

2 Ej. No. 42



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

CRITERIOS DE SELECCION Y DISEÑO DE UN
EXTRACTOR LIQUIDO - LIQUIDO
DE DISCO ROTATORIO - RDC -

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

I N G E N I E R O Q U I M I C O

P R E S E N T A :

JOSE ANTONIO GOMEZ ESPARZA

México D. F.

1984



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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 esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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

INDICE

	Pag.
I.- Generalidades	1
1.- Objetivo	1
2.- Introducción	2
-mezcladores-asentadores	
-extractores centrífugos	
-extractores de columna	
-comparación de cargas entre extractores de columna	
-selección de un extractor	
II.- Descripción	29
III.- Diseño	44
1.- Retención de la fase dispersa	44
2.- Correlación de la velocidad característica y velocidad crítica de rotación	51
3.- Estudios sobre transferencia de masa	66
4.- Número de unidades de transferencia para flujo tapón y mezcla axial	83
5.- Criterios para desarrollar la ingeniería básica de un RDC	109
-ejemplo de diseño	

CAPITULO I

GENERALIDADES

1.- Objetivo.

Debido a que en los últimos años la economía mexicana se ha caracterizado por una serie de desajustes en su balanza comercial, - es necesario que se realice un esfuerzo conjunto para tratar de reducir poco a poco la marcada dependencia tecnológica que tenemos - con el extranjero. Una parte importante para resolver nuestra crisis es tratar de diseñar y construir equipo industrial en el país, con lo cual se evite la tradicional fuga de divisas.

El presente trabajo está encaminado para desarrollar la ingeniería básica de un contactor de disco rotatorio, que se aplica en muchos campos de la industria. Aquí se resumen los criterios básicos de dimensionamiento y se presenta una guía para su operación, además de su interrelación con los procesos.

CAPITULO I

GENERALIDADES

1.- Objetivo.

Debido a que en los últimos años la economía mexicana se ha caracterizado por una serie de desajustes en su balanza comercial, - es necesario que se realice un esfuerzo conjunto para tratar de reducir poco a poco la marcada dependencia tecnológica que tenemos - con el extranjero. Una parte importante para resolver nuestra crísis es tratar de diseñar y construir equipo industrial en el país, con lo cual se evite la tradicional fuga de divisas.

El presente trabajo está encaminado para desarrollar la ingeniería básica de un contactor de disco rotatorio, que se aplica en muchos campos de la industria. Aquí se resumen los críterios básicos de dimensionamiento y se presenta una guía para su operación, además de su interrelación con los procesos.

2.- Introducción.

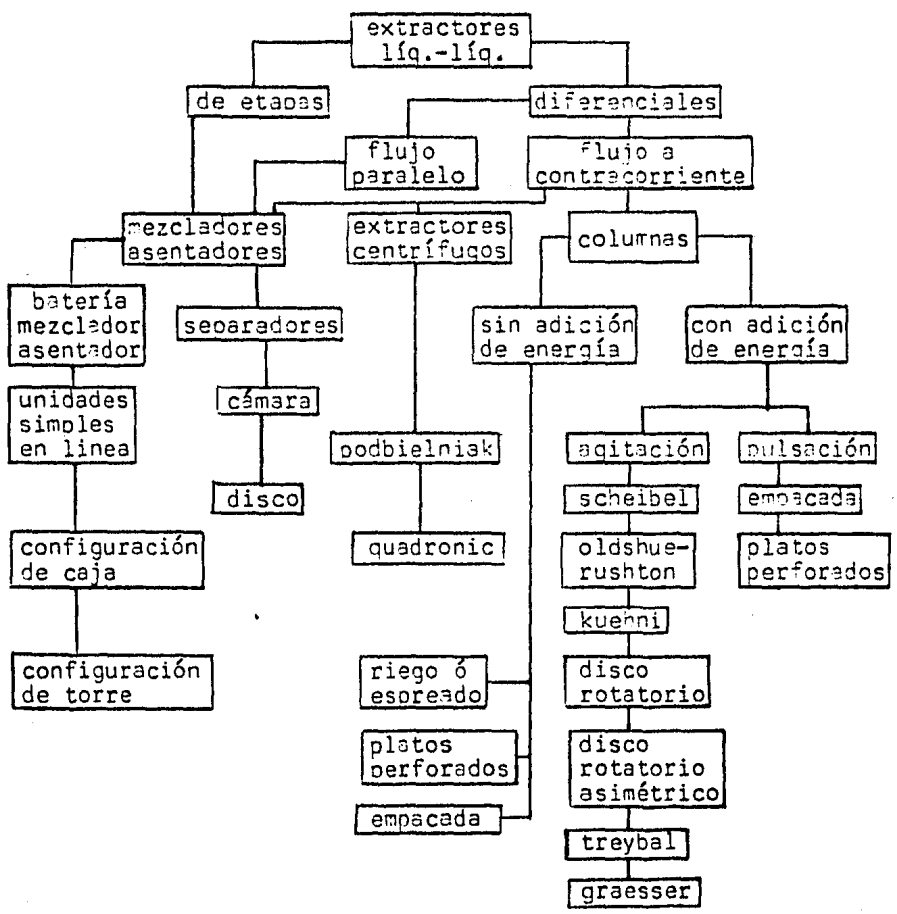
La separación de los constituyentes de una mezcla es un problema muy común en los procesos químicos. Cuando se tiene una mezcla líquido-sólido, la centrifugación ó filtración es la respuesta. -- Cuando la mezcla es un líquido homogéneo, la respuesta es la creación o la introducción de una segunda fase, siendo la destilación la más común. Una alternativa usual es la extracción líquido-líquido, un proceso que reserva un gran potencial industrial.

Si bien la extracción líquido-líquido ha sido ampliamente usada en el laboratorio, su uso industrial se había limitado generalmente a sistemas inapropiados para la destilación, materiales de volatilidades muy cercanas tal como la separación de aromáticos y alifáticos de un corte particular del petróleo, o la recuperación de antibióticos muy sensibles a la temperatura a partir de las aguas-madres de fermentación. Su aplicación para separaciones industriales a gran escala data de los años treinta, cuando respondió a la necesidad de tener un método para separar hidrocarburos aromáticos de la fracción de queroseno durante el refinado de aceites lubricantes. Desde entonces ha encontrado una aplicación siempre creciente en un amplio sector de industrias, desde la producción de cobre hasta la manufactura de antibióticos.

La extracción líquido-líquido se ha convertido en una importante técnica de separación en la tecnología de procesos moderna. Esto ha dado como resultado el rápido desarrollo de una gran variedad de extractores, que para evaluarlos, el ingeniero químico depende de la literatura de los fabricantes. Solo en casos excepcio-

nales se dispone de medidas comparativas obtenidas con sistemas de prueba seleccionados y estandarizados. A continuación se muestra - un resumen de los contactores empleados en la industria y sus principales características.

En seguida se muestra una revisión general de los extractores - industriales:



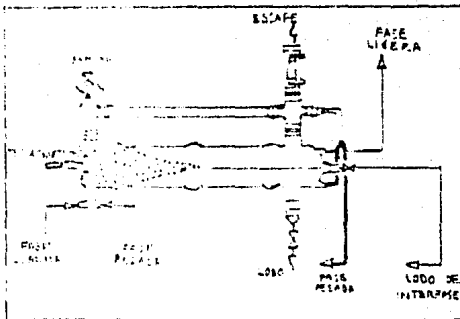
Mezcladores-asentadores

a.- Batería mezclador-asentador

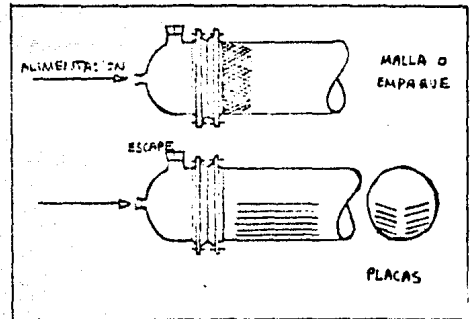
Unidades simples en línea

- Ventajas
- la eficiencia de separación es proporcional al área de interfase.
 - el factor determinante para diseñar un asentador es la rapidez de coalescencia de la fase dispersa.
 - se pueden alcanzar eficiencias de etapa de 90% y mayores, instalando los llamados "ayuda-asentador".
 - selección óptima del grado de dispersión.
 - elevado rango de carga y cualquier rapidez de flujo - deseada.
 - baja altura del equipo.
 - adaptabilidad para relaciones de fase extremas.
 - posibilidad de usarse para rapideces de flujo arbitrariamente altas sin pérdida de eficiencia.
 - fácil adición de etapas extra para sistemas instalados y posibilidad de operar en forma discontinua sin problemas.
 - mayor facilidad para procesar materia sólida suspendida que en otros tipos de extractores.
 - se pueden diseñar a escala industrial a partir de pruebas a escala de laboratorio con un riesgo predecible.
- Desventajas-requieren gran superficie de instalación.

- grandes volúmenes operativos y por lo tanto gran consumo de solvente.
- altos costos de energía y de control debidos a la instalación de la unidad individual.
- efecto de retromezclado para asentadores con diámetro mayor de un metro y a relaciones solvente/refinado mayores de cinco.
- como una regla general se construyen hasta con cinco etapas prácticas, de otro modo, los costos de material y los requerimientos de espacio y controles serían excesivos.



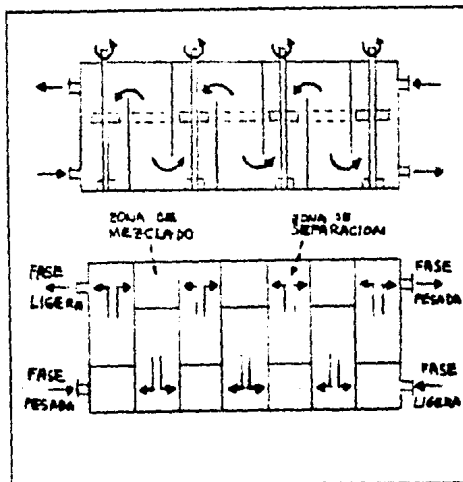
etapa simple de una batería
mezclador asentador



equipo asentador

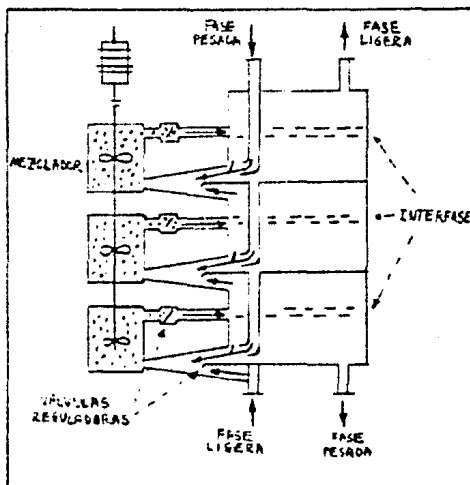
Configuración de caja

- costo de instalación menor que de unidades individuales.
- la eficiencia de etapa puede caer a valores por debajo de 50% a causa de los vertederos.
- las variaciones de las alimentaciones pueden afectar inmediatamente la localización de las interfases y por lo tanto el comportamiento total del sistema.
- se puede usar hasta para diez etapas pero el espacio que ocupa es considerable.



Configuración de torre

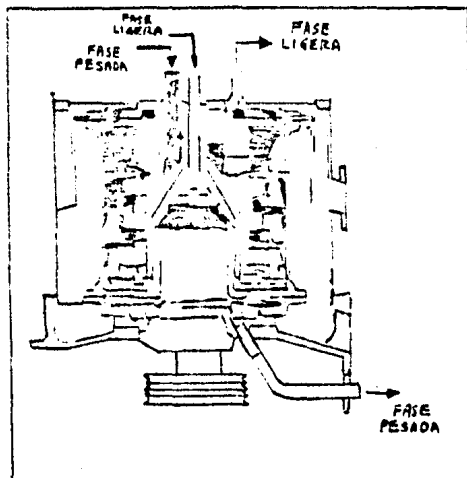
- se logra una marcada reducción en los requerimientos de superficie.
- el efecto de arrastre reduce la eficiencia.
- las perturbaciones en la medición de las alimentaciones causan fluctuaciones en toda la columna.



b.- Separadores

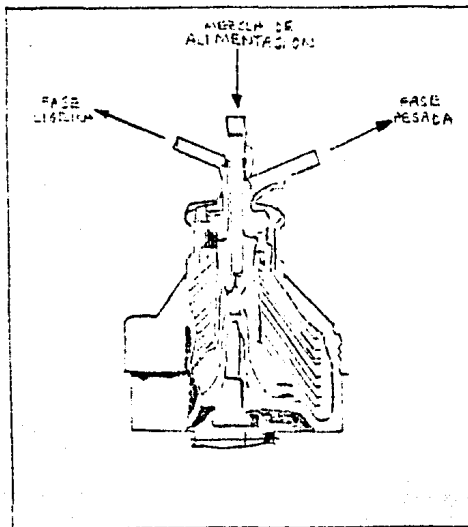
Tipo cámara

- se pueden acomodar hasta ocho etapas en este equipo, -
el cual es usado por ejemplo, para la extracción de -
uranio.
- ocupados para procesar pares de líquidos que tengan di-
ferencias de densidades pequeñas ($\Delta d > 0.02$ gr/ml).



Tipo disco multietapa

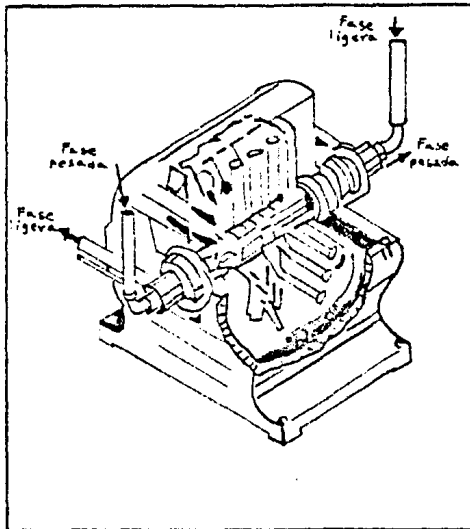
- propensos a averías.
- costo inicial elevado.
- requieren mucho mantenimiento.
- tienen tiempos de residencia pequeños.
- su pequeño volúmen de operación da la ventaja de tener bajos costos de material, si los solventes son caros.
- pueden trabajar a presiones hasta de cien barías.
- son populares para extraer escencias y antibióticos.
- los discos proporcionan capas líquidas muy delgadas y por lo tanto, trayectorias cortas para la separación de las gotas.



Extractores centrífugos

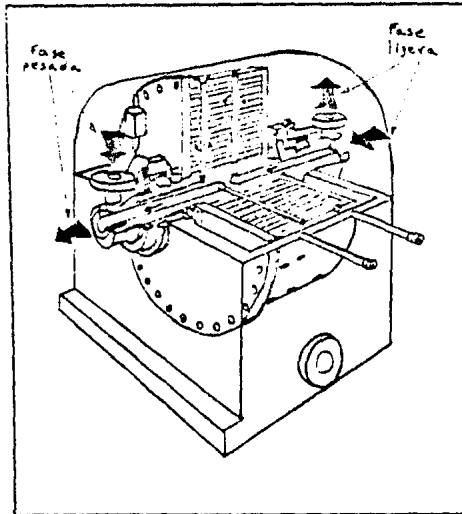
Quadronic

- una diferencia significativa con el anterior es que el area transversal libre de los internos es ajustable, - de tal manera que puede manejar diferentes cargas.
- puede alcanzar capacidades hasta de 150,000 lt/hr y de cuatro a seis etapas teóricas aproximadamente.
- altos costos de operación, mantenimiento e inicial.



Podbielniak

- requiere una presión de entrada de cuatro a siete barias para vencer la caída de presión y la fuerza centrífuga.
- se pueden alcanzar de tres a cinco etapas teóricas a capacidades de hasta 130,000 lt/hr.
- no es apropiado para procesar emulsiones y requiere diferencias de densidades mayores o iguales a 0.05gr/ml.
- se caracteriza por un volúmen de operación bajo y en consecuencia un tiempo de residencia pequeño.
- la susceptibilidad para perturbarse se debe principalmente a problemas de sello.
- es frecuentemente usado en la industria farmaceutica.
- se pueden alcanzar presiones hasta de setenta barias en el límite exterior del tambor.

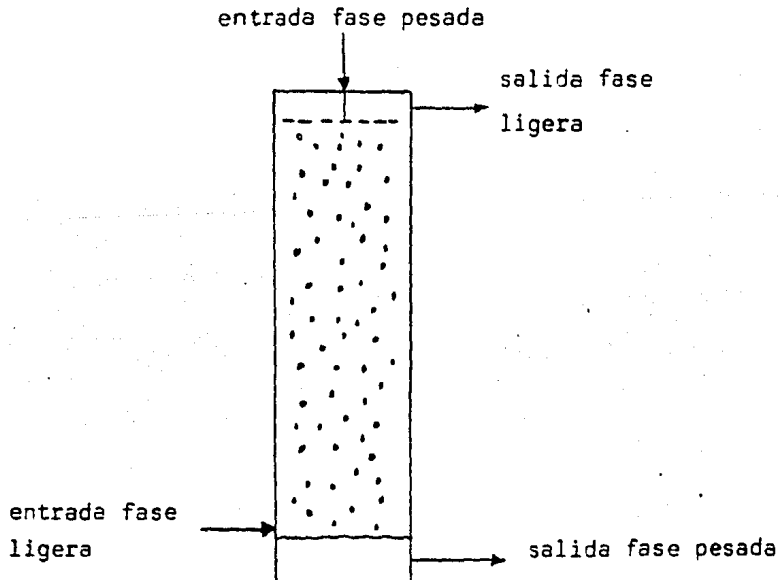


Extractores de columna

a.- Sin adición de energía

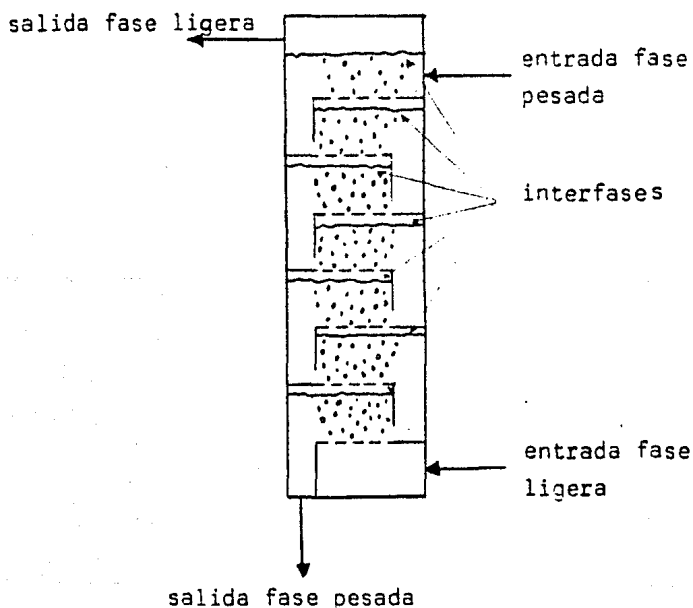
Columna de riego ó espreado

- la capacidad de estas depende en gran parte de la diferencia de densidades y de la viscosidad de las fases.
- la mezcla axial de la fase continua es alta y se incrementa grandemente con incrementos en la relación del diámetro a la longitud de la columna.
- la eficiencia de estas unidades es baja a causa de que la distribución de tamaño de gota es desfavorable y la renovación de la interfase es pobre.



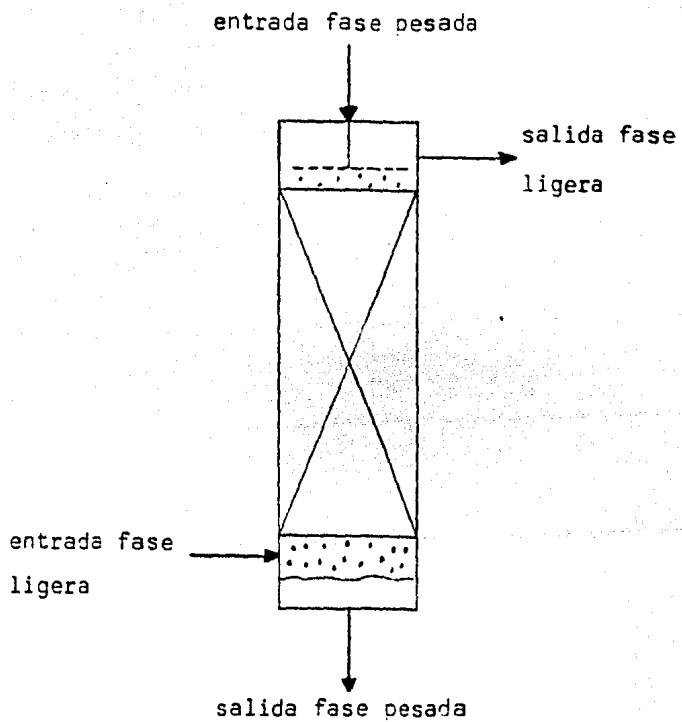
Columna de platos perforados

- la capacidad de estas columnas depende de la diferencia de densidades entre las dos fases, y de la altura de la capa estancada debajo de los platos.
- la eficiencia tambien es afectada por la altura de la capa estancada y el espaciamiento entre platos .
- el rango de carga es pequeño.
- son confiables, razonablemente flexibles y eficientes- principalmente para sistemas corrosivos.



Columna empacada

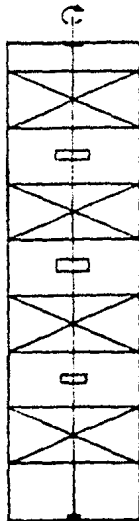
- la humectabilidad del empaque por la fase continua tiene un fuerte efecto sobre la eficiencia.
- si el empaque se humedece con la fase dispersa, se reduce el área de transferencia de masa.
- al aumentar el diámetro, se reduce la eficiencia por unidad de altura debido al retromezclado.
- la eficiencia máxima es de aproximadamente 2.5 a 3.5 etapas teóricas por metro a una capacidad de carga por unidad de área de 20,000 lt/hr y con pérdidas de eficiencia menores del 10% con una carga 25% menor.
- se puede mejorar la eficiencia en un factor de dos, por medio de pulsación del líquido.
- opera sin problemas debido a su diseño simple.
- tiene aplicación en la industria nuclear y petroquímica.
- es apropiada para procesos de extracción donde las propiedades de los líquidos no cambian significativamente en el extractor.



b.- Extractores de columna con adición de energía por agitación

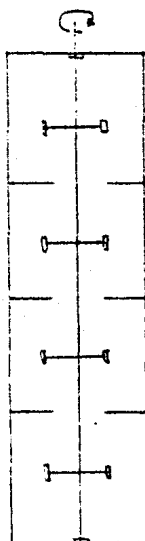
Columna Scheibel

- opera bajo el principio del mezclador-asentador.
- el bajo retromezclado y la buena separación dan como resultado eficiencias de aproximadamente tres a cinco etapas teóricas por metro.
- son difíciles de desmontar.
- fácil ensuciamiento de las zonas de asentamiento.
- necesita varios soportes para el eje.
- tiene eficiencias bajas para diámetros de columna mayores de un metro.
- se construye raramente en la actualidad.



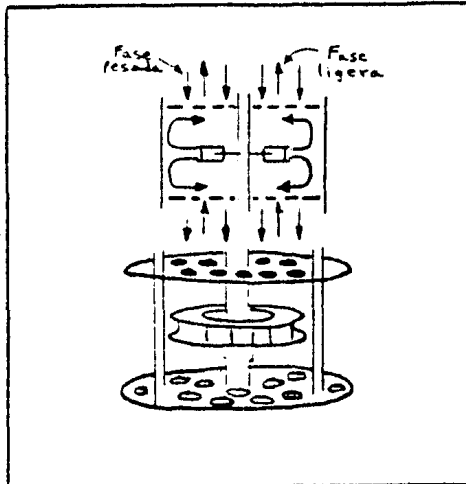
Columna Oldshue-Rushton

- las zonas empacadas de la columna Scheibel son reemplazadas por anillos estatores simples.
- el retromezclado es más grande de tal manera que las eficiencias son menores.
- con aberturas de anillos estrechas, se pueden lograr de una a tres etapas teóricas y con aberturas grandes de 0.8 a 1.0 .
- el tiempo de residencia, la capacidad y la eficiencia se pueden controlar con la abertura de los anillos.



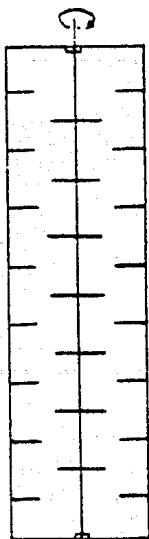
Columna Kuehni

- los anillos estatores son platos perforados.
- puede ser ajustada para el tiempo de residencia requerido.
- es especialmente conveniente para extracciones convinadas con reacciones y para relaciones de fase extremas.
- se pueden lograr hasta diez etapas teóricas por metro.
- la información disponible para su diseño es buena.
- los ejes requieren muchos cojinetes, y los platos separadores y los agitadores son difíciles de instalar, requiriendo un registro de hombre por cada etapa práctica.



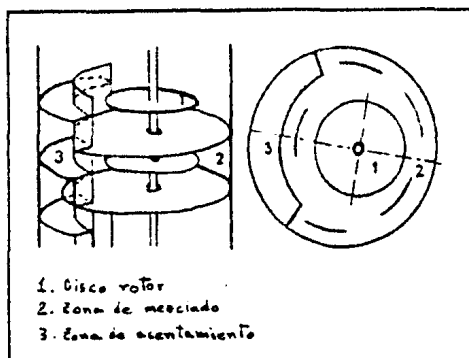
Contactor de disco rotatorio (RDC)

- se requiere una cierta viscosidad mínima de los líquidos.
- la velocidad del rotor influye sobre la capacidad y sobre la eficiencia.
- una velocidad excesiva incrementa el retromezclado.
- se alcanza un máximo de 0.5 a 1.0 etapas teóricas por metro, por lo tanto se prefiere para grandes capacidades con funcionamiento a bajas separaciones.
- es ideal para procesar productos sucios.
- se pueden construir de diámetros grandes pero con poca altura por razones mecánicas.
- se dispone de buena información.



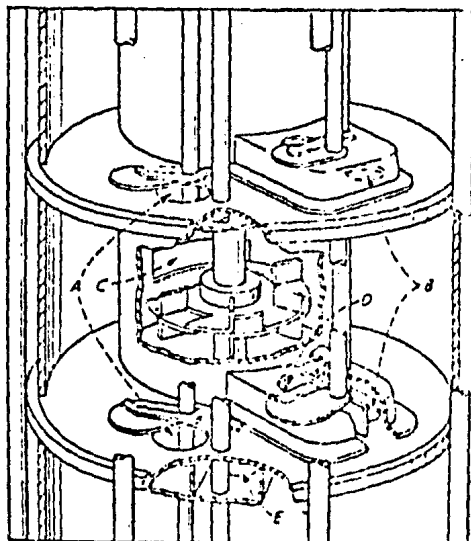
Contactor de disco rotatorio asimétrico (ARD)

- los líquidos deben tener una cierta viscosidad mínima.
- la capacidad por unidad de area es menor que para el RDC.
- tiene una mejor eficiencia de aproximadamente una a tres etapas teóricas por metro.
- la capacidad y la eficiencia pueden ser influenciadas dentro de ciertos límites por la velocidad del rotor.
- es más caro que cualquier otro tipo de columna.
- puede tener cojinetes intermedios y más de un rotor.
- se dispone de información para su diseño.
- el retromezclado es mucho menor que en la mayoría de los contactores diferenciales.



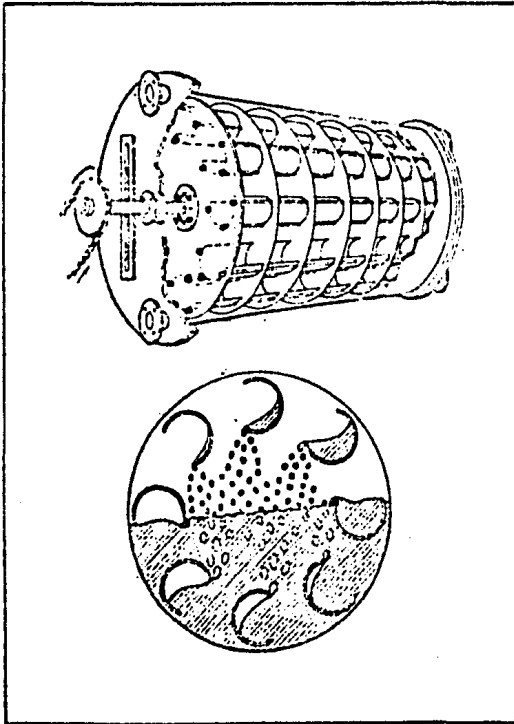
Contactador Treybal

- tiene una altura equivalente de etapa teórica baja.
- la eficiencia de etapa es de 75 a 85%.
- la capacidad es similar que para el ARD.
- mantiene su eficiencia aún con extracciones difíciles.



Contactora Graesser

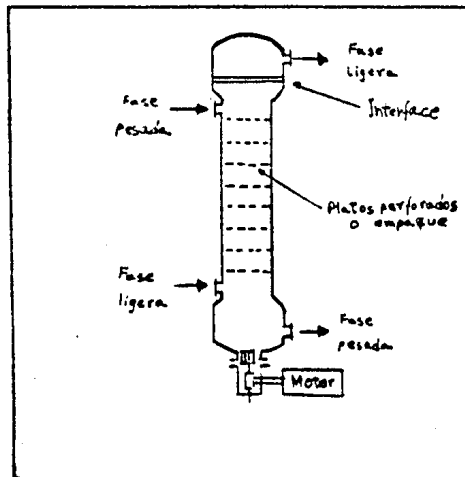
- la longitud de la etapa teórica es aproximadamente --
igual al radio del tambor.
- la capacidad es baja comparada con otros extractores --
de columna.



c.- Extractores de columna con adición de energía por pulsación.

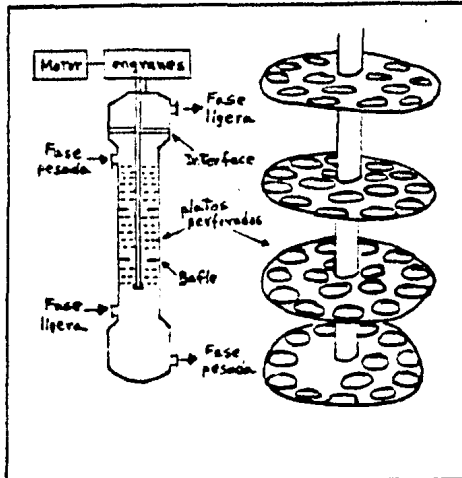
Columna empacada (de líquido pulsante)

- son diseñadas como unidades empacadas o de platos perforados, pero es difícil hacerlo.
- se usa ampliamente en la industria.
- se tiene un efecto de extracción mejor que para columnas simples empacadas.
- la pulsación no permite mover grandes cargas.
- al incrementar el diámetro puede haber retromezclado.
- para diferencias de densidades de más de 0.08 gr/ml.
- se usa para separaciones que no requieran muchas etapas (cerca de cinco etapas teóricas por metro).
- son de fácil ensuciamiento.
- el problema de pulsación ha limitado cualquier aplicación a gran escala.



