

Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA

ANALISIS DE LAS ALTERNATIVAS EN LAS OPERACIONES DE
AGITACION MEDIANTE EL CONCEPTO DE UNIDAD DE
PROCESO

JOSE LUIS TORRES VAZQUEZ

INGENIERIA QUIMICA

1974



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.

1974
NO. ~~321~~ 325
FECHA 1 feb
PROC _____
S _____ 322



QUÍMICA

A MI MADRE, CON TODO MI
CARIÑO Y AGRADECIMIENTO

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA:

PRESIDENTE:	ING. CARLOS DOORMAN MONTERO
VOCAL :	ING. RUDI P. STIVALET CORRAL
SECRETARIO:	ING. ANTONIO FRIAS MENDOZA
1er. SUPLENTE:	ING. JOSE F. GUERRA RECASENS
2° SUPLENTE:	ING. ROBERTO ANDRADE CRUZ

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA: LIGHTNIN DE MEXICO, S.A.
DE C.V.

NOMBRE COMPLETO DEL SUSTENTANTE : JOSE LUIS TORRES VAZQUEZ

NOMBRE COMPLETO DEL ASESOR : ING. ANTONIO FRIAS MENDOZA

NOMBRE DEL SUPERVISOR TECNICO : NO LO HAY

CAPITULO I

INTRODUCCION

Dentro de las operaciones industriales de mas aplicación a todos los niveles, la agitación de fluidos posee características muy especiales. Esto se explica por el hecho de que la tecnología de agitación ha sido originada en su mayor parte por una evolución de métodos tradicionales mas que por un desarrollo tecnológico integral (como es el caso de la mayoría de las operaciones unitarias -- importantes). De hecho, la mayor parte de la tecnología de agitación data de hace relativamente poco tiempo, -- además de que la competencia comercial ha producido una falta de unificación de criterios muy marcada, debido al desarrollo particular "a puerta cerrada" de cada compañía.

Desde un punto de vista práctico, resulta conveniente -- para una compañía cuya capacidad de ingeniería posee las limitaciones propias de su tamaño y especialización, el disponer de la tecnología que un determinado fabricante de equipo proporciona como parte de sus servicios. Es -- así como generalmente se efectúa el diseño e instalación correspondiente a la mayoría de las aplicaciones de agitación. Sin embargo, para tener la seguridad de que se ha hecho la selección mas apropiada, en la actualidad --

una compañía normalmente tiene ante sí únicamente dos alternativas: emprender un estudio técnico completo que le permita hacer una comparación apropiada entre los equipos disponibles, o bien depositar su confianza en un fabricante determinado. El primer camino -- implica un esfuerzo considerable que normalmente no -- está dentro de sus posibilidades, y el segundo produce con demasiada frecuencia una mala selección, guiada las mas de las veces por el engañoso concepto de -- la inversión inicial.

El problema delineado en párrafos anteriores, cuya -- importancia resalta aún mas si tomamos en considera-- ción que en el año de 1973 se invirtieron en México -- alrededor de 60 millones de pesos en equipo de agita-- ción exclusivamente (sin tomar en cuenta el equipo re-- lacionado directamente), ha sido la principal motiva-- ción del presente trabajo. El objetivo fundamental -- del mismo es el de proporcionar un criterio de selec-- ción comparativa desde el punto de vista del resulta-- do deseable para cada tipo de proceso, que, a pesar -- de ser relativamente rudimentario, pretende simplifi-- car el procedimiento de selección de equipo de agita-- ción.

No se ha pretendido presentar un método completo de -- evaluación de costos para los procesos de agitación, - ya que sería muy difícil cubrir la infinidad de varia- ciones propias de cada proceso, así como los rápidos - avances técnicos de la industria.

Se ha recurrido, en cambio, a la utilización de índi-- ces relativos de precios que pueden proporcionar una - visión de conjunto de los costos relativos de los di-- ferentes equipos.

Finalmente, tampoco sería posible describir en un tra- bajo con las limitaciones propias de una tesis profe-- sional, los procedimientos de selección y diseño - - - empleados en la industria, ya que sería un trabajo - - demasiado extenso y además correría el riesgo de incur- rrir en problemas de carácter legal, al sacar a la luz pública información perteneciente a la tecnología par- ticular de las compañías del ramo, protegida por paten- tes mundiales.

CAPITULO II

GENERALIDADES SOBRE AGITACION
DE FLUIDOS A ESCALA INDUSTRIAL

Según una clasificación ampliamente aceptada en la -- industria, las operaciones de agitación de fluidos -- pueden agruparse de acuerdo al siguiente cuadro:

<u>PROCESOS FISICOS</u>	<u>TIPO DE APLICACION</u>	<u>PROCESOS QUIMICOS</u>
Suspensión	Líquido-sólido	Disolución
Dispersión	Líquido-gas	Absorción
Mezclado	Líquido-líquido	Extracción
Agitación	Exclusivamente fase líquida	Transferencia de calor, en reacciones -- exotérmicas o endotérmicas

Hay que hacer notar que los procesos listados son exclusivamente ejemplos de cada tipo de aplicación y de ninguna manera una clasificación exhaustiva. Sin embargo, la uniformidad de criterios termina prácticamente en la anterior clasificación, ya que, debido a las causas mencionadas en la introducción de este trabajo, la tecnología de cada aplicación es propiedad particular de cada empresa, y, en la mayoría de los casos, incluye una gran cantidad de información empírica.

La ingeniería de un proceso de agitación puede dividirse esencialmente en tres partes: el tipo de efecto físico que cada operación requiere, los medios mecánicos de que se dispone para producir dicho efecto desde un punto de vista práctico, y las relaciones que existen entre causa y efecto. Empleando nuevamente la terminología de la industria, dichas partes serían: Diseño del Proceso, Diseño Mecánico y Dinámica de Fluidos de los Agitadores.

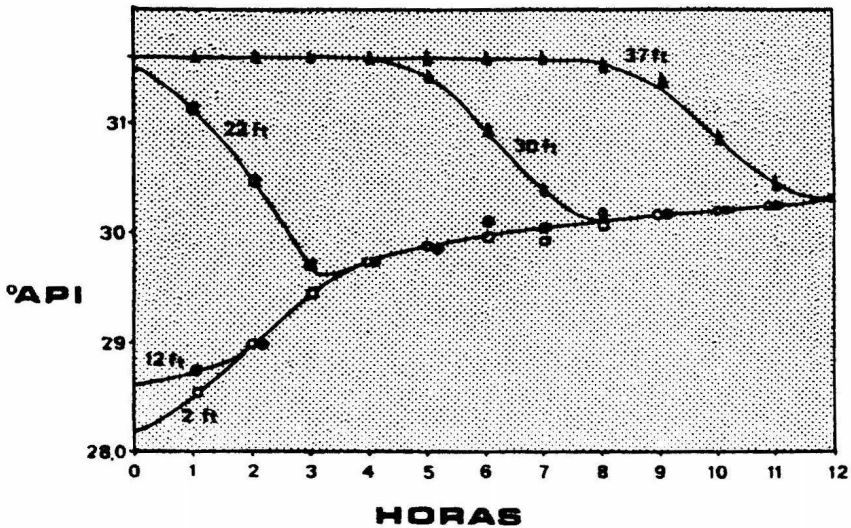
2.1) Diseño del Proceso.

El diseño del proceso de agitación requiere, en primer lugar, una definición de dos términos: objeto de la agitación y condiciones base. Para ejemplificar esto, se presenta a continuación el desarrollo de dichas definiciones para dos procesos bastante comunes: mezclado de líquidos miscibles y suspensión de sólidos. El Apéndice I incluye un cuadro más completo de las definiciones correspondientes a las aplicaciones que se presentan con mayor frecuencia.

2.1.1) Mezclado de líquidos miscibles.

Objeto de la agitación: normalmente se define como la homogenización de la mezcla, que a su vez es una condición perfectamente identificada de acuerdo a la variación permisible entre las concentraciones de cada componente en diferentes puntos de muestreo en el cuerpo de la mezcla. La gráfica presentada en la ilustración I muestra claramente esta explicación. Cada una de las líneas convergentes representa lecturas de la densidad de la mezcla tomadas a diferentes alturas de un tanque de mezclado de aceite combustible. El punto de homogenización de la mezcla podría definirse en este caso como aquél en el que la diferencia entre dos lecturas -- cualesquiera, tomadas simultáneamente a diferentes alturas del tanque, no exceda de 0.05° API. De acuerdo a la gráfica, este punto se alcanzó a las doce horas de operación del mezclador. -- (J.H. Rushton - Ref. 25).

Condiciones base: para el caso de líquidos miscibles, se definen como el comportamiento de la mezcla cuando la homogenización se logra -- -- mediante difusión natural exclusivamente. --



CARGA	% VOL.	°API
1	6.4	32.7
2	55.1	31.5
3	12.4	30.8
4	26.1	26.7

ILUSTRACION I. MEZCLADO DE ACEITE COMBUSTIBLE EN UN TANQUE DE 20,000 BBL, AGITADOR DE 10 HP.

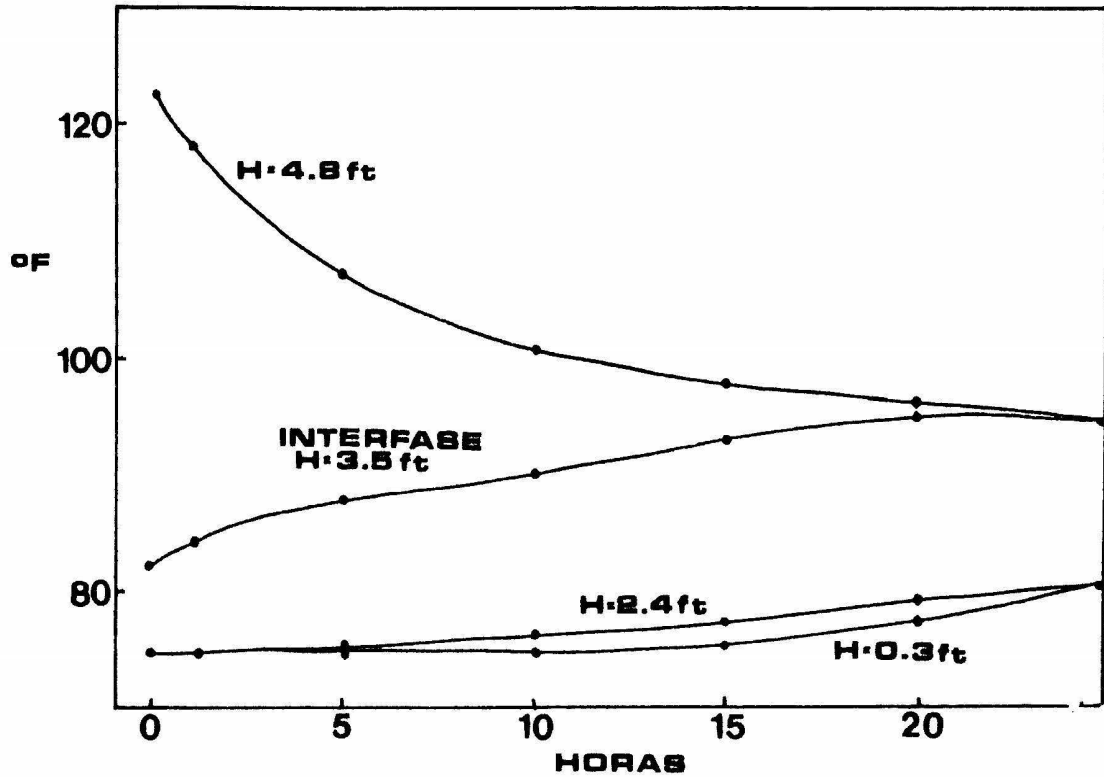
(RUSHTON, J.H. - REF. 22).

