

18  
2g.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA  
DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN

FUNDAMENTOS DE DISEÑO DE UN  
MEZGLADOR - SEDIMENTADOR  
TIPO CAJA

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE  
INGENIERO QUIMICO

PRESENTA

GUMERSINDO NEGRETE AVILES

DIRECTOR DE TESIS:

M. C. LUIS CEDEÑO CAERO

CUAUTITLÁN IZCALLI, ESTADO DE MÉXICO, 1988

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional  
Autónoma de México



## **UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso**

### **DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

## C O N T E N I D O

	Pag.
PROLOGO.	
CAPITULO 1. -----	1
INTRODUCCION.-----	1
1.1.-Clasificación de los equipos comerciales de extracción.-	1
1.2.-Características principales y campos de aplicación in- dustrial de los equipos de extracción.-----	4
1.3.-Selección del equipo de extracción.-----	15
1.4.-Selección del solvente.-----	24
CAPITULO 2. -----	26
EQUIPOS DE EXTRACCION:MEZCLADGRES-SEDIMENTADORES.-----	26
2.1.-Variaciones en los diseños.-----	26
2.2.-Descripción, aplicación y funcionamiento de algunos de-- los diseños de mezcladores-sedimentadores más comúnmente utilizados en los procesos industriales.-----	28
2.3.-Mezcladores.-----	36
2.4.-Sedimentadores.-----	42
2.5.-Experimentaciones en plantas piloto.-----	44
2.6.-Escalamiento.-----	46
CAPITULO 3. -----	48
MEZCLADOR-SEDIMENTADOR TIPO CAJA.-----	48
3.1.-Descripción general.-----	48
3.2.-Diseño del mezclador.-----	50
3.3.-Diseño del sedimentador.-----	52
3.4.- Ejemplo.-----	54

	Pag.
3.5.-Conclusiones.-----	71
BIBLIOGRAFIA.-----	72
NOTACION.-----	75
APENDICE.-----	80
A.-Requerimientos hidráulicos de un mezclador-sedimentador-- tipo caja.-----	81
B.-Tablas y nomogramas.-----	88

## PROLOGO.

El presente trabajo tiene como objetivo principal el de diseñar y construir un equipo de extracción del tipo mezclador-sedimentador tipo caja a nivel laboratorio, para llevar a cabo la extracción del nitrato de uranio ( $UO_2(NO_3)_2$ ), por medio del fosfato de tributilo (TBP) disuelto en queroseno al 30% en volumen.

En primer término, se indican las características más importantes de los diferentes equipos de extracción, así como los diferentes criterios de diseño en que se basa la selección del tipo de extractor.

Posteriormente se mencionan los diferentes parámetros de diseño de un mezclador-sedimentador tipo caja.

Finalmente se hace el diseño del mezclador-sedimentador tipo caja para el sistema: nitrato de uranio en medio ácido, utilizando como medio extractor al TBP disuelto en queroseno al 30% en volumen.

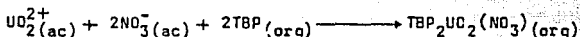
## CAPITULO 1

### INTRODUCCION.

En el proceso de obtención de uranio, para su utilización como combustible nuclear, se tiene una etapa en la cuál el uranio se tiene que purificar.

Dentro del proceso de purificación, el uranio en forma de nitrato de uranilo ( $UO_2(NO_3)_2$ ), es sometido a una extracción, un lavado y una desextracción, con la finalidad de eliminar las impurezas presentes que provienen de anteriores tratamientos. (1)

En la etapa de extracción del  $UO_2(NO_3)_2$  por medio de fosfato de tributilo (TBP) disuelto en queroseno al 30% en volumen, la reacción de extracción es la siguiente:



Comunmente el contacto entre la fase acuosa y la fase orgánica se hace por medio de mezcladores-sedimentadores o en columnas de tipo pulsado.

De los dos tipos de extractores más comunmente utilizados en el proceso de extracción del uranio, el de más fácil construcción a nivel laboratorio, son los mezcladores-sedimentadores tipo caja.

#### 1.1.-Clasificación de los equipos comerciales de extracción.

Los equipos de extracción pueden ser clasificados en base a los métodos aplicados para dispersar las fases, pero esto se puede efectuar por la acción de la fuerza de gravedad, debido a la diferencia de densidades, o por la aplicación de una fuerza centrífuga.

Además, el primero de los métodos, clasifica a los diferentes--

equipos de extracción en base al tipo de energía suministrada. Todos los extractores continuos de multietapas, pueden además ser divididos dentro de una serie de categorías de acuerdo a la naturaleza de su operación, es decir, contacto por etapas o contacto diferencial.

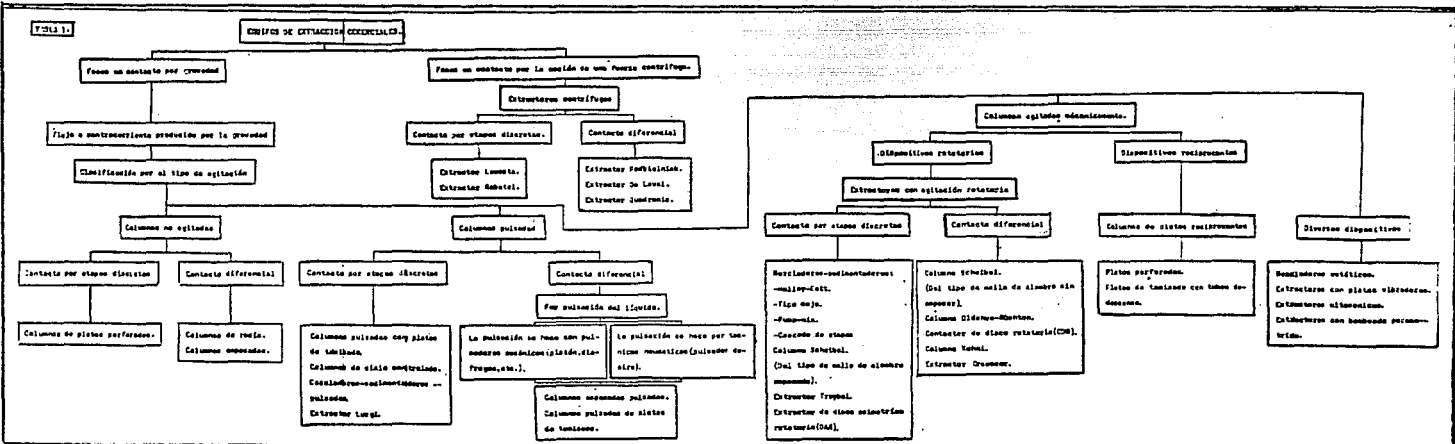
Por ejemplo, Morello y Poffenburger(31), hacen una clasificación de los equipos de extracción en base a los métodos usados para producir la separación simultánea de las fases y son subclasificados, de acuerdo al tipo de contacto.

C. Hanson(17), clasifica a los equipos de extracción en base a si el contacto es por etapas o si el contacto es diferencial y los subclasifica en base al tipo de fuerza que produce la interdispersión de las fases.

Una de las más recientes clasificaciones de los equipos de extracción comerciales es presentada por Lo(24), como se muestra en la tabla 1.

TABLA 1.

CRITERIOS DE EXTRACCION GENERALIZADA





1.2.-Características principales y campos de aplicación industrial de los equipos de extracción.

1.2.1.-Columnas de aspersion. (5,22,25,35,46)

Son los extractores más sencillos de contacto diferencial, consiste esencialmente de una torre vacía con dispositivos en los extremos para introducir y separar los líquidos. En estos dispositivos cualquiera de las dos fases puede dispersarse, pero se prefiere dispersar el líquido ligero.

Debido a que sólo se pueden tener pocas etapas, su uso no es muy común en los procesos de extracción líquida; aunque recientemente se han hecho intensos estudios en estas columnas, sobre el intercambio de calor por contacto directo.

1.2.2.-Columnas empacadas. (5,22,25,35,46)

Estas columnas están constituidas por un armazón y su interior está ocupada por un relleno: empaques. Se usan generalmente los siguientes empaques comerciales: anillos Rasching, Pall, sillas Intalox, etc.

El uso de torres empacadas, no es conveniente, cuando se manejan líquidos con sólidos suspendidos o cuando se van a manejar líquidos con alta tensión interfasial.

1.2.3.-Columnas de platos perforados. (5,22,25,35,46)

Las columnas de platos perforados, son cilindros verticales, en donde los líquidos se ponen en contacto sobre platos o charolas. El

líquido ligero fluye por las perforaciones de cada plato y de ese modo, se dispersa en gotas que se elevan por la fase continua. El líquido continuo fluye horizontalmente por cada plato y pasa al plato inferior. Las columnas de platos perforados proporcionan buenas eficiencias y se tienen altas capacidades, particularmente, si se tienen bajas tensiones interfasiales de los líquidos; estas unidades se han utilizado, especialmente en la refinación del petróleo y en plantas petroquímicas, aunque también se han utilizado con buen éxito en otras áreas.

#### 1.2.4.-Columnas pulsadas. (22,25,27,35,44,46)

El contenido de una columna de platos perforados como la de una columna empacada, puede ser impulsada, aplicando oleadas intermitentes de presión de bombeo a la columna. Este impulso estimula las velocidades de transferencia de masa, debido a un aumento en el área interfasial y a un aumento en los coeficientes de transferencia de masa. Debido a el efecto de pulsación se reduce el tamaño de la columna.

Puesto que las pulsaciones proporcionan un medio de agitación en la cuál no se requieren partes móviles, esto ha hecho, que se utilicen en la industria nuclear, así como para extraer y separar metales que provienen de soluciones procedentes de operaciones de energía atómica.

#### 1.2.5.-Columnas de extracción de platos recíprocantes. (25,26)

Esta columna se deriva de un diseño de Van Dijk, quien sugirió

que los platos de un extractor de platos perforados se movieran con rapidez, de arriba hacia abajo.

Las columnas de platos reciprocantes son utilizadas en la industria farmacéutica, petroquímica, química, hidrometalúrgica y en el tratamiento de aguas residuales. Estas columnas son utilizadas para estudios a nivel laboratorio, plantas piloto y a nivel industrial.

#### 1.2.6.-Contactor de disco rotatorio. (23,25,35,46)

En esta columna, se tienen agitadores rotatorios colocados sobre un eje que se extiende axialmente a lo largo de la columna. El contactor de disco rotatorio puede ser utilizado en todos aquellos procesos en donde los dos líquidos sean parcialmente o completamente inmiscibles, también se pueden utilizar cuando se maneja una fase sólida y una o dos fases líquidas.

Las más importantes aplicaciones de estas unidades son: en la extracción líquido-líquido, ejemplos: extracción de caprolactama, separación de tierras raras, extracción de detergentes sintéticos, en la remoción de trazas de impurezas, extracciones con reacción química, así como en las extracciones sólido-líquido.

#### 1.2.7.-Extractor de disco rotatorio asimétrico. (DRA) (25,29,35)

Este extractor, también tiene un eje en la cual se colocan agitadores rotatorios, pero el eje no se coloca en el centro de la columna. Esta unidad consta de las siguientes partes: una estructura cilíndrica, un estator con baffles y un agitador de multietapas, en el interior de la estructura se tiene una sección de extracción y dos

zonas de sedimentación.

El DRA es utilizado en el procesamiento de sistemas líquidos-- dentro de un amplio rango de propiedades físicas: diferencia de densidades de 500 a 20 Kg/m<sup>3</sup>; viscosidades de la fase continua de 0.5 a 1000 mPa; tensión interfasial de  $1 \times 10^{-5}$  a  $50 \times 10^{-5}$  N/Cm, también-- se utilizan cuando se tengan líquidos con tendencia a emulsificarse o cuando se tengan líquidos suspendidos.

Las típicas aplicaciones industriales son en los siguientes--- campos: orgánica, petroquímica, inorgánica, metalúrgica, farmacéutica.

#### 1.2.8.-Columnas Scheibel.(22,25,35,40,46)

Hay dos diseños de estas columnas, en la primera columna, se--- agitan compartimientos alternos, con hélices centradas y los otros-- se rellenan con una malla abierta de alambre entrelazado, en estas-- columnas es posible variar la altura de las secciones empacadas, con la finalidad de adaptarse a diferentes condiciones de operación.

En la segunda columna, el diseño de los impulsores son del tipo turbina y las mamparas que la rodean del tipo dona. Esta columna se desarrolló para reducir el valor de AEET y para aumentar la escala-- en forma más directa.

#### 1.2.9.-Columna Oldshue-Rushton.(22,25,33,35,46)

Esta unidad utiliza impulsores del tipo turbina de disco de ho-- jas planas para dispersar y mezclar los líquidos y se tienen platos con compartimientos horizontales para reducir el mezclado axial.

Estos extractores son utilizados cuando se manejan líquidos --

con viscosidades hasta 500 cP y cuando se tenga una diferencia mínima de densidades de 0.05 cP, se pueden manejar líquidos con sólidos suspendidos.

#### 1.2.10.-Columna de extracción Kühni. (18,25,30)

En esta unidad también se utiliza una agitación rotatoria, una de las características más importantes de esta unidad, es que se puede variar la geometría de los compartimientos, para poder ajustarse a diferentes condiciones de operación.

La columna Kühni fué diseñada para obtener un mínimo de mezcla axial, para tener una constante retención de la fase dispersa y una máxima capacidad para cada sección de la columna, por lo que en este diseño se tiene una gran flexibilidad.

Estas columnas se han utilizado en las siguientes áreas: petroquímica, química, farmacéutica, hidrometalúrgica y en el tratamiento químico de aguas residuales de los procesos industriales.

#### 1.2.11.-El contactor Grassser. (6,17,18,25)

Este extractor consiste esencialmente de un gran tambor horizontal cilíndrico, con rotación lenta, en el centro contiene un eje horizontal y en este se tienen colocados una serie de discos giratorios. Estas unidades fueron diseñadas para manejar líquidos que involucren bajas diferencias de densidad, baja tensión interfasial y una tendencia muy pronunciada a la emulsificación. Este diseño se ha utilizado en procesos de extracción tales como: la purificación de productos herbicidas y en la desaromatización de naftas.

### Extractores centrifugos.(16,25,35)

Estos dispositivos,utilizan la fuerza centrífuga para provocar unflujo a contracorriente de las fases,obteniendose una separación de las fases.Los extractores centrifugos son generalmente clasificados en diseños horizontales y en diseños verticales(ver tabla 2).

#### 1.2.12.-El extractor Podbielniak.

Es el tipo más importante de este grupo,el cuerpo del extractor es un tambor cilíndrico que contiene cilindros perforados concéntricos.Los líquidos se introducen por el eje giratorio con la ayuda de sellos mecánicos especiales;el líquido ligero se conduce por el interior hacia la periferia del tambor y el líquido pesado hacia el eje del tambor.

#### 1.2.13.-El extractor Quadronic.

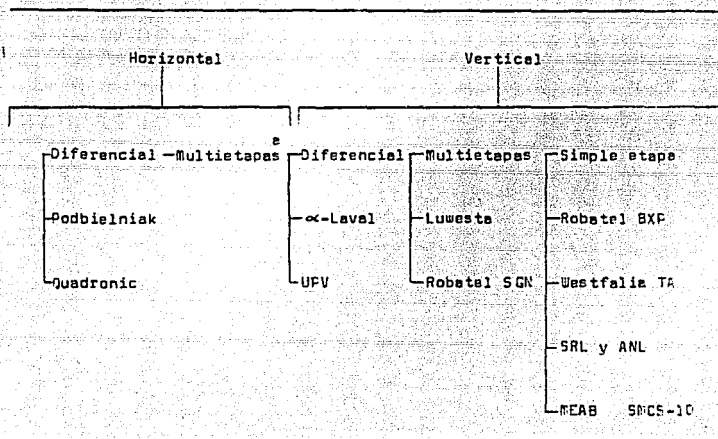
Es un extractor horizontal en donde los fluidos son manejados a contracorriente,este diseño fué introducido con la finalidad de incrementar la versatilidad del extractor Podbielniak.En este diseño se hicieron varias modificaciones,lo más importante es que se insertaron orificios que pueden ser fijos o variables,en forma radial,con la finalidad de controlar la intensidad del mezclado.

#### 1.2.14.-Extractor De Laval.

Este dispositivo contiene un cierto número de cilindros perforados que giran entorno a un eje vertical.Los líquidos siguen una trayectoria en espiral,radialmente, a contracorriente y se mezclan

TABLA 2.

CLASIFICACION DE LOS EXTRACTORES CENTRIFUGOS.



<sup>a</sup> Los diseños horizontales de multietapas no son atractivos su diseño.

al pasar por las perforaciones.

#### 1.2.15.-Extractor Luwesta.

Esta centrífuga gira sobre un eje vertical y contiene tre etapas reales. Se deja un margen en la unidad para la acumulación de sólidos que se separan de los líquidos.

Los extractores centrífugos han sido ampliamente utilizados en los casos en donde se requiera de un tiempo de residencia muy corto como es el caso de la industria farmacéutica: extracción de antibióticos, refinación de vitaminas y en los casos en donde se manejen sistemas fácilmente degradables en corto tiempo, también se han utilizado en la industria química, del petróleo, hidrometalúrgica. Los costos de operación y mantenimiento son altos.