Columna de platos perforados pulsantes

- es sensible al ensuciamiento especialmente con productos pegajosos.
- tiene un rango de carga relativamente pequeño.
- la reducción de la eficiencia con un incremento en la carga mínima depende de la diferencia de densidades.
- más eficiente que la de platos perforados no pulsantes.
- el problema de pulsación ha limitado cualquier aplicación a gran escala.
- el material de los platos debe ser mojado preferiblemente por la fase continua.
- es apropiada para sistemas que tengan tensiones interfaciales de intermedias a bajas.



Comparación de cargas entre extractores de columna.

Cualquier comparación, y por lo tanto, la evaluación de diferentes tipos de extractores sobre las bases de los datos disponibles en la actualidad es casi imposible. Los parámetros de los materiales que son procesados tienen efectos muy diferentes sobre el funcionamiento de los tipos individuales de equipos de tal modo que una clasificación requiere la determinación de curvas características de los extractores individuales. Los experimentos de este tipo son muy costosos y consumen mucho tiempo. Una posibilidad es comparar la carga máxima de los extractores como se muestra en la tabla siguiente :

Tipo de columna	carga máxima m^3/m^2 hr	diámetro máximo(m)	capacidad máxima m^3/hr
contactor Graesser	10	1.5	25
contactor Scheibel	20	1.0	16
disco rotatorio asimétrico	20	4.0	250
empacada pulsante	40	2.0	120
contactor de disco rotatorio	40	8.0	2000
columna Kuehni	50	3.0	350
platos perforados pulsantes	60	3.0	420

Los datos anteriores aplican para :

- alta tensión interfacial (30-40 din/cm)
- viscosidad parecida a la del agua
- relación de fases de entrada de 1:1 partes en volumen
- diferencia de densidad de 0.6 gr/ml

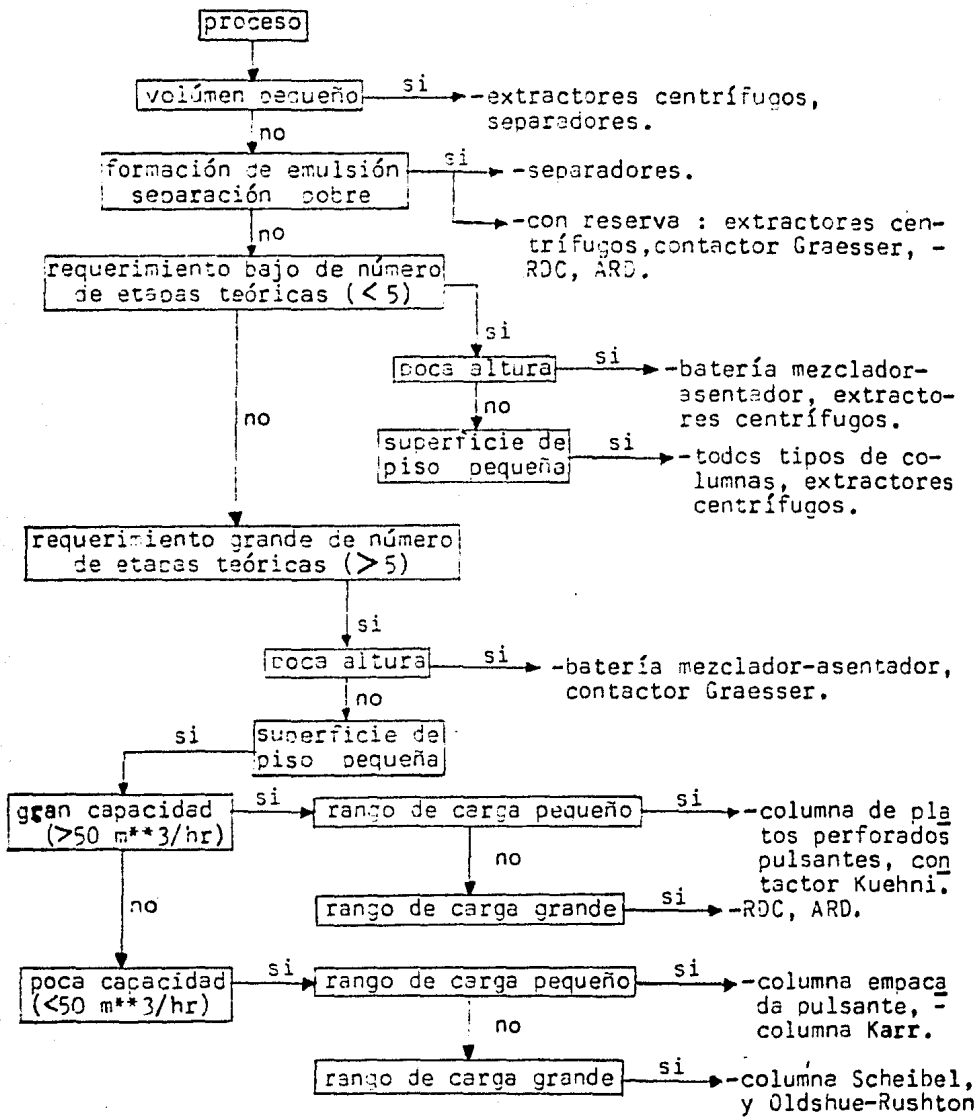
Selección de un extractor

El establecimiento de criterios de selección debe ser precedido por una evaluación y clasificación de los diferentes tipos de extractores. Como esto es extremadamente difícil, es imposible actualmente presentar cualquier propuesta clara de selección.

Puesto que la mayoría de los extractores reaccionan de manera muy diferente con las propiedades de varios líquidos y dado que estas propiedades pueden ser modificadas además, por trazas de impurezas para cualquier problema de separación (por muy similar que sea), la selección final y el diseño se pueden basar solo en experimentos. Además estos experimentos se deben llevar a cabo con los productos originales, pues no es muy raro que el producto experimental muestre un comportamiento diferente al del producto procesado después en un sistema industrial.

En base a datos experimentales disponibles y experiencia en operación (9), es posible hacer una cierta selección previa entre equipos para un problema nuevo de separación, la cual puede usarse para implementar experimentos de un diseño específico. Se ha hecho un intento para establecer un procedimiento de selección por medio de un diagrama que se muestra a continuación, donde se toman en consideración los parámetros más importantes. Este esquema se puede usar como una regla de dedo solamente:

CRITERIOS PARA LA SELECCION PRELIMINAR DE UN EXTRACTOR LIQ-LIQ



CAPITULO II

DESCRIPCION

El contactor de disco rotatorio, abreviado frecuentemente RDC- (del inglés "Rotating disk contactor") es un equipo usado en la industria para poner en contacto íntimo dos o más fases fluidas. Este equipo es apropiado para efectuar el contacto íntimo entre líquidos que fluyan en la misma dirección ó a contracorriente y puede aplicarse por ejemplo, para la extracción con solvente de mezclas líquidas tales como aceites minerales, grasos o esenciales, con uno o más solventes selectivos, o para establecer el contacto íntimo entre especies que llevan a cabo una reacción química tales como olefinas pesadas y ácido sulfúrico. Las fases son en general un par de líquidos o un líquido y un gas; sin embargo, una de estas fases puede ser un sólido finamente molido.

Este contactor consiste de un tubo o columna, circular en su sección transversal y cilíndrica axialmente. La columna tiene fijadas en su interior una serie de mamparas anulares transversales que se extienden desde la pared de la columna, radialmente hacia el interior, a una abertura central circular, dividiendo de ese modo a la columna en una serie de compartimentos substancialmente idénticos en forma y tamaño que se comunican entre sí. Las mamparas son planas y de preferencia sin perforaciones, excepto la abertura circular central. Los intervalos entre las mamparas, o sea la altura de compartimento debe ser uniforme, pero puede variar en ciertos casos, como para que absorban picos de carga líquida. Las mamparas se colocan para crear zonas de contacto o de

extracción pero no es necesario que se extiendan sobre toda la longitud de la columna.

La entrada y salida de los líquidos se localizan en los extremos de la columna; si se quiere se pueden poner perforaciones adicionales en cualquier punto intermedio para admisión o descarga de líquido. Un eje, que es coaxial con la columna y que está dotado con medios apropiados de movimiento para girar a gran velocidad, se extiende a través de las aberturas circulares en las mamparas y lleva una pluralidad de discos dispuestos de tal modo que hay uno en cada compartimento. Se prefieren discos planos, pero se pueden usar otras superficies de revolución. Debido a que el diámetro de los discos es menor que el diámetro de las aberturas centrales de las mamparas, no existen problemas para ensamblar y desensamblar el equipo. Cuando las mamparas no son de las mismas medidas se pueden arreglar con aberturas progresivamente más grandes hacia un extremo de la columna, de tal modo que permitan el libre movimiento del eje con los discos a través de las aberturas. Las características novedosas importantes del equipo, residen en el arreglo de los discos y las mamparas. Otras mejoras opcionales están en la relación entre el diámetro de la columna (T) y el diámetro de los discos (R), y entre el diámetro de la columna y el intervalo axial entre las mamparas (Z) e incluso en la forma de las mamparas y de los discos, figura 1.

Se ha encontrado (3), contrariamente a criterios anteriores, que resulta más eficiente un contactor cuando los discos tienen un diámetro más pequeño que el diámetro de la abertura en las mamparas (S) de modo que sus superficies no se oponen una a la otra.

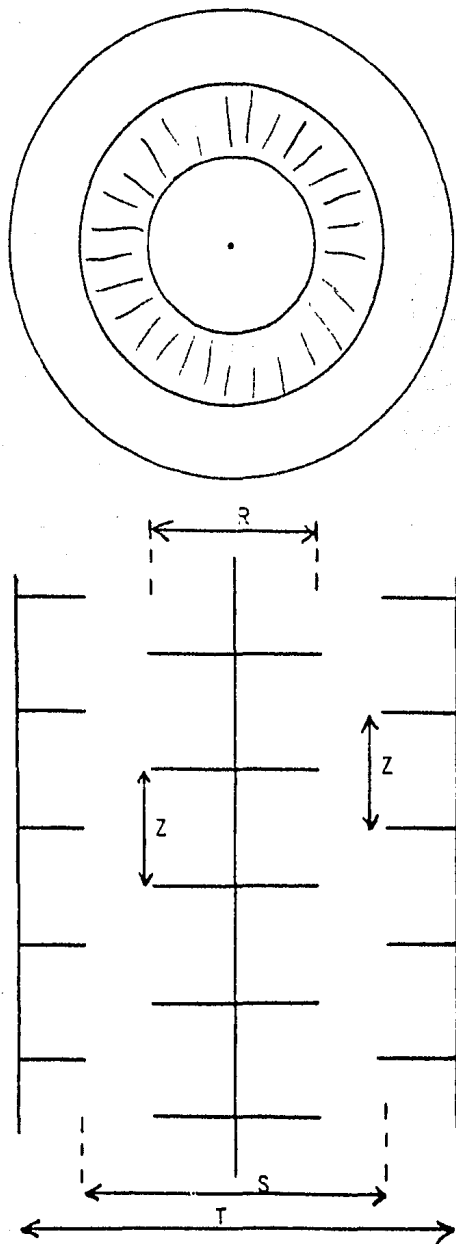


Figura 1. T , diámetro de la columna; Z , separación entre mamparas; R , diámetro de los discos; S , diámetro de la abertura de las mamparas.

Además se ha encontrado que es conveniente formar estas mamparas y discos con superficies preferiblemente planas y sin irregularidades, para evitar turbulencia aleatoria, con lo cual se promueve la homogeneidad en el tamaño de gota. También se ha encontrado que se obtienen mejores resultados cuando la relación del diámetro interno de la columna al intervalo axial entre las mamparas (T/Z), es de 2.0 a 8.0, y cuando la relación del diámetro interno de la columna al diámetro de los discos (T/R), es de 1.5 a 3.0 . En resumen :

$$R < S$$

$$1.5 \leq T/R < 3.0$$

$$2.0 \leq T/Z < 8.0$$

Quando se incrementa la velocidad del rotor, las gotas son más finamente dispersadas y tienden a asentarse más lentamente, de -- tal modo que resulta un mejoramiento en el contacto de las fases -- pero decrece la capacidad. Si la velocidad del rotor es también -- grande o los líquidos son introducidos a la columna rápidamente, -- el contactor se inundará. Es evidente que la condición de inundación está determinada por la presencia de muchas gotas pequeñas -- dispersas, las cuales forman una emulsión incapaz de asentarse. -- Si el tamaño de partícula no es uniforme habra comparativamente -- gotas grandes dispersas, las cuales no estan propiamente en con-- tacto con el otro líquido mientras que el contactor ya está cerca de sus condiciones de inundación. Produciendo gotas de tamaño homogéneo se evita la incidencia de gotas grandes justo antes de la inundación y se mejora la eficiencia de contacto. El contactor -- puede operar en forma intermitente ó continua, siendo más común --

ésta última. Cuando se desea flujo en paralelo o concurrente, ambos líquidos son introducidos por un extremo de la columna (el superior o el inferior) a través del mismo o diferentes orificios o boquillas y retirados en el extremo opuesto. En la operación del contactor en extracción a contracorriente, se introducen continuamente o intermitentemente los líquidos ligero y pesado en la parte superior e inferior de la columna respectivamente y puede operarse de tal modo que la fase del líquido ligero sea la fase continua o lo sea la del líquido pesado. Cuando el líquido ligero es la fase continua, la columna es llenada inicialmente con éste y después se introduce el líquido pesado por la parte superior siendo dispersado por los discos rotatorios, descendiendo por gravedad y colectándose en el fondo de la columna para formar una capa de líquido pesado abajo de la línea "A", figura 2. Regulando los flujos de alimentación y salida del líquido ligero, la interfase entre los dos líquidos es mantenida en el nivel "A".

Por otra parte cuando se va a dispersar la fase ligera, la columna se llena inicialmente con el líquido pesado y la interfase se mantiene en el nivel "B", cerca del domo de la columna, regulando el flujo del líquido pesado. Es preferible operar el contactor con la interfase en el nivel inferior "A" y dispersar la fase líquida pesada, porque en la mayoría de los casos se puede llegar a una carga máxima para cualquier velocidad del rotor que cuando la fase líquida ligera está dispersa. "Carga" denota la cantidad total de fase líquida ligera y pesada que pasan a través de un compartimento por unidad de tiempo, y "Carga máxima" denota la carga a la cual ocurre la inundación a una velocidad de rotación-

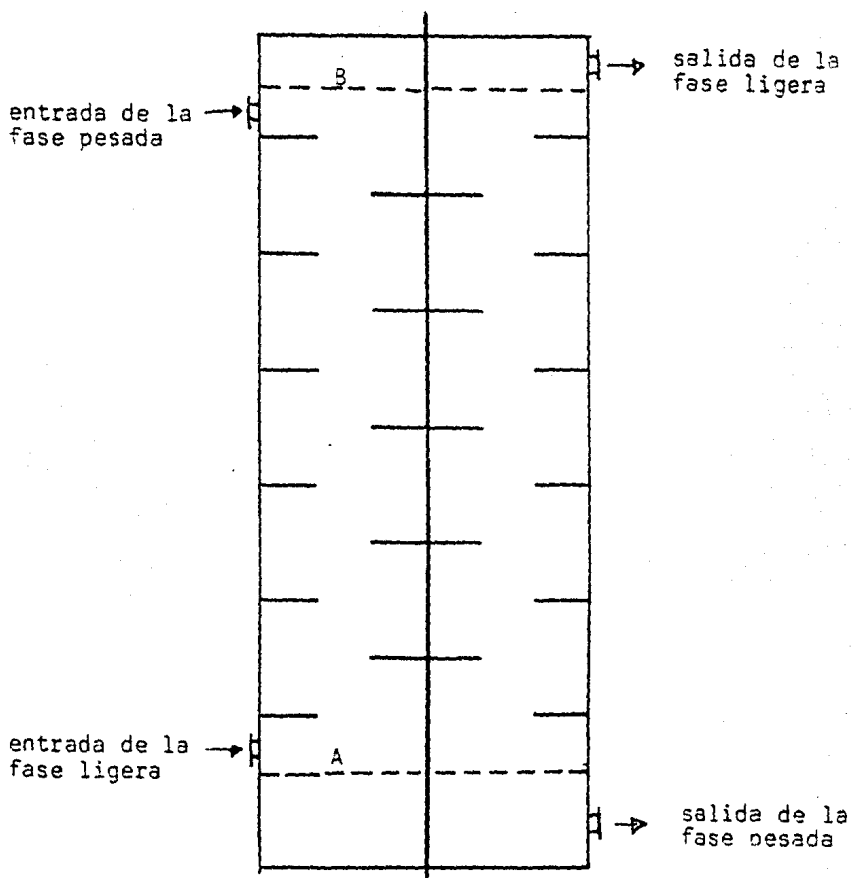


Figura 2.

dada. Con un contactor del tipo descrito, en donde todos los compartimentos son de construcción idéntica y cuando los líquidos -- son tales que no hay cambio sustancial en los volúmenes y composiciones de las fases, el límite de inundación se alcanza prácticamente en forma simultánea en todos los compartimentos cuando se incrementa la carga (manteniendo constantes, la relación de fases y la velocidad de rotación). Cuando se introducen en la columna líquidos ligero y pesado parcialmente inmiscibles, ellos forman fases líquidas ligera y pesada, consistiendo de los líquidos iniciales respectivamente, pero una o ambas de esas fases contienen alguna cantidad disuelta del otro líquido.

En extracción a contracorriente es deseable que esas fases líquidas resultantes tengan una diferencia de densidades mínima de 0.02 gr/ml para permitir el flujo a contracorriente por gravedad a una carga razonable, no obstante es más fácil de operar la columna con fases líquidas que tengan diferencias de densidades más grandes, esto es, 0.08 gr/ml y las operaciones con tales diferencias de densidades y mayores son más comunes. Cualquiera de los líquidos, el ligero o el pesado puede ser el solvente, siendo el otro el que se está extrayendo. Más aún, cualquiera de los líquidos puede formar la fase continua, haciendo la selección después de considerar la relación de flujos de los líquidos alimentados.

Ambos líquidos se alimentan en el contactor en forma continua pero también es posible flujo intermitente. Por ejemplo, cuando el líquido que forma la fase continua es un solvente o agente de tratamiento capaz de tratar un volumen más grande del otro líquido, aquel puede introducirse solo intermitentemente y una corrien

te del segundo puede alimentarse continuamente.

Para evitar o minimizar la ocurrencia de turbulencia no deseada, la cual trae como consecuencia la disminución de la eficiencia de contacto de los equipos, se pueden suministrar cuerpos redistribuidores en uno o más lugares donde cambian su dirección - las corrientes verticales del fluido, figura 3. Estos cuerpos tienen contornos que conforman tanto como sea posible el patrón de flujo de los vórtices planos creados en los compartimentos. Así, los cuerpos redistribuidores, a manera de fajas se pueden suministrar en los ángulos diedros formados por los discos y el eje rotor (mostrado en "B") y/o en los ángulos diedros formados por las mamparas con la pared de la columna (mostrado en "D"), los cuales modifican localmente el contorno de la pared curvando las corrientes en los compartimentos de contacto a fin de ajustar mejor el contorno para la formación de los sistemas de vórtice deseados a ser creados en la operación del contactor.

Los revestimientos cercanos al eje rotor pueden estar integrados a la flecha o a los discos mientras que aquellos cercanos a la pared de la columna pueden integrarse a la columna o a las mamparas, sin embargo se pueden emplear revestimientos separados. Si estos cuernos no están presentes, se encuentran ángulos bruscos en los lugares indicados del equipo, los cuales pueden dar lugar a turbulencia indeseada. Si por ejemplo, se lleva a cabo una extracción con el equipo, el efecto útil de éste disminuirá como resultado de esta turbulencia. Similarmente, algunas veces es conveniente particularmente en contactores de diámetro grande, adaptar cuerpos redistribuidores en el eje aproximadamente a la mitad de-

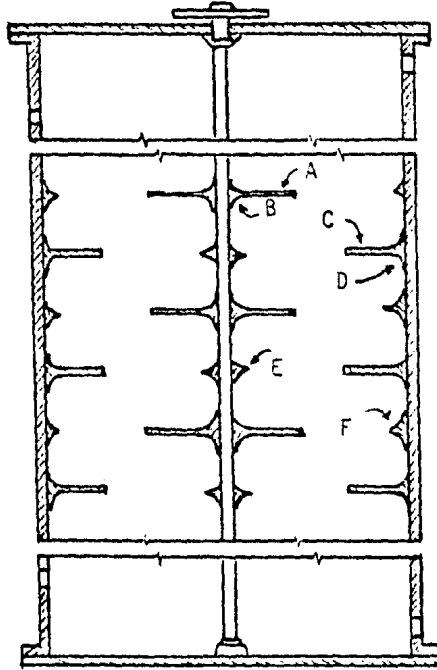


Figura 3. cuerpos redistribuidores de flujo.

distancia entre dos discos adyacentes (mostrado en "E", poco más o menos al nivel de las mamparas) y/o en la pared de la columna -- aproximadamente a la mitad de la distancia entre dos mamparas -- (mostrado en "F", poco más o menos al nivel de los discos). La función de estos cuerpos es a manera de divisores comunes y serán en general más pequeños que los mencionados en el párrafo anterior y se extienden hacia afuera del eje rotor y de la pared de la columna respectivamente por distancias radiales pequeñas.

Estos revestimientos se pueden formar, por ejemplo, como sigue: Cada disco rotor (A) es reforzado por arriba y por abajo en la parte radial interna para suministrar un par de fajas anulares (B). Estas fajas tienen superficies cóncavas de revolución; en su sección transversal, estas superficies son arqueadas y su parte intermedia puede ser substancialmente circular mientras que las partes casi horizontal y vertical pueden estar dando radios progresivamente más grandes para unirse con las caras del eje y del disco. Se debe notar que en la construcción preferida se muestra que las caras superior e inferior de cada disco son planas para la mayor parte del alcance radial de éste. Estas caras planas así como las fajas, deben ser lisas para provocar una dispersión en donde las gotas tengan tamaño uniforme. Cada mampara (C) es reforzada por arriba y por abajo en la parte radial externa para suministrar un par de fajas anulares (D). Estas fajas tienen superficies de revolución cóncavas y pueden tener formas transversales como las descritas para las anteriores, uniéndose con la pared de la columna y con las caras planas superior e inferior de las mamparas. En su construcción preferida, estas mamparas tienen caras superior

ferior que son planas en la mayor parte de su alcance radial. Los cuerpos redistribuidores mostrados en (E) y (F) sirven como divisores comunes adicionales para guiar las corrientes en sus cambios de dirección; ellos pueden estar integrados al eje rotor y a la pared de la columna respectivamente, o formados por anillos separados, fijados al eje y recipiente. Cada uno de estos cuerpos tiene dos superficies cóncavas de revolución, extendiéndose cada una de la vertical a la horizontal y uniéndose cada par de superficies en el mismo cuerpo a lo largo de un borde anular con punta que se sitúa fuera del eje o de la pared de la columna respectivamente, por una distancia que es una parte mínima del alcance radial del disco o mampara próximos. Cada cuerpo (E) está situado a la mitad de distancia entre dos picos próximos, esto es, a casi el nivel de una mampara y espaciados radialmente una buena distancia para proporcionar una comunicación amplia entre compartimentos. Similarmente cada cuerpo (F) está situado a la mitad de distancia entre mamparas próximas, a casi el nivel de un disco y radialmente espaciados para proporcionar amplia comunicación entre la región superior e inferior de los respectivos compartimentos.

Por otra parte, cuando se incrementa la capacidad de los contactores RDC usando columnas de diámetros mayores de medio metro, surgen ciertas dificultades principalmente de naturaleza mecánica debido a la gran longitud y/o al gran diámetro de los discos, -- cuando son construidos de acuerdo a las relaciones dimensionales dadas anteriormente. Se hace necesario rotar una gran masa en la cual las fuerzas centrífugas de inercia y vibraciones (principal-

mente de torsión y de flexión) comienzan a jugar un papel importante tal que se deben tomar medidas especiales considerando el mecanismo impulsor, la potencia y los soportes de los rodamientos del eje. También, los materiales fluentes que se mueven desde el eje hacia la pared de la columna fluyen por grandes distancias radiales a contracorriente con el material que está regresando de la pared de la columna hacia el eje y bajo ciertas circunstancias éstas corrientes interfieren una con otra y/o dan como resultado un entremezclado de materiales que causa inestabilidad en el modelo del vórtice.

Se ha encontrado que con diámetros de columna mayores de medio metro, no se logran siempre resultados óptimos en contactores RDC cuando se emplean las relaciones dimensionales mencionadas con anterioridad. Para columnas de gran capacidad, por ejemplo en extracción líquido-líquido, se obtienen mejores resultados cuando los compartimentos individuales definidos por las mamparas son relativamente de poca profundidad, esto es, en donde la relación del diámetro interno de la columna al espaciamento entre mamparas es un poco más grande. Además se ha notado que es posible emplear discos que tengan diámetros considerablemente más pequeños que los especificados anteriormente sin una pérdida apreciable en la eficiencia del contactor.

En resumen, los contactores del tipo descrito pueden construirse de acuerdo con los detalles estructurales expuestos anteriormente, opcionalmente con cuerpos redistribuidores, y de nuevo usando un disco que tenga un diámetro (R) más pequeño que el diámetro de las aberturas en las mamparas (S), pero en el cual las -

otras relaciones dimensionales sean tales que satisfagan al menos uno y preferiblemente ambos de los siguientes requerimientos; primero, que la relación del diámetro interno de la columna al diámetro del disco (T/R) sea mayor que 5.0 por ejemplo entre 5.0 y 10.0; y segundo, que la relación del diámetro interno de la columna a la distancia axial entre mamparas (T/Z) sea al menos igual a la cantidad $(2 + 2.5 T)$, pero siempre mayor que 8.0 y no mayor que la cantidad $(5 + 7.5 T)$. En resumen:

$$R < S$$

$$T/R > 5.0$$

$$2 + 2.5 T \leq T/Z \leq 5 + 7.5 T$$

$$T/Z > 8.0$$

Estas relaciones deben aplicarse preferiblemente en todo el -- contactor incluso cuando las dimensiones no son uniformes en toda la columna, excepto en los compartimentos en los cuales el diámetro de los discos es disminuido y/o la altura de compartimento es incrementada para manejar un pico de carga líquida. Así, cuando -- el diámetro interno de la columna no es el mismo en todos los com-- partimentos, las anteriores relaciones deben ser aplicadas a cada compartimento. El resultado de esta selección de relaciones es -- que cuando el número de etapas teóricas de contacto para una ex-- tracción es mantenido, el rotor puede ser construido más pequeño-- y también los discos a pesar de un incremento en el diámetro de -- la columna. Por lo tanto ya no es necesario acelerar o frenar tan grandes masas; los requerimientos pueden ser hechos menos exigen-- tes en cuanto a los rodamientos del eje; las fuerzas centrífugas-- y las fuerzas de inercia permanecen pequeñas, simplificando de --

ese modo el balanceo del rotor y las vibraciones, como regla, presentan menos problema. Si los discos tienen diámetros relativamente menores, la velocidad angular del rotor, en general, será incrementada aproximadamente en el mismo grado en el cual el diámetro del disco es disminuido, para mantener aproximadamente la misma velocidad periférica.

De la misma manera que es posible hacer los discos con un diámetro relativamente más pequeño, así es posible también mantenerlas mamparas comparativamente estrechas, sirviendo esto último principalmente para mantener el modelo de vórtice generado en el contactor por la rotación del eje y para prevenir las gotas de fase pesada que fluyen hacia abajo de la pared de la columna.

Sin embargo, hay límites en el grado para el cual el diámetro del disco y la separación entre mamparas puedan ser reducidos: si se encuentran progresivamente dimensiones más grandes para el espacio libre entre los discos y las mamparas (o sea la diferencia entre los diámetros R y S), los vórtices generados por la rotación del eje pueden ejercer una influencia incrementada indeseable sobre sí mismos, principalmente a través de entremezclado, el cual puede causar inestabilidad en el modelo del vórtice. Esta acción es especialmente grave en contactores de gran diámetro en los cuales los vórtices se mueven a través de distancias radiales relativamente grandes.

CAPITULO III

DISEÑO

1.- Retención de la fase dispersa.

La retención de la fase dispersa (x), que se define como el volumen de fase dispersa entre el volumen total de contacto de la columna (V_d/V) es independiente del tamaño de gota y de las propiedades físicas de los líquidos, y se relaciona únicamente con las velocidades de flujo de la fase continua (U_c) y de la fase dispersa (U_d), y con la velocidad característica (U_k) que se define como la velocidad relativa promedio de las gotas, extrapolada a velocidades de flujo cero.

El uso del concepto de velocidad característica ha sido reconocido como el acercamiento empírico más fructífero al problema de inundación y para encontrar la retención de la fase dispersa en la columna.

Thornton y Pratt (10) y Logsdail y colaboradores (11) correlacionaron las velocidades de flujo de las fases y la retención de la fase dispersa con la velocidad característica en la siguiente expresión.

$$U_d + U_c x/(1-x) = U_k x(1-x) \dots (1)$$

De acuerdo con ésta ecuación, una gráfica de $U_d + U_c x/(1-x)$ vs. $x(1-x)$ dará siempre una línea recta que pasa por el origen y

cuya pendiente es la velocidad característica (fig. 1).

Algunos investigadores han confirmado la validez de esta ecuación y otros, tales como Kung y Beckman (12), Strand y colaboradores (13) y Misek (14,15), han hecho algunas pequeñas modificaciones de acuerdo con sus condiciones experimentales. Posteriormente Laddha y colaboradores (16) obtuvieron más datos sobre retención de la fase dispersa los cuales mostraron estar bien correlacionados por la ecuación (1).

