad de un solvente para extraer un componente de una solución con respecto a otro, siendo lo ideal que disolviera un máximo de un componente y un mínimo del otro.

Para un sistema ternario, Fig. 18, donde el punto M representa una solución de A y C que se desea separar con el solvente B, por medio de un proceso de extracción simple. De la adición de B a la solución M resulta el punto S en la región de las dos fases. Después de agitar para asegurar un íntimo contacto y llevar al equilibrio por medio de sedimentación, resultan las capas R y T, siendo la línea R S T una línea de enlace que une las concentraciones conjugadas. Al recuperar de las soluciones resultantes R y T se obtienen las soluciones binarias E y D, la primera más rica en A y la segunda más rica en C; para que la operación sea más efectiva es obvio que la distancia ED sea lo máxima posible. De aquí que el factor selectivo de un solvente para un sistema dado depende de la mayor amplitud del ángulo de la línea del alimento-solvente, y la pendiente de la línea de enlace.

Es más práctico, para obtener datos sobre la selectividad de un solvente, graficar la substancia distribuída C en D Vs. C en E. Cuando la gráfica da una línea 45°, la selectividad es nula. Como una regla general se dice que a mayor área de la curva con la línea de 45°, mayor es el factor de selectividad. Fig. 19.

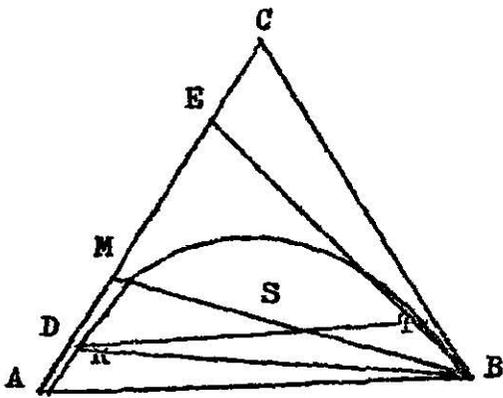


Fig. 18

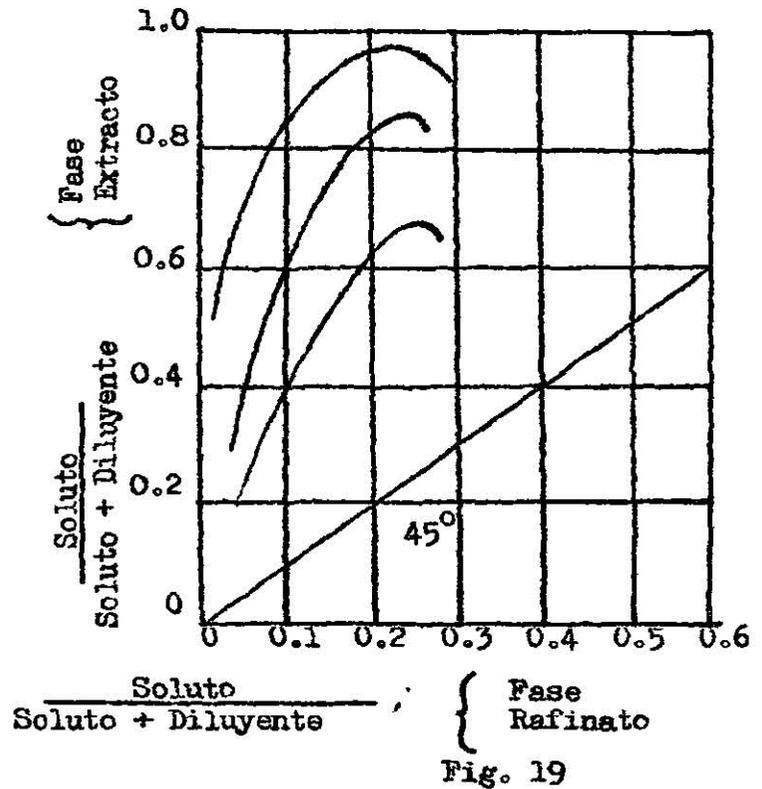


Fig. 19

Matemáticamente el factor selectivo  $\beta$  de B para A se define por la ecuación:

$$\beta = \frac{x_{AB} x_{CC}}{x_{AC} x_{CB}}$$

°.  $x_{AB}$  = Concentración en fracción peso de A en solución rica en B.

RECUPERABILIDAD.- En todo proceso de extracción líquida, es necesario remover el solvente del extracto; esto es importante no sólo para evitar la contaminación del producto, sino también para el reuso del solvente. Generalmente esto se hace por destilación fraccionada y para facilitar la operación es necesario que las volatilidades relativas sean altas y además que no se formen azeótropos. La diferencia de volatilidades mientras más grande mejor, buscando que el solvente sea menos volátil que el pro

ducto deseado, ya que generalmente en el extracto hay más solvente que producto deseado, con esto hay un considerable ahorro de calor en la separación por destilación. - Ahora, que si el solvente es muy selectivo y la razón de solvente a producto deseado es menor de uno en el extracto, sería más ventajoso que el solvente fuera el más volátil.

DENSIDAD.- El aumento en la diferencia de densidades relativas de las dos fases de contacto, acelera la separación de fases.

TENSION INTERFACIAL.- Debe ser relativamente alta para rapidez del proceso, evitando emulsiones.

REACTIVIDAD QUIMICA.- Indeseable por las impurezas que se forman. Hay ocasiones que son deseables, cuando se considera como parte del proceso.

SOLUBILIDAD MUTUA CON LA SOLUCION EXTRAIDA.- Deben ser altamente inmiscibles.

CORROSION.- No corrosivo.

VISCOSIDAD.- Para bajo consumo de potencia para bombeo, altas razones de reflujo y facilidades de manejo, se desea que la viscosidad sea relativamente baja.

PRESION DE VAPOR.- Relativamente bajo, para facilidades de manejo, almacén; no tan bajo que afecte el factor de volatilidad.

PUNTO DE CONGELACION.- Bajo.

INFLAMABILIDAD.- No inflamable.

TOXICIDAD.- No tóxico.

COSTOS.- De preferencia bajo costo inicial, pero siempre buscando el menor costo de operación.

#### IV.- CASO PARTICULAR.

Sistema usado: Agua-acetona-monoclorobenceno.

Para experimentar en este trabajo se utilizó el sistema ternario agua - acetona-monoclorobenceno, a continuación se dan algunos datos de las propiedades de cada componente:

##### Componente agua

Fórmula . . . . .	H <sub>2</sub> O
Densidad relativa a 25° C./ 4° C. . . . .	0.9971
Función . . . . .	diluyente
Color . . . . .	incoloro
Temperatura fusión . . . . .	0° C.
Temperatura ebullición . . . . .	100° C.
Peso molecular . . . . .	18

##### Componente acetona.

Fórmula . . . . .	CH <sub>3</sub> - CO - CH <sub>3</sub>
Peso molecular . . . . .	58.08
Función . . . . .	soluto.
Color . . . . .	incoloro
Temperatura de fusión . . . . .	94.6° C.
Temperatura de ebullición . . . . .	56.5° C.
Solubilidad en agua . . . . .	infinita
Solubilidad en alcohol . . . . .	infinita

Solubilidad en monoclorobenceno . . . . .	infinita
Solubilidad en éter . . . . .	infinita
Densidad relativa a 25° C./ 4° C. . . . .	0.788

Componente monoclorobenceno.