TABLA 3

RESUMEN DE LAS CARACTERISTICAS Y LOS CAMPOS DE APLICACION INDUSTRIAL DE LOS EQUIPOS DE EXTRACCION. (36)

TIPO DE EXTRACTOR	CARACTERISTICAS GENERALES	CAMPOS DE APLICACION INDUSTRIAL.
COLUMNAS NO AGITADAS.	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Bajo costo inicial.</li> <li>-Bajo costo de operación y mantenimiento.</li> <li>-Simplicidad de construcción.</li> <li>-Se puede manejar material corrosivo.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Petroquímica.</li> <li>-Química.</li> </ul>
MEZCLADORES- SEDIMENTADORES.	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Se tienen altas eficiencias de etapa.</li> <li>-Se manejan altas relaciones de solventes.</li> <li>-Alta capacidad.</li> <li>-Buena flexibilidad.</li> <li>-Confiables escalamientos.</li> <li>-Se manejan líquidos con altas viscosidades.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Petroquímica.</li> <li>-Nuclear.</li> <li>-Fertilizantes.</li> <li>-Metalúrgica.</li> </ul>
COLUMNAS PULSADAS.	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Bajas AEET.</li> <li>-No tiene partes móviles internas.</li> <li>-Es posible tener muchas etapas.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Nuclear.</li> <li>-Petroquímica.</li> <li>-Metalúrgica.</li> </ul>

TABLA 3  
(CONTINUACION).

TIPO DE EXTRACTOR	CARACTERISTICAS GENERALES	CAMPOS DE APLICACION INDUSTRIAL.
COLUMNAS CON AGITACION ROTATORIA.	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Capacidad moderada.</li> <li>-Moderadas AEET.</li> <li>-Es posible tener muchas etapas.</li> <li>-Costo moderado de construcción.</li> <li>-Bajo costo de operación y mantenimiento.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Petroquímica.</li> <li>-Metalúrgica.</li> <li>-Farmacéutica.</li> <li>-Fertilizantes.</li> </ul>
COLUMNAS CON PLATOS RECIPROCANTES.	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Altas capacidades.</li> <li>-Bajas AEET.</li> <li>-Gran flexibilidad y versatilidad.</li> <li>-Simplicidad de construcción.</li> <li>-Se manejan líquidos que tienen sólidos suspendidos.</li> <li>-Se manejan sistemas con tendencia a la emulsificación.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Farmacéutica.</li> <li>-Petroquímica.</li> <li>-Metalúrgica</li> <li>-Química.</li> </ul>

TABLA 3  
(CONTINUACION)

TIPO DE EXTRACTOR	CARACTERISTICAS GENERALES	CAMPOS DE APLICACION INDUSTRIAL.
EXTRACTORES CENTRIFUGOS.	<ul style="list-style-type: none"><li>-Tiempos cortos de residencia.</li><li>-Se manejan con facilidad materiales emulsificantes.</li><li>-Se manejan sistemas con pequeñas diferencias de densidades.</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>-Farmacéutica.</li><li>-Nuclear.</li><li>-Petroquímica.</li></ul>

### 1.3.-Selección del equipo de extracción.

La selección conveniente de un extractor para efectuar una separación deseada, conduce a una decisión compleja, cuando se tiene -- ausencia de anteriores experiencias con el mismo sistema de trabajo en plantas piloto o a nivel industrial.

La dificultad de la selección surge de que se tiene un amplio -- rango de tipos de extractores, que hay que considerar ya demás se -- tienen un gran número de variables de diseño.

Poffernburger y Morello(31), han hecho un útil estudio en aproximación de racionalizar el procedimiento de selección del tipo de extractor. Pratt(37), presentó una carta de selección, más recientemente Oliver(34), ha discutido el criterio general para la selección -- del tipo de extractor.

En la tabla 4 se ha hecho una modificación de la versión de la carta de selección de Pratt. En la carta de selección del extractor, mostrada en la tabla 4, se enlistan los posibles requisitos de diseño.

#### 1.3.1.-Requisitos para el diseño de los equipos de extracción.

Un número de apreciaciones son señaladas para cada extractor -- junto a los requisitos de diseño de acuerdo al siguiente esquema:

0 -Inadecuado.

1 -Posiblemente adecuado, pero sujeto a futura verificación.

3 -Adecuado.

5 -Satisfactorio.

las bases sobre las cuales se señalan las apreciaciones son --

las siguientes: (36)

- 1.-Capacidad total.
- 2.-Número de etapas teóricas.
- 3.-Propiedades físicas del sistema.
- 4.-Reacción heterógena lenta.
- 5.-Reacción homogénea lenta.
- 6.-Relaciones de las fases extrema.
- 7.-Tiempo de residencia.
- 8.-Habilidad para manejar sólidos.
- 9.-Tendencia a la emulsificación.
- 10.-Espacio disponible.
- 11.-Materiales especiales.
- 12.-Radioactividad presente.
- 13.-Facilidad de limpieza.
- 14.-Mantenimiento.

1.3.1.1.-Capacidad total.

La mínima capacidad total considerada es  $0.25 \text{ m}^3/\text{hr}$  de alimentación de la fase extractante, que corresponde a una columna de ---- aproximadamente 10 cm de diámetro, que son las comunmente utilizadas para estudios a nivel laboratorio y en unidades piloto.

Capacidades de  $2.5 - 250 \text{ m}^3/\text{hr}$ , abarca la mayoría de los procesos industriales, como las usadas en la industria química y en la -- industria del petróleo, sin embargo hay extractores con capacidades -- mayores de  $250 \text{ m}^3/\text{hr}$ , como las utilizadas particularmente en la recu peración de cobre a partir de las soluciones diluidas provenientes --

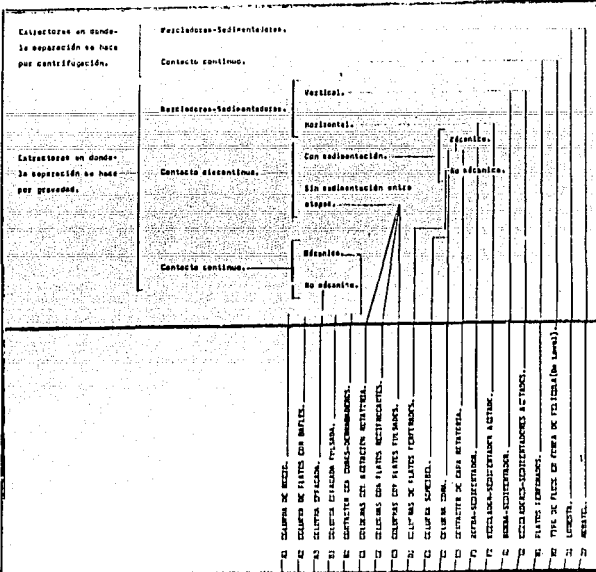


Tabla 4. GRUPO DE SELECCIÓN DEL EXTRACTOR.

Referencia	Descripción	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	
REQUISITOS DEL DISEÑO.																								
1	Capacidad total. 0-25 m <sup>3</sup> /hr. 25-50 m <sup>3</sup> /hr. 50-100 m <sup>3</sup> /hr. >100.00 m <sup>3</sup> /hr.	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	
2	HTB. ≤1.0 1.0 - 8.0 8.0 - 10.0 10.0 - 19.0 >19.00	0 <sup>b</sup>	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	
3	(a) Perforaciones (filas) ( $r/\rho a$ ) <sup>1/2</sup> > 0.60 (b) Diferencia de densidades. 0.04 b (a/r) > 0.01 a/m <sup>2</sup> . (c) Viscosidad. <sup>c</sup> M <sub>2</sub> > 1/6 M <sub>1</sub> > 20 sp	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
4	Resolución heterogénea lenta. k <sub>1</sub> < 6 × 10 <sup>-6</sup> a/m <sup>2</sup> .	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
5	Resolución homogénea. 1/2 > 0.5 - 8 min 1/2 > 8 min	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
6	Selecciones de las fases extremas. r <sub>1</sub> /r <sub>2</sub> < 0.2 o > 4	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
7	Tiempo de residencia. 0 <sup>b</sup> 0.1 0 1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
8	Facilidad para manejar sólidos. Traves (α < 0.3 en la alimentación) Inversión (0.1 - 15 en la alimentación) Conversión (0.35 en la alimentación)	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	
9	Tendencia a la mulsificación. Ligeros Resuspendidos	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	
10	Capacidad disponible. Altura Piso	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
11	Materiales especiales. Detalles No metálicos	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
12	Radioactividad presente. Oblitos (principalmente en μ) Fuerzas (γ)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
13	Facilidad de limpieza.	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
14	Mantenimiento.	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	

<sup>a</sup> Se pueden utilizar unidades múltiples en serie y/o en paralelo.  
<sup>b</sup> Para inmensurables resoluciones homogéneas invertibles.  
<sup>c</sup> Para sólidos 1% ca.  
<sup>d</sup> En un sólo aparato se permiten de 2 a 3 etapas.  
<sup>e</sup> Con particulación de las fases viscosas hacia el viscosador.  
<sup>f</sup> En el viscosador se requiere de recoger los sólidos.

de las minas.

### 1.3.1.2.-Número de etapas teóricas.

La altura de la mayoría de los extractores verticales, es ya excesiva cuando se tienen más de 10 etapas, pero esta es una apreciación dudosa, esta limitación no siempre surge con los extractores horizontales, pero un aumento en el área ocupada hay que tomarse en cuenta.

### 1.3.1.3.-Propiedades físicas del sistema.

Para efectuar la selección del extractor en la tabla 4, es importante tener una gran diferencia de densidades de las fases líquidas a manejar, ya que esto permite que se tengan grandes capacidades en los equipos y es especialmente importante, cuando para efectuar la extracción se utilice la fuerza de gravedad para separar las fases.

También es importante que la viscosidad de los líquidos sea lo más bajo posible, para facilitar su manejo. Cuando se tengan valores altos de viscosidades ( $> 20$  CP), de una o ambas fases, se tendrá un efecto muy marcado en el funcionamiento y en la separación de las fases. Otro problema que se presenta cuando se tienen valores altos en las viscosidades, es que se dificulta el bombeo de los líquidos, no hay una simple regla que pueda ser dada para predecir esto, en cada caso se tienen que hacer especiales consideraciones.

La tensión interfásica, de preferencia debe ser alta, ya que cuanto sea mayor la tensión interfásica, más rápidamente ocurrirá la

coalescencia de la emulsión, pero mayor será la dificultad para la dispersión de un líquido en otro.

#### 1.3.1.4.-Reacción heterógena lenta.

El efecto de tener una reacción lenta interfásial, es siempre, la de reducir la velocidad de transferencia de masa por lo que trae como consecuencia un incremento en la altura de la columna, y en algunos casos se reduce la eficiencia de etapa.

El efecto puede ser minimizado por medio de un incremento en el área interfásial, es decir, por un aumento en la velocidad de agitación a costa de una disminución de la capacidad. Las clases dadas en la tabla de selección, se relacionan con una efectiva velocidad de reacción interfásial de primer orden  $k_1$ , un poco menor de  $4 \times 10^{-5}$  m/seg.

#### 1.3.1.5.-Reacción homogénea lenta.

Este caso es relativamente raro que se presente en los procesos de extracción líquida, la reacción lenta ocurre principalmente en el seno de la fase extractante. En la carta de selección, se ha relacionado el tiempo de residencia del extractor con el tiempo de vida media de la reacción.

#### 1.3.1.6.-Relaciones de las fases extrema.

El efecto de tener un valor bajo de la relación  $F_d/F_c$ , es la de reducir la retención de la fase dispersa y por consiguiente disminuir el área interfásial, por el contrario un valor alto en la rela-



ción Fd/Fc puede causar un gran retromezclado y en ambos casos se afecta el funcionamiento del equipo.

1.3.1.7.-Tiempo de residencia.

Es particularmente necesario tener cortos tiempos de residencia cuando se tengan materiales inestables o cuando se tengan materiales que se descompongan muy fácilmente.

Los extractores centrífugos son los más adecuados para manejar este tipo de sistemas.

1.3.1.8.-Habilidad para manejar sólidos.

En algunos tipos de extractores, estos, están sujetos a la obstrucción, debido a los sólidos contenidos en las fases, por lo que es necesario desmantelar la unidad para su limpieza, hay pocos extractores que pueden operar con una apreciable cantidad de sólidos, por ejemplo en las columnas de platos pulsados, las columnas agitadas rotatoriamente.

1.3.1.9.-Tendencia a la emulsificación.

Las columnas no agitadas mecánicamente, los extractores agitados mecánicamente, como los de capa rotatoria, pueden con frecuencia manejar satisfactoriamente alimentaciones que contienen trazas de agentes emulsificantes.

En la tabla 4 (carta de selección), se hace un intento por diferenciar a las alimentaciones con pequeña tendencia a emulsificarse y aquellas que tienen una tendencia muy marcada a emulsificarse.

#### 1.3.1.10.-Espacio disponible.

En esta parte se indican las limitaciones que se tienen en la altura o en el área requerida, cuando en esta apreciación se tenga un valor alto, nos indica que se tendrá una unidad muy compacta, o sea que se tendrá un tamaño reducido, como en los extractores centrífugos.

#### 1.3.1.11.-Materiales especiales.

Dependiendo de las circunstancias que se tenga del sistema es el tipo de material a utilizar para la construcción del equipo; se tienen dos tipos de materiales: materiales especiales o aleaciones (acero inoxidable, titanio, etc.) y los no metales (hule, vidrio, revestimientos esmaltados, grafito impermeable o plástico).

En general los metales especiales o aleaciones, son aplicables para todos los tipos de extractores; los no metales, por lo general no son adecuados para los extractores agitados mecánicamente.

#### 1.3.1.12.-Reactividad presente.

La mayoría de los extractores pueden ser usados para manejar sistemas que presenten poca reactividad (como las radiaciones alfa y beta), pero los extractores que son complejos mecánicamente, no son convenientes para manejar este tipo de sistemas reactivos, ya que se requiere de una limpieza del equipo frecuente.

Cuando se tengan radiaciones gamma, como las que son comunes en el reprocesamiento de combustibles nucleares, la experiencia demuestra que los extractores con agitación mecánica y las columnas no

agitadas son las más adecuadas para manejar este tipo de sistemas; por ejemplo se pueden manejar este tipo de sistemas en equipos tales como son las columnas pulsadas y en los mezcladores-sedimentadores horizontales.

#### 1.3.1.13.-Facilidad de limpieza.

La limpieza del equipo es necesaria para remover sólidos presentes, o cuando se tenga que hacer alguna reparación de la unidad.

#### 1.3.1.14.-Mantenimiento.

En esta parte se refiere al mantenimiento mecánico de la unidad, los mecanismos de pulsación y demás dispositivos mecánicos con que cuenta la unidad.

#### 1.3.2.-Uso de la carta de selección del tipo de extractor.

Para el uso de la carta de selección (tabla 4) del tipo de extractor, lo primero que se tiene que hacer es, obtener los datos de equilibrio para el sistema de interés, para que se pueda determinar una adecuada proporción del solvente y para calcular la capacidad total, así como el número de etapas teóricas requeridas para el proceso de separación.

Los diferentes requerimientos de diseño son listados, y en estos generalmente se incluyen los requerimientos 1, 2 y 3. El siguiente paso es, en base a la lista de requerimientos, se rechazan todos aquellos extractores en los cuales aparezca el valor de CERO, en algunos requerimientos de diseño. A continuación, se procede a hacer---

una lista de los extractores que quedaron después de la selección-- anterior con algunos requerimientos de diseño y se hace una comparación entre estos extractores.

A continuación se presenta un ejemplo de como utilizar la carta de selección.

Ejemplo:

Es conveniente recuperar ácido acético, a partir de una solución acuosa al 20%, por extracción, utilizando como agente extractante el acetato de etilo con una relación de 1.25 de la fase dispersa. El extractor va a ser ubicado en el interior de un edificio en donde se tiene limitado el espacio del piso, pero se tiene suficiente altura, como para colocar una columna de 40 platos para la destilación del extracto.

Los requerimientos de diseño son los siguientes:

1.-Capacidad total: 20 m<sup>3</sup>/hr.

2.-Número de etapas: 8

3.-Propiedades físicas:

$$(\rho / \Delta \rho)^{0.5} = 0.27 \text{ cm}^*$$

$$\Delta \rho = 0.11 \text{ gr/cm}^3 *$$

$$\mu_c \text{ y } \mu_d \ll 20 \text{ cP} *$$

8.-Se tienen trazas de sólidos fibrosos.

10.-Se tiene el área disponible limitado.

11.-Material de construcción: acero inoxidable.

13.-Fácil limpieza.

14.-Se requiere de bajo mantenimiento.

Refiriendose a la tabla 4, los tipos A1, B2, E3, F1, F2 y J1 son inadecuados, porque en algunos de los requerimientos de diseño, algunas apreciaciones tienen el valor de cero. Además los extractores-- del tipo centrífugo, son los que requieren de mayor mantenimiento,-- por lo que son despreciados en la selección, a continuación se enlistan los extractores restantes:

Tipo de referencia	Tipo de contactor	Requerimientos de diseño			
A2	Columna con platos con baffles.	3	3	3	5
A3	Columna empacada.	3	5	1	5
B1	Columna empacada pulsada.	3	5	1	3
C1 - C3	Columnas rotatorias, reciprocantes y de plato pulsado.	3	3	3	3
D1	Columna de platos perforados.	3	3	1	5
E1	Columna Scheibel.	3	3	1	5
E2	Contactora DRA.	3	3	3	3
G1	Extractor bomba-sedimentador (vertical).	3	3	3	3
G2	Mezclador-sedimentador (vertical).	3	3	3	3
		8	11	13	14

Una inspección de esta lista, nos indica que la columna con ---

platos con baffles (tipo A2), seguida muy de cerca por las columnas-- agitadas mecánicamente (tipo C1, C2, C3 y E2) son probablemente las -- más adecuadas.

Las columnas empacadas (tipo A3) y las columnas de platos perforados (tipo D1), también son convenientes. Las columnas con platos-- con baffles, han sido en realidad, muy extensamente utilizadas en el-- pasado para este propósito.

\* No relevante, fuera del rango de esta carta de selección.