Estas condiciones de mezclado representan a su vez el punto de comparación para la efectividad de la agitación o bien, en otras palabras, la velocidad mínima a la que podría efectuarse el mezclado una vez puestas en contacto las partes componentes. Empleando un ejemplo similar al anterior, en la ilustración II se muestra el proceso de difusión natural dentro de un tanque en el cual los componentes son sencillamente agua a diferentes temperaturas. Después de 24 horas de contacto, aún existe una diferencia de 7°F. entre dos puntos de muestreo (o lectura directa en este caso). Si se hacen las correcciones correspondientes a la transmisión de calor por conducción, el resultado sería mas elocuente aún.

2.1.2) Suspensión de sólidos.

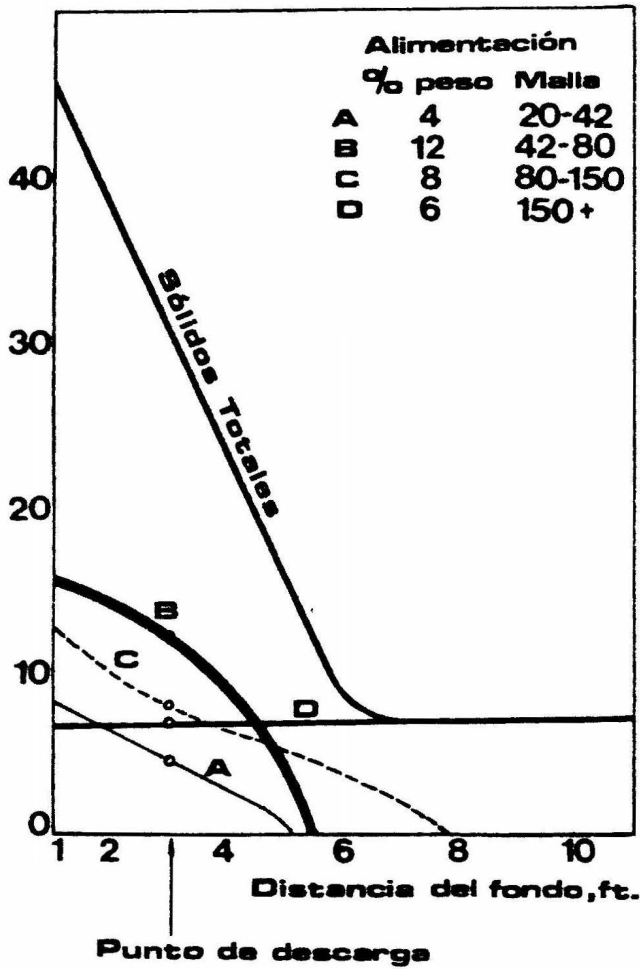
Objeto de la agitación: independientemente del objetivo final de la operación (disolución, lixiviación, suspensión, etc.), el objeto primordial de la agitación consiste en contrarrestar el asentamiento de los sólidos por diferencia de densidades, manteniendo en un momento determinado al máximo de área de sólidos en

ILUSTRACION II. MEZCLADO POR DIFUSION NATURAL. (J.H. RUSHTON - REF. 22)



contacto con la masa del líquido. Normalmente el equivalente a una homogenización de --- líquidos sería la llamada "Uniformidad Completa". Esta consiste en lecturas de concentraciones uniformes en cualquier punto situado - por debajo del nivel correspondiente a 0.98 - de la altura total del líquido. Es imposible lograr uniformidad en el 2% restante, ya que no se dispone de espacio suficiente para generar corrientes ascendentes. Dicho punto de operación es bastante difícil de alcanzar, y en general no es necesario. Tomando por - - ejemplo una lixiviación con tanques en serie, este problema se resuelve colocando el punto de descarga en un punto tal que proporcione - las concentraciones relativas adecuadas. Esto se representa en la gráfica correspondiente a la ilustración III, en donde se muestra el -- punto de descarga que permite equivalencia de concentraciones en alimentación y descarga.

Condiciones base: cuando la suspensión de -- los sólidos tiene por objeto facilitar la -- transferencia de masa del sólido hacia la - -



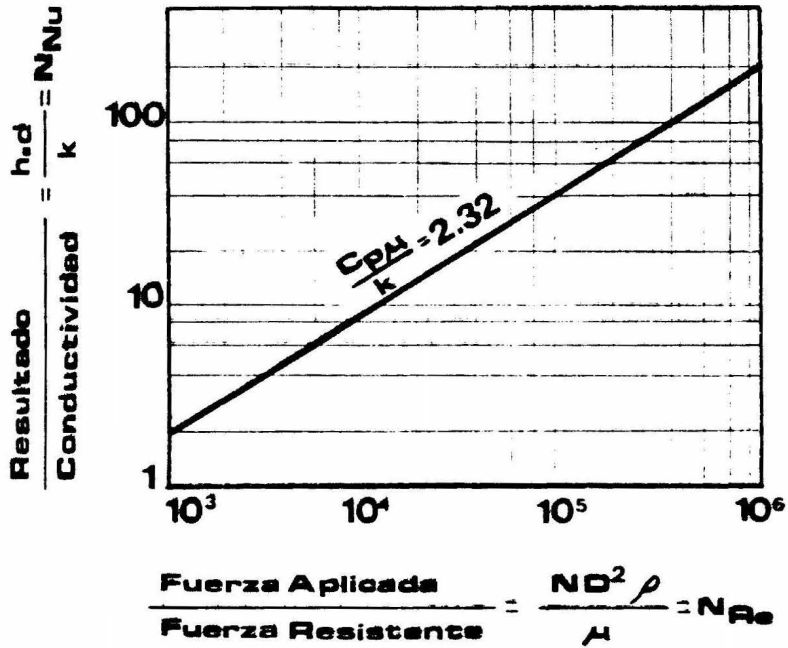
ILUSTRACION III. PERFILES DE CONCENTRACION EN UN TANQUE DE LIXIVIACION, EN FUNCION DEL PUNTO DE -- DESCARGA (UNIFORMIDAD PARCIAL DE SOLIDOS). (OLDSHUE, J.Y. - REF. 17).

mezcla, dichas condiciones podrían establecerse como las de difusión natural; normalmente no se hace esto ya que es extremadamente difícil medir la velocidad de difusión, una vez que se ha formado una interfase de líquido saturado. Cuando el objeto no es la transferencia de masa, las condiciones base serían sencillamente aquellas de total asentamiento de los sólidos.

Una vez que se ha definido el objeto de la agitación y las condiciones base de comparación, normalmente se procede a efectuar pruebas de laboratorio para determinar la densidad de los sólidos, el tamaño promedio de partícula y la velocidad de asentamiento promedio en el medio de suspensión. En base a estas mediciones es posible estimar la dificultad relativa de lograr la suspensión; una vez hecho esto, corresponde al ingeniero de diseño el decidir hasta que punto es económicamente factible suspender los sólidos, dependiendo del efecto que se logre en la economía total del proceso.

El aspecto quizá más difícil de definir matemáticamente sería la escalación de los resultados de laboratorio a operación industrial. Existen algunos casos en

los que es posible expresar matemáticamente las condiciones deseables de operación para sistemas de cualquier tamaño; normalmente se llama a este procedimiento "Escalación por Similitud Dinámica". Dicho procedimiento consiste básicamente en igualar la fuerza aplicada con la resistencia del sistema. Prácticamente -- la única operación importante en que sucede ésto es la transferencia de calor. Para esta operación puede -- emplearse la correlación entre los números de Reynolds (expresado en este caso como $\frac{ND^2\rho}{\mu}$), de Nusselt y de -- Prandtl. La ilustración IV muestra una gráfica de los resultados experimentales logrados por Oldshue y - - - Gretton (ref. 13), en cuyo trabajo puede consultarse - un excelente desarrollo del método empleado y discusión de los resultados. En el Apéndice III se hace referencia a la bibliografía del presente trabajo. Para esca-lar operaciones en las que el único objetivo sea el de conservar un coeficiente de transferencia de calor h_c constante, es únicamente necesario conservar constante el número de Reynolds, ya que las demás variables - -- corresponden a propiedades específicas del fluido (ca-lor específico C_p , viscosidad μ , conductividad térmica k , diámetro del tubo del serpentín d , densidad ρ). La pendiente de la gráfica permanece constante, o sea que



ILUSTRACION IV. GRAFICA QUE REPRESENTA LA RELACION ENTRE LOS NUMEROS DE NUSSELT Y REYNOLDS, A NUMERO DE PRANDTL CONSTANTE $N_{Pr} = 2.32$.

(OLDSHUE, J.Y. y GRETTON, A.T. - REF. 13).

existe una línea de escalación para cada número de - -
Prandtl.

Para la generalidad de las operaciones de agitación, -
es necesario recurrir a procedimientos de escalación -
basados en pruebas de planta piloto que proporcionen -
resultados en el rango de operación mas cercano a cada
caso. Cada compañía fabricante de equipo para agita--
ción posee sus propios procedimientos. Sin embargo, -
para proporcionar una idea del comportamiento de algu--
nas variables en el curso de una prueba de escalación,
en la ilustración V se presenta una tabulación obteni--
da en los laboratorios de Mixing Equipment Co. A - -
partir de datos como los presentados se elaboran los -
procedimientos de escalación particulares de dicha ---
compañía. Para cada caso se intentó conservar constan--
te alguna propiedad del sistema, observando si ésta --
pudiera ser una base firme para la escalación. Los --
datos incluidos corresponden a escalación hacia arriba
tanto como escalación hacia abajo. De dicha tabla - -
pueden obtenerse gráficas que muestren el comportamien--
to de cada una de las variables importantes del siste--
ma y escalar en función de aquellas variables que sea
posible modificar con el mínimo de inversión y de - --

Propiedad	Piloto (20Gal.)	Escala de Operación (2500 Gal.)			
P	1.0	125.0	3125.0	25.0	0.3
P/V	1.0	1.0	25.0	0.2	0.0018
N	1.0	0.34	1.0	0.19	0.04
D	1.0	5.0	5.0	5.0	5.0
G	1.0	42.5	125.0	25.0	5.0
G/V	1.0	0.34	1.0	0.19	0.04
ND	1.0	1.7	5.0	1.0	0.19
N _{Re}	1.0	8.5	25.0	5.0	1.0

Propiedad	P	P/V	N	D	G	G/V	ND	N _{Re}	V
Unidades	HP	HP Gal	Min ⁻¹	In	Gpm	Min ⁻¹	In Min	-	Gal

ILUSTRACION Va. PROPIEDADES DE UN SISTEMA DE MEZCLADO AL APLICAR ESCALACION HACIA ARRIBA. LA PROPIEDAD ENCUADRADA SE TOMO COMO CONSTANTE DE ESCALACION. (OLDSHUE, J.Y. - REF. 12).

Propiedad	Operación 2500Gal.	Escala Piloto		
P	1.0	0.00137	0.0022	0.0022
P V	1.0	1.0	1.6	1.6
N	1.0	4.3	5.1	6.4
D	1.0	0.11	0.11	0.097
G	1.0	0.006	0.007	0.006
G V	1.0	4.3	5.1	4.3
ND	1.0	0.48	0.56	0.62
N _R	1.0	0.07	0.08	0.06
D T	0.35	0.35	0.35	0.31

ILUSTRACION Vb. PROPIEDADES DE UN SISTEMA DE MEZCLADO EN ESCALACION HACIA ABAJO. (OLDSHUE, J.Y. - REF. 12).

manera práctica. (J.Y. Oldshue - ref. 12).

