



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

Estudio del Aprovechamiento Optimo de Sistemas de Agitación

378

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
POR ESESENTAN
HECTOR BERNARDO REYES AVILES
EDUARDO FRANCISCO VILLAFUERTE MACIAS
MEXICO, D. F. 1976



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis 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.

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

CLAS. TESII
ADQ. 1976
FECHA 1976
PROC. 1976

360



01 1976

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA

Presidente, Profesor: Julio García Stahl
Vocal, Profesor: Vladimir Estivil Riera
Secretario, Profesor: Ignacio Rodríguez Robles
1er Suplente, Profesor: José F. Guerra Recasens
2o Suplente, Profesor: Cutberto Ramírez Castillo

Sitio donde se desarrolló el tema: Bibliotecas de la Ciudad
de México.

Sustentantes: Héctor Bernardo Reyes Avilés
Eduardo Francisco Villafuerte Macías

Asesor del Tema: I.Q. Vladimir Estivil Riera

Hacemos un reconocimiento amplio y merecido a los Profesores e Instituciones que de modo desinteresado nos auxiliaron en la realización de este trabajo

Es para nosotros un deber grato ,manifestar a ustedes que lo que aquí esta escrito descansa en las más variadas contribuciones al tema ,de los investigadores más destacados en el mundo. Corresponde pues a ellos todo mérito y nuestra profunda admiración

Con cariño a mi madre
por su abnegación y entrega
a la educación de sus hijos

A mi hermano Antonio
a mis hermanas Estela, -
Concepción, Celina, Martha, y
a mi tía Chita por su ayuda
y estímulo

A la memoria de mi
padre Fidencio Villafuerte
A. cuya nobleza y espíritu
de trabajo me ha inspirado
siempre

A mis profesores y
amigos que tuvieron un sín-
cero interés en que realizara
este trabajo.

A mis padres
con cariño y agradecimiento
Sea este trabajo el fruto
de sus nobles esfuerzos

A mis hermanos y
familiares ,por sus decididas
muestras de apoyo y momentos
inolvidables

A Martha ,Héctor y
Misty por haber soportado
con paciencia privaciones y
desvelos

A mis maestros y
amigos ,en especial al Sr
Domingo González M. y
esposa por su desinteresada
ayuda

INDICE TEMATICO

	Página
Capítulo 1. Introducción	1
Capítulo 2. Consideraciones Generales	2
2.1 Definición de Términos	2
2.2 Propósitos de la Agitación	2
Capítulo 3. Fundamentos Analíticos de la Mecánica de Fluidos	4
3.1 Naturaleza de los Fluidos	4
3.2 Fenómenos de Flujo de Fluído	4
3.3 Fluidos Newtonianos y No-Newtonianos	8
3.4 Viscosidad Real y Aparente	10
3.5 Turbulencia	12
3.6 Ecuaciones Básicas de Flujo de Fluidos	21
3.7 Flujo Atraves de Cuerpos Sumergidos	31
Simbolos y Dimensiones	34
Referencias	36
Capítulo 4. Equipo para Agitación de Líquidos y Consideraciones Teóricas	37
4.1 Patrones de Flujo en Recipientes de Agitación	40
4.2 Formación y Supresión de Vórtice	42
4.3 Impulsores	45
4.4 Carga Hidrodinámica y Capacidad de Bombeo de Impulsores Mecánicos	52
4.5 Gradientes de Velocidad y Patrones de Velocidad	54
Simbolos y Unidades	57
Bibliografía	57
Capítulo 5. Consumo de Potencia en Recipientes Agitados	59
5.1 Analisis Dimensional	59
5.2 Significado de la Ecuación General de Flujo	68
5.3 Curvas de Potencia	69
Simbolos y Unidades	77
Referencias	78

	Página
Capítulo 6. Teoría de la Semejanza Hidráulica	80
6.1 Generalidades	80
6.2 Modelos y Pilotos	80
6.3 Principio de Semejanza	81
6.4 Principio de Semejanza Hidráulica	82
6.5 Criterios Generales de Escalación	89
Simbolos y Dimensiones	93
Bibliografía	94
Capítulo 7. Metodología para la Resolución de Problemas	96
7.1 Relación entre la Agitación y el Mezclado	96
7.2 Tiempo de Mezclado	104
7.3 Resultado de un Proceso	110
7.4 Problema Ilustrativo	113
Simbolos y Unidades	126
Bibliografía	128
* Conclusiones	130
Apendices	
A Dimensiones de Cantidades Físicas y Químicas y Grupos Adimensionales	132
B Factores de Conversión	135
C Viscosidades y Densidades de Líquidos	136
D Nomograma para el cálculo del Re	139
E Nomograma para el cálculo de Potencia	140
F Nomograma para el cálculo del Volumen de un Tanque	141
G Valores de K para Flujo Laminar y/o Turbulento	142
H Curvas de Potencia y sus Factores de Forma Dinámicos y Geométricos	
H-1 Hélices	143-5
H-2 Turbinas de Hoja Plana	146-7
H-3 Turbinas de Hoja Curva y de Hoja Inclinada	148-9
H-4 Varios Tipos de Turbinas	150-3
I-1 Coeficientes de Descarga de Diversos Agitadores	154
I-2 Capacidad de Circulación de una Hélice	155
J-1 Correlaciones del Tiempo de Mezclado de Diferentes Agitadores	156-7
J-2 Curva del Tiempo de Mezclado de una Turbina de seis Hojas Planas con Disco	158

1.- INTRODUCCION

Uno de los puntos básicos en la presente investigación del proceso de agitación es el estudio intensivo dirigido al diseño y selección de impulsores que lleguen a consumir la potencia suministrada más eficientemente.

Sin embargo, es importante desde el punto de vista económico asegurar que durante el proceso de agitación el impulsor opere en el tiempo más corto bajo condiciones de operación que permitan la agitación requerida. Es entonces necesario al considerar el consumo de potencia de un impulsor, tomar en cuenta el consumo total de energía durante el tiempo necesario para llevar a cabo el resultado de proceso deseado.

Hasta el presente se ha realizado relativamente poco trabajo sobre la evaluación comparativa de varios impulsores en relación a la eficiencia con la cual éstos utilizan la potencia.

Dentro de este trabajo, se ha hecho un intento para comparar los tipos más convencionales de impulsores, específicamente, la relación entre tiempo de mezclado y consumo de potencia (que son los dos parámetros básicos que caracterizan la eficiencia de mezclado de los impulsores).

La exposición estará limitada al mezclado de líquidos miscibles clasificados como Newtonianos de viscosidad y densidad similares.

2.- CONSIDERACIONES GENERALES.

El mezclado es tal vez la más universal de todas las operaciones de proceso. En efecto, el mezclado es parte integrante de todo proceso químico e industrias afines, sin embargo es probablemente la operación menos estudiada. Consecuencia de esto es que, comparada con las operaciones de Ingeniería Química más desarrolladas teóricamente, el mezclado es aún considerado por mucha gente un arte más que una ciencia.

2.1.- DEFINICION DE TERMINOS.

El éxito de muchas operaciones de proceso depende de la agitación efectiva y mezclado de líquidos. Los términos agitación y mezclado aunque son frecuentemente confundidos no son sinónimos.

El mezclado puede ser definido como la interpenetración de dos o más fases inicialmente separadas, y de cuyo resultado dependerá lograr un nivel deseado de uniformidad, ya sea física o química, en el producto final.

Agitación, es la creación de un estado de actividad, movimiento, ó turbulencia, independientemente de que se lleve a cabo un mezclado.

Para ilustrar los términos anteriores, consideremos un tanque que contiene un material sencillo homogéneo, por ejemplo, agua fría. Esta puede ser agitada pero no puede ser mezclada hasta que algún otro material (por ejemplo agua caliente o algún sólido molido) sea agregado al tanque.

Por supuesto que el mezclado puede llegar a presentarse como un resultado de la agitación, pero pueden ser otros los motivos para usar la agitación como veremos enseguida.

2.2.- PROPOSITOS DE LA AGITACION.

Los líquidos son agitados para llevar a cabo las siguientes funciones:

- 1.- Suspensión de partículas sólidas.
- 2.- Mezclado de líquidos miscibles.
- 3.- Dispersión de un gas a través de un líquido en forma de pequeñas burbujas.
- 4.- Dispersión de un segundo líquido, inmiscible con el primero, para formar una emulsión ó suspensión.
- 5.- Promover transferencia de calor entre el líquido y un serpentín.

El presente trabajo se limitará a la agitación y mezclado de

líquidos miscibles de baja a moderada viscosidad en tanques de agitación.

En cualquiera de las operaciones anteriores tenemos no solamente que determinar cuestiones tan básicas como tamaño del lote, volumen del recipiente, condiciones de proceso y rasgos mecánicos del diseño de equipo, sino también problemas del grado de agitación necesario para lograr el resultado deseado, el tiempo requerido para la operación, y la cantidad de potencia que debe ser su ministrada para lograr el grado de agitación requerido.

En el desarrollo de éste trabajo se ha hecho un intento para sistematizar y presentar en forma útil datos y métodos cuantitativos para el diseño y operación de los sistemas más comunes para-- el mezclado de líquidos.

3.- FUNDAMENTOS ANALITICOS DE LA MECANICA DE FLUIDOS.

En el mezclado de fluidos el entremezclado de una substancia con otra es llevado a cabo por difusión y movimiento del fluido.

El movimiento del fluido puede ser creado por convección natural ó forzada. Esta última se traducirá ya sea en un movimiento de masa adicional para producir un patrón de flujo mayor; ó en turbulencia que puede ser considerada como translaciones de materia a pequeña escala.

La transferencia de momentum desde la corriente en movimiento hacia su capa circundante de fluido que se encuentra a baja velocidad provoca la incorporación de éste en la masa de la corriente fluida.

Estos temas de movimiento de fluido, turbulencia, y transferencia de momentum se estudian en mecánica de fluidos, que es la rama de la ciencia de ingeniería que estudia el comportamiento de los fluidos, y como tales se incluyen líquidos, gases, y vapores.

Las secciones de éste capítulo tratan con aquellas áreas de la mecánica de fluidos que son importantes para describir los fenómenos encontrados en la agitación y mezclado de líquidos.

3.1.- NATURALEZA DE LOS FLUIDOS.

Un fluido es una substancia que no resiste distorsión permanentemente. Cualquier intento para cambiar la forma de una masa de fluido se traduce en capas de fluido que se deslizan una sobre otra hasta que se logra una nueva forma. Durante el cambio en forma, existe esfuerzo cortante, cuya magnitud depende de la viscosidad del fluido y de la velocidad de deslizamiento, pero cuando se alcanza una forma final todos los esfuerzos cortantes desaparecen. Un fluido en equilibrio está libre de esfuerzos cortantes.

A una temperatura y presión dadas, un fluido posee una densidad definida. La variación de densidad con cambios en estas variables puede ser grande ó pequeña. Si la densidad es poco afectada por cambios moderados en temperatura y presión, se dice que el fluido es incompresible, y si la densidad es sensible a cambios en estas variables, se dice que el fluido es compresible.

Los líquidos se consideran incompresibles y los gases compresibles.

3.2.- FENOMENOS DE FLUJO DE FLUIDO.

El comportamiento de un fluido en movimiento depende marcada

mente en si ó no el fluido está bajo la influencia de fronteras--sólidas. Un fluido en movimiento que no está bajo la influencia de paredes sólidas estacionarias no está sujeto a corte y no existen esfuerzos cortantes dentro de él. El flujo de fluidos incompresibles sin cortes es llamado flujo potencial y está completamente descrito por los principios de la mecánica Newtoniana y conservación de masa. Dos características importantes del flujo potencial son: 1) no se pueden formar circulaciones ni remolinos -- dentro de la corriente, así el flujo potencial es llamado también flujo irrotacional; y 2) no se desarrolla fricción y no hay disipación de energía mecánica en calor.

El flujo potencial puede existir a distancias no lejanas de una frontera sólida. Un principio fundamental de la mecánica de fluidos establecida originalmente por Prandtl en 1904, es que, excepto para fluidos que se mueven a bajas velocidades ó poseen altas viscosidades, el efecto de la frontera sólida sobre el flujo-- está limitado a una capa del fluido inmediatamente adyacente a la pared sólida. Esta capa es llamada capa frontera, y el corte y-- fuerzas cortantes están limitadas a ésta capa de fluido. Fuera-- de la capa frontera, sobrevive flujo potencial.

Dentro de la corriente de un fluido incompresible bajo la influencia de fronteras sólidas, aparecen cuatro efectos importantes: 1) la unión de los campos gradiente de velocidad y esfuerzo--cortante, 2) el principio de turbulencia, 3) la formación y crecimi-- ento de capas frontera, y 4) la separación de las capas frontera del contacto con la frontera sólida.

EL CAMPO DE VELOCIDAD.

Cuando una corriente de fluido fluye masivamente a lo largo de una pared sólida, el fluido se adhiere al sólido en la interfase real entre sólido y fluido. Si por consiguiente, la pared está en reposo en el marco de referencia escogido para el sistema-- sólido-fluido, la velocidad del fluido en la interfase es cero.

Puesto que a distancias alejadas del sólido la velocidad es finita, debe haber variaciones en velocidad de un punto a otro en la corriente que fluye. Por tal razón, la velocidad en cualquier punto es una función de las coordenadas espaciales de ése punto,-- y existe un campo de velocidad en el espacio ocupado por el flu-- ido. La velocidad en un lugar dado puede también variar con el-- tiempo. Cuando la velocidad en cada lugar es constante, el campo

es invariante con el tiempo y se dice que el flujo es continuo.

FLUJO UNIDIMENSIONAL.

La velocidad es un vector, y en general la velocidad en un punto tiene tres componentes, una para cada coordenada espacial.

En muchas situaciones simples todos los vectores velocidad en el campo son paralelos ó prácticamente lo son, y sólo se requiere una componente velocidad, que puede ser tomada como una escalar. Esta situación, que obviamente es mucho más simple que el campo vectorial general, es llamada flujo unidimensional, y éste es adoptado en la siguiente discusión.

FLUJO LAMINAR.

A bajas velocidades los fluidos tienden a fluir sin mezclado lateral, y las capas adyacentes se deslizan una sobre otra como naipes de una baraja. No hay contracorrientes ni remolinos. Este régimen es llamado flujo laminar. A velocidades más altas aparece turbulencia, y forma remolinos, lo cual conduce a un mezclado lateral. La siguiente discusión está limitada a flujo laminar.

LOS CAMPOS GRADIENTE DE VELOCIDAD Y VELOCIDAD DE CORTE.

Consideremos el flujo laminar continuo unidimensional de un fluido incompresible a lo largo de una superficie plana sólida. La figura 3-1 muestra el perfil de velocidad para una corriente de estas características.

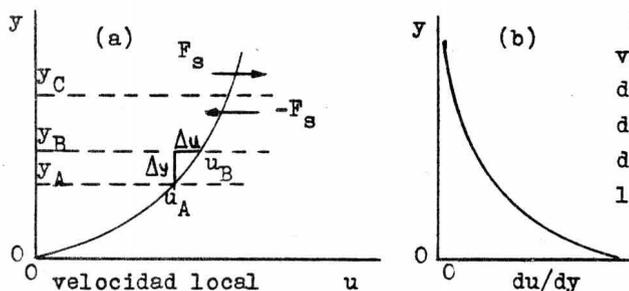


Fig. 3-1 Perfiles de velocidad y gradiente de velocidad en flujo de capas: a) Velocidad. b) Gradiente velocidad.

La abscisa u es la velocidad, y la ordenada y es la distancia medida perpendicularmente desde la pared y por consiguiente en ángulos rectos a la dirección de velocidad. Para $y=0$, $u=0$, y u aumenta con la distancia desde la pared pero en proporción inversa. Enfoquemos la atención sobre las velocidades en dos planos cercanos, plano A y plano B, apartados una distancia Δy .

Sean las velocidades a lo largo de los planos ser u_A y u_B , -

respectivamente, y supongamos que $u_B > u_A$.

Designemos $\Delta u = u_B - u_A$. Definimos el gradiente de velocidad en y_A , du/dy , por

$$\frac{du}{dy} = \lim_{\Delta y \rightarrow 0} \frac{\Delta u}{\Delta y} \quad (3-1)$$

El gradiente de velocidad es claramente el recíproco de la pendiente del perfil de velocidad de la figura 3-1a. Puesto que el gradiente es una función de la posición en la corriente, como se muestra en la fig. 3-1b, el gradiente también define un campo.

Supongamos que x es la distancia medida paralela con el flujo. Entonces, por definición de velocidad,

$$\frac{du}{dy} = \frac{d(dx/dt)}{dy} = \frac{d(dx/dy)}{dt} \quad (3-2)$$

La cantidad dx/dy es el corte en el plano B. La ecuación -- (3-2) muestra que el gradiente puede ser considerado como la velocidad de corte, y es así frecuentemente designado. Es claro de la ec. (3-2) que cuando el corte desaparece ($dx=0$), el gradiente -- también desaparece.

EL CAMPO ESFUERZO CORTANTE.

Puesto que un fluido real se resiste al corte, una fuerza de corte debe existir dondequiera que haya una velocidad de corte. -- En flujo unidimensional la fuerza de corte actúa paralela al plano del corte. Por ejemplo, en el plano C, a una distancia y_C de la pared, la fuerza de corte F_s , mostrada en la figura 3-1a, actúa en la dirección mostrada en la figura. Esta fuerza es ejercida por el fluido exterior al plano C sobre el fluido entre el plano C y la pared.

Por la 3a. ley de Newton, una fuerza igual y opuesta, $-F_s$, -- actúa sobre el fluido exterior del plano C, desde el fluido interior del plano C. Es conveniente usar, no la fuerza total F_s , si no la fuerza por unidad de área del plano de corte, llamada el esfuerzo cortante e indicado por τ , ó

$$\tau = \frac{F_s}{A_s} \quad (3-3)$$

donde A_s es el área del plano. Puesto que τ depende de y , el esfuerzo cortante también constituye un campo. Las fuerzas de corte son generadas tanto en flujo laminar como turbulento. El efecto de turbulencia será descrito después.

3.3.- FLUIDOS NEWTONIANOS Y NO NEWTONIANOS.

El hecho de que en cada punto en un fluido que fluye existen una velocidad de corte y un esfuerzo cortante sugiere que estas--cantidades pueden estar relacionadas. En efecto ellas lo están;-la ciencia de la reología trata con su conexión y las relaciones--complejas entre ellas.

La figura 3-2 muestra varios ejemplos del comportamiento reológico de los fluidos. Las curvas son gráficas de velocidad de--corte vs. esfuerzo cortante y se aplican a temperatura y presión--constantes.

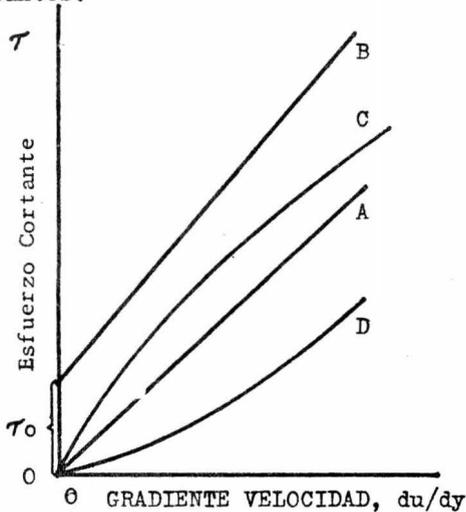


Fig. 3-2 Esfuerzo cortante vs. gradiente velocidad para fluidos Newtonianos y no-Newtonianos

El comportamiento más simple es aquel mostrado por la curva A, que es una línea recta que pasa a través del origen. Los fluidos que siguen esta linealidad simple son llamados fluidos Newtonianos y algunas veces son referidos como fluidos verdaderos. Los gases, líquidos puros de bajo peso molecular, soluciones verdaderas y líquidos no coloidales son Newtonianos. Las otras curvas--mostradas en la figura representan el comportamiento reológico de líquidos llamados no-Newtonianos.

La curva B muestra el comportamiento de los llamados plásticos ó plásticos Bingham. En estos, ningún movimiento toma lugar hasta que se logra un esfuerzo cortante de umbral, indicado por τ_0 , después de lo cual resulta una relación lineal entre el esfuerzo cortante y el gradiente de velocidad.

La curva C representa un fluido pseudo-plástico, que son sustancias que no tienen estructura rígida interior. Parecen consistir de partículas ó moléculas que llegan a estar progresivamente más alineadas en la dirección de flujo cuando el esfuerzo cortante aumenta. El efecto es que cuando el gradiente aumenta es necesario un incremento progresivamente más pequeño en esfuerzo cortante.

La curva D representa un fluido dilatante. En este caso, el efecto es opuesto a áquel que exhiben los pseudo-plásticos.

FLUJO DEPENDIENTE DEL TIEMPO.

Ninguna de las curvas de la fig.3.2 depende de la historia--del fluido, y una muestra dada de material presenta el mismo comportamiento no importa cuanto tiempo ha sido aplicado el esfuerzo de corte. Este no es el caso para algunos líquidos no-Newtonianos cuyas curvas esfuerzo vs. velocidad de corte dependen de cuanto tiempo el corte ha estado activo.

Dos clases de fluidos tienen propiedades de flujo que dependen de la duración del corte. El primero de estos, fluidos tixotrópicos, básicamente se asemejan a los pseudo-plásticos en que tienen un arreglo desordenado de moléculas en la condición de reposo, el cual sin embargo forma una estructura interna. Esta estructura se descompone bajo corte, pero el grado de alineamiento de las partículas que puede suceder en la dirección de flujo depende del tiempo de corte así como de su velocidad. En la figura 3-3a el esfuerzo cortante está graficado contra el tiempo de corte con el gradiente de velocidad du/dy mantenida constante. Con líquidos tixotrópicos, el esfuerzo cortante disminuye con el tiempo bajo estas condiciones.

En vez de disminuir con el tiempo, el esfuerzo cortante puede aumentar con el tiempo. Se dice entonces que el fluido es reopéctico (fig.3-3b).

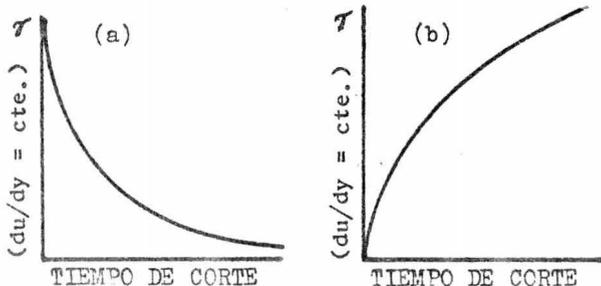


Figura 3-3. Muestra como los líquidos--tixotrópicos (a) y reopécticos (b) varían su esfuerzo --cortante con el tiempo.

Una vez establecida la clasificación de los fluidos, es conveniente hacer notar que este trabajo se limitará a la agitación y mezclado de líquidos clasificados como Newtonianos.

3.4.- VISCOSIDAD REAL Y APARENTE.

Cuando consideramos la calidad de flujo de un líquido consideramos primero su propiedad de viscosidad. La ley básica de viscosidad fué establecida por Newton quien consideró el flujo de un líquido sobre una superficie sólida limitante como caracterizado por un gradiente de velocidad. El observó que el fluido en la --frontera fué estacionario, mientras que las capas adyacentes au--mentaban en velocidad a medida que la distancia a la superficie--aumentaba.

Sin embargo, no fué sino hasta el siglo diecinueve cuando --los físicos abordaron el estudio de una medida experimental y una definición de viscosidad. Poiseuille, en 1820 realizó un estudio completo del flujo de fluidos en capilares, que le condujo diréctamente a las leyes de flujo viscoso. Hagan confirmó sus resulta--dos y más tarde los investigadores proporcionaron varios factores de corrección junto con un análisis teórico del flujo y la defini--ción del coeficiente de viscosidad. Este coeficiente es general--mente llamado viscosidad, esto es, la misma palabra es usada tanto para la propiedad general como para la medida numérica de ella.

Viscosidad, es la tendencia de un fluido verdadero a resis--tir continuamente cualquier movimiento que produzca corte interno.

Imaginemos un par de placas separadas por una película líquida como en la figura 3-4. Se considera que los platos son tan --grandes que las condiciones de sus orillas pueden ser desprecia--das.

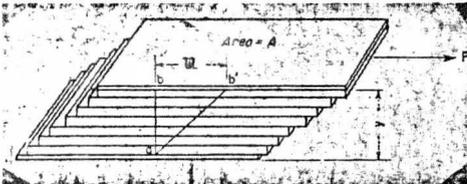


Figura 3-4. Superficies paralelas que limitan capas--de líquido ayudan a visuali--zar el concepto de viscosi--dad

Si una fuerza F es aplicada tangencialmente a la placa superior de área unitaria A moviéndola con una velocidad u , entonces el desplazamiento angular de la línea ab es u/y , ó sea F es pro--porcional a u/y .

Asignando τ a la fuerza por unidad de área y usando la forma

diferencial de u/y para reconocer que la distribución de velocidad puede no ser completamente uniforme entre el plato estacionario y el plato en movimiento tenemos la ecuación

$$\tau = \frac{\mu}{g_c} \frac{du}{dy} \quad (3-4)$$

La constante de proporcionalidad μ es llamada viscosidad absoluta.

Los líquidos Newtonianos fluyen cuando sobre ellos actúa una fuerza cualquiera, no obstante pequeña, y su variación de corte es directamente proporcional al esfuerzo cortante como muestra la curva A de la fig. 3-2. La pendiente de esta línea, es el coeficiente de viscosidad μ .

La unidad para la viscosidad absoluta es el poise y está definida como Ig/cm-sec . Esta unidad es inconvenientemente grande para muchos propósitos prácticos, y las viscosidades son frecuentemente dadas en centipoises; un centipoise es, por supuesto, igual a $1/100$ poise.

En unidades Inglesas la viscosidad absoluta se expresa como lb/ft-sec ó lb/ft-hr . Los factores de conversión entre el poise y las unidades Inglesas son:

$$1 \text{ poise} = 0.0672 \text{ lb/ft-sec} = 242 \text{ lb/ft-hr}$$

$$1 \text{ centipoise} = 6.72 \times 10^{-4} \text{ lb/ft-sec} = 2.42 \text{ lb/ft-hr}$$

Viscosidades de los líquidos. La viscosidad de un líquido Newtoniano depende principalmente de la temperatura y en menor grado de la presión. Las viscosidades de los líquidos son inversamente proporcionales a la temperatura y aumentan moderadamente con la presión. En el apéndice se dan datos para viscosidades de líquidos comunes sobre un rango de temperatura y una atmósfera de presión.

Muchos materiales extremadamente viscosos son no-Newtonianos y aunque no podemos hablar apropiadamente de "viscosidad" con estos líquidos, el término "viscosidad aparente" (ó algunas veces "consistencia") ha sido usado mucho tiempo por analogía a la viscosidad Newtoniana y puede ser usado sin demasiado peligro de confusión si se reconoce que la viscosidad aparente es un factor que puede variar ya sea con el tiempo ó con la velocidad de corte dependiendo del tipo de líquido no-Newtoniano.

Viscosidad Cinemática.- El cociente de la viscosidad absoluta a la densidad de un fluido, μ/ρ , es frecuentemente útil. Esta pro-

iedad es llamada viscosidad cinemática y es designada por ν

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (3-5)$$

La unidad usual para la viscosidad cinemática se define expresando la viscosidad en poises y la densidad en g/cm^3 . Esta unidad es llamada el stoke y es $1\text{cm}^2/\text{seg}$. El centistoke es $1/100$ -stoke. En unidades Inglesas la viscosidad cinimática está dada-- en ft^2/seg .

El stoke es una unidad útil cuando trabajamos con los llamados viscosímetros cinemáticos. Las viscosidades cinemáticas varían sobre un rango más cercano que las viscosidades absolutas.

3.5.- TURBULENCIA

La distinción entre flujo laminar y flujo turbulento fué demostrada por primera vez en un experimento clásico llevado a cabo por Osborne Reynolds, reportado en 1883.

El equipo usado por Reynolds se muestra en la figura 3-5. Un tubo de vidrio horizontal fué sumergido en un tanque de paredes-- de vidrio lleno con agua. Un flujo controlado de agua puede ser-- desalojado a través del tubo abriendo una válvula. La entrada al-- tubo fué ensanchada, y se tomaron las precauciones necesarias para introducir un fino filamento de agua coloreada desde el matraz elevado dentro de la corriente en la entrada del tubo. Reynolds-- encontró que, a bajas velocidades de flujo, el chorro de agua coloreada fluyó intacto a lo largo con la corriente principal sin-- llevarse a cabo ningún mezclado. El comportamiento de la banda-- de color mostró claramente que el agua estuvo fluyendo en líneas-- rectas paralelas y que el flujo fué laminar. Cuando la velocidad de flujo fué aumentada, se alcanzó una velocidad, llamada velocidad crítica, en la cual el cordón de color desapareció y el color se difundió uniformemente a través de toda la sección transversal de la corriente de agua. Este comportamiento del agua coloreada-- mostró que el agua no fluyó más en movimiento laminar sino que se movió irregularmente en forma de contracorrientes y remolinos. Es te tipo de movimiento es flujo turbulento.