#### 1.4.-Selección del solvente. (3,20,27)

El éxito en un proceso de extracción líquido-líquido, depende-- principalmente de la selección del solvente más adecuado para efec-- tuar la separación.

En la selección del solvente, se deben considerar los siguien-- tes factores:

- Selectividad.
- Capacidad del solvente.
- Recuperabilidad del solvente.
- Propiedades físicas.
- Efectos toxicológicos.

Considerando los aspectos anteriores, la selección del solvente-- más apropiado para la extracción de un sistema determinado, es-- basada su selección, en base a un balance entre la selectividad y -- la capacidad del solvente, para efectuar dicho balance, el camino -- más adecuado, es determinar los datos de equilibrio para la separa-- ción de interés, con una variedad de posibles solventes a utilizar--

y seleccionar el más apropiado de acuerdo a esta evaluación.

La obtención de los datos de equilibrio, es esencial, para el procedimiento de diseño, esta es la secuencia lógica, pero se tiene una serie de desventajas. Desde un estricto punto de vista, esto no es posible, ya que para obtener el solvente óptimo, se tiene que evaluar cada posible solvente, para la extracción deseada. Esto es normalmente tedioso y muy costoso, debido al tiempo que se emplea, además se presentan dificultades técnicas y analíticas, las que pueden ser prohibitivamente costosas.

Cualquier clasificación de sistema de solventes, entran dentro de estas dos categorías:

- Sistemas de origen empírico.
- Sistemas de origen termodinámico.

Las técnicas de selección empíricas se basan en observaciones prácticas, mientras que las de origen termodinámico provienen de consideraciones de las fases de equilibrio.

## CAPITULO 2

### EQUIPOS DE EXTRACCION:MEZCLADORES-SEDIMENTADORES.

El rango de aplicaciones de los equipos de extracción mezcladores-sedimentadores, es actualmente muy amplia, por lo que hay una amplia variedad de equipos disponibles de diversas formas y tamaños. Se tienen desde unidades pequeñas de vidrio, para estudios a nivel laboratorio, así como unidades de proceso para tratar centenas de  $m^3/hr$ , construidas de acero y concreto. (4,15,17).

Los equipos son diversos, particularmente a causa de las variaciones en las propiedades de cada una de las dos fases, así como de las velocidades de transferencia de masa y de la facilidad de separación de las fases después del contacto entre ellas. (8)

Un equipo de extracción del tipo mezclador-sedimentador, está constituido por un recipiente de mezclado y un recipiente de sedimentación, en algunos diseños el compartimiento de mezclado y el de sedimentación se encuentran íntimamente relacionados entre sí, separados por una simple pared, como es el caso de los diseños tipo caja.

#### 2.1.-Variaciones en los diseños.

2.1.1.-Un eje común para todos los agitadores VS. un eje individual para cada etapa.

El uso de un eje común para todos los agitadores, aparentemente requiere de una mayor interconexión directa entre las etapas, sin embargo, este tipo de arreglo muestra un menor costo de construcción



y mantenimiento.

### 2.1.2.-Arreglos de etapas horizontales vs. arreglos de etapas verticales.

En general los arreglos verticales tienen un eje común para todos los agitadores y el transporte entre las etapas es casi siempre por gravedad, en los arreglos horizontales, el transporte entre las etapas puede ser por gravedad o por el bombeo de una o ambas corrientes de etapa a etapa. Los arreglos horizontales tienen la desventaja de que ocupan mucho espacio.

### 2.1.3.-Sedimentación en una dirección vs. sedimentación a contracorrientes.

En la sedimentación en una dirección, la emulsión formada en la cámara de mezclado, continúa su camino hacia el sedimentador adyacente, en el sedimentador se separan las fases y estas pasan a la siguiente etapa.

En la sedimentación a contracorriente, la emulsión formada en la cámara de mezclado se esparce dentro de las dos cámaras de sedimentación en forma de una capa extendida, las cuales están ubicadas una arriba de la cámara de mezclado y la otra abajo de esta. Del sedimentador superior, la fase ligera es conducida hacia la siguiente etapa superior y la fase pesada es retornada a la cámara de mezclado, del sedimentador de abajo, la fase pesada es retirada y la fase ligera se retorna al mezclador.

2.1.4.-La relación de las fases en la cámara de mezclado es-- dependiente de la velocidad de flujo vs. la relación de las fases-- en la cámara de mezclado es independiente de la velocidad de flujo.

generalmente en la mayoría de los diseños la relación de las-- fases es dependiente de la velocidad de flujo, pero se tienen algu-- nos diseños en donde la relación de las fases es independiente de-- la velocidad de flujo, esto permite que el tiempo de residencia sea-- incrementado para la fase en la cuál la transferencia de masa es-- lenta, este control de las fases se puede hacer, sólo sí, la presión-- de distribución en la cámara de mezclado es lo bastante uniforme-- para permitir que las densidades de los fluidos se igualen, entre-- la cámara de mezclado y la cámara de sedimentación.

2.2.-Descripción, aplicación y funcionamiento de algunos de-- los diseños de mezcladores-sedimentadores más comúnmente utiliza-- dos en los procesos industriales.

2.2.1.-Mezcladores-sedimentadores en donde no se hace uso de-- dispositivos para bombear los líquidos en el interior de las unida-- des.

#### 2.2.1.1.-Recipientes agitados.(25)

Estas unidades son de simple construcción y son utilizados--- frecuentemente en los procesos industriales, ya sea en operaciones-- batch o en operaciones continuas. Estas unidades son usadas para -- manejar líquidos de alta viscosidad y en sistemas donde se requie--

ran de altas relaciones de flujo.

#### 2.2.1.2.-Mezcladores-sedimentadores tipo caja.

En este diseño se evita el uso de tuberías entre las etapas, esta unidad esta constituida por una simple caja, la cuál tiene divisiones para separar una etapa de la siguiente, además no utiliza dispositivos de bombeo entre las etapas, la fuerza impulsora de conducción del flujo entre las etapas, es debida simplemente a la diferencia de densidades entre las etapas, se ha comprobado experimentalmente que la operación de estas unidades es muy segura. (Figura 2.1)

#### 2.2.1.3.-Mezclador-sedimentador vertical. (18,19,47)

Un arreglo de un mezclador-sedimentador, se muestra en la fig. 2.2, fué desarrollado por HANSON y KAYE, en una aproximación por reducir el espacio ocupado y para incrementar la capacidad por unidad de volumen, en esta unidad no se introdujo ningún dispositivo de bombeo.

#### 2.2.2.-Mezcladores-sedimentadores en donde se introducen dispositivos de bombeo entre las etapas.

##### 2.2.2.1.-Mezclador-sedimentador tipo pump-mix.

Este diseño fué desarrollado por CCFLAN y colaboradores (7), en este diseño se superan las limitaciones de flujo de un simple mezclador-sedimentador que opera por gravedad, mediante la introducción

de dispositivos de bombeo entre las etapas, es un diseño tipo caja en este diseño se reduce mucho la flexibilidad de la unidad. Estas unidades son utilizadas en el procesamiento de combustibles nucleares. (Figura 2.3).

#### 2.2.2.2.-El IMI pump-mix mezclador-sedimentador.

En este diseño el compartimiento de mezclado tiene forma cilíndrica, el cuál tiene unos tubos de succión que son los que componen el dispositivo de bombeo, el equipo de bombeo no tiene como finalidad de actuar como mezclador.

Las dos fases son dispersadas con diferentes impulsores colocados en el mismo eje y girando coaxialmente debido a la acción de bombeo. Las acciones de bombeo y mezclado, son acciones separadas y pueden ser optimizadas individualmente. El sedimentador es también de forma cilíndrica y tiene una serie de baffles para evitar la turbulencia y aumentar con esto las velocidades de sedimentación. Estas unidades son utilizadas en la extracción de uranio y en la purificación de ácido fosfórico. (4,17,25)

#### 2.2.2.3.-Mezclador-sedimentador GENERAL MILLS. (17,25)

Este es un diseño del tipo pump-mix, en el compartimiento de mezclado se tienen varios baffles y además tiene una turbina de hojas planas, la cuál tiene la función de mezclar y bombear los líquidos, después de la etapa de mezclado, el fluido continúa su camino hacia el compartimiento de sedimentación, el cuál esta constituido por una caja de forma rectangular poco profunda, esta diseñada de-

MEZCLADOR-SEDIMENTADOR PUMP-MIX

Puerta de la fase densa.

Puerta de la fase ligera.

Tubo del impulsor.

Secciones de sedimentación.

Baffles.

Sección de mezclado

Impulsor.

Puerta de la fase densa.

Figura 2.3.

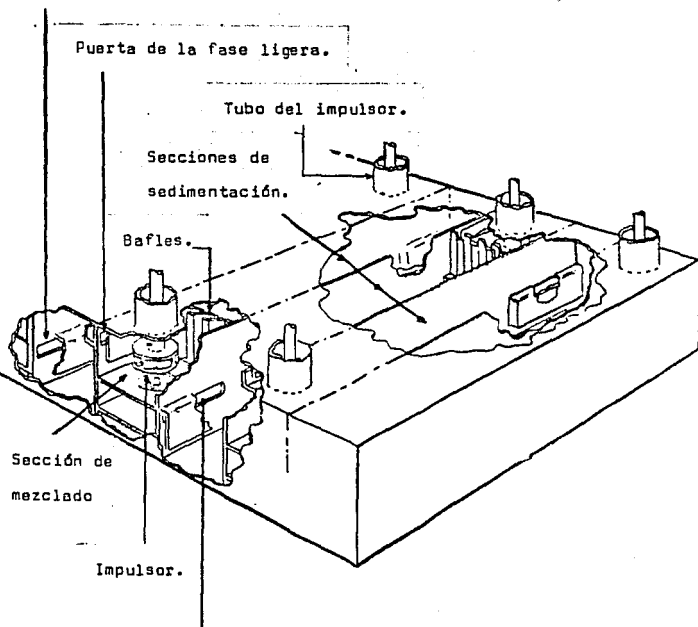
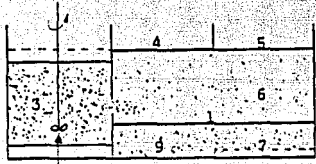
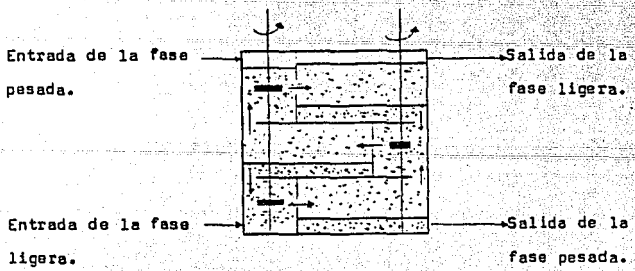


Figura 2.1 MEZCLADOR-SEDIMENTADOR TIPO CAJA. (Una etapa)



- 1 -Interfase
- 2 -Mezclador
- 3 -Fase mezclada
- 4 -Superficie
- 5 -Vertedero de la fase ligera
- 6 -Fase ligera
- 7 -Puerta de la fase pesada
- 8 -Sedimentador
- 9 -Fase pesada

Figura 2.2 MEZCLADOR-SEDIMENTADOR (Arreglo vertical).



tal forma que se tiene un mínimo de arrastre, la capacidad es principalmente una función del área interfacial disponible, para el proceso de coalescencia. Esta unidad es utilizada en procesos de extracción metalúrgica, principalmente en la extracción de cobre.

#### 2.2.2.4.-Mezclador-sedimentador DAVY POWERGAS. (17,25)

Esta unidad también utiliza el principio del diseño del pump-mix, el mezclador es un recipiente cuadrado, la alimentación entra por un tubo de succión, éste tiene la función de mezclar y de bombear el fluido. En la parte superior del mezclador se coloca un plato horizontal con una puerta circular en el centro del plato, con la finalidad de romper los vórtices o remolinos formados. El sedimentador es forma rectangular de pequeña profundidad, con el propósito de minimizar la retención, este extractor es utilizado en ZAMBIA para la extracción de cobre y ésta construido de concreto y forrado con acero inoxidable.

#### 2.2.2.5.-Mezclador-sedimentador KEMIRA. (17,25)

En el mezclador, la fase mezclada es concentrada en un punto debido al impulsor del mezclador, sólo la fase pesada es bombeada hacia el interior del compartimiento de mezclado, la fase ligera fluye libremente hacia el compartimiento de sedimentación por gravedad. Un espacio auxiliar es proporcionado entre el mezclador y el sedimentador, éste es una sección circular con base cónica, el diseño de la unidad difiere de otros diseños en lo siguiente:

a).-Se reduce la posibilidad de que se tenga inversión de las

fases cuando se está operando el extractor, ya que si se presenta-- la inversión de las fases, se reduce la transferencia de masa y disminuye la separación de las fases.

b).-Se reducen los períodos de arranque y paro.

Estas unidades se han utilizado con bastante éxito en muchas-- extracciones metalúrgicas y en muchos procesos de fertilizantes,-- como son los nitrofosfatos.

#### 2.2.2.6.-Mezcladoras-sedimentadores LURGI.

Se tienen dos tipos de arreglos: el horizontal y el vertical. El tipo horizontal, tiene un impulsor del tipo axial, el cuál tiene la función de mezclar y bombear las fases, después del impulsor sigue una longitud conveniente de tubería con el propósito de mantener-- un flujo turbulento, inmediatamente se tiene el compartimiento de-- sedimentación, este es de forma rectangular, el último sedimentador tiene una serie de platos sedimentadores con la finalidad de incrementar la capacidad. (17)

En el diseño vertical, los sedimentadores se encuentran colocados uno arriba de otro, alrededor de la columna. El flujo de las fases entre las etapas se hace a través de una red compleja de baffles dentro de las zonas de sedimentación, estas unidades se han utilizado en la separación de compuestos aromáticos a partir de hidrocar-- buros. (25)

#### 2.2.2.7.-Mezclador-sedimentador MORRIS. (17,25)

Este diseño cuenta con secciones verticales de transferencia--



entre cada compartimiento de mezclado, las secciones de transferencia actúan de forma similar que una columna de rocío y de esta manera se contribuye a la transferencia total. Una de las principales características de estas unidades, es su capacidad para manejar sólidos en suspensión, los sólidos se mueven através de la fase dispersa.

El Morris contactor es un equipo que opera diferencialmente y no por etapas, y así la eficiencia, muestra grandes diferencias (variaciones) con los cambios de capacidad y de la relación de fases, lo que normalmente no ocurre con un mezclador-sedimentador, los diseños de estas unidades, son utilizadas en el lavado de líquidos orgánicos, en la industria de los explosivos.

2.2.3.-Mezcladores-sedimentadores en donde se utilizan compartimientos provistos de platos, en la sección de mezclado y/o sedimentadores y en donde se utilizan conceptos de columnas pulsadas.

#### 2.2.3.1.-Mezclador-sedimentador de FENSKE y LONG. (11,12,17,25)

Este extractor tiene una serie de compartimientos en forma de platos, apilados en forma vertical, el contenido de estos compartimientos es agitado por el movimiento recíprocante de los platos, la sedimentación ocurre en los mismos platos.

Estas unidades son utilizadas a nivel laboratorio, como medio para evaluar procesos de extracción, ya que la eficiencias obtenidas por etapa son del 100%, sus aplicaciones a nivel industrial no se han reportado.

### 2.2.3.2.-Mezclador-sedimentador "HONEYCOMB".(25)

Esta unidad consta de secciones de columnas pulsadas, que son utilizadas como cámaras de mezclado y de sedimentación.

Basandose en estudios de optimización de varios tamaños a escala industrial, los autores establecen que se puede reducir el volumen del compartimiento de sedimentación y la cantidad de solvente a utilizar por un factor de 4 o 5, comparado con los mezcladores sedimentadores comunes.

### 2.2.3.3.-Mezclador-sedimentador pulsado con aire.

Este diseño no tiene partes movibles y la interdispersión de los líquidos se efectúa en una línea de mezclado, la cual es fijada en la tubería. Este diseño fué desarrollado en Alemania Occidental y es utilizada para el reprocesamiento de combustibles nucleares.

### 2.2.4.-Mezcladores-sedimentadores en donde para efectuar el mezclado de las fases se hace uso de mezcladores de línea inmóviles.

#### 2.2.4.1.-Mezcladores de línea agitados FLOMIX.(25)

Este dispositivo tiene una combinación de orificios mezcladores y agitadores y son fabricados por la corporación NETCO.

#### 2.2.4.2.-Línea mezcladora LIGNIN.(25)

Este dispositivo tiene impulsores en cada etapa separada, están disponibles en tamaños de tuberías de 4 a 20 pulgadas.

#### 2.2.4.3.-Mezclador estático.(25)

Es un dispositivo que no tiene partes móviles, esta construido con un número de elementos cortos en forma de helices en posición derecha e izquierda, estos elementos son alternados y orientados en un ángulo de  $90^{\circ}$ .

Los elementos son ensamblados y encerrados dentro de un alojamiento tubular, estas unidades son de mezclado continuo y se pueden arreglar para tener extracciones de multietapas y a contracorriente, estas unidades son utilizadas principalmente en las extracciones metalúrgicas del cobre.

#### 2.3.-Mezcladores.

Es común ver, el uso de mezcladores-sedimentadores, en donde el mezclador tiene la función de proporcionar una combinación entre la agitación y el tiempo de residencia. Adicionalmente, en muchos mezcladores también incorporan una acción de bombeo.

El tiempo de residencia depende de los siguientes factores:

- Velocidad del impulsor.
- Diámetro del impulsor.
- Tamaño del tanque.

Se tienen tiempos de residencia cortos, cuando se tienen altas velocidades del impulsor, pero cuando se tienen altas velocidades del impulsor, se presentan las siguientes dificultades: una es que se tiene una lenta coalescencia en el sedimentador.