2.2) ~~Diseño~~ Diseño Mecánico.

Es conveniente mencionar este punto antes de proceder a la descripción de los medios físicos de que se dispone para lograr el resultado definido en el punto A de este capítulo, ya que el diseño de -- dichos medios se ve grandemente afectado por las - normas de estandarización de la industria.

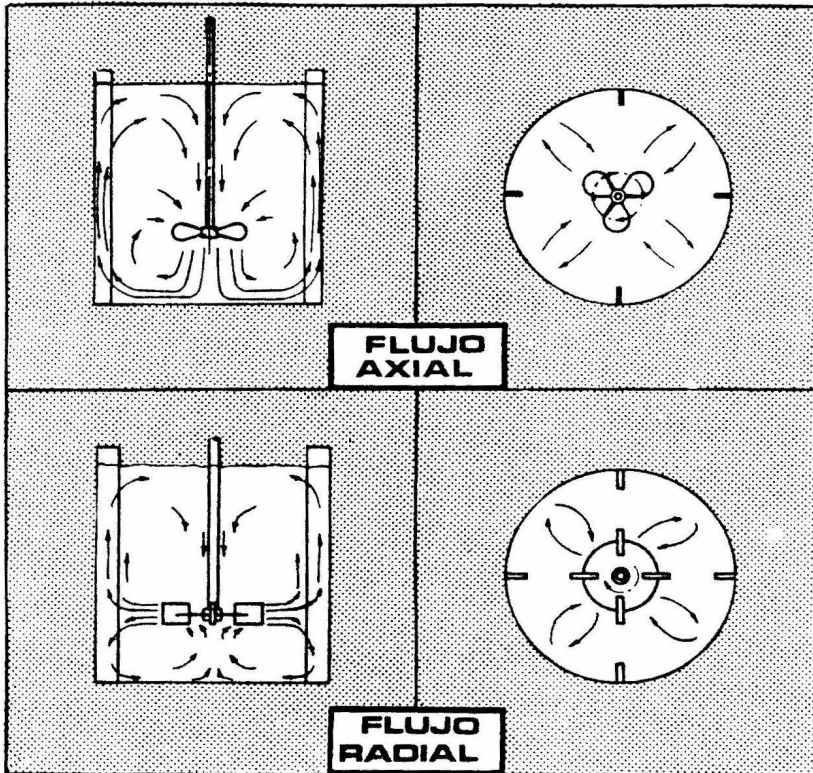
En general, los equipos de agitación industrial -- están basados en el movimiento circular que produ- ce un motor eléctrico, ya sea empleando dicho movimiento mediante acoplamiento directo, o bien transmitiendo dicho movimiento mediante una transmisión de poleas y bandas o de engranes. Generalmente se emplean relaciones sencillas de reducción para los tamaños pequeños (1:4 ó 1:5 hasta 5 HP de potencia de motor) y doble o triple reducción para tamaños mayores, ya que el empleo de dos o tres pasos de - reducción permiten una aplicación mas eficiente de la potencia disponible. En el Apéndice II se proporcióna un cuadro sinóptico mas completo de los - tipos de equipos de agitación disponibles en el -- mercado nacional.

2.3) Dinámica de Fluidos de los Agitadores.

A aquella parte de un equipo de agitación que entra directamente en contacto con el líquido se le denomina generalmente IMPULSOR, aunque la flecha que lo mueve y soporta queda generalmente fuera de esta denominación.

El criterio de clasificación mas simple para los diferentes impulsores que existen, se basa en la dirección de flujo del líquido con respecto al eje de rotación del impulsor. En un impulsor de tipo AXIAL, las líneas de flujo son paralelas al eje de rotación, mientras que en un impulsor de tipo RADIAL, las líneas de flujo de descarga (o escape del impulsor) son perpendiculares a dicho eje. Existen algunos impulsores que presentan ambos comportamientos en diferentes condiciones de operación. La ilustración VI muestra un esquema de los dos tipos de flujo.

Sin embargo, existe un criterio de clasificación bastante mas preciso, que se basa en la relación de flujo a descarga de un determinado impulsor. Se llama flujo o gasto de un impulsor a la cantidad



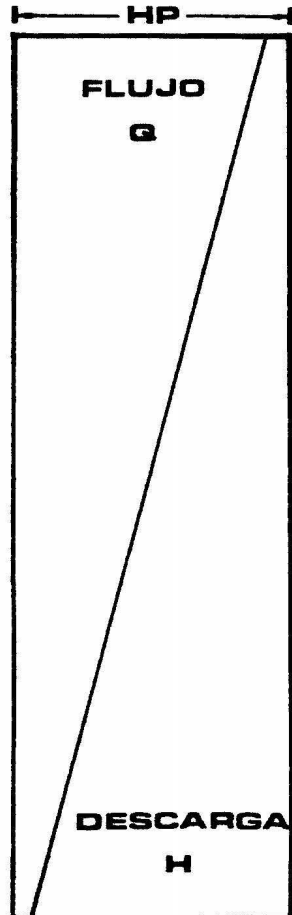
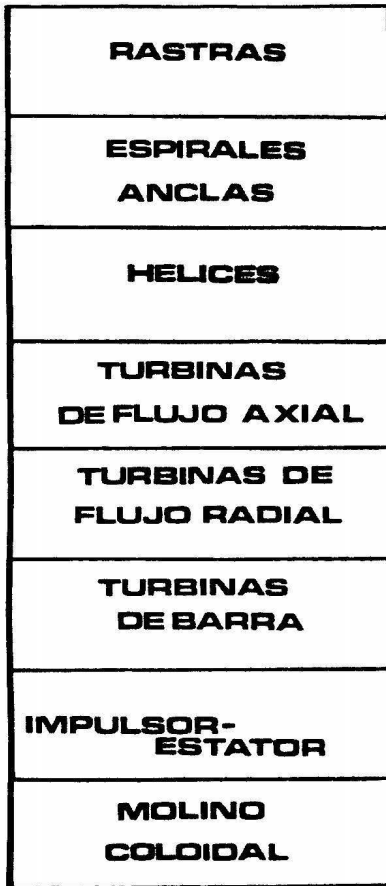
ILUSTRACION VI. PATRONES DE FLUJO CORRESPONDIENTES A LOS DOS TIPOS MAS COMUNES DE IMPULSORES.

(MIXING EQUIPMENT CO. - REF. 9).

de líquido que pasa por el área barrida en la ---
rotación del mismo en la unidad de tiempo. La --
descarga es totalmente equivalente a la presión -
o "cabeza" que produce una bomba centrífuga, con
el inconveniente de que es imposible medir direc-
tamente dicha presión. Expresada como $V^2/2g$ pue-
de, con la ayuda de estrobografías de sólidos sus-
pendidos de densidad igual al líquido, establecer
se un "perfil" de descarga que da una idea bastan-
te aproximada de la energía empleada en producir
dicha velocidad. La descarga y el flujo de un --
impulsor están relacionados de acuerdo a la - --
siguiente fórmula:

$$P = K Q H$$

en donde P es la potencia, Q es el flujo, H es la
descarga y K es una constante de proporcionalidad
que varía según el líquido de que se trate. Basán-
dose en esta ecuación, se ha construido una tabla
que expresa gráficamente la proporción que existe
entre Q y H para diferentes impulsores, tomando -
como constante el producto de ambas (la potencia).
La ilustración VII representa lo que ha dado por --
llamarse "espectro de los impulsores". (ref. 10).
Es necesario hacer una aclaración con respecto a -
los datos que se reportan comercialmente como - --



ILUSTRACION VII. ESPECTRO DE LOS IMPULSORES.
(MIXING EQUIPMENT CO. - REF. 10).

"flujo" o "capacidad de bombeo" de un determinado equipo. El valor preciso de dicho flujo debe reportarse como el "flujo directo", cuya definición hemos proporcionado en la discusión anterior. Es obvio que si se emplea como área de medición una que sea mayor a la barrida por el impulsor, se obtendrán valores cada vez mayores de flujo total, ya que al flujo directamente producido por el impulsor, se une el flujo de arrastre en las cercanías del impulsor, así como el movimiento total en el tanque, provocado por el desplazamiento de volúmenes de líquido. Para evitar confusiones, puede calcularse el flujo directo de un impulsor a partir de la siguiente fórmula:

$$Q = K_q N D^3$$

en donde es K_q una constante específica para cada serie de impulsores geoméricamente similares. Para una hélice de tipo marino común, K tendría un valor de 2×10^{-3} y para una turbina de flujo radial de paleta plana y 8 hojas, sería 3.42×10^{-3} (expresando Q en galones por minuto, N en revoluciones por minuto y D en pulgadas). Todos los valores de Q empleados en el presente trabajo fueron calculados empleando la fórmula anterior.

CAPITULO III

EL CONCEPTO DE UNIDAD DE PROCESO DE AGITACION

El objetivo principal del presente trabajo, según lo -
dicho anteriormente, consiste en proporcionar una base
común de comparación entre los diferentes equipos dis-
ponibles para un mismo trabajo. Se amplía a continua-
ción este punto. Para la mayoría de los equipos de --
proceso existe una base de especificación y de compara-
ción, que puede consistir de únicamente un valor o una
combinación de valores de grupos perfectamente defini-
dos de variables. Considérense los siguientes ejemplos:

3.1) Torres de Enfriamiento de Agua.

Para este tipo de equipo, el grupo de variables -
que fijan necesariamente el tamaño del equipo y --
permiten decir que se está comparando equipos - -
equivalentes, serían: cantidad de agua a manejar,
temperatura de entrada, temperatura de salida y -
condiciones climatológicas del lugar de operación
(temperatura de bulbo húmedo, altitud sobre el --
nivel del mar, etc.). La especificación de estos
equipos se encuentra, entonces, perfectamente defi-
nida para usuario y fabricante.

3.2) Ventiladores.

En este caso nuevamente puede definirse perfectamente el equipo con sólo proporcionar los siguientes datos: cantidad de aire que se desea manejar, presión requerida y densidad del aire a manejar - (o bien temperatura, altitud sobre el nivel del mar, etc.). Los cuadros comparativos de ventiladores no presentan grandes problemas, y puede hacerse una selección correcta basada en consideraciones simples, tales como: vida útil, inversión inicial, etc.

- 3.3) Sin embargo, cuando es necesario efectuar una selección de equipo de agitación, puede presentarse un caso como el siguiente:

DATOS PROPORCIONADOS POR DISEÑO:

Objeto: homogenización de 5,000 litros de líquidos en un tanque cilíndrico vertical de dimensiones normales, a 80°C. Densidad de la mezcla, 1.65 g/ml. Viscosidad de la mezcla, 10,000 centipoises.

A partir de estos datos, tres compañías presentan las siguientes cotizaciones:

- 3.3.1) Agitador marca X, motor de 25 HP, velocidad de salida 84 RPM, impulsor de 60 centímetros de diámetro. Precio: \$65,000.00.
- 3.3.2) Agitador marca Y, motor de 7.5 HP, velocidad de salida 37 RPM, impulsor de 90 centímetros de diámetro. Precio \$78,000.00.
- 3.3.3) Agitador marca Z, motor de 40 HP, velocidad de salida 280 RPM, impulsor de 20 centímetros de diámetro. Precio \$71,500.00.

La labor del vendedor técnico en cada uno de los casos anteriores tendrá que consistir en:

- Convencer al comprador de que la selección del equipo es correcta.

- Discutir las ventajas de su selección.

Como puede comprenderse, este procedimiento de compra tiene demasiados puntos débiles, provocando -- pérdidas por mala selección o sobreprotección, lo que a su vez significa gasto innecesario.