En seguida se presentan algunos estudios importantes sobre retención de la fase dispersa de acuerdo con la revisión de - - - Laddha y colaboradores (16).

a.- Kung y Beckman (12):

$$Ud/x + K U_c/(1-x) = U_k(1-x)$$

donde: $K = 2.1$ para $T/(S-R) > 24$
 $K = 1.0$ para $T/(S-R) \leq 24$

b.- Strand y colaboradores (13):

$$Ud/x + U_c/(1-x) = C_r U_k(1-x)$$

donde: $C_r =$ factor de restricción mínimo que depende de -
 las variables geométricas de la columna - -
 S, T, R, Z.

$U_d + U_c(x/(1-x))$ cm/s

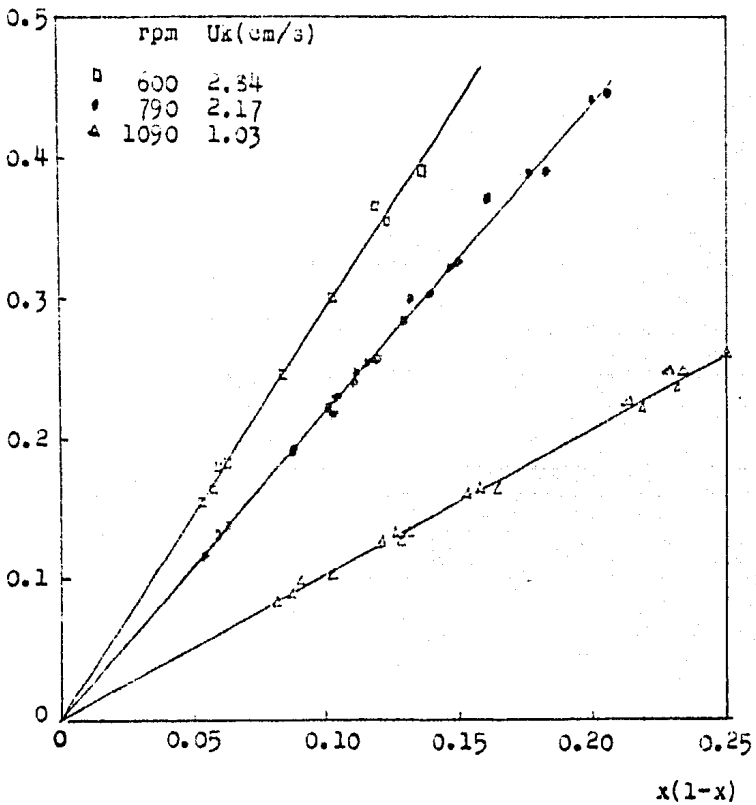


Figura 1 .- efecto de la velocidad de rotor sobre la velocidad característica.

c.- Misek (14,15,17):

$$Ud/x + Uc/(1-x) = Uk(1-x)\exp((zeta/alfa - 4.1)x)$$

$$zeta = 0.0152 ((T_{dc}/vc) (t_i/dc \cdot dm) ** (1/2)) ** (1/2)$$

$$alfa = f(dm, Uk, dc/vc)$$

donde:

zeta = factor de corrección por coalescencia

alfa = factor de corrección por retromezclado

dm = tamaño de gota promedio

d.- Kasatkin y colaboradores (18,19):

$$x = 158(N R/Uk) (Uc Ud/g Z) ** (0.96) (dc/(dc-dd)) ** (1.31) .$$

$$. (We) ** (0.245) / G (Re) ** (0.13)$$

$$We = Uc ** 2 dc(S-R)/t_i$$

$$Re = Uc(S-R)dc/vc$$

$$G = (Z/H) ** (0.426) ((S**2 - T)/T**2) ** (0.7)$$

e.- Munford y Al-Hemeri (20):

$$x' = (0.0013N' + 0.38(Qd-1)) (h-h**2) + 0.076(1-1/Qd)$$

donde: x' = retención puntual a la altura adimensional "h"
 N' = velocidad de rotación (rev/min)
 $h = Z/H$

Para propósitos de diseño, en éste trabajo se emplea la ecuación de Thornton y Logsdail con la modificación de Kung y Beckman porque se ha comprobado que es una manera sencilla de representar el fenómeno de retención en columnas RDC.

En el punto de inundación, la retención tiende a un máximo, condición que puede ser introducida en la ecuación (1) diferenciando con respecto a "x", tratando a "Ud" y "Uc" como variables dependientes e igualando las diferenciales a cero.

Entonces, de la ec. (1):

$$U_c = U_k(1-x)^2 - U_d(1-x)/x$$

y

$$dU_c/dx = 0$$

$$dU_c/dx = -2U_k(1-x) - U_d((x-1) - (1-x)/x^2) = 0$$

$$2U_k(1-x) = U_d/x^2$$

$$U_{di} = 2U_k x^2 (1-x) \quad . \quad . \quad . \quad (2)$$

donde: U_{di} = velocidad de flujo de la fase dispersa en el punto de inundación.

de la misma ecuación (1):

$$U_d = U_k x(1-x) - U_c x\sqrt{1-x}$$

y

$$dU_d/dx = U_k(x(-1) + (1-x)) - U_c((1-x) - x(-1))/(1-x)^{3/2} = 0$$

$$U_k(1 - 2x) = U_c\sqrt{1-x}$$

$$U_{ci} = U_k(1-2x) (1-x)^{3/2} \quad . \quad . \quad . \quad (3)$$

Resolviendo las ecuaciones (2) y (3) simultáneamente para el i minar U_k tenemos:

$$x_i = (((U_{di}/U_{ci})^{3/2} + 8(U_{di}/U_{ci})^{1/2} - 3U_{di}/U_{ci})/4(1-U_{di}/U_{ci}))$$

simplificando un poco ésta expresión, tenemos

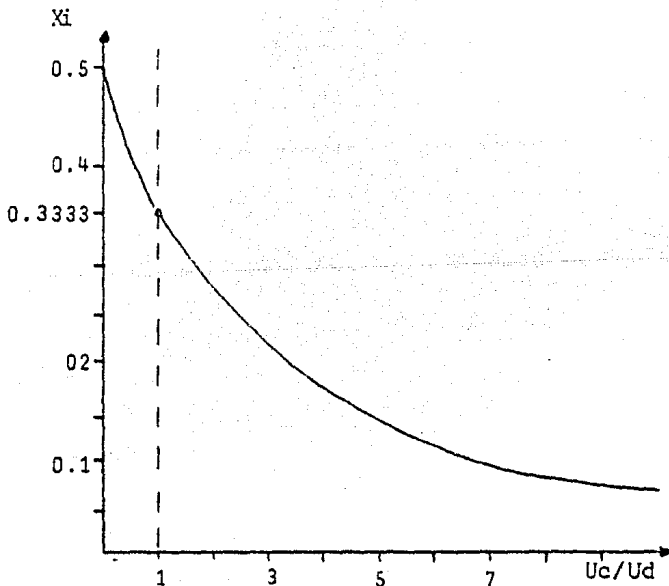
$$x_i = (3 - (8(U_{ci}/U_{di}) + 1)^{1/2})/4(1 - U_{ci}/U_{di}) \quad . \quad . \quad . \quad (4)$$

Con ésta ecuación se tiene el mejor método disponible para - estimar "xi", la retención de la fase dispersa en la inundación, y es evidente que no depende del tamaño de gota ni de las propiedades físicas del líquido.

Como lo demostraron Laddha y colaboradores (16), los datos de retención experimentales obtenidos bajo transferencia de soluto - de la fase dispersa a la fase continua (d→c) y viceversa (c→d), - también pueden ser correlacionados por la ecuación (1) al igual - que para el caso en que no se tiene transferencia de soluto.

En seguida se tienen algunas observaciones importantes:

- Cuando $U_c = U_d$, x_i está indeterminada
- cuando U_c/U_d tiende a uno, x_i tiende a 0.3333
- cuando U_c/U_d es muy grande, x_i tiende a cero
- la retención en la inundación varia entre cero y 0.5
- no es recomendable que U_c/U_d sea mayor que 10 para operación continua a contracorriente, para valores mayores hay que operar en forma intermitente.
- Cuando $U_c/U_d = 0$, $X_i = 0.5$. valor límite de la retención de la fase dispersa.



2.- Correlación de la velocidad caracterísitca y velocidad críti-
ca de rotación.

Logsdail y colaboradores (11) propusieron que sus datos de ve-
locidad caracterísitca obtenidos de mediciones experimentales de
retención en los sistemas tolueno-agua y n-hexano-agua podfan ser
correlacionados por la siguiente ecuación:

$$U_k \text{ vc/ti} = 0.012 (g/R N^{**2}) ((dc-dd)/dc)^{**0.9} (S/R)^{**2.3} \cdot \\ \cdot (Z/R)^{**0.9} (R/T)^{**2.7} \quad . \quad . \quad . \quad (5)$$

Esta ecuación muestra que para un sistema y geometría de co-
lumna dados, la velocidad caracterísitca varía proporcionalmente
con el número de Froude ($Fr = g/R N^{**2}$)

Kung y Beckman (12) trabajando con el sistema tolueno-agua, -
con el tolueno disperso, propusieron una correlación semejante pa-
ra la velocidad característica.

$$U_k \text{ vc/ti} = K(g/R N^{**2}) ((dc-dd)/dc)^{**0.9} (S/R)^{**2.3} (Z/R) \cdot \\ \cdot ^{**0.9} (R/T)^{**2.6}$$

donde: $K = 0.0225$ para $T/(S-R) > 24$

$K = 0.012$ para $T/(S-R) \leq 24$

y además observaron la existencia de una velocidad periférica crí-
tica del rotor de 152 cm/s, recomendando que para una operación -
óptima del contactor, la velocidad periférica del rotor fuera ma-
yor que este valor. Esta velocidad crítica divide la operación --

del contactor en una zona de U_k constante y otra de U_k variable.

Sin embargo, el criterio basado en un sistema simple, puede no ser valido para otros sistemas líquidos y geometrías de columna como lo demostraron Laddha y colaboradores (16) (fig. 2).

Es interesante notar que para el mismo sistema se tienen diferentes velocidades críticas de rotor para diferentes geometrías.

Laddha y colaboradores (16) también notaron que solamente -- los datos experimentales a velocidades de rotor altas concuerdan con la ecuación (5), (fig.3), y además indicaron que la velocidad de rotación crítica (o Fr crítico) que separa las dos regiones hidrodinámicas (región I y región II) de la operación del RDC es dependiente de la geometría de la columna así como de las propiedades del sistema.

La región I cubre las velocidades de rotor bajas por encima del valor crítico de Fr en el cual la velocidad característica es casi independiente de la velocidad del rotor. Aquí, las gotas dispersas son meramente desviadas por los discos sin causar ninguna desintegración (rompimiento) de las mismas, pues la --- energía usada en el rotor no es la suficiente para vencer la --- fuerza de la tensión interfacial. Por lo consiguiente la velocidad terminal de las gotas es afectada solo ligeramente debido a la deflección causada por los discos y la tortuosidad proporcionada en relación a eso por el movimiento de las gotas.

La región II cubre las velocidades de rotor altas por debajo del valor crítico de Fr mostrando una proporcionalidad directa -

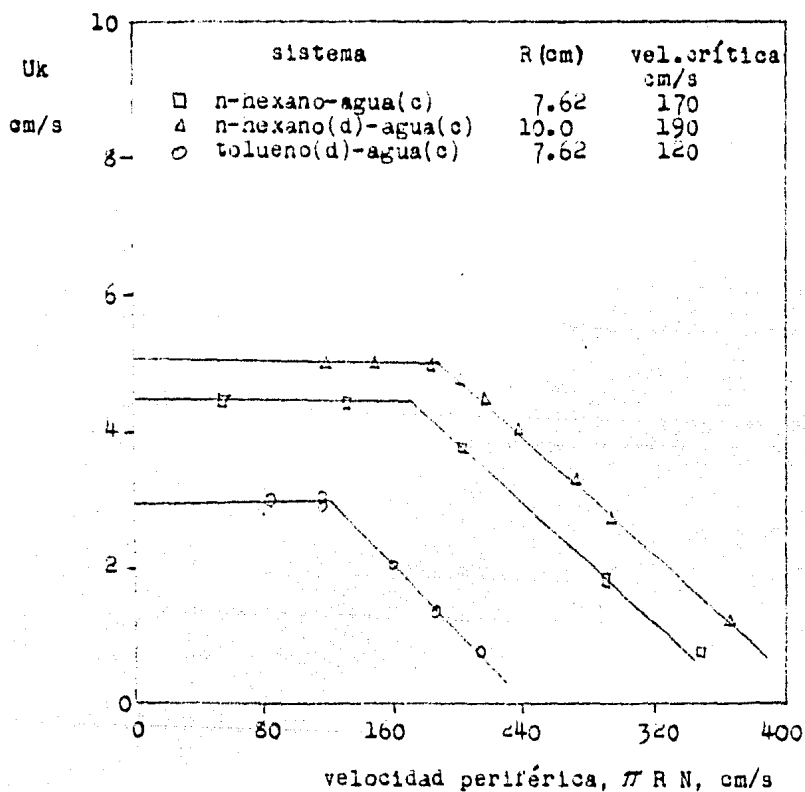


Figura 2.- efecto del sistema líquido y geometría de la columna sobre la velocidad crítica de rotación.

$$(U_x \text{ ve}/t_1) ((dc-da)/d_c)^{**}(-0.9) (S/R)^{**}(-2.3) (Z/R)^{**}(-0.9) (R/T)^{**}(-2.7)$$

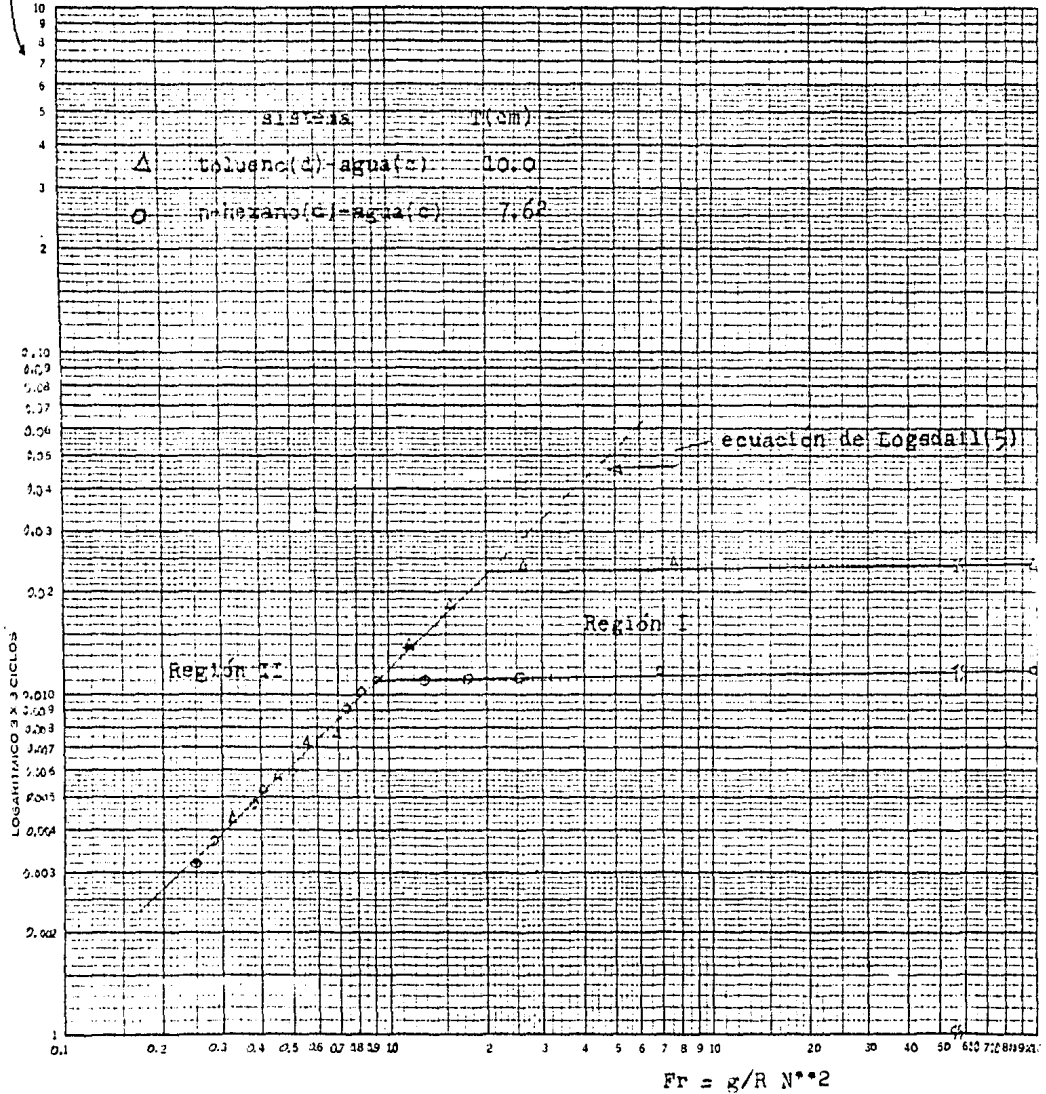


Figura 3.- gráfica de los datos de Laddna de acuerdo a la correlación de Logsdall.

de la velocidad característica con la velocidad de rotación. En este régimen, cuando se incrementa la velocidad del rotor, también se incrementa la energía usada más allá del límite crítico en el cual la fuerza de tensión interfacial es vencida dando como resultado desintegración de gotas adicional para engrandecer la tortuosidad proporcionada por los discos. Por lo tanto la velocidad característica muestra un marcado decremento con la velocidad del rotor, puesto que las velocidades terminales son mucho más afectadas por la reducción en el tamaño de gota y la trayectoria más larga para las diminutas gotas proporcionada por el patrón de flujo toroidal en la columna (fig. 4).

Si bien en la práctica, los contactores de disco rotatorio se deben operar en la región II para obtener un incremento en el área interfacial de contacto entre la fase continua y la fase dispersa, es, empero, necesario predecir el valor crítico de Fr para conocer el régimen de operación.

Para operaciones sin transferencia de soluto Laddha y colaboradores (16) sugieren la siguiente correlación.

$$U_k/La Ge = C (Fr Pf)^{n} \quad . \quad . \quad . \quad (6)$$

donde: $La = t_i (dc-dd)g/dc^{**2} \quad (m/s)$

$$Ge = (Z/R)^{**0.9} (S/R)^{**2.1} (R/T)^{**2.4}$$

$$Fr = g/R N^{**2}$$

$$Pf = (t_i^{**3} dc/vc^{**4} g)^{**} (1/4) ((dc-dd)/dc)^{**0.6}$$

"La" se denomina el grupo de Laddha, "Ge" es el grupo de geometría de la columna "Fr" es el grupo de Froude y "Pf" es el grupo de propiedades físicas, y las constantes "C" y "n" tienen los siguientes valores para cada región:

región I $Fr Pf > 180$ $C = 1.08$, $n = 0.08$

región II $Fr Pf < 180$ $C = 0.01$, $n = 1.00$

y el punto de inflexión ocurre cuando:

$$Fr Pf \hat{=} 180 ; \quad Uk/La Ge = 1.8$$

en éste punto se tiene la velocidad crítica del rotor (fig. 4).

Para operaciones con transferencia de soluto, Logsdail y colaboradores (11) reportaron que la retención y la velocidad característica se ven afectadas por esto, pero no se habían hecho investigaciones detalladas para evaluar el efecto de la transferencia de soluto sobre la velocidad característica del enjambre de gotas en el RDC. Laddha y colaboradores investigaron el efecto del soluto y su dirección de transferencia sobre la velocidad característica y propusieron correlaciones para predecir Uk basados en el análisis de los datos reportados por Logsdail y aquéllos que obtuvieron ellos mismos.

Se hizo un análisis de los datos de Uk bajo transferencia de soluto en la misma manera que para el caso en que no hay transferencia de soluto. La figura (5) muestra datos de Uk para la región II en las dos direcciones de transferencia. Esta gráfica -

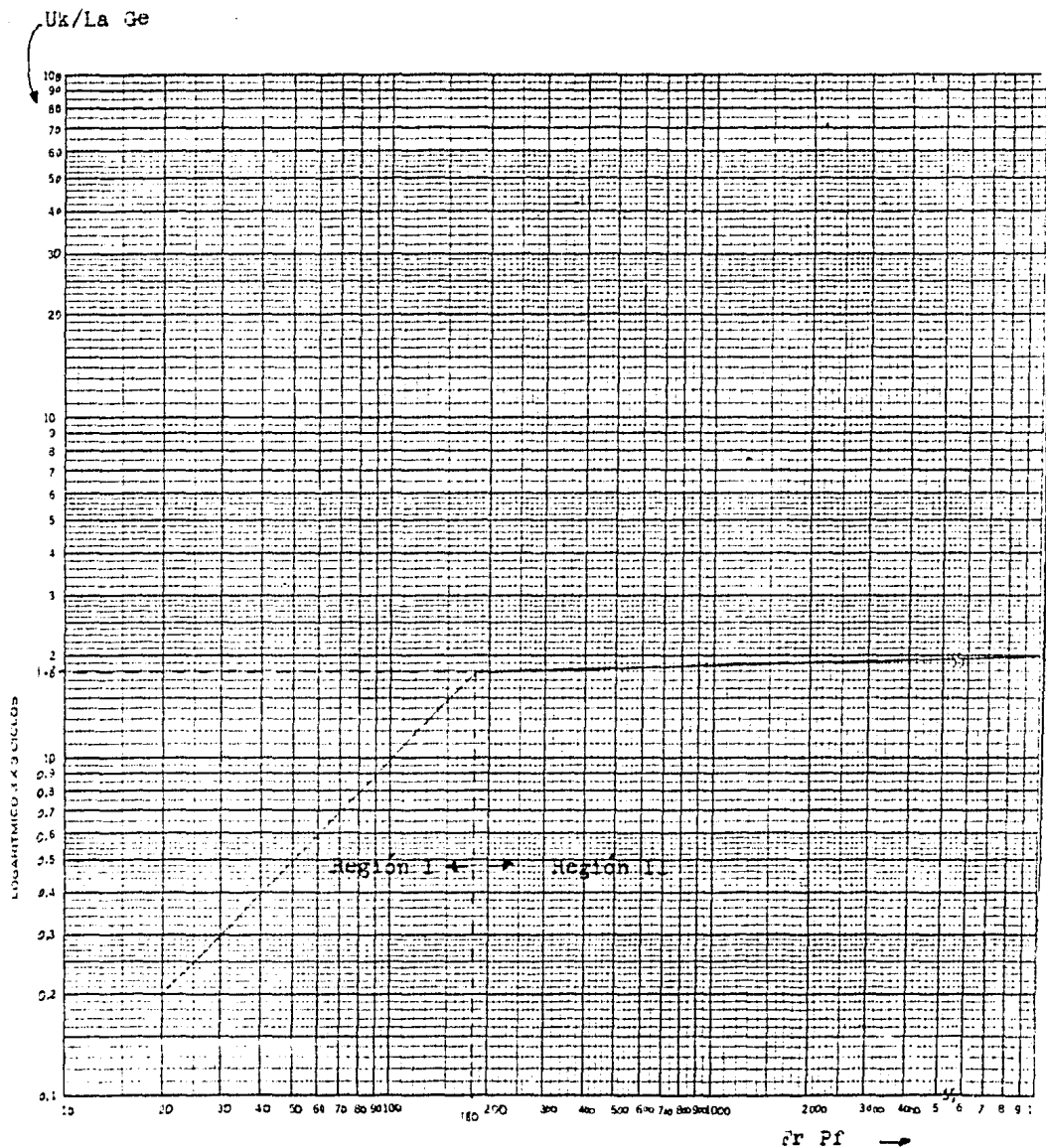


Figura 4.- correlación generalizada para Uk sin
transfiriencia de soluto.

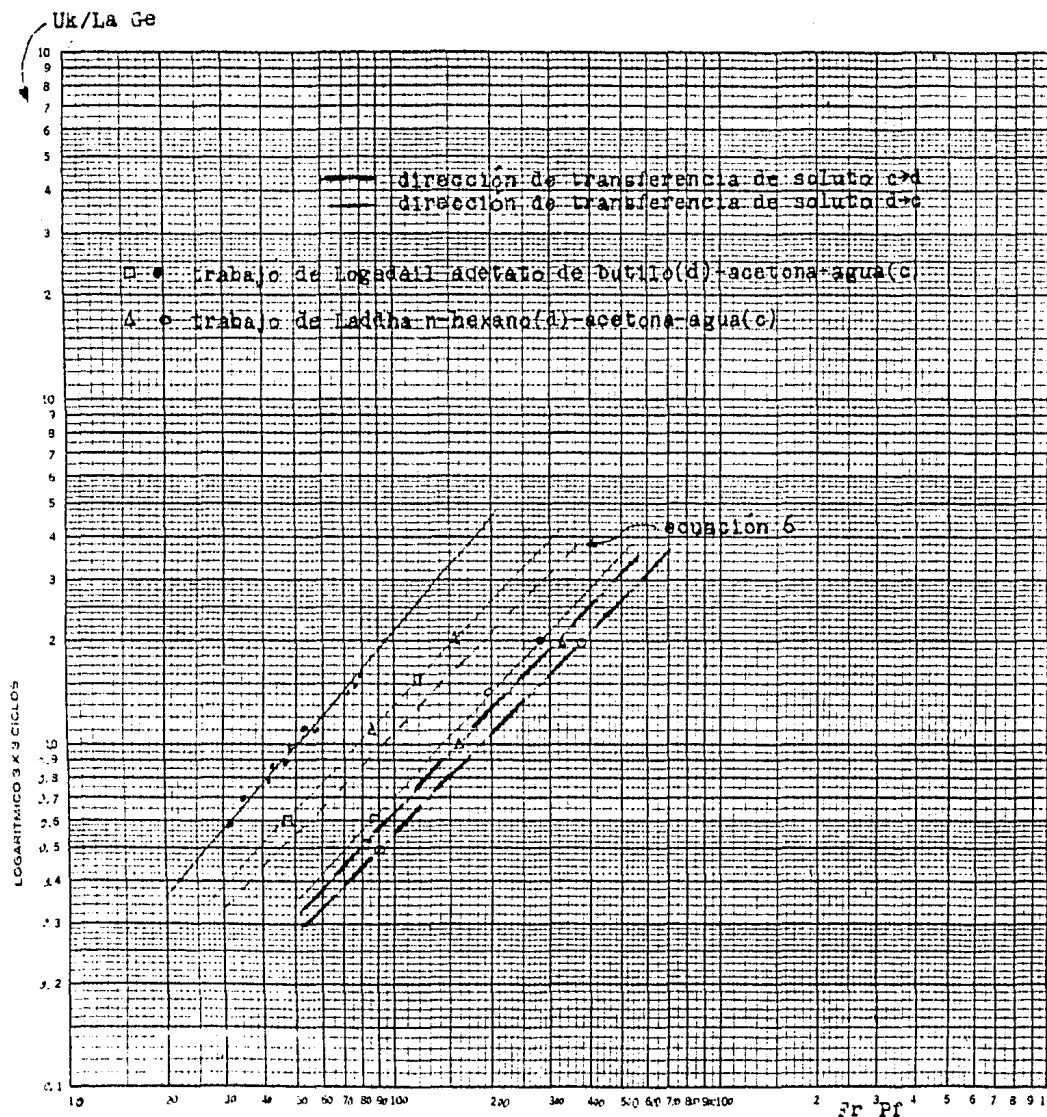


Figura 5.- efecto de la dirección de transferencia de soluto sobre la velocidad característica en la region II.

muestra que la U_k experimental bajo condiciones de transferencia de soluto no se puede predecir directamente con un modelo como el que se usa cuando no hay transferencia de soluto (ec.6). Un análisis matemático de los datos experimentales bajo transferencia de soluto resulta en la correlación generalizada siguiente:

$$U_k/La Ge = B (Fr Pf^{1/2})^m \quad (7)$$

con los siguientes valores de las constantes "B" y "m" para las direcciones de transferencia de soluto $d \rightarrow c$ y $c \rightarrow d$ en la región II.

$$\text{para } d \rightarrow c, \quad B = 0.11 ; \quad m = 1.0$$

$$\text{para } c \rightarrow d, \quad B = 0.077 ; \quad m = 1.0$$

Las gráficas de los datos de Laddha y colaboradores para la región II y I, así como los datos reportados por Sivasubramanian (21) para la región I y de Logsdail y colaboradores (11) para la región II se muestran en las figuras 6 y 7. Estas también indican las regiones críticas bajo las diferentes condiciones de transferencia de soluto. Similarmente al caso en que no hay transferencia de soluto, el punto de inflexión entre las regiones I y II para ambas direcciones de transferencia de soluto $c \rightarrow d$ y $d \rightarrow c$ ocurre cuando $U_k/La Ge \approx 1.8$. No obstante, en esta condición crítica, la velocidad del rotor puede ser estimada con las siguientes relaciones:

Uk/La Ge

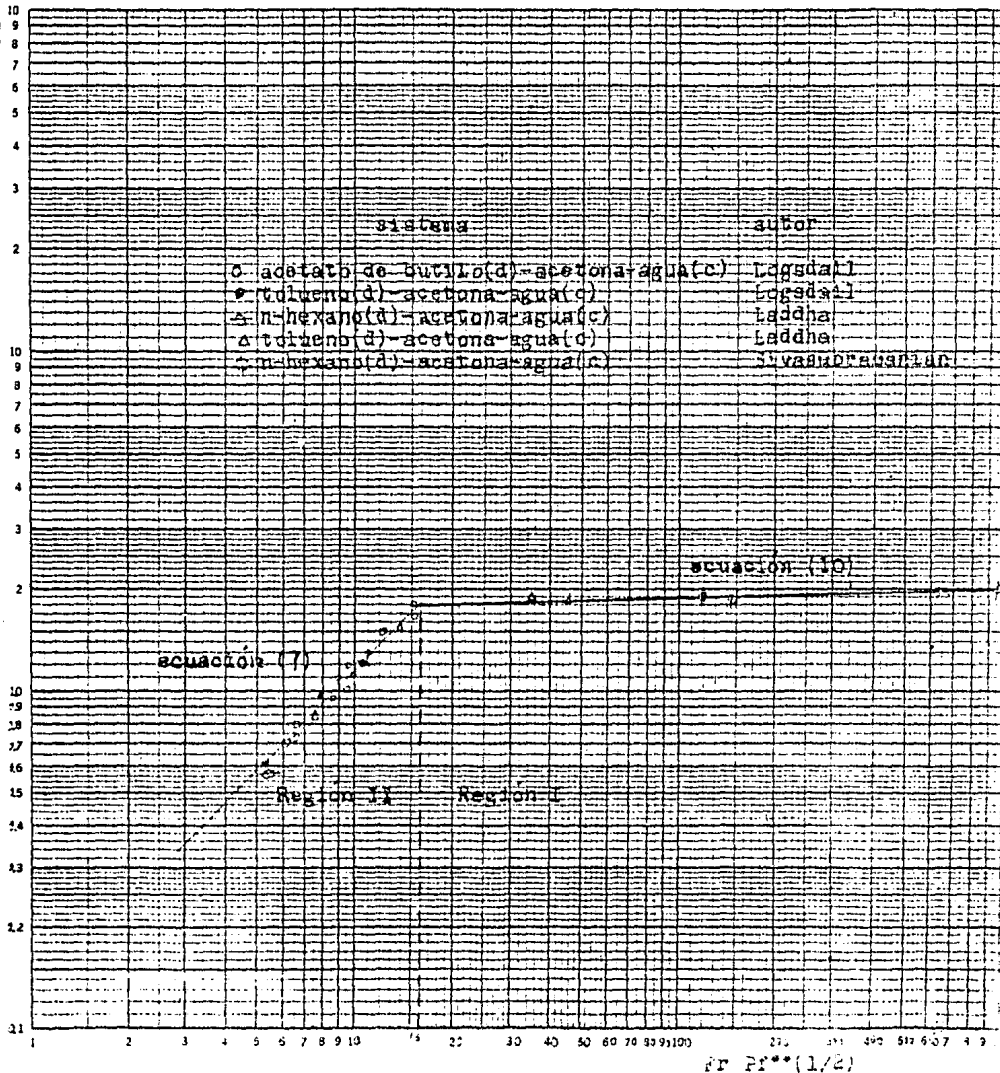


Figura 6.- correlación generalizada para U_k bajo condiciones de transferencia de soluto d+c.