Fórmula . . . . .	$C_6H_5Cl$
Peso molecular . . . . .	112.56
Función . . . . .	solvente
Color . . . . .	incoloro
Densidad relativa a 25° C / 4° C. . . . .	1.103
Punto de fusión . . . . .	45.2° C
Punto de ebullición . . . . .	132.1° C
Solubilidad en agua . . . . .	0.043
Solubilidad en éter . . . . .	infinita
solubilidad en alcohol . . . . .	infinita

En las experimentación con este sistema se encontrarán las siguientes mezclas binarias de los anteriores componentes.

Alimento	{ agua acetona
solvente.	{ monoclorobenceno acetona
extracto	monoclorobenceno
refinado	{ acetona agua

Para el análisis de estas mezclas se utilizarán las tablas siguientes, basadas en graficar la variación de la densidad relativa a temperatura constante contra la variación de la composición de los componentes.

## Agua Vs. Acetona

## Gráfica No. 1

Composición en % en volumen de acetona	Densidad relativa 25° C / 4° C.
0	0.997
5	0.989
10	0.983
15	0.978
20	0.972
25	0.966
30	0.960

## Acetona Vs. monoclorobenceno

## Gráfica No. 2

Composición en % en volumen de acetona	Densidad relativa a 25° C / 4° C.
0	1.1030
5	1.0865
10	1.0690
15	1.0590
20	1.0470
25	1.0360
30	1.0250

Debido a que la solubilidad del agua en monoclorobenceno es muy pequeña, se despreciará el cambio en densidad de esta mezcla binaria por solubilidad mutua.

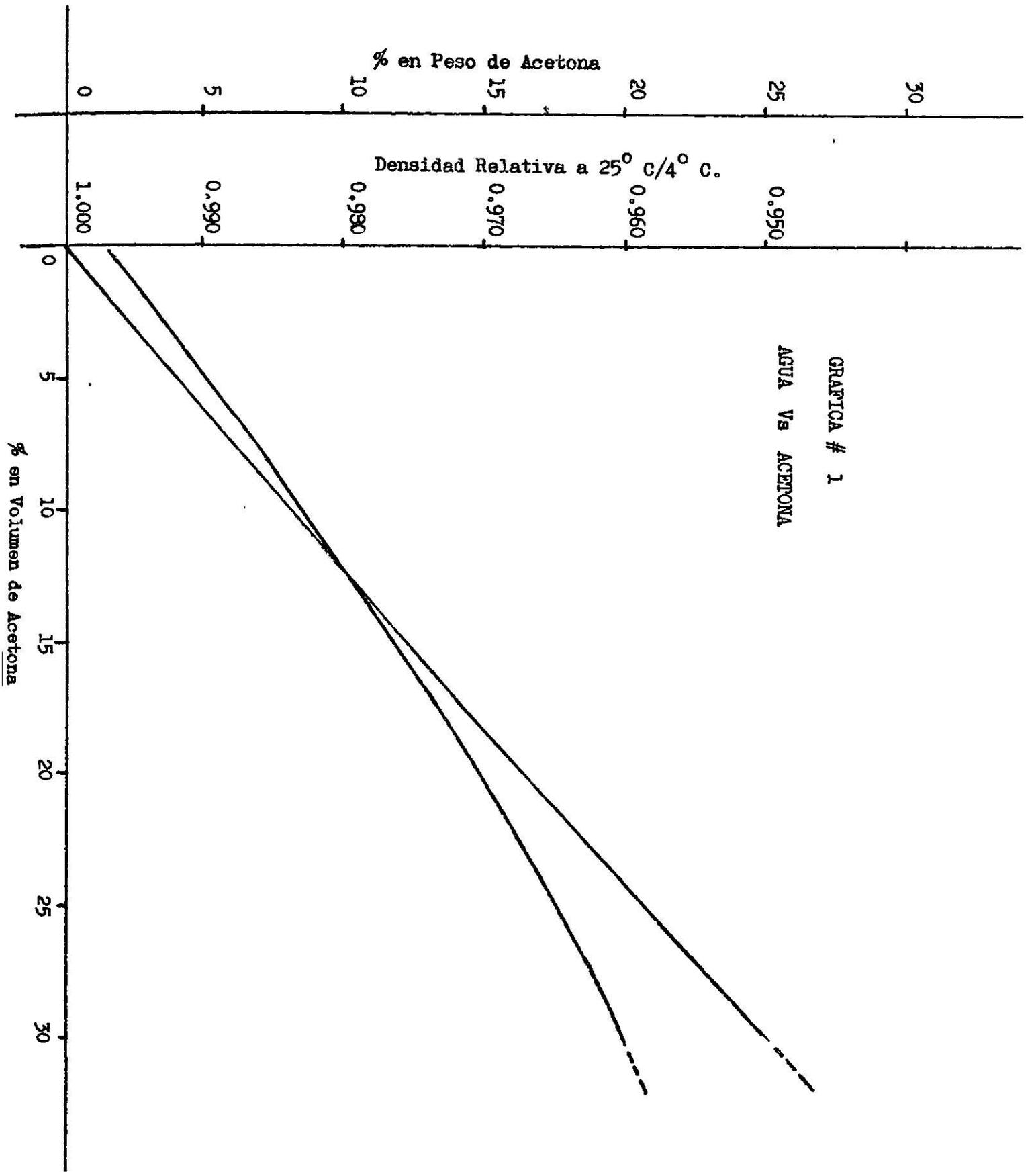
Para los cálculos de eficiencias a partir del número de pasos teóricos y rea es se obtendrá de la siguiente tabla, obtenida de "Unit Operation" Brown 1951.

PUNTOS CORRESPONDIENTES DE EQUILIBRIO, SOBRE LA CURVA DE SATURACION A A.M  
 y 25° C (GRAFICA. No. 3).