Para desarrollar el concepto de Unidad de Proceso de -
Agitación, se tomaron en cuenta los siguientes puntos:

- 3.4.1) La mayoría de los procesos de agitación son - -
"sensibles al flujo". Esto significa que exis-
te una relación mas o menos directa entre el --
flujo producido en el sistema y la efectividad
del equipo en cuanto a resultados.
- 3.4.2) Sin embargo, como hemos visto, existen algunos
tipos de impulsores que proporcionan gran movi-
miento de material (alto factor K_q). Esto por -
sí solo llevaría a la conclusión apresurada que
es suficiente con emplear un impulsor con factor
elevado para óptimos resultados. Pero esto no
dice nada acerca de la dificultad relativa de -
producir dicho flujo, o, en otras palabras, de
la potencia consumida para hacer girar el - - -
impulsor mencionado.
- 3.4.3) El extremo contrario, algunas veces empleado en
la realidad consistiría en basar la comparación
exclusivamente en la potencia del motor. Pero
de hecho lo que mueve el impulsor no es la --

potencia del motor, sino el par aplicado a la --- flecha. Dos equipos pueden ofrecer el mismo par, por ejemplo, con 5 HP y 1,500 RPM, y con 1 HP y - 300 RPM. De acuerdo a este criterio, el equipo - de 1 HP estaría en desventaja, aunque, de hecho, es mucho más efectivo si tomamos en cuenta el - - flujo máximo que ambos pueden producir.

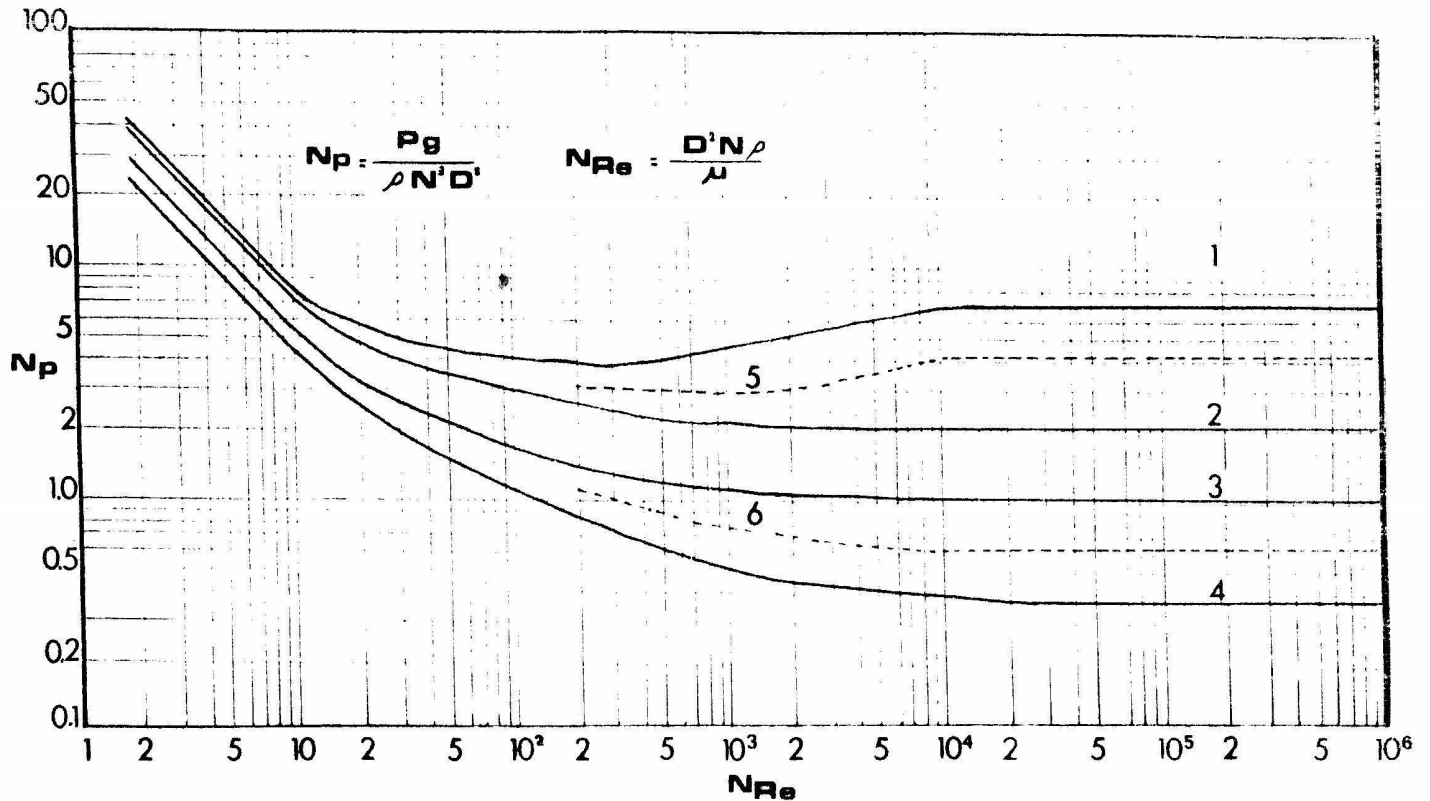
- 3.4.4) No se ha mencionado dentro de las generalidades - de agitación al cálculo del consumo de potencia - de un impulsor, debido a que no existe una corre- lación teórica precisa para dicho cálculo. En la industria se emplean gráficas o monogramas elabo- rados a partir de pruebas de laboratorio.

El consumo de potencia del impulsor depende de la resistencia que opone el fluido a su movimiento, afectada a su vez por la viscosidad real y - - - aparente del material, su densidad y todas aque-- llas condiciones que impidan el libre movimiento del impulsor (presencia de sólidos fibrosos, fa- se gaseosa, geometría del tanque, etc.). Para - efecto de la comprobación de consumos de poten-

cia, la ilustración VIII muestra una gráfica de el número de potencia N_p y el número de Reynolds N_{Re} , para diferentes impulsores. (ref. 25).

- 3.4.5) Es también importante destacar la diferencia que existe entre la potencia consumida por el impulsor y la potencia necesaria para efectuar un mezclado determinado. La relación entre ambos valores de potencia está determinada por cuestiones económicas, ya que si es mayor la potencia consumida, esto implica que se está empleando un equipo demasiado grande. Generalmente significa -- que se ha seleccionado una combinación de diámetro de impulsor y velocidad de salida que requiere mas potencia para mantener girando al mismo -- que para efectuar el trabajo deseado. Obviamente que en cualquier caso en el que la agitación sea satisfactoria, el valor mínimo de la potencia -- consumida (y el que representa al diseño óptimo) es el mismo de la potencia necesaria.

De acuerdo a los objetivos de este trabajo, se propone el empleo de una base común de comparación y evaluación para los diferentes tipos de equipos de agitación que -



ILUSTRACION VIII. GRAFICA DE VARIACION DEL NUMERO DE POTENCIA CON EL NUMERO DE REYNOLDS DEL SISTEMA. LAS CURVAS CORRESPONDEN A:

1. TURBINA DE FLUJO RADIAL R-100 DE 6 HOJAS
2. TURBINA DE FLUJO AXIAL A-201 DE 8 HOJAS
3. HELICE DE PASO = 2.0 Y TURBINA DE FLUJO AXIAL A-200 DE 4 HOJAS
4. HELICE DE PASO = 1.0
5. TURBINA R-100 DE 4 HOJAS
6. TURBINA DE FLUJO AXIAL TIPO A-210

(CURVAS 1-4, RUSHTON, J.H. - REF. 25; CURVAS 5 Y 6, MIXCO - REF. 9).

pueden proporcionar un mismo resultado. Dicha base, - identificada en este trabajo como "Unidad de Proceso" - (U_p), pretender unificar en un mismo criterio la efecti- vidad de un equipo de agitación frente a un proceso - - sensible al flujo (valor particular de Q) y a la difi- - cultad relativa en términos mecánicos que dicha opera- - ción representa (valor particular de P).

La validez del empleo del concepto de U_p como base de - comparación, se intentará demostrar a lo largo de este trabajo mediante su aplicación a los casos más comunes que pueden encontrarse en la industria.

En términos prácticos, U_p será calculado mediante la -- fórmula más simple:

$$U_p = \frac{Q}{P}$$

Se ha utilizado el sistema inglés de medida, ya que es el de uso mas común en nuestro medio; debido a esto, -- las unidades de U_p serían $\frac{GPM}{HP}$. De hecho, el valor de - U_p representa, en cierta forma, la eficiencia de conver- sión de la potencia (energía mecánica) en capacidad de mezclado (Q).

CAPITULO IV

DESARROLLO DEL METODO PARA EL CASO DE UN
PROCESO DE MEZCLADO DE LIQUIDOS MISCIBLES

1968

La operación de mezclado de líquidos miscibles es el -- caso típico de un proceso sensible al flujo, de acuerdo a la definición dada en capítulos anteriores. Tanto el grado de uniformidad final como el tiempo necesario -- para lograr este resultado, dependen de la capacidad de movimiento del fluido proporcionada por un determinado sistema de agitación. Para facilitar la discusión, se dividirán las operaciones de mezclado de líquidos misci**u**bles en dos grupos:

- 4.1) Procesos a pequeña escala, arbitrariamente definida según los siguientes límites: viscosidades no supe**u**riores a 15,000 centipoises y volúmenes de líquido que no excedan 5,000 galones (18,925 litros).
- 4.2) Procesos a gran escala, considerando como tal a -- cualquier proceso cuyas condiciones de operación -- excedan cualquiera de los límites fijados en el -- inciso anterior.

Esta clasificación arbitraria coincide apropiadamente -- con la denominación de "Agitadores Compactos", aplicada generalmente en la industria para designar a los equipos comprendidos en el Grupo 1; incluye, desde luego, a los agitadores de tipo portátil. La característica que --

distingue a ambos grupos es, de hecho, la velocidad de salida o de giro del impulsor. Esta a su vez está limitada por las velocidades síncronas de los motores -- eléctricos.