Naturaleza de la turbulencia. Se han usado métodos refinados de-- medición para seguir en detalle las fluctuaciones de velocidad de los remolinos durante flujo turbulento, y los resultados de tales mediciones han proporcionado evidencia cualitativa y cuantitativa sobre la naturaleza de la turbulencia.

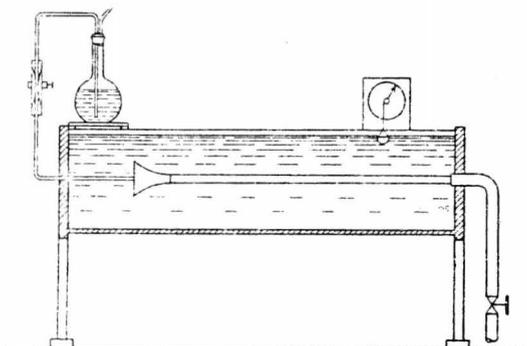


Figura 3-5. Experimento de Reynolds.

El mecanismo de formación y propagación de turbulencia es la base de la teoría moderna y práctica adecuada del mezclado.

El comportamiento de los fluidos en movimiento depende de la densidad, velocidad, viscosidad y distancia. En esta discusión, la densidad será considerada constante. Las distancias estarán representadas como longitudes en un sistema de tres coordenadas con los ejes convencionales x , y , z , e indicarán una longitud recorrida, así como la base para un gradiente. La viscosidad es aquella propiedad de un fluido que da lugar a un esfuerzo interno (esfuerzo cortante τ) que se opone a la deformación de una masa fluida. Las velocidades son vectoriales y dan el cociente de distancia a tiempo. Los efectos de viscosidad y velocidad son de mayor interés.

Desviación de velocidades en flujo turbulento.

Una masa fluida que fluye a lo largo de una línea de corriente a velocidad constante tiene una velocidad promedio igual a aquella de las velocidades instantáneas en todos los puntos sobre la trayectoria.

Este tipo de flujo sucede únicamente durante movimiento viscoso ó laminar. Una masa fluida puede moverse a lo largo de una línea de corriente con diferentes velocidades instantáneas en puntos sucesivos a lo largo de la línea. Las velocidades locales instantáneas en un punto dado y a tiempos variables pueden ser analizadas separando cada componente de la velocidad instantánea total en dos partes, una de ellas una parte constante que es el valor medio de la componente en la dirección de flujo de la corriente, y la otra, llamada desviación de velocidad, que es la

fluctuación instantánea del componente alrededor de la media. En tonces las ecuaciones que definen la desviación de velocidad cuando el flujo de la corriente va en dirección x son:

$$\begin{aligned} u_1 &= u + u' \\ v_1 &= v' \\ w_1 &= w' \end{aligned} \quad (3-6)$$

donde u_1, v_1, w_1 = componentes de velocidad instantánea total en las direcciones x, y, z , respectivamente.

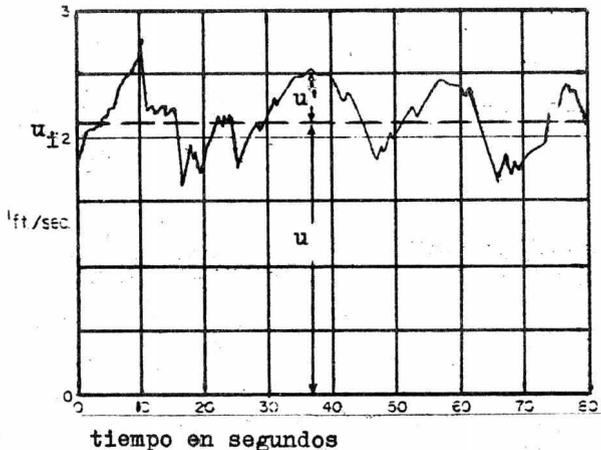
u = velocidad neta constante de la corriente en dirección x , medida por medidores de flujo.

u', v', w' = desviación de velocidades en las direcciones x, y, z , respectivamente.

Los términos v y w son omitidos en las ecs.(3-6) debido a — que no hay flujo neto en las direcciones de los ejes y, z en flujo unidimensional, por lo tanto v y w son cero.

La figura 3-6 es una gráfica de medidas de velocidad de un flujo turbulento al pasar un punto de referencia moviéndose en la dirección x . La ordenada es la velocidad instantánea u_1 y la abscisa es el tiempo. La gráfica muestra valores ilustrativos de u y u' . El flujo tal y como está indicado en la figura es típico de flujo turbulento.

Figura 3-6. Fluctuaciones de velocidad en flujo turbulento.



Las fluctuaciones de velocidad son positivas y negativas en signo y dirección y deben promediar cero algebraicamente. Sin embargo, podemos usar los valores de la raíz media cuadrada para eliminar el cambio en signo y dar significado a las desviaciones de u y u' . Puesto que la fluctuación de velocidad es una característica de turbulencia, es claro que ésta no es casual sino que—

depende de la fluctuación en los tres planos y que estos están--- interrelacionados.

La ecuación 3-4 en términos de velocidad instantánea puede escribirse para el plano x-y como:

$$\mathcal{T} = \mu \frac{du_1}{dy} \quad (3-7)$$

esta ecuación muestra la deformación de un fluido en términos de velocidad instantánea con respecto a la distancia en ángulo recto a la velocidad du_1/dy . Realmente las deformaciones que suceden--- en una pequeña masa fluida sobre la cual existe un gradiente de--- velocidad son de dos tipos; deformaciones lineales, y deformaciones angulares; esto es, los lados de la masa se alargan ó se acor--- tan permaneciendo todos los lados paralelos, ó los lados pueden--- moverse de forma tal que los ángulos entre los lados lleguen a --- ser diferentes. Además de éstas deformaciones debe señalarse que la masa fluida puede moverse también en simple translación desde--- un punto a otro sin deformación, ó puede girar alrededor de un --- punto en su cuerpo debido al efecto de unión de las fuerzas en --- los lados de la masa. La viscosidad dinámica μ depende de la den--- sidad, velocidad, y trayectoria libre media de las moléculas, pero es independiente del estado de movimiento del fluido (laminar--- ó turbulento).

La figura 3-6 es un registro típico de flujo turbulento de--- un líquido que fluye a través de un punto en el espacio. La lí--- nea punteada que corresponde a u se puede considerar como una grá--- fica de velocidad instantánea para flujo viscoso ó laminar. Una--- cuestión básica en mecánica de fluidos concierne a la estabilidad de movimiento laminar y bajo que condiciones un flujo llegará a--- ser inestable.

Recientes medidas cuantitativas de turbulencia confirman la--- teoría básica que viscosidad, velocidad, y frecuencia de fluctua--- ciones de velocidad están interrelacionadas. Cualquier altera--- ción que de como resultado una fluctuación de velocidad u' , debe--- causar una aceleración de fluido de una velocidad instantánea a--- otra, puesto que $u' = u_1 - u$. Por lo tanto, el significado que--- se da al número de Reynolds es el de un cociente de fuerza acele--- rativa a fuerza viscosa, y por consiguiente puede usarse como un--- criterio de estabilidad de flujo, e implica que hay una relación--- entre esfuerzo cortante y viscosidad que mostrará el límite de---

gradiente de velocidad (en la ec. 3-7) sobre el cual no solo sucederán fluctuaciones de velocidad sino que también persistirán.

Se ha demostrado repetidamente que un fluido que se mueve en flujo laminar con una viscosidad dada, a medida que el gradiente de velocidad se aumenta se alcanzará un valor de du_1/dy en el cual tomará lugar una deformación de fluido y aparecerán fluctuaciones de velocidad. Estas fluctuaciones darán como resultado la formación de remolinos y transferencia de masa y momentum en direcciones perpendiculares al flujo principal. Este flujo es turbulento. Si alteramos el movimiento de un fluido y las fluctuaciones de velocidad resultantes no mantienen gradientes de velocidad suficientes para vencer la viscosidad esta alteración será amortiguada y las fluctuaciones desaparecerán. Por consiguiente, sin importar como la turbulencia puede ser formada, persistirá únicamente si las deformaciones, ó gradientes, son suficientemente intensos para vencer el efecto estabilizante de viscosidad.

Cuando el flujo es turbulento es útil diferenciar entre las velocidades incluídas en el patrón básico de flujo de translación, y el movimiento secundario dentro del flujo básico. El vector velocidad instantánea en un punto es el vector suma de u y u' , refiriéndose u al flujo básico y u' al flujo secundario. u' puede considerarse como la velocidad instantánea del remolino, y u como la velocidad con la cual el remolino se mueve a través del punto de observación.

TRANSPORTE DE MOMENTUM

En movimiento turbulento las masas fluidas son transportadas de un lado a otro a través de planos de flujo siempre que exista una fluctuación de velocidad.

Cuando la masa transportada se adapta a las condiciones de velocidad de sus nuevos alrededores el cambio en momentum igualará el producto de la densidad fluida y las fluctuaciones de velocidad u' . La fuerza por área unitaria sobre la cual toma lugar la transferencia de momentum es igual al esfuerzo causado por el transporte de momentum. La masa es transferida en cualquier transferencia de momentum y este movimiento básico de masa es el proceso fundamental del mezclado; es efectuado por el movimiento de flujo secundario.

Consideremos una pequeña masa de fluido que fluye en el plano x - y a través de una línea paralela al plano x - z . La fluctua-

ción de velocidad u' , ejerce una fuerza normal en la dirección y ; también una fuerza tangencial en la dirección x es debida a u' .-- Una fluctuación de presión p' y existirá en la dirección y , y una fluctuación de esfuerzo τ'_{xy} también existirá en el plano $x-y$.

Estas fuerzas y esfuerzos pueden ser formulados como:

$$\begin{aligned} p'_y &= \rho v'^2 \\ \tau'_{yz} &= -\rho v'w' \end{aligned} \quad (3-8)$$

Estas pueden ser escritas en términos de valores promedio, y también en términos de cualquiera de las posiciones coordenadas.

Es evidente que las fluctuaciones de velocidad en un plano-- produce transporte de masa en otras regiones, y que esto es llevado a cabo por fluctuaciones de presión.

A partir de estos conceptos es posible entonces, establecer una ecuación para la presión local variable de un fluido en movimiento turbulento similar a las ecuaciones para las velocidades-- instantáneas como sigue:

$$p_i = p + p' \quad (3-8a)$$

donde p_i = presión local variable

p = presión promedio constante tal y como se mide por manómetros ordinarios ó medidores de presión.

p' = parte fluctuante de presión debido a remolinos, tal y como indican las ecuaciones (3-8).

En flujo laminar no hay remolinos; no hay fluctuación de velocidades y por consiguiente no existen fluctuaciones de presión.

FLUJO EN CAPAS FRONTERA.

Como un ejemplo específico de la formación de capas frontera consideremos el flujo de fluido paralelo a un plato delgado como se muestra en la figura 3-7. La velocidad de la corriente superior de fluido desde el lado principal del plato es uniforme a través de toda la corriente fluida. La velocidad del fluido en la interfase entre el sólido y fluido es cero. La velocidad aumenta con la distancia desde el plato como se muestra en la figura. Cada una de estas curvas corresponde a un valor definido de x , la distancia desde el lado principal del plato. Las curvas -- cambian pendiente rápidamente cerca del plato; ellas también mues

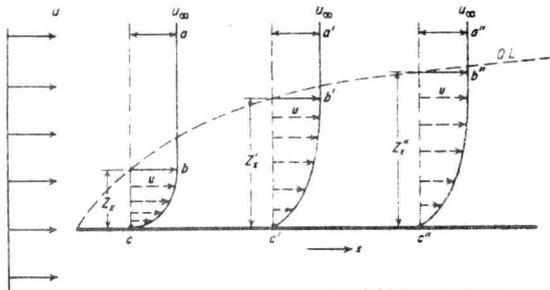


Figura 3-7. Capa frontera de Prandtl. x , distancia desde el lado principal. u_∞ , velocidad de la corriente no perturbada. Z_x , espesor de la capa frontera a una distancia x . u , velocidad local.

$abc, a'b'c', a''b''c''$, velocidad vs. distancia desde la pared en puntos c, c', c'' . OL , límite exterior de la capa frontera.

tran que la velocidad local se aproxima asintóticamente a la velocidad de la masa de la corriente fluida.

En la fig. 3-7 la línea punteada OL esta trazada de tal forma que los cambios de velocidad estan confinados entre esta línea y el contorno de la pared. Debido a que las líneas de velocidad son asintóticas con respecto a la distancia desde el plato, se da por sentado, a fin de localizar la línea punteada claramente, que la línea pasa a través de todos los puntos donde la velocidad es 99% de la velocidad de la masa fluida u_∞ . La línea OL representa una superficie imaginaria que separa la corriente fluida en dos partes: una en la cual la velocidad del fluido es constante, y la otra en la cual la velocidad varía desde cero en la pared hasta una velocidad substancialmente igual a aquella del fluido no perturbado. Esta superficie imaginaria separa el fluido que está directamente afectado por el plato de aquel en el cual la velocidad local es constante e igual a la velocidad inicial del fluido que se aproxima. La zona, o capa, entre la línea punteada y el plato establece la capa frontera.

FLUJO LAMINAR Y TURBULENTO EN CAPAS FRONTERA.

La velocidad del fluido en la interfase sólido-fluido es cero, y las velocidades cercanas a la superficie sólida son por consiguiente, pequeñas. El flujo en esta parte de la capa frontera muy cercana a la superficie es por tal razón laminar. Más lejos de la superficie las velocidades del fluido, aunque menores que la velocidad del fluido sin perturbar, pueden ser medianamente grandes, y el flujo en esta parte de la capa frontera puede llegar a ser turbulento. Entre la zona de turbulencia completamente

desarrollada y la región de flujo laminar está una capa de transición ó reguladora de carácter intermedio. Así se considera que una capa frontera turbulenta está compuesta de tres zonas: la subcapa viscosa, la capa reguladora, y la zona turbulenta. En algunos casos la capa frontera puede ser completamente laminar, pero en muchos casos de ingeniería es parte laminar, parte turbulenta.

Cerca del borde de una placa plana sumergida en un fluido de velocidad uniforme, la capa frontera es delgada, y casi todo el fluido en la capa frontera está moviéndose a baja velocidad. Bajo estas condiciones el flujo en la capa frontera es completamente laminar. Sin embargo, a medida que la capa se espesa, a distancias más alejadas del borde, se llega a alcanzar un punto donde aparece turbulencia. El impulso inicial de turbulencia está caracterizado por un súbito incremento en el espesor de la capa frontera, como se muestra en la figura 3-8.

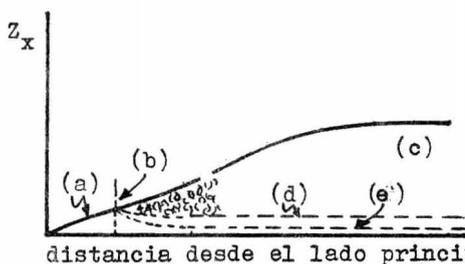


Figura 3-8. Desarrollo de capa frontera turbulenta sobre una placa plana.

(a) flujo laminar en capa frontera. (b) principio de turbulencia. (c) flujo turbulento en capa frontera. (d) capa reguladora. (e) subcapa viscosa.

Cuando el flujo en la capa frontera es completamente laminar, el espesor Z_x de la capa aumenta con \sqrt{x} , donde x es la distancia desde el borde de la placa. Un corto tiempo después de que aparece la turbulencia, Z_x aumenta con $x^{1.5}$, y luego, después de que la turbulencia está completamente desarrollada, varía con $x^{0.8}$.

Transición de flujo laminar a turbulento: número de Reynolds.

Los factores que determinan el punto en el cual una capa frontera laminar muestra indicios de turbulencia están coordinados por el número adimensional de Reynolds. Está definido generalmente por la ecuación

$$N_{Re} = \frac{Lu\rho}{\mu}$$

La densidad ρ y la viscosidad μ tienen el significado usual. La longitud L es la longitud de la dimensión más importante para el sistema de flujo y es elegida un poco arbitrariamente. En tu-

berías se usa el diámetro; en flujo paralelo a lo largo de una placa tal como en las figs. 3-7 y 3-8, L es x , la distancia desde el borde de la placa medida en la dirección del flujo. Generalmente se calcula un número de Reynolds para toda la corriente, más que para un punto, aunque se usan valores locales para algunos propósitos. Cuando la velocidad varía a través de toda la corriente se usa una velocidad promedio para u , y ésta se calcula por métodos descritos más adelante.

Para flujo paralelo a lo largo de una placa, el flujo turbulento aparece primero a un número de Reynolds crítico de aproximadamente 10^5 a 3×10^6 . La transición aparece a números de Reynolds más bajos cuando la placa es áspera y la intensidad de turbulencia en la corriente que se aproxima es alta, y a los valores más altos cuando la placa es lisa y la intensidad de turbulencia en la corriente que se aproxima es baja.

SEPARACION DE CAPAS FRONTERA Y FORMACION DE ESTELA.

En los párrafos anteriores se ha discutido el crecimiento de la capa frontera en el borde de una placa. Ahora consideremos -- que sucede en el lado lejano del objeto, donde el fluido abandona la superficie sólida.

En la orilla de arrastre de una placa plana que es paralela a la dirección del flujo, las capas frontera sobre los dos lados de la placa han crecido a un espesor máximo. Un tiempo después de que el fluido abandona el plato, persisten las capas y gradientes de velocidad. Sin embargo, pronto se desvanecen los gradientes; las capas frontera se entremezclan y desaparecen, y el fluido una vez más se mueve con una velocidad uniforme. Esto se muestra en la figura 3-9a.

Supongamos, ahora, que la placa es girada en ángulos rectos a la dirección del flujo, como en la figura 3-9b. Se forma una capa frontera en el fluido que fluye sobre la cara contra la corriente. Cuando el fluido alcanza el borde de la placa, sin embargo, su momento le impide hacer la vuelta repentina alrededor del borde, y se separa del plato prosiguiendo exteriormente hacia el interior de la masa de fluido. Detrás de la placa se forma una zona de "remanso" de fluido fuertemente desacelerado, en la cual se forman grandes remolinos llamados vórtices. Esta zona es conocida como la estela. Los remolinos en la estela se mantienen en movimiento por el esfuerzo cortante entre la estela y la co --

riente separada. Ellos consumen considerable energía mecánica-- y pueden ocasionar una pérdida de presión considerable en el fluido.

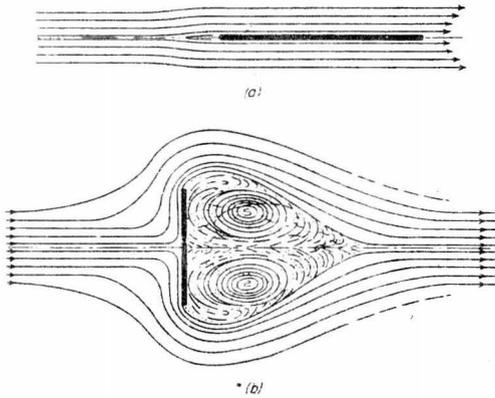


Figura 3-9. Flujo a través de una placa plana.
(a)flujo paralelo con la placa.
(b)flujo perpendicular a la placa.

La separación de capa frontera sucede siempre que el cambio en velocidad del fluido, ya sea en magnitud ó dirección, es demasiado grande para el fluido impidiendo que éste se adhiera a la superficie sólida. Se presenta muy frecuentemente cuando hay un cambio abrupto en el canal de flujo, como una expansión ó contracción súbita, un recodo agudo, ó una obstrucción alrededor de la cual el fluido debe fluir. A causa de las grandes pérdidas de energía que resultan de la formación de una estela, es deseable -- con frecuencia minimizar ó evitar la separación de capas frontera. Para algunos propósitos sin embargo, como promoción de transferencia de calor ó mezclado en un fluido, la separación de capas frontera puede ser deseable.

3.6.- ECUACIONES BASICAS DE FLUJO DE FLUIDOS.

Los principios físicos más útiles en mecánica de fluidos son:

- a) El balance de masa ó ecuación de continuidad
- b) El balance de energía mecánica
- c) El balance de momento

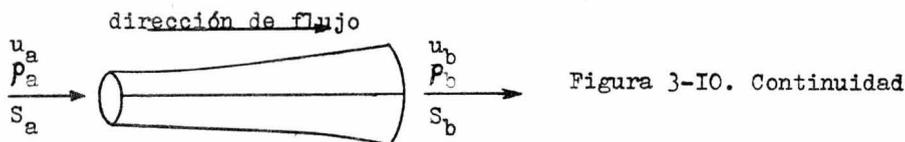
Estas relaciones son discutidas en ésta sección. El tratamiento está limitado a flujo continuo unidimensional.

Balance de masa. En flujo continuo el balance de masa es particularmente simple. La velocidad de masa que entra al sistema de flujo es igual a aquella que sale, ya que la masa no puede ser acumulada ni consumida dentro de un sistema de flujo bajo condiciones continuas.

Líneas de corriente y tubos de corriente. Las discusiones de los fenómenos de flujo de fluido se facilitan visualizando, en la corriente de fluido, trayectorias de fluido llamadas líneas de corriente. Una línea de corriente es una línea imaginaria en una masa de fluido en movimiento trazada de tal manera que en cada punto sobre la curva el vector total de velocidad u es tangente a la línea de corriente. Ningún flujo neto toma lugar a través de ésta línea. En flujo turbulento los remolinos cruzan una y otra vez la línea de corriente, pero como se mostró anteriormente, el flujo neto de tales remolinos en cualquier dirección diferente a la de flujo es cero.

Un tubo de corriente, ó filamento de corriente, es un tubo de sección transversal pequeña ó grande y de cualquier forma transversal conveniente que está enteramente limitado por líneas de corriente. Un tubo de corriente puede visualizarse como un tubo imaginario en la masa de fluido en movimiento a través de cuyas paredes no está sucediendo flujo neto.

El balance de masa da una relación importante respecto al flujo a través de un tubo de corriente. Puesto que el flujo no puede tomar lugar a través de las paredes del tubo, la velocidad de flujo de masa hacia el interior del tubo durante un período de tiempo definido debe ser igual a la velocidad de flujo de masa hacia fuera del tubo. Consideremos el tubo de corriente mostrado en la figura 3-10. El fluido entra en un punto donde el área de la sección transversal del tubo es S_a y sale donde el área de la sección transversal es S_b . Sean u_a y ρ_a la velocidad y densidad a la entrada respectivamente y sean u_b y ρ_b las cantidades correspondientes a la salida. Consideremos que la densidad en una sección transversal sencilla es constante. Consideremos también que el flujo a través del tubo es no-viscoso ó flujo potencial.



Entonces la velocidad u_a es constante a través del área S_a , y la velocidad u_b es constante a través del área S_b . La masa de fluido que entra y sale del tubo en una unidad de tiempo es:

$$\dot{m} = \rho_a u_a S_a = \rho_b u_b S_b \quad (3-9)$$

donde \dot{m} es la velocidad de flujo en masa por unidad de tiempo. A partir de ésta ecuación se sigue que para un tubo de corriente,

$$\dot{m} = \rho u S = \text{constante} \quad (3-10)$$

La ecuación (3-10) es llamada la ecuación de continuidad. Se aplica ya sea a fluidos compresibles ó incompresibles. En éste último caso, $\rho_a = \rho_b = \rho$.

Velocidad promedio. Si el flujo a través del tubo de corriente no es potencial pero está enteramente ó en parte dentro de una capa frontera en la cual existe esfuerzo cortante, la velocidad u variará de un punto a otro en una sección transversal sencilla en este caso el área S_a , y u_b variará de un punto a otro a través del área S_b . Entonces es necesario distinguir entre la velocidad local y velocidad promedio.

Si el fluido es calentado ó enfriado, la densidad del fluido también varía de un punto a otro en una sección transversal sencilla. En este trabajo las variaciones de densidad en una sección transversal sencilla de un tubo de corriente son despreciadas y tanto ρ_a como ρ_b son independientes de la posición dentro de la sección transversal.

La velocidad de flujo de masa a través de un área diferencial en la sección transversal de un tubo de corriente es,

$$d\dot{m} = \rho u dS$$

y la velocidad de flujo de masa total a través de toda el área de la sección transversal es,

$$\dot{m} = \rho \int_S u dS \quad (3-11)$$

La integral \int_S significa que la integración cubre el área S .

La velocidad promedio \bar{v} de toda la corriente que fluye a través del área de la sección transversal S está definida por,

$$\bar{v} = \frac{\dot{m}}{\rho S} = \frac{1}{S} \int_S u dS \quad (3-12)$$

Comparando las ecuaciones (3-10) y (3-12) se muestra que \bar{v} y u son iguales únicamente cuando la velocidad local es la misma en todos los puntos en el área S .

La ecuación de continuidad para flujo a través de un tubo de corriente finito en el cual la velocidad varía dentro de la sección transversal es:

$$\dot{m} = \rho_a \bar{v}_a S_a = \rho_b \bar{v}_b S_b = \rho \bar{v} S \quad (3-13)$$

Masa Velocidad. La ecuación (3-12) puede escribirse como:

$$\bar{v} \rho = \frac{\dot{m}}{S} = G \quad (3-14)$$

Esta ecuación define la masa velocidad G , calculada dividiendo la velocidad de flujo de masa entre el área de la sección transversal del canal. En la práctica la masa velocidad se expresa como $\text{lb}/\text{sec}\text{-ft}^2$ ó $\text{lb}/\text{hr}\text{-ft}^2$. La ventaja de usar G es que es independiente de la temperatura y presión cuando el flujo es continuo (\dot{m} constante) y la sección transversal no es cambiada (S constante).

En cualquier relación en la que \bar{v} y p estén asociados como un producto, la velocidad de masa representa el efecto neto de ambas variables. La velocidad de masa G puede también describirse como la densidad de la corriente de masa ó masa flux, donde el flux se define generalmente como cualquier cantidad que pasa a través de un área unitaria en tiempo unitario.

Balance de energía mecánica y ecuación de Bernoulli. La energía total de un fluido en movimiento consiste de los siguientes componentes: energía interna, potencial, de presión y cinética. Cada una de estas energías, puede ser considerada con referencia a un plano base arbitrario. Es también conveniente hacer los cálculos sobre una masa unitaria de fluido.

Energía interna. Esta es la energía asociada con el estado físico del fluido, es decir, la energía de los átomos y moléculas que resultan de su movimiento y configuración. La energía interna es una función de la temperatura y puede ser representada como U por masa unitaria de fluido.

Energía potencial gravitacional. Energía que un fluido posee debido a su posición en el campo de gravedad de la tierra. El trabajo requerido para elevar una masa unitaria de fluido a una altura Z arriba de un plano base arbitrariamente escogido es Zg/g_c , donde g es la aceleración gravitacional y g_c es el factor de conversión de la ley de Newton. Este trabajo es igual a la energía potencial de una masa unitaria de fluido arriba del plano base.

Energía de presión. Esta es la energía ó trabajo mecánico--realizado por fuerzas externas a la corriente para introducir el fluido en el sistema sin cambio en volumen ó el trabajo recuperado del fluido que sale del sistema. Si p es la presión y V es el volumen de una masa m de fluido, entonces pV/m es la energía de presión por masa unitaria de fluido. El cociente m/V es la densidad del fluido ρ . Por tanto, la energía de presión por masa unitaria de fluido puede escribirse como p/ρ .

Energía cinética. Esta es la energía de movimiento del fluido. La energía cinética por masa unitaria de fluido es $u^2/2g_c$, donde u es la velocidad lineal del fluido con relación a algún cuerpo fijo.

Energía total. La energía total E por masa unitaria de fluido está dada por la ecuación,

$$E = U + Zg/g_c + p/\rho + u^2/2g_c \quad (3-15)$$

donde cada término tiene las dimensiones de fuerza por distancia por masa unitaria.