Además de lo anteriormente señalado, en el diseño del mezcla-

Por lo tanto, se tiene que considerar, los siguientes aspectos del funcionamiento del mezclador:

- La energía consumida.
- La capacidad de bombeo.
- Las características de la retención.
- Los coeficientes de transferencia de masa.

### 2.3.1.-Energía consumida.

Basándose en varios estudios (39,40), los requerimientos de potencia (energía consumida) para la agitación en recipientes con baffles o sin baffles puede ser evaluada a partir de una gráfica de  $N_p$  vs.  $N_{Re}$ .

### 2.3.2.-Capacidad de bombeo.

Es común ver que la mayoría de los mezcladores-sedimentadores utiliza el principio de la unidad "pump-mix", generalmente para la mayoría de los impulsores pump-mix no se tienen datos disponibles de las características de bombeo.

Para impulsores que su finalidad no es la de bombear, sino la de mezclar, la relación entre el  $N_p = P / \rho N^3 D_i^5$  y el  $N_{Re} = D_i^2 N \rho / \mu$  es todo lo que se requiere y generalmente el valor de  $N_p$  es conocido.

Para impulsores que tienen la finalidad de bombear las fases, es necesario conocer las relaciones entre  $QH^3/P$  y  $Q/ND_i^3$ , para los requerimientos de energía y las relaciones entre  $gH^3/N^2 D_i^2$  y  $Q/ND_i^3$  para el funcionamiento del bombeo.

### 2.3.3.-Retención de la fase dispersa.

Se ha estudiado la retención de la fase dispersa por muchos investigadores, y se ha observado la conducta de la retención, con respecto a la geometría del mezclador, de las variables de flujo y de las propiedades del sistema. El tiempo promedio de retención ( $\theta'$ ) de la fase dispersa en el recipiente de mezclado, para sistemas de flujo continuo es dado por:

$$\theta' = (v) (\beta) / (vd) \quad (2.1)$$

Thornton y Bouyatiotis (45), definen una velocidad de deslizamiento en términos de velocidades de flujo y de la retención, asumiendo flujo a contracorriente:

$$U_s = (U_d / \beta) - (U_c / (1 - \beta)) = \bar{U}_0 (1 - \beta) \quad (2.2)$$

y relacionan las características de velocidad ( $\bar{U}_0$ ), como una función de la potencia administrada por unidad de volumen ( $P/v$ ) por:

$$\bar{U}_0 = C (P/v)^{-0.62} / (1 - \beta) \quad (2.3)$$

donde C es una constante dependiendo de las propiedades del fluido.

### 2.3.4.-Tamaño de las gotas.

Se han hecho muchas investigaciones respecto al tamaño de las gotas, a continuación se mencionan algunas correlaciones.

$$dp = C_1 (N_{We} \text{ crítico})^{0.6} (\gamma / \rho_c)^{0.6} (v \rho_m / P)^{0.4} \quad (2.4)$$

donde el número de Weber crítico se define así:

$$(N_{We} \text{ crítico}) = ((\rho_c) (\bar{v}^2) (dp) / (\gamma)) \quad (2.5)$$

donde  $\bar{v}^2$  es el promedio cuadrado de las fluctuaciones de velocidad, sobre una distancia correspondiente al tamaño de la gota y también relaciona a la potencia gastada por unidad de masa del fluido.

$$\bar{v}^2 = C_1 ((P)(dp)/(v)(\rho_m)^{2/3}) \quad (2.6)$$

las ecuaciones anteriores, basan su desarrollo, en considerar que se tiene una turbulencia isotrópica.

Shinnar y Church, han recomendado las siguientes correlaciones para estimar el mínimo diámetro de la gota, abajo del cual ocurre-- la coalescencia, basandose en un análisis de los efectos de agitación en recipientes agitados.

$$d_{min} = C_2 (\gamma)^{-3/8} (\bar{E})^{-1/4} (A(\lambda))^{-3/8} \quad (2.7)$$

donde  $\bar{E}$  es igual a  $(KN^3 d_R^2)$  y  $A(\lambda)$  es la energía requerida para separar las gotas adheridas. La ecuación anterior puede ser reducida a:

$$d_{min} = C_3 (d_R)^{5/8} (\gamma)^{-3/8} (N_{We})^{-3/8} \quad (2.8)$$

donde el  $N_{We}$  es definido como el número de Weber del impulsor:

$$N_{We} = (d_R)^3 (N)^2 ((\rho_c)/(\gamma)) \quad (2.9)$$

Thornton (45), ha propuesto la siguiente ecuación para estimar el volumen promedio de los diámetros superficiales de las gotas -- dispersadas:

$$dvs = dvs^0 + 10^2 ((\gamma^2)/(\mu_c^2)(g)) ((\Delta P)(\gamma^3)/(\mu_c^4)(g)) (\Delta P)/(\rho_c)^{0.89} \quad (2.10)$$

donde  $dvs^0$  es dado por:

$$dvs^0 = 3.12 ((P^3)(gc^3)/(\rho_c^2)(\mu_c^4)(g^4))^{-0.32} ((\rho_c)(\gamma^3)/(\mu_c^4)(g))^{0.14} \quad (2.11)$$

Dankwerts, sugiere la simple correlación para  $dvs$  basada en-- en los datos de Calderbank y colaboradores y Vermeulen, la cual cubre un rango de propiedades de líquidos en tanques con baffles de 7 a 20 pulgadas de diámetro.

$$d_{vs} = 2.24 \left( (\gamma^{0.6}) / (P/v)^{0.4} (\rho_c^{0.2}) \right) (\beta)^{0.5} (\mu_d / \mu_c)^{0.25} \quad (2.12)$$

donde  $P/v$  es la potencia gastada por unidad de volumen de suspensión y  $\beta$  es la fracción de la retención.

Chen y Middleman, han estudiado dispersiones de un gran número de líquidos orgánicos dispersados en agua, en recipientes agitados de diferentes diámetros y diferentes relaciones de diámetro del agitador al diámetro del recipiente y proponen la siguiente correlación para cuantificar el tamaño promedio de las gotas:

$$d_{vs}/d_R = 0.053 \left( (d_R^3) (N^2) (\rho_c) / (\gamma) \right)^{-0.6} \quad (2.13)$$

### 2.3.5.-Área interfasial.

El tamaño promedio de la gota y el área interfasial están relacionadas por la siguiente ecuación:

$$a = 6 \beta / d_{vs} \quad (2.14)$$

el área interfasial puede ser evaluada a partir del tamaño promedio de la gota y la fracción de volumen de la retención de la fase dispersa, algunas de las más importantes correlaciones para la estimación del área interfasial en recipientes agitados:

$$a = 25.4 (\beta)^{0.5} (N_{we})^{0.6} / d_R \quad (2.15)$$

para impulsores de cuatro hojas planas.

Calderbank, propone la siguiente correlación:

$$a = 100 (\beta) (N_{we})^{0.6} / C d_R \quad (2.16)$$

donde:  $C = 1 + 3.75(\beta)$  para impulsores de 4 paletas

$C = 1 + 9.00(\beta)$  para impulsores de 6 paletas.

Kaforov y Bavanov, sugieren la siguiente correlación:

$$a = C (N_{we})^{0.5} (N_{Re})^{0.1} (\beta)^{0.84} / d_R \quad (2.17)$$

donde:  $C=25.9$  para impulsores ,tipo turbina de 6 hojas.

$C=18.65$  para turbinas de 2 hojas.

$C=13.85$  para propulsores.

Las correlaciones anteriores muestran una amplia variación en los valores predichos del área interfásial.

2.3.6.-Coeficientes de transferencia de masa en mezcladores-sedimentadores.

Los estudios de transferencia de masa en mezcladores-sedimentadores, generalmente se relaciona para estimar la eficiencia de etapa. Pocas investigaciones reportan datos de coeficientes de transferencia de masa:  $k_c$  y  $k_d$ .

El procedimiento sugerido para la estimación de las velocidades de extracción en mezcladores-sedimentadores, involucran el uso de coeficiente de la fase continua basado en los estudios de disolución de sólidos.

Barker y Treybal, proponen la siguiente ecuación:

$$((k_c)(d_T)/(D_c) = 0.052((d_R^2)(N)(\rho_c)/(\mu_c))^{0.833}(\mu_c)/(\rho_c)(D_c))^{0.5} \quad (2.18)$$

esta ecuación fué propuesta en base a los datos obtenidos en recipientes agitados con diámetros del tanque de 0.5 a 2.5 ft;  $d_R/d_T = 0.25 - 0.67$  y  $\beta = 0.005 - 0.232$ . Sin embargo a altas viscosidades de la fase dispersa ( $\mu = 10, 50$  y  $100$  Cp), se tienen grandes desviaciones por el uso de esta correlación; la correlación también falla, cuando se correlacionan datos de tanque con baffles.

En base a los datos de disolución sólida, Calderbank, sugiere--



la siguiente ecuación para kc:

$$k_c((\mu_c)/(\rho_c)(D_c))^{2/3} = 0.13((P/v)(\mu_c)/(\rho_c^2))^{1/4} \quad (2.19)$$

#### 2.4.-Sedimentadores.

Considerable atención se ha dado en los recientes años al diseño del sedimentador, ya que en este se tienen procesos bastante complejos.

En el diseño se tienen que considerar los siguientes factores:

- El proceso de coalescencia.
- La dispersión de las fases.
- El proceso de sedimentación.

##### 2.4.1.-El proceso de coalescencia.

Cuando una gota individual se aproxima a la interfase, se tiene un tiempo de reposo antes de la coalescencia, el tiempo de reposo es causada por una capa de fase continua que queda atrapada entre la gota y la interfase, cuando la gota se posa sobre la interfase se lleva a cabo la coalescencia.

El proceso de coalescencia es retardado por un incremento en la viscosidad de la fase continua, por otro lado, un aumento en la temperatura, mejora la coalescencia, ya que se reduce la viscosidad de la fase continua, un aumento en la tensión interfacial retarda la coalescencia, por que se tiene una gran distorsión de la interfase. Un incremento en la diferencia de densidades entre las fase mejora el proceso de coalescencia, por que se tiene un incremento en la fuerza impulsora para dar lugar al desalojo de la fase continua.

Hay una gran variedad de medios para mejorar el proceso de ---

coalescencia, como es el uso de baffles, platos horizontales empacados, coalescedores eléctricos, etc.

#### 2.4.2.-La dispersión de las fases.

La introducción de la dispersión que proviene del mezclador hacia el sedimentador, es importante considerar el uso de baffles para generar una banda profunda en la región de entrada de la dispersión para que con esto se tenga una distribución uniforme en el sedimentador.

Dentro de la banda de dispersión en el sedimentador tiene dos claros límites: una es la activa interfase, en donde se lleva a cabo la coalescencia, el otro límite es la interfase pasiva en el sedimentador.

Para una utilización satisfactoria de la capacidad del sedimentador, el espesor de la banda de dispersión ( $\Delta H$ ), debe ser lo más uniforme y no debe ser muy profunda, ya que un incremento en la velocidad de flujo conduce a que se tenga un gran incremento en el espesor de la banda de dispersión. El espesor de la banda de dispersión, es generalmente relacionada para una velocidad específica de flujo de la fase dispersada ( $Q_d/A$ ), por la siguiente ecuación:

$$\Delta H = K(Q_d/A)^y \quad (2.20)$$

donde el exponente  $y$  se encuentra su valor en el rango de 1 a 7.

Una región con una pequeña o nula banda de dispersión en la parte final del sedimentador, puede ayudar a reducir el arrastre y dar un gran margen de seguridad (evitando la inundación).

Los vertederos son de gran importancia en el diseño del sedi-

mentador, ya que se requiere de bajas velocidades, los vertederos ayudan a minimizar el arrastre.

En el sedimentador se tiene que reducir el mínimo la turbulencia y esto se logra cuando se mantienen pequeñas gotas en suspensión. Los efectos de entrada son una causa común de la turbulencia y esto puede contrarrestarse colocando adecuados baffles.

### 2.5.-Experimentaciones en plantas piloto.(36)

Las pruebas o experimentaciones a nivel planta piloto, se pueden hacer, tanto en operaciones batch como en operaciones continuas, aunque las pruebas en una operación batch están limitadas por su alcance y sólo son adecuadas para obtener datos preliminares.

#### 2.5.1.-Método batch.

Las pruebas batch, deben ser útiles para observar los efectos de las diferentes condiciones de operación; hay que probar con diferentes reactivos, diferentes impulsores, variar la temperatura, etc.

Las pruebas deben ser extrapoladas para un recipiente de la misma geometría, que el que se utilizó en las experimentaciones batch, con el mismo tipo de impulsor.

Las pruebas consisten en introducir las dos alimentaciones cuidadosamente dentro del recipiente de mezclado, para que se tenga un régimen laminar y acto seguido, se pone a funcionar el agitador para un tiempo fijo, después se toma una muestra y se separan las fases para ser analizadas, estos pasos se repiten para diferentes tiempos de mezclado, al final de la prueba, la velocidad de separación de las

fases, es medida por la detención del funcionamiento del agitador y se registran los niveles de las interfases en el sedimentador, debido a la sedimentación y a la coalescencia, como una función del tiempo.

Generalmente se grafica el logaritmo de la fracción de equilibrio vs. los tiempos de mezclado, para una velocidad de agitación fija, con esto se obtiene aproximadamente una línea recta, en donde el coeficiente de velocidad, es la pendiente; la siguiente relación es aplicable cuando se tiene una línea recta de equilibrio:

$$E_g = 1 - e^{-kt} \quad (2.21)$$

Apartir de las pruebas de sedimentación, la velocidad de movimiento interfásica es determinada por la banda de dispersión, relacionando con esto el área del recipiente, obteniéndose una velocidad específica de coalescencia, la cuál puede ser utilizada para obtener una aproximación de las dimensiones del sedimentador requerido.

#### 2.5.2.-Método continuo.

La unidad debe abarcar una o más etapas que sean geométricamente similares al diseño que se contemplará en la planta final, en donde el compartimiento de mezclado no debe ser menor que 15 cm. o un 10% en el caso de unidades a nivel planta industrial. Es útil proporcionar un baffle vertical movable através del sedimentador, para que se pueda variar la profundidad de la banda de dispersión y el área efectiva del sedimentador.

Los tanques de alimentación y de productos deben ser de un tamaño aproximadamente de 3 a 4 tiempos de residencia. Es conveniente

el control de la temperatura, así como su registro, en los procesos reales, los resultados obtenidos de estas temperaturas reflejan los efectos de las impurezas presentes.

Es importante para asegurar una completa separación de las fases, ya que el arrastre de una de las fases en la otra, puede causar resultados erróneos.

Para el sedimentador, se hacen mediciones de la profundidad de la banda de dispersión como una función de la capacidad específica, mediante la variación del baffle vertical que se encuentra en el sedimentador, o cambiando la velocidad de alimentación. Hay que hacer notar que las velocidades lineales de las fases sedimentadas en una unidad piloto de sedimentación es menor que en una unidad a nivel industrial de geometría equivalente.

## · 2.6.-Escalamiento.(36)

### 2.6.1.-Escalamiento del mezclador.

Los parámetros que influyen en el funcionamiento del mezclador son: tamaño de las gotas, la retención de la fase dispersa y el modelo de flujo. Por lo que se tienen diferentes características de escalamiento, por ejemplo, en el caso de mezcladores-sedimentadores que utilizan el principio de "pump-mix", el escalamiento de estas unidades se hace en términos de la capacidad de bombeo, es decir, en base al volumen bombeado por unidad de tiempo.

Para mezcladores agitados normalmente, el método generalmente utilizado, es fijar un tiempo de residencia y por lo tanto el volu-

men del compartimiento de mezclado y apartir de pruebas a nivel--- planta piloto se obtiene una adecuada agitación.El parámetro que-- más importa en el proceso de escalamiento es la velocidad de agita-- ción.

#### 2.6.2.-Escalamiento del sedimentador.

La experiencia sugiere que el sedimentador es escalado en base a una capacidad específica,para dar una profundidad de la banda de dispersión,con la finalidad de mantener constantes las caracterís-- ticas de la dispersión.

Incrementos en el tamaño,son importantes para que la disper-- sión proveniente del mezclador se distribuya uniformemente en el sedimentador;hay que mantener velocidades lineales con la finali-- dad de no tener un excesivo arrastre.En las unidades a nivel indus-- trial se tiene que incrementar el ancho del sedimentador,para te-- ner una baja retensión del solvente.

### CAPITULO 3

#### MEZCLADOR-SEDIMENTADOR TIPO CAJA.

En un mezclador-sedimentador, la transferencia de soluto se hace de una fase líquida hacia otra fase inmiscible o parcialmente miscible y estas unidades consisten esencialmente de una cámara en donde los dos líquidos son mezclados por medio de un agitador y se tiene un compartimiento de sedimentación, en donde los dos líquidos son separados por gravedad. Para un número de etapas a contracorriente, el compartimiento de mezclado y el de sedimentación están conectados juntamente, y los dos líquidos entran por lados contrarios.

#### 3.1.-Descripción general.

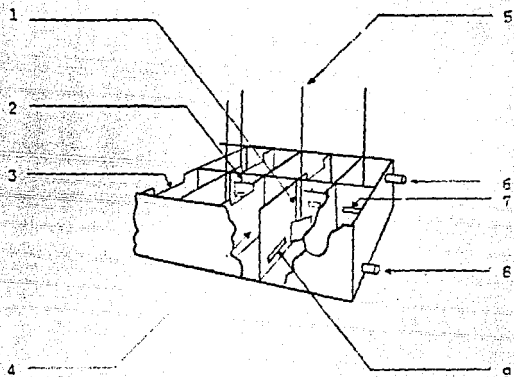
Un típico mezclador-sedimentador tipo caja se muestra en la figura 3.1, y cada etapa consiste de una cámara de mezclado y una de sedimentación, las cuales están alternadas a lo largo de la caja, así las cámaras de mezclado y de sedimentación de las etapas adyacentes están siempre contiguas.