Uk/La Se

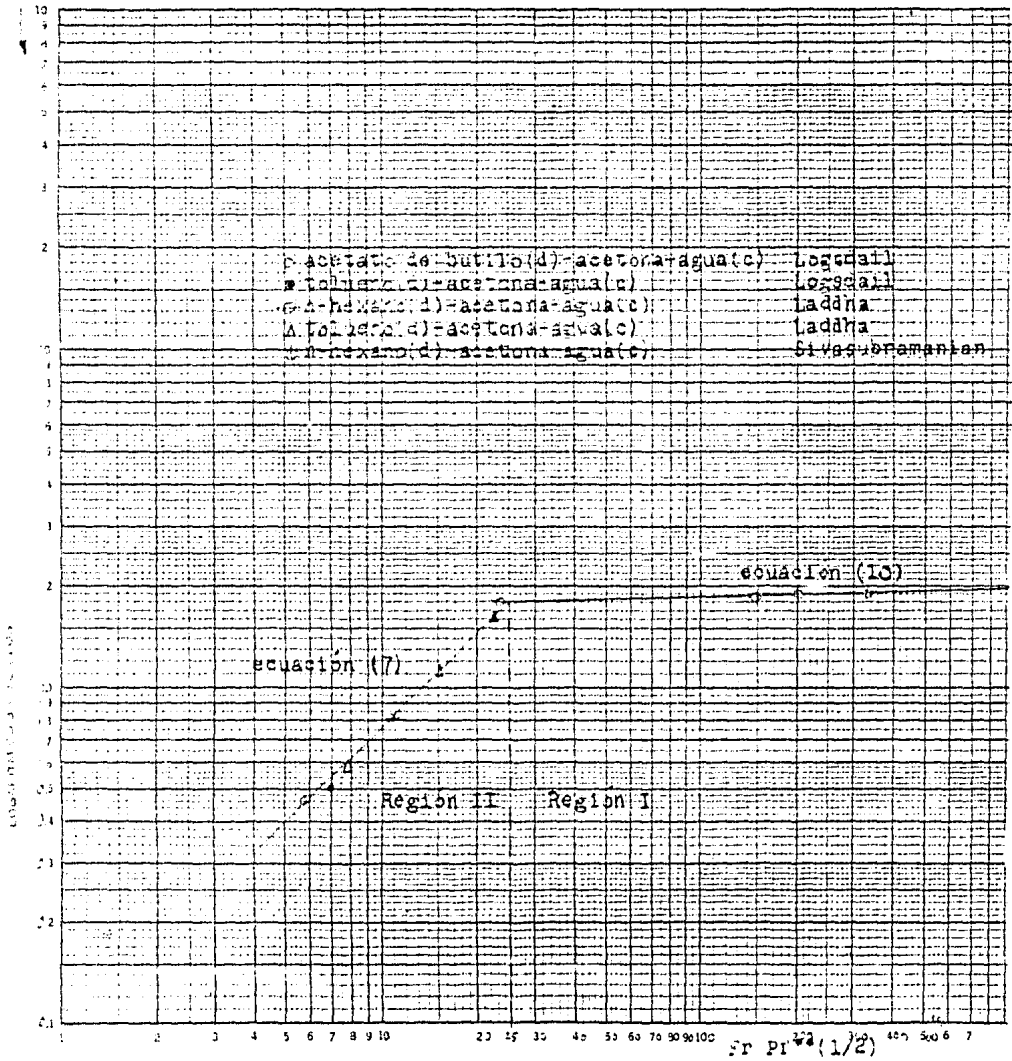


Figura 7.- correlación generalizada para Uk bajo condiciones de transferencia de soluto $c \neq d$.

para la dirección de transferencia de soluto d+c

$$(Fr)_{cr} Pf^{**}(1/2) \approx 16 \quad . \quad . \quad . \quad (8)$$

para la dirección de transferencia de soluto c+d

$$(Fr)_{cr} Pf^{**}(1/2) \approx 25 \quad . \quad . \quad . \quad (9)$$

Para la región I en ambas direcciones de transferencia de soluto, la velocidad característica puede ser correlacionada por la siguiente ecuación:

$$Uk/La Ge = 1.46(Fr Pf^{**}(1/2))^{**}(0.08) \quad . \quad . \quad . \quad (10)$$

Zhang y colaboradores (22) en su trabajo llegaron a las siguientes conclusiones:

- 1.- Para casos en que no hay transferencia de soluto, sus datos encajan con la correlación de Laddha y colaboradores (11) en la región II pero no en la región I.
- 2.- En la región I de Laddha donde $Fr Pf^{**}(1/2) > 19$, sus datos experimentales caen arriba de la línea de correlación.
- 3.- Cuando el valor de $Fr Pf^{**}(1/2) > 60$, el valor experimental de $Uk/La Ge$ parece hacerse constante con incrementos mayores en $Fr Pf^{**}(1/2)$. Esto corresponde a la región "verdadera" de Laddha y colaboradores.

4.- La mayoría de sus puntos experimentales los cuales incluyen aquéllos con y sin transferencia de soluto, están dentro de la región de valores de $Fr Pf^{1/2}$ entre 19 y 60. Para los sistemas estudiados, no se observa ninguna diferencia perceptible cuando hay soluto presente ni por la dirección de transferencia. La correlación que sugieren para esta región es:

$$Uk/La Ge = 0.798 (ti^3 dc/vc^4 g)^{0.029} Fr^{0.26} \dots (11)$$

5.- En la figura 8 se nota que existe una región de transición entre la región I y la región II, esto es, $19 < Fr Pf^{1/2} < 60$ representada por la ecuación (11) en la cual Uk es aún afectada por el Fr , pero mucho menos que en la región II. En la práctica actual, los contactores de disco rotatorio deben ser operados en la región II para obtener una área interfacial de contacto entre las dos fases más grande. Sin embargo, es necesario predecir el valor de Uk justamente arriba del valor crítico de $Fr Pf^{1/2}$ en la región de transición porque algunas veces se debe operar el RDC en ésta región para obtener capacidades mayores en ciertas circunstancias.

6.- La región II puede considerarse como una región turbulenta y coincide con la correlación propuesta por Laddha. En general, a una velocidad de rotor particular, el tamaño de gota esta determinado por el equilibrio dinámico establecido entre la desintegración y la conglutinación de las gotas. Pa-

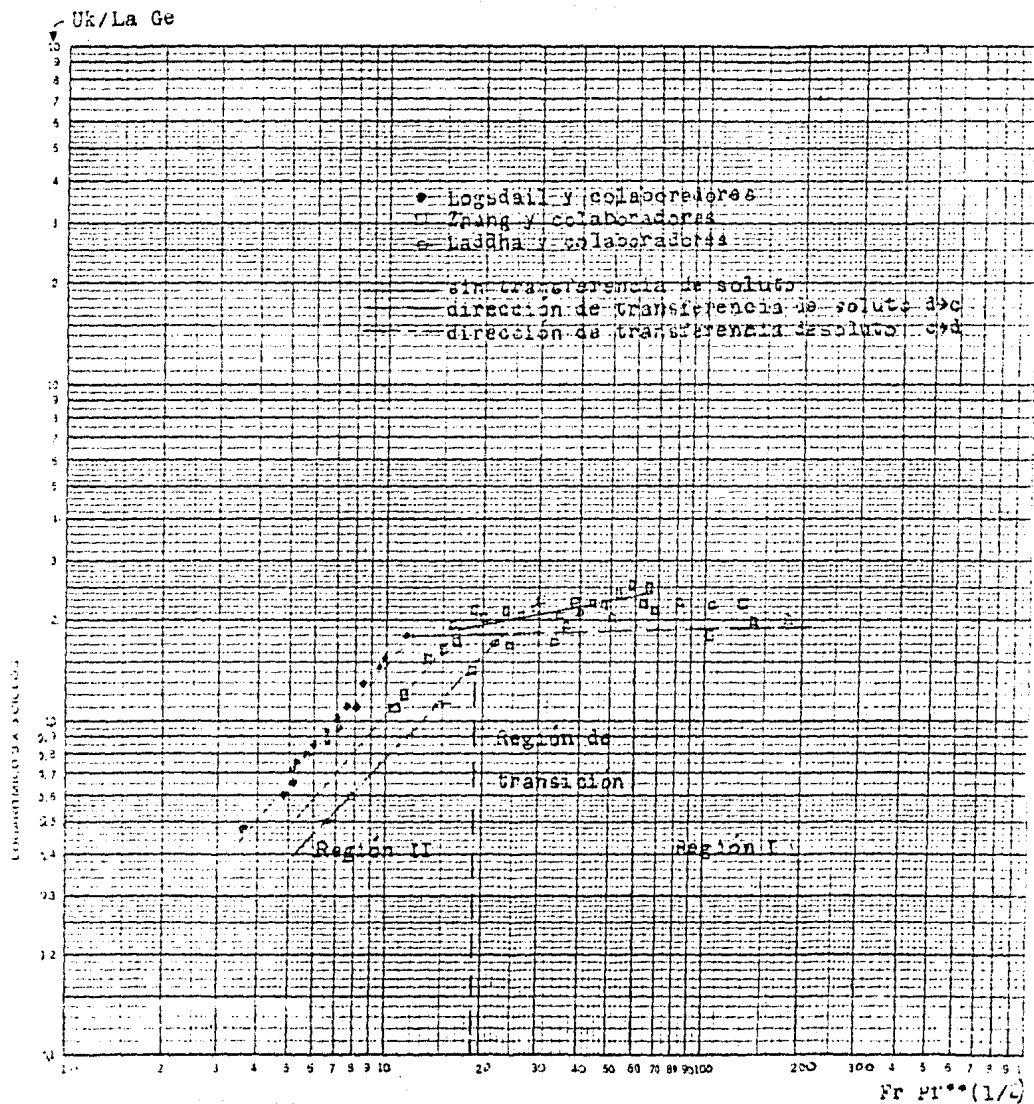


Figura 6.- correlación de Uk con y sin transferencia de soluto.

ra los casos con transferencia de masa y la presencia de soluto que baja la tensión interfacial ($dt_i/dc < 0$), se espera que cuando se transfiere el soluto de las gotas a la fase continua, el desagüe de la capa líquida que separa las gotas sea acelerado. Esto es generalmente verdadero para la mayoría de los sistemas que contienen soluto orgánico y se promueve la conglutinación de las gotas. Consecuentemente, las gotas tienden a ser más grandes y la U_k es más alta que en la ausencia de transferencia de soluto. Por otro lado, cuando la dirección de transferencia de soluto es de la fase continua a las gotas, el desagüe de la película líquida que separa a las gotas es retardada de modo que la conglutinación de las gotas también es retardada. En este último caso, el tamaño de gota será menor y la U_k menor que aquella sin transferencia de masa. En el caso de ($dt_i/dc > 0$), por ejemplo en algunos sistemas con sales en solución, todos los efectos discutidos arriba serán inversos.

Por lo tanto, la importancia del efecto Marangoni no se puede pasar por alto en los estudios hidrodinámicos ni en los de transferencia de masa.

Para propósito de diseño en el presente trabajo, se ocupa la correlación de Laddha y colaboradores (16) y la observación de Zhang y colaboradores (22) de la región de transición por que han demostrado que pueden representar en forma satisfactoria la operación del RDC con transferencia de soluto en las dos regiones de operación, además de que presentan una visión

amplia y detallada del fenómeno.

3.- Estudios sobre transferencia de masa.

En una columna de extracción, el coeficiente total de transferencia de masa entre la fase continua y el enjambre de gotas de diferentes tamaños se puede predecir a grandes rasgos de mecanismos existentes de transferencia en gotas sencillas, previendo que la retención de la fase dispersa es pequeña de tal modo que el -- efecto debido a la conglutinación y redispersión puede ser negado. Las rapidezces de transferencia de masa de gotas sencillas han sido estudiadas extensamente y se han dado diferentes modelos, -- Zhang y colaboradores (22) intentaron predecir el coeficiente total de transferencia de masa en un RDC usando los modelos fundamentales siguientes:

a.- Coeficiente de transferencia de masa de la fase dispersa.

Este coeficiente ha sido considerado en varias circunstancias y los resultados obtenidos han sido comparados con aquéllos para esferas rígidas como caso límite. El modelo de gotas estáticas - (sin circulación) (modelo de Newman (23)) sin resistencia a la --- transferencia de masa de la fase continua y una diferencia de con centraciones lineal como fuerza directora, calcula el coeficiente del lado de las gotas como:

$$K_{d,s} = 2\pi^{**2} Dd/3dp \quad (12)$$

donde: dp = diámetro de partícula

Modelo de gotas circulantes (modelo de Kronig-Brink (24)).

Usando la idea de Hardamand, Kronig y Erink resolvieron la ecuación de difusión en ausencia de resistencia de la fase continua. El valor aproximado del coeficiente k_d puede calcularse por:

$$k_d = 17.9 D_d/d_p \quad . \quad . \quad . \quad (13)$$

Modelo de turbulencia total. Handlos y Baron (25) consideraron el caso de una gota turbulenta con el patrón de circulación simplificado a círculos concéntricos y asumiendo que el líquido dentro de la gota entre en dos líneas de corriente se mezcla después de una circulación, k_d puede calcularse por:

$$K_d = 0.00375 U_{s1}(1 + (v_d/v_c)) \quad . \quad . \quad . \quad (14)$$

donde: U_{s1} = velocidad de deslizamiento

En general, uno puede usar ésta ecuación para estimar el coeficiente del lado de la gota aún en la presencia de resistencia de la fase continua.

b.- Coeficiente de transferencia de masa de la fase continua.

El coeficiente de película fue derivado de acuerdo a la teoría de penetración de Higbie tomando el tiempo de exposición igual a d_p/U_s :

$$k_c = 1.13 (D_c/d_p)^{0.5} \quad . \quad . \quad . \quad (15)$$

Esta correlación ha sido usada acertadamente en la interpretación de datos de gotas sencillas en una fase continua en reposo por Handlos y Baron (25), West y colaboradores (26,27) y Su y colaboradores (28) para números de pécllet grandes.

En la operación de un RDC, cuando el número de pécllet de la gota no es muy grande, puede ser apropiado usar éste modelo a causa de la turbulencia existente en los compartimientos de la columna. Se asume que la velocidad relativa de las gotas es igual a la velocidad de deslizamiento (U_s) en el RDC:

$$U_s = U_d/x + U_c/(1-x)$$

c.- Predicción de coeficientes totales.

La predicción del coeficiente total de transferencia de masa en un RDC se puede obtener con los coeficientes individuales k_d y k_c , calculados por los modelos teóricos apropiados usando el -- concepto de aditividad de las resistencias:

$$1/K_{od} = 1/k_d + m/k_c \quad . . . \quad (16)$$

donde: $m = X_d^*/X_c$

cuando se usan k_d s, y k_c en la ecuación (16) se asume que el valor de K_{od} s obtenido es para el caso límite de gotas sin circulación (estáticas) de tamaño muy pequeño o para cuando la interfase está seriamente contaminada, En la investigación de Zhang y colaboradores con ácido butírico que se transfiere entre soluciones de queroseno y agua, la principal resistencia reside en la -

fase dispersa de queroseno. Por lo tanto, la selección del mode lo de transferencia de masa de la fase continua afecta menos a la magnitud del coeficiente total. Los valores determinados expe rimentalmente de los coeficientes de transferencia de masa totales corregidos por mezcla axial, los compara Zhang y colaboradores -- con las predicciones teóricas en la figura 9, esto es, la rela--- ción $Kod/Kod,s$ es considerada como una función del número de Pé - clet de las gotas $(dp Us/Dd) = Pe,dr$. Este método de gráficación es esencialmente correcto para tiempos de contacto grandes por ejemplo, en la mayoría de las aplicaciones del RDC. Zhang y cola boradores obtuvieron una correlación empírica usando un análisis de regresión polinomial por mínimos cuadrados de los datos experi mentales que es:

$$Kod/Kod,s = 0.941 + 0.234 (Pe,dr * 10^{**(-4)}) + 0.0132 (Pe,dr * 10^{**(-4)})^{**2} \quad (17)$$

De la figura 9 y la ecuación (17) se puede concluir que:

- La correlación de la ecuación (17) en la figura (9) da una línea continua, que representa quizá el comportamiento total de gran número de gotas de varios tamaños y diferentes grados de circulación interna y movilidad de la superficie. El valor límite inferior de la unidad corresponde a un enjambre que consiste de gotas totalmente sin circulación (estáticas), las cuales pueden ser de tamaño muy pequeño o seriamente contaminados. El valor más alto representado por la línea de Handlos-Baron-- (25) nunca está aproximado por los puntos experimentales, por-

Kod/Kod, s

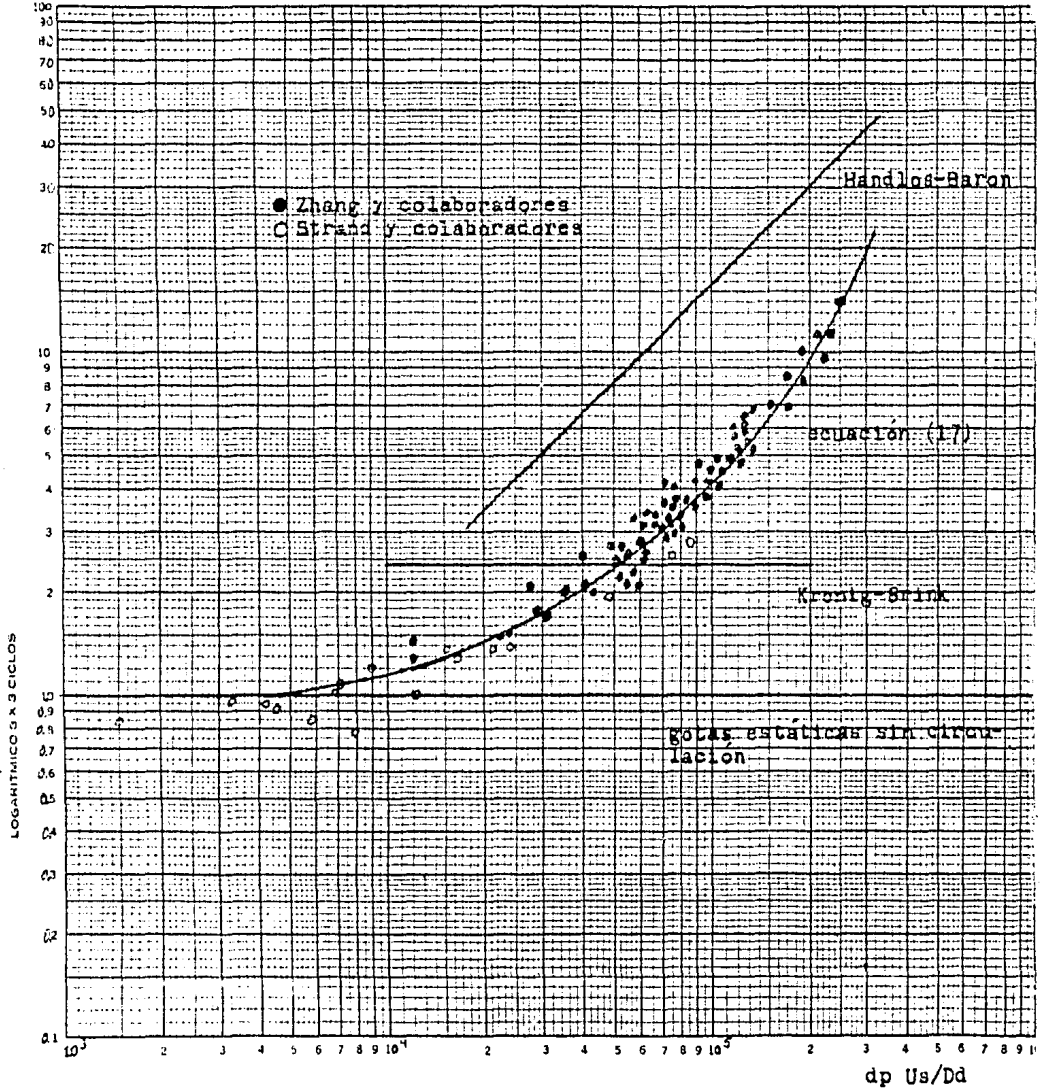


Figura 9.-correlación del coeficiente de transferencia de masa.

que en cualquier recipiente agitado con dos líquidos fluyendo a contracorriente no todas las gotas tendrán un patrón totalmente circulante.

Como es evidente, de la figura (9), cuando Pe, dr varía en el rango $9 \cdot 10^{**4}$ a $2.5 \cdot 10^{**5}$, los valores experimentales igualan solo de 30 a 40% a aquellos de gotas con circulación total.

- Es interesante notar que la región de transición de la figura (8) donde los números de pécllet de las gotas son grandes, los valores correspondientes de $Kod/Kod,s$ caen entre los valores - predichos por el modelo de Handlos-Baron y el modelo de Kronig-Brink, cuando Pe, dr decrece, los puntos caen abajo de la línea Kronig-Brink y gradualmente se aproximan a la unidad como límite el cual representa la operación del RDC a altas velocidades de rotor y con un enjambre de gotas pequeñas. Esta condición corresponde a la región II de la figura (8).
- En la investigación de Zhang y colaboradores (22) el sistema - usado corresponde a la transferencia de ácido butírico entre - gotas de queroseno y una solución de agua (fase continua) en - ambas direcciones. Todos los puntos caen a lo largo de la misma línea de correlación de la ecuación (17). Esta independencia del coeficiente total de transferencia de masa sobre la dirección de transferencia del soluto no es una mera coincidencia y puede considerarse como concordancia con la conclusión reportada por Komazawa e Ingham (29). Se debe señalar que en los experimentos de Zhang y colaboradores, la concentración del ácido butírico en el queroseno o agua (o agua-glicerol) fue de 25 gr/lit. Para cualquier dirección de transferencia de éste soluto -

no se observó turbulencia interfacial.

Strand y colaboradores (13) analizaron y compararon las condiciones de los valores verdaderos de "K" con dos mecanismos limitantes de transferencia de masa, uno de disolución molecular desde gotas estáticas (paralizadas) junto con un coeficiente apropiado para la fase continua correspondiente al comportamiento de gotas inertes, K_{sd} , y el otro de transferencia desde gotas circulantes y oscilantes usando una ecuación del tipo de la de Higbie para el coeficiente externo, K_{cd} . Además ellos obtuvieron U_k de las retenciones de la fase dispersa determinadas experimentalmente y -- "dp" de una curva de dp vs. U_k de relaciones de asentamiento de gotas y la expresión de Kolmogorov, y así calcularon el área interfacial "a" asumiendo gotas esféricas para generar K de K/a . - Las relaciones K/k_{sd} y K/k_{cd} fueron entonces graficadas contra dp U_s/D_d para ver directamente la posición de las "K" experimentales relativa a K_{sd} y K_{cd} calculadas. Del anterior análisis, ellos sugirieron que los dos sistemas que estudiaron se pueden clasificar como primero (tolueno-acetona-agua) para el cual K está en el orden de K_{sd} y el otro (metil isobutil cetona-ácido acético-agua) - para el cual K está en el orden de K_{cd} .

Otro estudio importante acerca de la transferencia de masa en RDC es el que realizaron Laddha y colaboradores (16) y que se presenta a continuación:

- Derivación del modelo de transferencia de masa

La ecuación para el coeficiente de transferencia de masa "K" para cualquier fase a partir de la teoría de renovación de la superficie de Danckwerts se puede escribir como:

$$k = (D s)^{1/2}$$

donde "s" es la rapidez de renovación de la superficie (1/seg) y "D" es la difusividad molecular. La ecuación anterior también se puede poner en la siguiente forma:

$$k = (v s/d)^{1/2} Sc^{1/2}$$

donde "v" es viscosidad, "d" es densidad. El grupo $(v s/d)^{1/2}$ tiene dimensiones de velocidad y por consiguiente se puede identificar con la velocidad interfacial proporcional a la velocidad relativa U_r de la fase dispersa. Así,

$$k \propto U_r Sc^{1/2} \quad (18)$$

La rapidez de transferencia de masa se puede escribir en términos de los coeficientes de transferencia de masa basados en el volumen o la superficie de transferencia de masa por:

$$N_a = k_a V (\Delta C)_{lm}$$

$$N_a = K A_d (\Delta C)_{lm}$$

donde $(\Delta C)_{lm}$ es la media logarítmica de la fuerza directora de concentración en mol/m³, "N_a" la rapidez de transferencia de masa y "a" el área interfacial por unidad de volumen. De éstas dos últimas ecuaciones:

$$k_a = A_d k/V$$

puesto que la retención de la fase dispersa "x" está definida como V_d/V : la ecuación anterior se puede expresar como:

$$k_a = Ad/Vd k_x \quad . \quad . \quad . \quad (19)$$

El término Vd/Ad se puede considerar que representa la relación del volumen promedio a la superficie de las gotas dvs. Combinando las ecuaciones (19) y (18) resulta la siguiente expresión:

$$k_a \propto x/dvs U_r Sc^{**(-1/2)} \quad . \quad . \quad . \quad (20)$$

Puesto que U_r está relacionada con la retención y la velocidad característica por la siguiente relación:

$$U_r = (1-x) U_k$$

la ecuación (20) se puede expresar como:

$$k_a \propto x(1-x) U_k/dvs Sc^{(-1/2)}$$

Basados en ésta ecuación, los coeficientes volumétricos individuales de transferencia de masa para la fase continua, $k_{c a}$, y para la fase dispersa $k_{d a}$, se pueden escribir como sigue:

$$k_{c a} \propto x(1-x) U_k/dvs (Sc)^{c**(-1/2)}$$

$$k_{d a} \propto x(1-x) U_k/dvs (Sc)^{d**(-1/2)}$$

El coeficiente total de transferencia de masa $K_{od a}$ se puede obtener usando la ecuación de aditividad de las resistencias:

$$1/K_{od a} = 1/k_{d a} + m/k_{c a}$$

por lo tanto, combinando las tres ecuaciones anteriores, el coeficiente total de transferencia de masa para el transporte de masa en la interfase está dado por:

$$Kod \propto x (1-x) U_k/dvs ((Sc)d^{**1/2} + m(Sc)c^{**1/2}) \dots (21)$$

Esta ecuación se puede usar como un modelo generalizado para representar coeficientes totales de transferencia de masa si se pudiera evaluar la relación (U_k/dvs). Aunque las ecuaciones para estimar U_k con y sin transferencia de masa ya se han propuesto, la predicción del tamaño de gota "dvs" en un RDC es difícil puesto que no hay ecuación confiable para el caso en que existe transferencia de soluto. No obstante Olney y colaboradores (13, 31) han reportado algunos datos fotográficos de tamaño de gota en términos de dvs en el RDC bajo condiciones sin transferencia de masa los cuales pueden ser analizados a la luz de los grupos funcionales que controlan el tamaño de gota. La relación funcional para tamaño de gota en una columna RDC se puede expresar como:

$$dvs = f(t_i, (dc-dd), dc, vc, g, N, Z, R, S, T)$$

Por un enfoque de análisis dimensional usando el teorema π se obtiene la siguiente relación en términos de grupos adimensionales:

$$dvs/(t_i/(dc-dd)g)^{**1/2} = C_2 (Fr)^{**P_1} (Z/R)^{**P_2} (S/R)^{**P_3} \cdot (R/T)^{**P_4} (t_i^{**3} dc/vc^{**4} g)^{**P_5} ((dc-dd)/dc) \cdot \dots **P_6$$

El análisis de datos fotográficos dvs reportado por Olney indica que la siguiente forma de relación es válida cuando no hay transferencia de soluto entre las fases de contacto:

$$dvs \propto (t_i/(dc-dd)g)^{**1/2} Fr^{**1/2} Ge Pf$$

con ésta relación y con la ecuación de velocidad característica

$$U_k/La Ge = C_1 (Fr Pf)^{n}$$

para condiciones sin transferencia de soluto cubriendo la región II de la operación del RDC se puede observar que:

$$U_k/dvs \propto (g^{*3}(dc-dd)^{*3} / ti dc^{*2})^{*1/4} Fr^{*1/2} \dots (22)$$

Ésta ecuación ha sido probada con los datos reportados por Olney (31), en la figura (10) se muestra una gráfica de ambos. Sin embargo bajo condiciones de transferencia de soluto puede no aplicar ésta relación puesto que la ecuación para U_k es diferente. - Para tomar en cuenta el efecto de Pf , el grupo de propiedades físicas, sobre U_k/dvs bajo condiciones de transferencia de soluto, la ecuación anterior se puede expresar por la siguiente ecuación modificada:

$$U_k/dvs \propto (g^{*3}(dc-dd)^{*3}/ti dc^{*2})^{*1/4} Fr^{*1/2} Pf^{*n} \dots (23)$$

- Correlación de los datos de transferencia de masa para la región II.