Acetona	Capa de agua		Capa de monoclorobenceno.		
	agua	clorobenceno	acetona	agua	clorobenceno
$x_a$	$x_o$	$x_b$	$y_a$	$y_c$	$y_s$
0.00	0.9989	0.0011	0.0000	0.0018	0.9982
0.05	0.9482	0.0018	0.0521	0.0032	0.9447
0.10	0.8979	0.0021	0.1079	0.0049	0.8872
0.15	0.8478	0.0024	0.1620	0.0063	0.8317
0.20	0.7969	0.0031	0.2223	0.0079	0.7698
0.25	0.7458	0.0042	0.2901	0.0117	0.6982
0.30	0.6942	0.0058	0.3748	0.0172	0.6068
0.35	0.6422	0.0078	0.4328	0.0233	0.5439
0.40	0.5864	0.0136	0.4944	0.0305	0.4751
0.45	0.5276	0.0224	0.5492	0.0428	0.4080
0.50	0.4628	0.0372	0.5919	0.0724	0.3357
0.55	0.3869	0.0631	0.6179	0.1383	0.2438
0.60	0.2741	0.1259	0.6107	0.2285	0.1508
0.6058	0.2566	0.1376	0.6058	0.2566	0.1376

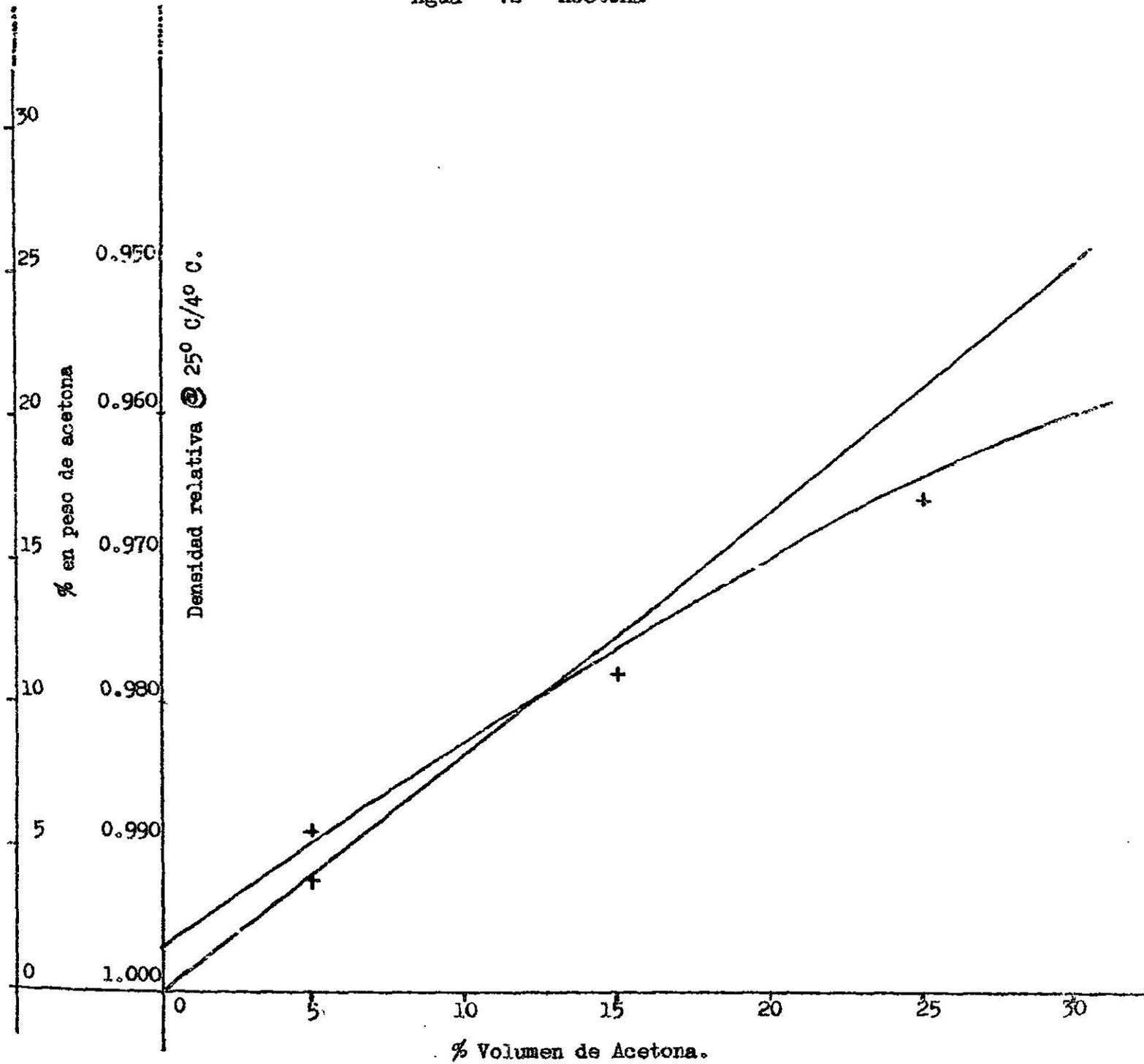
Para obtener los puntos de enlace o de equilibrio para la acetona se graficó  $x_a$  y  $y_a$ , resultante de la tabla anterior. Gráfica No. 4 .