Los líquidos son introducidos a la cámara de mezclado, en la mezcla es agitada por medio de un impulsor mecánico, obteniéndose de esta manera un contacto íntimo entre los dos líquidos, después pasan unidas, en forma de una emulsión inestable hacia el compartimiento de sedimentación, por medio de una puerta que se encuentra ubicada casi a la mitad de la pared que divide a los dos compartimientos.

En el sedimentador se rompe el contacto entre las fases y la fase pesada al mezclador de la siguiente etapa a través de una puerta

### MEZCLADOR-SEDIMENTADOR TIPO CAJA.

Figura 3.1



- 1.-Compartimentos de mezclada.
- 2.-Bafía (Se ubica enfrente de la puerta por donde sale la fase mezclada).
- 3.-Vertedero del solvente.
- 4.-Sedimentador.
- 5.-Agitador.
- 6.-Entrada de la fase ligera.
- 7.-Puerta por donde sale la fase mezclada.
- 8.-Salida de la fase densa.
- 9.-Puerta por donde pasa la fase densa.



ta que se ubica en la parte baja de la pared que divide al sedimentador y al mezclador de la etapa posterior, y la fase ligera pasa al compartimiento de mezclado de la etapa anterior, por medio de un vertedero que se ubica en la parte superior de la pared que divide al sedimentador de la etapa y el compartimiento de mezclado de la etapa anterior, y el flujo del líquido ligero es contrario al flujo de la fase pesada. Se puede observar que el modelo de flujo en cada etapa es en la misma dirección, pero a través de toda la unidad, el flujo de las fases es a contracorriente.

Un sistema de balances hidráulicos a través de las tres puertas y considerando la presión de las gotas desarrollada en las puertas, puede ser usado para calcular la posición de las interfaces en todos los compartimientos de sedimentación.

Las dimensiones de la cámara de mezclado y de sedimentación, así como la posición de las puertas, son generalmente uniformes a través de todo el sistema, para cualquier número de etapas. La puerta por donde sale la fase mezclada hacia el sedimentador, debe ser lo suficientemente grande para asegurar que la presión de las gotas desarrollada entre la cámara de mezclado y de sedimentación sea pequeña y con esto se tenga una adecuada capacidad, pero tampoco debe ser muy grande como para que ocasione un retromezclado o una recirculación de la fase ligera del sedimentador hacia el mezclador.

La fuerza mecánica para conducir el transporte de los líquidos a través del sistema, no es debido únicamente por acción directa de bombeo del impulsor, sino que por un simple sobreflujo del sedimen-

tador hacia el interior del mezclador, debido a la diferencia de niveles, establecida por la diferencia de densidades de la fase mezclada y la fase no mezclada.

### 3.2.-Diseño del mezclador.

#### 3.2.1.-Volumen del mezclador.

El volumen del mezclador es determinado por el tiempo de residencia requerido para obtener una gran aproximación a las condiciones de equilibrio. Para recipientes agitados, en donde las dos fases son fluidas constantemente y en forma adecuada, se tiene la siguiente ecuación que relaciona los siguientes parámetros: el volumen del tanque de mezclado, el flujo y el tiempo de residencia:

$$\theta = V/F \quad (3.1)$$

Además la profundidad de la cámara de mezclado es determinada por los requerimientos hidráulicos de la unidad completa. En la práctica, la cámara de mezclado es aproximadamente de forma cúbica.

#### 3.2.2.-Puerta por donde sale la fase mezclada.

Esta puerta es diseñada, considerando que es un simple orificio o considerando que se tiene un tamaño corto de tubería, si se conocen las propiedades de la emulsión formada, utilizando la ecuación normal de Bernoulli:

$$\frac{p_1}{\rho} + \frac{v_1^2}{2g} + y_1 = \frac{p_2}{\rho} + \frac{v_2^2}{2g} + y_2 \quad (3.2)$$

en caso de no conocerse las propiedades de la emulsión formada, el--

diseño de ésta puerta se hace por experimentación y debe ser de tal tamaño, que se tenga una mínima presión, para prevenir una recirculación del sedimentador al mezclador.

### 3.2.3.-Puerta por donde sale la fase acuosa.

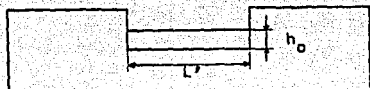
El tamaño de ésta puerta es calculado de manera similar que la puerta por donde sale la fase mezclada, utilizando la ecuación normal de Bernoulli. Idealmente ésta puerta debe ser colocada de tal forma que la rotación del impulsor no afecte el flujo del líquido a través de la puerta por donde sale la fase acuosa.

### 3.2.4.-Puerta por donde pasa la fase orgánica.

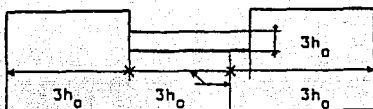
Esta puerta se puede diseñar considerando, que se tiene un simple vertedero de sobreflujo, mediante las ecuaciones utilizadas para los vertederos. En el mezclador se considera que se tiene un vertedero de forma rectangular, por lo que se puede evaluar el flujo a través del vertedero mediante la siguiente ecuación:

$$q = 0.415(L' - 0.2 h_o) h_o^{1.5} \sqrt{2g} \quad (3.3)$$

la ecuación anterior se conoce como la ecuación modificada de Francis para un vertedero rectangular de bordes afilados y se aplica cuando se tiene una velocidad de acercamiento muy pequeña.



Las distancias mínimas que puede tener un vertedero rectangular son las siguientes:



Un vertedero rectangular con contracciones que tenga las dimensiones mínimas mostradas en la figura anterior, tendrá una velocidad de llegada despreciable cuando el área de la sección transversal del canal sea como mínimo 6 veces el área del vertedero.

3.2.5.-Cálculo de la altura del líquido de la fase mezclada por arriba de la puerta por donde sale la fase mezclada ( $h_2$ ).

Para determinar la altura de la fase mezclada en el compartimiento de mezclado, en cada etapa, se tiene que hacer un balance estático alrededor de la puerta por donde sale la fase mezclada, obteniéndose la siguiente ecuación:

$$h_2 = h_1 \rho_s / \rho_m \quad (3.4)$$

### 3.3.-Diseño del sedimentador.

Como se mencionó con anterioridad en el diseño del sedimentador se tienen que considerar factores tales como: el proceso de coalescencia, la dispersión de las fases y el proceso de sedimentación.

Por lo que para una utilización satisfactoria de la capacidad del sedimentador, el espesor de la banda de dispersión ( $\Delta H$ ), debe ser uniforme, y éste espesor, está relacionada directamente para una velocidad específica de flujo de la fase dispersa por la siguiente ecuación:

$$\Delta H = K(Qd/A)^y \quad (3.5)$$

El espesor de la banda de emulsión es influenciada por factores tales como son: la temperatura, la composición química y el tipo de emulsión, por lo que para determinar las dimensiones del sedimentador se fija una velocidad específica de sedimentación, expresada en términos de la velocidad de flujo total por unidad de área del sedimentador, para esto es necesario tener gráficas de velocidad de flujo total por unidad de área vs. espesor de la banda de emulsión.

### 3.3.1.-Cálculo de la altura de la interfase en el sedimentador.

Para calcular los niveles de las interfases en los sedimentadores, en cada etapa se tiene que hacer un balance estático alrededor de la puerta por donde entra la fase acuosa al mezclador, la cual está ubicada entre el sedimentador y el mezclador de la etapa anterior. la ecuación obtenida en este caso es la siguiente:

$$X = \frac{(h_2 + B - Z)\rho_{m(n-1)} - (B + h_1)\rho_{s(n)} + Z\rho_{A(n)}}{\rho_{A(n)} - \rho_{s(n)}} \quad (3.6)$$

### 3.4.-EJEMPLO.

Se requiere hacer el diseño de un sistema de extracción, usando mezcladores-sedimentadores tipo caja. Por lo que el licor proveniente de la digestión con ácido nítrico se pone en contacto e con tracorriente con disolvente puro (TBP-Queroseno, 30-70% en volumen).

Las condiciones de operación, que sirvan para desarrollar--- los cálculos necesarios, son las establecidas en el proceso de puri- ficación de uranio del Instituto Nacional de Investigación Nuclear y son las que se mencionan a continuación:

-Temperatura ambiente.

-Presión atmosférica.

-Densidad de la fase orgánica: 0.9727 gr/cm<sup>3</sup>.

-Densidad de la fase acuosa: 1.377 gr/cm<sup>3</sup>.

-Viscosidad de la fase orgánica: 3.56 Cp.

-Viscosidad de la fase acuosa: 1.00 Cp.

-Tensión interfasial entre las fases  
acuosa y orgánica: 42.00 nM/m

-Las concentraciones de la fase orgánica son las siguientes:

(mol UO<sub>2</sub>(NO<sub>3</sub>)<sub>2</sub>/lt. (disolvente))

Licor de digestión(LDU): 0.83

Disolvente orgánico(DOU): 0.00

Refinado acuoso(RAU): 0.00

Extracte orgánico(EOU): 0.35

-Las concentraciones de la fase acuosa son las siguientes:

(mol HNO<sub>3</sub>/lt. (disolvente))

Licor de digestión(LDH): 3.52

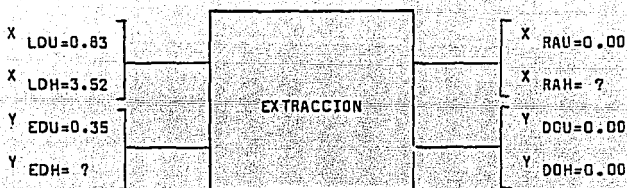
Disolvente orgánico(DOH):	0.00
Refinado acuoso(RAH):	DESCONOCIDA.
Extracto orgánico(EOH):	DESCONOCIDA.

-La capacidad a manejar de la fase acuosa es de 100 ml/min.

-Todos los datos mencionados anteriormente son a 25 °C.

Para iniciar los cálculos lo primero que se tiene que hacer es evaluar el número de etapas teóricas requeridas para efectuar la separación deseada. Este cálculo se hizo en la referencia(1), y se obtuvo un número de etapas teóricas igual a 2, a continuación se describirá éste cálculo.

El esquema clásico de extracción a contracorriente se muestra a continuación:



Por lo que efectuando balances de masa para un sistema de disolventes inmiscibles en base libre del soluto, se obtienen las siguientes expresiones:

Para el nitrato de uranilo:(U)

$$\frac{R}{E} = \frac{Y_{EDU} - Y_{DOH}}{X_{LDU} - X_{RAU}}$$

Para el ácido nítrico:(H)

$$\frac{R}{E} = \frac{Y_{EDH} - Y_{DOH}}{X_{LDH} - X_{RAH}}$$

En las anteriores expresiones R/E representa la pendiente de la línea de operación en la grafica Y vs. X.

El procedimiento de cálculo para encontrar las concentraciones del ácido nítrico de interés  $X_{RAH}$  y  $Y_{EDH}$ , se hará de la siguiente forma: se conoce  $Y_{EDU}$ ,  $Y_{DOH}$ ,  $X_{LDU}$  y  $X_{RAU}$ , por lo que se puede construir la línea de operación del nitrato de uranilo en la grafica correspondiente, luego conociendo  $Y_{DOH}$ ,  $X_{RAH}$  y R/E (es igual para ambos solutos) y fijando tentativamente el valor de  $X_{RAH}$  o de  $Y_{EDH}$  (para confirmar posteriormente), se construye la línea de operación para el ácido nítrico.

Como se esta suponiendo el valor de  $X_{RAH}$  o de  $Y_{EDH}$ , se confirmara el valor correcto, teniendo en cuenta, que el número de etapas (N) debe ser igual para ambos solutos. El cálculo se suspende hasta que el número de etapas de equilibrio sea igual para ambos solutos. Para cada etapa de equilibrio, con dos concentraciones de equilibrio que se conozcan, quedan fijadas las otras dos a temperatura y presión establecidas.

Las expresiones correspondientes de los dos solutos queda como sigue:

$$\text{Para U: } \frac{R}{E} = \frac{0.35 - 0.00}{0.83 - 0.00} = 0.42$$

$$\text{Para H: } \frac{R}{E} = \frac{Y_{EDH} - 0.00}{3.52 - X_{RAH}} = 0.42$$

El cálculo grafico final se representa en las figuras 3.2(e),



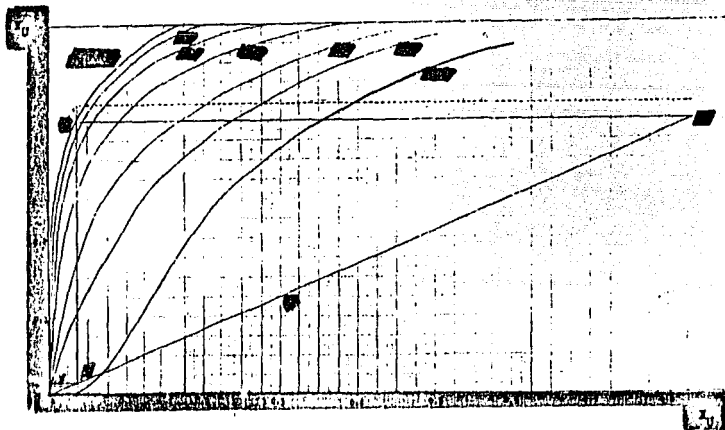


Fig.3.2(a).Curva de distribución del nitrato de uranilo( $UO_2(NO_3)_2$ )  
 entre la fase acuosa a distintas concentraciones del ácido nítrico  
 ( $HNO_3$ ) y la fase orgánica(TBP-queroseno,30-70% en volumen).Las----  
 concentraciones están en mol/lit. de disolvente.

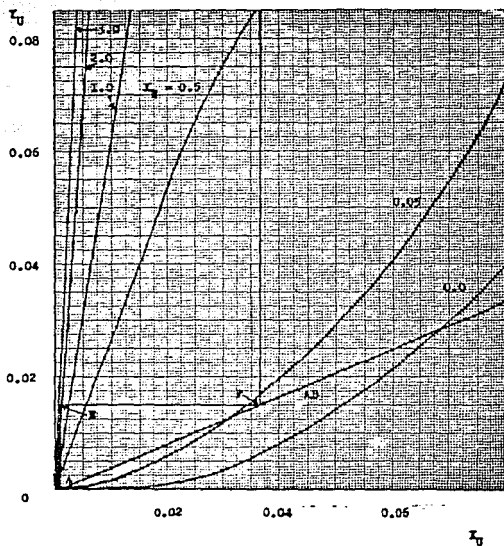


Fig.3.2(b).Ampliación de la curva de distribución de la figura.3.2(a) para facilitar el cálculo gráfico de la etapa de equilibrio E.

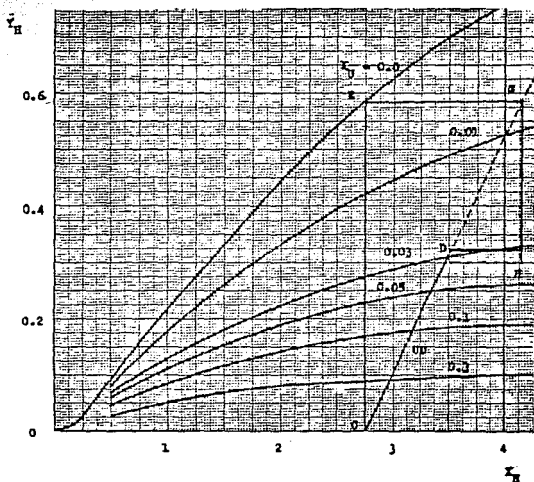


Fig.3.2(c).Curva de distribución del ácido nítrico( $HNO_3$ ) entre la fase orgánica(TBP-queroseno,30-70% en volumen) y la fase acuosa a distintas concentraciones de nitrato de uranilo( $UO_2(NO_3)_2$ ).También se muestra el cálculo gráfico para determinar la concentración del  $HNO_3$  en el extracto orgánico al final de la extracción.Las concentraciones están dadas en mol/lit. de disolvente.

(b), (c) y el procedimiento detallado en base a las figuras, se describe a continuación: la línea de operación de U esta definida desde el principio, mientras que la de H se estableció hasta que se encontro el valor correcto de  $X_{RAH}=2.75$  y  $Y_{EOH}=0.32$ . Ambas líneas se identifican en las figuras anteriormente indicadas, como las líneas AB y CD, respectivamente. Con  $X_{RAH}=2.75$  y  $X_{RAU}=0.00$  (concentraciones de equilibrio), se identifica el punto de equilibrio E, que representa una etapa de equilibrio;  $Y_{EU}$  y  $Y_{EH}$  son ordenadas de los puntos F y G en las líneas de operación. Las abscisas de estos puntos son--- concentraciones de equilibrio de la siguiente etapa, que permiten--- establecer el punto de equilibrio H.

Si se observa en las graficas, el equilibrio no se establece--- completamente para la segunda etapa, por lo que el número de etapas es aproximadamente de 1.9.

El esquema desarrollado para el ácido puede parecer extraño, pero se debe a que inicialmente es absorbido y posteriormente de--- sorbido, debido a una distribución preferencial por el nitrato de--- uranilo concentrado.

Se observa que se obtubieron aproximadamente 2 etapas teóricas para efectuar la separación; para asegurar una buena separación, se proponen 3 etapas reales.