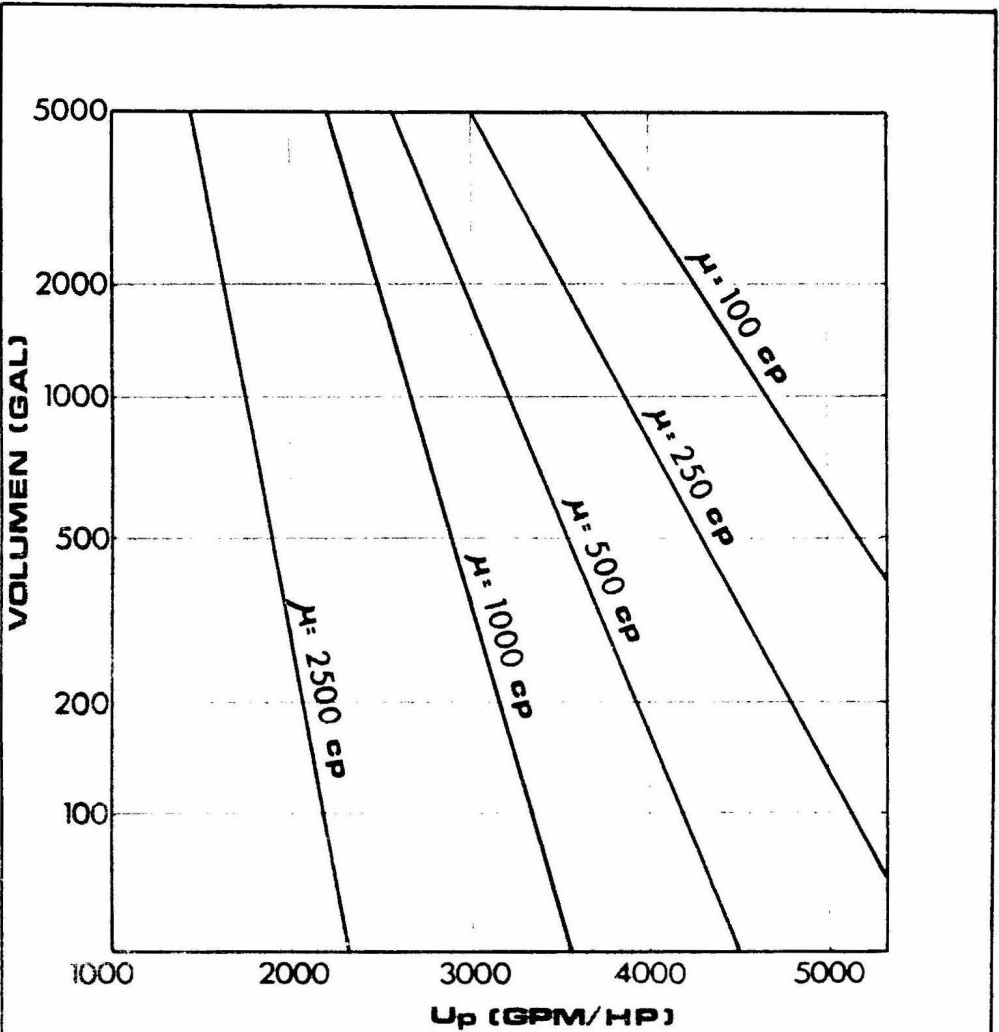
Los motores eléctricos de uso más extendido se encuentran acoplados a los equipos de agitación en las construcciones de 4 polos (1425/1750 RPM) y ocasionalmente, de 6 polos (1000/1200 RPM). Es muy raro encontrar -- equipos con motores de 2 polos (3000/3600 RPM) o de 8 polos (750/900 RPM).

Partiendo de lo anterior, normalmente se incluye en el Grupo de agitadores compactos a equipos con velocidad mínima de 290/350 RPM. Esto quiere decir que generalmente se construyen con relaciones de reducción sencillas y no mayores de 5:1, utilizando un motor de 4 -- polos, o bien, acoplados directamente y conservando la velocidad del motor. Los agitadores correspondientes al Grupo II, tienen en su mayoría velocidades de salida inferiores a 280 RPM, empleando reductores de doble y triple reducción que pueden proporcionar velocidades de salida hasta de 8 RPM aproximadamente.

4.1) Procesos a pequeña escala - agitadores compactos.

El primer punto que se analizará, básico para la utilidad de las conclusiones posteriores, consiste en probar que, para cada operación particular, existe un valor máximo posible de U_p que podríamos considerar como necesario para la efectividad del equipo de agitación desde el punto de vista - del proceso y económico. Es decir, al aumentar - la dificultad relativa de una operación, la eficiencia máxima posible se reduce proporcionalmente.

La ilustración IX muestra la variación de U_p con respecto a la viscosidad y el volúmen, para un líquido de densidad relativa 1.0; como puede observarse, a medida que aumenta el volúmen, disminuye el valor de U_p , lo que se podría interpretar como un aumento en eficiencia. Este aumento pudiera - deberse a la relación entre flujo directo (el cálculado según capítulos anteriores, mediante el -- empleo de Kq) y flujo total inducido; dicha relación disminuye al aumentar las dimensiones del - tanque ya que se dispone de mucho mayor espacio - para el desarrollo de corrientes inducidas.



ILUSTRACION IX. VARIACION DEL VALOR DE U_p CON EL VOLUMEN Y LA VISCOSIDAD DE OPERACION. (U_p DE LA GRAFICA DEBE DIVIDIRSE ENTRE LA DENSIDAD RELATIVA PARA OBTENER EL VALOR DE OPERACION).

Con el objeto de facilitar las comparaciones analizadas en el presente trabajo, se ha desarrollado una fórmula empírica que, contando con los datos proporcionados por la gráfica anterior, permite fijar con cierto grado de exactitud el tamaño de un equipo compacto. Dicha fórmula consiste simplemente en una expresión matemática que relaciona las variables mas comunmente empleadas para el cálculo de un equipo de agitación, con la potencia requerida por unidad de volúmen. Este último valor ha sido tomado de datos experimentales desarrollados por Mixing Equipment Co., aunque de ninguna manera incurre en divulgaciones no autorizadas de tecnología. La mencionada compañía emplea generalmente nomogramas elaborados a partir de los mismos datos, cuya exactitud es muy superior a la fórmula que se propone:

$$\frac{P}{V} = C \left(\frac{\mu}{V} \right)^{0.4} \rho$$

Esta fórmula puede emplearse con cierto grado de exactitud redondeando el valor de P y Q obtenidos a valores inmediatos superiores disponibles comercialmente. El valor de la constante C varía según se pretenda aplicar agitadores de transmisión directa o con reductor de engranes (determinado por el producto $V \times \mu$):

$C = 4.15 \times 10^{-3}$ para transmisión directa
($V\mu \leq 25,000 \text{ Gal} \times \text{Cp}$)

$C = 1.9 \times 10^{-3}$ para transmisión de engranes
($V\mu \geq 25,000 \text{ Gal} \times \text{Cp}$)

Siendo el enfoque del presente trabajo principalmente hacia las comparaciones de tipo económico, -
cabe hacer las siguientes aclaraciones:

- 4.1.1) Podría pensarse que los valores presentados en -
la gráfica anterior no pueden ser de utilidad en -
consideraciones económicas, ya que el valor de -
 U_p , aunque "oculto" siempre estuvo presente en -
toda selección efectuada por otros procedimientos.
Sin embargo, el punto medular de este trabajo con
siste en presentar las diferencias económicas - -
resultantes de aplicar sistemas frecuentemente -
considerados "similares" juzgando la auténtica --
equivalencia de resultados con bases reales. En
otras palabras, diferencias relativas en COSTOS -
de unidades de proceso empleando los diferentes -
sistemas disponibles en México. Considérese el -
ejemplo de alternativas presentado en el capítulo
anterior.

4.1.2) Todas las consideraciones de índices de precio se han elaborado a partir de precios de lista de -- agitadores compactos de tipo portátil, del tipo - que puede fijarse mediante una pinza a la orilla del tanque. Se escogió este tipo por ser el que presenta menos diferencias de precio relacionadas con la calidad del diseño, proporcionando entonces comparaciones entre equipos lo mas similares posible.

La tabla proporcionada en la ilustracion X presenta los datos típicos obtenidos en uno de los diversos grupos - de datos que se analizaron. Para ese caso se fijó el - valor de la viscosidad (1.0 centipoises) y se hizo - - variar el volúmen en todo el rango correspondiente al - grupo de Equipos Compactos. En dicha tabla se presen-- tan los siguientes datos: valores de U_p , IP, y Q para - los dos sistemas mas comunes en el mercado nacional.

UP: valor de las unidades de proceso proporcionadas en las condiciones fijadas en cada caso, según Q/P.

IP: índice de precio correspondiente a cada caso, - -

ILUSTRACION X. CUADRO TIPICO DE VALORES DE U_p/IP

PASO DE LA HELICE	1.5			1.0		
	U_p	IP	G	G	IP	U_p
VELOCIDAD SINCRONA	1264	0.85	158	224	0.77	896
	708	0.90	177	224	0.77	896
	834	1.00	278	309	0.86	927
TRANSMISION DE ENGRANES	4144	1.20	518	612	1.17	1836
	3248	1.26	812	1118	1.62	2236
	4140	1.55	1380	1428	1.80	2856
	3040	2.31	2280	2468	2.57	2468
	2940	3.10	2940	3137	2.67	2091
U_p/IP PROMEDIO	N = 1750		350	1750		430
	1020.36		1859.08	1135.22		1168.68

tomando como base el precio de un agitador bastante simple, el modelo NS-1 de LIGHTNIN (1/3 HP, 1750 -- RPM, una hélice de 3.8" de diámetro, de paso = 1.5, con partes en contacto con el líquido en acero -- inoxidable tipo 316, motor eléctrico trifásico TCCV, fabricación nacional).

Q: valor del flujo directo proporcionado por cada -- equipo. Con el fin de poder efectuar la comparación, se consideró que dos agitadores "similares" deberán proporcionar valores equivalentes de Q.

Los dos sistemas tratados tienen, de hecho, cuatro tipos diferentes, ya que son dos las diferencias básicas: la hélice empleada y los reductores de velocidad proporcionados. Los cuatro tipos serían entonces:

4.1.2.1) Agitadores de velocidad síncrona con hélice de paso = 1.0 ($Kq = 2 \times 10^{-3}$).

4.1.2.2) El mismo caso, con hélices de paso = 1.5 -- ($Kq = 3.31 \times 10^{-3}$).

4.1.2.3) Agitadores con reductor de engranes de relación 4:1 correspondiente a una velocidad de salida de 430 RPM, con hélices de paso = 1.0.

- 4.1.2.4) Agitadores con reductor de engranes de relación 5:1, correspondiente a una velocidad de salida de 350 RPM, con hélices de paso = 1.5.

En el mismo cuadro se presentan los valores promedio de U_p/IP obtenidos para cada sistema. Es decir, U_p/IP representa la relación entre inversión y resultados obtenidos. Incluso no existe demasiada diferencia entre -- los valores correspondientes al mismo tipo de hélice, - independientemente de la velocidad de giro.

Con sólo observar los resultados obtenidos en la tabla anterior, es posible llegar a una primera conclusión: la combinación de menor velocidad de giro y mayor paso en la hélice representa un mejor medio de conversión - de la potencia disponible en flujo de mezclado, lo que a su vez se traduce en un considerable ahorro de - -- inversión inicial y mantenimiento (se reducen los costos de operación al emplearse motores de menor poten-- cia).

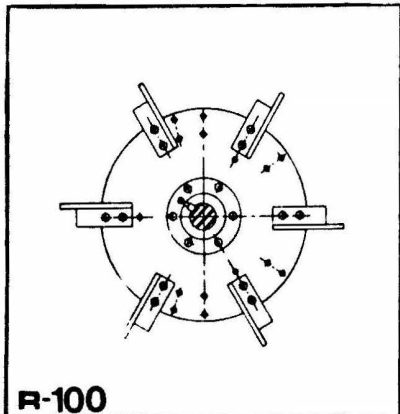
- 4.2) Procesos a gran escala.

Los equipos de agitación empleados para este grupo de aplicaciones no presentan la simplicidad existente en el caso revisado anteriormente. De hecho, no sería posible intentar una comparación económica válida siquiera para un porcentaje apreciable de -- los casos posibles, empleando el mismo procedimiento. Lo que sucede es que, en aplicaciones mayores existe generalmente una gran cantidad de diferencias de diseño y accesorios que hacen variar grandemente el costo de un equipo. Un determinado valor de potencia y velocidad puede darse, por ejemplo, con -- dos agitadores de triple reducción, empleando en un caso, un reductor comercial de doble reducción, mas un tercer paso de reducción con poleas y bandas "v", y en otro caso, un reductor especialmente diseñado para trabajo de agitación, con tres pasos de engranes y protección mecánica contra la sobrecarga. La diferencia en precio entre los dos casos sería -- excesiva, aunque en el momento de arranque ambos -- equipos dieran buenos resultados. Por supuesto que la vida útil de cada equipo sería también muy diferente.