GRAFICA # 1  
AGUA VS ACETONA



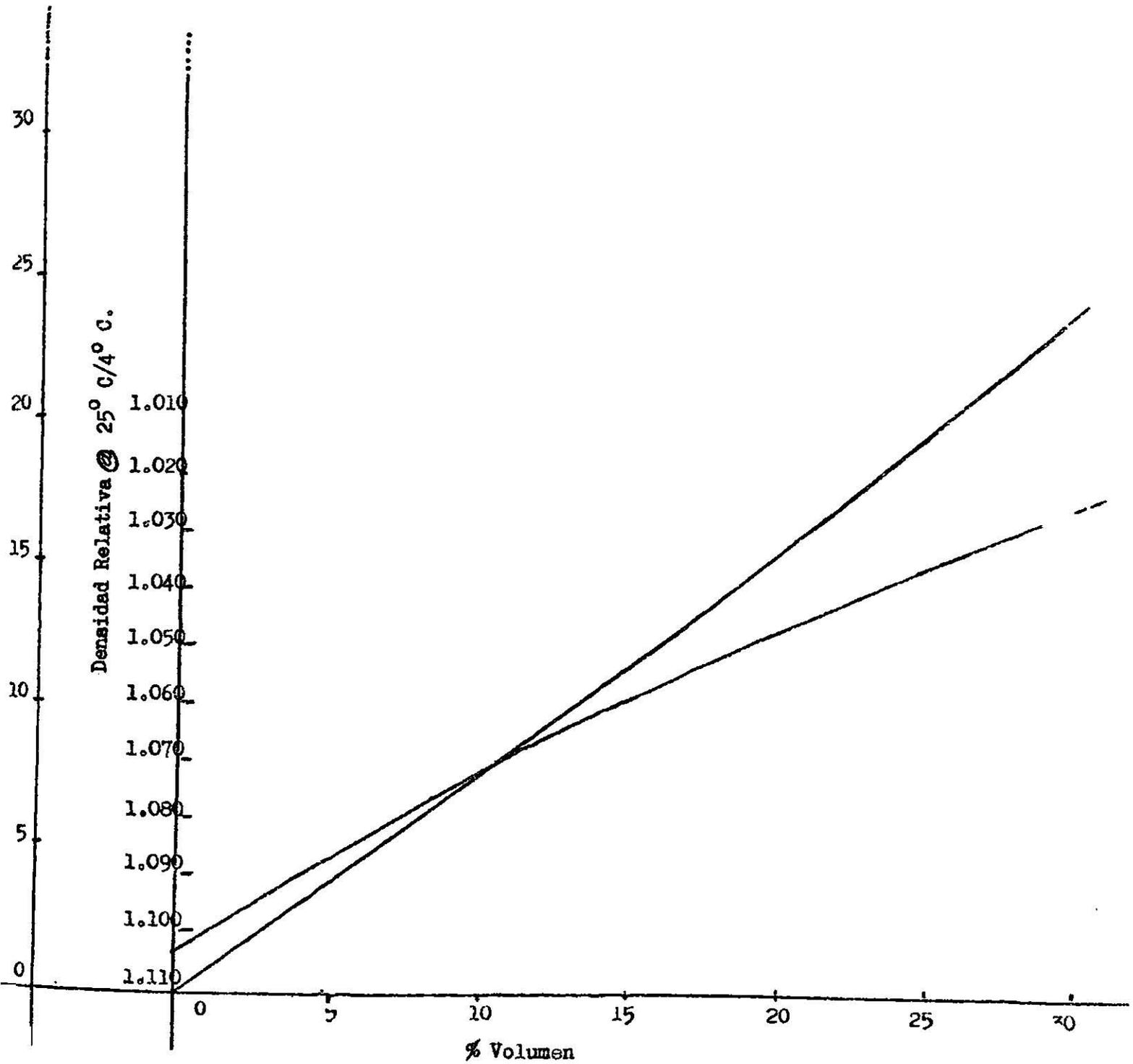
Gráfica 1

Agua Vs Acetona



GRAFICA No. 2

MONOCLOROBENCENO Vs ACETONA



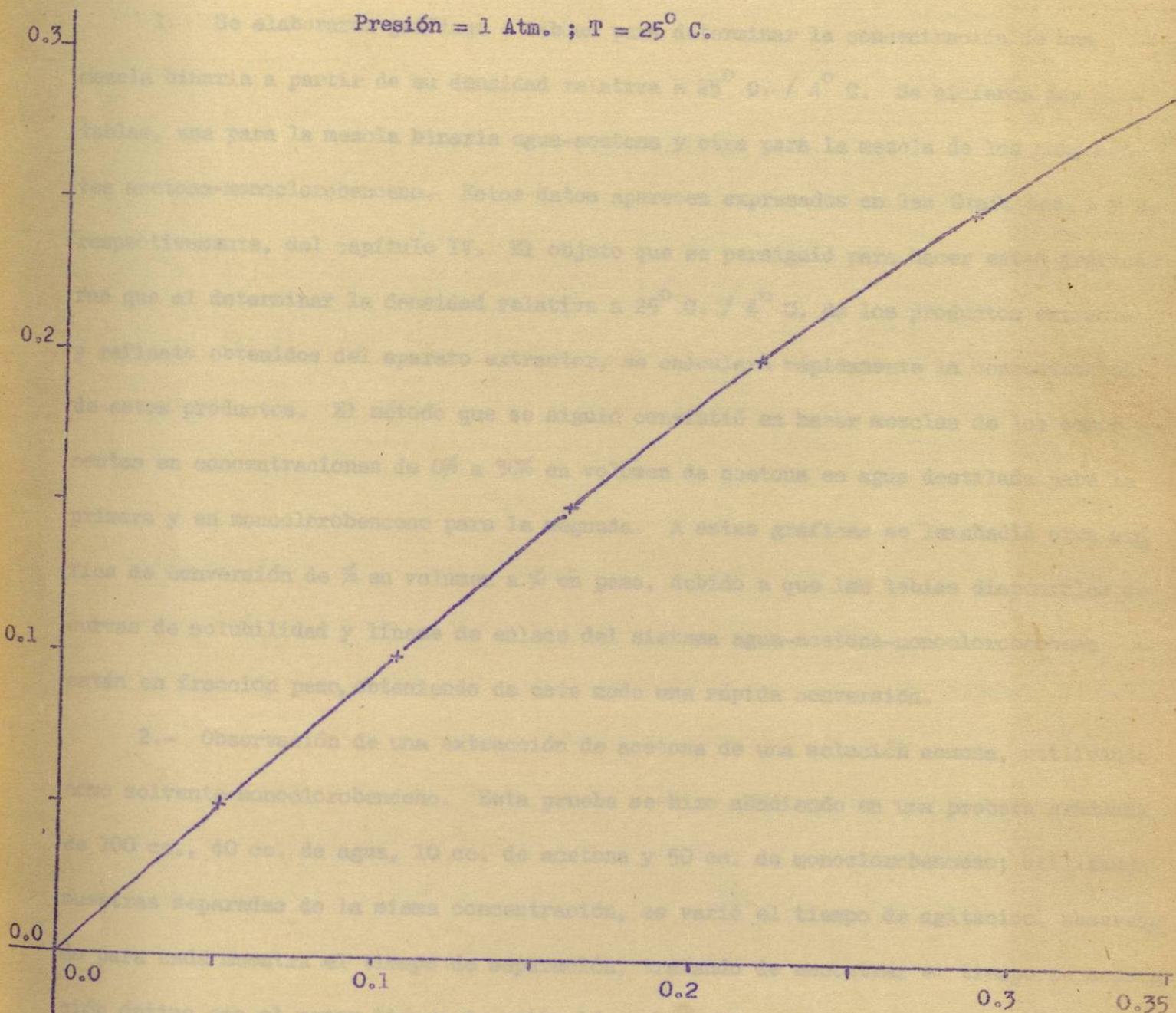


LÍNEAS DE ENLACE.

Distribución de Equilibrio de Acetona

entre las fases Rafinado y Extracto .

Presión = 1 Atm. ; T = 25° C.



Fracción peso de Acetona  
en la fase de Monoclorobenceno.

## V.- PRUEBAS DE LABORATORIO.-

Como trabajo de laboratorio se hizo lo siguiente:

1.- Se elaboraron gráficas o tablas para determinar la concentración de una mezcla binaria a partir de su densidad relativa a  $25^{\circ}$  C. /  $4^{\circ}$  C. Se hicieron dos tablas, una para la mezcla binaria agua-acetona y otra para la mezcla de los componentes acetona-monoclorobenceno. Estos datos aparecen expresados en las Graf. Nos. 1 y 2, respectivamente, del capítulo IV. El objeto que se persiguió para hacer estas gráficas fué que al determinar la densidad relativa a  $25^{\circ}$  C. /  $4^{\circ}$  C. de los productos extracto y refinato obtenidos del aparato extractor, se calculará rápidamente la concentración de estos productos. El método que se siguió consistió en hacer mezclas de los componentes en concentraciones de 0% a 30% en volumen de acetona en agua destilada para la primera y en monoclorobenceno para la segunda. A estas gráficas se les añadió otra gráfica de conversión de % en volumen a % en peso, debido a que las tablas disponibles de curvas de solubilidad y líneas de enlace del sistema agua-acetona-monoclorobenceno están en fracción peso, obteniendo de este modo una rápida conversión.