Consideremos una masa unitaria de fluido que fluye desde un punto a a un punto b . Entre estos dos puntos, sea Δq una cantidad de calor agregada al fluido como se muestra en la figura (3-II). Sea Δw_a una cantidad de trabajo realizado sobre el fluido y sea Δw_b una cantidad de trabajo realizado por el fluido sobre sus alrededores. Podemos escribir un balance de energía por masa unitaria de fluido como,

$$E_a + \Delta w_a + \Delta q = E_b + \Delta w_b$$

$$\text{ó } E_b - E_a = \Delta q + \Delta w_a - \Delta w_b \quad (3-16)$$

Se necesita un fluido en movimiento para realizar trabajo para vencer las fuerzas friccionales viscosas así que en la práctica el término Δw_b es siempre positivo. Es únicamente cero para el caso teórico de un fluido ideal ó inviscid que tiene viscosidad cero. El trabajo Δw_a puede ser realizado sobre el fluido por medio de una bomba situada entre los puntos a y b .

Si la temperatura del fluido que fluye permanece constante, la energía interna no cambia. Si no se agrega calor al fluido, $\Delta q=0$. Para estas condiciones las ecuaciones (3-15) y (3-16) puede ser combinadas y escritas como

$$\left(Z_b \frac{g}{g_c} + \frac{p_b}{\rho_b} + \frac{u_b^2}{2g_c} \right) - \left(Z_a \frac{g}{g_c} + \frac{p_a}{\rho_a} + \frac{u_a^2}{2g_c} \right) = \Delta w_a - \Delta w_b \quad (3-17)$$

Para un fluido inviscid y sin bomba la ecuación (3-17) pasará a

$$\left(Z_b \frac{g}{g_c} + \frac{p_b}{\rho_b} + \frac{u_b^2}{2g_c} \right) - \left(Z_a \frac{g}{g_c} + \frac{p_a}{\rho_a} + \frac{u_a^2}{2g_c} \right) = 0 \quad (3-18)$$

Esta es la ecuación de Bernoulli.

Discusión de la ecuación de Bernoulli. La ecuación (3-18) es útil en el tratamiento de fluidos incompresibles. La ecuación establece que en ausencia de fricción, cuando la velocidad u es reducida, la altura Z arriba del plano base ó la presión p , ó ambos, deben aumentar. Cuando la velocidad aumenta, puede hacerlo

únicamente a expensas de Z ó p . Si la altura es cambiada, debe-- encontrarse compensación en un cambio de presión ó velocidad. La interconvertibilidad de presión, altura, y velocidad mostrada por la ecuación de Bernoulli es comprensible al notar que todos los términos tienen las mismas dimensiones de fuerza por distancia -- por mesa unitaria de fluido.

En la práctica hidráulica, la ecuación (3-18) se escribe

$$\left(z_b + \frac{p_b}{\gamma} + \frac{u_b^2}{2g} \right) - \left(z_a + \frac{p_a}{\gamma} + \frac{u_a^2}{2g} \right) = 0 \quad (3-19)$$

donde γ es el peso específico. Todos los términos en esta ecuación tienen dimensión de longitud y son llamados cargas. El término p/γ es una carga de presión, Z es una carga estática ó potencial, y $u^2/2g$ es una carga de velocidad. La misma terminología-- se lleva a cabo en el uso de la ecuación (3-18), y por consiguientemente los términos incluidos son frecuentemente llamados cargas.

La ecuación de Bernoulli se aplica estrictamente hablando a una línea de corriente, pero puesto que en un tubo de corriente-- en flujo potencial la velocidad en cualquier sección transversal es constante, la ecuación puede usarse también para un tubo de corriente. También, el principio de conservación de energía permite la extensión de la ecuación a flujo potencial que toma lugar en tubos de corriente de sección transversal variable. Si el tubo es curvo, la dirección de la velocidad cambia y en la ecuación de Bernoulli se usa la velocidad escalar, mas que el vector velocidad. Finalmente, usando factores de conversión la ecuación puede ser modificada para usarse en flujo de capas frontera, donde suceden variaciones de velocidad dentro de una sección transversal y los efectos de fricción son activos. Discutiremos a continuación estos factores de corrección.

Correcciones para los efectos de fronteras sólidas. Muchos problemas de flujo de fluidos encontrados en ingeniería comprenden-- corrientes que está bajo la influencia de fronteras sólidas y por tal razón contienen capas frontera.

Para extender la ecuación de Bernoulli a estas situaciones prácticas son necesarias dos modificaciones. La primera es una corrección del término de energía cinética para la variación de velocidad local u con la posición en la capa frontera, y segunda, es la corrección de la ecuación tomando en cuenta la fricción del fluido, que aparece siempre que se forma una capa frontera.

Para fluidos incompresibles, la ecuación de Bernoulli corri-

giendo los términos de energía cinética y fricción queda para un fluido de densidad ρ como:

$$\frac{p_a}{\rho} + z_a \frac{g}{g_c} + \frac{\alpha_a \bar{v}_a^2}{2g_c} = \frac{p_b}{\rho} + z_b \frac{g}{g_c} + \frac{\alpha_b \bar{v}_b^2}{2g_c} + h_f \quad (3-20)$$

donde \bar{v} es la velocidad promedio en el tubo y α es el factor de corrección adimensional que se toma en cuenta para la distribución de velocidad a través de la tubería. Para una tubería de sección circular $\alpha = 1/2$ para flujo laminar y aproximadamente igual a 1 para flujo turbulento.

El término h_f representa toda la fricción generada por masa unitaria de fluido (y por consiguiente toda la conversión de energía mecánica en calor) que sucede en el fluido entre los puntos a y b. Difiere de todos los demás términos de la ecuación (3-20) en dos formas: 1) Los términos mecánicos representan condiciones en posiciones específicas, respectivamente, en los puntos de entrada y salida a y b, mientras que h_f representa la pérdida de energía mecánica en todos los puntos entre a y b. 2) La fricción no es interconvertible con las cantidades de energía mecánica. El signo de h_f tal y como está definido en la ec. (3-20) es siempre positivo y es equivalente a Δw_p indicado por la ec. (3-17). Es cero, por supuesto en flujo potencial, Las unidades de h_f y todos los términos de la ecuación (3-20) son energía por unidad de masa.

La fricción aparece en capas frontera debido al trabajo realizado por las fuerzas de corte para mantener los gradientes de velocidad tanto en flujo laminar como en turbulento y es eventualmente convertido en calor por acción viscosa.

Trabajo de bomba en la ecuación de Bernoulli. En un sistema de flujo se usa una bomba para aumentar la energía mecánica del fluido en movimiento, este incremento sirve para mantener el flujo. Supongamos que se instala una bomba entre los puntos a y b eslabonados por la ec. (3-20). El trabajo suministrado a la bomba es un ejemplo de trabajo de flecha, es decir, en caso de bombas significará el trabajo que debe ser realizado desde el exterior sobre el material, y además por medio de una flecha en rotación. Por convención el trabajo de flecha W_s se toma como negativo cuando el trabajo es suministrado al equipo desde el exterior, y siendo este el caso que nos ocupa, el trabajo de bomba es inherente--

mente negativo, y es conveniente indicarlo por W_p , donde

$$W_p = - \frac{W_s}{m} \quad (3-21)$$

Puesto que la ecuación de Bernoulli es un balance de energía mecánica únicamente, debe tomarse en cuenta la fricción que sucede dentro de la bomba. En una bomba real no solo están presentes las fricciones debidas al fluido sino también las debidas a la acción mecánica que se manifiesta en pistones, anillos y caja de accesorios. La energía mecánica suministrada a la bomba como trabajo de flecha negativo debe ser descontada por esas pérdidas friccionales para dar la energía mecánica neta realmente disponible-- para el movimiento del fluido. Sea h_{fp} la fricción total en la-- bomba por masa unitaria de fluido. Entonces el trabajo neto para el fluido es $W_p - h_{fp}$. En la práctica, en lugar de h_{fp} se usa una eficiencia de bomba indicada por η , definida por la ecuación,

$$\delta \quad W_p - h_{fp} \equiv \eta W_p$$

$$\eta = \frac{W_p - h_{fp}}{W_p} \quad (3-22)$$

La energía mecánica entregada al fluido es, entonces, ηW_p -- donde $\eta < 1$. El término ηW_p es equivalente a Δw_a de la ec. (3-17).

La ecuación (3-20) corregida para trabajo de bomba será

$$\frac{p_a}{\rho} + z_a \frac{g}{g_c} + \frac{\alpha_a \bar{v}_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{p_b}{\rho} + z_b \frac{g}{g_c} + \frac{\alpha_b \bar{v}_b^2}{2g_c} + h_f \quad (3-23)$$

Esta ecuación es general para trabajar problemas sobre el -- flujo de fluidos incompresibles.

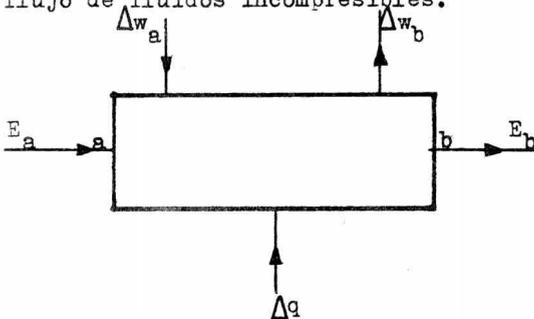


Figura 3-II. Balance de energía para un fluido en movimiento.

Balance de momentum. La ley fundamental de la mecánica, y una de las verdaderas leyes básicas de ingeniería, es la correlación de Newton de momentum- fuerza, que puede ser expresada por la siguiente proporcionalidad:

$$F \propto \frac{d(mu)}{dt} \quad (3-24)$$

La cantidad m es la masa del cuerpo, u es la velocidad lineal, y F es la resultante de todas las fuerzas que actúan sobre el cuerpo. El producto mu es llamado momentum del cuerpo, y la ley de movimiento de Newton establece que la resultante, ó fuerza neta, que actúa sobre un cuerpo está medida cuantitativamente por la velocidad de cambio del momentum de ése cuerpo.

Por la ec. (3-24) la fuerza total resultante que actúa sobre una corriente de fluido en movimiento es igual a la velocidad de incremento del momentum del fluido. Una ecuación útil, llamada ecuación de momentum, puede ser derivada a partir de éste hecho. Debido a que momentum y fuerza son vectores, la ecuación está derivada en términos de una componente de velocidad. La misma forma de ecuación puede usarse para las otras tres componentes, y la ecuación final para el caso tridimensional se encuentra sumando vectorialmente las ecuaciones para las tres componentes.

Consideremos la corriente de fluido en flujo continuo a través del canal mostrado en la figura (3-12). Enfoquemos la atención sobre un tubo de corriente elemental y consideremos que la sección transversal del elemento es suficientemente pequeño, así que las velocidades son constantes dentro de cualquier sección transversal. Sean V_a y V_b las velocidades de entrada y salida respectivamente en las secciones correspondientes del elemento.

Las componentes en la dirección x son u_a y u_b respectivamente y $\Delta \dot{m}$ es la velocidad de flujo de masa de fluido a través del elemento. Puesto que el flujo es continuo, $\Delta \dot{m}$ es constante dentro del elemento.

Consideremos ahora la velocidad de incremento de momentum de fluido que fluye a través del elemento en la dirección x . El momentum sale del tubo a una velocidad $\Delta \dot{m} u_b$ y entra a una velocidad $\Delta \dot{m} u_a$. La velocidad de incremento del momentum en x es $\Delta \dot{m}(u_b - u_a)$ y ésta es igual a la fuerza resultante ΔF_x en la dirección x que actúa sobre el fluido en el elemento:

$$\Delta F_x g_c = \Delta \dot{m}(u_b - u_a) \quad (3-25)$$

La fuerza que actúa sobre toda la corriente se encuentra integrando esta ecuación a través de la sección transversal de la corriente,

$$F_x g_c = \int_S (u_b - u_a) d\dot{m} \quad (3-26)$$

Cuando la velocidad es constante dentro de una sección tran-

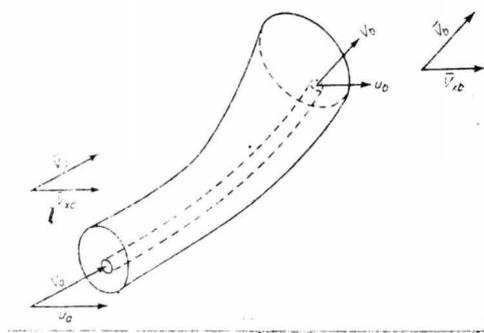


Figura 3-I2. Ecuación de momento para flujo continuo. \bar{V} , \bar{V}_x , velocidades totales de la corriente. V , u , velocidades locales

versal, como en flujo potencial, la ecuación (3-26) se convierte en:

$$F_x g_c = \dot{m} (u_b - u_a) \quad (3-27)$$

las ecuaciones correspondientes para las otras direcciones son

$$\begin{aligned} F_y g_c &= \dot{m} (v_b - v_a) \\ F_z g_c &= \dot{m} (w_b - w_a) \end{aligned} \quad (3-28)$$

La fuerza total sobre el fluido es el vector suma de las ecuaciones (3-27) y (3-28). Cuando las velocidades varían dentro de una sección transversal, un factor de corrección para el momento β , se define por la ecuación

$$\beta \dot{m} \bar{V}_x \equiv \int_S u \, d\dot{m} \quad (3-29)$$

donde \bar{V}_x es el componente x de la velocidad promedio \bar{V} .

Substituyendo \dot{m} de la ecuación (3-13), considerando ρ constante y usando $d\dot{m} = \rho V \, dS$ la ecuación (3-29) cambia a

$$\beta \bar{V} \rho S \bar{V}_x = \rho V \int_S u \, dS$$

También puesto que $\bar{V}_x / \bar{V} = u / V$,

$$\beta = \frac{1}{S \bar{V}_x^2} \int u^2 \, dS \quad (3-30)$$

Para calcular β se necesita información de la variación de u con S . La ecuación (3-26) puede escribirse para flujo unidimensional como

$$F g_c = \dot{m} (\beta_b \bar{V}_b - \beta_a \bar{V}_a) \quad (3-31)$$

Al usar la ecuación de momento a sus diferentes formas debe tenerse cuidado para identificar e incluir en F todos los compo--

nentes de fuerza que actúan sobre el fluido en la dirección del componente velocidad en la ecuación. Algunas fuerzas que pueden estar presentes son: 1) cambio de presión en la dirección de flujo; 2) esfuerzo cortante en la frontera entre la corriente fluida y el conducto, ó, si el conducto mismo se considera parte del sistema, se deben incluir las fuerzas externas que actúan sobre la pared sólida; 3) si la corriente es inclinada, se debe incluir la componente apropiada de la fuerza de gravedad. Asumiendo flujo unidimensional en la dirección x , una situación típica para F está representada por la ecuación

$$F = p_a S_a - p_b S_b - F_s - F_g \quad (3-32)$$

donde: p_a, p_b .- presiones de entrada y salida respectivamente

S_a, S_b .- secciones transversales de entrada y salida resp.

F_s .- Fuerza de corte entre fluido y pared

F_g .- componente de fuerza de gravedad.

3.7.- FLUJO A TRAVÉS DE CUERPOS SUMERGIDOS.

En muchos problemas, el efecto del fluido sobre el sólido es importante. El fluido puede estar en reposo y el sólido moviéndose a través de él, ó el sólido puede estar en reposo y el fluido moviéndose a través de él. El objeto de esta sección es presentar la situación donde el sólido está sumergido en el fluido.

Es indiferente cual fase, sólido ó fluido se considera estar en reposo, lo que es realmente importante es la velocidad relativa entre los dos.

Resistencia al avance (Drag). La fuerza en la dirección de flujo ejercida por el fluido sobre el sólido es llamada resistencia al avance. Por la tercera ley de Newton de movimiento, una fuerza neta igual y opuesta es ejercida por el cuerpo sobre el fluido. - En la interrelación sólido fluido encontramos dos tipos de flujo; 1) flujos externos y 2) flujos internos.

Por flujos externos indicamos flujo sobre la superficie exterior de algo, por ejemplo, flujo sobre una placa plana ó flujo sobre la superficie exterior de una esfera ó cilindro. Por flujo interno indicamos flujo en el interior de ductos, por ejemplo, -- flujo en el interior de tuberías. Hay una diferencia bien definida en estos dos tipos de flujo. A medida que nos alejamos más y más de la superficie de un objeto con flujo externo, la velocidad va siendo menos afectada por la frontera del objeto; finalmente--

alcanzamos lo que se conoce como velocidad de la corriente libre ó sin perturbar, que no es afectada por la frontera. Sin embargo, con flujo interno desarrollado, no nos acercamos a una velocidad constante, en vez de esto, la corriente es afectada en todas partes por la frontera. Aunque el concepto básico de resistencia al avance es precisamente el mismo para los dos tipos de flujo, está basado en una velocidad diferente en cada caso: la velocidad de la corriente libre para flujos externos y la velocidad de la masa fluida para flujos internos.

En la siguiente discusión, encontraremos que los cuerpos con flujos externos experimentan dos tipos de resistencia al avance. Resistencia al avance de pared que se presenta como resultado de una transferencia de momentum desde un fluido a la superficie ó viceversa, y resistencia al avance de forma que se presenta como resultado de un gradiente de presión que existe desde el frente a la parte posterior del objeto (un gradiente de presión cuya fuerza neta se opone al movimiento del cuerpo a través del fluido).

Cuando la pared del cuerpo es paralela con la dirección de flujo, como en el caso de la placa plana delgada mostrada en la fig. (3-9a), la única resistencia al avance es el corte de pared. Sin embargo, por lo general, la pared de un cuerpo sumergido hace un ángulo con la dirección de flujo. En tal caso la componente del corte de pared en la dirección de flujo contribuye a la resistencia al avance. Un ejemplo extremo es la resistencia al avance del plato plano perpendicular al flujo mostrado en la fig.(3-9b).

También, la presión del fluido, que actúa en una dirección normal a la pared, posee una componente en la dirección de flujo, y esta componente también contribuye a la resistencia al avance. La resistencia al avance total sobre un elemento de área es la suma de las dos componentes. La figura (3-13) muestra la presión y fuerzas de corte que actúan sobre un elemento de área dA inclinado un ángulo de $90-\alpha$ a la dirección de flujo.

La resistencia al avance por corte de pared es $\tau_w \sin \alpha dA$, y la de presión es $p \cos \alpha dA$. La resistencia al avance total sobre el cuerpo es la suma de las integrales de estas cantidades evaluada cada una sobre la superficie total del cuerpo en contacto con el fluido. En flujo potencial, $\tau_w = 0$, y no hay resistencia al avance de pared. También, la resistencia al avance de presión en la dirección de flujo está balanceada por una fuerza igual en la

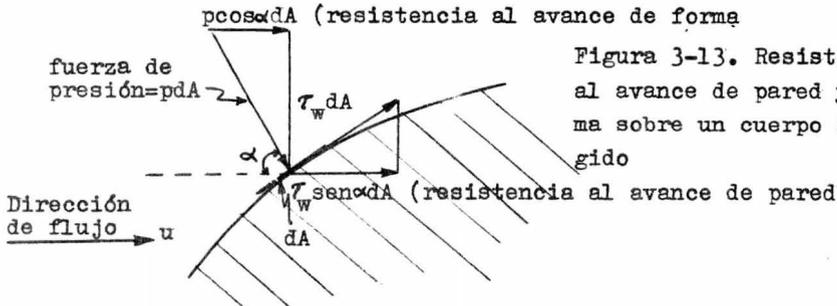


Figura 3-13. Resistencia al avance de pared y forma sobre un cuerpo sumergido

dirección opuesta, y la integral de la resistencia al avance es cero. No hay resistencia al avance el flujo potencial.

Coefficientes de resistencia al avance. Introduciremos ahora la definición del coeficiente que usamos para correlacionar el comportamiento de resistencia al avance para flujo interno ó externo. La razón por la que introducimos este coeficiente es que para muchas situaciones reales trabajamos con flujo turbulento, para el cual no tenemos solución matemática exacta. Por lo tanto correlacionamos basándonos en el razonamiento derivado del análisis dimensional.

El comportamiento de resistencia al avance está correlacionado en términos de un coeficiente de resistencia al avance. Este coeficiente está definido por la ecuación:

$$C_D = \frac{F_{D/A}}{\rho u^2 / 2g_c} \quad (3-33)$$

donde $C_D = C_D' + C_D''$. C_D' y C_D'' son los coeficientes de resistencia al avance de pared y forma.

Nótese que esta definición hace al coeficiente de resistencia al avance un factor de proporcionalidad adimensional que relaciona la fuerza de resistencia al avance a una energía cinética característica de la corriente que fluye y un área característica del cuerpo. Definiendo el coeficiente de esta manera, el coeficiente es siempre el mismo para situaciones de flujo semejantes, esto es, situaciones (para objetos totalmente sumergidos) donde el número de Reynolds y la forma del cuerpo sean los mismos.

SIMBOLOS Y UNIDADES

- A Area, ft^2 ; A_s , del plano sobre el cual actúa la fuerza.
- C_D Coeficiente de resistencia al avance, $2F_D g_c / A \rho u^2$, adimensional.
- E Energía total por masa unitaria de fluido, ft-lbf/lb ; E_a , en el punto a; E_b , en el punto b.
- F Fuerza, lb_f ; F_D , fuerza total de resistencia al avance; F_g , componente de fuerza de gravedad; F_s , fuerza de corte; F_x , F_y , F_z , componentes de fuerza en las direcciones x, y, z.
- G Masa velocidad, lb/sec-ft^2 ó lb/hr-ft^2 .
- g Aceleración de la gravedad, ft/sec^2
- g_c Factor de conversión de la ley de Newton, $32.174 \text{ ft-lb/lb}_f\text{-sec}^2$
- h Pérdida por fricción, ft-lbf/lb ; h_f , pérdida total por fricción en el fluido entre los puntos a y b; h_{fp} , pérdida total por fricción en bomba.
- L Longitud, ft ; distancia desde el borde de una placa, ft ; dimensión de referencia en el sistema de flujo.
- m Masa, lb ; \dot{m} , velocidad de flujo en masa, lb/sec
- N_{Re} Número de Reynolds, $L \rho u / \mu$, adimensional.
- p Presión, lb_f/ft^2 ; p_1 , presión local variable; p' , componente fluctuante; p_a , en el punto a; p_b , en el punto b.
- q Calor por masa unitaria de fluido, ft-lbf/lb .
- S Area de sección transversal, ft^2 ; S_a , en el punto a; S_b , en el punto b.
- t Tiempo, sec .
- U Energía interna por masa unitaria de fluido, ft-lbf/lb .
- u Velocidad, ft/sec ; componente de velocidad en la direc--

- ción x ; u_1 , valor instantáneo; u' , desviación de velocidad; u_∞ , velocidad de la corriente no perturbada; u_a , - en el punto a; u_b , en el punto b.
- V Velocidad de la corriente, ft/sec; V_a , en el punto a; V_b , en el punto b; \bar{V} , velocidad promedio; \bar{V}_a , en el punto a; \bar{V}_b , en el punto b; \bar{V}_x , componente x de la velocidad promedio.
- v, w Componentes de velocidad en las direcciones y - z respectivamente; v_1, w_1 , valores instantáneos; v', w' , desviación de velocidades; v_a, w_a , en el punto a; v_b, w_b , en el punto b.
- W Trabajo, ft-lbf; W_p , trabajo realizado por bomba; W_s , -- trabajo de flecha; W_a , trabajo realizado sobre el fluido; W_b , trabajo realizado por el fluido.
- x Distancia medida paralela con la dirección del flujo, ft.
- y Distancia perpendicular a la pared, ft.
- Z Altura con relación a un plano de referencia, ft; Z_a , en el punto a; Z_b , en el punto b; Z_x , espesor de la capa--- frontera, ft.

LETRAS GRIEGAS.

- α Factor de corrección de energía cinética, adimensional; α_a , en el punto a; α_b , en el punto b; ángulo con la perpendicular en la dirección de flujo.
- β Factor de corrección para momentum, adimensional; β_a , en el punto a; β_b , en el punto b.
- γ Peso específico, lb/ft³
- μ Viscosidad absoluta, lb/ft-sec
- ρ Densidad, lb/ft³; ρ_a , en el punto a; ρ_b , en el punto b; $\bar{\rho}$, densidad promedio.

- ν Viscosidad cinemática, μ/ρ , ft^2/sec
 η Eficiencia total de bomba, adimensional.
 \mathcal{T} Esfuerzo cortante, lb/ft^2 ; \mathcal{T}_0 , esfuerzo de umbral.

REFERENCIAS.

- 1.- Mc Cabe and Smith: "Unit Operations of Chemical Engineering", cap.3, Mc Graw-Hill Book Company, N.Y., 1967.
- 2.- Holland, F.A.: "Fluid Flow for Chemical Engineers", parte 1. Chemical Publishing Co., Inc., N.Y., 1974.
- 3.- Charles S. Quillen: "Mixing the Universal Operation",--- Chemical Engineering, U.S.A. ; Junio de 1954.
- 4.- Rushton, J.H., Oldshue, J.Y.; "Mixing- Present Theory -- and Practice", Chemical Engineering Progress., Abril,--- 1953.
- 5.- Greenkorn, R.A., Kessler, D.P., "Transfer Operations"--- Mc-Graw-Hill Book Co., N.Y., 1972

este estudio solo consideraremos proceso intermitente.

3) Un dispositivo mecánico para generar turbulencia dentro del sistema. Este produce un patrón de flujo en el sistema y los mecanismos usados para este propósito son, en la mayoría de los casos, impulsores en rotación.

El impulsor es montado en una flecha soportada desde arriba. La flecha es impulsada por un motor, algunas veces conectado directamente a la flecha pero más frecuentemente conectada a él a través de una caja de engranajes reductora de velocidad.

La clasificación de equipo para mezclado se hace generalmente sobre la base de viscosidad, puesto que ésta es un contribuyente principal a las fuerzas que tienden a abatir el flujo a través de un sistema de mezclado. La figura 4-2 muestra los rangos de viscosidad recomendados para varios tipos comunes de agitadores.

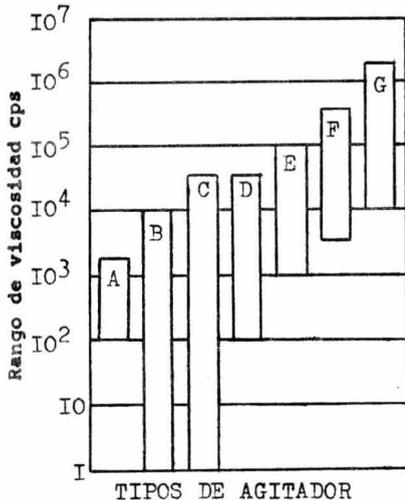


Figura 4-2. Rangos de viscosidad para agitadores.

- A.- Ancora
- B.- Propulsores
- C.- Impulsores turbina de hoja-plana
- D.- Paletas
- E.- Ancora tipo compuerta
- F.- Tornillo helicoidal
- G.- Hoja helicoidal

En este trabajo limitaremos nuestro estudio a los tipos más comunes clasificados como: Paleta, Propulsor, Turbina. Su forma física y condiciones de operación las describimos más adelante.

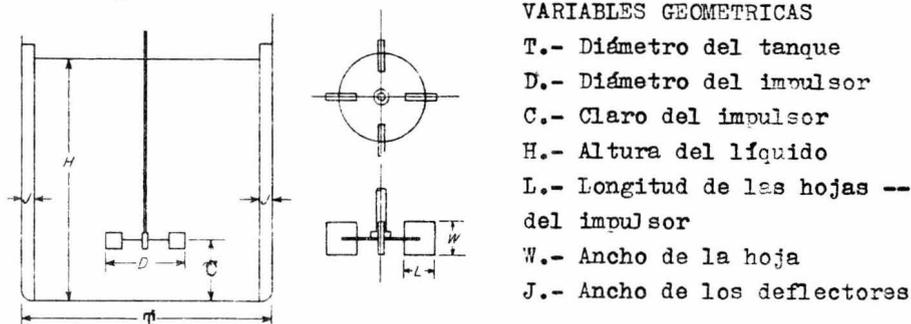
En estos diseños, las hojas en rotación ejercen una presión sobre el líquido que se encuentra delante de ellas, desplazando parte de él hacia los alrededores e induciendo por consiguiente un movimiento rotacional en el líquido. La disminución en presión que se presenta atrás de la hoja embarca el líquido de los alrededores. El desplazamiento e incorporación del líquido al --

mismo tiempo produce arremolinamiento turbulento alrededor de las hojas.

Elevando la velocidad rotacional de impulsor, el líquido entre las hojas está también sometido a fuerzas centrífugas, por lo cual se descarga radialmente desde la periferia del impulsor. Esto aumenta la velocidad de flujo líquido hacia el interior y hacia afuera del impulsor. El líquido que se descarga desde la periferia debido a la acción de la fuerza centrífuga penetra hacia el líquido circundante en una forma similar al flujo de un chorro sumergido. Esto significa que aquí una vez más toma lugar intercambio de momento con los alrededores, que se manifiesta a sí mismo por un ensanchamiento de la sección transversal de flujo y una pérdida gradual de velocidad al aumentar la distancia desde el impulsor.