La suposición tocante al efecto del grupo de propiedades físicas " Pf " se puede probar con un análisis de datos experimentales sobre transferencia de masa en un RDC para la región II. Sustituyendo U_k/dvs de la ecuación (23) en la ecuación (21) resulta la siguiente ecuación por la correlación de datos sobre el coeficien

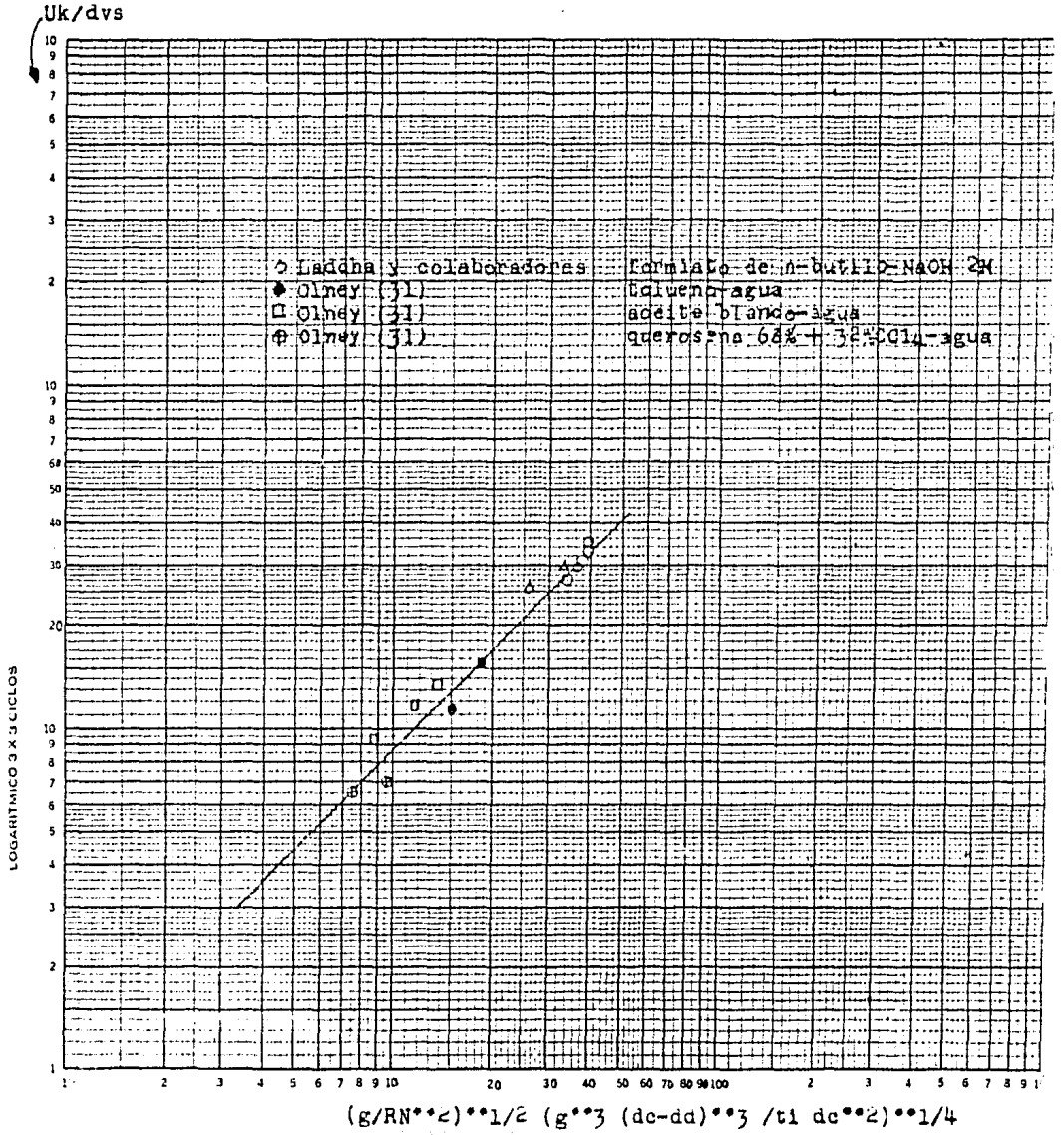


Figura 10.- correlación de Uk/dvs.

te total de transferencia de masa:

$$Kod a = C3 x(1-x) (g^{**3} (dc-dd)^{**3} / ti \cdot dc^{**2})^{**1/4} Fr^{**1/2} \cdot Pf^{**}(n) J^{**}(-1)$$

donde: $J = (Sc)d^{**1/2} + m(Sc)c^{**1/2}$

Un análisis matemático de los datos experimentales sobre el coeficiente total de transferencia de masa Kod a da el valor de "n" igual a (-1/2) y la constante "C3" igual a 0.95. Así la relación generalizada siguiente se puede obtener para ambas direcciones de transferencia de soluto c→d y d→c ,

$$Kod a = 0.95x(1-x) (g^{**3} (dc-dd)^{**3} / ti \cdot dc^{**2})^{**1/4} Fr^{**1/2} \cdot J^{**}(-1) Pf^{**}(-1/2) \quad . \quad . \quad . \quad (24)$$

con una desviación promedio de $\pm 10.7\%$ y una desviación máxima de ± 23.8 . La figura (11) muestra una gráfica de datos 'Kod a' para -- las direcciones de transferencia de soluto c→d y d→c obtenidos -- por Laddha y colaboradores.

Los valores predichos de 'Kod a' con la ecuación 24 están de --- acuerdo con los calculados por la correlación de sistema individual propuesta por Logsdail y colaboradores (11) para sus datos sobre - los sistemas tolueno-acetona-agua y acetato de butilo-acetona-agua comprendiendo ambas direcciones de transferencia de soluto c→d y d→c para la región II de la operación del RDC.

- Correlación de los datos de transferencia de masa para la región I.

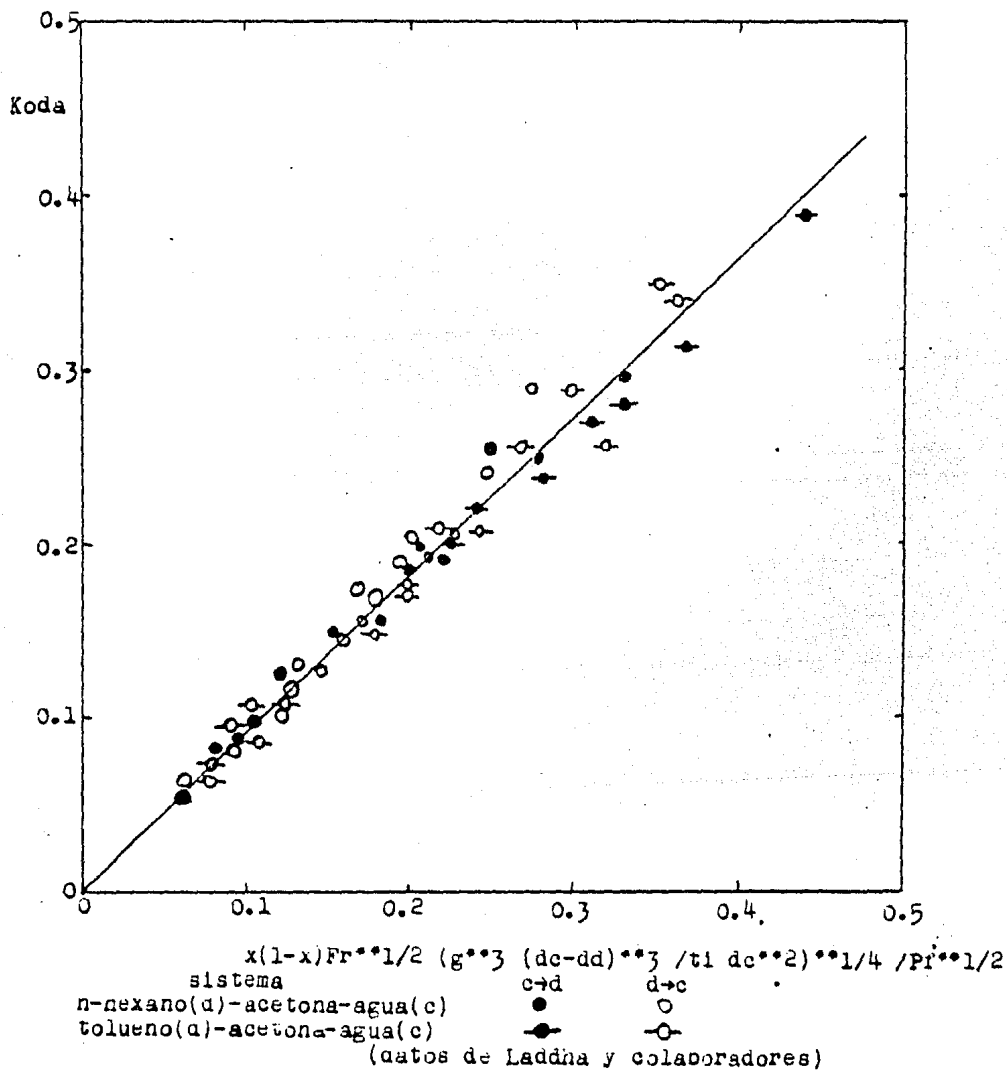


Figura 11.- correlación generalizada para Koda en la región II.

Se intentó correlacionar los datos experimentales de Kod a obtenidos abajo de la velocidad crítica del rotor que cubre la región I de la operación del RDC usando el modelo propuesto con la ecuación (21). Asumiendo que el valor de U_k/dvs para éste régimen no está muy influenciado por la velocidad del rotor se puede tomar la siguiente relación para U_k/dvs negando el efecto del grupo de Froude en la ecuación (22):

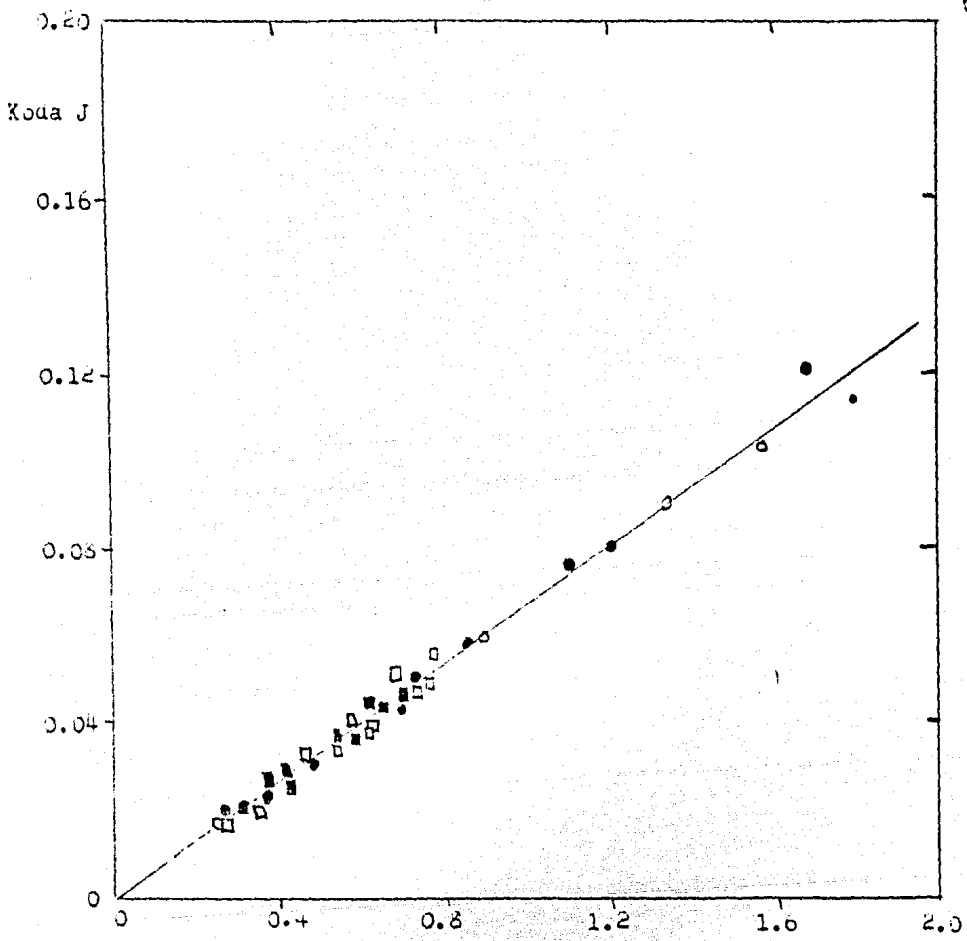
$$U_k/dvs \propto (g^{**3} (dc-dd)^{**3} / t_i dc^{**2})^{**1/4} \quad . \quad . \quad . \quad (25)$$

sustituyendo ésta relación en la ecuación (21), tenemos;

$$Kod a = C_4 x(1-x) (g^{**3} (dc-dd)^{**3} / t_i dc^{**2})^{**1/4} J^{**(-1)} \quad . \quad . \quad . \quad (26)$$

Los datos de Laddha y los de Sivasubramanian (21) para la región I de la operación del RDC se analizaron de acuerdo con la ecuación (26) la cual muestra buena concordancia de los datos dando un valor de la constante "C4" de 0.068. Puesto que los datos están favorablemente bien correlacionados, la suposición hecha para la variación de U_k/dvs de acuerdo a la ecuación (25) parece estar justificada. En la figura (12) se muestra una gráfica de éstos datos cubriendo la región I en ambas direcciones de transferencia de soluto. Estas correlaciones propuestas por Laddha y colaboradores son validas cuando la fase dispersa fluye como gotas discretas sin mojar preferencialmente los internos de la columna.

Además de los estudios de Zhang y de Laddha existen unos traba



$x(1-x)(g^{**3} (dc-da)^{**3} / t1 dc^{**2})^{**1/4}$
 sistema d→c c→d autor
 tolueno(a)-acetona-agua(c) ● ○ Laddna y colab.
 n-hexano(a)-acetona-agua(c) ■ □ Sivasuoramanian

Figura 12.- correlación de Koda para la región I.

jos anteriores pero de aplicación particular:

- Correlación de Vermijis y Kramers (32):

$$\text{Kod } a = f(x)$$

donde: $f(x)$ es una función de la retención, dependiente de las revoluciones por minuto y de las variables del sistema. Datos reportados para agua como fase dispersa (gráficos).

- Correlación de Reman y Olney (33):

$$\eta = f(N^{**3} R^{**5} / Z T^{**2})$$

donde: η es la eficiencia (número de etapas/metro de altura de la columna). Datos reportados para agua como fase dispersa (empíricos)

- Correlación de Logsdail y colaboradores (11):

$$(\text{HTU}) \text{ oc } x(g^{**2} dc/vc)^{**1/3} = K(vc g/Uk^{**3} (1-x)^{**3} dc)^{** (2m/3)} ((dc-dd)/dc)^{** (2(m-1)/3)}$$

donde: "K" y "m" son constantes que varían con la dirección de transferencia de masa y el sistema empleado.

4.- Número de unidades de transferencia para flujo tapón y mezcla axial.

La ecuación de flujo de tapón para transferencia de masa que se usa para calcular la eficiencia de un equipo de flujo a contra corriente es:

$$(NUT)_{ft} = 1/(f-1) \ln((1-w)/(1-f w)) \quad (27)$$

donde:

- f = factor de extracción = $m U_d/U_c$
- w = fracción de recuperación, $(X_o - X_1)/(X_o - m Y_o)$;
- X_o = concentración de soluto en la alimentación
- X_1 = concentración de soluto en el refinado
- Y_o = concentración de soluto en el solvente de entrada
- m = coeficiente de distribución (concentración de soluto en la fase dispersa al equilibrio/concentración de soluto en la fase continua), X_d^*/X_c .

$(NUT)_{ft}$ = número de unidades de transferencia para flujo - tapón.

Cuando existe mezcla axial en el equipo, ésta ecuación obviamente no describe las condiciones de transferencia de masa verdaderas, sino que solamente da el número de unidades de transferencia aparente o efectivo correspondiente al experimento y dimensiones de columna específicos. La aplicación de este NTU a otras condiciones de operación o a otro tamaño de columna puede dar resultados muy erróneos si el efecto de mezcla axial es grande. Se han hecho muchos trabajos sobre mezcla axial en los últimos veinte años, siendo mucho más extenso el trabajo de mezcla axial en -

la fase continua que en la fase dispersa. Sin embargo, el efecto del flujo de la fase dispersa sobre la mezcla axial en la fase continua es incierto.

La mezcla axial altera el patrón de flujo tapón verdadero, --- tiende a reducir la fuerza directora de concentración y daña la -- eficiencia del contactor para la extracción líquido-líquido. Consecuentemente, los coeficientes de transferencia de masa determinados en equipo de laboratorio sin consideración de mezcla axial no corresponden a los coeficientes determinados en equipo de tamaño industrial, y el conocimiento de la mezcla axial es esencial en el escalamiento de equipos de laboratorio a contactores de tamaño industrial.

Los acercamientos al problema de mezcla axial son usualmente descritos por modelos matemáticos en dos caminos diferentes. El primero es el modelo de etapas, el cual representa uno de los caminos más simples para describir la transferencia de masa por mezcla axial en contactores de extracción a contracorriente. Se asume que cada etapa está perfectamente mezclada, de tal modo que las concentraciones del soluto en las corrientes que salen de cualquier etapa son idénticas a la concentración de soluto en la etapa. La mezcla axial en este modelo está caracterizada solo por el número de etapas requeridas.

No es posible distinguir la mezcla axial en dos fases. Un acercamiento más preciso, el modelo de contraflujo, fué desarrollado por Sleicher (34), Miyauchi y Vermeulen (35) y Hartland y Mecklenburgh (36); se postula que hay arrastres finitos de cada fase.

La mezcla axial esta descrita por medio del contraflujo de la corriente entre dos etapas cercanas en ambas direcciones.

La segunda aproximación es el modelo de difusión o de dispersión el cual describe la transferencia de masa en equipo continuo a contracorriente con mezcla axial. El efecto de mezcla axial esta expresado por medio del número de Peclet. Desde un punto de vista teórico, los trabajos de Danckwerts (37), Sleicher (38) y Miyauchi y Vermeulen (39), además de Eguchi y Nagata (40) contribuyeron especialmente a la solución del problema. Levenspiel y Bichoff (41) han hecho una revisión de estos modelos. Han sido propuestos modelos combinados por Misek y Rod (42), Bruin (43), Levenspiel y colaboradores (44), Alder y colaboradores (45) y Levenspiel (46). En la descripción del fenómeno de mezcla axial se han usado extensamente los modelos de dispersión y de contraflujo. El uso de modelos combinados no ha tenido éxito hasta ahora pues es difícil identificar los parámetros pertinentes.

La primera solución del caso lineal por medio de una computadora digital fué presentado por Sleicher (38) el cual obtuvo datos numericos. Una solución analítica con las mismas condiciones en la frontera fué publicada por Miyauchi y Vermeulen (39), (35).

Para cálculos bajo condiciones de coeficientes de transferencia de masa constantes y equilibrio lineal, se dispone de soluciones integradas basadas en el modelo de dispersión para describir el proceso. Si con todo, los parámetros no son constantes, se deben emprender cálculos numéricos por etapas usando el modelo de contracorriente. Aunque ambos modelos dan aproximadamente iguales resultados bajo las condiciones de dispersión más altas encontra-

das comunmente en extractores de columna agitados, el modelo de dispersión es preferido más comunmente y fué usado en el tratamiento de datos experimentales por muchos autores.

El grado de mezcla axial de la fase continua en una columna experimental se puede evaluar por varios métodos. El más evidente es medir la concentración del soluto que se transfiere, a lo largo de la columna durante la operación en estado estacionario. Entonces se puede evaluar el coeficiente de mezcla axial usando los modelos de dispersión axial unidimensional. Debido a las dificultades experimentales involucradas con la medición de la concentración del soluto dentro de la columna, se prefieren los métodos alternos por medio de estudios de distribución del tiempo de residencia (DTR) usando inyección de trazador en el sistema durante la operación en estado estacionario. Estos experimentos (DTR) son de dos tipos dependiendo de la inyección del trazador: i) método de inyección en estado estacionario y ii) método de inyección transitoria (dinámico). En el método de inyección en estado estacionario, se adiciona continuamente una corriente de trazador en la columna y se mide su perfil de concentración en estado estacionario a lo largo de la columna a contracorriente desde el punto de inyección. Estos experimentos dan Ee el coeficiente de dispersión de Eddy o de retromezclado.

En el método dinámico para determinar el coeficiente de dispersión axial de la fase continua, se inyecta un trazador en el sistema y se mide la dependencia de su concentración con el tiempo en un punto fijo corriente abajo del punto de inyección, obte-

niendo así una curva de respuesta como en la determinación normal de la distribución de tiempo de residencia en sistemas fluyentes.

- Resumen de investigaciones experimentales reportadas.

Westerterp y Landsman (47) en su análisis de resultados experimentales mostraron que los datos sobre coeficiente de dispersión axial a velocidad de agitación constante tenían una relación lineal con la velocidad del líquido. Westerterp y Mayburg (48) en experimentos separados en un RDC de 50cm determinaron coeficientes de dispersión de Eddy o de retromezclado, E_b , usando el método de inyección continua de trazador.

Strand, Olney y Ackerman (13) consideraron que el proceso total de dispersión axial en la fase continua está compuesto por -- dos partes principales, una difusión de Eddy o contribución por -- retromezclado, y una difusión del tipo de Taylor la cual se presenta especialmente en la dirección del flujo. Los coeficientes -- de dispersión de Eddy o de retromezclado, E_b , fueron determinados en experimentos de inyección de trazador en régimen permanente -- mientras que los coeficientes totales aparentes de dispersión -- axial, E_c , fueron medidos en experimentos dinámicos usando un tra -- zador. Los valores de E_c y E_b han sido reportados para estudios de una fase en columnas de 15,2 y 105 cm de diámetro. Una gráfica de $(E_c/U_c Z)$ ó $(E_b/U_c Z)$, en función de (RN/U_c) dió una única co -- rrelación de los datos para una columna dada. La magnitud de E_c -- fué más grande que aquella de E_b en condiciones equivalentes de -- agitación. Las curvas para E_c y E_b tienden a acercarse una a la --

otra a velocidades de rotor altas demostrando así que la dispersión de Eddy fué el proceso dominante bajo condiciones de velocidad de rotor alta. Sin embargo, las dos curvas divergen a bajas velocidades de rotación con valores de E_c que pasan por un mínimo. Se considero que ésto se debe a los efectos en competencia de dispersión radial el cual reduce la canalización y el efecto incrementado de dispersión de Eddy con un incremento en la velocidad del rotor.

Stainthorp y Sudall (49) manejan experimentos para estimar la mezcla axial en condiciones con y sin transferencia de soluto. Sus valores experimentales estuvieron en mediano acuerdo con los datos de Strand y colaboradores (13). Stemerding, Lumb y Lips - - (50) han observado que el coeficiente de mezcla axial E_c para la fase continúa se puede correlacionar como sigue:

$$E_c = K_1 U_c + K_2 N$$

Extrapolando los valores del coeficiente total de dispersión axial E_c a velocidad de flujo cero se facilita que sea calculado el valor de E_c ($U_c=0$), representando el efecto simple de la agitación. La magnitud de la contribución de la agitación así obtenida mostró estar en buen acuerdo con los valores del coeficiente de Eddy o de retromezclado E_b obtenido en los experimentos de inyección a régimen permanente. El análisis de los datos experimentales indicó que los valores de K_1/Z se pueden tomar como 0.5 para velocidades de rotor finitas. La relación dada por la anterior ecuación se puede comparar ahora con la siguiente relación entre

el coeficiente de dispersión, E_c , de mezcla axial y F_b , el factor de flujo inverso del modelo de contraflujo derivado por Misek y Rod (42):

$$E_c/U_c Z = 0.5 + F_b/U_c \quad . \quad . \quad . \quad (28)$$

Stemering y colaboradores indicaron que F_b , la rapidez media de mezcla de interetapa por unidad de área de sección transversal de la columna se puede tomar como proporcional a S^{**2} , el área de la abertura de los anillos estatores y RN , el efecto de bombeo -- del rotor e inversamente proporcional al área de la sección transversal de la columna como se indica abajo:

$$F_b \propto RN(S/T) **2$$

En vista del hecho de que los valores experimentales de los coeficientes de dispersión axial para columnas industriales fueron solamente 27 a 55% de los valores predichos por la ecuación de -- Strand y colaboradores, Misek (51) propuso la siguiente correlación para estimar F_b , el factor de contraflujo:

$$F_b = K_4 N R$$

$$K_4 = 0.00212 + 0.00434 (S/T)**2 + 0.0264(R/T)**2$$

Miyauchi, Mitsutake y Harase (52) estudiaron los coeficientes de dispersión axial en columnas con diferentes geometrías. Los resultados fueron obtenidos usando la inyección pulsante de trazador en el sistema. Los coeficientes de dispersión axial fueron re

lacionados con las rapideces de mezclado de interetapa usando la relación de conversión (ecuación 28) y se observó que el factor de contraflujo fué influenciado por el diámetro del rotor y la velocidad de rotación. Miyauchi y colaboradores (48) usando un análisis semiteórico han postulado que el factor de contraflujo F_d , se puede relacionar con el número de potencia P_o por la siguiente ecuación:

$$F_b/R N = 0.017 P_o^{**1/3} (T/Z)^{**1/2} (S/T)^{**1/2}$$

donde P_o representa el grupo $(P_n/dm N^{**3} R^{**5})$ y P_n es el gasto de potencia por compartimiento como lo estiman Nece y Darby (53).

La ecuación anterior mostró correlacionar los datos de Miyauchi y colaboradores (52) para columnas RDC así como para Oldshue Rushton, y los datos de Westerterp y Landsman (47) y de Stemerding y colaboradores (50); una omisión significativa son los datos de Strand, Olney y Ackerman (13), los cuales no siguen adecuadamente la relación anterior. Bruin (43) ha estudiado los efectos geométricos sobre la mezcla axial de la fase continua en el RDC. Más recientemente Elenkov y Temniskov (54) han estudiado la mezcla axial en el RDC de 5.1 cm de diámetro usando flujo en una y dos fases. Cuando se compararon sus datos con la relación de Strand y colaboradores mostraron una desviación considerable. Ellos han observado que los valores de E_c obtenidos en experimentos de flujo de una sola fase fueron dos veces más altos que los datos obtenidos en experimentos de flujo a dos fases. Esto es contrario a las observaciones de otras investigaciones reportadas -

(49), (50).

Venkataramana y colaboradores (59) realizaron experimentos -- con flujo en una y dos fases. Observaron que los datos para una - fase así como los de dos fases tienen la misma tendencia al grafi- car $E_c/U_c Z$ vs. $R N/U_c$. Esta observación es consistente con el -- trabajo de Stemerding y colaboradores (50) y de Stainthorp y Sudall (49) indicando que la mezcla axial en la fase continua no es alte- rada significativamente por la presencia de gotas de la fase dis- persa especialmente a bajos valores de retención en la columna. - Los valores predichos de $E_c/U_c Z$ de acuerdo a las correlaciones reportadas de Westerterpt y Landsman (47) y Misek (51) en compara- ción mostraron gran desviación en sus valores. Observaciones simi- lares se han hecho por Sawinsky (60) en una comparación de varias correlaciones reportadas. Venkataramana y colaboradores encontra- ron que sus datos concuerdan estrechamente con aquellos predichos por la correlación de Strand y colaboradores (13) y de Stain - - thorp y Sudall (49) más bien que cuando se comparan con otras co- rrelaciones reportadas. Venkataramana y colaboradores (59) conclu- yen que $S, R,$ y T son variables importantes que afectan la mezcla axial en el rango cubierto de las columnas RDC industriales y de laboratorio reportadas en la literatura. Otra observación que ha- cen es, que la correlación que proponen predice satisfactoriamen- te el valor de G_f (factor geométrico), para la columna de 5.6 de diámetro usada por Pebalk y colaboradores (57), en la cual el diá- metro de los discos "R" es más grande que el diámetro de la aber- tura en las mamparas "S".

La tabla (1) da las variables pertinentes de estudios experimentales sobre dispersión axial como lo reportan varios investigadores. La mayoría de las correlaciones importantes reportadas se pueden llevar a una forma común como se indica abajo:

$$Ec/Uc Z = 1/2 + (R N/Uc) Gf \quad . \quad . \quad . \quad (29)$$

donde Gf es el factor de geometría de la columna propuesto por varios investigadores como se muestra en la tabla (2). Con el propósito de obtener el mejor grupo de geometría que pueda representar adecuadamente los datos reportados en la literatura, se hace una comparación de los valores numéricos de "Gf" como se obtiene por las diferentes correlaciones para el rango de geometrías cubiertas en cada estudio y éstos se muestran en la tabla (3).

Muchos de los anteriores trabajos fueron llevados a cabo para velocidades de flujo de la fase dispersa pequeñas, lo cual no -- afecta apreciablemente la mezcla axial en la fase continua. Además muchas correlaciones solo satisfacen los casos de velocidades de rotor grande. A velocidades intermedias y bajas no ajustan -- bién con los datos como lo hicieron notar Zhang y colaboradores (22). Ellos usaron el método de adición pulsante de trazador para determinar la distribución del tiempo de residencia. De acuerdo con el modelo de dispersión, calcularon el número de Peclet y $Ec/Uc H$. Para flujo a dos fases sustituyeron Uc por la velocidad modificada $Uc(1-x)$. Notaron que el coeficiente de dispersión -- axial de la fase continua "Ec" depende no solo de la velocidad -- del rotor, geometría de la columna y la velocidad modificada de --

TABLA 1

Rango experimental de variables de estudios importantes sobre dispersión axial.

Investigador	Fase continua	Fase dispersa	Uc (cm/s)	T (cm)	R/T	N((s**(-1))	observaci6n.
Westerterp y Landsman (47)	agua	no	0.02-0.18	4.1-5.0	0.49-0.58	5-20	(1)
Westerterp y Mayburg (48)	agua	no	0.034-0.134	5.0	0.58	5-20	(1)
Strand, Olney y Ackerman (13)	agua	tolueno	-	10-105	0.50	-	(1), (2)
Stemerding y colabor. (50)	agua queroseno	queroseno agua	0.06-1.57	6.4-218	0.46-0.66	0.5-23.3	(1), (2)
Stainthorp y Sudall (49)	agua	queroseno	0-0.32	3.5	0.5	25-42	(2)
Misek y Rozkos (55)	agua	benceno	0.28-0.43	100	0.5	1.2-2.3	(2)
Miyauchi y colabor. (52)	agua	MIBC	0.037-0.05	15	0.5	0-5	(2)
Bruin (43)	agua	no	0-0.175	96	0.613	0-1.315	(2)
Elenkov y Te mniskov (54)	agua	CCl ₄	0.206-0.475	5.1	0.725	0-35	(2)
Murakami y Misonou (56)	agua	queroseno	0.096-0.385	7.9-30	0.48-0.67	3.3-6.7	(3)
Venkataramana y colab. (59)	agua	queroseno tolueno	0.0784-0.385	7.62-10	0.46-0.47	11.7-16.5	(2)

MIBC= metil-isobutil-cetona

(1) adici6n 6nica de trazador

(2) adici6n pulsante de trazador

(3) adici6n continua de trazador

TABLA 2

Varios factores de geometría propuestos, Gf, de la ecuación (29).