2.- Observación de una extracción de acetona de una solución acuosa, utilizando como solvente monoclorobenceno. Esta prueba se hizo añadiendo en una probeta graduada de 100 cc., 40 cc. de agua, 10 cc. de acetona y 50 cc. de monoclorobenceno; utilizando muestras separadas de la misma concentración, se varió el tiempo de agitación, observando para cada muestra el tiempo de separación, tratando de encontrar el tiempo de separación óptimo con el menor tiempo de agitación. La agitación permaneció constante en el número de R.P.M. variando únicamente el tiempo de agitación. La altura del líquido en la probeta fué de 14.5 cm.

Los resultados obtenidos fueron los siguientes:

A	B	P	L
Tiempo de agi- tación.	tiempo de se- paración.	<u>Volumen</u> pesada	<u>de</u> <u>fases</u> ligera
0 segundos	0 segundos	50 cc.	50 cc.
15 "	30 "	52 cc.	48 cc.
30 "	45 "	53 cc.	47 cc.
45 "	60 "	54 cc.	46 cc.
60 "	80 "	55 cc.	45 cc.
90 "	110 "	56 cc.	44 cc.
120 "	120 "	57 cc.	43 cc.
180 "	120 "	57 cc.	43 cc.
240 "	120 "	57 cc.	43 cc.

CONCLUSIONES.- De la observación de los datos obtenidos se ve que al aumentar el tiempo de agitación aumenta el tiempo de separación, hasta llegar a un punto en el cual, por más que se aumenta el tiempo de agitación no aumenta el tiempo de separación; considerando además que el volumen de la fase pesada incrementa al aumentar el tiempo de agitación, disminuyendo el volumen de la fase ligera, manteniéndose estas dos cantidades constantes en estos puntos, que son muy cercanos al 100 % de eficiencia para este tipo de agitación.

Resumiendo se llega a las siguientes conclusiones:

- a).- Para este tipo de operación existe un punto en el cual por más que se aumenta A, los factores S, P y L permanecen constantes.

- b).- El tiempo de separación óptimo para este sistema es de 110 a 120 segundos para una altura de 14.5 cm. de líquido.
- c).- Por otro lado, al aumentar el número de R.P.M. se llega a un punto en el cual, con muy poco tiempo de agitación se provoca la emulsión, con el consiguiente aumento en el tiempo de separación.

## VI.- DISEÑO Y CONSTRUCCION DEL APARATO.-

El aparato extractor se diseñó de acuerdo con los principales principios de la columna de Sheibel, que consisten en:

**Objeto:** Separación de componentes de fases líquidas.

**Operación:** Tipo continuo.

**Flujo:** Contracorriente.

**Descripción:**Una columna vertical dividida en secciones, dotada de una flecha axial para agitar las secciones que se deseen, esta agitación es de tipo horizontal para evitar turbulencias que afecten la eficiencia de la operación.

**Variaciones:**Como aparato experimental tiene la facilidad de poder variarse las condiciones de operación, tales como:

**Variación de flujos.-** Desde capacidad máxima hasta capacidad mínima, (proceso por lotes), con esto puede encontrarse la capacidad óptima de la columna.

**Variación del número de platos.** Con esto se varía la distancia de plato a plato, y aún más, en cada plato se pueden variar si no son uniformes las distancias relativas de las zonas de agitación y separación.

**Variación de la agitación.-** Número de R.P.M.

**Forma del agitador y tamaño del mismo.**

**Variación del empaque.-** Tamaño, calidad y forma.

**Variación de la altura de las zonas empacadas.**

Variación de las entradas a la columna, que pueden meterse a los extremos de la columna, así como a la parte intermedia a la altura del plato que se desee.

A continuación se describirá el aparato construido para este trabajo:

Consiste a grandes rasgos de tanques de almacenamiento, una columna de extracción con su sistema de agitación, las conexiones y los accesorios.

Los tanques de almacenamiento son cuatro, dos superiores y dos inferiores; los dos superiores están introducidos en una caja común, que actúa como cambiador de calor, utilizando para llevar a la temperatura de operación el contenido de los tanques, que en este caso contienen el alimento y el solvente; los tanques inferiores son sencillos y se utilizan para el almacenamiento del refinado y del extracto.

La columna de extracción consiste en un tubo de vidrio, cubierto por los extremos por dos placas de fierro, el interior está dotado de platos y de un sistema de agitación común.

El tubo es de vidrio Pyrex, tiene un diámetro aproximado de 10 cm y de altura 100 cm., las placas tienen un canal circular del diámetro del tubo, donde se acopla éste a las placas por medio de un empaque inerte a los solventes; las placas están dotadas de agujeros para la entrada y salida de los flujos a la columna, además en la placa superior se inserta un balero y en la placa inferior un bushing que soporta una flecha provista de agitadores, diseñados para producir agitación horizontal.

La columna se divide en siete secciones: por los llamados platos de rectificación que son seis y consisten en una malla metálica soportada por dos aros, uno exterior de diámetro igual al diámetro interior de la columna de vidrio y otro aro interior de diámetro ligeramente más grande que el diámetro de la flecha agitadora, de tal modo que ésta gira libremente. Ver Dibujo. Sobre estos platos van cuentas de vidrio que actúan como zonas empacadas. De las siete secciones en que queda dividida la columna -

por los platos empacados, tres actúan como zonas de agitación, que son donde van conectados los agitadores a la flecha y cuatro como zonas de separación, que se distinguen por no llevar ningún aditamento. Ver Dibujo. El sistema mecánico móvil consiste en un motor de  $\frac{1}{4}$  H.P. con 1725 R.P.M. unida por un cople flexible a un reductor de velocidad de 8 : 1, el que trasmite el movimiento por un juego de poleas con bandas a la flecha de la columna.

Conexiones.- Todas las conexiones se hicieron con tubo de  $\frac{1}{4}$  " de diámetro interior con válvulas de esta medida, el tanque superior del lado izquierdo es el que contiene el solvente, que en este caso es más pesado que el alimento, de aquí que la conexión se haga del fondo del tanque a la parte superior de la columna, atravesando la placa y va a descargar al plato más próximo, precisamente en la zona empacada. El alimento fluye del fondo del tanque derecho al fondo de la columna, atravesando la placa y descargando también en la zona empacada del plato más próximo. Del fondo de la columna descarga el extracto directamente al tanque del lado derecho y de la parte superior de la columna, dejando una cámara de aire que comunica a la atmósfera, baja el refinato por todo el interior de la columna, atravesando la placa hasta el tanque de refinato. Cabe hacer notar que en cada conexión entre cada tanque y la columna, hay una válvula que sirve para variar el flujo.