Todos estos procesos en combinación ponen por consiguiente todo el contenido del recipiente en movimiento.

La figura 4-3 muestra un arreglo general de un equipo de agitación en la cual están indicadas las dimensiones lineales ó variables geométricas que se usan para diseñar, ó seleccionar un equipo de mezclado así como su nomenclatura. Estas medidas lineales pueden ser convertidas a cocientes adimensionales, llamados factores de forma, dividiendo cada una de ellas por la longitud del diámetro del impulsor que es escogida arbitrariamente como base. Si cambian estos arreglos cambia el consumo de potencia del motor que mueve al impulsor. La influencia de estas proporciones geométricas sobre el consumo de potencia la estudiaremos en el capítulo siguiente.



VARIABLES GEOMETRICAS

- T.- Diámetro del tanque
- D.- Diámetro del impulsor
- C.- Claro del impulsor
- H.- Altura del líquido
- L.- Longitud de las hojas -- del impulsor
- W.- Ancho de la hoja
- J.- Ancho de los deflectores

Figura 4-3. Arreglo general de un equipo de agitación

4.1.- PATRONES DE FLUJO EN RECIPIENTES DE AGITACION.

El curso del flujo ocasionado por el agitador en el recipiente está representado por los llamados patrones de flujo. El patrón contiene varias líneas de corriente espaciadas para incluir las trayectorias más características. (El patrón de flujo es análogo a las líneas de contorno sobre un mapa).

Los patrones de flujo pueden ser proyectados en el plano y en vista lateral. El tipo de flujo en un recipiente agitado depende del tipo de impulsor, las características del fluido, y el tamaño y proporciones del tanque, deflectores y agitador.

La velocidad del fluido en cualquier punto en el tanque tiene tres componentes, y el patrón de flujo total en el tanque depende de las variaciones en estos tres componentes de velocidad de un punto a otro. De acuerdo a las direcciones principales de las líneas de corriente en el recipiente, hay tres tipos principales de flujo:

1) Flujo Tangencial. En el cual el líquido fluye paralelo a la trayectoria descrita por el impulsor como se ilustra en la figura 4-4. Cuando el flujo es predominantemente tangencial, la descarga del líquido desde el agitador hacia sus alrededores y su incorporación hacia el impulsor son pequeñas.

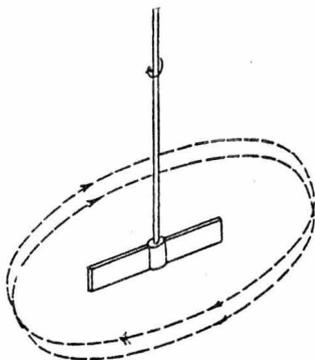


Figura 4-4.- Diagrama de flujo tangencial

La transferencia en la dirección vertical es insignificante. El mezclado se efectúa solamente en la periferia cercana al impulsor, por la turbulencia ahí generada. El efecto del mezclado es aún más bajo en el caso extremo cuando la velocidad rotacional del líquido llega a ser igual a la del impulsor.

2) Flujo Radial. El impulsor descarga el líquido en ángulos rec-

tos a su eje y a lo largo de un radio. La viscosidad del líquido ofrece una resistencia al flujo hacia los alrededores, y para vencer esta resistencia se requiere una cierta fuerza. La fuerza --centrífuga producida por el impulsor depende de su diámetro y velocidad. Tan pronto como la fuerza centrífuga vence la resistencia del medio, se establece un flujo radial del impulsor hacia -- los alrededores.

Consecuentemente, es posible, manteniendo todas las demás -- condiciones, lograr una transición gradual de flujo tangencial a radial por la sola variación de la velocidad del impulsor. La fi gura 4-5 muestra el patrón de flujo de un impulsor con su eje que coincide con el del recipiente y produciendo flujo radial.

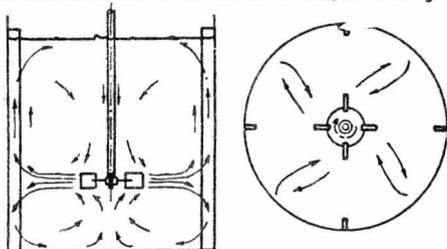


Figura 4-5. Patrón de flujo radial.

En este caso es evidente que el impulsor produce dos secciones de flujo; en el fondo del recipiente embarca el líquido hacia arriba y lo desplaza en ángulos rectos al eje del impulsor; en la parte superior del recipiente, el impulsor embarca el líquido hacia abajo desplazándolo también perpendicularmente al eje del impulsor.

3) Flujo Axial. En el cual el líquido entra al impulsor y se descarga de él paralelo a su eje como se ilustra en la figura 4-6.

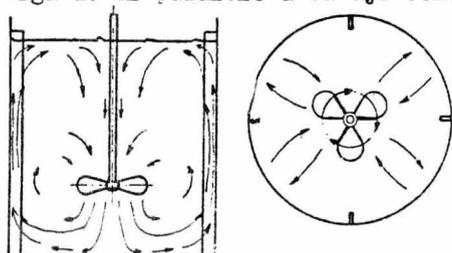


Figura 4-6. Patrón de flujo axial.

De acuerdo al arreglo del impulsor con respecto al sentido-- de rotación, hay dos patrones de flujo axial posible::

a) El impulsor bombea el líquido desde el fondo a la superfi cie.

b) El impulsor bombea el líquido desde la superficie al fon-

do.

Las combinaciones de estos tres tipos principales de flujo-- se encuentran generalmente en recipientes de mezclado. En el caso usual de una flecha vertical, los componentes radial y tangencial estan en un plano horizontal, y el componente axial es vertical. Los componentes radial y axial son importantes y proporcionan el flujo necesario para la acción de mezclado.

4.2.- FORMACION Y SUPRESION DE VORTICE.

Cuando la flecha es vertical y localizada centralmente en el tanque, el componente tangencial es generalmente desventajoso. El flujo tangencial sigue una trayectoria circular alrededor de la flecha, creando un vórtice en la superficie del líquido, como se muestra en la figura 4-7, y tiende a perpetuar, por una circulación de flujo laminar, estratificación en varios niveles sin llevar a cabo flujo axial entre niveles. Puesto que, en flujo circulatorio, el líquido fluye con la dirección de movimiento de las hojas del impulsor, la velocidad relativa entre las hojas y el líquido es reducida, y la potencia que puede ser absorbida por el líquido es limitada.

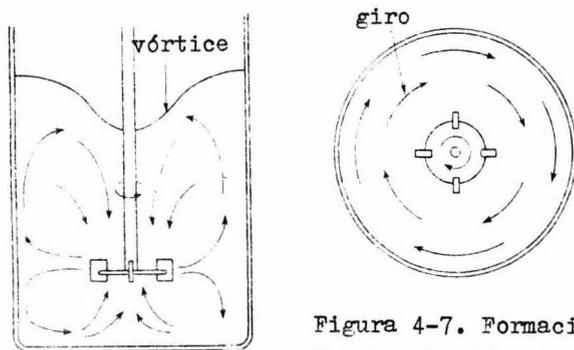


Figura 4-7. Formación de vórtice y patrón de circulación en un tanque agitado.

En un recipiente sin deflectores el flujo circulatorio es inducido por todos los tipos de impulsores, ya sean de flujo axial ó flujo radial. En efecto, si el movimiento giratorio es fuerte-- el patrón de flujo en el tanque es virtualmente el mismo sin importar el diseño del impulsor. A altas velocidades del impulsor-- el vórtice puede ser tan profundo que alcanza al impulsor, y el gas que se encuentra arriba del líquido se incorpora en la carga. Esto generalmente no es deseable.

El flujo circulatorio y movimiento giratorio pueden ser prevenidos por cualquiera de tres métodos. En tanques pequeños, el impulsor puede ser montado fuera del centro como se ilustra en la figura 4-8. La flecha es movida alejándola de la línea central del tanque, y después inclinándola en un plano perpendicular a la dirección del movimiento. En tanques más grandes, el impulsor puede ser montado lateralmente al tanque con la flecha en un plano horizontal pero a un ángulo con un radio, como se muestra en la figura 4-9.

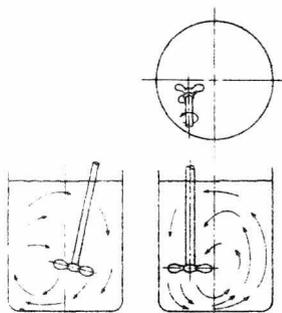


Figura 4-8. Impulsor fuera del centro.

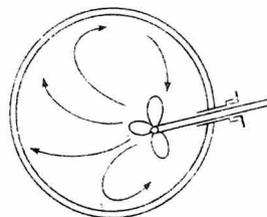
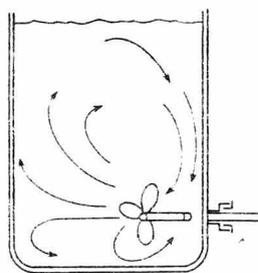


Figura 4-9. Propulsor montado lateralmente.

En tanques grandes con agitadores verticales, el método preferido para reducir el movimiento giratorio es instalar deflectores, que impiden flujo rotacional sin interferir con el flujo radial ó axial. Una simple y efectiva acción deflectora se logra instalando franjas verticales perpendiculares a la pared del tanque. Las figuras 4-5 y 4-6 muestran deflectores de este tipo y el patrón de flujo que da como resultado. Excepto en tanques muy grandes, cuatro deflectores distribuidos a 90° son suficientes para impedir el movimiento giratorio y la formación de vórtice.

Diseño de Deflectores. Cuando la viscosidad del líquido aumenta, disminuye la necesidad de deflectores para reducir el vórtice.

Para fluidos con viscosidades hasta de 7000 cp el ancho de los deflectores es del 8 al 10% del diámetro interior del tanque.

Cuando se mezclan líquidos con viscosidades de 7000 a 10000 cp el ancho de los deflectores puede ser reducido a 5% del diámetro del tanque. Para estas viscosidades los deflectores son más efectivos cuando se colocan alejados de la pared del tanque. Es suficiente un espacio de 1.0 del ancho del deflector para permitir que el líquido se mueva a lo largo de la pared del tanque, evitando así áreas estancadas atrás del deflector.

Para viscosidades hasta de 20000 cp se recomienda que el ancho de los deflectores sea del 5 al 8% del diámetro interior del tanque, colocados alejados de la pared y en un ángulo al eje de simetría.

Para viscosidades mayores de 20000 cp no se requieren deflectores. La resistencia natural del líquido a fluir llega a formar un efecto autodeflector y abate el vórtice debido al movimiento giratorio del líquido. Aunque los deflectores incrementan la potencia necesaria para agitar el fluido por un lado, por el otro evitan la formación de vórtice y espuma en la superficie del tanque y remolinos en el fondo. La figura 4-10 muestra varios arreglos de deflectores y su efecto.

Deflectores en la pared para líquidos de baja viscosidad.

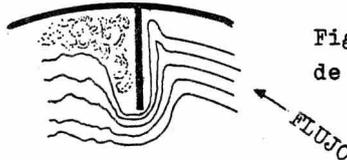
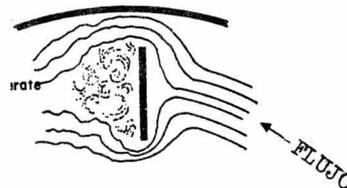
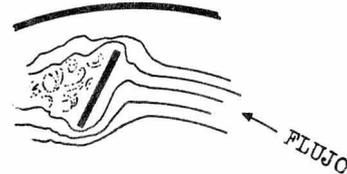


Figura 4-10. Arreglos de deflectores.

Deflectores alejados de la pared para líquidos de moderada viscosidad.



Deflectores alejados de la pared en un ángulo para líquidos de alta viscosidad.



A continuación estudiaremos en detalle cada modelo de impulsor.

4.3.- IMPULSORES

Los impulsores para agitación se dividen en dos clases: Impulsores de flujo axial. Aquellos que generan corrientes paralelas con el eje de la flecha del impulsor.

Impulsores de flujo radial. Aquellos que generan corrientes en una dirección tangencial ó radial.

Los tres tipos principales de impulsores son: propulsores, -paletas y turbinas. Cada tipo incluye muchas variaciones y subtipos y solo consideraremos los más importantes para la operación--que nos ocupa.

Otros impulsores especiales son útiles en ciertas situaciones, pero los tres tipos principales resuelven tal vez el 95% de todos los problemas de agitación de líquidos.

PALETA. Es el modelo más antiguo y sencillo en su construcción.- Para los problemas más simples, un agitador efectivo consiste de una paleta horizontal unida en su centro a la parte inferior de la flecha localizada coaxialmente al recipiente vertical. La figura 4-II ilustra este modelo.

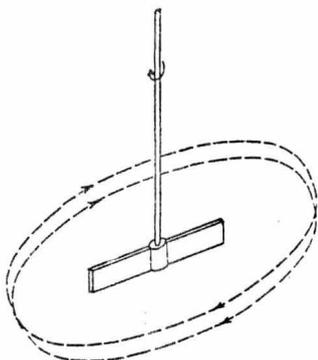


Figura 4-II.- Impulsor tipo paleta y patrón de flujo

Las paletas giran desde bajas a moderadas velocidades en el centro del recipiente. Su patrón de flujo es tangencial.

La literatura y fabricantes Europeos suelen denominarla turbina, pero conviene mantener la distinción por dos razones; 1) El grueso de la literatura técnica la hace operar en el rango laminar, ó en los rangos de transición y turbulento sin deflectores y 2) Su diseño dista mucho de las formas más comunes de turbinas.

El diseño descrito de paleta opera mejor con líquidos visco-

sos, pero no hay límite para su uso y existen otros modelos más sofisticados para operaciones más específicas en las cuales la paleta deja de ser efectiva, entre estos están los tipos de ánora, tornillo helicoidal, y hoja helicoidal que salen de nuestro estudio. Como dato tentativo se tiene éxito con paletas con viscosidades hasta de 20000 cp.

Las dimensiones más comunes de las paletas son:

- 1) Un diámetro de 0.5 a 0.9 del diámetro interior del tanque.
- 2) El ancho de la hoja es de $1/12$ a $1/8$ del diámetro del impulsor.

Trabajan en un rango de viscosidades altas hasta con velocidades periféricas de 250ft/min a 450ft/min. A muy bajas velocidades una paleta da agitación moderada en un recipiente sin deflectores; a velocidades más altas se hace necesario el uso de deflectores ó de otra forma el líquido es girado alrededor del recipiente a alta velocidad pero con un mezclado nulo. Los agitadores de paleta dan buen flujo radial en el plano inmediato a las hojas del impulsor pero son nulos para desarrollar corrientes verticales. Esta es la principal limitación de estos agitadores.

PROPULSOR ó HELICE. Cuando no se emplean deflectores el patrón de flujo es tangencial, cuando se colocan deflectores el régimen cambia a axial.

En operación, un propulsor aspira el fluido por detrás de él así como desde los alrededores de su círculo de operación. Las corrientes de flujo que salen del impulsor siguen a través del líquido en una dirección dada hasta que son deflectadas por el fondo ó pared del recipiente. La columna de líquido en movimiento giratorio altamente turbulento que sale del impulsor incorpora el líquido estancado cuando lo mueve consigo. El flujo de descarga toma la forma de cono helicoidal formado por tres corrientes de diferente velocidad entre sí provenientes de cada hoja del propulsor. La velocidad de la corriente es proporcional a la velocidad rotacional del propulsor, y el flujo es proporcional al área de la hélice y a su velocidad rotacional.

El uso de propulsores para mezclado depende en gran medida de su flujo de descarga. El propulsor de tres hojas es de uso casi universal. La figura 4-12 ilustra este modelo de impulsor así como su patrón de flujo con y sin deflector.

La eficiencia como dispositivo de descarga está relacionada como un cociente entre el área proyectada por las hojas, y el á-

rea de una circunferencia de radio igual al radio del impulsor. -- Este cociente va de 0.45 a 0.55. El diseño de la hélice se basa en un balance entre dicho cociente, y su correspondiente diseño-- estructural.

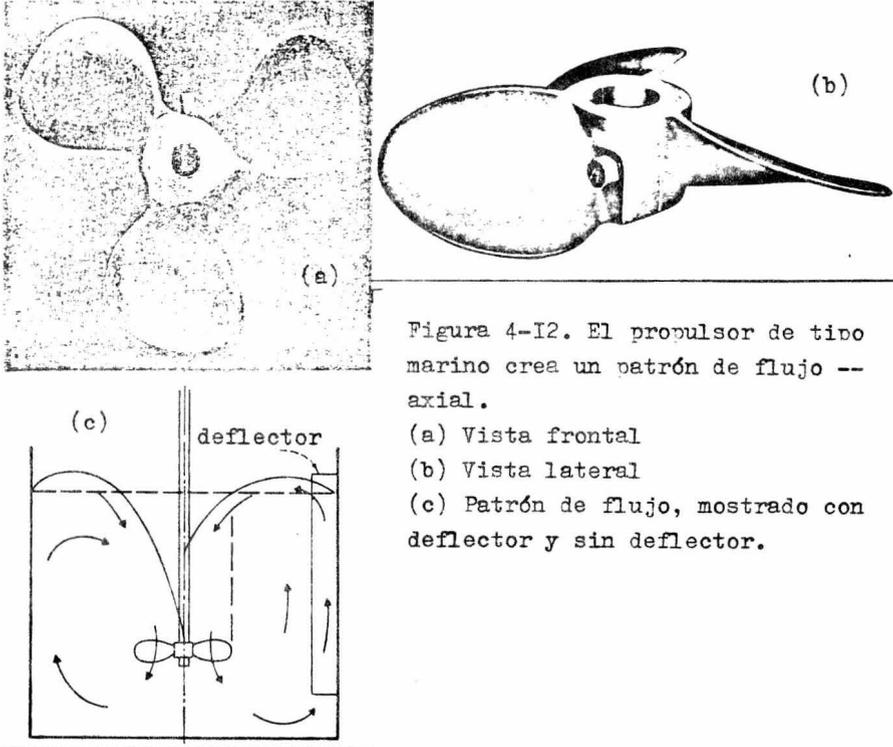


Figura 4-I2. El propulsor de tipo marino crea un patrón de flujo -- axial.

(a) Vista frontal

(b) Vista lateral

(c) Patrón de flujo, mostrado con deflector y sin deflector.

Un propulsor en rotación traza una hélice en el fluido, y, si no hubiese deslizamiento entre el líquido y propulsor, una revolución completa movería el líquido axialmente una distancia fija que depende de el ángulo de inclinación de las hojas del propulsor. El cociente de esta distancia al diámetro del propulsor se conoce como el arreglo del propulsor. El arreglo de "un paso" (arreglo cuadrado), y el de "dos pasos" (doble arreglo) significa que el fluido se ha desplazado en dirección axial desde el impulsor una distancia de una y dos veces respectivamente el diámetro del propulsor. Ahora bien, la descarga puede ser a la superficie (mano derecha), ó hacia el fondo (mano izquierda), siempre y cuando, para ambos casos, el propulsor gire en sentido de las manecillas de un reloj visto por arriba.

En cuanto al consumo de potencia, ésta se incrementa con la velocidad rotacional. Las velocidades comunes de trabajo son:

Velocidad alta 1750 rpm	Para fluidos de baja viscosidad como el agua.
Velocidad media 1150 rpm	Para fluidos de viscosidad media como jarabes diluidos y barnices.
Velocidad baja 420 rpm	Para fluidos de viscosidades altas como los aceites ó las pinturas.

Se emplea para fluidos con viscosidades hasta de 10000 cp.

La posición no coaxial de la flecha de una hélice es equivalente al uso de deflectores. La posición óptima es aquella donde se puede suministrar una potencia alta sin la formación de vórtice en la superficie del fluido.

A causa de la persistencia de las corrientes de flujo, los propulsores son efectivos en recipientes muy grandes y raramente exceden de 18" de diámetro sin importar el tamaño del recipiente. En un tanque profundo se pueden montar dos ó más propulsores sobre la misma flecha, dirigiendo generalmente el líquido en la misma dirección. Algunas veces trabajan dos propulsores en direcciones opuestas, para lograr un efecto "empuje-tirón" equivalente a una descarga mano derecha-mano izquierda, para crear una zona de alta turbulencia entre ellos.

TURBINAS. El término "turbina" ha sido aplicado a una extensa variedad de impulsores sin hacer caso de diseño, dirección de descarga, ó carácter de flujo.

La "Standard Test Procedure for Impeller-Type Mixing Equipment" de la A.I.Ch.E., define una turbina como "un impulsor con ángulo de hoja esencialmente constante con respecto a un plano vertical, sobre toda su longitud ó sobre secciones finitas, que tiene hojas ya sean verticales ó colocadas en un ángulo menor que 90° con la vertical". Las hojas pueden ser curvas ó planas. El número de hojas no es importante y pueden ser dos ó más. Algunos diseños son semejantes a las hélices, otros son semejantes a las paletas.

La geometría de las turbinas tiene como referencia dos líneas coplanares, una que es tangente a la hoja en la periferia y otra que une el centro del impulsor con el vértice de la hoja en-

la periferia. El ángulo de referencia queda comprendido entre -- las dos líneas. Este es el "ángulo esencialmente constante" de la definición. La pendiente de referencia es la pendiente de la hoja en la periferia. La literatura Americana llama al ángulo "blade angle" y a la pendiente "back sloped". La figura 4-I3 ilustra el ángulo y la pendiente.

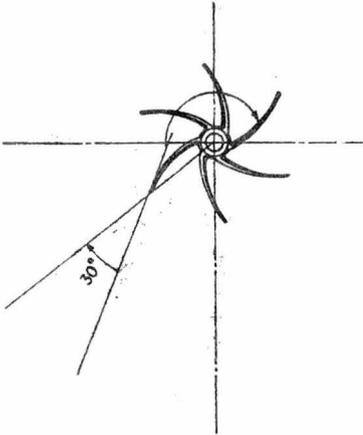


Figura 4-I3. El ángulo de hoja es el ángulo producido entre una línea tangente a la hoja en la periferia y una línea que conecta el centro del impulsor -- con la punta de la hoja.

Las turbinas son efectivas sobre un extenso rango de viscosidades. En líquidos de baja viscosidad generan fuertes corrientes que persisten a través de todo el recipiente.

Estos impulsores conducen el líquido radialmente contra la pared, donde se divide la corriente, una porción que fluye hacia el fondo y regresa al centro del impulsor desde abajo, y la otra fluye hacia la superficie y regresa al impulsor desde arriba como se muestra en la figura 4-7 en la que se generan dos corrientes-- de circulación separadas.

Las turbinas son especialmente efectivas para desarrollar corrientes radiales, pero también inducen flujos verticales, especialmente cuando hay deflectores, cuando no los hay, genera además de corrientes radiales, corrientes tangenciales los cuales-- inducen a la formación de vórtice y movimiento circulatorio. Son excelentes para mezclar líquidos que tienen casi la misma densidad. Por regla general, giran a velocidades menores que las hélices pero en fluidos con viscosidades mayores. Por otro lado, giran a velocidades mayores que las paletas pero en fluidos con viscosidades menores.

Las turbinas se clasifican por su diseño en:

- 1) Turbinas con disco central.
- 2) Turbinas sin disco central.

El impulsor sin disco puede usarse en fluidos de todas viscosidades. En cambio, si tienen disco y trabajan con fluidos viscosos, el disco impide que las corrientes que penetran al impulsor entren en contacto íntimo, ó que haya recirculación entre el fondo y la superficie de la carga.

TURBINA DE HOJA PLANA CON DISCO

Puede girar en la dirección de las manecillas del reloj, ó en dirección contraria. Con un rango de velocidades de 600 a 900 ft/min. El ancho de las hojas es de $1/8$ a $1/5$ de su diámetro. -- Succiona por su parte posterior y anterior y descarga radialmente. La turbina de hojas planas sin disco tiene las mismas características de operación. La figura 4-I4 ilustra este modelo de impulsor así como su patrón de flujo con y sin deflector.

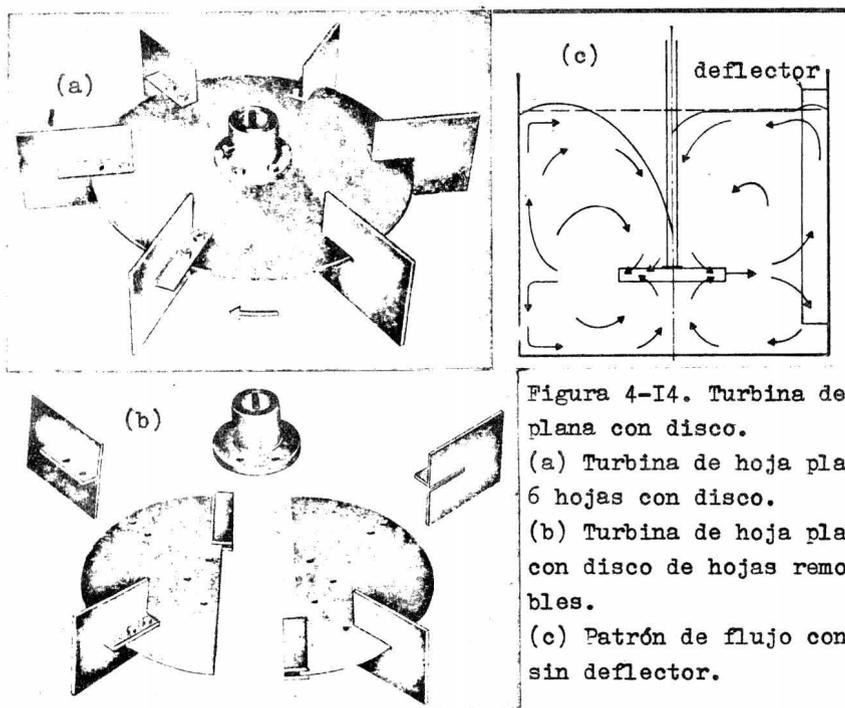


Figura 4-I4. Turbina de hoja plana con disco.

(a) Turbina de hoja plana de 6 hojas con disco.

(b) Turbina de hoja plana -- con disco de hojas removi -- bles.

(c) Patrón de flujo con y -- sin deflector.

TURBINA DE HOJA CURVA.

En este diseño la parte posterior de la hoja se aleja de la dirección de rotación del impulsor. La literatura Americana la llama curved blade (hoja curva), y disk curved blade cuando está montada en disco. Las hojas impulsan al fluido por su hoja cóncava. Las figuras 4-I5 y 4-I6 ilustran ambas turbinas y el patrón de flujo que ellas generan.

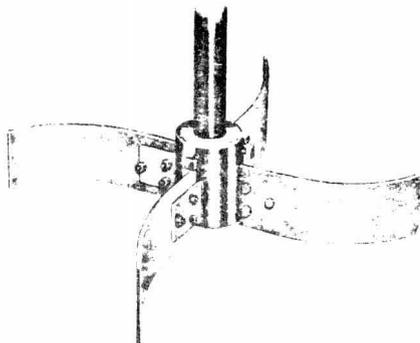


Figura 4-I5. Turbina de hoja curva montada en un cubo.

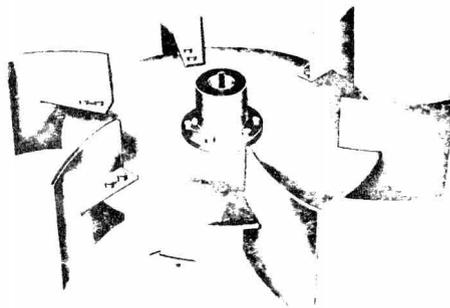
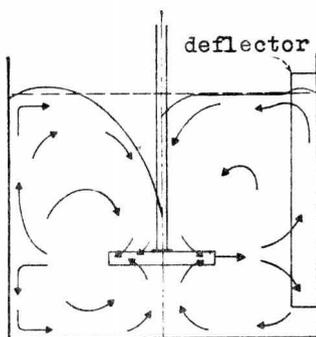


Figura 4-I6. Turbina de hoja curva montada en disco.



Patrón de flujo de ambos modelos --
mostrado aquí con y sin deflector.

En fluidos de viscosidades altas quizá es necesario usar impulsores de hoja curva más grandes y sin disco para vencer la resistencia que opone el fluido para ponerse en movimiento .

Algunos investigadores sugieren impulsores cuya pendiente--- (back sloped) se aproxime a los 60° los cuales conservan potencia virtualmente implícita en toda la longitud de la hoja y convierten más suavemente la potencia suministrada a movimiento en el lí

quido. Esta es la forma más efectiva para satisfacer los requisitos de proceso, ya que emplear turbinas con un número menor de hojas provocaría una pérdida en la capacidad de circulación a costa del ahorro de potencia.