#### Cálculo del volumen del mezclador.

En base a la línea de operación,  $R/E=0.42$  y que se manejará un flujo volumétrico de la fase acuosa de  $1.666 \text{ cm}^3/\text{seg.}$  se determina el flujo volumétrico de la fase orgánica:

$$\begin{aligned}\text{Flujo volumetrico de la fase orgánica} &= (1.666 \text{ cm}^3/\text{seg}) / (0.42) \\ &= 3.966 \text{ cm}^3/\text{seg}.\end{aligned}$$

El flujo total en cualquier mezclador es:

$$F_T = \text{Flujo de la fase acuosa} + \text{Flujo de la fase orgánica}.$$

$$F_T = (1.666 \text{ cm}^3/\text{seg}) + (3.966 \text{ cm}^3/\text{seg})$$

$$F_T = 5.633 \text{ cm}^3/\text{seg}.$$

En la referencia (48), especifica que el tiempo máximo para que las dos fases alcancen el equilibrio, con respecto a un soluto metálico en un recipiente agitado, utilizando un agitador de turbina de hojas planas, puede tomarse como 60 segundos.

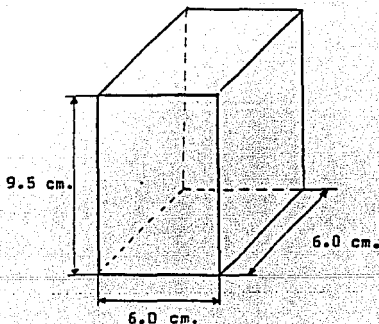
Por lo tanto fijando un tiempo de residencia de 60 segundos, se evalúa el volumen del tanque de mezclado, mediante la ec. 3.1:

$$V = F \cdot t$$

$$V = (5.633 \text{ cm}^3/\text{seg.}) (60 \text{ seg.})$$

$$V = 337.992 \text{ cm}^3$$

El recipiente de mezclado es generalmente de forma cúbica, en los mezcladores-sedimentadores tipo caja, por lo que se propondrán las siguientes dimensiones, para el compartimiento de mezclado.

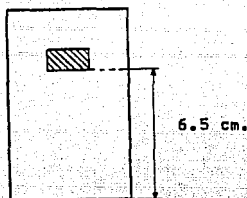


Ubicación de la puerta por donde sale la fase mezclada.

En la referencia(48), hacen el diseño de un mezclador-sedimentador tipo caja y ubican a la puerta de salida de la fase mezclada---aproximadamente a una altura del 65% de la altura del mezclador, en nuestro caso, se tendrá a la puerta por donde sale la fase mezclada a una altura:

$$(0.65)(9.5 \text{ cm})=6.175 \text{ cm}$$

este valor se aproxima a 6.5 cm.



Cálculo de la densidad de la fase mezclada en cada una de las etapas.

Para poder calcular las densidades de la fase mezclada en cada etapa, primeramente es necesario calcular las densidades al equilibrio.

Para evaluar la densidad de la fase acuosa en cada etapa, se utiliza la siguiente expresión(48):

$$\rho_A = 1.001 + 0.318 X_{Ua} + 0.032 X_{Ha}$$

Alimentación	$\rho_A = 1.001 + 0.318(0.83) + 0.032(3.52)$
Etapa No. 1	$\rho_A = 1.001 + 0.318(0.027) + 0.032(4.15)$
Etapa No. 2	$\rho_A = 1.001 + 0.318(0.001) + 0.032(2.75)$
Etapa No. 3	$\rho_A = 1.001 + 0.318(0.001) + 0.032(2.75)$
Alimentación	$\rho_A = 1.377 \text{ gr/cm}^3$ .
Etapa No. 1	$\rho_A = 1.142 \text{ gr/cm}^3$ .
Etapa No. 2	$\rho_A = 1.089 \text{ gr/cm}^3$ .
Etapa No. 3	$\rho_A = 1.089 \text{ gr/cm}^3$ .

Para calcular la densidad de la fase orgánica en cada etapa, se utiliza la siguiente expresión(48):

$$\rho_o = \rho + (0.394 - 0.086 \rho)Y_{Uo} + (0.063 - 0.046 \rho)Y_{Ho}$$

Alimentación:

$$\rho_o = 0.9727 + (0.394 - 0.086(0.9727))0.00 + (0.063 - 0.046(0.9727))0.0$$

Etapa No. 1:

$$\rho_o = 0.9727 + (0.394 - 0.086(0.9727))0.0145 + (0.063 - 0.046(0.9727))$$

(0.585)

Etapa No. 2:

$$\rho_o = 0.9727 + (0.394 - 0.086(0.9727))0.002 + (0.063 - 0.046(0.9727))$$

(0.00)

Etapa No. 3:

$$\rho_o = 0.9727 + (0.394 - 0.086(0.9727))0.002 + (0.063 - 0.046(0.9727))$$

(0.00)

Alimentación  $\rho_o = 0.9727 \text{ gr/cm}^3$ .

Etapa No. 1  $\rho_o = 0.9878 \text{ gr/cm}^3$ .

Etapa No. 2  $\rho_o = 0.9733 \text{ gr/cm}^3$ .

Etapa No. 3  $\rho_o = 0.9733 \text{ gr/cm}^3$ .

Para calcular la densidad de la fase mezclada, en recipientes agitados con baffles se tiene la siguiente expresión(4.)

$$\rho_m = \beta \rho_d + (1 - \beta) \rho_c$$

donde:

$$\beta = \frac{\text{Flujo de la fase acuosa}}{\text{Flujo de la fase acuosa} + \text{Flujo de la fase orgánica}}$$

$$\beta = \frac{1.666 \text{ cm}^3/\text{seg.}}{1.666 \text{ cm}^3/\text{seg.} + 3.966 \text{ cm}^3/\text{seg.}}$$

$$\beta = 0.2958$$

Alimentación

Etapa No. 1  $\rho_m = (0.2958)(1.142) + (1 - 0.2958)(0.9878)$

Etapa No. 2  $\rho_m = (0.2958)(1.089) + (1 - 0.2958)(0.9733)$

Etapa No. 3  $\rho_m = (0.2958)(1.089) + (1 - 0.2958)(0.9733)$

Alimentación

Etapa No. 1  $\rho_m = 1.033 \text{ gr/cm}^3$

Etapa No. 2  $\rho_m = 1.007 \text{ gr/cm}^3$

Etapa No. 3  $\rho_m = 1.007 \text{ gr/cm}^3$

Cálculo de la altura del líquido de la fase mezclada por arriba de la puerta por donde sale la fase mezclada ( $h_2$ ).

(Distancia entre la puerta por donde sale la fase mezclada y el vertedero del solvente) (Densidad del solvente).

$$h_2 = \frac{\text{---}}{\text{(Densidad de la fase mezclada)}}$$

$$h_2 = h_1 \rho_s / \rho_m$$



## Alimentación

$$\text{Etapa No. 1} \quad h_2 = (0.9878 \text{ gr/cm}^3)(3.0 \text{ cm}) / (1.033 \text{ gr/cm}^3)$$

$$\text{Etapa No. 2} \quad h_2 = (0.9733 \text{ gr/cm}^3)(3.0 \text{ cm}) / (1.007 \text{ gr/cm}^3)$$

$$\text{Etapa No. 3} \quad h_2 = (0.9733 \text{ gr/cm}^3)(3.0 \text{ cm}) / (1.007 \text{ gr/cm}^3)$$

## Alimentación

$$\text{Etapa No. 1} \quad h_2 = 2.8677 \text{ cm.}$$

$$\text{Etapa No. 2} \quad h_2 = 2.8996 \text{ cm.}$$

$$\text{Etapa No. 3} \quad h_2 = 2.8996 \text{ cm.}$$

Cálculo de la altura de la interfase en cada uno de los sedimentadores en cada etapa.

$$X_n = \frac{(h_2 + B - Z)(\rho_{m(n-1)}) - (B + h_1)\rho_{s(n)} + Z\rho_{A(n)}}{(\rho_{A(n)} - \rho_{s(n)})}$$

Si  $Z = 0.5 \text{ cm.}$

Sedimentador No. 1:

Es fijado externamente, para que el nivel de la interfase se ubique por abajo de la puerta por donde sale la fase mezclada.

En este caso se fija  $X_1 = 5.5 \text{ cm.}$

Sedimentador No. 2:

$$X_2 = \frac{(2.8996 + 6.5 - 0.5)(1.033) - (6.5 + 3.0)(0.9733) + (0.5)(1.089)}{(1.089 - 0.9733)}$$

Sedimentador No. 3:

$$X_3 = \frac{(2.8996 + 6.5 - 0.5)(1.007) - (6.5 + 3.0)(0.9733) + (0.5)(1.089)}{(1.089 - 0.9733)}$$

Sedimentador No. 1	$X_1 = 5.5000 \text{ cm.}$
Sedimentador No. 2	$X_2 = 4.2475 \text{ cm.}$
Sedimentador No. 3	$X_3 = 2.2458 \text{ cm.}$

Tamaño de la puerta de la fase orgánica.

Esta puerta es un simple vertedero rectangular y se utiliza la siguiente ecuación:

$$q = 0.415(L' - 0.2 h_o) h_o^{1.5} \sqrt{2g}$$

La carga del vertedero es la siguiente:

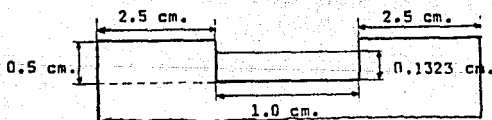
$$h_o = 3.0 - 2.8677 = 0.1323 \text{ cm.}$$

fijando el valor de  $L' = 1.0 \text{ cm.}$ , se determina el flujo que se tendrá en el vertedero:

$$q = 0.415(1.0 - 0.2(0.1323))(0.1323)^{1.5} \sqrt{2(980.7)}$$

$$q = 0.8610 \text{ cm/seg.}$$

Esta puerta tiene las siguientes dimensiones:



Tamaño de la puerta de la fase acuosa.

Esta puerta se diseña considerando que se tiene un simple ----

orificio, y se utiliza la ecuación de Bernoulli.

Tenemos que el flujo total en cualquier mezclador es de:

$$5.6332 \text{ cm}^3/\text{seg.}$$

$$q_T = q_o + q_a$$

$$q_a = q_T - q_o$$

$$q_a = 5.6332 - 0.8610$$

$$q_a = 4.7722 \text{ cm}^3/\text{seg.}$$

Si  $A'$  es el área de la abertura, el volumen del fluido que sale por unidad de área es:

$$q_a = A'v' = A' \sqrt{2gh}$$

donde:

$$v' = \sqrt{2gh}$$

$$\text{Si } h = 9.0 \text{ cm}$$

$$v' = \sqrt{2(980.7)(9.0)}$$

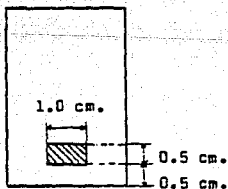
$$v' = 132.863 \text{ cm/seg.}$$

$$A' = q_a/v'$$

$$A' = 4.7722/132.863$$

$$A' = 0.03591 \text{ cm}^2$$

Esta puerta tiene las siguientes dimensiones:



Tamaño de la puerta por donde sale la fase mezclada.

El flujo que debe salir por ésta puerta es de  $5.6332 \text{ cm}^3/\text{seg.}$

La carga que se tendrá es la siguiente:

$$h'' = 2.8677 \text{ cm.}$$

La velocidad de salida es:

$$v'' = \sqrt{2(980.7)(2.8677)}$$

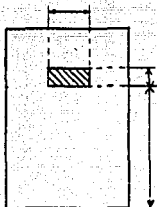
$$v'' = 74.9980 \text{ cm/seg.}$$

$$A'' = q_T / v''$$

$$A'' = 5.6332 / 74.9980$$

$$A'' = 0.07511 \text{ cm}^2$$

Esta puerta tiene las siguientes dimensiones:



Potencia para la agitación.

Se utilizará para mezclar las fases una turbina de seis hojas planas a una velocidad de 800 rpm.

Para evaluar la viscosidad de la mezcla se tiene la siguiente correlación, que es válida para tanques agitados con baffles:

$$\mu_m = (\mu_c / \rho) (1 + (1.5)(\mu_d)(\rho) / (\mu_d + \mu_c))$$

$$\mu_m = \frac{0.0356}{0.2958} \left( 1 + \frac{1.5(0.01)(0.29585)}{0.0356 + 0.01} \right)$$

$$\mu_m = 0.13204 \text{ gr/cm. seg.}$$

Según en la bibliografía(39), el diámetro del impulsor se considera como 1/3 del diámetro del recipiente de mezclado.

$$\text{Diámetro del impulsor} = (0.333)(6 \text{ cm}) = 1.998 \text{ cm.} \approx 2.0 \text{ cm.}$$

$$\text{No. Re} = D^2 N \rho_m / \mu_m$$

$$\text{No. Re} = (2)^2 (13.333)(1.033) / (0.1324)$$

$$\text{No. Re} = 416.204$$

Con este valor del No. de Reynolds y la figura 81 (apendice 9) se determina el valor de  $\Phi$  (la función que depende del número de potencia):

$$\Phi = 3.8$$

$$P = \Phi \rho_m N^3 D^5 / g_c$$

$$P = (3.8)(1.033)(13.333)^3 (2)^5 / 1.0$$

$$P = 297726.52 \text{ Ergios/seg.}$$

que es la potencia que se debe administrar al recipiente de mezcla do.

#### Dimensiones del sedimentador.

Para tener una capacidad satisfactoria en el sedimentador, el espesor de la banda de emulsión debe ser lo más uniforme y no debe ser muy profunda, como se indicó con anterioridad, la banda de dispersión es generalmente relacionada para una velocidad específica de sedimentación, expresada en términos de velocidad de flujo total--- por unidad de área del sedimentador.

En nuestro caso las dimensiones del compartimiento de sedimentación se determina en base a que en la bibliografía(28), se menciona que el compartimiento de mezclado es de  $1/3$  a  $1/4$  del tamaño del compartimiento de sedimentación, y considerando que se tiene una banda de dispersión muy pequeña.

Dimensiones del sedimentador:

Longitud = 12 cm.

Ancho = 6 cm.

Altura = 10 cm.

### CONCLUSIONES.

En base al objetivo del presente trabajo, se indica lo siguiente: Parte del objetivo no fué cumplido, ya que no se llevo a cabo la construcción del mezclador-sedimentador tipo caja, principalmente-- por la siguiente razón: no se disponia de los materiales necesarios para su operación.

Por otra parte, aunque inicialmente se establece el tipo de -- equipo a utilizar para efectuar la extracción del nitrato de urani lo en medio ácido utilizando como agente extractor al TBF disuelto en queroseno al 30% en volumen, se puede observar que en base a los criterios de selección indicados en la tabla 4 y a experimentaciones anteriores de anteriores investigadores sobre este sistema en particular, se muestra que los mezcladores-sedimentadores tipo caja son los más adecuados para tratar a el sistema en cuestión.

Aunque en el presente trabajo no se aporta nada nuevo, en lo-- personal hice un gran esfuerzo para establecer la secuencia a se-- guir para efectuar el diseño de este tipo de unidades. De éste trabajo aprendí a conocer las características más importantes de los diferentes equipos de extracción, así como los diferentes campos de aplicación de los mismos. Conocer la metodología para efectuar la-- selección de un equipo de extracción, así como conocer los parámetros más importantes que se involucran en el diseño de mezcladores-sedi-- mentadores tipo caja.

BIBLIOGRAFIA.

- 1.-Acosta, F.M, Tesis Profesional, FES-CUAUTITLAN, UNAM, 1983.
- 2.-Armenta, L.M. T., Tesis Profesional, FES-CUAUTITLAN, UNAM, 1985.
- 3.-Ashton, N.F.; Mc Dermott, C.; Chemistry of Extraction of Nonreacting Solutes, Chap.1, pag.27-31 en ref.24.
- 4.-Bailes, P. J.; Hanson, C.; Hughes, M. A., Chem.Eng., 83(2), 86 (1976).
- 5.-Cavers, S.D.; "Nonechanically Agitated Contactors", Chap.10 en ref. 24.
- 6.-Coleby, J.; "The RTL (Formely Graesser Raining-Bucket) Contactor", - Chap.13.6 en ref. 24.
- 7.-Coplan, M.B.; Davidson, J. W.; Zebroski, E. I.; Chem.Eng.Prog., 50(8), --- 403(1954).
- 8.-Davis, M.W.Jr.; Vermeulen, T.; Hicks, T.E.; Chem.Eng.Prog., 50(4), 188-- (1954).
- 9.-Draw, D.A.; Hixson, A.N.; Transact.Am.Inst.Chem.Eng., 40, 675(1944).
- 10.-Ewell, R.H.; Harrison, J.M.; Berg, L., Ind.Eng.Chem., 36, 841(1944).
- 11.-Fenske, M.R.; Long, R.B., Ind.Eng.Chem., 53, 791(1961).
- 12.-Fenske, M.R.; Long, R.B., Chem.Eng.Prog., 51(4), 194(1955).
- 13.-Francis, A.W., Ind.Eng.Chem., 36, 764(1944).
- 14.-Godfrey, J.C.; Slater, M.J.; "Principles of Mixer-Settler Design", - Chap.9.1 en ref. 24.
- 15.-Godfrey, N.B.; Chem.Technol., 2, 359(1972).
- 16.-Hafez, M.; "Centrifugal Extractors", Chap.15 en ref. 24.
- 17.-Hanson, C.; Chem.Eng., 75(18), 76(1968).