Accesorios.- Cada uno de los tanques tiene como accesorio un nivel, que consiste en un tubo de vidrio con una escala graduada, utilizándose este nivel para saber el volumen que está fluyendo de cada recipiente.

Diagrama de Flujo.- Ver Dibujo. Para el sistema agua-acetona-monoclorobenceno se considera que el alimento está constituido por agua y acetona y el solvente por monoclorobenceno.

El alimento se inyecta por la parte inferior de la columna, por ser más ligero que el solvente, el cual se inyecta por la parte superior, estos flujos se introducen

por la parte media de las zonas empacadas, más próximas a los extremos, para evitar -  
contaminaciones de los productos salientes; el alimento y el solvente fluyen en contra  
corriente por el interior de la columna debido a la diferencia de densidades, obtenién  
dose el extracto por el fondo de la columna y el refinato por la parte superior de la  
misma, descargando en sus respectivos recipientes.

Este diagrama de flujo es una forma de cómo se puede operar con este sistema, -  
existiendo además otras, por ejemplo: si se considera que el extracto está constituido  
por monoclorobenceno y acetona, se puede extraer la acetona, utilizando como solvente  
agua, con el objeto de recuperar el solvente.

ESPECIFICACIONES DEL APARATO.-

a).- Datos sobre los recipientes:

	Diám. Int. cm.	Altura Tot. cm.	Altura Máx. cm.	Vol. tot. lts.	Vol. Máx. l lts.	Alt. = 1 lt.
Tanque de solvente	20.7	38.4	36.0	12.9	12.1	0.336
Tanque de alimento	20.6	38.4	36.0	12.8	12.0	0.333
Tanque de refinato	20.5	38.0	36.0	12.5	11.8	0.330
Tanque de extracto	22.5	38.0	36.0	15.1	14.3	0.398
Columna.	9.2	98.0	92.0	5.85	5.5	0.604

b).- Datos de la sección móvil:

Motor:	H.P.	0.25
	R.P.M.	1725
	Voltaje	110 volts.
	Amperaje	5.4 amp.
	Corriente	alterana.

Reductor de velocidad: 8 : 1

R.P.M. en la flecha de salida del reductor: 215.6 R.P.M.

Poleas: de diámetro exterior de 2.0", 3.5", 4.0", 6.0"

R.P.M. obtenidas en la flecha agitadora. Variable.

c).- Materiales utilizados:

Columna.	vidrio pyrex.
Placas.	fierro $\frac{1}{2}$ "
Empaques.	material sintético inerte a los solventes.
Flecha.	fierro varilla de $\frac{5}{8}$ "
Agitadores.	placa de fierro de $\frac{3}{8}$ "
Tanques.	lámina de fierro de $\frac{3}{16}$ "
Conexiones.	diámetro interior de $\frac{1}{4}$ " tubo galvanizado.
Válvulas.	bronce de $\frac{1}{4}$ "

## VII.-- PRUEBAS EXPERIMENTALES--

Se hicieron una serie de pruebas experimentales con el aparato extractor, tratando de encontrar datos para determinar su eficiencia.

En todas estas experiencias se utilizaron las mismas sustancias y concentraciones en solvente y alimento; algunas otras posibles variables se mantuvieron constantes, experimentando sólo con las variaciones de agitación y en las variaciones de proporciones de alimentación a la columna de solvente y alimento (razón de solvente a alimento).

Para que la temperatura de operación no fuera variable, se procuró llevar la temperatura del solvente y alimento a  $25^{\circ}$  C., así como también se consideró la temperatura del ambiente.

Una vez obtenidas estas condiciones el tanque de alimentación se cargó con una solución acuosa de acetona al 20% en volumen, haciéndola fluir a la columna hasta subir el nivel según sea la razón de solvente a alimento. El tanque de solvente se cargó con monoclorobenceno, haciéndolo fluir a la columna hasta subir el nivel del líquido en la columna un poco abajo del tubo de descarga del refinato. Se conecta el agitador a un número de R.P.M. definido, según sea la experiencia, dejando pasar un tiempo para dar lugar a la separación de fases; al cabo de este tiempo se abren las válvulas de solvente y alimento a la razón de volúmenes con que se desea operar, simultáneamente se abren las válvulas que conectan con los tanques de extracto y refinato, permitiendo fluir estos productos de tal modo de variar el nivel inicial al centro de la columna, se hace esto para aumentar al máximo el contacto de fases. Una vez hecho esto se deja

trabajando el aparato continuamente, tomando muestras simultáneas de los productos — extracto y refinato a intervalos de tiempo iguales; cuando las condiciones existentes son estables, los resultados de todos estos datos, así como los análisis de los pro— ductos, se promedian para el cálculo de la eficiencia.

A continuación se da la carta de operación de las variables posibles, que se man tuvieron constantes en todas las experiencias, todos los demás datos aparecen en el — capítulo VII junto con las especificaciones del aparato.

La temperatura ambiente, la temperatura de operación y el número de R.P.M. se — dan con la carta de cada experiencia.

#### CARTA DE OPERACION.

##### Condiciones Constantes.

Solvente:	Monoclorobenceno, grado técnico, pureza 99.9%.
Alimento:	Solución acuosa de acetona al 20% en volumen, componen <u>tes</u> agua destilada y acetona, grado técnico y pureza — de 99.9%.
Número de Pasos:	3
Partes de que consta cada paso:	Una zona de agitación, una zona de separación y dos zo— nas empacadas.
Zona de agitación:	Sección de la columna, con un agitador unido a la — flecha.
Zona de separación:	Sección de la columna en reposo.
Zona empacada:	Sección de la columna, empacado con esferas de vidrio — de diámetro 0.5 cm. haciendo un número de 57 en cada — zona y soportadas por una malla de alambre.

EXPERIMENTACION No. 1

Condiciones de Operación:

R.P.M.

54

Razón de Gastos  $\frac{S}{A}$ ,  $A = 1$  0.542 % en peso. ; 0.476 % en volumen.

Temperatura de operación 24° C.

Temperatura ambiente 25° C.

Muestra #	Lecturas en los recipientes										Densidad relativa a 25°/4° C.		% en Volumen		% en Pe	
	Nivel Líquido		Dif. Nivel Cr.		Litros		E		R		E	R	E	R		
	T <sub>s</sub>	T <sub>a</sub>	T <sub>s</sub>	T <sub>a</sub>	T <sub>s</sub>	T <sub>a</sub>	T <sub>s</sub>	T <sub>a</sub>	T <sub>s</sub>	T <sub>a</sub>						
1	25.3	28.6	1.2	2.4	0.4032	0.7992	1.047	0.984	20.0	9.2	15.1	7.3				
2	24.2	26.2	1.1	2.4	0.3696	0.7992	1.049	0.985	19.2	8.5	14.5	7				
3	23.1	23.9	1.1	2.3	0.3696	0.7659	1.048	0.965	19.6	8.5	14.8	7				
4	21.9	21.5	1.2	2.4	0.4032	0.7992	1.048	0.985	19.6	8.5	14.8	7.0				
5	20.8	19.0	1.1	2.5	0.3696	0.8325	1.049	0.984	19.2	9.2	14.5	7.3				
6	19.7	16.6	1.1	2.4	0.3696	0.7992	1.047	0.985	20.0	8.5	15.1	7				
Promedio	-	-	1.133	2.40	0.380	0.7992	1.048	0.9847	19.6	8.7	14.8	7.				