La turbina de hoja curva presenta una ventaja sobre la de hoja plana. En iguales condiciones de operación, la potencia que requiere la turbina de hoja plana es mayor en la proporción de -- 7 a 5, aún cuando las capacidades de bombeo son más ó menos iguales.

TURBINA DE FLUJO AXIAL O DE HOJAS INCLINADAS

A este impulsor se le conoce también como ventilador ó hélice modificada. La literatura Americana la denomina pitch blade-- (hoja con arreglo). El arreglo de una turbina es el ángulo que-- forman sus hojas con un plano vertical. Los diseños comerciales-- tienen un arreglo (pitch angle) de 45° . El número de sus hojas-- va de 4 a 12. Su flujo característico es principalmente axial,-- pero tiene también una componente radial que puede predominar si-- el impulsor se localiza cercano al fondo del tanque, ó si son muy anchas sus hojas. Por la misma razón, no resulta el más eficiente en la producción de uno u otro flujo. La figura 4-I7 muestra-- el modelo de este tipo de impulsor así como su patrón de flujo -- con y sin deflector.

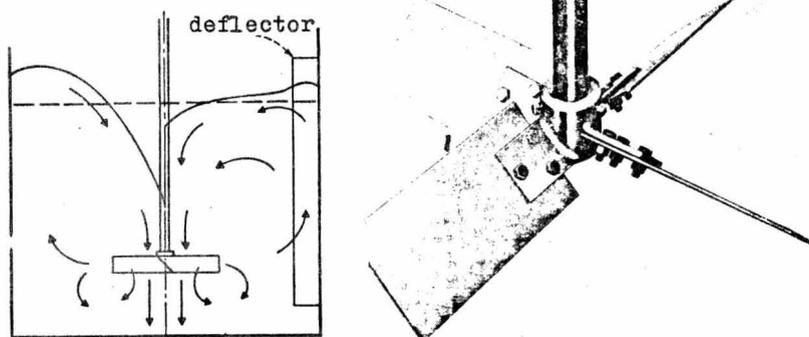


Figura 4-I7. Turbina de hoja inclinada mortada en cubo. Este impulsor da una combinación de flujo axial y radial

4.4.- CARGA HIDRODINAMICA Y CAPACIDAD DE BOMBEO DE IMPULSORES MECANICOS.

La energía característica del flujo que se descarga desde el impulsor está dada por la ecuación de Bernoulli (3-I8).

A partir de esta ecuación tenemos que,

$$z_b \frac{\rho}{\rho_c} + \frac{p_b}{\rho_b} + \frac{u_b^2}{2g_c} = z_a \frac{\rho}{\rho_c} + \frac{p_a}{\rho_a} + \frac{u_a^2}{2g_c} \quad (4-1)$$

La suma de las tres cargas es la carga hidrodinámica H. La ecuación de Bernoulli puede escribirse también en la forma,

$$H = H_z + H_p + H_c \quad (4-2)$$

Donde:

H.- Carga hidrodinámica total

H_z . Carga hidrodinámica potencial = $z \frac{\rho}{\rho_c}$

H_p . Carga hidrodinámica de presión = $\frac{p}{\rho}$

H_c . Carga hidrodinámica cinética = $\frac{u^2}{2g_c}$

Para fluidos no ideales, debemos incluir en la ecuación de Bernoulli la pérdida de carga H_f . Esta pérdida representa la energía consumida para vencer la fricción interna del fluido. La ec. (4-2) por consiguiente toma la forma,

$$H = H_z + H_p + H_c + H_f \quad (4-3)$$

Puesto que la acción de un impulsor mecánico se asemeja en cierto grado a la de una bomba, la carga hidrodinámica total (la suma de las cargas individuales indicadas en la ecuación de Bernoulli) puede ser considerada como la carga de entrega de una bomba, y esta carga es disipada en el movimiento del líquido, en turbulencia y para vencer la resistencia del medio. Es decir,

$$H = W_p \quad (4-4)$$

el significado del término W_p es el mismo que corresponde a la ec. (3-2I).

Puesto que en la mayoría de las operaciones de mezclado el nivel permanece constante, H_z es cero. Si se produce vórtice, el nivel se eleva y H_z toma un cierto valor.

Puesto que la intensidad de la turbulencia es proporcional a la carga total H, la carga hidrodinámica es un factor muy importante para juzgar el efecto del impulsor. Es difícil determinar la carga entregada por un impulsor. Por esta razón, su valor se calcula dividiendo la energía consumida por el movimiento del impulsor entre el producto del volumen líquido descargado en unidad de tiempo desde el impulsor y su densidad.

Capacidad de Bombeo. Otra cantidad importante que caracteriza la acción del impulsor es el volumen del líquido que se descarga de-

él en unidad de tiempo; este volumen es llamado capacidad de bombeo ó velocidad de circulación. Es una medida de la circulación del líquido en el recipiente. El cociente del volumen contenido en el recipiente entre la capacidad de bombeo da el tiempo necesario para la evacuación de todo el líquido a través del impulsor.

Para que el recipiente de procesamiento sea efectivo, sin importar la naturaleza del problema de agitación, el flujo volumétrico debe ser suficiente para arrastrar el volumen total en un tiempo razonable. También, la velocidad de la corriente que sale del impulsor debe ser suficiente para llevar las corrientes a los lugares más remotos en el tanque, ó el material en esos lugares no será mezclado. La corriente que sale del impulsor lleva una cantidad definida de energía cinética, y ésta energía es disipada por fricción de corte a medida que la corriente fluye a través de la masa de líquido. Si la energía cinética es demasiado baja para llevar las corrientes a las esquinas más lejanas del tanque, este requisito no será cumplido. Es necesario, entonces, que la velocidad del fluido sea suficiente para proporcionar al menos una cantidad mínima de energía cinética.

El proceso de mezclado en un recipiente está significativamente influenciado por la turbulencia y circulación. La capacidad de bombeo, Q junto con la carga hidrodinámica H son por tal razón características importantes del impulsor.

Frecuentemente es necesario conocer la potencia requerida para mover el fluido en un recipiente en un patrón de flujo determinado. Cuando las pérdidas de energía en el impulsor mismo son despreciadas, la potencia consumida está dada por la ecuación,

$$P = W_p \dot{m} \quad (4-5)$$

Donde:

W_p .- Trabajo realizado sobre el fluido por unidad de masa

\dot{m} .- Gasto en masa

pero, $\dot{m} = \rho v S = Q \rho$ y $H = W_p$, sustituyendo estos valores en la ecuación (4-5) tenemos;

$$P = HQ\rho \quad (4-6)$$

4.5.- GRADIENTES DE VELOCIDAD Y PATRONES DE VELOCIDAD.

El gradiente de velocidad en un recipiente agitado varí extensamente de un punto a otro en el fluido. Por ejemplo, si una corriente que se mueve rápidamente sale del impulsor y pasa a tra

vés de líquido más ó menos estancado, el gradiente de velocidad-- en la frontera de la corriente puede ser muy grande comparado con los gradientes en el resto del líquido. Aún más, el gradiente en la frontera de la corriente cambia con la distancia. Cuando la-- corriente se aleja del impulsor, embarca algo del cuerpo líquido-- disminuyendo la velocidad de la corriente lentamente, y algo de-- la masa líquida es acelerada en la dirección del movimiento de la corriente. El gradiente de velocidad en la frontera de la corrie-- nte disminuye. Los gradientes de velocidad son por consiguiente-- mayores en la vecindad de la descarga del impulsor; en cualquier-- otra parte dentro del recipiente, aunque existen gradientes de ve-- locidad, estos son generalmente pequeños comparados con aquellos-- cercanos al impulsor.

La figura 4-18 muestra las corrientes de fluido observados-- con una turbina de 6 hojas, con diámetro de 6", girando a 200rpm-- en un recipiente de 12" que contiene agua frfa. El plano de ob-- servación pasa a través del eje de la flecha del impulsor e inme-- diatamente enfrente de un deflector radial.

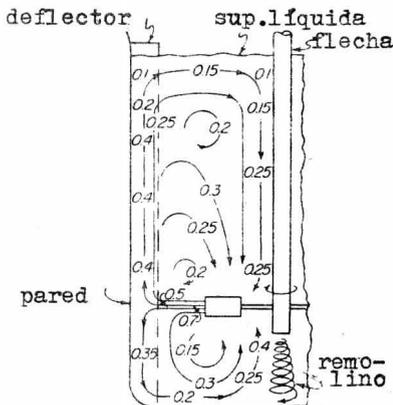


Figura 4-18. Patrón de velocidad en un agitador de turbina.

El fluido sale del impulsor en una dirección radial, se separa en corrientes axiales que fluyen hacia arriba ó hacia abajo sobre el deflector, fluye para dentro hacia la flecha del impulsor, y finalmente regresa a la entrada del impulsor. En el fondo del recipiente, inmediatamente abajo de la flecha, el fluido se mueve en un movimiento giratorio; en cualquier otra parte las corrientes son principalmente radiales ó axiales.

Los números de la figura 4-18 indican la magnitud escalar de la velocidad del fluido en varios puntos, como fracciones de la velocidad en la punta de las hojas del impulsor. Bajo las condiciones usadas la velocidad en la punta es de 5.2ft/sec. La velocidad en la corriente baja rápidamente desde esta velocidad hasta un valor de aproximadamente 0.4 de la velocidad en la punta en la pared del recipiente. En otros lugares del recipiente las velocidades son del orden de 0.25 de la velocidad en la punta, aunque hay dos regiones de fluido casi estancado, uno arriba y otro abajo del impulsor, en las cuales la velocidad es sólo 0.10 a 0.15 de la velocidad en la punta.

Aumentando la velocidad del impulsor se aumenta la velocidad en la punta y la velocidad de circulación. Esto no logra, sin embargo, aumentar la velocidad del fluido en un lugar dado en la misma proporción, porque una corriente que se mueve rápidamente embarca mucho más material de la masa líquida que una corriente que se mueve lentamente, y la velocidad de la corriente disminuye muy rápidamente al aumentar la distancia desde el impulsor. En un punto situado a 2.5" del impulsor en el recipiente mostrado en la figura se encontró que la velocidad local del fluido aumenta con la raíz cúbica de la velocidad del impulsor.

SIMBOLOS Y UNIDADES.

C	Claro del impulsor, ft
D	Diámetro del impulsor, ft
g	Aceleración de la gravedad, ft/sec ²
g _c	Factor de conversión de la ley de Newton, 32.174 ft-lb/- lbf/sec ²
H	Altura del líquido, ft
H	Carga hidrodinámica, ft; H _z , potencial; H _p , de presión;- H _c , cinética
H _f	Pérdida de carga, ft
J	Ancho de los deflectores, ft
\dot{m}	Velocidad de flujo en masa, lb/sec
L	Longitud de las hojas del impulsor, ft
P	Potencia, ft-lbf/sec
p	Presión, lbf/ft ² ; p _a , en el punto a; p _b , en el punto b.
Q	Capacidad de bombeo, ft ³ /sec
S	Area de sección transversal, ft ²
T	Diámetro del tanque, ft
u	Velocidad, ft/sec; u _a , en el punta a; u _b , en el punto b.
V	Velocidad de la corriente, ft/sec
W	Ancho de la hoja, ft
W _p	Trabajo realizado por bomba, ft-lbf
Z	Altura con relación a un plano de referencia, ft; Z _a , en el punto a; Z _b , en el punto b.

LETRAS GRIEGAS.

ρ	Densidad, lb/ft ³ ; ρ_a , en el punto a; ρ_b , en el punto b.
--------	--

REFERENCIAS.

I.- Holland, F.A. and Chapman F.S., "Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks. Cap. I, Reinhold Publishing Corporation, -
N.Y., 1966

- 2.- Ludwig, E.E., "Mixing of Liquids". Applied process Design for Chem. and Pet. Plants, vol. I, cap. 5. Gulf Publishing Company. U.S.A., 1964
- 3.- Mc Cabe and Smith, "Unit Operations of Chemical Engineering", cap. 9. Mc Graw-Hill Book Company, N.Y., 1966
- 4.- Parker, N.H., "Modern Theory and Practice on the Universal Operation....Mixing", Chemical Engineering, Junio 8-1964
- 5.- Rushton, J.H. and Boutros, R.D., "Mixing and Blending",-- Encyclopedia Chemical Technology, vol. 13, 2a.ed.; U.S.A. 1967
- 6.- Sterbacek and Tansk., "Mixing in the Chemical Industry"-cap. I, Pergamon Press (reprinted from Czechoslovak), -- England, 1965
- 7.- Uhl, Vincent W. and Gray Joseph B., "Mixing Theory and -- Practice", vol I, cap. 3. Academic Press, N.Y., 1966

5.- CONSUMO DE POTENCIA EN RECIPIENTES AGITADOS.

En la actualidad se usan impulsores de muchos tipos para producir agitación y mezclado en la fase líquida. Para producir mezclado es necesario suministrar energía, y ésta generalmente se consume a través de la rotación de un impulsor. La velocidad a la cual se suministra la energía, es decir, la potencia, no es solo dependiente del tipo de impulsor usado y que tan rápidamente es girado sino también de las características físicas del fluido, forma del recipiente, y la colocación relativa de todas las partes componentes del sistema como deflectores, serpentines y soportes. Por consiguiente, para caracterizar el comportamiento de cualquier impulsor es necesario tomar en consideración el medio completo en el cual opera.

Al hacer girar un impulsor en un fluido contenido en un recipiente, se logra poner en movimiento el fluido y además la formación de corrientes y remolinos. Una vez que se ha establecido el patrón de flujo debido al impulsor, fluido y tanque, el único cambio en consumo de energía que puede ser imprimido sobre el sistema es por virtud de un cambio de velocidad en el giro, ó rotación del impulsor. Por ésta razón se acostumbra decir que la potencia está demandada por, ó consumida por, el impulsor; y, sin importar la capacidad del motor ó cualquier otro mecanismo que suministre energía, las demandas del impulsor, debidas a la velocidad de rotación y a su medio, controlan la potencia usada en la operación de mezclado.

Estas demandas ó requerimientos de potencia sirven para caracterizar varios impulsores en relación al medio en el cual pueden operar. Es por ello que la potencia requerida para mantener en movimiento el impulsor es una consideración importante en el diseño de un recipiente agitado. Este requerimiento de potencia no puede ser estimado teóricamente, aún en el sistema agitado más simple, pero puede ser estudiado por el mismo tipo de experimento cuantitativo, dirigido por análisis dimensional, que ha sido exitosamente aplicado a otros problemas en mecánica de fluidos.

5.1-ANÁLISIS DIMENSIONAL.

El mecanismo de flujo es una complicada combinación de flujo laminar, flujo turbulento, y separación de capa frontera. Las variables de control que afectan el movimiento fluido en la operación de mezclado que deben ser incluidas en el análisis son de --

tres tipos.

1) Las dimensiones lineales. Definen completamente las condiciones frontera geométricas y forma para el tanque e impulsor--tales como:

- D.- Diámetro del impulsor
- T.- Diámetro del tanque
- H.- Altura del líquido
- C.- Altura del impulsor desde el fondo
- S.- Arreglo del impulsor
- L.- Longitud de las hojas del impulsor
- W.- Ancho de las hojas del impulsor
- J.- Ancho de los deflectores

Estas variables geométricas están ilustradas en la figura 4-3.

También, B el número de hojas y R el número de deflectores a ayudan a describir la forma del impulsor y pared del tanque pero--no están relacionadas con ninguna dimensión sino más bien simplemente como un número de referencia.

2) Las propiedades del fluido tales como densidad ρ y viscosidad μ .

3) Las características cinemáticas y dinámicas de flujo tales como:

Velocidad. La velocidad de flujo puede considerarse como una función de la velocidad periférica de la punta del impulsor.

La velocidad en la punta del impulsor en ft/ség está dada --por la ecuación,

$$u_a = \pi DN \quad (5-1)$$

donde: u_a .- Velocidad periférica en la punta del impulsor, ft/ség.

D.- Diámetro del impulsor ft.

N.- Velocidad rotacional del impulsor rps.

De la ecuación se desprende que la velocidad es proporcional a N, ó sea las revoluciones por unidad de tiempo del impulsor.

Aceleración de la gravedad (g). Si no se toman las precauciones necesarias para eliminar el movimiento giratorio, aparecerá un vórtice en la superficie del líquido. Algo del líquido debe ser elevado por encima del promedio, ó nivel de la superficie-líquida sin agitar y ésta elevación debe vencer la fuerza de gravedad. De acuerdo con esto, la aceleración de la gravedad g debe ser considerada como un factor en el análisis.

Constante dimensional g_c . Para nuestro análisis dimensional haremos uso del sistema Americano de ingeniería cuyas magnitudes fundamentales son: M, F, L, T, por lo tanto debemos incluir ésta-variable.

Potencia consumida (P). Se usa para producir las fuerzas en el flujo de masa, y también para vencer la gravedad g . La potencia debe ser dependiente del patrón de flujo en el recipiente agitado y de las proporciones geométricas del equipo.

A fin de analizar el movimiento fluido por las dimensiones fundamentales de M, F, L, T, seguiremos la técnica desarrollada por Buckingham conocida como el teorema Pi. Se puede usar también otro método propuesto por Rayleigh, obteniéndose los mismos resultados.

El teorema Pi establece que si una variable (por ejemplo, la potencia, P) depende de un número de variables independientes (por ejemplo aquellas que definen condiciones frontera, cinemáticas y dinámicas), ellas pueden ser expresadas en una relación funcional general como:

$$f(D, T, H, C, S, L, W, J, \rho, v, g, g_c, N, P) = 0 \quad (5-2)$$

además, si estas catorce variables pueden ser dadas en términos de cuatro de las magnitudes fundamentales (M, F, L, T) la ecuación puede ser expresada como una función de 14-4, ó diez términos Π adimensionales, y cada término tendrá 4+1 ó cinco variables, únicamente una de las cuales necesita ser cambiada de término a término. Para ser dimensionalmente homogéneo cada término debe contener potencias idénticas de cada dimensión.

Es conveniente elegir una longitud, una velocidad, la densidad y la constante dimensional g_c para cuatro de las variables de cada término y usar las restantes diez variables con un exponente de -1, separadamente en los diez términos Π . Así, la ecuación general queda:

$$f(\Pi_1, \Pi_2, \Pi_3, \dots, \Pi_{10}) = 0 \quad (5-3)$$

usando el diámetro del impulsor D para la longitud característica ó de referencia, la velocidad del impulsor N para la velocidad, ρ para la densidad del fluido, y g_c , los valores de los Π términos pueden ser evaluados como sigue:

$$\Pi_1 \text{ (para diámetro de tanque T)}$$

$$\Pi_I = D^{x_I} N^{y_I} \rho^{z_I} g_c^{w_I} T^{-I}$$

substituyendo dimensiones y resolviendo,

$$\Pi_I : L^x \left(\frac{I}{T}\right)^y \left(\frac{M}{L^3}\right)^z \left(\frac{ML}{FT^2}\right)^w T^{-I} = L^0 M^0 F^0 T^0$$

$$\begin{array}{l} L : x \quad -3z \quad +w \quad -I = 0 \\ M : \quad \quad z \quad +w \quad = 0 \\ F : \quad \quad \quad -w \quad = 0 \\ T : \quad -y \quad \quad -2w \quad = 0 \end{array}$$

$$\text{por lo tanto: } \left. \begin{array}{l} w = 0 \\ z = 0 \\ y = 0 \\ x = I \end{array} \right\} \Pi_I = D N^0 \rho^0 g_c^0 T^{-I} = \frac{D}{T}$$

Será evidente que si dos variables de igual dimensión aparecen juntas en un grupo, las otras variables desaparecen, por consiguiente $\Pi_2, \Pi_3, \Pi_4, \Pi_5, \Pi_6$, y Π_7 pueden escribirse por inspección como:

$$\frac{D}{H} \frac{D}{C} \frac{D}{S} \frac{D}{L} \frac{D}{W} \text{ y } \frac{D}{J} \text{ respectivamente}$$

Π_8 (para viscosidad cinemática ν)

$$\Pi_8 = D^{x_8} N^{y_8} \rho^{z_8} g_c^{w_8} \nu^{-I}$$

substituyendo dimensiones y resolviendo,

$$\Pi_8 : L^x \left(\frac{I}{T}\right)^y \left(\frac{M}{L^3}\right)^z \left(\frac{ML}{FT^2}\right)^w \left(\frac{L^2}{T}\right)^{-I} = L^0 M^0 F^0 T^0$$

$$\begin{array}{l} L : x \quad -3z \quad +w \quad -2 = 0 \\ M : \quad \quad z \quad +w \quad = 0 \\ F : \quad \quad \quad -w \quad = 0 \\ T : \quad -y \quad \quad -2w \quad +I = 0 \end{array}$$

$$\text{por lo tanto: } \left. \begin{array}{l} w = 0 \\ z = 0 \\ y = I \\ x = 2 \end{array} \right\} \Pi_8 = D^2 N \rho^0 g_c^0 \nu^{-I} = \frac{D^2 N}{\nu}$$

En forma semejante:

Π_9 (para gravedad g)

$$\Pi_g = D^x g N^y g p^z g \varepsilon_c^w g \varepsilon^{-I}$$

substituyendo dimensiones y resolviendo,

$$\Pi_g : L^x \left(\frac{I}{T}\right)^y \left(\frac{M}{L^3}\right)^z \left(\frac{ML}{FT^2}\right)^w \left(\frac{L}{T^2}\right)^{-I} = L^0 M^0 F^0 T^0$$

$$\begin{array}{l} L : x \quad -3z \quad +w \quad -I = 0 \\ M : \quad \quad z \quad +w \quad = 0 \\ F : \quad \quad \quad -w \quad = 0 \\ T : \quad -y \quad \quad -2w \quad +2 = 0 \end{array}$$

$$\text{por lo tanto: } \left. \begin{array}{l} w = 0 \\ z = 0 \\ x = 1 \\ y = 2 \end{array} \right\} \Pi_g = D N^2 p^0 \varepsilon_c^0 \varepsilon^{-I} = \frac{DN^2}{\varepsilon}$$

por último:

Π_{IO} (para potencia P)

$$\Pi_{IO} = D^{x_{IO}} N^{y_{IO}} p^{z_{IO}} \varepsilon_c^{w_{IO}} P^{-I}$$

substituyendo valores y resolviendo,

$$\Pi_{IO} : L^x \left(\frac{I}{T}\right)^y \left(\frac{M}{L^3}\right)^z \left(\frac{ML}{FT^2}\right)^w \left(\frac{FL}{T}\right)^{-I} = L^0 M^0 F^0 T^0$$

$$\begin{array}{l} L : x \quad -3z \quad +w \quad -I = 0 \\ M : \quad \quad z \quad +w \quad = 0 \\ F : \quad \quad \quad -w \quad -I = 0 \\ T : \quad -y \quad \quad -2w \quad +I = 0 \end{array}$$

$$\text{por lo tanto: } \left. \begin{array}{l} w = -I \\ z = I \\ y = 3 \\ x = 5 \end{array} \right\} \Pi_{IO} = D^5 N^3 p \varepsilon_c^{-I} P^{-I} = \frac{D^5 N^3 P}{P \varepsilon_c}$$

Además de éstos diez términos Π hay otros dos cocientes numéricos que pueden ser usados para incluir las variables de número de hojas B, y número de deflectores R. Estos pueden ser escritos como:

$$\left(\frac{B}{N_0}\right) \text{ y } \left(\frac{R}{N_0}\right)$$

El número de referencia N_0 se determina por elección conveniente. Combinando todos los grupos, se puede escribir la si ---

guiente relación:

$$f' \left(\frac{D}{T}, \frac{D}{H}, \frac{D}{C}, \frac{D}{S}, \frac{D}{L}, \frac{D}{W}, \frac{D}{J}, \frac{D^2 N}{\nu}, \frac{DN^2}{g}, \frac{D^5 N^3 \rho}{Pg_c}, \frac{B}{N_o}, \frac{R}{N_o} \right) = 0 \quad (5-4)$$

Todos los términos son dimensionales cuando se usan unidades consistentes. Esta relación contiene tres parámetros básicamente diferentes: Aquellos que definen las condiciones frontera y forma (los primeros siete términos y los últimos dos); aquellos que pertenecen a la acción de viscosidad y gravedad; y aquel que caracteriza el patrón general de flujo.

Las condiciones frontera están definidas por simples longitudes ó cocientes dimensionales llamados factores de forma geométricos. Dos impulsores de las mismas proporciones geométricas pero de diferentes tamaños tendrán factores de forma idénticos pero diferirán en la magnitud de D. Los dispositivos que cumplen este requerimiento se dice que son geoméricamente similares ó que poseen similaridad geométrica.

Los dos términos que caracterizan la fuerza de viscosidad y gravedad se conocen con los nombres particulares de número de Reynolds (N_{Re}) y número de Froude (N_{Fr}):

$$N_{Re} = \frac{D^2 N}{\nu} \quad \text{Y puesto que } \nu = \frac{\mu}{\rho} \quad N_{Re} = \frac{D^2 N \rho}{\mu}$$

$$N_{Fr} = \frac{DN^2}{g}$$

El término $D^5 N^3 \rho / Pg_c$ caracteriza el patrón básico de flujo.- Es conveniente invertirlo de forma tal que la potencia aparezca en el numerador y llamar a éste grupo el número de potencia (N_p)- es decir:

$$N_p = \frac{Pg_c}{D^5 N^3 \rho}$$

Significado de los grupos dimensionales. Podemos dar interpretaciones simples a los tres grupos dimensionales. Consideremos el grupo $ND^2 \rho / \mu$. La velocidad periférica en la punta del impulsor-- indicada por la ecuación (5-1) es,

$$u_a = \pi DN$$

entonces

$$N_{Re} = \frac{ND^2 \rho}{\mu} = \frac{(ND)D\rho}{\mu} \propto \frac{u_a D \rho}{\mu} \quad (5-5)$$

y éste grupo es proporcional a un número de Reynolds calculado a-

partir del diámetro y velocidad periférica del impulsor. Esta es la razón para nombrar así a este grupo.

Para interpretar el grupo potencia, consideremos el movimiento de las hojas del impulsor a través del líquido en el recipiente. El movimiento de las hojas está resistido por una fuerza de resistencia al avance (drag) distribuida sobre el área del impulsor. Imaginemos que esta fuerza distribuida puede ser reemplazada por una fuerza concentrada F_D que actúa sobre las puntas de las hojas del impulsor como muestra la figura 5-1

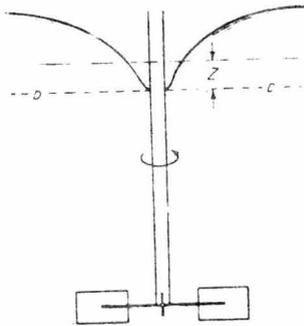
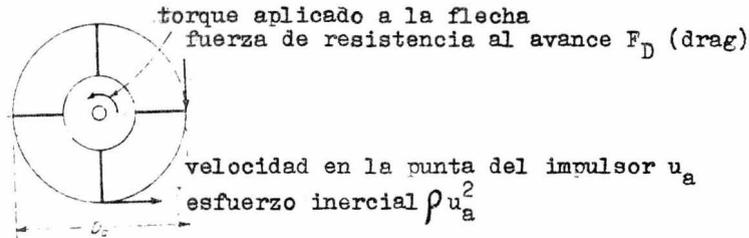


Figura 5-1. Fuerzas que actúan sobre un impulsor en rotación.



Por definición de la fuerza de resistencia al avance de la ec. (3-33), F_D en términos del coeficiente de drag C_D es,

$$F_D = C_D \frac{A u_a^2 \rho}{2g_c} \quad (5-6)$$

puesto que los factores de forma están fijados, el área A es proporcional a D^2 . También, se puede considerar que la velocidad u es proporcional a u_a de la ecuación 5-1, y suprimiendo constantes numéricas tenemos,

$$F_D \propto C_D \frac{D^2 (DN)^2 \rho}{2g_c} = C_D \frac{D^4 N^2 \rho}{g_c} \quad (5-7)$$

la velocidad de movimiento de fuerza F_D es πND y la potencia P es

por consiguiente,

$$P = \Pi N F_D \quad (5-8)$$

substituyendo F_D de la ecuación 5-7 en la ecuación 5-8 tenemos,

$$P \propto C_D \frac{N^3 D^5 \rho}{g_c}$$

$$y \quad N_P = \frac{F_g}{N^3 D^5 \rho} \propto C_D \quad (5-9)$$

Por consiguiente, el número de potencia es proporcional al coeficiente de drag del impulsor. Puesto que, por la ec. 3-33, el coeficiente drag es el cociente del esfuerzo de resistencia al avance a un esfuerzo inercial, el número de potencia puede así también ser interpretado.