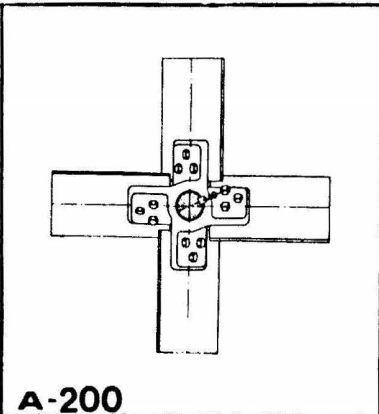
Con el fin de subsanar esta dificultad, no se han tomado en cuenta las diferencias de diseño en el reductor, tomando en cuenta exclusivamente las diferencias de tipo económico que surgirían al comparar diferentes tipos de impulsores.

Para los índices de precio correspondientes a diferentes tamaños de caja de reducción, resultantes de las diferentes potencias empleadas, se ha tomado los precios de agitadores correspondientes al mismo diseño. Corresponde a las personas encargadas de tomar una decisión, la responsabilidad de comparar las diferentes alternativas desde el punto de vista de piezas de maquinaria, en lo que se refiere a calidad, durabilidad, costos de operación y mantenimiento, etc.

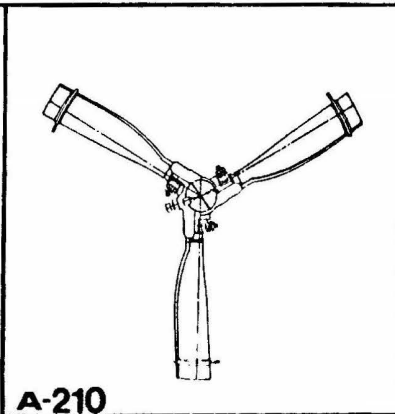
La ilustración XI muestra los tipos de impulsores considerados en la presente discusión, incluyendo además el valor de Kq correspondiente a cada uno. Con excepción de la turbina de flujo axial de paso constante y ángulo variable (A-210), los demás tipos se emplean comunmente por todos los fabricantes nacionales.



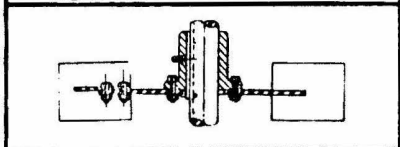
R-100



A-200

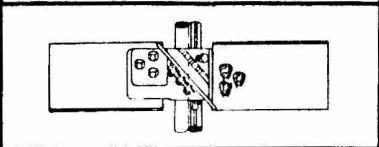


A-210



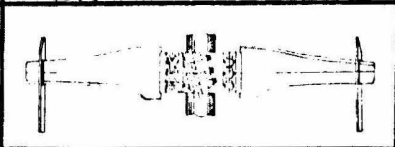
**TURBINA DE
FLUJO RADIAL**

HOJAS	K_a
4	2.55×10^{-2}
5	2.82×10^{-2}
6	3.04×10^{-2}



**TURBINA DE
FLUJO AXIAL**

$K_a = 3.41 \times 10^{-2}$



**TURBINA DE
FLUJO AXIAL**

$K_a = 2.38 \times 10^{-2}$

ILUSTRACION XI. TIPOS DE IMPULSORES ANALIZADOS Y SU FACTOR K_q CORRESPONDIENTE.

La base de la comparación entre los diferentes tipos - -
consistió simplemente en lo siguiente:

4.2.1) Fijar una combinación de diámetro y velocidad de
rotación que permita obtener valores de Q y P ra-
zonablemente comparables entre sí. Es necesario
aclarar que, históricamente, algunos de estos - -
impulsores se han utilizado en rangos diferentes -
de velocidades de rotación. Esto se debió princi-
palmente al desarrollo de los nuevos diseños de -
impulsores.

4.2.2) Fijar como base el comportamiento de los impulso-
res en agua (valores de densidad y viscosidad - -
correspondientes a 1.0). La validez de las con-
clusiones se vería entonces restringida para algu-
nas raras ocasiones en las cuáles la aplicación -
de un tipo determinado de impulsor no es función
exclusiva de Q (a pesar de tratarse de operacio-
nes sensibles al flujo). Dos ejemplos:

4.2.2.1) Cuando la relación entre las viscosidades de --
los componentes a mezclar es alta (superior a -
 1.0×10^5), es necesario aplicar una mayor - --

relación de descarga (esfuerzo constante), --
para romper la interfase entre los componentes.

4.2.2.2) Algunos tipos de impulsores, notablemente el --
tipo A-210 presentan diferente respuesta (patrón
de flujo axial/ radial) al cambiar la viscosidad.
La proporción de flujo radial aumenta gradual--
mente a partir de viscosidades del orden de - -
50,000 centipoises.

4.2.3) El consumo de potencia de cada impulsor se obtuvo
de nomogramas elaborados a partir de datos experien
mentales. Dichos nomogramas no pueden publicarse
por formar parte de tecnología registrada, aunque
los valores obtenidos de la ilustración VIII --
darían una buena aproximación. (ref. 25).

La ilustración XII presenta la tabulación de los valores
obtenidos para cada caso, de acuerdo a lo descrito ante-
riormente. Dichos valores por sí mismos serían suficiente
s para establecer las notables diferencias que existen
entre los impulsores antiguos y modernos, vistos como --
medio de conversión de potencia en flujo de mezclado. --
Sin embargo, para destacar el aspecto económico de la --

Impulsor	Q	P	U_p
r-100-4	37454.4	70	535.06
r-100-5	41420.1	90	460.22
r-100-6	44651.5	95	470.01
a-200	50086.1	18.5	2707.35
a-210	34957.4	9.0	3884.16
Condiciones de Operación			
D	60"		
N	68 RPM		
ND'	1.4688×10^7		
Líquido	Agua		

ILUSTRACION XII. TABLA DE VALORES DE U_p PARA --
CADA IMPULSOR ANALIZADO.

presente comparación, el cálculo del costo relativo de una unidad de proceso para cada tipo de impulsor resulta ampliamente ilustrativo. Con este objeto, en la ilustración XIII se muestran tabulados los siguientes valores:

- 4.2.4.1) El valor de U_p registrado en la tabla anterior.
- 4.2.4.2) La combinación de potencia y velocidad que sería aplicable, comercialmente hablando. La velocidad escogida, 68 RPM, coincide con una relación standard de acuerdo con AGMA (American Gear Manufacturers Association), por lo que únicamente hubo que redondear a potencias de motores disponibles.
- 4.2.4.3) El costo relativo de las cajas de reducción correspondientes (agitador completo). Para esto fué necesario fijar las siguientes condiciones:
 - 4.2.4.3.1) Los precios empleados corresponden a agitadores para tanque abierto a la atmósfera, del tipo que se monta sobre estructuras en la parte superior del tanque.

TIPO	U_p	P-N	Fr	Fi	Fm	IP	U_p/IP
r-100-4	535.06	75-68	3.319	1.552	7.845	3.958	135.18
r-100-5	460.22	100-68	4.284	1.733	9.510	4.945	93.06
r-100-6	470.01	100-68	4.284	1.915	9.510	4.973	94.51
a-200	2707.35	20-68	1.407	0.971	2.098	1.478	1831.76
a-210	3884.16	10-68	1.0	1.0	1.0	1.0	3884.16

ILUSTRACION XIII. TABLA DE U_p Y VALORES USADOS EN EL CALCULO DE INDICES DE PRECIO.

- 4.2.4.3.2) Para no introducir una variable adicional, se consideraron flechas de longitudes muy cortas (1.80m.). Con longitudes mayores hubiera -- sido necesario fijar el diámetro de flecha de acuerdo a la velocidad crítica, el momento -- flexionante, el momento torsional y el peso - del impulsor, lo que definitivamente amplia-- ría las diferencias, ya de por sí grandes. -- Para cada caso se consideró entonces el diá-- metro mínimo de flecha que puede proporcionarse, de acuerdo al tamaño de la caja de reducción.
- 4.2.4.3.3) Para todos los casos, las partes en contacto con el líquido se consideraron de acero inoxidable tipo 316.
- 4.2.4.4) El costo relativo de cada impulsor. Para todos los índices de precio se tomó como base los pre cios correspondientes a la turbina tipo A-210.
- 4.2.4.5) El costo relativo del motor necesario, totalmen te cerrado con ventilación, con base a los pre cios de un fabricante nacional.

4.2.4.6) El índice de precio total se calculó arbitrariamente de acuerdo a la siguiente fórmula:

$$IP = (0.65) Fr + (0.15) Fi + (0.2) Fm$$

En donde Fr, Fi y Fm representan los costos relativos de caja de reducción, impulsor y motor respectivamente. La selección fue arbitraria en la medida en que las proporciones entre los costos de reductor e impulsor varían entre 60%-70% y 10% - 20% en cada caso. Su validez sería en todo caso, puramente ilustrativa.

La tabulación de los datos habla por sí misma, haciendo innecesario el insistir en las conclusiones que pueden obtenerse de toda la discusión. La inevitabilidad de las conclusiones se debe principalmente al desarrollo histórico de la tecnología de agitación, ya que las innovaciones coinciden progresivamente con aumentos en la eficiencia de la agitación (U_p/IP). El probar esta coincidencia, es, precisamente, uno de los objetivos de este trabajo.

En cuanto aquellos sistemas que requieren de accesorios

especiales, tales como sellos mecánicos para operación a presión, velocidad variable, materiales especiales - contra la corrosión, aunque las conclusiones varíen en cuanto a las proporciones, el criterio proporcionado - por las mismas es perfectamente útil, ya que cualquier desviación sería en el sentido de reforzar los cálculos correspondientes.

Resumiendo las conclusiones, se encontró que aquéllos sistemas de reductor-impulsor con mayor desventaja en cuanto a costo de U_p , consisten generalmente de impulsos más complicados en su fabricación, más pesados y más difíciles de manejar. Esto hizo necesario en el - pasado el empleo de costosas combinaciones de reductor-flecha-soportes-sellos, etc. El impulsor de flujo --- axial tipo A-210, introducido al mercado alrededor de 1968, representa, por el momento, el medio óptimo de - conversión de potencia a flujo de mezclado.

CAPITULO V

**ANALISIS DEL VALOR DEL CONCEPTO DE UNIDAD DE
PROCESO PARA OTROS TIPOS DE OPERACIONES DE AGITACION**

Haciendo una consideración detallada de las diferentes - operaciones de agitación que se efectúan en nuestra in-- dustria, puede afirmarse que alrededor de un 50% corres-- ponden a mezclado líquido-líquido, un 35% a mezclado - - líquido-sólido y el resto a operaciones diversas. Par-- tiendo de lo anterior, podría evaluarse hasta que punto las conclusiones obtenidas representan el caso mas general, haciendo las siguientes consideraciones:

5.1) Del grupo de operaciones líquido-líquido, incluyen-- do las operaciones de una sóla fase (agitación para transferencia de calor, etc.), puede afirmarse que la influencia de Q en la eficacia de la operación - es absoluta. Esto es cierto aún para el mezclado - de líquidos inmiscibles o para el mezclado "en --- línea" (operación continúa en recipientes pequeños), ya que, una vez rebasado el nivel de descarga H -- necesaria, se hace evidente la necesidad de homoge-- nizar la mezcla lograda, así como la de pasar gran-- des cantidades de líquido por el área de influencia del impulsor. El nivel de descarga necesaria se -- acostumbra expresar en términos de velocidad tangen-- cial del impulsor ("tip speed") y varía de acuerdo

a la operación específica de que se trate (usualmente velocidades tangenciales superiores a 25ft/seg.)

En el caso del movimiento de una sólo fase líquida, por ejemplo para templado de acero en aceite, el coeficiente de transferencia de calor es función directa de la turbulencia creada, y a su vez, del movimiento de la fase líquida alrededor de las piezas de templar.