- 18.-Hanson,C.;Kaye,D.A.,Chem.Process.Eng.44,27(1963).
- 19.-Hanson,C.;Kaye,D.A.,Chem.Process.Eng.44,651(1963).
- 20.-Humphreys,J.L.;Rocha,J.A.;Fair,J.R.,Chem.Eng.,September 17,76 -- (1984).
- 21.-Jurado,J.L.,Tesis Profesional,FES-CUAUTITLAN,UNAM,1980.
- 22.-King,J.C.;Procesos de separación,Ed.Reverte.S.A.,Cap.14,pag.-- 828-839.
- 23.-Kosters,W.C.G.;"Rotating-Disk Contactor",Chap.13.1 en ref. 24.
- 24.-Lo,T.C.;Baird,M.H.I.;Hanson,C.,Handbook of Solvent Extraction, John Wiley(New York),1983.
- 25.-Lo,T.C.;"Commercial Liquid-Liquid Extraction Equipment",Section 1.10 en ref. 43.
- 26.-Lo,T.C.;Prochazka,J.;"Reciprocating-Plate Columns",Chap.12 en ref. 24.
- 27.-Logsdail,D.H.;Slater,M.J.;"Pulsed Perforated-Plate Columns",-- Chap.11.2 en ref. 24.
- 28.-Lowes,L.;"Simple Box-Type Mixer-Settler",Chap.9.2 en ref. 24.
- 29.-Misek,T.;"Asymmetric Rotating Disk Extractor",Chap.13.2 en ref. 24.
- 30.-Mögli,A.;Bühlman,U.;"The Kühni Extraction Column",Chap.13.5 en ref. 24.
- 31.-Morello,V.S.;Poffenberger,N.;Ind.Eng.Chem.,42(6).1021(1950).
- 32.-Oberger,A.G.;Jones,S.C,Chem.Eng.,July 22,pag.119(1963).
- 33.-Oldshue,J.Y.;"Oldshue-Rushton Column",Chap.13.4 en ref. 24.
- 34.-Oliver,E.D.;Diffusional Separation Processes,John Wiley(New York),362(1966).

- 35.-Perry,R.H.;Chilton,C.H.;Manual del Ingeniero Químico.;quinta---  
edición(segunda edición en español),Mc Graw Hill,1982.
- 36.-Pratt,H.R.C.;Hanson,C.;"Selection,Pilot Testing and Scale-up of  
Commercial Extractor",Chap.16 en ref. 24.
- 37.-Pratt,H.R.C.;Ind.Chem.,30,475,597(1954).
- 38.-Rothmund,V.Z.,Phys.Chem.,26,433(1898).
- 39.-Rushton,J.H.;Costich,E.W.;Everett,H.J.;Chem.Eng.Progr.46(8),---  
395,404(1950).
- 40.-Rushton,J.H.;Costich,E.W.;Everett,H.J.;Chem.Eng.Progr.49(4),---  
467,476(1950).
- 41.-Ryon,A.O.;Daley,F.L.;Lowrie,R.S.;Chem.Eng.Progr.55(10),71(1959).
- 42.-Scheibel,E.G.,"Scheibel Columns",chap.13.3 en ref. 24.
- 43.-Scheitzer,P.A.;Handbook of Separation Techniques for Chemical--  
Engineers.,Mc. Graw Hill(New York).1979.
- 44.-Simons,A.J.F.;"Pulsed Packed Columns",Chap.11.1 en ref. 24.
- 45.-Thornton,J.D.;Bouyatiotis,B.A.;The Industrial Chemist.,298,June--  
(1963).
- 46.-Treybal,R.E.;Operaciones de Transferencia de Masa.,Segunda edi-  
ción,México,Mc. Graw Hill,pag.577-607.(1981).
- 47.-Treybal,R.E.;Chem.Eng.Progr.,60(5),77(1964).
- 48.-Williams,J.A.;Lowes,L.;Tanner,M.C.;Trans.Instn.Chem.Engrs.36,--  
464(1958).

NOTACION.

- A =Area del sedimentador,  $\text{cm}^2$ .
- A' =Area de la puerta de la fase acuosa,  $\text{cm}^2$ .
- A'' =Area de la puerta de la fase mezclada,  $\text{cm}^2$ .
- AEET=Altura equivalente de una etapa teórica.
- a =Area interfásial de la gota,  $\text{cm}^2/\text{cm}^3$ .
- B =Altura vertical, que hay entre la puerta de entrada de la fase acuosa y la puerta por donde sale la fase mezclada, cm.
- C =Constante.
- C<sub>1</sub> =Constante.
- C<sub>2</sub> =Constante.
- C<sub>3</sub> =Constante.
- C<sub>e</sub> =Concentración de equilibrio después de un prolongado contacto.
- C<sub>o</sub> =Concentración inicial del soluto.
- C<sub>t</sub> =Concentración del soluto después de un tiempo t.
- D<sub>c</sub> =Difusividad del soluto en la fase continua, cm/seg.
- D<sub>d</sub> =Difusividad del soluto en la fase dispersa, cm/seg.
- D<sub>i</sub> =Diámetro del impulsor, cm.
- d<sub>R</sub> =Diámetro del rotor, cm.
- d<sub>min</sub> =Diámetro mínimo de la gota, abajo del cuál ocurre la coalescencia, cm.
- d<sub>T</sub> =Diámetro del recipiente de mezclado, cm.
- d<sub>vs</sub> =Volumen promedio de los diámetros superficiales de las gotas, cm.

- $d_{vs}$  = Volumen promedio de las gotas definida por la ec.2.11.
- $d_p$  = Tamaño de la gota, cm.
- $E$  = Eficiencia de etapa.
- $E_b$  = Eficiencia de etapa de un mezclador batch.
- $E_c$  = Eficiencia de etapa de un mezclador continuo.
- $E_H$  = Eficiencia de Hausen.
- $F$  = Flujo volumétrico,  $\text{cm}^3/\text{seg}$ .
- $F_A$  = Flujo de la fase acuosa,  $\text{cm}^3/\text{seg}$ .
- $F_C$  = Flujo de la fase continua,  $\text{cm}^3/\text{seg}$ .
- $F_D$  = Flujo de la fase dispersa,  $\text{cm}^3/\text{seg}$ .
- $F_S$  = Flujo de la fase solvente,  $\text{cm}^3/\text{seg}$ .
- $f_a$  = Fracción de volumen de la fase acuosa,  $F_A/(F_A + F_S)$ .
- $f_b$  = Fracción de volumen de la fase solvente,  $F_S/(F_A + F_S)$ .
- $g$  = Aceleración de la gravedad, 980.7 dinas/cm.
- $H$  = Calor.
- $\Delta H$  = Espesor de la banda de dispersión, cm.
- $h_0$  = Carga del vertedero, cm.
- $h_1$  = Altura del nivel del solvente por arriba de la puerta por donde sale la fase mezclada (sedimentador), cm.
- $h_2$  = Altura del nivel del líquido de la fase mezclada por arriba de la puerta por donde sale la fase mezclada (mezclador), cm.
- $h'$  = Carga del líquido que hay por arriba de la puerta por donde sale la fase mezclada, cm.
- $i_1, i_2, i_3$  = Profundidad que hay entre la superficie del solvente y la ubicación de la interfase en etapas sucesivas, cm.
- $k_1$  = Constante de velocidad de reacción interfásica de primer orden.

- $k_c$  = Coeficiente individual de transferencia de masa de la fase---  
continua.
- $k_d$  = Coeficiente individual de transferencia de masa de la fase---  
dispersa.
- $K$  = Constante de la ecuación.3.5.
- $L'$  = Longitud de la cresta del vertedero, cm.
- $N$  = Velocidad del impulsor, rps.
- $n$  = Etapa n.
- $N_{Fr}$  = Número de Froude.
- $N_p$  = Número de potencia.
- $N_{Re}$  = Número de Reynolds.
- $N_{We}$  = Número de Weber.
- $P$  = Potencia que se va a consumir, Erg/seg.
- $P_A$  = Presión de las gotas en la puerta acuosa.
- $P_{III}$  = Presión parcial de las gotas en la puerta por donde sale la--  
fase mezclada.
- $P_1$  = Presión absoluta en el punto 1, dinas/cm.
- $P_2$  = Presión absoluta en el punto 2, dinas/cm.
- $P_a$  = Presión total de las gotas desarrollada en la puerta por don-  
de pasa la fase acuosa.
- $P_{III}$  = Presión total de las gotas desarrollada en la puerta por donde  
sale la fase mezclada.
- $Q$  = Flujo,  $cm^3/seg.$
- $Q_d$  = Velocidad específica de flujo,  $cm^3/seg.$
- $q$  = Gasto volumétrico,  $cm^3/seg.$
- $q_a$  = Gasto volumétrico acuoso,  $cm^3/seg.$

- $q_o$  = Gasto volumetrico orgánico,  $\text{cm}^3/\text{seg.}$   
 $q_t$  = Gasto volumetrico total,  $\text{cm}^3/\text{seg.}$   
 $t_b$  = Tiempo de residencia en un mezclador batch, seg.  
 $t_c$  = Tiempo de residencia en un mezclador continuo, seg.  
 $U_c$  = Velocidad superficial de la fase continua,  $\text{cm}/\text{seg.}$   
 $U_d$  = Velocidad superficial de la fase dispersa,  $\text{cm}/\text{seg.}$   
 $U_o$  = Velocidad característica de las gotas dispersadas,  $\text{cm}/\text{seg.}$   
 $U_s$  = Velocidad de deslizamiento,  $\text{cm}/\text{seg.}$   
 $V$  = Volumen del tanque de mezclado,  $\text{cm}^3$ .  
 $V_c$  = Proporción de volumen en la alimentación, de la fase dispersa.  
 $v_1$  = Velocidad en el punto 1,  $\text{cm}/\text{seg.}$   
 $v_2$  = Velocidad en el punto 2,  $\text{cm}/\text{seg.}$   
 $v'$  = Velocidad de salida de la fase acuosa,  $\text{cm}/\text{seg.}$   
 $v''$  = Velocidad de salida de la fase mezclada,  $\text{cm}/\text{seg.}$   
 $\overline{v}^2$  = Velocidad media al cuadrado de las fluctuaciones de velocidad de las gotas.  
 $Y_1$  = Altura del punto 1 por encima de un plano de referencia arbitrario,  $\text{cm.}$   
 $Y_2$  = Altura del punto 2 por encima de un plano de referencia arbitrario,  $\text{cm.}$   
 $Z$  = Altura de la puerta de la fase acuosa, por arriba de la base,  $\text{cm.}$
- $\lambda$  = Energía requerida para separar dos gotas adheridas.  
 $\sigma = \gamma$  = Tensión interfasial entre las fases,  $\text{dinas}/\text{cm.}$   
 $\bar{E}$  = Grupo potencia dado por  $\text{KN}^3 d_R^2$ .

$\theta$  =Tiempo de residencia,seg.

$\theta'$  =Tiempo promedio de retención de la fase dispersa.

$\mu_c$  =Viscosidad de la fase continua,Cp.

$\mu_d$  =Viscosidad de la fase dispersa,Cp.

$\mu$  =Viscosidad del fluido,Cp.

$\mu_m$  =Viscosidad de la mezcla,Cp.

$\rho$  =Densidad del fluido,gr/cm<sup>3</sup>

$\rho_c$  =Densidad de la fase continua,gr/cm<sup>3</sup>.

$\rho_d$  =Densidad de la fase dispersa,gr/cm<sup>3</sup>.

$\rho_m$  =Densidad de la fase mezclada,gr/cm<sup>3</sup>.

$\phi$  =Fracción de la retención de la fase dispersa.

$\Phi$  =Función potencia.

ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA

**APENDICE.**

**A.-Requerimientos hidráulicos de un mezclador-sedimentador tipo--  
caja.**

**A.1.-Control de las interfases por medio de vertederos fijados.**

**A.2.-Las etapas son hidráulicamente independientes.**

**A.3.-Los niveles en el sedimentador son independientes de la densi-  
dad de alimentación.**

**A.4.-Nivel del líquido por arriba de la puerta de salida de la--  
fase mezclada.**

**B.-Tablas y nomogramas.**



A.-Requerimientos hidráulicos de un mezclador-sedimentador---  
tipo caja.

A.1.-Control de las interfases por medio de vertederos fijados.

Un número de consideraciones se hacen en primera instancia y se ha observado que la presión de las gotas en un mezclador-sedimentador tipo caja es no acumulativo y es por eso que las interfases no tienden a ascender de etapa a etapa, o sea los niveles de las interfases son independientes de las densidades de alimentación y pueden ser determinadas por la fijación de las posiciones de las puertas de las fases acuosa y mezclada.

Consideraciones:

1.-Las cámaras de mezclado proporcionan una dispersión uniforme, teniendo la misma relación de las fases que en la alimentación.

2.-Los sedimentadores son de adecuado tamaño, para proporcionar una separación completa de las fases.

3.-Los niveles de las interfases en los sedimentadores, están ubicados abajo de la puerta por donde sale la fase mezclada hacia el sedimentador.

4.-Sólo se tienen pequeños cambios de densidad de etapa a etapa.

5.-Los cambios de volumen de etapa a etapa pueden ser despreciados.

6.-Las puertas son diseñadas de tal forma que sus dimensiones proporcionan una baja presión de las gotas para los flujos requeridos.

A.1.1.-Las fases en el mezclador tienen la misma relación de las fases que en la alimentación.

Las fases en el mezclador son completamente mezcladas, y la fase continua sigue su marcha hacia la puerta de salida del mezclador, por lo que se tiene una misma relación de las fases que en la alimentación. Si no se tiene recirculación del sedimentador hacia el mezclador, se tiene en este una relación de las fases igual a la de alimentación, ya que cualquier exceso de una o ambas fases, sale inmediatamente en forma continua por la puerta de salida del mezclador.

A.1.2.-Las etapas son hidráulicamente independientes.

Cada etapa es independiente de las etapas que se encuentran en ambos lados de esta etapa, los efectos de las presiones dinámicas en el nivel de la interfase en el sedimentador anterior es no acumulativo, por lo que cualquier presión de gota que se tenga en una etapa determinada, no afecta a el nivel de las interfases de las otras etapas.

A.1.2.1.-Flujo del solvente.

El nivel del solvente es fijado por el vertedero que se encuentra en el mezclador, ubicado a una altura A, ver figura A.1.

$$h_1 > h_2; \rho_m \ell_s \text{ y } h_2 \rho_m = h_1 \rho_s \quad (\text{A.1})$$

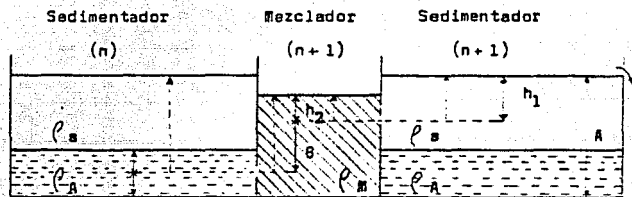
A.1.2.2.-Flujo acuoso.

Puesto que el nivel de la interfase en el sedimentador se en-

cuenta abajo de la puerta por donde sale la fase mezclada (consideración 3), el nivel de la fase acuosa en el sedimentador  $n$ , no afecta a el nivel en el mezclador  $n$ , ni a cualquier otro compartimiento que se encuentre antes de esta etapa  $n$ .

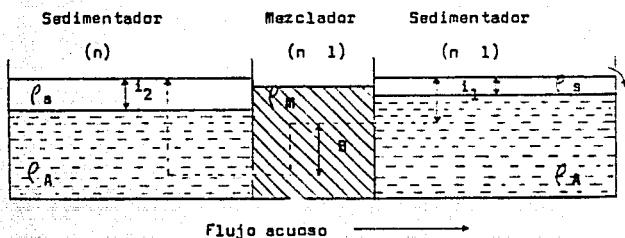
Estos argumentos son validos para cualquier etapa y muestran una completa independendencia entre etapas, bajo estas condiciones. La energía requerida para la elevación de la fase acuosa en cada etapa es proporcionada solamente por el proceso de mezclado.

Figura A.1.



Suponiendo que el nivel de la interfase en algún sedimentador se encuentra por arriba de la puerta por donde sale la fase mezclada; en el interior del sedimentador, el nivel de la interfase tiene que estar más abajo, ver figura A.2.

Figura A.2.



Tomando balances compuestos alrededor de las puertas de salida de la fase mezclada y por la puerta de entrada de la fase acuosa:

$$i_2 \rho_s + (h_1 - i_2) \rho_A + B \rho_A = i_1 \rho_s + (h_1 - i_1) \rho_A + B \rho_m \quad (A.2)$$

$$i_2 \rho_s + h_1 \rho_A - i_2 \rho_A + B \rho_A = i_1 \rho_s + h_1 \rho_A - i_1 \rho_A + B \rho_m \quad (A.3)$$

$$i_1 \rho_A - i_1 \rho_s + B \rho_A = i_2 \rho_A - i_2 \rho_s + B \rho_m \quad (A.4)$$

$$i_1 (\rho_A - \rho_s) + B \rho_A = i_2 (\rho_A - \rho_s) + B \rho_m \quad (A.5)$$

$$i_1 < i_2 \quad (A.6)$$

$$\rho_A > \rho_m \quad (A.7)$$

Si la desigualdad es reemplazada por su relación exacta se tiene:

$$i_1 (\rho_A - \rho_s) + B \rho_A = i_2 (\rho_A - \rho_s) + B \rho_m \quad (A.8)$$

$$i_2 = \frac{i_1 (\rho_A - \rho_s) + B \rho_A - B \rho_m}{\rho_A - \rho_s} \quad (A.9)$$

$$i_2 = i_1 + B(e_A - e_m) / (e_A - e_s) \quad (A.10)$$

$$i_3 = i_1 + 2B(e_A - e_m) / (e_A - e_s) \quad (A.11)$$

$$i_n = i_1 + (n - 1)B(e_A - e_m) / (e_A - e_s) \quad (A.12)$$

Claramente se puede observar que una etapa tiene que alargarse para que la altura de la interfase disminuya en una proporción aritmética y se ubique el nivel abajo de la puerta de salida de la fase mezclada. Este es el caso en el cuál se tiene que  $i_n < h_1$ .