Para interpretar el tercer grupo adimensional, $N^2 D/g$, consideremos el volumen de líquido que está situado arriba del plano bb que pasa a través del fondo del vórtice, como se muestra en la figura 5-1. Debido al vórtice, existen fuerzas gravitacionales no balanceadas, las cuales son proporcionales a la masa de líquido influenciado por el vórtice. Si la altura promedio de líquido arriba del plano bb es Z , y si el área de la sección transversal del tanque es A_t , la masa de el líquido es $\rho A_t Z$, y la fuerza de gravedad por área unitaria de sección transversal puede escribirse,

$$\frac{F_g}{A_t} \propto \frac{Z \rho g A_t}{g_c A_t} = \frac{Z \rho g}{g_c} \quad (5-10)$$

Si consideramos similitud geométrica, la altura Z es proporcional al diámetro del impulsor D y el esfuerzo que corresponde a F_g es,

$$\tau_g = \frac{F_g}{A_t} \propto \frac{D \rho g}{g_c} \quad (5-11)$$

El esfuerzo inercial τ_1 es proporcional a $u_a^2 \rho / g_c$ ó a $N^2 D^2 \rho / g_c$ y por tal razón,

$$\frac{\tau_1}{\tau_g} \propto \frac{N^2 D^2 \rho / g_c}{D \rho g / g_c} = \frac{N^2 D}{g} = N_{Fr} \quad (5-12)$$

El número de Froude es claramente una medida del cociente del esfuerzo inercial al esfuerzo de gravedad. El número de Froude aparece en situaciones de dinámica de fluidos donde hay un movimiento ondulatorio significativo sobre la superficie de un líquido

do.

Las ecuaciones 5-5, 5-9, y 5-12 pueden expresarse dimensionalmente como sigue:

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \left(\frac{\text{esfuerzo inercial}}{\text{esfuerzo cortante}} \right) \\
 N_p &= \left(\frac{\text{esfuerzo de resistencia al avance}}{\text{esfuerzo inercial}} \right) \\
 N_{Fr} &= \left(\frac{\text{esfuerzo inercial}}{\text{esfuerzo gravitacional}} \right)
 \end{aligned}$$

Puesto que los esfuerzos individuales son arbitrariamente definidos y varían fuertemente de un punto a otro en el recipiente, sus valores numéricos locales no son significantes. Las magnitudes de los grupos adimensionales para el sistema total, sin embargo, son significantes al grado que ellos proporcionan magnitudes de correlación que producen ecuaciones empíricas mucho más simples que aquellas basadas en la ec. 5-2. Las siguientes ecuaciones para el número de potencia son ejemplos de tales correlaciones.

Cualquiera de los Π términos de la ec. 5-3 puede ser considerado como la variable dependiente en la ecuación general, pero se ha encontrado que el número de potencia contiene las características esenciales del flujo y es por tal razón escogida como la variable dependiente. Además, es más conveniente usar D en el denominador en los grupos adimensionales, así la ecuación 5-4 puede escribirse como:

$$N_p = K \left(N_{Re} \right)^m \left(N_{Fr} \right)^n \left(\frac{T}{D} \right)^t \left(\frac{H}{D} \right)^h \left(\frac{C}{D} \right)^c \left(\frac{S}{D} \right)^s \left(\frac{L}{D} \right)^l \left(\frac{W}{D} \right)^w \left(\frac{J}{D} \right)^j \left(\frac{B}{N_G} \right)^b \left(\frac{R}{N_G} \right)^r \quad (5-13)$$

Esta es la ecuación general que relaciona las variables físicas más frecuentemente encontradas en mezclado con un impulsor sencillo, centrado en un tanque cilíndrico, eje vertical, y fondo plano. La ecuación puede ser desarrollada para tomar en cuenta otras formas de tanque, formas de fondo, posiciones de impulsor no coincidentes con el eje del tanque, para impulsores múltiples y otras variables. Cuando se tiene a la mano suficiente cantidad de pruebas experimentales para evaluar las relaciones funcionales indicadas por los exponentes, es posible predecir el comportamiento del movimiento fluido y las fuerzas comprendidas, y dar razón del consumo de potencia para operaciones llevadas a cabo en modelos--

de planta piloto y operaciones a gran escala. Los datos y correlaciones reportados en este trabajo dan alguna información sobre cada variable mostrada en la ecuación.

La ec. 5-13 está indicada en forma exponencial. Esto es para comodidad en la notación. Los valores de los exponentes han sido determinados sobre amplios rangos en algunos casos y sobre rangos limitados en otros. Ocasionalmente los exponentes son constantes sobre amplios rangos de datos y en algunos casos varían continuamente sobre el rango de datos. Sin embargo, hasta el presente no ha sido aún lograda una correlación más simple, y esto conduce a generalidades importantes y a fines prácticos.

5.2.- SIGNIFICADO DE LA ECUACION GENERAL DE FLUJO.

Los últimos nueve términos de la ec. 5-13 definen las condiciones frontera geométricas que afectan el movimiento fluido. Estos son los parámetros de similaridad geométrica. Si estos permanecen fijos para un conjunto cualquiera de experimentos, es posible simplificar la ecuación y escribir,

$$N_p = K \left(N_{Re} \right)^m \left(N_{Fr} \right)^n \quad (5-14)$$

esto permite la evaluación de las variables que aparecen en los grupos en esta ecuación.

Recíprocamente, si los números de Reynolds y Froude son mantenidos constantes ó despreciables, cada uno de los parámetros frontera pueden a su vez ser evaluados.

Para presentar los datos gráficamente es conveniente usar el número de Reynolds como abscisa en gráficas logarítmicas. Esta es la técnica usual para la presentación de datos en dinámica de fluidos, seguiremos la misma aquí por comodidad y para subrayar que el movimiento en un tanque de agitación es capaz de tratamiento analítico en la misma forma que otros casos de flujo.

Para lograr una forma conveniente, la ecuación 5-14 puede escribirse como:

$$\phi = \frac{N_p}{\left(N_{Fr} \right)^n} = K \left(N_{Re} \right)^m \quad (5-15)$$

La cual define una función potencia ϕ .

Para sistemas sin vórtice, las fuerzas gravitacionales tienen un efecto despreciable, el exponente n del número de Froude es cero, $(N_{Fr}) = 1$ y la ecuación 5-15 llega a ser:

$$\phi = N_p = K (N_{Re})^m \quad (5-16)$$

La gran mayoría de todas las operaciones de mezclado en la industria pueden ser manejadas por esta ecuación.

5.3.- CURVAS DE POTENCIA.

Se ha encontrado que las correlaciones más útiles del funcionamiento del impulsor y su efecto sobre el mezclado pueden hacerse graficando ϕ ó N_p vs. N_{Re} .

Una gráfica de ϕ ó N_p vs. N_{Re} sobre coordenadas log-log es comúnmente llamada una curva de potencia. Una curva de potencia particular es verdadera únicamente para una configuración geométrica particular, pero es independiente de la capacidad del recipiente. Esto quiere decir que podemos usar una curva de potencia para correlacionar los datos de potencia en un recipiente de 5 galones ó en un tanque de 5000 galones, considerando que ámbos tienen la configuración geométrica para la cual fué elaborada la curva de potencia.

Están disponibles en la literatura numerosas curvas de potencia representando una extensa variedad de geometrías. La figura 5-2 muestra la curva de potencia para una configuración standard que ha sido determinada experimentalmente por varios investigadores. Usaremos esta curva de potencia para ilustrar algunos principios generales.

En la figura se observa que a números de Reynolds bajos, es decir, ($N_{Re} < 10$), la gráfica es lineal. En este rango (segmento AB), las fuerzas viscosas ejercidas por el líquido controlan el flujo dentro del sistema. Las fuerzas gravitacionales son despreciables y por consiguiente el número de Froude no es requerido para describir el sistema.

Para esta región la ecuación 5-16 puede escribirse como:

$$\log N_p = \log K + m \log N_{Re} \quad (5-17)$$

Esta ecuación es de la forma $y = mx + b$ que representa la ecuación general de una recta, entonces el valor de la pendiente m puede ser determinado como sigue:

Para dos puntos cualquiera dentro del segmento AB se deben satisfacer las siguientes ecuaciones:

$$\log N_{p1} = \log K + m \log N_{Re1} \quad (1)$$

$$\log N_{p2} = \log K + m \log N_{Re2} \quad (2)$$

VALORES DE ϕ .

TANQUES CON DEFLECTORES: $\phi = N_p = \frac{P_g C}{\rho N^3 D^5}$, para cualquier valor de N_{Re}

TANQUES SIN DEFLECTORES: $\phi = N_p = \frac{P_g C}{\rho N^3 D^5}$, para $N_{Re} < 300$

$\phi = \left(\frac{N_p}{N_{Fr}} \right)^n$, para $N_{Re} \geq 300$; $n = \frac{a - \log N_{Re}}{b}$

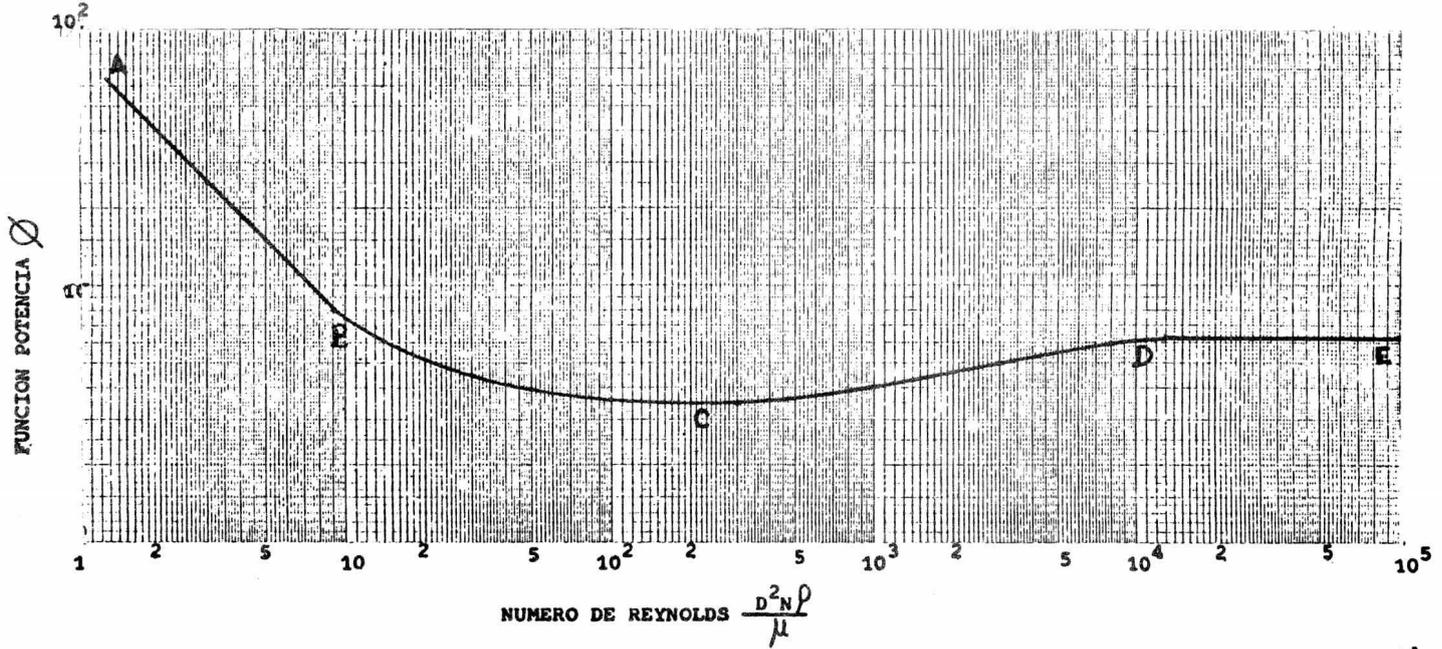


Figura 5.2.- CURVA DE POTENCIA PARA UNA CONFIGURACION ESTANDAR

restando (1)-(2)

$$\log N_{p1} - \log N_{p2} = m (\log N_{Re1} - \log N_{Re2})$$

$$\log \frac{N_{p1}}{N_{p2}} = m \log \frac{N_{Re1}}{N_{Re2}}$$

tomando valores de la gráfica para las coordenadas encontramos -- que el valor de la pendiente en la ec. 5-17 es,

$$\log \frac{9}{8} = - m \log \frac{9}{8} \quad \text{por lo tanto, } m = -1$$

Así, para la región viscosa AB la ec. 5-16 puede ser simplificada a la forma,

$$N_p = \frac{P g_c}{D^5 N_p^3} = K (N_{Re})^{-1} \quad (5-18)$$

y en términos de potencia expresarla como:

$$P = \frac{K D^3 N_p^2 \mu}{g_c} \quad (5-19)$$

Esta ecuación muestra que la potencia es directamente proporcional a la viscosidad para cualquier velocidad fija de agitador. Para hacer uso de ésta ecuación, la constante K debe ser evaluada.

En la ec. 5-17: $\log N_p = \log K$ para $N_{Re} = 1$

Puesto que en la fig. 5-2 la curva de potencia no se extiende a un $N_{Re} = 1$, la constante puede ser convenientemente evaluada para un valor de $N_{Re} = 5$ en la ec. 5-17 como sigue:

$$\log N_p = \log K + (-1) \log 5$$

$$\text{ó } \log N_p + \log 5 = \log K$$

por lo tanto, para $N_{Re} = 5$, $K = (5)(N_p)$

El valor interpolado de K en la figura es de 75.0 (5x15). Este valor de K es solo válido para la configuración geométrica usada para el desarrollo de la curva de la fig 5-2. En el apéndice se darán valores de K para otras configuraciones.

Cuando el número de Reynolds aumenta, el flujo cambia de viscoso a turbulento. Para la configuración anterior la transición es gradual, cubriendo un rango desde $N_{Re} = 20$ a $N_{Re} = 2000$, la potencia y características de flujo permanecen dependientes únicamente del número de Reynolds hasta $N_{Re} = 300$ (segmento BC, en la figura 5-2). En este punto se está transfiriendo suficiente energía al líquido para dar inicio a un vórtice. Los deflectores,

sin embargo, suprimen efectivamente el vórtice y el flujo permanece dependiente del número de Reynolds hasta $N_{Re} = 10000$. La ecuación 5-16 es válida sobre este rango completo del número de Reynolds. Cuando el flujo llega a ser completamente turbulento la curva de potencia en la fig. 5-2 llega a ser horizontal (segmento DE). Aquí el flujo es independiente tanto del número de Froude como del número de Reynolds.

En este caso, $\phi = N_p =$ una constante. En la fig. 5-2,

$$N_p = 6.3 \text{ para } Re > 10000$$

En un recipiente sin deflectores, el vórtice aumenta con el número de Reynolds. El número de Froude llega a ser importante y en este caso se aplica la ecuación 5-15

$$\phi = \frac{N_p}{(N_{Fr})^n} = K (N_{Re})^m$$

La figura 5-3 muestra una curva de potencia para un recipiente sin deflectores de otra configuración standard.

Las curvas de potencia para los sistemas con y sin deflectores son idénticas hasta $N_{Re} = 300$ cuando empieza el vórtice. Cuando el vórtice aumenta, la potencia baja repentinamente y la curva de potencia adopta una pendiente negativa cambiante, (segmento CD) descrita por la ecuación 5-15. En flujo turbulento completamente desarrollado ($N_{Re} > 10000$), la pendiente de la curva de potencia tiene un valor negativo constante (segmento DE).

Para analizar el efecto del Froude y como determinar el valor del exponente n podemos proceder como sigue:

Si en lugar de graficar $\log \phi$ vs $\log N_{Re}$, graficamos $\log N_p$ vs $\log N_{Re}$, obtenemos como resultado una familia de curvas a valores de $N_{Re} > 300$ tal y como se muestra en la figura 5-4.

Cada una de estas curvas tiene un N_{Fr} constante que es función de la velocidad del agitador. Es evidente que la velocidad del impulsor y la potencia no pueden ser correlacionados basándonos únicamente en el número de Reynolds. Las curvas se han graficado conectando puntos que representan la misma velocidad del impulsor a diferentes números de Reynolds. También, los números de Reynolds han sido variados usando diferentes viscosidades así como diferentes velocidades. Sobre la gráfica están marcadas tres líneas inclinadas que representan tres viscosidades diferentes; cualquiera de ellas muestra como el número de potencia varía con

VALORES DE ϕ .

TANQUES CON DEFLECTORES: $\phi = N_p = \frac{P g_c}{\rho N^3 D^5}$, para cualquier valor de N_{Re}

TANQUES SIN DEFLECTORES: $\phi = N_p = \frac{P g_c}{\rho N^3 D^5}$, para $N_{Re} < 300$

$\phi = \left(\frac{N_p}{N_{Fr}} \right)^n$, para $N_{Re} \geq 300$; $n = \frac{a - \log N_{Re}}{b}$

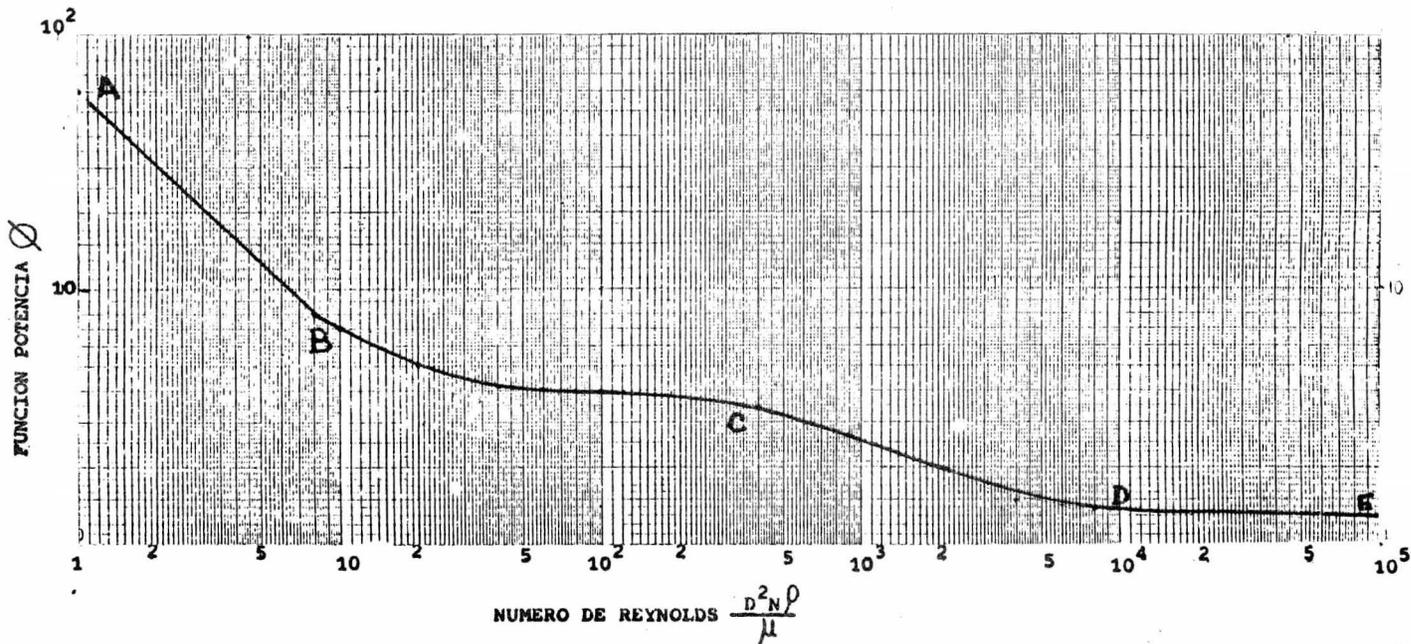


Figura 5.3.- CURVA DE POTENCIA PARA UN RECIPIENTE SIN DEFLECTORES

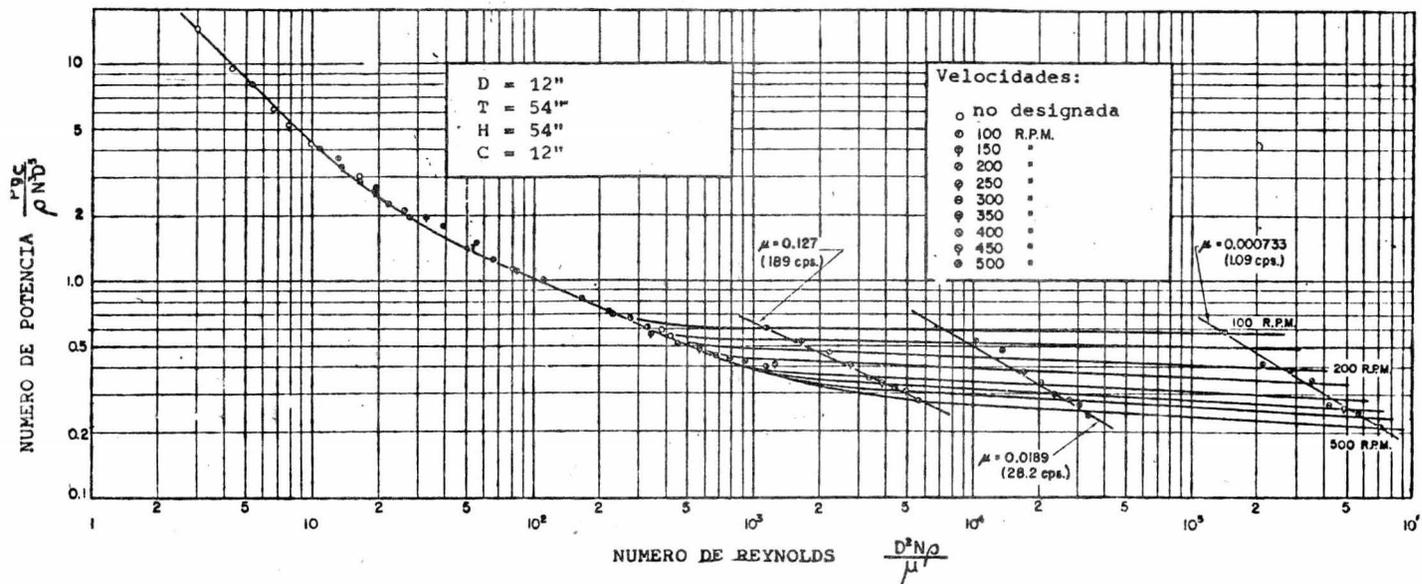


Figura 5-4. Correlación de potencia, viscosidad, velocidad y No. de Reynolds para un propulsor que opera en un tanque de mezclado sin deflectores.

el número de Reynolds cuando la velocidad es la única variable.

A números de Reynolds >300 se observa un vórtice a cualquier velocidad del impulsor. Esto sugiere que el efecto de Froude, ó gravedad juega un papel importante. La magnitud del efecto de Froude se ve, por ejemplo, en el valor del número de potencia para un Reynolds de 100000. Para una velocidad de 100 rpm, $N_p = 5.8$ y para una velocidad de 500 rpm, $N_p = 2.3$, el efecto de Froude es menos pronunciado a números de Reynolds más bajos y su influencia es despreciable a números de $Re < 300$. Entonces, para números de Reynolds altos, se debe aplicar la ecuación 5-15 y el valor del exponente n debe ser evaluado.

$$\text{puesto que } \phi = \frac{N_p}{(N_{Fr})^n}$$

$$\text{entonces: } N_p = \phi (N_{Fr})^n = K (N_{Re})^m (N_{Fr})^n$$

tomando logaritmos,

$$\log N_p = n \log N_{Fr} + \log \phi = n \log N_{Fr} + \log \left[K (N_{Re})^m \right] \quad (5-20)$$

Una gráfica de $\log N_p$ vs $\log N_{Fr}$ es una línea recta de pendiente n para un número de Reynolds constante. El valor de la pendiente n se determina de la misma forma que para el caso anteriormente expuesto para el valor de la pendiente m de número de Reynolds. Se pueden graficar varias líneas rectas correspondiendo cada una a un número de Reynolds constante.

Si los valores de las pendientes de estas líneas son graficados en papel semilogarítmico vs N_{Re} , la gráfica resultante será una línea recta que corresponde a la forma general de ecuación exponencial $x = 10^{a-by}$. Es decir, tomando x como N_{Re} y a y como el valor del exponente n tenemos,

$$N_{Re} = 10^{a-by} \quad (5-21)$$

tomando logaritmos,

$$\log N_{Re} = a - by \quad (5-22)$$

y esta es la ecuación de la línea recta para las variables $\log N_{Re}$ y n trazada sobre papel semilogarítmico, con n trazada sobre la escala aritmética y N_{Re} sobre la escala logarítmica. De la ec. 5-22 tenemos:

$$n = \frac{a - \log N_{Re}}{b} \quad (5-23)$$

Esta recta tiene una pendiente $-1/b$ y un intercept a/b . Esta ecuación nos permite calcular el valor de n en función de Reynolds a partir de valores experimentales. La función potencia -- puede escribirse por lo tanto en la forma más general como:

$$\phi = \frac{N_p}{N_{Fr} \frac{a - \log N_{Re}}{b}} \quad (5-24)$$

Uso de las curvas de potencia. Si se dispone de una curva de potencia para una configuración particular, ésta puede ser usada para calcular la potencia para varias velocidades del impulsor, así como para diferentes viscosidades y densidades de los líquidos.

SIMBOLOS Y UNIDADES.

- A Area, ft^2 ; A_p , área proyectada del impulsor; A_t , área de la sección transversal del tanque.
- a Constante en la ec. 5-23.
- B Número de hojas.
- b Constante en la ecuación 5-23.
- C Altura del impulsor desde el fondo del tanque, ft
- C_D Coeficiente de Drag, adimensional
- D Diámetro del impulsor, ft
- F Magnitud fundamental para fuerza
- F Fuerza, lbf; F_D , fuerza de Drag sobre el impulsor; F_g , -- fuerza de gravedad.
- g Aceleración de la gravedad, ft/sec^2
- g_c Factor de conversión de la ley de Newton, $32.174 \text{ ft}\cdot\text{lb}/\text{lbf}\cdot\text{sec}^2$
- H Altura del líquido en el tanque, ft
- J Ancho de los deflectores, ft
- K Constante en la ecuación 5-I3
- L Magnitud fundamental para longitud.
- L Longitud de las hojas del impulsor, ft
- M Magnitud fundamental para masa
- m Exponente en la ecuación 5-I3.
- N Velocidad rotacional del impulsor, rps.
- N_{Fr} Número de Froude, $N^2 D/g$ adimensional
- N_p Número de potencia, $P g_c / N^3 D^5 \rho$, adimensional.
- N_{Re} Número de Reynolds, $ND^2 \rho / \mu$, adimensional
- n Exponente en la ecuación 5-I3.
- P Potencia consumida, $\text{ft}\cdot\text{lbf}/\text{sec}$
- R Número de deflectores.
- S Arreglo del impulsor

- T Magnitud fundamental para tiempo.
- T Diámetro del tanque, ft
- u Velocidad, ft/sec; u_g , velocidad periférica en la punta del impulsor; u_o , velocidad de la corriente que se aproxima.
- W Ancho de las hojas del impulsor, ft
- Z Altura con relación a un plano de referencia, ft

LETRAS GRIEGAS

- ρ Densidad del líquido, lb/ft³
- μ Viscosidad absoluta del líquido, lb/ft-sec
- ν Viscosidad cinemática, ft²/sec
- τ Esfuerzo, lb/ft²; τ_g , esfuerzo gravitacional, F_g/A_t ; τ_i esfuerzo inercial
- ϕ Función potencia, $N_p / (N_{Fr})^n$

REFERENCIAS

- 1.- Holland, F.A. and Chapman, F.S., Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks, cap.2, Reinhold Publishing Corporation, N.Y., 1966.
- 2.- Johnstone, R.E. and Thring, M.W., "Pilot Plants, Models, and Scale-up Methods in Chemical Engineering", Mc Graw-Hill Book Company, N.Y., 1957
- 3.- Johnson, H.L., "Nomography and Empirical Equations, John Wiley and Sons, Inc., N.Y., 1966
- 4.- McCabe and Smith, "Unit Operations of Chemical Engineering", cap.9, Mc Graw-Hill Book Company, N.Y., 1967
- 5.- Rushton, J.H., Costich, E.W., and Everett, H.J., "Power-Characteristics of Mixing Impellers, Chemical Engineering Progress, vol. 46 num.9, Sept. 1950.
- 6.- Silberberg, I.H. and Mc Ketta J.J., Jr. "Learning How to Use Dimensional Analysis. A Gulf Publishing Company Pu--

blication. Part I, Abril, 1953. Parte II, Mayo, 1953. Part III,--

Junio, 1953. Part IV, Julio, 1953

7.- Uhl, V.W. and Gray, J., "Mixing Theory and Practice" vol.