5.2) Las operaciones de suspensión de sólidos son -- también sensibles al flujo Q producido por el impulsor, aunque de hecho casi exclusivamente al -- componente axial del mismo. En otras palabras, -- en las operaciones de suspensión de sólidos se -- emplean casi exclusivamente impulsores de flujo -- axial. Esta sensibilidad al flujo hubiese permitido emplear a este tipo de operaciones como base para la discusión de los puntos claves del presente trabajo; se han escogido como ejemplo las operaciones de mezclado de líquidos por su relativa simplicidad. La complicación que introduciría -- el basar el análisis en una operación de suspen-

sión, sería principalmente la de recurrir a un -- procedimiento mas complicado para demostrar que - existe un valor mínimo de U_p para un resultado -- determinado, incluyendo además necesariamente algunas gráficas y nomogramas que no se tiene autorización de dar a la publicidad. Se procederá -- sin embargo, a dar una breve explicación del procedimiento empleado en una de las compañías especializadas para obtener el cálculo de un agitador para suspensión de sólidos:

- 5.2.1) El primer paso consiste en determinar, mediante una gráfica que relaciona el tamaño promedio de la partícula de los sólidos, su concentración - en peso y la diferencia de densidades relativas entre el líquido y el sólido, si la mezcla puede considerarse un sólo fluido de comportamiento pseudoplástico (viscosidad variable de acuerdo al esfuerzo cortante). En concentraciones - superiores al 50% y densidades próximas, esto - sucede frecuentemente, permitiendo manejar la - operación como si se tratara de un líquido - -- único.

- 5.2.2) A continuación se calcula o se mide la velocidad de asentamiento promedio de las partículas en el líquido.
- 5.2.3) Existen relaciones experimentales entre la velocidad de asentamiento, la altura de suspensión deseada, el volúmen total de líquido y el par P/N (HP/RPM) necesario para lograr el resultado fijado.
- 5.2.4) A partir de el par calculado de esta manera, se selecciona una caja de reducción con su correspondiente motor, y, finalmente, se selecciona el impulsor de flujo axial que proporcione el mayor flujo para las condiciones establecidas de potencial y velocidad. Esto representa de hecho, un valor óptimo de U_p , suponiendo que nuestra selección del impulsor caiga dentro de los lineamientos proporcionados en el capítulo anterior. (U_p por impulsor).

CAPITULO VI

CONCLUSIONES

En el presente capítulo se resumirán en dos puntos, los objetivos y conclusiones propuestas a partir de los dos capítulos anteriores:

- 6.1) Por definición, el presente trabajo está enfocado - primordialmente a facilitar el trabajo de selección comparativa de equipo de agitación. Por consiguiente, se delinearán el procedimiento a seguir para - - efectuar dicha selección de manera adecuada a los - conceptos que se han desarrollado.
- 6.1.1) Especificación de la operación de acuerdo a los - criterios establecidos en los capítulos II, III, y IV. Principalmente será necesario establecer - a que "escala" corresponde cada caso, de acuerdo a los rangos que se han arbitrariamente definido.
- 6.1.2) Una vez hecho lo anterior, deberá procederse a - calcular el valor de U_p propuesto por cada una - de las alternativas. Nuevamente se insiste en - que el valor de Q deberá corresponder al flujo - primario producido por cada impulsor. En los -- casos en que exista duda acerca de la uniformi-- dad de criterios de los fabricantes, deberá - --

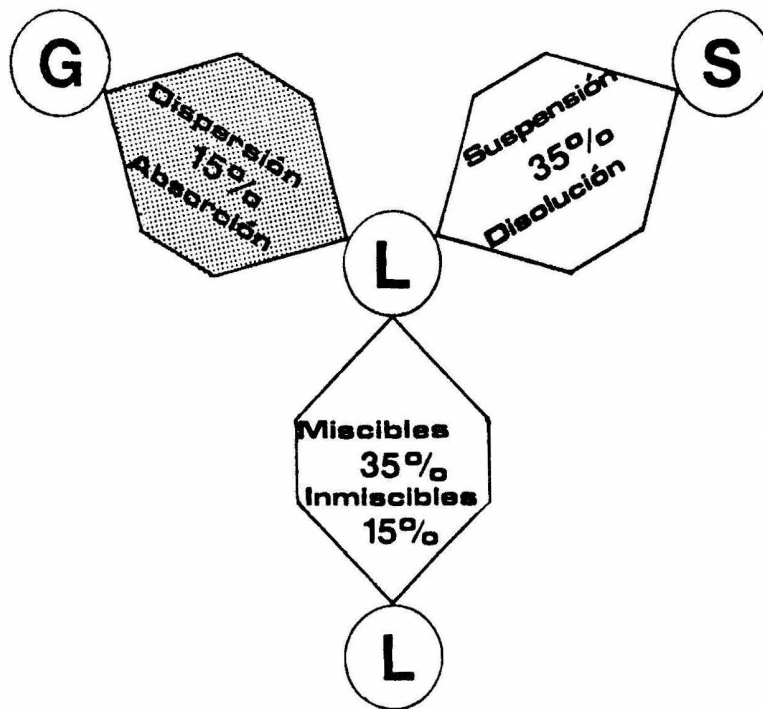
recurrirse a los valores K_q listados en el presente trabajo.

6.1.3) Una vez hecho lo anterior, la selección es bastante simple, ya que se cuenta con precios de las diferentes alternativas y sus valores correspondientes de U_p .

El procedimiento propuesto tiene la ventaja adicional de permitir modificaciones a las propuestas iniciales por parte de los proveedores, en aquellos casos en que las diferencias sean tan grandes que sugieran la posibilidad de un malentendido o cálculos sobre bases erróneas.

6.2) A pesar de que, en el desarrollo del presente trabajo, se ha tratado de delimitar claramente su campo de aplicación la mejor manera de hacerlo de forma total, sería la inclusión de una gráfica o cuadro sinóptico que presente la totalidad de aplicaciones y la cobertura de nuestras conclusiones. En la -- ilustración XIV, se presenta dicho cuadro.

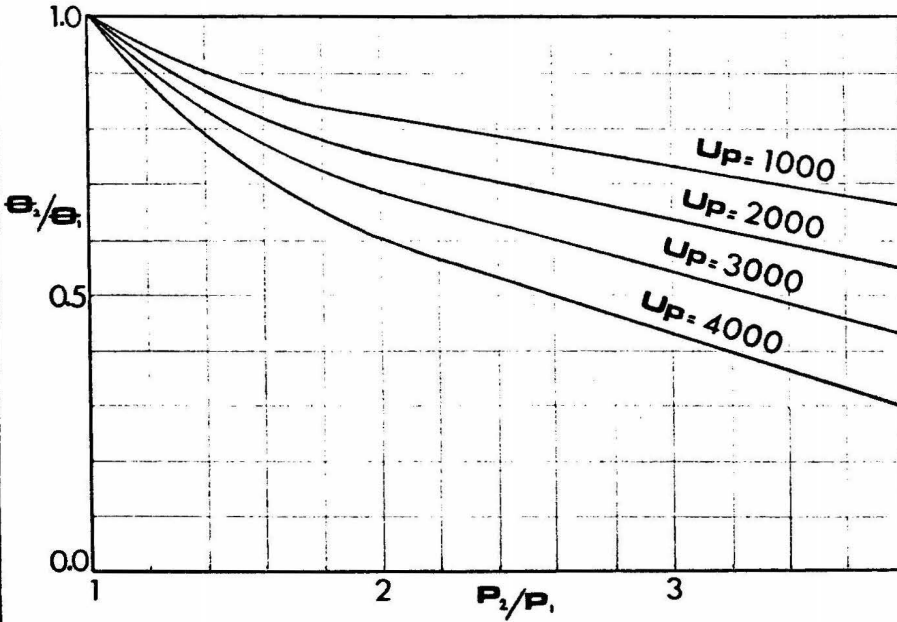
Finalmente, se sugiere la posibilidad de ampliar la utilidad de estas conclusiones, incursionando de lleno en -



ILUSTRACION XIV. DIAGRAMA DE APLICACION DEL PROCEDIMIENTO ANALIZADO A TODAS LAS OPERACIONES DE AGITACION EN LAS QUE INTERVIENE FASE LIQUIDA. SE MUESTRAN PORCENTAJES APROXIMADOS DE UNIDADES VENDIDAS.

el terreno de la disponibilidad de equipos en México y un sinnúmero de consideraciones comerciales que rebasan los objetivos que se han fijado por el momento, pero -- que podrían facilitar grandemente el trabajo de aquéllas compañías que efectúan compras constantes de equipo de agitación.

6.3) Como complemento al análisis de diferentes operaciones presentado en este trabajo, la ilustración XV - puede utilizarse para estimar el efecto de niveles de potencia (P/V) superiores al mínimo recomendable, sobre el tiempo necesario para efectuar una operación determinada.



ILUSTRACION XV. GRAFICA DE REDUCCION DEL TIEMPO DE -
OPERACION CON UN AUMENTO DE LA POTENCIA APLICADA (CON
SERVANDO LA MISMA EFICIENCIA O VALOR DE U_p).

(MIXCO - REF. 9).

APENDICE I

OBJETO DE LA AGITACION Y CONDICIONES BASE
PARA LAS OPERACIONES DE AGITACION DE FLUIDOS

De acuerdo a lo discutido en el capítulo correspondiente a generalidades de las operaciones de agitación, a continuación se presenta un cuadro mas completo de los términos cuya definición es necesaria para proceder con el -- diseño del proceso: objeto de la agitación y condiciones base. Se incluye además algunos comentarios sobre el desarrollo de dichas definiciones desde el punto de vista físico y práctico. La tabla siguiente presenta en primer lugar a las operaciones en que ocurren fenómenos químicos, físicos y posteriormente aquéllas en que tienen lugar fenómenos químicos, además de físicos.

<u>OPERACION</u>	<u>OBJETO</u>	<u>CONDICIONES BASE</u>
Suspensión de sólidos	Uniformidad de concentración de los mismos en la altura total del tanque. (Puede lograrse únicamente hasta el 98% de la misma).	Sólidos asentados totalmente en el fondo.
Dispersión Gas-Líquido	Area máximo de contacto entre ambas fases, así como el mayor tiempo de retención del gas en el seno del líquido. (Debe	En operaciones por lotes, cero dispersión con ambas fases estáticas. En --

<u>OPERACION</u>	<u>OBJETO</u>	<u>CONDICIONES BASE</u>
	buscarse optimizar la geometría del tanque así como el tamaño de burbuja y los patrones de flujo).	operaciones continuas, el tamaño mínimo de burbuja obtenible con el sistema de alimentación de gases empleado y la velocidad de ascenso de las mismas en el líquido estático. (Sin embargo, dicho sistema de alimentación debe formar parte de un buen diseño de proceso agitado).
Mezclado de Líquidos	Homogenización. -- Consúltese la discusión correspondiente en el Capítulo II.	Difusión natural. (No aplicable al mezclado de líquidos inmiscibles, para formar, por ejemplo, una emulsión).

<u>OPERACION</u>	<u>OBJETO</u>	<u>CONDICIONES BASE</u>
Agitación en una fase - - única	Generación de corrientes turbulentas en el seno del líquido, generalmente para transferencia de calor (intercambiadores, serpentines de enfriamiento, templado de acero).	La mínima transferencia posible (el coeficiente de transferencia en la interfase y la fase líquida, en estado estático).
Disolución de Sólidos	Coincide con la suspensión simple de sólidos, con una diferencia importante: el tamaño de partícula decrece con el tiempo.	El tiempo necesario para producir una solución determinada por disolución estática. El "ataque" de la fase líquida sobre los sólidos asentados se efectúa de manera excesivamente lenta, debido a la película de líquido saturado.