Número de Pasos Teóricos. 2.316

Eficiencia

77 %

EXPERIMENTACION No. 2

Condiciones de Operación.-

R.P.M.

54

Razón de Gastos  $\frac{S}{A}$ , A = 1 1.15 % en peso ; 1.00 % en volumen.

Temperatura de operación 23° C.

Temperatura ambiente 22° C.

Muestra #	Lecturas en los recipientes						Densidad Relativa a 25°/4° C.		% en Volumen			% en Peso			
	T <sub>B</sub>	Nivel	Líquido	T <sub>S</sub>	Dif. Nivel Cm.	Litros	T <sub>a</sub>	T <sub>B</sub>	T <sub>a</sub>	E	R	E	R	E	R
1	28.0		29.3	2.1	2.2	0.7036	0.7326	1.061	0.990	14.2	4.8	10.6	3.8	10.6	3.8
2	25.9		27.1	2.1	2.2	0.7056	0.7326	1.060	0.990	14.5	4.8	10.9	3.8	10.9	3.8
3	23.7		25.0	2.2	2.1	0.7392	0.6993	1.061	0.990	14.2	4.8	10.6	3.8	10.6	3.8
4	21.4		22.7	2.3	2.3	0.7728	0.7659	1.061	0.990	14.2	4.8	10.6	3.8	10.6	3.8
5	19.2		20.5	2.2	2.2	0.7392	0.7326	1.062	0.990	13.9	4.8	10.3	3.8	10.3	3.8
6	16.9		18.3	2.3	2.2	0.7728	0.7326	1.061	0.990	14.2	4.8	10.6	3.8	10.6	3.8
Promedio	-		-	2.20	2.20	0.739	0.732	1.061	0.990	14.2	4.8	10.6	3.8	10.6	3.8

Número de Pasos Teóricos 2.308

Eficiencia 76.5%

EXPERIMENTACION No. 2Condiciones de Operación:

R.P.M.

54

Razón de Gastos  $\frac{S}{A}$ , A = 1

1.867 % en peso ; 1.634 % en volumen.

Temperatura de Operación:

22° C.

Temperatura Ambiente:

21° C.

Muestra #	Lecturas en los Recipientes						Densidad Relativa a 25°/4° C.		% en Volumen		% en Peso			
	Nivel		Líquido		Dif. Nivel Cm.		Litros		T <sub>a</sub>	T <sub>s</sub>	E	R	E	R
	T <sub>s</sub>	T <sub>a</sub>	T <sub>s</sub>	T <sub>a</sub>	T <sub>s</sub>	T <sub>a</sub>	T <sub>s</sub>	T <sub>a</sub>						
1	30.0	26.0	2.7	1.7	0.9072	0.566	0.992	1.074	0.992	9.2	3.5	6.8	2.7	
2	27.4	24.3	2.6	1.7	0.8732	0.566	0.991	1.075	0.991	9.0	4.3	6.7	3.4	
3	24.7	22.7	2.7	1.6	0.9072	0.533	0.991	1.075	0.991	9.0	4.3	6.7	3.4	
4	22.0	21.0	2.7	1.7	0.9072	0.566	0.990	1.075	0.990	9.0	4.9	6.7	3.9	
5	19.2	19.4	2.8	1.6	0.9408	0.533	0.991	1.074	0.991	9.2	4.3	6.8	3.4	
6	16.5	17.7	2.7	1.7	0.9072	0.566	0.991	1.074	0.991	9.2	4.3	6.8	3.4	
Promedio	-	-	2.7	1.66	0.9072	0.555	0.991	1.0745	0.991	9.1	4.3	6.75	3.4	

Número de Pasos Teóricos: 1.582Eficiencia 52.8 %

EXPERIMENTACION No. 4

Condiciones de Operación:

R.P.M. 164

Razón de Gastos  $\frac{S}{A}$ ,  $A = 1$  0.956 % en peso ; 0.841 % en volumen.

Temperatura de Operación: 24° C.

Temperatura Ambiente: 25° C.

Muestra #	Lecturas en los Recipientes						Densidad relativa a 25°/4° C.		% en volumen		% en peso	
	Nivel		Líquido		Dif. Nivel Cm.		Litros		E	R	E	R
	T <sub>s</sub>	T <sub>a</sub>	T <sub>s</sub>	T <sub>a</sub>	T <sub>s</sub>	T <sub>a</sub>	T <sub>s</sub>	T <sub>a</sub>				
1	28.0	31.0	2.2	2.7	0.7392	0.899	1.035	0.992	16.6	3.5	12.4	2.8
2	25.7	28.3	2.3	2.7	0.7728	0.899	1.056	0.991	16.3	4.3	12.2	3.4
3	23.7	25.7	2.2	2.6	0.7392	0.8658	1.056	0.991	16.3	4.3	12.2	3.4
4	21.3	23.0	2.2	2.7	0.7392	0.899	1.057	0.991	16.0	4.3	12.0	3.4
5	19.0	20.3	2.3	2.7	0.7720	0.899	1.056	0.991	16.3	4.3	12.2	3.4
6	16.8	17.6	2.2	2.7	0.7392	0.899	1.056	0.990	16.3	5.0	12.2	4.0
Promedio	-	-	2.23	2.68	0.750	0.892	1.056	0.991	16.3	4.3	12.2	3.4

Número de Pasos Teóricos: 2.79

Eficiencia

92.8 %

EXPERIMENTACION No. 5

Condiciones de Operación.

R.P.M.

164

Razón de Gastos  $\frac{S}{A}$  ; A = 1    0.575 % en peso ; 0.508 % en volumen.

Temperatura de Operación    24° C.

Temperatura ambiente        24° C.