2, cap.3, Academic Press, N.Y., 1966.



QUINTANA

6.- Teoría de la Semejanza Hidráulica.

6.1 Generalidades.

La naturaleza complicada de los procesos hidrodinámicos, - que participan determinadamente en las operaciones de agitación y mezclado de líquidos; ha sido causa de un doble enfoque para - plantear una ecuación general de flujo, que nos permita resolver problemas prácticos.

La ecuación que resulta desde un enfoque analítico, toma la forma diferencial y su resolución dificulta su aplicación de modo sencillo y correcto, por lo que se prefiere aplicar el análisis - dimensional, para derivar una relación sencilla de los fenómenos - más notables; con grupos adimensionales y exponenciales de variables físicas.

Ella se conoce como la ecuación de potencia ó de la "Extensión al Principio de la Semejanza Hidráulica", y se representa:

$$N_p = K Re^m Fr^n \quad (6 - 1)$$

Los coeficientes y los exponentes de los grupos adimensionales, se determinan para cada tipo de impulsor en particular por medio de un "modelo experimental", fuente principal de datos de diseño. La metodología para realizar estos cálculos, se explica - detalladamente en el capítulo que estudia el consumo de potencia en recipientes agitados.

Por lo anterior, el objeto de esta parte de nuestro estudio es, sintetizar los fundamentos de la teoría que, permite predecir el consumo de potencia para agitación y mezclado en equipos de dimensiones industriales, tomando como referencia datos y relaciones cuantitativas, logradas en pequeños equipos experimentales; a esta teoría se le llama " Escalación ".

6.2 Modelos y Pilotos.

Los equipos de pequeña escala se emplean en Ingeniería Química para dos propósitos principales: En un caso, como "explorador" de un equipo de proceso que aún no se construye, en este caso, al equipo pequeño se le llama "equipo piloto" y su función principal es, proveer de datos de diseño para la unidad requeri-

da; aunque se ocupa también en producir cantidades pequeñas de un producto nuevo a prueba. El segundo propósito es, estudiar el comportamiento de un equipo existente del cual la unidad pequeña es una reproducción; en este caso, al equipo de pequeña escala se le llama un "modelo" y su función principal es, mostrar los efectos de un cambio en la forma del equipo o de sus condiciones de operación, de un modo más rápido y económico, del que sería posible con la unidad de proceso. La función de un equipo piloto incumbe a la esfera del desarrollo de procesos; en tanto que, la función de un modelo incumbe al estudio de un proceso conocido; en ambos casos, al equipo de proceso, en proyecto o ya construido se le llama "prototipo".

6.3 El Principio de Semejanza.

La correlación del desempeño del modelo y del prototipo se llama "El Principio de la Semejanza", y es un principio general de la naturaleza, que dice:

"Los objetos materiales y los sistemas físicos en general, se caracterizan por tres cualidades que son: tamaño, forma y composición, todas independientes entre sí, tal que, dos objetos pueden diferir en tamaño, mientras que su forma y composición correspondientes son iguales".

El principio de semejanza esta particularmente ligado, con el concepto general de forma, aplicado a sistemas complejos. En terminos más precisos este principio establece que:

"La configuración espacial y temporal de un sistema físico, esta determinada por razones de magnitudes de la misma naturaleza presentes en el sistema mismo; y no depende de la escala o naturaleza de las unidades en las cuales se miden esas magnitudes".

Entonces, si consideramos dos puntos distintos P y P' de un sistema fluido en movimiento, los parámetros:

$$\frac{L'}{L} = L_r \qquad \frac{v'}{v} = v_r \qquad \frac{F'}{F} = F_r$$

$$\frac{t'}{t} = t_r \qquad \frac{a'}{a} = a_r \qquad \dots \text{etc,}$$

definen integralmente al sistema. Estos cocientes se llaman "factores de forma".

6.4 Principio de Semejanza Hidráulica.

Tres estados de semejanza son importantes en las operaciones de flujo de fluidos :

Semejanza Geométrica.

Semejanza Cinemática.

Semejanza Dinámica.

llamadas conjuntamente "El Principio de la Semejanza Hidráulica". Ellas se definen de la manera siguiente :

Semejanza Geométrica.

Considerese dos cuerpos fluidos, cada uno acompañado de un sistema de ejes coordenados cartesianos, tal que, cada punto esta unequivocamente descrito. Consideremos también, un punto en cada cuerpo: $P_1 (x_1, y_1, z_1)$ y $P_2 (x_2, y_2, z_2)$; tal que si :

$$\frac{x_1}{x_2} = \frac{y_1}{y_2} = \frac{z_1}{z_2} = \text{constante} \quad (6 - 2)$$

esos dos puntos, y todos los otros pares de puntos que se relacionen de manera semejante, se conocen como "puntos correspondientes", y a los cocientes que forman sus respectivas coordenadas como "razones escalares"; y se dice que :

"Dos cuerpos son geoméricamente semejantes cuando, para cada punto en un cuerpo existe un punto correspondiente en el otro"

No es necesario que las razones escalares sean las mismas - entre las direcciones de los ejes coordenados; y una definición más general de puntos correspondientes, se da por las ecuaciones:

$$\frac{x_1}{x_2} = X \quad (6 - 3a)$$

$$\frac{y_1}{y_2} = Y \quad (6-3b)$$

$$\frac{z_1}{z_2} = Z \quad (6 - 3c)$$

donde X, Y, Z, son "razones escalares constantes" .La relación de dos cuerpos en los cuales, las razones escalares son diferentes - en direcciones diferentes, se conoce como "Semejanza Distorcionada".

En el caso particular de un sistema de agitación, se dice - que es geométricamente semejante a otro, si los factores de forma correspondientes son iguales:

$$\frac{T_1}{D_1} = \frac{T_2}{D_2} \quad (6-4a) \qquad \frac{W_1}{D_1} = \frac{W_2}{D_2} \quad (6-4d)$$

$$\frac{H_1}{D_1} = \frac{H_2}{D_2} \quad (6-4b) \qquad \frac{J_1}{D_1} = \frac{J_2}{D_2} \quad (6-4e)$$

$$\frac{C_1}{D_1} = \frac{C_2}{D_2} \quad (6-4c) \qquad \dots \text{etc.}$$

Las longitudes D_1 y D_2 , T_1 y T_2 , C_1 y C_2 , ...etc, guardan - una razón constante y se llaman "longitudes correspondientes". Veá se la figura 6-1.

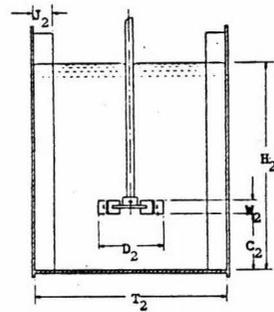
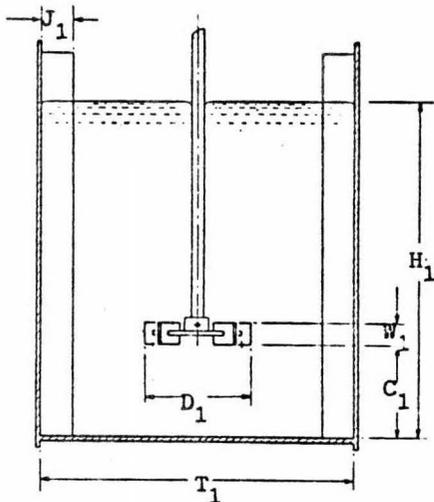


Figura 6-1.- Dos - equipos de agitación con semejanza geométrica.

Corolarios

"La razón escalar de areas correspondientes cambia con el cuadrado de las longitudes correspondientes"

$$\frac{A_1}{A_2} = \frac{L_1^2}{L_2^2} \quad (6-5)$$

"La razón escalar de volúmenes correspondientes cambia con el cubo de las longitudes correspondientes"

$$\frac{V_1}{V_2} = \frac{L_1^3}{L_2^3} \quad (6-6)$$

Cuando dos sistemas son geoméricamente semejantes, es posible correlacionar magnitudes cinemáticas y dinámicas en puntos correspondientes; el cociente de esas magnitudes se llama "razones escalares..." seguida del nombre de la magnitud en cuestión.

Semejanza Cinemática

La semejanza cinemática esta vinculada con los sistemas sólidos y líquidos en movimiento. Mientras que la semejanza geométrica involucra tres coordenadas cartesianas, la semejanza cinemática introduce la dimensión adicional de tiempo. Los tiempos se miden desde un cero arbitrario para cada sistema, y "los tiempos correspondientes" se definen como aquellos tales que:

$$\frac{t_1}{t_2} = t_s \quad (6-7)$$

donde t_s es constante y se llama "razón escalar tiempo". Las diferencias entre pares de tiempos correspondientes se llaman "intervalos de tiempo correspondientes".

Las partículas con semejanza geométrica, colocadas en puntos correspondientes, a tiempos correspondientes, se llaman "partículas correspondientes". De donde:

"Los sistemas con semejanza geométrica en movimiento, son cinemáticamente semejantes cuando, las partículas correspondientes trazan trayectorias con semejanza geométrica, en intervalos de tiempo correspondientes".

Si, la razón escalar tiempo, t_s , es más grande que la unidad, el prototipo esta describiendo movimientos correspondientes más lentamente que el modelo; y viceversa. El concepto de "razón - escalar tiempo" se utiliza menos frecuentemente que el de "razón - escalar velocidad"; y para fines de Ingeniería, es frecuente y más conveniente calcular en terminos de "velocidades correspondientes"; que son, "las velocidades de partículas correspondientes a tiempos correspondientes":

$$\frac{v_1}{v_2} = \frac{L_s}{t_s} = v_s \quad (6-8)$$

Para describir completamente el carácter cinemático de un fluido, son necesarias la aceleración y la rapidez de descarga del mismo. Por esto, nos encontramos como extensión al principio de la semejanza cinemática que:

"A velocidades correspondientes y a tiempos correspondientes, las aceleraciones guardan una relación constante en toda la trayectoria":

$$\frac{a_1}{a_2} = \frac{v_s}{t_s} = a_s \quad (6-9)$$

"En puntos correspondientes y a velocidades y en tiempos correspondientes, la rapidez de descarga guarda una relación constante":

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{L_s^3}{t_s^3} = Q_s \quad (6-10)$$

La semejanza cinemática es un estado de particular interés para la Ingeniería Química, pues si, dos sistemas fluidos son entre si geoméricamente y cinemáticamente semejantes; los procesos de transferencia de momentum, masa y calor; de uno y otro sistema guardan una relación sencilla.

Como todas las operaciones que requieren de una agitación, tienen un fundamento teórico en los fenómenos de transporte, es evidente que la semejanza cinemática es indispensable en agitación. La figura 6-2 ilustra el caso de semejanza cinemática.

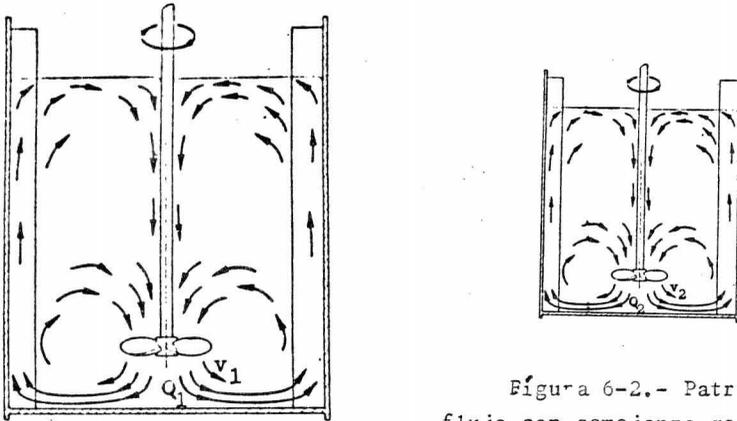


Figura 6-2.- Patrones de flujo con semejanza geométrica y cinemática .

Semejanza Dinámica.

A fin de mantener las semejanzas geométrica y cinemática entre dos sistemas fluidos, los factores de forma de las fuerzas que actúan en partículas correspondientes, guardan una relación constante

Si las fuerzas que actúan en puntos correspondientes son:

$$F_p = (\Delta p)A = \text{fuerza debida a la presión}$$

$$F_v = \mu/g_c(v/L)A = \text{fuerza debida a la viscosidad de. fluido}$$

$$F_g = g(\rho/g_c)L^3 = \text{fuerza debida al efecto de gravedad}$$

$$F_i = \rho v^2 L^2/g_c = \text{fuerza debida a la inercia del sistema}$$

entonces, para mantener las semejanzas geométrica y cinemática - entre dos sistemas fluidos, es necesario que los factores de forma dinámicos correspondientes permanescan constantes:

$$\frac{(F_p)_1}{(F_i)_1} = \frac{(F_p)_2}{(F_i)_2} \quad (6-11a)$$

$$\frac{(Fv)_1}{(Fi)_1} = \frac{(Fv)_2}{(Fi)_2} \tag{6-11b}$$

$$\frac{(Fg)_1}{(Fi)_1} = \frac{(Fg)_2}{(Fi)_2} \tag{6-11c}$$

a esta condición se le llama también "semejanza dinámica". La figu 6-3a ilustra el caso de "fuerzas correspondientes entre dos siste_mas geoméricamente y cinemáticamente semejantes".

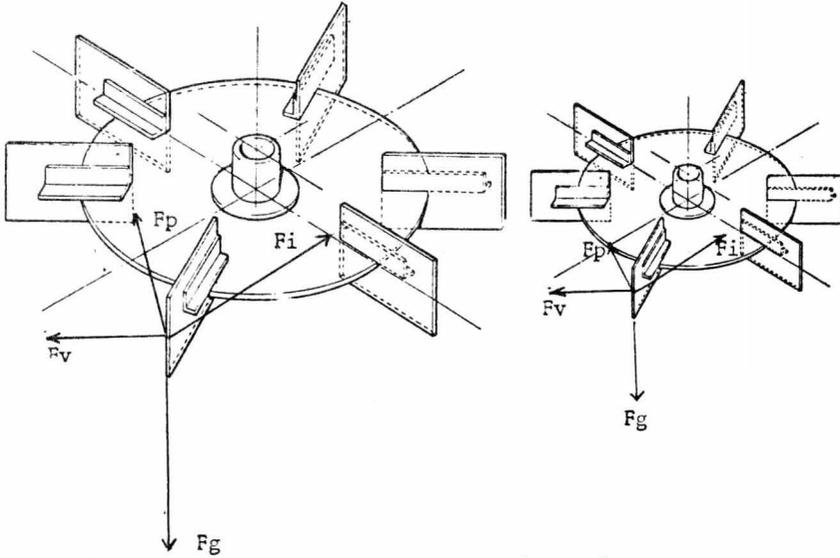


Figura 6-3a.- Sistemas de agitación dinámicamente semejan - tes.



Figura 6-3b.- Polígonos de fuerzas correspondientes aplica - das en puntos correspondientes.

Según los polígonos de fuerza de la figura 6-3b es posible -

establecer la condición siguiente:

$$\frac{(Fi)_1}{(Fi)_2} = \frac{(Fp)_1}{(Fp)_2} = \frac{(Fv)_1}{(Fv)_2} = \frac{(Fg)_1}{(Fg)_2} \quad (6-12)$$

En palabras esta significa que, para obtener semejanza dinámica entre dos sistemas fluidos, y cuando todas las fuerzas actúan, es suficiente que todas las razones de fuerzas correspondientes sean iguales.

En la nomenclatura de agitación, la condición de semejanza dinámica se expresa por las tres siguientes ecuaciones simultáneas :

$$\left[\frac{\rho N^3 D^5}{Pg_c} \right]_1 = \left[\frac{\rho N^3 D^5}{Pg_c} \right]_2 \quad (6-13a)$$

$$\left[\frac{ND^2 \rho}{\mu} \right]_1 = \left[\frac{ND^2 \rho}{\mu} \right]_2 \quad (6-13b)$$

$$\left[\frac{N^2 D}{g} \right]_1 = \left[\frac{N^2 D}{g} \right]_2 \quad (6-13c)$$

La derivación de cada uno de los términos de estas ecuaciones por análisis dimensional y su significado en la mecánica de fluidos, se da en el capítulo cinco. En ellas : g_c y g son constantes, ρ y μ son propiedades físicas de los fluidos, D es el diámetro del impulsor, N es la velocidad rotacional del impulsor, y P es la potencia consumida en función de la configuración y condiciones de operación del sistema. Por tanto, sólo las ecuaciones (6-13b) y (6-13c) son independientes; como lo confirma la ecuación de potencia, y su resolución permite mantener la semejanza dinámica.

Para la resolución de las ecuaciones (6-13b) y (6-13c) tenemos dos alternativas: Una es, eliminar el efecto de uno de los grupos adimensionales; por ejemplo, eliminar el efecto Froude mediante la instalación de deflectores. La otra alternativa es, cambiar las propiedades físicas de uno de los fluidos; el procedimiento experimental es consecuentemente, elegir líquidos que tienen viscosidades diferentes para el modelo y el prototipo :

1a. alternativa .- Se elimina el efecto Froude:

$$\frac{N_1}{N_2} = \frac{D_2^2}{D_1^2} \quad (6-14)$$

2a alternativa .- Se cambia el fluido en uno de los sistemas:

$$\frac{D_1}{D_2} = \left(\frac{\nu_1}{\nu_2} \right)^{2/3} \quad (6-15)$$

el líquido más viscoso se emplea en el prototipo; y se fijan las velocidades correspondientes, que dan grupos de Froude iguales. Bajo estas condiciones los números de Reynolds también serán iguales.

Si los mismos líquidos deben usarse en el modelo y en el prototipo, la escalación puede efectuarse solamente por distorsión del modelo. Las condiciones experimentales deben ajustarse tal que: en una serie de experimentos se determine el efecto de una de las variables, mientras que la influencia de la otra variable se suprime; y en otra serie de experimentos se determina la influencia del segundo factor.

6.5 Criterios Generales de la Escalación.

En una operación de escalación se toman dos criterios básicos: Uno es, la reproducción de un modelo experimental apegada al principio de semejanza hidráulica. El otro consiste en la escalación del resultado de un proceso.

El primer criterio permite emplear con amplia confianza las correlaciones disponibles de la capacidad de descarga y de los requerimientos de potencia para agitación, de los agitadores comerciales; y los principios estudiados en este capítulo, sirven para tal objeto.

El segundo criterio permite estimar con precisión aceptable las condiciones de operación óptimas en un equipo de proceso (prototipo) que nos produzcan el resultado deseado. En el capítulo siete se estudia este criterio.

Las cantidades o magnitudes físicas que se suelen emplear en una escalación hidráulica son : la potencia, la velocidad rotacional y el diámetro del impulsor, la densidad y la viscosidad -

del fluido agitado y el efecto de gravedad.

Las alternativas para realizar la escalación hidráulica, --- se presentan en forma esquemática en la tabla 6-1; que describimos a continuación:

En la primera columna se presentan las variables que pudieran ejercer una influencia en la operación. En la segunda columna se indica su símbolo respectivo. Y en la tercera columna, se encuentra su expresión en términos de las dimensiones del sistema práctico de Ingeniería.

En la cuarta columna se indica qué razón adimensional debe tomarse constante, cuando una variable controla la operación. En quinta columna se indica el grupo adimensional de la cual forma parte aquella variable.

En la sexta columna se menciona a la razón escalar de velocidades, requerida entre el modelo y el prototipo, $v_s = v_1/v_2$, para cada uno de los grupos adimensionales fundamentales; esa razón escalar se deriva a partir del número adimensional respectivo.

En la séptima columna se presenta una relación para el caso de la acción simultánea de los efectos de gravedad y viscosidad.

El significado de los símbolos y subíndices literales y numéricos se encuentra en el apéndice de este capítulo; en seguida de aquel se da también una breve bibliografía para profundizar en el tema.

TABLA 6-1.- ALTERNATIVAS DE UNA ESCALACION HIDRAULICA.

VARIABLE	SIMBOLO	DIMENSIONES F-M-L-t	RAZON ESCALAR CONSTANTE
POTENCIA	P	FLt^{-1}	$P_s = (N_p N^3 D^5 \rho)_s$
VELOCIDAD	N	t^{-1}	$N_s = (N_p^{-1} P D^5 \rho^{-1})_s^{1/3}$ $= (Re \mu D^{-2} \rho^{-1})_s$
DENSIDAD		ML^{-3}	$\rho_s = (Re N^{-1} D^{-2} \mu)_s$ $= (N_p^{-1} P N^{-3} D^{-5})_s$
VISCOSIDAD		$ML^{-1}t^{-1}$	$\mu_s = (Re^{-1} N D^2 \rho)_s$
GRAVEDAD	g	Lt^{-2}	$g_s = (Fr^{-1} N^2 D)_s = 1$
DESCARGA	Q	$L^3 t^{-1}$	$Q_s = (N_q N D^3)_s$

TABLA 6-1.- ALTERNATIVAS DE UNA ESCALACION HIDRAULICA.

-Continuación-

GRUPO ADIMENSIONAL	VELOCIDADES EN PUNTOS CORRESPONDIENTES	ESCALACION CON ACCION SIMULTANEA DE LOS Nos. DE REYNOLDS Y FROUDE
Np		
Np	$v_s = (Np^{-1} PD^{-2} \rho^{-1})_s^{1/3}$	
Re	$v_s = (Re \mu D^{-1} \rho^{-1})_s$	
Re	$v_s = (Re \frac{\mu}{\rho} D^{-1})_s$	$v_s^* = v_s^{**}$
Np		* Correspondiente al Re
		** Correspondiente al Fr
Re		$(Re \frac{\mu}{\rho} D^{-1})_s = (FrD)_s^{1/2}$
Fr	$v_s = (FrD)_s^{1/2}$	$D_s = (Re \rho Fr^{-1/2})_s^{2/3}$
Nq		

SIMBOLOS Y DIMENSIONES

- a = Aceleración de una partícula de fluido = Lt^{-2}
 A = Area de la superficie del tanque cubierta por el fluido contenido = L^2
 C = Altura del impulsor desde el fondo del tanque = L
 D = Diámetro del agitador = L
 F = Fuerza aplicada a una partícula de fluido = F
 Fr = Número de Froude, adimensional.
 g = Aceleración debida a la gravedad = 32.17 ft/seg^2 .
 g_c = Factor de conversión = $32.17 \text{ lb}_m \text{ ft/lb}_f \text{ seg}^2$
 H = Altura del fluido desde el fondo del tanque = L
 J = Ancho del deflector = L
 K = Coeficiente de la ecuación de potencia. Representa el efecto de la configuración geométrica, adimensional.
 L = Longitud de un contorno = L
 m = Exponente del número de Reynolds, variable adimensional
 n = Exponente del número de Froude, variable adimensional.
 N = Velocidad rotacional = t^{-1}
 N_p = Número de potencia, adimensional.
 N_q = Número de bomba (coeficiente de rapidez de descarga), adimensional.
 p = Punto en un cuerpo.
 P = Potencia = FLt^{-1}
 P = Presión = FL^{-2}
 Q = Rapidez de descarga = L^3t^{-1}
 Re = Número de Reynolds, adimensional.
 t = Tiempo de circulación = t
 T = Diámetro del tanque = L
 v = Velocidad de una partícula de fluido. = Lt^{-1}

V = Volumen del fluido = L^3

W = Ancho de la hoja del impulsor = L

x, y, z = Coordenadas de un punto.

X, Y, Z = Razones escalares.

LETRAS GRIEGAS

Δ = Incremento, adimensional.

γ = Densidad = ML^{-3}

μ = Viscosidad dinámica = $ML^{-1}t^{-1}$

ν = Viscosidad cinemática = L^2t^{-1}

SUBINDICES

r : para factores de forma.

s : para razones escalares.

1 : para los prototipos.

2 : para los modelos.

BIBLIOGRAFIA

- 1.- Bates, Robert L. "Agitation in Bench Scale Experimentation". Industrial and Engineering Chemistry. United States, 5(10), 1959.
- 2.- Holland, F. A. and Chapman, F. S. "The Scale-up of Mixing Liquid Systems" in "Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks". Reinhold Publishing Corp. United States, 1966.
- 3.- Johnstone, Robert E. and Thring, Meredith W. "Pilot Plants, Models and Scale-up Methods in Chemical Engineering". Mc Graw-Hill Book Co. United States, 1957.
- 4.- Nagata, Shinji. "Mixing, Principles and Applications". Kodansha Ltd- John Wiley and Sons. Japan, 1955.
- 5.- Rouse Hunter. "Fluid Mechanics for Hydraulic Engineers" Dover Publications, Inc. (Reprinted). United States, 1961 (1938).

- 6.- Rushton, J. H. "The Use of Pilot Plant Mixing Data". Chemical Engineering Progress .United States, 47(9), 1951.
- 7.- Rushton, J. H. "Aplications of Fluid Mechanics and Similitude to Scale-up Problems". Chemical Engineering Progress. United States, 48(1,2), 1952.
- 8.- Sterbacek, Z. and Tausk, P. "Mixing in the Chemical Industry". Pergamon Press (Reprinted from Czechoslovak) England, 1965.
- 9.- Vennard, John K. "Elementary Fluid Mechanics". Toppan Co Ltd-John Wiley and Sons. Japan, 1961.

7.- Metodología para la resolución de problemas.

La agitación permite realizar operaciones tales como: suspensión y disolución de sólidos, absorción y dispersión de gases, extracción y formación de emulsión entre líquidos inmiscibles, reacciones y disoluciones entre líquidos miscibles y transmisión de calor y bombeo de fluidos. A cada una de estas operaciones físicas o químicas logradas por medio de la agitación se les conoce como: un "servicio primario" o un "servicio secundario".

El objeto de este capítulo es contestar a la pregunta: ¿Cómo selecciona usted un agitador, para homogeneizar fluidos miscibles?. Para dar una respuesta acertada, se requiere conocer el grado de homogeneización deseado, el periodo de tiempo necesario y la cantidad de potencia aplicada para lograr dicho servicio. Para determinar estas cantidades es necesario primero proceder experimentalmente en modelos y posteriormente, cálculo por escalación los requerimientos del equipo de proceso. Si como resultado obtenemos un equipo que funcione con eficiencia y economía y un producto que satisfice nuestra necesidad, habremos bosquejado una respuesta a nuestra pregunta y también elegido el agitador idóneo.

7.1.- Relación entre la agitación y el mezclado.

Es frecuente que la selección de un dispositivo para mezclar fluidos, se realice solamente sobre la base de la potencia requerida para la agitación, mediante un balance económico entre el dispositivo para generar y transmitir la potencia al fluido versus el consumo de energía. Este criterio tiene como consecuencia, las más de las veces, que se malogre el servicio, pues existe una gran diferencia entre la potencia requerida para agitar fluidos y la potencia requerida para mezclarlos.

El consumo de potencia para la agitación de fluidos.

La potencia requerida para manejar un impulsor rotatorio es una función de su forma, tamaño, localización respecto al tanque y de su velocidad, también de la configuración del tanque incluyendo sus accesorios tales como los deflectores y de la altura de el fluido y de las propiedades físicas del fluido. Esta potencia es independiente del servicio logrado por la agitación.

La ecuación general de requerimiento de potencia para agitación :

$$N_p = K Re^m Fr^n \quad (7-1)$$

y su forma desarrollada :

$$P_{\mathcal{E}_c} / \rho N^3 D^5 = K (ND^2 \rho / \mu)^m (N^2 D / g)^n \quad (7-2)$$

donde

$$K = (T/D)^t (H/D)^h (C/D)^c (W/D)^w (J/D)^j \dots$$

Su representación gráfica se llama curvas de potencia.

La teoría de potencia (capítulo 5) y el principio de semejanza (capítulo 6) presentan la base teórica para la construcción y uso de estas curvas. En esta sección exponemos los criterios más generales, el uso de ecuaciones sencillas y de otras herramientas para el cálculo de la potencia requerida para la agitación.

En la región del flujo viscoso, de Re de 1 a 10, la ecuación toma la forma siguiente:

$$P = (K/\mathcal{E}_c) \mu N^2 D^3 \quad (7-3)$$

Los valores de K se leen en tablas de especificación del fabricante.

En la región del flujo de transición, de Re de 10 hasta Re de 1×10^5 (el rango es diferente para cada tipo de impulsor), no se dispone de una ecuación sencilla, por lo que es necesario calcular el número de Reynolds y sobre la gráfica de la curva correspondiente al agitador en estudio, determinar el número de potencia o la función potencia; una vez determinado uno u otra, se procede a despejar la potencia:

$$N_p = K Re^m \quad (7-4)$$

$$\phi = N_p / Fr^n = K Re^m \quad (7-5a)$$

$$N_p = \phi Fr^n \quad (7-5b)$$

$$P = N_p \rho N^3 D^5 / \mathcal{E}_c \quad (7-6)$$

$$P = \phi Fr^n \rho N^3 D^5 / \mathcal{E}_c \quad (7-7)$$

En los casos de que no se dispone de una curva de potencia los fabricantes proporcionan un valor medio del N_p o de la ϕ - acompañado con factores de corrección correspondientes a valores distintos de Re .