Por otro lado, si se supone que la interfase  $i_n$  se ubica a la misma altura de la puerta de salida de la fase mezclada y la puerta de entrada de la fase acuosa se tiene lo siguiente:

$$i_2 e_s + (h_1 - i_2) e_A + B e_A = i_1 e_s + (h_1 - i_1) e_A + B e_m \quad (A.13)$$

Si  $i_n = h_1$

$$i_{(n-1)} e_s + (h_1 - i_{(n-1)}) e_A + B e_A = i_n e_s + (h_1 - i_n) e_A + B e_m \quad (A.14)$$

$$i_{(n-1)} = h_1 (e_A - e_s) + B(e_A - e_m) / (e_A - e_s) \quad (A.15)$$

$$i_{(n-1)} = h_1 + B(e_A - e_m) / (e_A - e_s) \quad (A.16)$$

pero:

$$i_{(n-1)} = h_1 + B - x \quad (\text{ver figura A.1})$$

$$h_1 + B(e_A - e_m) / (e_A - e_s) = h_1 + B - x \quad (A.17)$$

$$x = B(1 - (e_A - e_m) / (e_A - e_s)) \quad (A.18)$$

∴  $x < B$

Así, el nivel de la interfase del último sedimentador es fijado

en un punto que se ubica por abajo de la puerta de salida de la fase mezclada y además anteriormente se indicó que los niveles de las interfases, tienen que estar abajo de ésta puerta. Esto establece un nivel máximo de la interfase.

A.1.3.-Los niveles del sedimentador son independientes de la densidad de alimentación.

Tomando balances:

(1) alrededor de la puerta de salida de la fase mezclada:

$$h_1 \rho_s = h_2 \rho_m \quad (\text{A.19})$$

de la ecuación anterior despejamos a  $h_2$ :

$$h_2 = h_1 \rho_s / \rho_m \quad (\text{A.20})$$

(2) alrededor de la puerta de entrada de la fase acuosa:

$$(h_2 + B) \rho_m = (h_1 + B - x) \rho_s + x \rho_A \quad (\text{A.21})$$

sustituyendo  $h_2$  en A.21, tenemos:

$$((h_1 \rho_s / \rho_m) + B) \rho_m = (h_1 + B - x) \rho_s + x \rho_A \quad (\text{A.22})$$

$$x = B(\rho_m - \rho_s) / (\rho_A - \rho_s) \quad (\text{A.23})$$

$$x = B(F_A / F_A + F_s) \quad (\text{A.24})$$

$$x = (B)(f_A) \quad (\text{A.25})$$

Por lo tanto, en base a lo mencionado anteriormente, para calcular los niveles de las interfases en los sedimentadores de cada una de las etapas, se tiene que hacer un balance estático alrededor de la puerta por donde entra la fase acuosa, la cuál está ubicada entre el sedimentador y el mezclador de la etapa anterior:

$$B \rho_m + h_2 \rho_m - Z \rho_m = h_1 \rho_s - x \rho_s + x \rho_A - Z \rho_A \quad (\text{A.26})$$

$$x = (B e_m + h_2 e_m - z e_m - h_1 e_s + z e_A) / (e_A - e_s) \quad (\text{A.27})$$

$$x_n = \frac{(h_2 + B - z) e_{m(n-1)} - (B + h_1) e_{s(n)} + z e_{A(n)}}{(e_{A(n)} - e_{s(n)})} \quad (\text{A.28})$$

al nivel  $x_n$  se le tiene que sumar la presión de las gotas através de la puerta por donde sale la fase acuosa.

A.1.4.-Nivel del líquido en el mezclador por arriba de la puerta de salida de la fase mezclada ( $h_2$ ).

De manera semejante para determinar éste nivel, se tiene que hacer un balance alrededor de la puerta por donde sale la fase mezclada y considerando que el nivel de la interfase se ubica por abajo de la puerta por donde sale la fase mezclada:

$$h_1 e_s = h_2 e_m$$

$$h_2 = h_1 e_s / e_m \quad (\text{A.29})$$

a esta altura se le tiene que sumar la presión de las gotas desarrollada en la puerta por donde sale la fase mezclada.

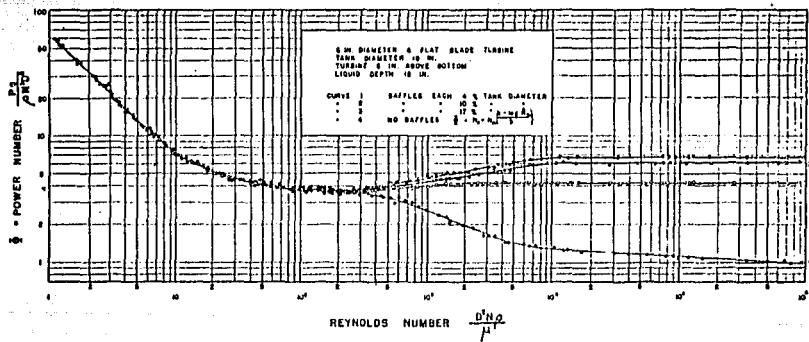


fig. 8). Gráfica de  $\phi$  vs. No. de Reynolds para turbinas de hojas planas.



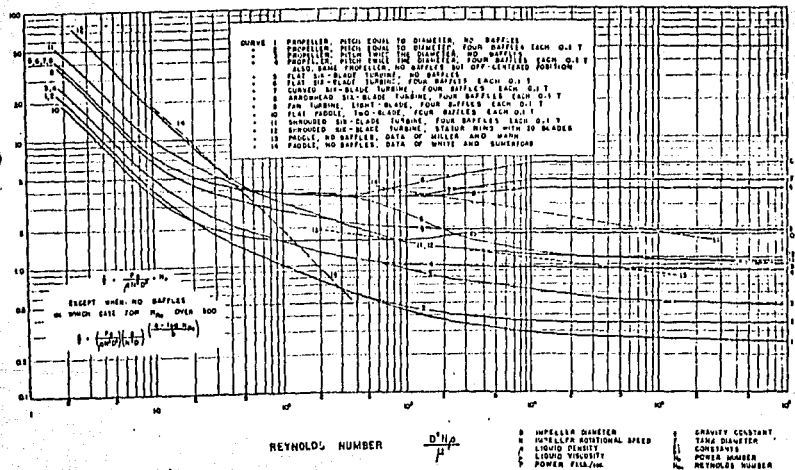


Fig. M2. Gráfico de  $\phi$  vs. No. du Reynolds.  
 Comparación de diferentes impureces.

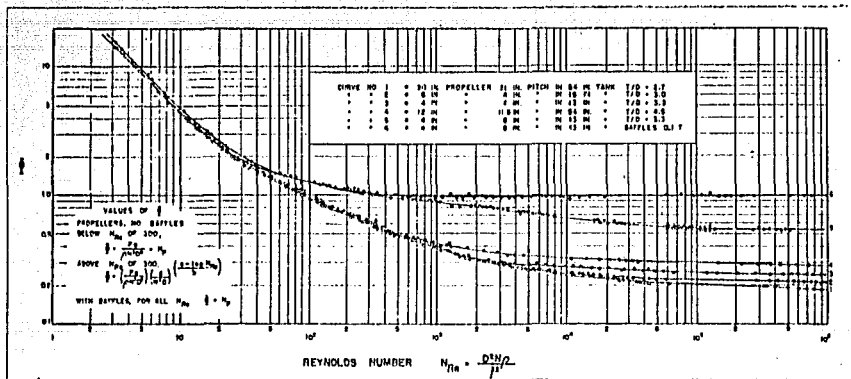


Fig. 03. Gráfica de  $\phi$  vs. No. de Reynolds para impulsores.

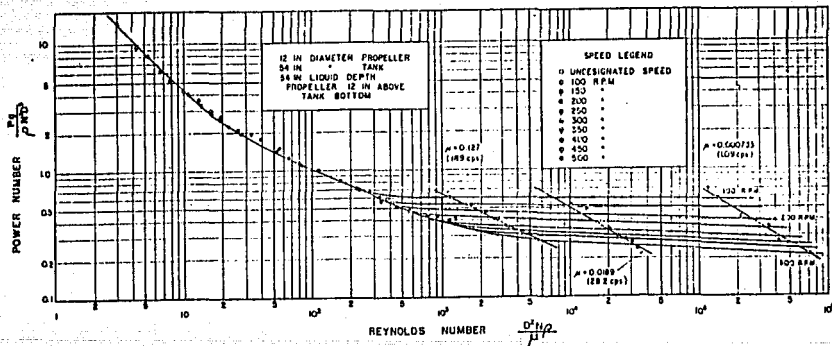


Fig. 04. Gráfica del Número de potencia vs. No. de Reynolds, en dando se correlacionan a la potencia, viscosidad, velocidad y -- el No. de Reynolds para impulsores que están operando en tanques de mezclado sin baffles.

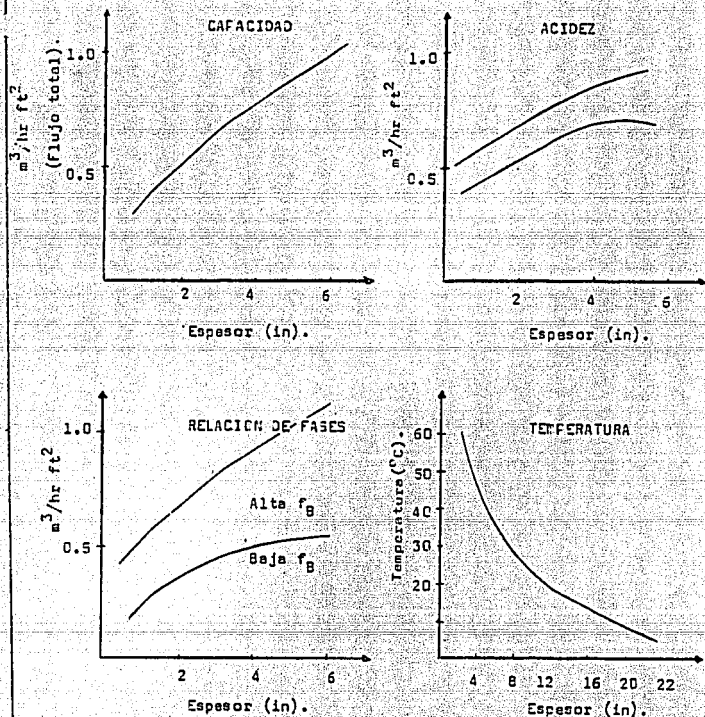


Fig. 35. Efecto de la capacidad, acidez, relación de fases y de la temperatura en el espesor de la banda de emulsión en un mezclador-sedimentador tipo caja.

TABLA 96. VISCOSIDADES DE LIQUIDOS.

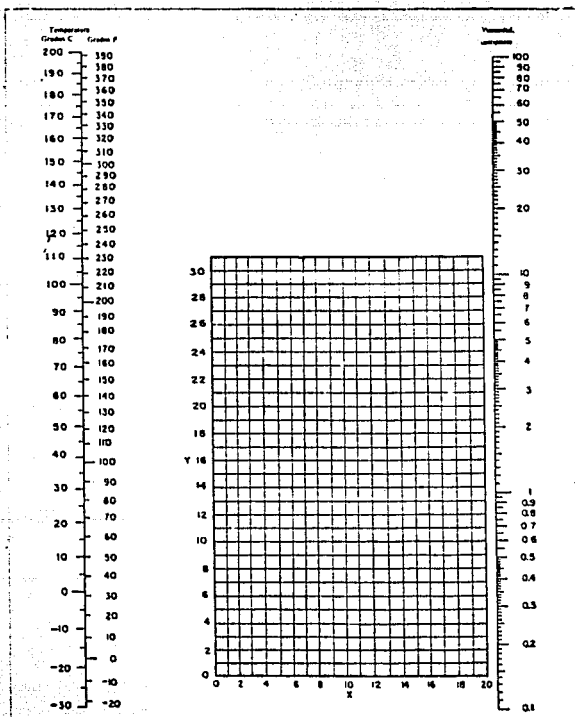
Coordenadas de la figura 27.

Líquidos		Líquidos			
	η	η	η		
Acetato de amonio	15.3	4.8	Frío 11)	11.3	11.4
Acido acético al 100%	12.1	16.2	Gliserol al 100%	2.0	39.0
Acido acético al 70%	5.9	12.6	Gliserol al 50%	4.5	29.6
Acetato de bario	12.7	13.8	Hexano	14.1	4.6
Acetato de calcio	14.5	7.2	Hexano	14.1	4.6
Acetato de 100%	14.5	13.0	Hexano	14.1	4.6
Acetato de 110%	7.9	13.0	Acido metacrilico al 10%	11.9	10.6
Acetato de 120%	16.4	7.4	Tolueno	12.0	15.9
Acido acético	12.3	13.9	Acidul estereico	11.9	12.0
Acido acético	36.3	14.3	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	34.6	9.2	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	16.0	11.7	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	12.6	2.0	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	16.1	13.9	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	11.8	13.5	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	2.3	18.4	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	12.3	13.3	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	15.9	14.3	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	12.5	18.9	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	6.5	17.9	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	16.3	18.4	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	16.2	17.2	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	16.3	13.0	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	11.3	12.4	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	15.8	9.3	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	12.1	15.3	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	11.6	11.3	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	16.7	7.3	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	12.7	13.1	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	12.3	13.1	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	14.6	18.2	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	11.2	16.1	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	13.0	13.3	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	13.3	12.7	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	13.3	12.3	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	2.3	20.3	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	15.8	34.2	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	6.8	12.9	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	12.7	15.9	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	15.3	2.2	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	14.6	8.9	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	13.5	8.2	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	11.0	16.4	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	5.0	26.1	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	11.0	13.9	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	15.3	8.9	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	16.1	17.2	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	13.7	9.1	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	12.7	18.4	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	16.3	13.8	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	9.8	14.3	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	6.3	14.6	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	13.3	11.3	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	14.5	8.1	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	11.1	14.0	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	14.8	8.8	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	16.3	5.5	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	16.7	11.0	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	14.7	11.0	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	13.7	9.9	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	13.8	7.0	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	13.8	7.0	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	11.9	11.5	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	12.7	11.5	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	6.8	20.4	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	13.7	13.8	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	16.4	4	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	16.8	13.4	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	17.3	4.7	Acidul succinico	12.1	14.4
Acido acético	17.3	4.7	Acidul succinico	12.1	14.4

En esta lista se incluyeron valores de Sauer, *Chem. Eng.*, septiembre de 1958. Si se desean mediciones más recientes de la viscosidad del agua, véase de Mostyński, *J. Heat Transfer, A.S.C.* 111 (1961). La Engineering Sciences Data Unit (Londres) produce tablas amplias. El artículo 68009, 1968, se ocupa del agua, el vapor y el agua pesada, el 71003, 1971, productos líquidos del petróleo, etc. La obra de Landolt-Börnstein, vol. 5a (1969) presenta probablemente la colección más amplia que existe en la actualidad, para la fase líquida y de vapor (o gas).

Figura 87.

Viscosidades de líquidos a 1 atmosfera.





Densidades de soluciones acuosas de ACIDO NITRICO.

-96-

(Continuación)

TABLA 88.

%	0 °C.	5 °C.	10 °C.	15 °C.	20 °C.	25 °C.	30 °C.	40 °C.	50 °C.	60 °C.	80 °C.	100 °C.
70	1.4362	1.4253	1.4210	1.4134	1.4061	1.3983						
71	1.4408	1.4328	1.4252	1.4176	1.4102	1.4023						
72	1.4449	1.4371	1.4294	1.4218	1.4142	1.4063						
73	1.4491	1.4413	1.4333	1.4258	1.4182	1.4103						
74	1.4532	1.4454	1.4376	1.4298	1.4221	1.4142						
75	1.4573	1.4494	1.4413	1.4337	1.4259	1.4180						
76	1.4613	1.4533	1.4454	1.4375	1.4298	1.4217						
77	1.4652	1.4572	1.4492	1.4413	1.4333	1.4253						
78	1.4690	1.4610	1.4529	1.4450	1.4369	1.4288						
79	1.4727	1.4647	1.4565	1.4486	1.4404	1.4323						
80	1.4764	1.4683	1.4601	1.4521	1.4439	1.4357						
81	1.4800	1.4718	1.4636	1.4553	1.4473	1.4391						
82	1.4833	1.4751	1.4669	1.4586	1.4507	1.4426						
83	1.4869	1.4787	1.4704	1.4622	1.4540	1.4456						
84	1.4902	1.4820	1.4737	1.4653	1.4572	1.4487						
85	1.4936	1.4852	1.4769	1.4686	1.4603	1.4518						
86	1.4968	1.4883	1.4799	1.4716	1.4633	1.4548						
87	1.4999	1.4913	1.4829	1.4745	1.4662	1.4577						
88	1.5029	1.4942	1.4858	1.4773	1.4691	1.4605						
89	1.5058	1.4970	1.4883	1.4800	1.4716	1.4631						
90	1.5083	1.4997	1.4911	1.4826	1.4741	1.4656						
91	1.5111	1.5023	1.4936	1.4850	1.4766	1.4681						
92	1.5136	1.5048	1.4960	1.4873	1.4789	1.4704						
93	1.5159	1.5068	1.4979	1.4892	1.4807	1.4722						
94	1.5177	1.5086	1.4998	1.4912	1.4826	1.4741						
95	1.5198	1.5109	1.5019	1.4932	1.4846	1.4761						
96	1.5220	1.5130	1.5040	1.4952	1.4867	1.4781						
97	1.5244	1.5152	1.5062	1.4974	1.4889	1.4802						
98	1.5278	1.5187	1.5096	1.5008	1.4922	1.4835						
99	1.5317	1.5235	1.5144	1.5056	1.4969	1.4881						
100	1.5402	1.5310	1.5217	1.5129	1.5040	1.4952						