Investigador el análisis	modelo usado para	Factor de Geometría Gf.
Westerterp y Landsman (47)	dispersión	$Gf=6.5 (10)^{-3}$; $T= 4.1-5.0$ cm
Strand y colaborad. (13)	dispersión	$Gf=0.09 (R/T)^2 (S/T)^2 -(R/T)^2$; $R N/Uc > 30$ $T=15.2-106.5$ cm
Stemerding y colabor. (50)**	contraflujo	$Gf=0.012(S/T)^2$; el valor de Ed varía de $T = 7.5-215$ cm 1 a 3 veces el de Ec
Misek (51)	contraflujo	$Gf=-0.00212+ 0.00434(S/T)^2 + 0.0264 (R/T)^2$
Miyauchi y colabor. (52)	contraflujo	$Gf=0.0043(T/Z)^{0.5} (T/S)^{0.25}$; $(R^2 N/\nu) > 1.2(10)^{0.5}$ $Gf= 0.045 (T/Z)^{0.5} (T/S)^{0.25} (R^2 N/\nu)^{0.2}$; $(R^2 N/\nu) < 1.2 (10)^{0.5}$
Pebalk y colaborad. (57)	contraflujo	$Gf= 0.0103 (S/T)^2$; $1.6 (10)^4 < R^2 N/\nu < 8(10)^4$
Murakami y Misonou (56)	contraflujo	$Gf= 0.18 (RN/ Uc)^{-0.2} (Ud/Uc)^{0.4} ((S^2-R^2)/T^2)^{0.6} (Z/T)^{-0.4} (R/T)^{2.5}$
Venkatarmana y colab. (59)	dispersión	$Gf=0.028((S-0.5T)/T)$; $T= 3.5-218$ cm
Misek (58)	dispersión	$Gf=C1 Z^{-1/3} (S/T)^2 (R/T)^{2/3}$; $C1=0.02$ para columnas de laboratorio hasta de 20 cm de diametro, $C1=0.04$ para columnas industriales de diametro mayor a 30 cm.

*La ecuación empleada por Stainthorp y Sudall (49) fué la misma que la propuesta por Strand y colaboradores (13)
 ** El modelo combinado de cuatro parámetros de Bruin (43), se reduce a la ecuación de Stemerding y colaboradores (50) para valores muy grandes de $(R N/Uc)$. ν viscosidad cinemática cm^2/S .

TABLA 3

Comparación de los valores de "Gf" predichos por varias correlaciones.

Investigador	T(cm)	S/T	R/T	Z/T	Gf. 10**3							
					Gf(1)	Gf(2)	Gf(3)	Gf(4)	Gf(5)	Gf(6)	Gf(7)	Gf(8)
Westerterp y Colab. (47)	4.1 5.0	0.73 0.74	0.49 0.58	0.61 0.42	6.3 6.4	6.4 6.6	5.9 7.2	6.5 9.1	6.5 6.5	5.5 5.6	6.4 6.7	6.5 6.5
Strand y colab. (13)	15.2 105.2	0.66 0.79	0.50 0.51	0.35 0.24	4.2 8.5	5.2 7.5	8.1 9.3	6.4 7.5	6.5 6.5	4.5 6.4	4.5 8.1	4.2 8.5
Stemerding y colab. (50)	6.4 30.0 64.0 218.0	0.74 0.70 0.66 0.71	0.66 0.63 0.50 0.46	0.31 0.32 0.20 0.12	4.4 3.3 4.2 5.1	6.6 5.9 5.3 6.1	8.3 8.3 10.7 13.5	11.7 10.5 6.4 5.7	6.5 6.5 6.5 6.5	5.6 5.1 4.5 5.2	6.7 5.6 4.5 5.9	6.6 5.9 5.3 6.1
Stainthorp y colab. (49)*	3.5	0.63	0.50	0.54	3.3	4.8	6.6	6.2	6.5	4.1	3.6	3.3
Miyauchi y colab. (35)	15.0	0.72	0.50	0.50	6.0	6.2	5.6	6.7	6.5	5.3	6.2	5.6
Bruin (43)**	96.0	0.71	0.61	0.05	4.3	6.0	20.9	9.9	6.5	5.2	5.9	6.0
Misek y Roskos (55)	100.0	0.72	0.50	0.25	6.0	6.2	7.6	6.7	6.5	5.3	6.2	6.7
Pebalk y colab. (57)	5.6	0.64	0.74	0.24	6.6	5.0	9.8	14.2	6.5	4.3	3.9	4.3
Venkataramana y colab. (59)	10.0 7.6	0.63 0.59	0.47 0.46	0.35 0.33	3.4 2.6	4.7 4.2	8.2 8.5	5.4 5.0	6.5 6.5	4.1 3.6	3.6 2.5	3.6 2.8

Gf (1)-ec. de Strand (13); Gf (2)-ec. de Stemerding (50); Gf (3)-ec. de Miyauchi (35);
 Gf (4)-ec. de Misek (51); Gf(5)-ec. de Westerterp (47); Gf(6)-ec. de Pebalk (57); Gf(7)
 ec. de Venkataramana (59); Gf(8)-datos experimentales de Venkataramana y colaboradores. *misma
 ecuación de Strand (13);** misma ecuación de Stemerding (50)

la fase continúa, sino también de la velocidad superficial de la fase dispersa U_d .

Esta dependencia con U_d es del todo evidente en la región de transición que proponen en su estudios. Puede existir arrastre de la fase continúa por la fase dispersa, esto es, que la fase continúa puede ser arrastrada por los eddies formados en las estelas de gotas o puede ser llevada con las gotas como película alrededor de ellas. Cuando se incrementa la velocidad del rotor y cambia -- gradualmente la región de transición a la región turbulenta, la difusividad de eddy en la fase continúa se convierte en el proceso dominante de mezcla axial para reducir el efecto de U_d .

La correlación que proponen Zhang y colaboradores (22) la obtuvieron por medio de análisis dimensional y regresión exponencial múltiple en una computadora, y es la siguiente:

$$E_c/U_c Z = 0.5 + 0.0204(S/T)^{1.75} (T/Z)^{0.5} ((U_d+U_c)/U_c)^{0.52} (R N/U_c)^{0.74}$$

para valores de $N R/U_c$ en el rango de 50-2000. Observaron que no tiene influencia significativa el hecho de que haya o no transferencia de masa y su dirección, para los sistemas glicero (30%) -- ácido butírico-queroseno (fase dispersa). La velocidad de rotación fué de 3.3 a 17.6 seg^{-1} y el diámetro de la columna 10 cm, U_c de 0.13 a 0.47 y U_d de 0.0 a 0.50.

b.- Mezcla axial en la fase dispersa.

Como se mencionó anteriormente, los resultados reportados de mezcla axial en la fase dispersa son mucho menos que aquellos pa

ra la fase continua quizás debido a la dificultad de hacer las correspondientes mediciones y a la naturaleza compleja de las varias contribuciones a la mezcla axial de la fase dispersa. Strand y colaboradores (13) propusieron una fórmula análoga a la de la mezcla axial de la fase continua, para la fase dispersa.

$$x \text{ Ed/Ud} \Sigma = 0.5 + 0.09 x(R N/Ud) (R/T)^{**2} ((S/T)^{**2} - (R/T)^{**2}) \quad (31)$$

como lo indicaron, se espera que ésta ecuación represente el caso de velocidades de rotor altas, puesto que se ha mostrado que la difusión de Eddy domina el proceso de mezcla axial y puesto que la baja inercia de las pequeñas gotas debe causarles que sigan las fluctuaciones turbulentas de la fase continua.

Stainthorp y Sudall (49) determinaron retromezclado en ambas fases y sugirieron que podía ser seguro asumir los coeficientes de retromezclado de la fase dispersa cerca del doble de la magnitud de aquellos predichos por Strand y colaboradores. Rod (61) después de medir los tiempos de residencia de partículas solidas individuales, evaluó la componente difusional de la mezcla axial en la fase dispersa en un RDC y recomendó la siguiente correlación:

$$x \text{ Ed/Ud} \Sigma = 0.7 + 0.02 (N R e x/Ud)$$

donde "e" es la sección transversal fraccional libre. Estas dos ecuaciones propuestas solo se aproximan a los datos experimentales de Zhang y colaboradores para valores altos de $(x N R/Ud)$. La ecuación de Rod está basada en partículas sólidas tamizadas las -

cuales poseen un espectro de tamaños relativamente angosto. Similarmen- te, la mayoría de los datos experimentales de Strand están basados en partículas y solo unos cuantos son de gotas líquidas. Stemerding y colaboradores (50) observaron que el valor de E_d va- ría de 1 a 3 veces el de E_c . En operaciones de extracción líquido líquido, la fase dispersa posee un rango amplio de tamaño de gota. Las gotas grandes pasan a través de la columna más rápidamente -- que las de tamaño medio, mientras que las pequeñas permanecen un tiempo mayor y pueden ser retromezcladas en mayor proporción debi- do a su mayor inercia. Consecuentemente, existe una amplia distri- bución de tiempo de residencia de las gotas. Zhang y colaborado- res (22) observaron en fotografías una gran variación en el tama- ño de gota a bajas velocidades de rotor, mientras que el rango de tamaño de gota fué relativamente menor cuando la velocidad del ro- tor fué mayor. De este hecho, parece apropiado asumir que el gran valor de la mezcla axial para valores bajos de $x(NR/U_d)$ está forma- do principalmente por velocidades axiales diferentes debido a la amplia dispersión de tamaños de gota. El problema de mezcla axial en la fase dispersa está solo parcialmente resuelto hasta que se puedan obtener datos más precisos por medio de mejores técnicas.

Para este trabajo se emplea la ecuación de Venkataramana para columnas de 3.5-218 cm de diámetro para la fase continua y la ob- servación de Stemerding para la fase dispersa. En el caso de co- lumnas con diámetro mayor a 218 cm aplica la ecuación de Misek - con $C_1=0.04$ y el criterio de Stemerding para la fase dispersa. Se puede hacer una comparación con la ecuación de Zhang si $N R/U_c = (50-2000)$.

Es importante mencionar el rango de las variables para el estudio de Venkataramana: U_c : 0.784 - 3.85 mm/s; U_d : 0.311 - 3.85 mm/s; U_c/U_d : 0.25 a 8; x : 0.0117 a 0.2265.

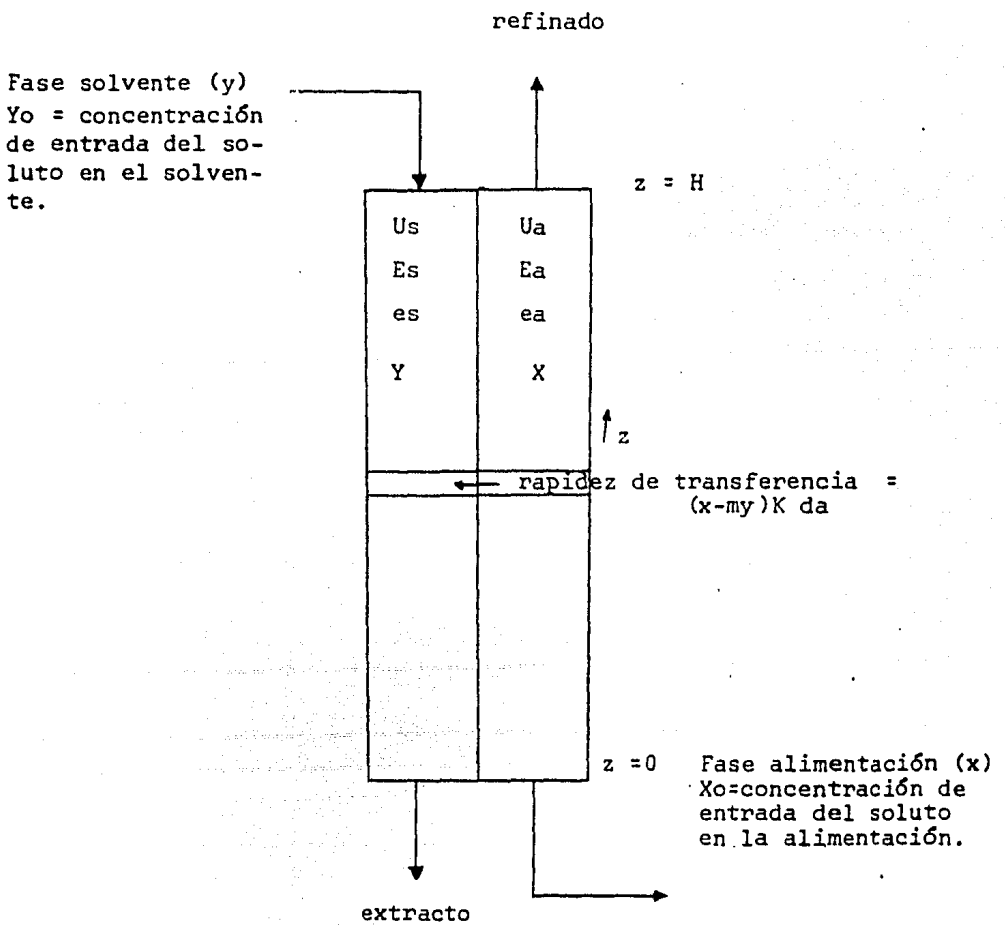
Es interesante el análisis que hace Sleicher (38) en su artículo. Presenta el efecto de la mezcla axial sobre la eficiencia para extracción continua a contracorriente con la alimentación y el solvente introducidos en extremos opuestos de la columna. Sus cálculos están basados en un sistema de tres componentes y un modelo de difusión idealizado, con ocho suposiciones principales que son:

- 1.- El retromezclado de cada fase se puede caracterizar por un coeficiente de difusión axial constante.
- 2.- Las condiciones finales usualmente supuestas (62) para modelos de éste tipo son aplicables (ecuaciones 32 a 35).
- 3.- La velocidad media y concentración de cada fase son constantes al través de aquella parte del diámetro de la columna que está ocupada por la fase.
- 4.- El solvente y refinado libre de soluto son inmiscibles (o su solubilidad no varía con la concentración y por consiguiente con la altura).
- 5.- Los flujos volumétricos del solvente y la alimentación no cambian con la altura.
- 6.- El coeficiente de distribución (relación de equilibrio) es constante; esto es, no es una función de la concentración.
- 7.- El producto del coeficiente de transferencia de masa y el área interfacial por unidad de volumen de torre es constante en

toda la columna.

8.- Los gradientes de concentración del soluto en cada fase son continuos; esto es, no hay discontinuidades como puede ocurrir en una serie de etapas discretas bien mezcladas.

La figura muestra la notación y el modelo basado en las suposiciones



donde:

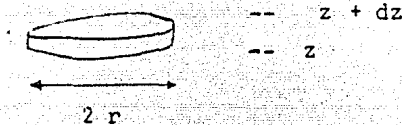
U_s, U_a = velocidad media de las fases solvente y alimentación.

E_s, E_a = difusividad de Eddy de fase solvente y alim.

ϵ_s, ϵ_a = fracción de volumen de fase solvente y alim.

Y, X = concentración de fase solvente y alimentación.

Un balance de materia en torno a cada fase en una sección diferencial de la columna es:



entrada por convección = velocidad * área * concentración =

$$U_a \pi r^{**2} X|_z$$

salida por convección = $U_a \pi r^{**2} X|_{z+dz}$

entrada por difusión axial = $E_a \pi r^{**2} dX/dz|_z$

salida por difusión axial = $E_a \pi r^{**2} dX/dz|_{z+dz}$

transferencia de masa = $K(X-mY)da$

definición de derivada:

$$d/dz (U) = \frac{U|_z - U|_{z+dz}}{dz}$$

ecuación de balance total para el elemento

entradas = salidas

$$dz \frac{d}{dz} (-Ua \pi r^{**2} X) + dz \frac{d}{dz} (Ea \pi r^{**2} dX/dz) = K(X-mY)da$$

$$-Ua dz \pi r^{**2} dX/dz + Ea \pi r^{**2} dz d^2X/dz^2 = K(X-my)da$$

$$\pi r^{**2} dz = dV ; \text{ diferencial de volumen}$$

$$a = da/dV ; \text{ \u00e1rea interfacial por unidad de volumen}$$

$$Va = \epsilon Ua ; \quad ea = \epsilon Ea$$

$$ea d^2X/dz^2 - Va dX/dz = Ka(X-my) \quad . \quad . \quad . \quad (30)$$

por analog\u00eda se puede llegar a:

$$es d^2Y/dz^2 + Vs dY/dz = - Ka(X-mY) \quad . \quad . \quad . \quad (31)$$

Las condiciones de frontera apropiadas (suposici\u00f3n 2), las -
cuales se determinan por balances de materia en torno a cada fa-
se en cada extremo de la columna y que han sido discutidas deteni-
damente en la literatura (62) son:

para $z=0$

La cantidad de soluto en la alimentaci\u00f3n es igual a la canti-
dad en la primera diferencial de la secci\u00f3n transversal menos una
peque\u00f1a cantidad que se transfiere por difusi\u00f3n a causa de la di-
ferencia de concentraciones con la siguiente secci\u00f3n:

$$Va Xi = Va X - ea dX/dz \quad . \quad . \quad . \quad (32)$$

no var\u00eda la concentraci\u00f3n del solvente porque ya se ha alcanzado
el equilibrio o saturaci\u00f3n del mismo.

$$dY/dz = 0 \quad (33)$$

para $z=H$

la cantidad de soluto en el solvente de entrada, es la cantidad de soluto en la primera sección diferencial más una pequeña contribución por difusión como resultado de la diferencia de concentraciones con la siguiente sección diferencial.

$$V_s Y_i = V_s Y + e_s dY/dz \quad (34)$$

no hay variación de la concentración del refinado porque ya se ha alcanzado el equilibrio y no hay transferencia de soluto.

$$dX/dz = 0 \quad (35)$$

Es conveniente poner esas ecuaciones en forma adimensional - usando los grupos f , Pe_a , Pe_s , NUT (factor de extracción $V_a m/V_s$, número de Peclet de la alimentación basado en la longitud de la columna $V_a H/ea = U_a H/Ea$, número de Peclet del solvente basado en la longitud de la columna $V_s H/es = U_s H/Es$, y, número de unidades de transferencia $Ka H/V_a$, respectivamente).

La solución se designa por "w", concentración adimensional $(X_0 - X_1)/(X_0 - mY_0)$ de la alimentación, la concentración adimensional del solvente se designa por $B = (Y - Y_0) V_s / (X_0 - mY_0) V_a$.

Haciendo las sustituciones tenemos:

$$\left. \begin{aligned} w'' + Pe_a w' &= Pe_a NUT (w - 1 + fB) \\ B'' + Pe_s B' &= Pe_s NUT (w - 1 + fB) \\ -w' + Pe_a w &= 0 \\ B' &= 0 \end{aligned} \right\} z = 0$$

$$\left. \begin{array}{l} B' + Pe_s B = 0 \\ w' = 0 \end{array} \right\} z = H$$

Estas ecuaciones se pueden aproximar por métodos numéricos o resolver analíticamente y evaluar los coeficientes de las soluciones. Sleicher usó el segundo método, porque es más preciso para éste caso y fácil de codificar. Para el caso de flujo tapón ($ea = es = 0$, $Pe_a = Pe_s = \infty$) la extracción está dada por:

$$w_{\infty} = (1 - \exp(-NUT(f-1))) / ((1-f) \exp(-NUT(f-1)))$$

que es la ecuación (27) de NUT para flujo de tapón.

Para una etapa simple perfectamente mezclada ($ea = es = \infty$, $Pe_a = Pe_s = 0$) la extracción está dada por:

$$w_0 = NUT / (1 + NUT + f NUT)$$

Sleicher presenta tablas de "w" como función de f, Pe_a , Pe_s , y NUT. "w" es la fracción de recuperación común usada en cálculos de factor de absorción. Además, en vista de que es muy laborioso -- hacer la interpolación de cuatro parámetros en forma precisa, propone una correlación para los resultados en la cual solo se requiere una interpolación en "f". La correlación usa la relación $(NUT)_{ft}/NUT$, donde $(NUT)_{ft}$, es el valor del NUT para una extracción sin mezcla axial o flujo tapón. Así la relación $(NUT)_{ft}/NUT$ es igual a H_{ft}/H , la relación de altura para flujo tapón a la altura real, y, se puede llamar eficiencia de la columna.

La ecuación para correlacionar la eficiencia es:

$$\begin{aligned}
 (\text{NUT})f_t/\text{NUT} = & \text{Pe},a \text{ Pe},s / (\text{Pe},a \text{ Pe},s + \text{NUT}(c_1 \text{Pe},a + c_2 \text{Pe},s + \\
 & c_3(\text{Pe},a \text{ Pe},s)^{**1/2} - c_4(\text{Pe},a + \text{Pe},s)^{**1/2} + c_5(\text{Pe},a - \\
 & \text{Pe},s) \exp(-c_6 \text{NUT}))) \quad (36)
 \end{aligned}$$

donde las constantes son funciones de "f" exclusivamente

T A B L A 4

f	c1	c2	c3	c4	c5	c6
0.1	0.43	0.15	0.31	0.41	-0.305	0.073
0.2	0.47	0.21	0.485	0.59	-0.29	0.085
0.3	0.495	0.27	0.625	0.73	-0.255	0.094
0.4	0.515	0.32	0.75	0.85	-0.22	0.100
0.6	0.55	0.425	0.975	1.07	-0.15	0.115
0.8	0.58	0.52	1.16	1.25	-0.075	0.125
1.0	0.61	0.61	1.31	1.42	0.000	0.135
1.5	0.675	0.81	1.61	1.78	0.18	0.155
2.0	0.73	1.00	1.85	2.10	0.35	0.172
3.0	0.80	1.38	2.12	2.45	0.64	0.201
4.0	0.845	2.00	2.25	2.65	0.865	0.225

Esta correlación da un error máximo de 10% en Hf_t/H y 1.5% en "w" en el rango $0.1 \leq f \leq 4$, $2 \leq \text{Pe},a$ y $\text{Pe},s \leq 55$, $1 \leq \text{NUT} \leq 60$.

La aplicabilidad de este análisis esta limitada por las suposiciones iniciales. De estas suposiciones, merecen comentarse la primera y la segunda.

La primera suposición es que el proceso de extracción se puede representar por un modelo de difusión. Realmente la mezcla axial en la fase continua de una columna de extracción es el resultado de dos efectos. El primero es la difusión molecular y turbulenta en la dirección axial. Este tipo de difusión se puede determinar midiendo la concentración corriente abajo de un plano de inyección continua de trazador. Segundo, la mezcla axial es causada por una velocidad no uniforme y la subsecuente mezcla radial, la cual es llamada algunas veces difusión de Taylor. Este tipo de mezcla no se puede determinar con el experimento precedente, pero se puede determinar, por ejemplo, de distribución de inyección pulsante de trazadores, esto es, midiendo la distribución del tiempo de residencia. Por supuesto, este tipo de experimentos detectará los efectos combinados de las dos causas de la mezcla axial. Ambos tipos de difusión son deletéreos en extracción, porque ambos causan una disminución en la fuerza directora neta para la transferencia de masa. Existe una situación análoga en la fase dispersa. La difusión de la fase dispersa es causada por retromezclado de algunas gotas en una manera aleatoria. Sin embargo las gotas también tienen una distribución en el tiempo de residencia debido al hecho de que algunas gotas se mueven más rápido que otras a causa de la diferencia de tamaños de gota y la velocidad de la fase continua. En suma, la distribución del tiempo de residencia esta afectada por interacciones entre las gotas (conglutinación y redispersión), la cual ocurre hasta en columnas sin etapas.

Hay muchas situaciones de extracción en las cuales predomina la

difusión de Taylor sobre la difusión de Eddy. Esto puede ocurrir usualmente por ejemplo en ambas fases de columnas de riego y empacadas y en ambas fases de una columna RDC operada a alta capacidad y baja velocidad de rotor. En el análisis de Sleicher se ha supuesto difusión de Eddy, y la duda surge según las condiciones bajo las cuales el coeficiente de difusión de Eddy puede ser usado para representar el efecto de la difusión de Taylor en extracción. La selección de las condiciones de frontera en la suposición 2, es realmente una consecuencia del uso del modelo de difusión. Un análisis que incluya el efecto de difusión de Taylor empleará necesariamente condiciones de frontera diferentes.

5.- Criterios para desarrollar la ingeniería básica de un RDC.

- velocidad de rotor : al incrementar la velocidad de los discos, decrece la capacidad y aumenta la eficiencia (número de etapas por metro de altura de contactor). Sin embargo, en ciertos casos la eficiencia pasa por un máximo. Este fenómeno se debe al retromezclado en la zona de extracción.
- diámetro de los discos : la capacidad disminuye y la eficiencia aumenta al incrementar el diámetro de los discos.
- diámetro de la abertura en las mamparas : con un incremento en el diámetro de la abertura de las mamparas, aumenta la capacidad y disminuye la eficiencia.
- altura de compartimiento : la eficiencia es prácticamente constante para alturas de compartimiento pequeñas, pero decrece al aumentar (Z). La capacidad se incrementa al aumentar la altura de compartimiento.
- diámetro de la columna : el diámetro de la columna tiene poca influencia sobre la carga específica y la eficiencia para una relación (R/T) constante.
- carga específica : en general, la eficiencia aumenta un poco cuando se incrementa la carga específica. Sin embargo, en condiciones en que ocurre notable retromezclado, puede ocurrir un efecto inverso.
- relación de fases : un incremento en el flujo de la fase dispersa para un flujo constante de la fase continua ocasiona un aumento en la eficiencia.

-por razones de capacidad, las relaciones de los diámetros -- del disco y del orificio de la mampara al diámetro de la columna (R/T) y (S/T), son conservadas constantes en el escalamiento de un equipo de laboratorio a una columna de nivel industrial.

-para minimizar la altura total y por lo tanto el costo de un RDC, la altura aparente total de la unidad de transferencia- (Het), y por lo tanto, "Ec" y "Ed" tienen que conservarse pequeñas; obviamente éste requerimiento se satisface para alturas de compartimiento pequeñas.

-por razones prácticas de construcción mecánica, la altura de compartimiento mínima recomendada para un diámetro de 2.134 metros es de 0.203 a 0.305 m, para una columna industrial :

$$7 \leq T/Z \leq 10.5$$

-se ha encontrado que los picos de carga líquida, comunmente- tienen lugar cerca del punto de introducción de la alimenta- ción, particularmente en el caso de extracción a contracorriente; para evitar esto, se puede disminuir el diámetro de los discos o se puede aumentar el espaciamiento entre mamparas.

-en las unidades de gran diámetro (mayor de 61 cm), las entradas de la alimentación y del solvente son arregladas preferi- blemente en forma tangencial a la dirección de rotación.

-en la mayoría de las aplicaciones, el contactor opera a presión atmosférica, pero en algunos casos está diseñado para - operar a presiones moderadamente positivas, hasta de 4.7 atm (man).

- dentro de la columna se coloca una mampara extra y una rejilla de tejido ancho para separar la zona de entrada de la alimentación del compartimiento de asentamiento. Este diseño ha probado ser muy efectivo para obtener asentamiento sin perturbación, y conglutinación de las gotas de la fase dispersa en el mismo.
- se prefiere operar el contactor con la interfase en el nivel inferior y con la fase pesada dispersa ya que en la mayoría de los casos se puede operar a una carga mayor para cualquier velocidad de los discos. Pero en el caso de la extracción de aceites lubricantes con furfural, éste se mantiene como fase continua para obtener una operación más eficiente. El domo de la torre actúa como zona de asentamiento de la fase dispersa (aceite, fase ligera).
- cuando la fase líquida ligera, será la fase continua, la columna se llena inicialmente con líquido ligero y después que los discos están girando se alimenta el líquido pesado.
- cualquiera de los líquidos puede ser la fase continua, y la selección se hace usualmente después de considerar la relación de flujos de los líquidos que se alimentan, y cual de las fases moja preferencialmente los internos de la columna. Generalmente se dispersa la fase que no moja los internos de la columna y la de menor flujo.
- es deseable operar el rotor a la velocidad máxima que se pueda obtener sin provocar la inundación.
- la inundación se manifiesta por un arrastre de diminutas gotas en la fase continua.

- es deseable que exista una diferencia de densidad entre los líquidos de 0.02 gr/ml para permitir un flujo a contracorriente por gravedad para cargas grandes. Sin embargo es más fácil operar la columna con diferencias de densidades mayores (0.08 gr/ml).
- debido al efecto inherente de retromezclado se obtiene un -- máximo de 0.5 a 1.0 etapas teóricas por metro de altura de -- contactor.
- es deseable operar el contactor en la región II (donde la ve locidad característica es proporcional a la velocidad de ro-- tación) para obtener un buen contacto entre las fases.
- para tratamiento de aceites lubricantes con furfural, la re-- lación de solvente (furfural/alimentación) requerida para -- una separación dada disminuye al aumentar el número de eta-- pas teóricas.
- siete etapas teóricas parece ser el número máximo aplicable-- para operaciones con furfural. Con más de siete etapas se ga na poco, sin embargo, al disminuir el número de etapas abajo de siete se obtienen resultados de extracción apreciablemen-- te más pobres.

TABLA :

Parametro	critorio de diseño	critorio de selección
-velocidad de los discos.	de 70 a 80% de la velocidad de inundación, en la región II cercana a la región de transición.	equipos con un amplio rango de velocidades - para que sea flexible la operación.
-velocidad de flujo de las fases, o carga específica ($m^3/s \cdot m^2$).	0.8 a 1.2 cm/s para baja recuperación del soluto, - 0.2 a 0.8 cm/s para recuperación cuantitativa del soluto (99%).	torres de diámetro menor de tres metros para evitar problemas mecánicos.
-diámetro de los discos.	mayor que un tercio del diámetro de la columna ($T/3$) y menor que ($T/1.5$).	igual a la mitad del diámetro de la torre - para columnas de diámetro menor de dos metros.
-diámetro de la abertura en las mamparas.	mayor que el diámetro de los discos.	igual a 0.67 del diámetro de la columna, para un diámetro de la columna menor de dos metros.
-altura de compartimiento.	mayor que un octavo del diámetro de la columna ($T/8$) y menor de ($T/2$).	altura de compartimiento lo más grande posible para torres de diámetro menor a dos metros y lo menor posible para ($T > 2m$).
-altura equivalente a una etapa teórica.	entre uno y dos metros.	es preferible que sea lo menor posible ($< 1m$) para minimizar la altura total y por lo tanto el costo de equipo.