Lecturas en los recipientes										Densidad rela-		% en Vo-		% en Pe	
Muestra #	Nivel		Íquido	Dif. Nivel Cm.		Litros		T <sub>a</sub>		tiva a 25°/4 C.		lumen		E	
	T <sub>s</sub>	T <sub>a</sub>		T <sub>s</sub>	T <sub>a</sub>	T <sub>s</sub>	T <sub>a</sub>	E	R	E	R	E	R		
1	21.0	31.0	31.0	1.6	3.1	0.5376	1.0323	1.047	0.985	20.0	8.5	20.0	8.5	15.1	15.1
2	19.4	27.9	27.9	1.6	3.1	0.5376	1.0323	1.047	0.985	20.0	8.5	20.0	8.5	15.1	15.1
3	17.9	24.7	24.7	1.5	3.2	0.504	1.0656	1.047	0.995	20.0	7.7	20.0	7.7	15	15
4	16.3	21.5	21.5	1.6	3.2	0.5376	1.0656	1.047	0.985	20.0	8.5	20.0	8.5	5	5
5	14.7	18.3	18.3	1.6	3.2	0.5376	1.0656	1.047	0.985	20.0	8.5	20.0	8.5	15.1	15.1
6	13.1	19.2	19.2	1.6	3.1	0.5376	1.0323	1.047	0.984	20.0	9.2	20.0	9.2	5.1	5.1
Promedio	-	-	-	1.58	3.15	0.532	1.048	1.047	0.985	20.0	8.5	20.0	8.5	15.1	15.1

Número de Pasos Teóricos    2.782

eficiencia                            93.0 %

EXPERIMENTACION No. 6

Condiciones de Operación.

R.P.M.

164

Razón de Gastos  $\frac{S}{A}$  A = 1

1.59 % en peso ; 1.4 % en volumen

Temperatura de operación

22° C.

Temperatura ambiente

23° C.

Muestra #	Lecturas en los Recipientes						Densidad Relativa a 25°/4°C.		% en Volumen		% en Peso	
	Líquido		Dif. Nivel Cm.		Litros		E	R	E	R	E	R
	T <sub>s</sub>	T <sub>a</sub>	T <sub>s</sub>	T <sub>a</sub>	T <sub>s</sub>	T <sub>a</sub>						
1	26.0	28.3	2.8	2.0	0.9408	0.666	1.070	0.992	10.6	3.7	8.0	3.0
2	23.3	26.3	2.7	2.0	0.9072	0.666	1.065	0.992	12.4	3.7	9.4	3.0
3	20.6	24.3	2.7	2.0	0.9072	0.666	1.070	0.992	10.6	3.7	8.0	3.0
4	17.8	22.3	2.8	2.0	0.9408	0.666	1.072	0.992	9.9	3.7	7.4	3.0
5	15.0	20.3	2.8	2.0	0.9408	0.666	1.073	0.992	9.5	3.7	7.2	3.0
6	12.2	18.3	2.8	2.0	0.9408	0.666	1.070	0.992	10.5	3.7	8.0	3.0
Promedio	-	-	2.77	2.0	0.930	0.666	1.070	0.992	10.6	3.7	8.0	3.0

Número de Pasos Teóricos

1.728

Eficiencia

57.8 %

## VIII.- RESULTADOS Y CONCLUSIONES.-

Considerando las variables R.P.M. y razón de gastos de solvente alimento con los resultados de las eficiencias promedio, en las pruebas del aparato experimental; se tiene que en los dos juegos de experiencias uno de 54 R.P.M. y otro de 164 R.P.M., los dos con razón de gastos variable, se observa que a 164 R.P.M. son mayores las eficiencias, suponiéndose que esta eficiencia sube hasta un número óptimo de R.P.M., teniendo como límite el punto donde se inicia la emulsión de fases, retardándose la separación de éstas, afectando por tanto la eficiencia de la operación.

Por otro lado, a R.P.M. constante, se observa que cuando la razón de gastos de solvente alimento disminuye, aumenta la eficiencia.

La eficiencia de este aparato puede subirse, posiblemente, aumentando en las zonas empacadas el número de esferas y reduciendo al mismo tiempo el diámetro de ellas, con esto se aumentaría el tiempo de contacto entre las dos fases, dando más lugar a alcanzar el equilibrio, ya que según el examen óptico de la operación de la columna, indica poca resistencia al flujo de líquidos dentro de la columna.

De la aplicación de este tipo de aparato a la industria, tiene como tope el tamaño de la unidad, que no puede aumentarse mucho debido a las dificultades mecánicas que esto ocasionaría. Pero en general este sistema de proceso tiene la ventaja de la continuidad, que acarrea un considerable ahorro de tiempo, además, lo compacto del equipo unido a su efectividad, conducen a acortar los costos iniciales de inversión, así como los costos de operación.

Debido a las múltiples aplicaciones de este aparato experimental en distintos procesos, así como las múltiples variables con que se puede experimentar, queda a disposición de la Facultad de Ciencias Químicas para el estudio de ulteriores investigaciones en este ramo de la Ingeniería Química.

## IX.- BIBLIOGRAFIA.

### CAPITULO I.-

No tiene.

### CAPITULO II.-

- 1.- Brown George Granger. "Unit Operations", 3a. Imp., 1951.
- 2.- Perry J. H. Ed. "Chemical Engineering Handbook", 3a. Ed. 1950, McGraw Hill Co. Inc., New York.
- 3.- Sherwood and Pigford. "Absorption and Extraction" 1952, McGraw Hill Book Co. Inc.
- 4.- Treybal Robert E. "Liquid Extraction", 1a. Ed., 2a. Imp., 1951, McGraw Hill Co. Inc.

### CAPITULO III.-

- 5.- Othmer D. F. and Tobias P.E. "Industrial Eng. Chem". 34, 690, 1942.
- 6.- Varteressian K. A. and Fenske M.R. "Ind. Eng. Chem". 29, 270, 1937.
- 7.- Treybal R. E. "Ind. Eng. Chem". 36, 875, 1944.
- 8.- Elgin J. C. "Ind. Eng. Chem". 39, 25, 1947.
- 9.- Hunter T. G. and Brown T. "Ind. Eng. Chem"., 39, 1343, 1949.
- 10.- Sheibel E. G. and Friedland. "Ind. Eng. Chem". 39, 1329, 1949.
- 11.- Walker W. H., Lewis W. K., McAdams W. H., and Gilliland E. R. "Principles of Chemical Engineering" 3a. Ed. Chap. XVI. McGraw Hill Book Co. Inc., New York, 1937.
- 12.- Sherwood T. K. and Reed Ch. E., "Applied Mathematics in Chemical Engineering", McGraw Hill Book Co. Inc., New York and London, 1939.

13.- Hunter T. G. and Nash A. W. "J. Soc. Chem. Ind.", 51, 285 \_\_, 1932.

Además los Nos. 1, 2, 3 y 4, citados en la bibliografía del Cap. II.

#### CAPITULO IV.-

14.- "International Critical Tables", McGraw Hill Book Co. Inc., New York.

Además el No. 2, citado en la bibliografía del Capítulo II.

#### CAPITULO V.-

No tiene.

#### CAPITULO VI.-

15.- Blanding F. H. and Elgin J. C. "Limiting Flow in Liquid-Liquid Extractions Columns." Trans. Am. Inst. Chem. Engrs. 38, 305-38, 1942.

16.- Sheibel E. G. "Chem. Eng. Progress.", 44, 681, 771, 1948.

#### CAPITULO VII.

No tiene.

#### CAPITULO VIII.-

No tiene