<u>OPERACION</u>	<u>OBJETO</u>	<u>CONDICIONES BASE</u>
		rado que rodea al sólido. Sin embargo, el tiempo de operación es generalmente la base de la especificación.
Absorción o Desorción	Para la absorción, puede considerarse una dispersión de gases. Para el efecto de la agitación en el coeficiente de transferencia, véase la ref. 11, 24. La desorción requiere únicamente de movimiento muy lento, y este es determinado	Coincide con la dispersión.

<u>OPERACION</u>	<u>OBJETO</u>	<u>CONDICIONES BASE</u>
	de manera empírica -- (como en el "burping" de las suspensiones - de arcillas cerámicas).	
Extracción líquido- líquido	Operación bastante simi- lar a la dispersión de gases, con burbujas de volumen fijo por la in- compresibilidad. Véase ref. 11.	Coincide con la dispersión de - gases en general.

APENDICE II

CUADRO GENERAL DE LOS EQUIPOS INCLUIDOS
EN LA TECNOLOGIA DE AGITACION

AGITADORES

LABORATORIO
(Hasta 1/20 HP)

Fijos con pinza a
recipiente o barra

Motor eléctrico o neumático

COMPACTOS

Portátiles - Fijos con pinza
Velocidad fija o
variable

Motor eléctrico o neumático

Fijos - Velocidad fija o
variable
Motor eléctrico
o neumático

{ Tanque abierto
Tanque cerrado a { Empaques
Presión { Sello
(hasta 150 psig) { Mecánico

Entrada - Velocidad fija
Lateral Motor eléctrico

{ Con caja de empaques
{ Con sello mecánico

NO
COMPACTOS

Tanque abierto a la atmósfera - montaje sobre ángulos o canales.

Tanque cerrado a presión
(hasta 2,500 psig.)

{ Con caja de empaques
{ Con sello mecánico

(Para ambos tipos - Generalmente motor eléctrico. Velocidad fija o
variable controlada mecánica o electrónicamente).

Entrada - Velocidad Fija
Lateral Motor eléctrico

{ Con caja de empaques
{ Con sello mecánico

OPERACIONES
ESPECIALES

Tratamiento de desperdicios biodegradables por
disolución de oxígeno - aeradores
Operaciones de agitación en línea

APENDICE III
BIBLIOGRAFIA

1. Badger, W.L. y Banchemo, J.T.
"INTRODUCTION TO CHEMICAL ENGINEERING"
Cap. 13, McGraw Hill Book Co. Inc., Nueva York, N.Y.,
1955.

- 2, Coyle, C.K.; Hirschland, H.E.; Michel, B.J. y Oldshue,
J.Y.
"HEAT TRANSFER TO JACKETS WITH CLOSE CLEARANCE IMPELLERS
IN VISCOUS MATERIALS"
The Canadian Journal of Chem. Eng., pág. 275, Ottawa, -
Canada, Junio de 1970.

3. Coyle, C.K.; Hirschland, H.E.; Michel, B.J. y Oldshue,
J.Y.
"MIXING IN VISCOUS LIQUIDS"
AIChE Journal, Pág. 903, Nueva York, N.Y., Noviembre de
1970.

4. Dykman, M.
"FLUID MIXER DESIGN SPECIFICATIONS FOR EXTREME CONDITIONS"
Chem. Eng. Prog., Pág. 122, Nueva York, N.Y., Abril de -
1961.

5. Landberg, G.G.

"METHODS AND PROCEDURES FOR TESTING SURFACE AERATORS"
ASME Proceedings, New Brunswick, N.J., Marzo 18 de --
1969.

6. Mahoney, L.H.

"OPEN IMPELLER AGITATION SYSTEMS"
TAPPI Series, Pág. 169, Nueva York, N.Y., 1964.

7. Michel, B.J. y Miller, S.A.

"POWER REQUIREMENTS OF GAS-LIQUID AGITATED SYSTEMS"
AIChE Journal, Vol. 8 No. 2, Pág. 262, Nueva York, -
N.Y., 1962.

8. Mixing Equipment Co.

"AGITATORS FOR PAPERSTOCK"
Manual B-544, Rochester, N.Y., 1971

9. Mixing Equipment Co.

"FLUID MIXING"
Resúmen de Conferencia Internacional sobre Diseño de
Agitadores, Rochester, N.Y., Febrero de 1972.

10. Mixing Equipment Co.
"NEW CONCEPTS IN MIXING"
Manual B-550-1, Rochester, N.Y., 1973.

11. Oldshue, J.Y. y Rushton, J.H.
"CONTINUOUS EXTRACTION IN A MULTISTAGE MIXER COLUMN"
Chem. Eng. Prog., Vol. 48 No. 6, Pág. 297, Chicago, Ill., Junio de 1952.

12. Oldshue, J.Y.
"FLUID MIXING"
Process Biochem., Londres, Inglaterra, Agosto de -- 1969.

13. Oldshue, J.Y. y Gretton A.T.
"HELICAL COIL HEAT TRANSFER IN MIXING VESSELS"
Chem. Eng. Prog. Vol. 50, No. 12, Pág. 615, Nueva - York, N.Y., Diciembre de 1954.

14. Oldshue, J. Y.
"ROLE OF TURBINE IMPELLERS IN AERATION OF ACTIVATED - SLUDGE"
Ind. & Eng. Chem., Vol. 48, Pág. 2194, Nueva York, -- N.Y., Diciembre de 1956.



15. Oldshue, J.Y.
"MIXING - ANNUAL REVIEW"
Ind. & Eng. Chem., Vol. 57, Pág. 115, Nueva York, N.Y.,
Noviembre de 1965.

16. Oldshue, J.Y. y Gretton, A.T.
"PERFORMANCE AND DESIGN OF PAPER STOCK MIXERS"
TAPPI, Vol. 39, No. 6, Pág. 378, Nueva York, N.Y., - -
Junio de 1956.

17. Oldshue, J.Y.
"SOLID-LIQUID MIXING IN HYDROMETALLURGY"
Unit Process in Hydrometallurgy Pág. 21, Londres,
Inglaterra, 1962.

18. Oldshue, J.Y.
"SUSPENDING SOLIDS AND DISPERSING GASES IN MIXING -
VESSELS"
Ind. & Eng. Chem., Vol. 61, Pág. 7989, Nueva York,
N. Y., Septiembre de 1969.

19. Oldshue, J.Y.
"THE SPECTRUM OF FLUID SHEAR IN A MIXING VESSEL"
Chemeca '70, Pág. 99, Butterworths Co., Nueva York, N.Y.
1971.

20. Perry, J.H.
"MANUAL DEL INGENIERO QUIMICO"
Sec. 17, Tomo II, México, D. F., 1966.

21. Rushton, J.H.
"DESIGN TRENDS IN MIXING AND MIXERS"
Ind. & Eng. Chem. Vol. 54, No. 8, Pág. 59, Nueva -
York, N.Y., Agosto de 1962.

22. Rushton, J.H.
"MIXERS FOR LARGE TANK BLENDING"
Petroleum Refiner, Rochester, N.Y., Agosto de 1954.

23. Rushton, J.H.
"MIXING TECHNOLOGY"
Ind. & Eng. Chem., Pág. 55-8, Nueva York, N.Y., - -
Agosto de 1963.

24. Rushton, J.H., Gallagher, J.B. y Oldshue, J.Y.
"GAS-LIQUID CONTACTING WITH MULTIPLE MIXING TURBINES"
Chem. Eng. Prog., Vol. 52, No. 8, Pág. 319, Nueva -
York, N.Y., Agosto de 1956.

25. Rushton, J.H.; Costich, E.W. y Everett, H.J.
"POWER CHARACTERISTICS OF MIXING IMPELLERS"
Chem. Eng. Prog., Vol. 46, No. 8, Pág. 395, Nueva
York, N.Y., Agosto de 1950.

26. Sachs, J.P. y Rushton, J.H.
"DISCHARGE FLOW FROM TURBINE-TYPE MIXING IMPELLERS"
Chem. Eng. Prog., Vol. 50, No. 12, Pág. 597, Nueva
York, N.Y., Diciembre de 1954.

27. Wakefield, B.D.
"AGITATION QUENCHING"
Iron Age, Nueva York, N.Y., Octubre de 1970.

I N D I C E

I.	Introducción	- 3 -
II.	Generalidades Sobre Agitación de Fluidos a Escala Industrial	- 7 -
	2.1) Diseño del Proceso	- 9 -
	Objeto de la Agitación	
	Condiciones Base	
	Escalación	
	2.2) Diseño Mecánico	- 21 -
	2.3) Dinámica de Fluidos de los Agitadores	- 22 -
	Tipos de Flujo	
	Clasificación de los Impulsores	
	Definición de Flujo Q	
III.	El Concepto de Unidad de Proceso de Agitación	- 27 -
	Consideraciones Generales	
	Definición	

IV.	Desarrollo del Método para el Caso de un Proceso de Mezclado de Líquidos Miscibles	- 35 -
	4.1) Procesos a Pequeña Escala	
	4.2) Procesos a Gran Escala	
V.	Análisis del Valor del Concepto de Unidad de Proceso Para Otros Tipos de Operaciones de Agitación	- 57 -
	5.1) Operaciones Líquido-Líquido En General	
	5.2) Operaciones de Suspensión de Sólidos en General	
VI.	Conclusiones	- 62 -
	Procedimiento Recomendado de Aplicación y Aclaraciones	

I L U S T R A C I O N E S

- I. Mezclado de Aceite Combustible en un Tanque de 20,000 BBL, Agitador de 10 HP - 12 -
- II. Mezclado por Difusión Natural - 13 -
- III. Perfiles de Concentración en un Tanque de Lixiviación, en Función del Punto de Descarga (Uniformidad Parcial de Sólidos). - 15 -
- IV. Gráfica que Representa la Relación entre los Números de Nusselt y Reynolds, a Número de Prandtl Constante $N_{Pr} = 2.32$. - 18 -
- Va. Propiedades de un Sistema de Mezclado al Aplicar Escalación Hacia Arriba La Propiedad Encuadrada se Tomó Como Constante de Escalación. - 20 -

Vb.	Propiedades de un Sistema de Mezclado al Aplicar Escalación Hacia Abajo	- 21 -
VI.	Patrones de Flujo Correspondientes a los Dos Tipos mas Comunes de Impulso res	- 23 -
VII.	Espectro de los Impulsores	- 25 -
VIII.	Gráfica del Número de Potencia vs. - Número de Reynolds Para Diferentes - Tipos de Impulsores	- 33 -
IX.	Gráfica del Valor de U_p para Diferen tes Condiciones de Operación	- 39 -
X.	Tabulación de U_p para Algunos de los Equipos Estudiados, Incluyendo Indices de Precio	- 43 -
XI.	Cuadro de los Impulsores Estudiados, - Incluyendo el Valor de K_q Correspondien te	- 48 -

XII.	Tabla de Valores de U_p para los Impulsores Estudiados	- 51 -
XIII.	Tabla de Indices de Precio Corres- pondientes a los Sistemas Estudia- dos	- 53 -
XIV.	Representación Gráfica de la Cobertura del Presente Trabajo	- 65 -
XV.	Gráfica de la Influencia del Nivel de Potencia Sobre el Tiempo de - - Mezclado	- 67 -

A P E N D I C E S

- I. Objeto de la Agitacion y Condiciones Base Para las Operaciones de Agitación de Fluidos - 68 -
- II. Cuadro General de los Equipos - Incluidos en la Tecnologia de Agitación - 74 -
- III. Bibliografía - 76 -