EJEMPLO DE DISEÑO :

Para mostrar la metodología de diseño de un extractor RDC, se toman los datos que presenta R.E. Treybal (2) en la página 603.

Calcular la altura de un extractor RDC para separar el 80% de acetona de una solución diluida de acetona en tolueno, con agua en las siguientes circunstancias :

-solución de acetona en tolueno (fase dispersa) :

$$v_d = 5.9 * 10^{(-4)} \text{ kg/m s}$$

$$d_d = 860.4 \text{ kg/m}^{**3}$$

$$D_d = 2.7 * 10^{(-9)} \text{ m}^{**2} / \text{s}$$

$$Q_d = 3.93 * 10^{(-3)} \text{ m}^{**3} / \text{s}$$

-agua (fase continua), libre de acetona. La relación solvente - alimentación se determina con datos de equilibrio y generalmente se prefiere dispersar la fase de menor densidad.

$$v_c = 1.0 * 10^{(-3)} \text{ kg/m s}$$

$$d_c = 1000.0 \text{ kg/m}^{**3}$$

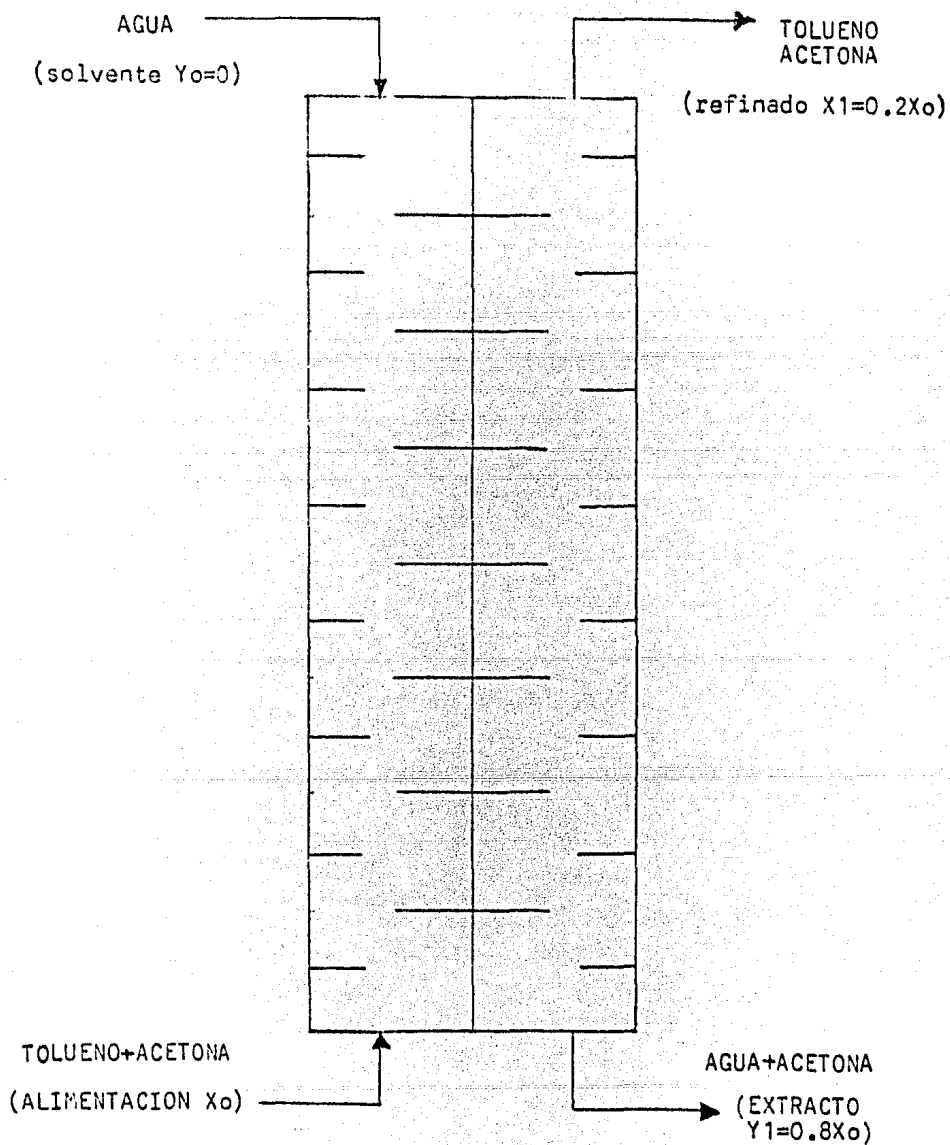
$$D_c = 9.6 * 10^{(-10)} \text{ m}^{**2} / \text{s}$$

$$Q_c = 3.15 * 10^{(-3)} \text{ m}^{**3} / \text{s}$$

$$t_i = 32 \text{ din/cm} = 0.032 \text{ kg/s}^{**2}$$

$$m = X_d^*/X_c = 0.58$$

En la figura se muestra un esquema de la operación.



Un criterio general para dimensionar un RDC es tomar una velocidad de flujo de las dos fases (dispersa y continua) que esté entre 0.8 y 1.2 cm/s. Este criterio se usa para refinación de aceites lubricantes con furfural (64, 33, 67); y para purificación de caprolactama se emplea una velocidad menor que esté entre 0.2 y 0.8 -- cm/s. La velocidad de flujo de ambas fases que se requiere depende de las propiedades del sistema y se ha observado que para recuperar cuantitativamente un soluto ($\sim 99\%$), se debe aplicar una velocidad pequeña (0.2 cm/s).

Para éste caso se puede emplear una velocidad de flujo de 0.7 - cm/s, ya que no es muy grande la recuperación. Con esta velocidad- ($7 \cdot 10^{**(-3)}$ m/s) y con los flujos de ambas fases se puede determinar la sección transversal de la columna :

$$A = (Q_c + Q_d)/0.007 = 1.0 \quad \text{m}^{**2}$$

el diámetro de la columna es :

$$T = (4 A/\pi)^{**1/2} = 1.128 \quad \text{m}$$

y las velocidades de flujo de cada fase :

$$U_d = 3.93 \cdot 10^{**(-3)} \quad \text{m/s}$$

$$U_c = 3.15 \cdot 10^{**(-3)} \quad \text{m/s}$$

las dimensiones de los internos de la columna se pueden calcular con las relaciones presentadas en patentes (3, 5) :

$$2.0 \leq T/Z \leq 8.0$$

$$1.5 \leq T/R \leq 3.0$$

$$S > R$$

y con las fórmulas que reportan Laddha y colaboradores (16) basadas en las correlaciones de Misek (17) :

$$Z = 0.142 (T)^{**0.68}$$

$$R = 0.5 T$$

$$S = 0.67 T$$

el diámetro de los discos es : $R = 0.5(1.128) = 0.564 \text{ m}$

el diámetro de la abertura de las mamparas. :

$$S = 0.67(1.128) = 0.756 \text{ m}$$

y la altura de compartimiento : $Z = 0.142(1.128)**0.68=0.154 \text{ m}$
 con la que se tiene una relación $T/Z = 7.32$, pero como la columna es relativamente pequeña se puede tomar una "Z" mayor en orden a obtener un factor de geometría grande para operar en la región II:

$$T/Z = 2.5$$

$$Z = 1.128/2.5 = 0.451 \text{ m}$$

Retención de la fase dispersa en la inundación, ec. (4) :

$$xi = (3-(1+8Uc/Ud)**1/2)/4(1-Uc/Ud)$$

$$xi = (3-(1+8*0.00315/0.00393)**1/2)/4(1-0.00315/0.00393)$$

$$xi = 0.35$$

Velocidad característica en la inundación, ec. (1) ;

para ocupar ésta ecuación se toma en cuenta la condición de Kung y Beckman (12) :

$$T/(S-R) = 1.128/(0.756-0.564) = 5.875 \quad , \quad < 24$$

entonces $K = 1.0$

$$U_{ki} = (U_d/xi + U_c/(1-xi))/(1-xi)$$

$$U_{ki} = (0.00393/0.35 + 0.00315/(1-0.35))/(1-0.35)$$

$$U_{ki} = 0.0247 \text{ m/s}$$

Velocidad de rotor en la inundación.

Suponiendo que el contactor opera en la región II ($Fr Pf^{**1/2} < 19$, según Zhang y colaboradores (22)), para transferencia de masa de la fase dispersa a la fase continua, ec. (7) :

$$0.11 Fr Pf^{**1/2} = U_k / La Ge$$

donde:

$$Ge = (Z/R)^{**0.9} (S/R)^{**2.1} (R/T)^{**2.4}$$

$$Z = 0.451 \text{ m} , R = 0.564 \text{ m} , S = 0.756 \text{ m} , T = 1.128 \text{ m}$$

$$Ge = (0.451/0.564)^{**0.9} (0.756/0.564)^{**2.1} (0.564/1.128)^{**2.4}$$

$$Ge = 0.2866$$

$$La = (t_i(dc-dd)g/dc^{**2})^{**1/4}$$

$$La = (0.032(1000-860.4)9.81/1000^{**2})^{**1/4}$$

$$La = 0.0814$$

$$Fr Pf^{**1/2} = U_{ki}/0.11 La Ge$$

$$Fr Pf^{**1/2} = 0.0247/0.11(0.0814)(0.2866)$$

$$Fr Pf^{**1/2} = 9.6251 \quad (\text{región II})$$

$$Pf = (t_i^{**3} dc/vc^{**4} g)^{**1/4} ((dc-dd)/dc)^{**0.6}$$

$$Pf = (0.032^{**3} (1000)/0.001^{**4} (9.81))^{**1/4} \cdot ((1000-860.4)/1000)^{**0.6}$$

$$Pf = 73.7694$$

$$Pf^{**1/2} = 8.5889$$

número de revoluciones para la inundación del contactor :

$$Fr = 9.6251 / Pf^{**1/2}$$

$$Fr = 9.6251 / 8.5689 = 1.1206 = g/R N^{**2}$$

$$Ni = (g/R Fr)^{**1/2} = (9.81/(0.564*1.1206))^{**1/2}$$

$$Ni = 3.9397 \text{ s}^{**(-1)}$$

$$Ni = 236.4 \text{ rpm}$$

si se opera el contactor por arriba de éste valor, hay un arrastre de gotas diminutas de tolueno por el agua.

El efecto de la transferencia de masa sobre la velocidad de inundación se puede apreciar si comparamos este resultado con el que se obtiene con la correlación de Logsdail (11), ec. (5) :

$$Uk \text{ vc}/ti = 0.012(g/R N^{**2})((dc-dd)/dc)^{**0.9} (S/R)^{**2.3} \cdot (Z/R)^{**0.9} (R/T)^{**2.7}$$

despejando "N" y tomando "Uki" anterior :

$$N^{**2} = (0.012 \text{ g } ti/R Uki \text{ vc})((dc-dd)/dc)^{**0.9} \cdot (S/R)^{**2.3} (Z/R)^{**0.9} (R/T)^{**2.7}$$

$$N^{**2} = (0.012*9.81*0.032/0.564*0.0247*0.001) \cdot ((1000-260.4)/1000)^{**0.9} (0.756/0.564)^{**2.3} \cdot (0.451/0.564)^{**0.9} (0.564/1.128)^{**2.7}$$

$$N^{**2} = 11.34 \text{ s}^{**(-2)}$$

$$Ni = 3.37 \text{ s}^{**(-1)} = 202. \text{ rpm}$$

Esta velocidad que se obtiene con la correlación de Logsdail, es aproximadamente 15% menor.

Si la operación del contactor se va a llevar a 75% de la inundación :

$$N = 0.75 * N_1 = 0.75 * 3.9397 = 2.9548 \text{ s}^{*(-1)}$$

$$Fr = g/R N^{*2} = 9.81/0.564 * 2.9548^{*2} = 1.9922$$

$$Fr Pf^{*1/2} = 1.9922 * 8.5889 = 17.1108 \quad (\text{región II})$$

velocidad característica en la operación, ec. (7) :

$$U_k = 0.11 Fr Pf^{*1/2} La Ge$$

$$U_k = 0.11 * 1.9922 * 8.5889 * 0.0814 * 0.2886 = 0.0439 \text{ m/s}$$

retención de la fase dispersa in la operación, ec. (1) :

$$U_d + U_c (x/(1-x)) = U_k x(1-x)$$

cuando se quiere despejar "x" se obtiene una ecuación de tercer grado :

$$x^{*3} - 2x^{*2} + (1+U_d/U_k - U_c/U_k)x - U_d/U_k = 0$$

resolviendo por la ecuación general de tercer grado se pueden encontrar las tres raíces :

$$x_1 = 1.2340$$

$$x_2 = 0.1107$$

$$x_3 = 0.6552$$

se escoge la segunda raíz pues la retención de la fase dispersa varía de cero a 0.5 que es el límite en la inundación :

$$x = 0.1107$$

Coefficiente de transferencia de masa con la correlación de -- Laddha y colaboradores (16) para la región II , ec. (24) ; esta - correlación es una manera sencilla y acertada de calcular el coefi- ciente, y se obtienen mejores resultados que con el método que pro- ponen Strand y colaboradores (13) y que describe R.E. Treybal (2):

$$\text{Kod } a = 0.95 x(1-x)(g^{**3}(dc-dd)^{**3} / t_i dc^{**2})^{**1/4} \cdot \\ \cdot Fr^{**1/2} J^{**(-1)} Pf^{**(-1/2)}$$

$$J = (Sc)_d^{**1/2} + m(Sc)_c^{**1/2}$$

$$m = 0.58$$

$$(Sc)_c = v_c/dc \quad D_c = 0.001/1000 \cdot 9.6 \cdot 10^{**(-10)} = 1041.67$$

$$(Sc)_d = v_d/dd \quad D_d = 0.00059/860.4 \cdot 2.7 \cdot 10^{**(-9)} = 253.97$$

$$J = (253.97)^{**1/2} + 0.58(1041.67)^{**1/2}$$

$$J = 34.656$$

$$Pf^{**1/2} = 8.5889$$

$$(g^{**3} (dc-dd)^{**3} / t_i dc^{**2})^{**1/4} = ((9.81(1000-860.4) \cdot \\ **3 / 0.032 \cdot 1000^{**2})^{**1/4} = 16.8317$$

$$\text{Kod } a = 0.95 \cdot 0.1107 (1 - 0.1107) (16.8317) (1.9922)^{**1/2} /$$

$$/ 34.656 \cdot 8.5889$$

$$\text{Kod } a = 7.4644 \cdot 10^{**(-3)} \quad s^{**(-1)}$$

Número de unidades de transferencia en el refinado para flujo de embolo, ec.(27) :

$$(\text{NUT})_{ft} = (1/(1-f)) \ln((1-f w)/(1-w))$$

factor de recuperación :

$$w = (X_o - X_1)/(X_o - m Y_o)$$

$$w = (X_o - 0.2 X_o)/(X_o - 0.58(0)) = 0.8$$

factor de extracción :

$$f = m U_d/U_c$$

$$f = 0.58 \cdot 3.93/3.15 = 0.7236$$

$$(\text{NUT})_{ft} = (1/(1-0.7236)) \ln((1-0.7236 \cdot 0.8)/(1-0.8))$$

$(\text{NUT})_{ft} = 2.7$ = número de unidades de transferencia,
ó número de etapas teóricas para el refinado.

Altura de la zona de contacto de la columna para flujo embolo:

$$H_{ft} = H_{et} (\text{NUT})_{ft} = U_d/\text{Kod } a (\text{NUT})_{ft}$$

$$H_{ft} = (0.00393/0.0074644) (2.7) = 1.4215 \text{ m}$$

Mezcla axial

Como se mencionó con anterioridad, para columnas de 3.5 a 218 cm de diámetro, aplica la correlación de Venkataramana para la fase continua y la observación de Stendering para la fase dispersa (E_d varía de una a tres veces E_c) :

coeficientes de difusión axial; fase continua, ec. (29) :

$$E_c/U_c Z = 0.5 + 0.028(R N/U_c)(S-0.5T)/T$$

$$E_c/U_c Z = 0.5 + 0.028(0.564+2.9548/0.00315)(0.756-0.5*1.128)/1.128$$

$$E_c/U_c Z = 3.0214$$

$$E_c = 3.0214 U_c Z = 3.0214*0.00315*0.451$$

$$E_c = 4.2924*10^{**(-3)} \quad m^{**2} /s$$

tomar el caso límite para estimar "Ed" :

$$E_d = 3E_c = 3*4.2924*10^{**(-3)}$$

$$E_d = 1.2877*10^{**(-2)} \quad m^{**2} /s$$

Cuando la alimentación es la fase dispersa, como en este caso, los números de Peclet se pueden obtener de la siguiente manera -- según Strand y colaboradores (13) y Venkataramana y colaboradores (59) :

$$Pe,a = U_d Z H/x E_d Z$$

$$Pe,s = U_c Z H/(1-x) E_c Z$$

$$Pe,a = U_d H / x E_d = 0.00393 H / 0.1107 * 1.2877 * 10^{**(-2)}$$

$$Pe,a = 2.7570 H$$

$$Pe,s = U_c H / (1-x) E_c = 0.00315 H / (1-0.1107) * 4.2924 * 10^{**(-3)}$$

$$Pe,s = 0.8252 H$$

con estos números de Peclet y con la correlación de Sleicher (38) ec. (36), se puede determinar la altura real de la zona de contacto de la columna :

$$\begin{aligned} (NUT)_{ft} / NUT = & Pe,a Pe,s / (Pe,a Pe,s + NUT(c_1 Pe,a + \\ & + c_2 Pe,s + c_3 (Pe,a Pe,s)^{**1/2} - \\ & - c_4 (Pe,a + Pe,s)^{**1/2} + c_5 (Pe,a - Pe,s) \cdot \\ & \cdot \exp(-c_6 NUT))) \end{aligned}$$

se sabe que :

$$(NUT)_{ft} / NUT = H_{ft} / H$$

Y

$$NUT = H / H_{et}$$

para éste ejemplo :

$$U_a = U_d$$

$$H_{et} = U_d / K_{od} a = 0.00393 / 0.0074644 = 0.5265 \text{ m}$$

sustituyendo estas relaciones en la ecuación (36) para dejarla en función de "H" y de los números de Peclet, se obtiene :

$$\begin{aligned} H_{ft}/H = & Pe_{,a} Pe_{,s} / (Pe_{,a} Pe_{,s} + H(c_1 Pe_{,a} + c_2 Pe_{,s} + \\ & + c_3 (Pe_{,a} Pe_{,s})^{**1/2} - c_4 (Pe_{,a} + Pe_{,s})^{**1/2} + \\ & + c_5 (Pe_{,a} - Pe_{,s}) \exp(-c_6 H/0.5265)) / 0.5265 \end{aligned}$$

con las expresiones de los números de Peclet se puede obtener una ecuación en función de "H" (altura total de la zona de contacto) :

$$Pe_{,a} = 2.7570 H$$

$$Pe_{,s} = 0.8252 H$$

de la tabla (4) se puede obtener el valor de las constantes "ci" con $f=0.7236$, y realizando una interpolación lineal :

$$c_1 = 0.5685$$

$$c_2 = 0.4837$$

$$c_3 = 1.0893$$

$$c_4 = 1.1812$$

$$c_5 = -0.1037$$

$$c_6 = 0.1212$$

$$\begin{aligned} 1.4215/H = & 2.757 \cdot 0.8252 H^{**2} / (2.757 \cdot 0.8252 H^{**2} + H(0.5685 \cdot \\ & \cdot 2.757 H + 0.4837 \cdot 0.8252 H + 1.0893(2.757 \cdot 0.8252)^{**} \\ & 1/2 H - 1.1812(2.757 + 0.8252)^{**1/2} H^{**1/2} - 0.1037 \cdot \\ & \cdot (2.757 - 0.8252)H \exp(-0.1212 H/0.5265)) / 0.5265 \end{aligned}$$

haciendo operaciones y arreglando un poco :

$$5.7049 - H - 2.6531 H^{**(-1/2)} - 0.2377 \exp(-0.2302 H) = 0$$

aplicando cualquier método numérico para encontrar raíces, -
se obtiene la solución :

$$H = 4.3446 \text{ m}$$

$$H = 434 \text{ cm}$$

tenemos por otra parte :

$$H = \text{Het (NUT)ft}$$

$$4.34 = \text{Het (2.7)}$$

$$\text{Het} = 4.34/2.7$$

$$\text{Het} = 1.607 \text{ m}$$

por lo tanto se alcanzan :

$$1/1.607 = 0.622 \text{ etapas/m}$$

éste valor está dentro del rango que se reporta en la bibliografía de 0.5 a 1.0 etapas teoricas por metro (68,33).

CAPITULO IV

APLICACION

El contactor de disco rotatorio (RDC) ha recibido considerable atención como un equipo de extracción líquido-líquido para refinar aceites vegetales, aceites lubricantes, para procesar combustibles nucleares, refinación de petróleo crudo, purificación de vitaminas, tratamiento de aguas de desecho, purificación de caprolactama, etc.. De las dos fases líquidas involucradas en el proceso de extracción, generalmente se dispersa la fase que no moja preferencialmente los internos de la columna (discos y pamparas).

La columna está relativamente libre de taponamiento, y así puede ser operada en presencia de pequeñas cantidades de sólidos suspendidos u otras impurezas. Sus ventajas son : alta eficiencia -- por unidad de altura y alta capacidad para una sección transversal dada. Requiere de poca potencia y tiene bajos costos de operación y mantenimiento en comparación con otras de su tipo. Al igual que con los otros tipos de contactores diferenciales agitados a contracorriente, la rotación de los discos incrementa la eficiencia de la columna aumentando la turbulencia y el área interfacial de transferencia de masa, pero por otra parte, una agitación excesiva reducirá la capacidad y la eficiencia debido a la mezcla axial.

Una ventaja adicional es que no hay gran pérdida de eficiencia cuando se hace el escalamiento de una columna de laboratorio a --

una de escala industrial. Más aun, puesto que el RDC retiene su eficiencia sobre un rango amplio de capacidad, se tiene flexibilidad en la operación.

1.-Extracción de aceites lubricantes con furfural.

Uno de los procesos de refinación con solvente más importante en la industria petrolera es la manufactura de aceites lubricantes de alto grado por extracción con furfural. En la figura (13) se presentan datos característicos para éste tipo de extracción los cuales fueron obtenidos del equilibrio de extracciones a contracorriente por lotes. Estos muestran que la relación de solvente (relación de furfural a alimentación) requerida para una separación dada disminuye al aumentar el número de etapas. En suma, parece que siete etapas teóricas son casi el máximo que puede aplicarse usualmente. Es poco lo que se gana cuando se usan más de siete etapas; sin embargo al disminuir el número de etapas por debajo de siete da como resultado una extracción apreciablemente más pobre. Desde un punto de vista de extracción, los equipos que tengan siete o ligeramente más de siete etapas teóricas son considerados como ideales para la extracción de aceites lubricantes con furfural.

Con una columna empacada es difícil lograr las siete etapas teóricas aun cuando se usan columnas de 30 metros de altura. Además la columna empacada tiene poca flexibilidad. La eficiencia cae considerablemente cuando se reduce la carga de la columna. En la práctica, se considera que una columna empacada tiene de --

cuatro a seis etapas teóricas para la extracción de aceites lubricantes con furfural. Aquí se debe notar que las relaciones de solvente aplicadas para la columna empacada generalmente son más grandes que para el RDC. Esto está relacionado con la baja eficiencia de la columna empacada comparada con el RDC.

Por otra parte, se estima que el costo del RDC es menor del 50% del costo de un sistema mezclador-asentador. Además, la retención de solvente en el contactor es cerca del 10% de aquel que se ocupa en un sistema mezclador asentador y las pérdidas inevitables de solvente son reducidas a cerca del 30%. Un contactor de disco rotatorio que haga el mismo o mejor trabajo que una columna empacada de más de 30 m de altura en la extracción de aceites lubricantes con furfural tiene un costo de solo 30 a 40% de aquel para la columna empacada.

2.-Extracción de una mezcla de hidrocarburos clorados.

Se extraen dos componentes de ésta alimentación. El sistema se puede clasificar como uno difícil de extraer en términos de alta diferencia de densidad y tensión interfacial.

Las eficiencias obtenidas caen en el mismo rango que aquellas para el sistema agua-queroseno-n butil amina.

3.-Extracción de mercaptanos de las fracciones de gasolina.

La extracción de mercaptanos de las fracciones de gasolina para aumentar su calidad es una operación de refinación bien conocida.

Dependiendo del rango de ebullición de la fracción que va a ser tratada, se usa como solvente una solución de sosa o una mezcla de potasa y alquil-fenoles en solución. Estas extracciones se caracterizan por la dificultad de obtener eficiencias altas. Las razones para esto se ven claramente en la siguiente tabla :

	solución de sosa 30*	mezcla de potasa y alquifenoles 2-3
tensión interfacial din/cm		
viscosidad cp	2	20-30*
diferencia de densidades gr/ml	0.3*	0.48-0.64*

*propiedades que son responsables de la difícil extracción del sistema.

Se ha encontrado a menudo que las columnas empaçadas de altura considerable son equivalentes a no más de una etapa teórica para éste servicio. El sistema mezclador-asentador es más confiable -- desde el punto de vista de eficiencia y por lo tanto, ha encontrado aplicación general para el tratamiento de fracciones de gasolina con soluciones de sosa o potasa. Sin embargo este equipo no da completa satisfacción para ambas. Es costoso de construir, usualmente está provisto de solo cuatro etapas reales las cuales son equivalentes a cerca de dos o tres etapas teóricas, mientras que desde el punto de vista económico es deseable un equipo de extracción equivalente a cinco etapas teóricas.

Con éste último punto en mente, el RDC ha sido evaluado para el tratamiento de gasolina con sosa o potasa (33). En el estudio-

de laboratorio se usó n-butil mercaptano como soluto para las -- extracciones con sosa y n-octil mercaptano para las extracciones con potasa y alquilfenoles. El uso de estos compuestos puros facilitó una rápida determinación de la eficiencia por calculos directos. El trabajo a escala semicomercial fué llevado a cabo con las corrientes reales de la planta y la eficiencia ha sido establecida llevando a cabo extracciones comparativas por lotes en equilibrio.

Los datos muestran que :

- La eficiencia se incrementa al aumentar la velocidad del rotor.
- Para rapidezces de gasolina constantes, la eficiencia se incrementa al disminuir la relación de solvente.
- La eficiencia disminuye al aumentar la carga.

Las eficiencias para la extracción con solución de sosa son -- más grandes que para la solución de potasa y alquilfenoles, lo cual se puede explicar asumiendo que el efecto de la alta tensión interfacial es menos detrimento para la transferencia de masa que la alta viscosidad de la fase dispersa. La eficiencia obtenida en la prueba semicomercial para la extracción con potasa es ligeramente menor que en las pruebas de laboratorio. La explicación para esto puede ser encontrada en las insignificantes diferencias en las propiedades de la solución de potasa y alquilfenoles. Se puede concluir que no hay, o difícilmente alguna, pérdida de eficiencia en el escalamiento.

Se puede asumir un valor de una etapa por metro de altura de -

columna como representativo de contactores a escala comercial, y así parece que el RDC puede lograr fácilmente cinco etapas teóricas. Se espera, por lo tanto, que el RDC pueda ser aplicado para extracciones a escala comercial con sosa y con potasa.

4.-Purificación de soluciones de detergentes sintéticos.

La manufactura de ciertos detergentes sintéticos comprende un paso de extracción en el cual la mezcla de reacción es librada de hidrocarburos que no reaccionaron, hidrocarburos polimerizados y alcoholes superiores extrayendo la solución con una fracción de gasolina de bajo punto de ebullición.

Algunas veces se encuentran dificultades a causa de la fuerte-tendencia del sistema líquido involucrado para formar una emulsi- sión semejante a una gel, relativamente estable. Más aun, la ten- sión interfacial de la solución de detergente y la gasolina es -- muy baja (menor de 1 din/cm). Los experimentos llevados a cabo en contactores de disco rotatorio de diámetro entre 6.4 y 64 cm mos- traron que seleccionando la velocidad de rotor apropiada (un poco baja) fué posible vencer todos los problemas de emulsificación.

La solución de detergente fué la fase dispersa durante estos - experimentos. Los resultados de la extracción fueron favorables. Se encontró que un contactor simple de disco rotatorio de 1.45 m- de diámetro y una altura total de 5.18 m puede remplazar dos col- umnas empacadas, cada una de 1.22 m de diámetro y 21.34 m de al- tura en la purificación de 75 ton/día de solución cruda de deter- gente (33). El costo del contactor instalado fué 45% del de las -

columnas empacadas.

5.-Tratamiento de aguas de desecho.

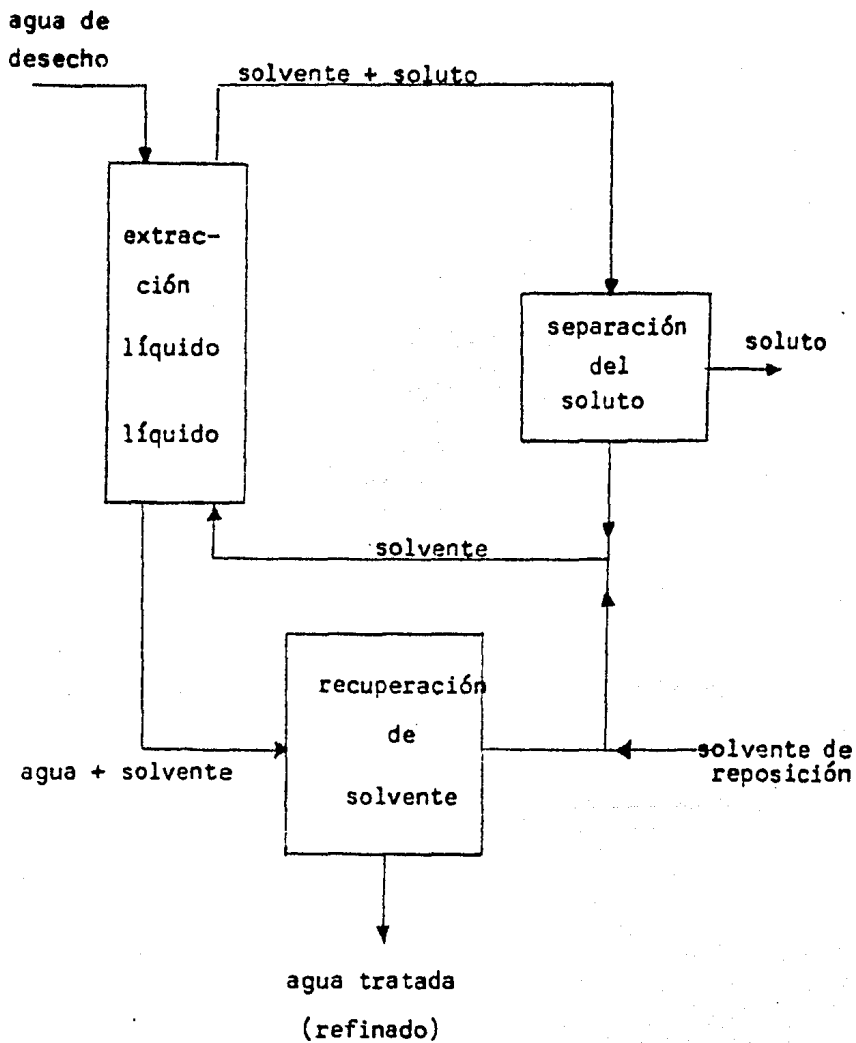
La extracción líquido-líquido es usada en tratamiento de aguas de desecho, principalmente para la separación de fenoles, cresoles y otros ácidos fenólicos. Estas corrientes de agua de desecho provienen principalmente de refineries, hornos de coque en la industria del acero y de la industria de plásticos. En la figura siguiente se muestra un sistema típico de extracción.

El efecto total es separar el agua de desecho alimentada en una corriente de agua que contenga una concentración menor del soluto y una corriente que contenga el soluto. Se pueden identificar tres operaciones principales. La primera es la extracción, en la cual el soluto se transfiere del agua al solvente. La segunda es la etapa de separación del soluto en la cual este es separado del solvente y el solvente es reciclado al extractor. La tercera es la etapa de recuperación del solvente en la cual el solvente es separado del refinado del agua de desecho.

En el tratamiento de aguas de desecho esta tercera etapa es particularmente importante puesto que existe el peligro de contaminar el agua de desecho original con solvente y esto puede crear un problema adicional de tratamiento de efluentes.

Extracción :

Normalmente las especificaciones de diseño involucran los requerimientos de la alimentación que va a ser tratada (flujo y com



posición) para reducir la concentración de soluto a un nivel especificado. Lo principal del diseño es la selección del solvente y su flujo. Las consideraciones económicas demuestran claramente -- que el solvente debe ser barato, tener un coeficiente de distribución alto para el soluto y tener una baja solubilidad en agua (para minimizar las pérdidas de solvente).

El flujo de solvente, que debe ser tan bajo como sea posible, está grandemente controlado por el valor del coeficiente de distribución y el grado requerido de separación. Otro factor importante es la facilidad de separación del solvente y el soluto. La selección del solvente es un compromiso basado en la consideración de esos efectos. En la tabla se muestran algunos solventes -- apropiados para separar fenol (66). Los valores del coeficiente de distribución están reportados a dilución infinita y están dados en términos de la relación de fracciones mol, la cual es de un gran significado termodinámico, y en términos de la relación de concentraciones, la cual es de gran significado práctico en el diseño. Se pueden obtener valores del coeficiente muy altos pero usualmente a expensas de la solubilidad en agua. La selección de un solvente para extracción es un procedimiento complicado que involucra las propiedades físicas, químicas y termodinámicas, y los costos; en tratamiento de aguas de desecho también involucra la consideración del potencial del solvente como contaminante en el efluente final.

Es evidente que los compuestos orgánicos oxigenados de peso molecular relativamente bajo son la clase favorecida para extracción de fenol que tienen coeficientes (masa/volumen) entre 25 y --

Propiedades de solventes a 25 °C

solvente	solubilidad en agua (% peso)	coeficiente de distribución del fenol $m^{**}(-1)$	
		$\frac{\text{fracc.mol solv.}}{\text{fracc.mol alim.}}$	$\frac{\text{mg/lt solv.}}{\text{mg/lt alim.}}$
dietil cetona	3.2	556	94.5
alcohol isoamílico	2.4	225	37.2
acetato de n-butilo	1.2	525	71.0
metil ciclohexanol	1.0	353	51.6
eter isopropílico	0.9	227	29.0
1,2-dicloroetano	0.82	19.3	4.38
n-hexanol	0.56	345	49.6
tetracloroetano	0.32	16.2	2.76
benceno	0.178	11.4	2.3
tolueno	0.05	11.8	1.97
tricloroetileno	0.1	5.2	1.03
CCl_4	0.083	2.6	0.477
n-octanol	0.054	347	39.6
pentacloroetano	0.05	7.7	1.15
n-decanol	0.02	299	27.4
m-xileno	0.02	10.48	1.53
tetracloroetileno	0.015	2.5	0.405
ciclohexano	0.0055	0.96	0.159
n-hexano	0.00095	0.96	0.132

100. Desafortunadamente estos solventes tienden a ser más reactivos que los hidrocarburos simples y clorados. Las cetonas son -- susceptibles a la oxidación, los éteres a formación de peróxidos -- y los ésteres a hidrólisis. Sin embargo, esto no ha evitado su -- uso industrial.

Recuperación del solvente.

La recuperación del solvente del agua que abandona el extrac-- tor puede ser necesaria por factores económicos (gastos provoca-- dos por pérdidas de solvente) o por consideraciones de contamina-- ción. Puede ser necesario un tratamiento adicional tal como oxida-- ción biológica para eliminar esta contaminación por solvente.

Las pérdidas de solvente son tolerables solo en sistemas donde la solubilidad del solvente es de cerca de 10 ppm o menos como en el caso de hidrocarburos parafínicos de peso molecular elevado, o cuando el solvente es muy barato. Es interesante notar que el ben-- ceno, que es comunmente usado como solvente tiene una solubilidad en agua de 1780 ppm mientras que el n-hexano tiene una solubili-- dad de 9.5 ppm.

En la industria del acero no se intenta recuperar el benceno -- debido al bajo costo de producción de éste como subproducto de la operación de los hornos de coque. Hay varios métodos de recupera-- ción como la adsorción y agotamiento con vapor o aire.

Recuperación del soluto.

Se dispone de un gran número de métodos para la separación del soluto y el solvente. Estos incluyen la extracción con un segundo

solvente, evaporación, destilación, reacción química o precipitación. En la separación de fenol, el fenol disuelto en el benceno se extrae usualmente con solución concentrada acuosa de hidroxido de sodio en la cual se transfiere el fenol en su forma iónica. La solución de fenolato de sodio es generalmente vendida para recuperar el fenol en otra parte.

Extracción de fenol.

Generalmente la extracción líquido-líquido es empleada para reducir las concentraciones de fenol de niveles de cerca de 1000 ppm o mayores a unas cuantas partes por millon. Las especificaciones para fenol en efluentes son generalmente de unas cuantas partes por billon a causa del sabor distintivo a medicina que los clorofenoles imparten al agua para beber y la toxicidad para la vida acuática. Como resultado se necesita una subsecuente dilución, reacción química u oxidación biológica para cumplir estas especificaciones. La oxidación biológica es más rápida y barata para niveles bajos de concentración del fenol de entrada. Así se tiene una ventaja económica al usar extracción líquido-líquido antes de la oxidación. Pero se deben tener precauciones especiales puesto que los microorganismos pueden morir con concentraciones de fenol arriba de 50 ppm.

Para concentraciones altas de fenol, se ha encontrado que la extracción líquido-líquido es el método de tratamiento más efectivo y económico. Inicialmente se usaron sistemas de esparido a contracorriente en los cuales el licor débil de fenol era finamente dispersado a través de orificios dando eficiencias de extracción-

de 90 a 95%. Para reducir los costos de capital e incrementar la eficiencia, se introdujo el mezclado mecánico del fenol en solución y el solvente con decantadores gravitacionales. Los efluentes tratados tenían en promedio 60 ppm, representando eficiencias de 95 a 98%. Se pueden lograr separaciones similares con torres empacadas. Los desarrollos en extracción han llevado a equipos más eficientes de contacto tales como contactores centrífugos y de disco rotatorio (RDC) y se han logrado eficiencias de extracción de 98.8 a 99.9% respectivamente.

Para incrementar las eficiencias de separación se han usado solventes más selectivos tales como eter isopropílico, fosfato de tricresol y acetato de butilo. El alto costo de estos solventes requiere recuperaciones de los mismos por agotamiento con vapor o adsorción, sin embargo esto no incrementa el costo necesariamente.

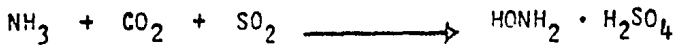
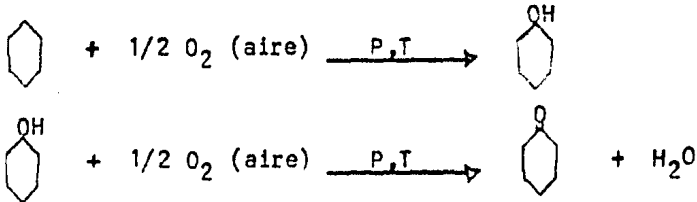
6.-Purificación de caprolactama.

Desde que apareció el nylon-6 en el mercado de fibras sintéticas se empezó a requerir de grandes volúmenes de caprolactama como materia prima. La tecnología de manufactura de nylon-6 requiere caprolactama de alta pureza. El proceso de obtención de caprolactama involucra una etapa de purificación que se lleva a cabo por extracción líquido-líquido porque es la única manera económica de separar la caprolactama del sulfato de amonio. En años anteriores se usaban columnas empacadas de líquido pulsante como equipo de extracción, pero ante la necesidad de aumentar la capacidad de las plantas y de obtener eficiencias altas de separación, la nueva tecnología tiende a sustituir estas columnas empacadas por contactores RDC. Las columnas empacadas tienen baja capacidad y es difícil que se obtengan las ocho etapas necesarias en la separación, además de que se incrusta fácilmente el sulfato de amonio y requieren de mucho mantenimiento. Con el contactor RDC no se tienen tantos problemas en la operación y mantenimiento, y puesto que se puede lograr hasta una etapa por metro de altura, se alcanzan fácilmente las ocho etapas deseadas.

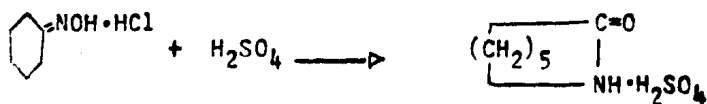
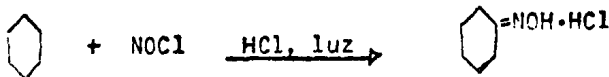
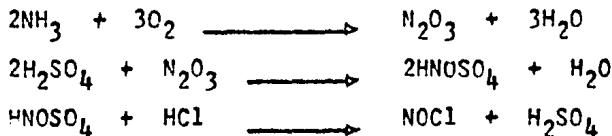
Básicamente existen dos procesos de obtención de caprolactama que tienen muchas variantes y que son :

- a) Oxidación de ciclohexano con aire a alta presión y temperatura para producir ciclohexanol que después es deshidrogenado para convertirlo en ciclohexanona. La ciclohexanona se hace reaccionar con sulfato de hidroxilamina para obtener la oxima

de ciclohexanona que a continuación se transforma en caprolactama cruda por un arreglo intramolecular de Beckmann, en presencia de ácido sulfúrico :



b) Reacción de fotonitrosilación entre ciclohexano y cloruro de nitrosilo con lamparas de mercurio como fuente luminosa, para obtener el clorhidrato de la oxima de ciclohexanona que se pasa directamente a la etapa de rearreglo de Beckmann :



Para obtener caprolactama grado fibra, los dos procesos emplean una serie de pasos de purificación que empiezan con la neutralización de la caprolactama cruda y el ácido sulfúrico (que salen del reactor de rearrreglo de Beckmann) con amoníaco en agua, con lo cual se forma como subproducto sulfato de amonio.

La solución acuosa de caprolactama es extraída primeramente con benceno en una columna RDC para separar la caprolactama de las impurezas solubles en agua. El benceno se mantiene como fase continua para poder operar a una carga mayor a cualquier velocidad de los discos.

En la segunda etapa se extrae la caprolactama del benceno, con agua, para remover la mayor parte de las impurezas orgánicas. Para esta también se emplea una columna RDC con el agua como fase continua. Aunque en la mayoría de los casos se recomienda dispersar la fase pesada, para esta operación se dispersa el benceno porque de esta manera se tiene una operación más eficiente, (el benceno no moja preferencialmente los internos de la columna).

El benceno es recirculado después de ser purificado en un sistema de destilación. La caprolactama que se obtiene de la sección de extracción y que contiene aún una pequeña cantidad de benceno e impurezas, se pasa a un sistema de intercambiadores iónicos, y después a un sistema de destilación para eliminar una pequeña cantidad de agua remanente.

En la primera columna RDC, la solución acuosa de caprolactama fluye a contracorriente con el benceno. La eficiencia de la extracción depende del tamaño de las gotas de caprolactama que se controla por medio de la rotación de los discos.

El benceno que se alimenta por el fondo de la torre fluye -- hacia arriba por gravedad extrayendo la caprolactama de la solución acuosa. En la segunda torre RDC, la caprolactama se extrae de nuevo del benceno, con agua (por ejemplo condensados de proceso) alimentada por la parte superior y que fluye a contracorriente con las gotas de benceno. Nuevamente, la eficiencia de la extracción depende del tamaño de las gotas de benceno que se controla por medio de la rotación de los discos.

CAPITULO V

CONCLUSIONES

- con el contactor de disco rotatorio se dispone de un equipo con alta eficiencia, de operación flexible y de bajo costo comparado con otros equipos; para requerimientos de capacidad desde varios cientos de toneladas por día hasta fracciones de una tonelada por día.
- el único detalle en el que hay que tener cuidado es en la determinación de la tensión interfacial de las dos fases en contacto. Es preferible que la determinación sea experimental y con los fluidos que se van a tratar en la planta.
- puesto que las patentes que amparan la construcción de este equipo ya son de dominio público desde 1976, no hay problemas de propiedad industrial para construir en México un RDC.
- es deseable operar el contactor en la región II, pero en algunos casos (como en extracción de aceites lubricantes con furfural) se puede operar en la región I para elevar la capacidad y como consecuencia de la baja tensión interfacial del sistema.
- la velocidad característica en la inundación siempre es menor que la velocidad característica en operación porque en la inundación se llega al tamaño mínimo de gota.

- el tomar en cuenta la transferencia de masa y su dirección, representa un aumento de 15% aproximadamente en la velocidad de rotación en la operación del contactor, en terminos generales con respecto a la ecuación que propone Logsdail sin tomar en cuenta la transferencia de masa.
- los extractores centrífugos son comparables en capacidad con un RDC pero son más costosos y requieren mucho mantenimiento. Las columnas empacadas tienen mayor eficiencia, pero no pueden manejar grandes cargas y productos sucios.
- en los diseños actuales se siguen ocupando las relaciones dimensionales que propone Reman (3).
- al aumentar la velocidad de rotación de los discos aumenta la eficiencia de la extracción, o se requiere menor altura de la zona de contacto.
- el análisis de Sleicher para mezcla axial aplica para velocidades de rotación altas. Se debe considerar que para columnas que operen a capacidad elevada y baja velocidad del rotor, el efecto de difusión radial o de Taylor predomina sobre la difusión de Eddy. Este es el caso para la difusión de aceites lubricantes con furfural.

NOMENCLATURA

- a - area interfacial por unidad de volumen (m^{**2} / m^{**3})
- A - area de la sección transversal de la columna (m^{**2})
- Ad - area de transferencia de masa de la fase dispersa (m^{**2})
- c(i) - (i=1,6) constantes de la ecuación de mezcla axial de Sleicher
- dc - densidad de la fase continua (Kg/m^{**3})
- dd - densidad de la fase dispersa (Kg/m^{**3})
- dm - densidad media de las fases (Kg/m^{**3})
- dp - diámetro de partícula (m)
- Dc - difusividad de la fase continua (m^{**2} / s)
- Dd - difusividad de la fase dispersa (m^{**2} / s)
- Ea - coeficiente de difusión axial de la alimentación (m^{**2} / s)
- Eb - coeficiente de dispersión de Eddy o de retromezclado de la fase continua (m^{**2} / s)
- Ec - coeficiente de difusión axial de la fase continua (m^{**2} / s)
- Ec(Uc=0) - coeficiente de difusión axial de la fase continua a -
cero velocidad de la fase continua (m^{**2} / s)
- Ed - coeficiente de difusión axial de la fase dispersa (m^{**2} / s)
- Es - coeficiente de difusión axial del solvente (m^{**2} / s)
- f - factor de extracción ($m Ud/Uc$), adimensional ($m Ua/Us$)
- Fr - grupo de Froude ($g/R N^{**2}$), adimensional
- g - aceleración de la gravedad ($9.81 m/s^{**2}$)
- Ge - grupo de geometría de la columna ($Z/R)^{**0.9} (S/R)^{**2.1} (R/T)^{**2.4}$, adimensional
- Gf - factor geometrico para mezcla axial, adimensional

- H - altura de la zona de contacto de la columna (m)
- Hft - altura de la zona de contacto para flujo tapón (m)
- Het - altura equivalente a una etapa teórica ($Ua/K a$), (m)
- J - factor para la ecuación de transferencia de masa, adimensional $(Sc)d^{0.5} + m(Sc)c^{0.5}$
- kc - coeficiente de transferencia de masa de la fase continua (m/s)
- kd - coeficiente de transferencia de masa de la fase dispersa (m/s)
- kd,s - coeficiente de transferencia de masa de la fase dispersa, para gotas sin circulación interna (m/s)
- Kod - coeficiente total de transferencia de masa basado en la fase dispersa (m/s)
- Kod,s - coeficiente total de transferencia de masa basado en la fase dispersa, para gotas sin circulación interna (m/s)
- La - grupo de Laddha $(ti(dc-dd)g/dc^2)^{0.25}$, (m/s)
- m - coeficiente de distribución (concentración del soluto en la fase dispersa al equilibrio/concentración del soluto en la fase continua), (Xd/Xc) adimensional
- N - velocidad de rotación de los discos (revoluciones por segundo)
- Ni - velocidad de rotación de los discos para la inundación (1/s)
- NUT - número de unidades de transferencia ($K a H/Ud$)
- $(NUT)ft$ - número de unidades de transferencia para flujo tapón ó teóricas
- Pe,a - número de pecllet de la alimentación
- Pe,c - número de pecllet de la fase continua ($Uc Z/Ec$), adimensional

- Pe_d - número de pecllet de la fase dispersa ($U_d Z/E_d$) adimensional
 Pe_{dr} - número de pecllet de una gota ($d_p U_s/D_d$), adimensional
 Pe_s - número de pecllet del solvente
 Pf - grupo de propiedades físicas $(t_i^{**3} dc/vc^{**4} g)^{**0.25} \cdot ((dc-dd)/dc)^{**0.6}$, adimensional
 Q_c - flujo volumetrico de la fase continúa (m^{**3} /s)
 Q_d - flujo volumetrico de la fase dispersa (m^{**3} /s)
 R - diámetro de los discos (m)
 s - rapidez de renovación de la superficie (1/s)
 S - diámetro del orificio en las mamparas (m)
 $(Sc)_c$ - número de Schmidt de la fase continúa ($vc/dc D_c$), adimensional
 $(Sc)_d$ - número de Schmidt de la fase dispersa ($vd/dd D_d$), adimensional
 t_i - tensión interfacial (Kg/s^{**2})
 T - diámetro interno de la columna (m)
 U_a - velocidad de flujo de la alimentación (m/s)
 U_c - velocidad de flujo de la fase continúa (Q_c/A), (m/s)
 U_{ci} - velocidad de flujo de la fase continúa en la inundación
 U_d - velocidad de flujo de la fase dispersa (Q_d/A), (m/s)
 U_{di} - velocidad de flujo de la fase dispersa en la inundación
 U_k - velocidad característica (m/s)
 U_{ki} - velocidad característica en la inundación
 U_s - velocidad de flujo del solvente (m/s)
 U_{sl} - velocidad de deslizamiento (m/s)
 vc - viscosidad de la fase continúa ($Kg/m s$)
 vd - viscosidad de la fase dispersa ($Kg/m s$)

- V - volumen total de contacto de la columna (m^3)
- Vd - volumen de fase dispersa en un instante dado (m^3)
- w - fracción de recuperación $((X_0 - X_1)/(X_0 - mY_0))$, adimensional
- x - retención de la fase dispersa (Vd/V), adimensional
- xi - retención de la fase dispersa en la inundación
- Xo - concentración del soluto en la alimentación
- X1 - concentración del soluto en el refinado
- Yo - concentración del soluto en el solvente
- z - altura para el modelo de mezcla axial (m)
- Z - altura de compartimiento (m)

BIBLIOGRAFIA :

- 1.-Perry R.H. and Chilton C.H., "Chemical Engineers Handbook", -
5th. ed., Mc Graw Hill, N.Y., Chap. 21.
- 2.-Robert E. Treybal, "Extracción en fase líquida", traducción -
de la segunda edición en inglés, UTEHA, cap. 11.
- 3.-Reman G.H., "Liquid contact apparatus with rotating disks", -
U.S.Pat. 2,601,674., June 24, 1952.
- 4.-Pieters W.J., "Contact apparatus with rotating disks", U.S. -
Pat. 2,729,544., Jan. 3, 1956.
- 5.-Reman G.H. and Pieters W.J., "Contact apparatus with rotating
disks", U.S.Pat. 2,729,545., Jan. 3, 1956.
- 6.-Walley K.H. and Reman G.H., "Rotary contactor", U.S.Pat. --
2,912,310., Nov. 10, 1959.
- 7.-Bailes P.J., Hanson C. and Hughes M.A., "Liquid-liquid extrac
tion : the proces, the equipment", Chem.Eng., 83,2,86(1976).
- 8.-Bailes P.J., Hanson C. and Hughes M.A., "Liquid-liquid extrac
tion : nonmetallic materials", Chem.Eng., 83,10,115(1976).
- 9.-Bailes P.J., Hanson C. and Hughes M.A., "Liquid-liquid extrac
tion : metals", Chem.Eng., 83,18,86(1976).
- 10.-Thornton J.D. and Pratt H.R.C., "Flooding rates and mass --
transfer data for rotary annular columns", Trans. Inst. Chem.
Engrs., 31,289(1953).
- 11.-Logsdail D.H., Thornton J.D. and Pratt H.R.C., "Flooding ra--
tes and performance data for a rotary disk contactor", Trans.
Inst. Chem. Engrs., 36,301(1957).
- 12.-Kung E.Y. and Beckman R.B., "Dispersed-phase hold-up in a --

- rotating disk extraction column", *AIChE. J.*, 7,319(1961).
- 13.-Strand C.P., Olney R.B. and Ackerman G.H., "Fundamental aspects of rotating disk contactor performance", *AIChE. J.*, 8,-252(1962).
- 14.-Misek T., "Hydrodynamic behavior of agitated liquid extractors", *Coll. Czech. Chem. Com.*, 28,1631(1963).
- 15.-Misek T., "Break-up of drops by a rotating disk", *Coll. Czech Chem. Com.*, 28,426(1963).
- 16.-Laddha G.S., Jegaleesan T.E. and Kannappan R., "Hydrodynamics and mass transport in rotary contactors", *Can. J. Chem. Eng.*, 56,137(1978).
- 17.-Misek T. "Rotating disk extractor", *Statni Nakadatelstiv Technicke Literatry, Prague* (1964).
- 18.-Kasatkin A.G., Kagan S.Z. and Trukhanov G.V., *Khim. Prom.* 190 (1962).
- 19.-Kasatkin A.G., Kagan S.Z. and Trukhanov G.V., *Zhur. Prikl. - Khim.*, 35,1989(1962).
- 20.-Mumford C.J., Al-Hemiri A.A.A., "The effect of wetting characteristics upon the performance of a rotating disk contactors", *Proc. Intern. Solvent Extn. Conf., Lyon (ISEC), vol. 2,1591-* (1974).
- 21.-Sivasubramanian R., *M. Tech.Thesis Univ. Madras*(1970).
- 22.-Zhang S.H., Ni X.D. and Su Y.F., "Axial mixing and mass transfer in rotating disk contactors", *Can. J. Chem. Eng.*, 59,573- (1981).
- 23.-Newman A.B., "The drying of porous solids diffusion calculations", *Trans. Am. Inst. Chem. Engrs.*, 27,310(1931).

- 24.-Kronig R. and Brink J.C., "On the theory of extraction from - falling droplets", Appl. Sci. Res., A2,142(1950).
- 25.-Handlos A.E. and Baron T., "Mass and heat transfer from drops in liquid-liquid extraction", AIChE. J., 3,127(1957).
- 26.-West F.B., Robinson P.A., Morgenthaler A.C., Beck T.R. and - McGregor D.K., "Liquid-liquid extraction from single drops",- Ind. Eng. Chem., 43,234(1951).
- 27.-West F.B., Herrman A.J., Chong A.T. and Thomas I.E.K., "Addi- tion agents and interfacial barriers in liquid-liquid extrac- tion", Ind. Eng. Chem., 44,625(1952).
- 28.-Su Y.F. et al, "Study of drop mass transfer coefficients in - the continuous phase", Proceedings of Inter-Colegiate Sympo- sium on Chemical Engineering, 47(1963).
- 29.-Komasawa I. and Ingham J., "Effect of system properties on - the performance of liquid-liquid extraction columns-III", - Chem. Eng. Sci., 33,541(1978).
- 30.-Danckwerts P.V., Trans. Faraday Soc., 46,300(1950).
- 31.-Olney R.B., "Droplet characteristics in a countercurrent con- tactor", AIChE. J., 6,827(1961).
- 32.-Vermijis H.J.A. and Kramers H., Chem. Eng. Sci., 3,55(1954).
- 33.-Reman G.H. and Olney R.B., "The rotating-disk contactor a new tool for liquid-liquid extraction", Chem. Eng. Progr., 51,3,- 141(1955).
- 34.-Sleicher C.A., "Entrainment and extraction efficiency of --- mixer-settlers", AIChE. J., 6,529(1960).
- 35.- Miyauchi T. and Vermeulen T., "Diffusion and backflow models for two-phase axial dispersion", Ind. Eng. Chem. Fundamentals

- 2,304(1963).
- 36.-Hartland S. and Macklenburgh J.C., "A comparison of differential and stagewise counter current extraction with backmixing" Chem. Eng. Sci., 21,1209(1966).
- 37.-Danckwerts P.V., "Continuous flow systems-distribution of residence times", Chem. Eng. Sci., 2,1(1953).
- 38.-Sleicher C.A., "Axial mixing and extraction efficiency", --- AIChE. J., 5,2,145(1959).
- 39.-Miyachi T. and Vermeulen T., "Longitudinal dispersion in -- two-phase continuous-flow operations", Ind. Eng. Chem. Fundamentals, 2,113(1963).
- 40.-Eguchi W. and Nagata S., Chem. Eng. Sci. (Tokyo), 22,2181(-- 1958).
- 41.-Levenspiel O. and Bischoff K.B., "Advances in Chemical Engineering, Patterns of flow in chemical process vessels", Ch.4, vol.4, Academic Press, New York(1963).
- 42.-Misek T. and Rod V., "Calculation of contactors with longitudinal mixing", Ch.7, "Recent advances in liquid-liquid extraction", Hanson C., Pergamon Press, Oxford 1971.
- 43.-Bruin S., "Geometry effects on axial mixing of the continuous phase in rotating disk contactors", Trans. Inst. Chem. Engrs. 51,355(1973).
- 44.-Levich V.G., Markin V.S. and Chismadzhev Y.A., Chem. Eng.Sci. 22,1357(1967).
- 45.-Alder R.J. and Hovorka R.B. AIChE. 2nd Joint Autumn. Control-Conf. (June 1961).
- 46.-Levenspiel O., "Chemical Reaction Engineering", 2nd Ed. Wiley

Eastern, N.D. (1974).

- 47.-Westerterp K.R. and Landsman P., "Axial mixing in a rotating-disk contactor I", Chem. Eng. Sci., 17,363(1962).
- 48.-Westerterp K.R. and Mayburg W.H., "Axial mixing in a rotating disk contactor II", Chem. Eng. Sci., 17,373(1962).
- 49.-Stainthorp F.P. and Sudall N., "Backmixing in a rotating disk contactor", Trans. Inst. Chem. Engr., 42,T198(1964).
- 50.-Stemerding S., Lumb E.C. and Lips J., "Axiale vermischung in einer drescheiben", Chemi. Ingr. Tech., 35,844(1963).
- 51.-Misek T., Paper presented in CHISA II Congress, Malenbad, -- Czechoslovakia(1965).
- 52.-Miyauchi T., Mitsutake H. and Harase I., "Longitudinal dispersion in a rotating impeller type of contactor", AIChE J., 12, 508(1966).
- 53.-Nece R.F. and Darby J.W., Trans. Am. Soc. Mech. Eng. D82,562-(1962).
- 54.-Elenkov D. and Temniskov I., Comptes. Rendus. Acad. Bulg. Sci 6,679(1974).
- 55.-Misek T. and Rozkos B., "Dephenolization of waste waters in - RDC", Int. Chem. Eng., 6,130(1966).
- 56.-Murakami A. and Misonou A., "Backmixing in a rotating disk - extraction column", Int. Chem. Eng., 18,22(1978).
- 57.-Pebalk V.L., Shashkova M.N. and Baranova Z.P., Khim. Prom., - 3,209(1970).
- 58.-Misek T., "Longitudinal mixing phenomena in rotating disk contactors", Research Institute of Chemical Equipment Prague, - (1971).

- 59.-Venkataramana J., Degaleesan T.E. and Laddha G.S., "Continuous phase axial mixing in rotary disk contactors", Can. J. Chem. Eng., 58,206(1980).
- 60.-Sawinsky J., Int. Chem. Eng., 18,169(1978).
- 61.-Rod V., "Longitudinal mixing in a dispersed phase in rotating disk extractors", Coll. Czech. Chem. Comm., 33,2855(1968).
- 62.-Wehner J.F. and Wilhelm R.H., Chem. Eng. Sci., 6,89(1956).
- 63.-Akell R.B., "Extraction equipment available in the U.S.", Chem. Eng. Progr., 62,9,50(1966).
- 64.-Reman G.H., "Extraction equipment outside the U.S.", Chem. Eng. Progr., 62,9,56(1966).
- 65.-Treybal R.E., "Liquid extractor performance", Chem. Eng. Progr 62,9,67(1966).
- 66.-Kiezyk P.R. and Mackay D., "Waste water treatment by solvent extraction"; Can. J. Chem. Eng., 49,747(1971).
- 67.-Reman G.H. and Van de Vusse J.G., "Applying RDC to lube extraction", Petroleum Refiner 34,9,129(1955).
- 68.-Reissinger K.H. and Jürgen S., "Selection criteria for liquid liquid extractors", Chem. Eng., 25,109(1978).
- 69.-Olney R.B., "Mass transfer in stirred vessels", AIChE J. 7,2, 348(1961).