El Fr se aplica sólo cuando el tanque no tiene deflectores y su exponente se calcula con la ecuación siguiente:

$$n = a - \log Re/b \quad (7-8)$$

Los parámetros a y b se leen en tablas de especificaciones del fabricante.

En la región del flujo turbulento totalmente desarrollado, desde Re de 1×10^3 - 1×10^5 en adelante (según el modelo del agitador), tenemos dos alternativas:

a) Si el tanque esta equipado con deflectores la ecuación de potencia es:

$$P = (K/\rho_c) \rho N^3 D^5 \quad (7-9)$$

El coeficiente K se lee en las tablas de especificación del fabricante.

b) Si el tanque no esta equipado con deflectores, se procede de manera semejante que para el caso de un flujo de transición

NOTA

Desde un punto de vista fenomenológico estricto, no se puede hablar de flujo de transición y de flujo turbulento en un equipo de agitación sin deflectores; puesto que en esos casos no hay generación y persistencia de turbulencia. Pero hasta el presente, la literatura técnica y los trabajos de difusión suelen clasificar al flujo en laminar (viscoso), de transición y turbulento; de acuerdo a la magnitud del número de Reynolds. A esta denominación nos atenemos en este capítulo.

El consumo de potencia para el mezclado de líquidos.

La potencia que debe aplicarse de manera óptima a un fluido en un recipiente por un impulsor, para lograr un cierto resultado, se llama la potencia requerida para el servicio.

La homogeneización de una mezcla en un recipiente por un impulsor rotatorio se realiza por dos efectos hidrodinámicos que

son: la recirculación del fluido en su propio volumen (véase la figura 7-1) y la turbulencia generada durante esta recirculación.

Durante la recirculación, las diferencias de longitud y velocidad de las trayectorias que forman el patrón de flujo (líneas A, B, C, D, E en la figura 7-1) y la generación de turbulencia provocan la dispersión de material en pequeña escala en comparación con el diámetro del impulsor pero en gran escala en comparación a una difusión molecular. La turbulencia y el flujo requieren que se aplique al sistema una determinada cantidad de potencia:

$$P = QH \quad (7-10)$$

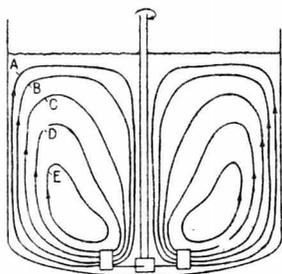


Figura 7-1.- El efecto de la recirculación en el mezclado.

En la ecuación 7-10, ρ es la densidad, Q es la capacidad de bomba del impulsor y H es la cabeza hidrodinámica total, tal como se definieron en la ecuación 4-6. La cantidad Q también se representa por la ecuación:

$$Q = N_q ND^3 \quad (7-11)$$

donde N_q es el número de bomba, que se determina experimentalmente para cada tipo de impulsor.

En la misma ecuación 7-10, la potencia, debido a la dificultad de medir el término $H = N^2 D^2$, no se calcula directamente sino que se determina experimentalmente.

Es práctica común que en las investigaciones de mezclado se

usen medidas del torque, que combinadas con cuidadosas medidas de la velocidad de la flecha, permitan una medida indirecta de la potencia del agitador:

$$P = N \cdot \tau \quad (7-12)$$

Esta es la potencia que emplea un impulsor en provocar un flujo y generar turbulencia:

$$QH = N \cdot \tau \quad (7-13)$$

A medida que se incrementa la recirculación del fluido, también se genera más turbulencia que, debido a la fricción interna del fluido, se disipa como calor en la mezcla

En un recipiente con deflectores, la reacción al flujo -3a_ ley de Newton - proviene de la superficie de los deflectores y de el área interna cubiertas por el fluido. Por esta razón, se dice que la distribución de la reacción al flujo en áreas de recipientes geoméricamente semejantes, es proporcional al cuadrado del factor escalar lineal:

$$F = pA = pL^2 \quad (7-14)$$

Esto es el fundamento para determinar experimentalmente, el torque en las paredes de un pequeño recipiente agitado y su utilidad para un buen diseño mecánico.

Fundamentos para la escalación de la potencia requerida para mezclar.

La semejanza cinemática es un estado donde los movimientos de los fluidos en puntos correspondientes de un modelo experimental y un prototipo guardan una razón de velocidad escalar constante. Muchas de las aplicaciones industriales de la agitación se encuentran entre aquellas en donde las velocidades del fluido en regiones críticas del volumen agitado determinan el resultado del proceso.

El mezclado u homogeneización de líquidos miscibles es una de tales operaciones, en la que además es necesaria una razón escalar 1:1 en todos los puntos correspondientes, para lograr resultados semejantes entre sistemas.

Esta condición se puede lograr mediante cualquiera de los criterios siguientes:

El torque aplicado por unidad de volumen en puntos correspondientes es constante:

$$\frac{\tau_1}{V_1} = \frac{\tau_2}{V_2} \quad (7-15)$$

La velocidad superficial en puntos correspondientes es constante:

$$\frac{Q_1}{V_1/H_1} = \frac{Q_2}{V_2/H_2} \quad (7-16)$$

La velocidad periférica de los impulsores en puntos correspondientes es constante:

$$\Pi_1 N_1 D_1 = \Pi_2 N_2 D_2 \quad (7-17a)$$

El análisis detallado de las tres alternativas, prueba que darán resultados aproximados. Así:

El torque aplicado por unidad de volumen constante en sistemas con semejanza geométrica, mantiene velocidades periféricas constantes:

$$\frac{\tau_1}{V_1} = \frac{\tau_2}{V_2} \quad (7-15)$$

$$\frac{\rho_1 N_1^2 D_1^5}{g_c T_1^3} = \frac{\rho_2 N_2^2 D_2^5}{g_c T_2^3}$$

$$N_1 D_1 = N_2 D_2 \quad (7-17b)$$

La velocidad superficial constante en sistemas con semejanza geométrica, mantiene velocidades periféricas constantes:

$$\frac{Q_1}{V_1/H_1} = \frac{Q_2}{V_2/H_2} \quad (7-16)$$

$$\frac{D_1^2 N_1 D_1}{T_1^2 H_1/H_1} = \frac{D_2^2 N_2 D_2}{T_2^2 H_2/H_2}$$

$$N_1 D_1 = N_2 D_2 \quad (7-17b)$$

En resumen, para lograr velocidades correspondientes iguales en una escalación, es necesario que se guarde la relación:

$$N_1 D_1 = N_2 D_2 \quad (7-17b)$$

Esta ecuación es diferente a aquella que corresponde a una escalación hidráulica (ecuación 6-14) :

$$N_1 D_1 = N_2 D_2 (D_2/D_1) \quad (7-18a)$$

$$N_1 D_1 (D_1/D_2) = N_2 D_2 \quad (7-18b)$$

Si comparamos las ecuaciones 7-17b y 7-18b y consideramos - que el subíndice 2 representa las condiciones de un modelo, nos - encontramos que para reproducir el resultado de un modelo en un - prototipo geoméricamente semejante, es necesaria una velocidad pe - riférica menor que la requerida para reproducir la semejanza hi - draúlica. y consecuentemente, la potencia requerida para mezclar - es menor que la requerida para agitar calculada a partir de las - curvas de potencia.

El dinamómetro: descripción y uso.

La selección de un dinamómetro es muy importante en parti-- cular para experimentar en equipos pequeños. Cualquier consumo de potencia en el dinamómetro mismo ejerce una influencia desfavorable sobre los valores experimentales de potencia obtenidas.

El impulso se genera siempre en un motor eléctrico, y para una gran serie de experimentos es preferible trabajar con dispositi- vos con engranes para obtener una variedad de velocidades que - emplear transmisiones con poleas escalonadas.

La determinación de la potencia juega un papel muy impor - tante en la escalación de un mezclador, y una exacta medida de - la potencia es necesaria para un preciso diseño escalar. Uno de los métodos que se emplean para medir la potencia funcionan en ba - se a la medida de torsión en la flecha o el recipiente.

Consisten de un motor eléctrico de velocidad variable y - torque constante, montado en una tabla giratoria con forma de - disco, de modo que en ese disco se enrolla un cordón (o está aña- dida una palanca) el cual transmite el movimiento del disco al - indicador (véase la figura 7-2).

Funcionan del modo siguiente : el agitador en rotación - imparte una fuerza mecánica a la cual se opone el fluido, este a

su vez produce una reacción o torque sobre el agitador (3a ley - de Newton) el cual es transmitido através de la flecha al motor - provocando que la unidad motriz gire en la dirección opuesta a la de rotación del agitador. Esto hace posible que se mida el torque reactivo, pues se transmite la fuerza através del cordón al indicador.

El indicador puede consistir de un platillo con pesas disponibles para balancear la fuerza debida al torque (o de una báscu la de piso); una vez obtenidas las lecturas se procede a cálcul ar la potencia como sigue:

$$P = Fdw/12 \quad (7-19)$$

donde

$$F = 1b_f$$

$$d = \text{in}$$

$$w = \text{rad/seg}$$

$$P = 1b_f\text{-ft/seg}$$

como

$$1 \text{ Hp} = 550 \text{ lb}_f\text{-ft/seg}$$

$$2 \text{ rad} = 1 \text{ rev.}$$

$$N = \text{RPS}$$

$$\text{RPM} = \text{RPS}(60) = 60N$$

entonces

$$\text{Hp} = F(d/12)(2 \text{ RPM}/60)(1/550)$$

$$\text{Hp} = Fd(\text{RPM})/63,025 \quad (7-20)$$

En la experimentación, la fricción ocasiona que parte del - torque reactivo se pierda, por lo que debe agregarse un factor de corrección. Este se encuentra midiendo la refuerza requerida para vencer las fuerzas friccionales del cojinete con el motor apagado y el impulsor en el aire. Si esta fuerza fuése f , entonces la - forma corregida de la ecuación será:

$$\text{Hp} = (F + f)d(\text{RPM})/63,025 \quad (7-21)$$

Existen otros instrumentos que miden la torsión por medio - de resortes espirales o helicoidales, que satisfacen el requerimen to de pérdidas mínimas en el instrumento mismo y que se usan pre- ferentemente para medir potencias alimentadas muy pequeñas.

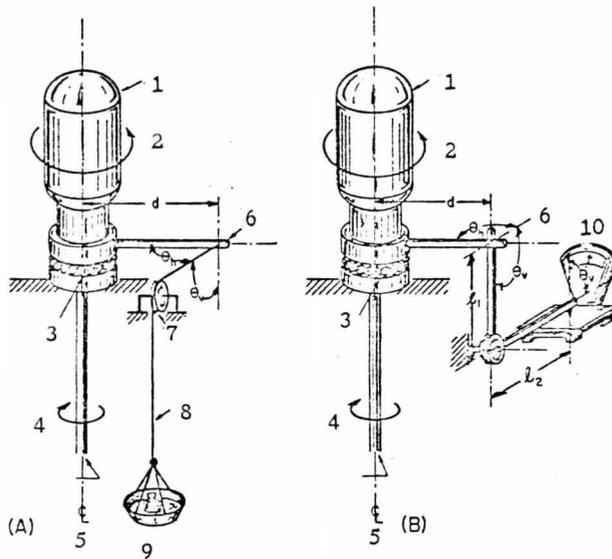


Figura 7-2.- Modelos de dinamómetros para medir el torque reactivo, los números indican lo siguiente:

- 1) Motor
- 2) Dirección del torque reactivo
- 3) Cojinete
- 4) Dirección d. rotación del agitador
- 5) Flecha del agitador
- 6) Brazos rígidos
- 7) Polea
- 8) Cordon
- 9) Platillo con pesas
- 10) Báscula .

7.2.- El tiempo de mezclado.

El tiempo de mezclado t_m , o sea, el tiempo necesario para --homogeneizar una mezcla, depende del diseño del impulsor, de su diámetro y de su velocidad rotacional, de las propiedades físicas del fluido: densidad, diferencia de densidad y viscosidad, del diámetro, la altura y el volumen del fluido en el tanque, de la composición porcentual de los componentes, de su afinidad, y cuando hay formación de vórtice del efecto de aceleración de la gravedad

La ecuación del tiempo de mezclado

Las ecuaciones generales que representan el comportamiento de un equipo de mezclado se derivan por análisis dimensional y algunas más sencillas por métodos semianalíticos empíricos. En el desarrollo de este enfoque general hacemos uso de ambos métodos:

La función general tiene la siguiente forma :

$$F(D, T, C, H, J, s, \Delta \rho, \rho, \mu, N, t_m, Q, g) = 0 \quad (7-22)$$

Por análisis dimensional, con un sistema absoluto de dimensiones fundamentales de L, M, t, y tomando como referencia las variables físicas D, N, t, podemos calcular los grupos más importantes :

Grupo que incluye la diferencia de densidades:

$$\Pi_1 = D^x N^y \rho^z \Delta \rho^{-1}$$

Substituyendo por sus dimensiones:

$$L^0 M^0 t^0 = L^x t^{-y} M^z L^{-3z} M^{-1} L^3$$

Desarrollando ecuaciones simultáneas:

$$L: \quad x - 3z + 3 = 0$$

$$M: \quad z - 1 = 0$$

$$t: \quad -y = 0$$

Resolviendo las ecuaciones:

$$x = 0 \quad y = 0 \quad z = 1$$

El grupo toma la forma :

$$\Pi_1 = \rho / \Delta \rho$$

Grupo que incluye al tiempo de mezclado:

$$\Pi_2 = D^x N^y \rho^z t^{-1}$$

Substituyendo por sus dimensiones:

$$L^0 M^0 t^0 = L^x t^{-y} M^z L^{-3z} t^{-1}$$

Desarrollando ecuaciones simultáneas :

$$L: \quad x - 3z = 0$$

$$M: \quad z = 0$$

$$t: \quad -y - 1 = 0$$

Resolviendo ecuaciones :

$$x = 0 \quad y = -1 \quad z = 0$$

El grupo toma la forma :

$$\Pi_2 = 1/Nt$$

Este es el grupo tiempo de mezclado.

Grupo que incluye la capacidad de bomba:

$$\Pi_3 = D^x N^y \rho^z Q^{-1}$$

Substituyendo por sus dimensiones:

$$L^0 M^0 t^0 = L^x t^{-y} M^z L^{-3z} L^{-3} t^1$$

Desarrollando ecuaciones simultáneas:

$$L: \quad x - 3z - 3 = 0$$

$$M: \quad \quad \quad z = 0$$

$$t: \quad \quad \quad y + 1 = 0$$

Resolviendo las ecuaciones:

$$x = 3 \quad y = 1 \quad z = 0$$

El grupo toma la forma :

$$\Pi_3 = D^3 N/Q$$

Este es el grupo coeficiente de descarga y se simboliza N_q

También es posible calcular el efecto de dos o más variables en un sólo grupo adimensional:

Grupo que incluye la capacidad de bomba y el tiempo de mezclado:

$$\Pi_4 = D^x N^y \rho^z Q^{-1} t^{-1}$$

Substituyendo por sus dimensiones:

$$L^0 M^0 t^0 = L^x t^{-y} M^z L^{-3z} L^{-3} t^{-1} t^{-1}$$

Desarrollando ecuaciones simultáneas:

$$L: \quad x - 3z - 3 = 0$$

$$M: \quad \quad \quad z = 0$$

$$t: \quad -y + 1 - 1 = 0$$

Resolviendo las ecuaciones:

$$x = 3 \quad y = 0 \quad z = 0$$

El grupo toma la forma:

$$\Pi_4 = D^3 Q^{-1} t^{-1} = D^3 / Qt$$

Grupo que incluye el efecto de gravedad, diferencia de densidades y altura del líquido en el tanque.

$$\Pi_5 = D^x N^y \rho^z g^{-1} \Delta \rho^{-1} H^{-1}$$

Substituyendo por sus dimensiones :

$$L^0 M^0 t^0 = L^x t^{-y} M^z L^{-3z} L^{-1} t^2 M^{-1} L^3 L^{-1}$$

Desarrollando ecuaciones simultáneas:

$$L: \quad x - 3z - 1 + 3 - 1 = 0$$

$$M: \quad \quad \quad z - 1 = 0$$

$$t: \quad \quad \quad -y + 2 = 0$$

Resolviendo las ecuaciones:

$$x = 2 \quad y = 2 \quad z = 1$$

El grupo toma la forma:

$$\Pi_5 = D^2 N^2 \rho / g \Delta \rho H$$

A este grupo se le llama el Froude modificado.

En resumen, se han calculado los grupos siguientes:

$$\Pi_1 = \rho / \Delta \rho$$

$$\Pi_2 = 1/Nt$$

$$\Pi_3 = D^3 N / Q$$

$$\Pi_4 = D / Qt$$

$$\Pi_5 = D^2 N^2 \rho / g \Delta \rho H$$

Los grupos adimensionales restantes se derivan de modo análogo que en la teoría de potencia, ellos son :

$$Re = \frac{ND^2 \rho}{\mu}$$

$$Fr = \frac{N^2 D}{g}$$

geométricos : T/D H/D C/D J/T s/D etc.

Con estos grupos, se pueden plantear ecuaciones generales - de la forma siguiente.

$$Nt = f (Re, Fr_m, Nq, \rho/\Delta\rho, T/D, H/D, C/D, J/T, s/D) \quad (7-23)$$

$$Qt/V = f (Re, Fr_m, \rho/\Delta\rho, T/D, H/D, C/D, J/T, s/D) \quad (7-24)$$

La forma de la ecuación exponencial que toma la función - del tiempo de mezclado, depende de los parámetros considerados - para lograr un cierto resultado:

$$Nt = KRe^a Fr_m^b Nq^c \quad (7-25)$$

$$Qt/V = KRe^a Fr_m^b \quad (7-26)$$

En operaciones de escalación, en particular en mezclado, es preferible eliminar el vórtice, de modo que las ecuaciones de diseño también se simplifican :

$$Nt = KRe^a Nq^c (\rho/\Delta\rho)^e \quad (7-27)$$

$$Qt/V = KRe^a (\rho/\Delta\rho)^e \quad (7-28)$$

En las ecuaciones 7-25 a 7-28 , K representa el efecto de la configuración geométrica. En las ecuaciones 7-27 y 28 , el término $\rho/\Delta\rho$ puede llegar a ser significativo debido a su exponente.

Hasta el presente no se han elaborado curvas del tiempo de mezclado, que sean de uso general, como las que existen para el consumo de potencia requerida para agitación; sin embargo, los estudios experimentales han demostrado que, si se dispone de información de la capacidad de bomba de un impulsor, es posible estimar correctamente el tiempo de mezclado, como indica la sección siguiente.

La capacidad de circulación.

La capacidad de circulación (q) es el flujo compuesto por el flujo de salida del impulsor (capacidad de bomba = Q) más la corriente que genera en su alrededor, como indica la figura 7-3, y se define como: "El flujo volumétrico que se hace circular en una trayectoria definida, dentro del volumen mismo del fluido". Si llamamos t_c , al tiempo de circulación del fluido en su propio volumen, entonces :

$$q = \frac{V}{t_c} \quad (7-29)$$

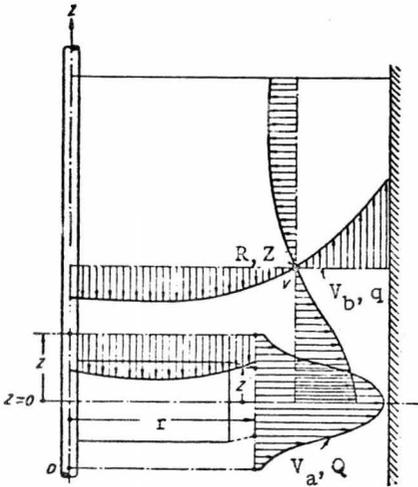


Figura 7-3.- La capacidad de bomba (Q) y de circulación (q) de una turbina de flujo radial:

r = Radio de la "corona de descarga"

z = Ancho de la "corona de descarga"

V_a = Perfil de velocidades de la "corona de descarga"

V_b = Perfil de velocidades del flujo de recirculación.

(R, Z) = Coordenadas del borde del "cilindro imaginario" donde recircula el fluido.

Es evidente, si observamos la figura.7-3, que la homogeneización se logrará después de que el fluido ha evolucionado varias veces en su propio volumen. Como el número de veces que el fluido recircula en su propio volumen es :

$$I = \frac{q}{V} = \frac{1}{t_c} \quad (7-30)$$

y el tiempo de mezclado es directamente proporcional al tiempo de circulación

$$t_m \quad t_c \quad (7-31)$$

entonces, para un volumen V de fluido, tendremos que el tiempo de mezclado será inversamente proporcional a la capacidad de bomba:

$$t_m \quad 1/q \quad 1/Q \quad (7-32)$$

El procedimiento para estimar el t_m en un equipo de mezclado es como sigue: Se registran datos de t_m experimentales en modelos y se calcula su Re correspondiente; luego de una curva de Nq versus Re , se toman lecturas de Nq al Re calculado y de ese valor de Nq se calcula Q ; enseguida se calcula el coeficiente de proporcionalidad $C_i = t_m Q$. Esta misma operación se repite para otros modelos. Finalmente se traza una escalación C_i versus el volumen del modelo, preferentemente en papel logaritmico, extendiendo la

línea hasta la coordenada correspondiente al volumen del tanque de proceso, quedando determinado el valor de C_i de proceso. Haciendo uso nuevamente de la curva N_q versus Re y despejando de N_q obtenemos Q correspondiente al equipo de proceso; de modo que aplicando la relación:

$$t_m = C_i/Q \quad (7-33)$$

estimamos un tiempo de mezclado. La literatura técnica presenta alguna información acerca de coeficientes de descarga.

Para muchas operaciones de mezclado intermitente, el tiempo para obtener una uniformidad deseada de propiedades, puede determinarse satisfactoriamente por una gráfica del acercamiento a la propiedad deseada versus el tiempo al cual cada muestra se tomó.

El tiempo de mezclado es entonces, el tiempo más corto en el cual caen todos los puntos en el rango elegido como una medida de la uniformidad deseada, véase la figura 7-4.

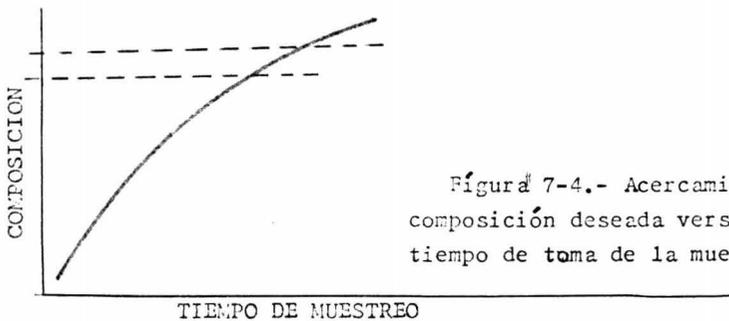


Figura 7-4.- Acercamiento a composición deseada versus el tiempo de toma de la muestra.

La necesidad de métodos estadísticos de cálculo se hace mayor tanto como el acercamiento a la uniformidad deseada del producto, la precisión de las medidas analíticas aplicadas y la reproducibilidad de los resultados de las corridas experimentales. Estos métodos están fuera del alcance de este trabajo.

7.3.- El resultado de un proceso.

Antes de enfocar la atención a la resolución de un problema práctico, es necesario encontrar una expresión en términos significativos del resultado de un proceso y la determinación del mismo.

En el mezclado de líquidos miscibles, el "resultado de un proceso" es sencillamente, la uniformidad de propiedades físicas y/o químicas en todo el volumen de la mezcla.

Desde un punto de vista estadístico, el resultado de un proceso es un estado en el que los componentes (de la mezcla) en las muestras analizadas, están en proporciones cuya posibilidad estadística de ocurrencia es la misma que la de una dispersión estadísticamente al azar, de los componentes originales. Tal dispersión representa lo mejor que puede alcanzar un proceso de mezclado.

El resultado de un proceso se ve afectado por : la técnica empleada en obtener las muestras, el número y la localización de las muestras y la precisión del método analítico y la propiedad de referencia.

La investigación experimental del resultado de un proceso consta de dos etapas : una, a nivel de "mesa de laboratorio químico" y otra posterior, a nivel de "equipo piloto".

En la primera etapa se investiga que componentes dan la mezcla deseada, las propiedades físicas y químicas del producto final y de los componentes, que características presenta la elaboración : calentamiento o enfriamiento de la mezcla, formación de vapores, precipitación, explosión, y otras. Así mismo se investigan alternativas para obtener productos sucedáneos.

En esta etapa no es necesario simular un equipo de proceso, y se trabaja con material de uso corriente en el laboratorio químico como: matraces Erlen Mayer o de Bola y agitadores magnéticos (moscas) o pequeñas hélices de dos o tres hojas. Sin embargo, debe tenerse presente que la materia que sea objeto de investigación, debe estar disponible en el mercado a "buen precio" y en cantidades industriales en un tiempo razonable.

En la segunda etapa; el impulsor, el arreglo del equipo durante la operación, la velocidad y la potencia del impulsor, y el tiempo final de mezclado son las variables principales en la investigación experimental. El trabajo en esta etapa busca no sólo alcanzar el "resultado requerido", sino además las condiciones óptimas de operación del equipo.

Los impulsores del tipo de hélice, turbina de hoja plana, de hoja curva y de hoja inclinada, así como las paletas de dos hojas se usan frecuentemente en estas pruebas; experimentando en tanques pequeños de diferente tamaño cada uno de esos impulsores y, si es posible, con arreglos diferentes. La figura 7-5 ilustra un modelo experimental.

La técnica es como sigue: se toma un impulsor, se monta un arreglo y se agita para mezclar aplicando una potencia determinada. Durante la operación se mide la temperatura del fluido (para corregir la densidad y la viscosidad), el torque aplicado al fluido por el impulsor y la velocidad a la que se mueve la flecha interrumpiendo periódicamente la operación para tomar muestras y analizarlas. Una vez que se ha alcanzado el "resultado requerido se registra el tiempo que se llevo la operación (este es el tiempo final de mezclado). La misma operación se vuelve a repetir tantas veces como sea necesario para obtener resultados representativos. Una vez logrado esto último, se realizan pruebas aplicando potencias diferentes. Los arreglos geométricos se eligen semejantes a aquellos para los que existen datos de requerimientos de potencia para agitación.

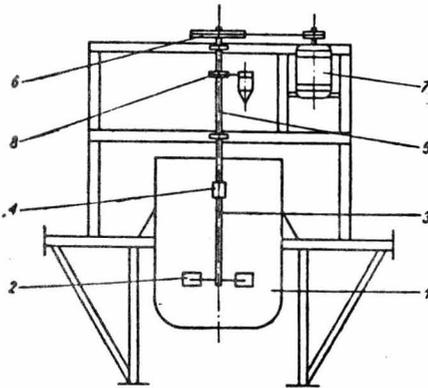


Figura 7-5.- Modelo experimental de mezclado
 1.- Tanque de pruebas
 2.- Impulsor de Turbina
 3.- Flecha del impulsor
 4.- Tuerca de unión de las dos flechas.
 5.- Flecha del sistema de transmisión mecánica
 6.- Transmisión mecánica de velocidad variable
 7.- Motor
 8.- Embrague

7.4.- Problema ilustrativo.

Se desea adquirir un equipo de agitación para montarlo en un tanque ; a fin de disponer de un sistema de homogeneización de líquidos , cuyas propiedades iniciales son respectivamente 1 cp y - 500 cp de viscosidad y 0.96 y 1.94 de densidad relativa. Si el tanque tiene las dimensiones de 7.5 ft de diámetro y 8 ft de altura ¿ con que tipo de agitador y bajo que condiciones de operación se puede obtener un servicio general eficiente y económico ?

Las Casas fabricantes para tener un conocimiento más amplio - de las necesidades del posible usuario del equipo , han elaborado "cuestionarios de agitación" que deben responderse por el usuario mismo y , si es posible, con el auxilio de un representante técnico. Tal cuestionario se ilustra en el cuadro 7-1.

La primera característica notable , es que se necesita un agitador de entrada superior, que puede ser cualquiera de los convencionales : turbina , hélice o paleta.

La segunda característica , es que se prepararan mezclas de líquidos miscibles de baja viscosidad , para los que en base en la experiencia previa de los fabricantes , son aconsejables la hélice o la turbina (capítulo 4 " Equipo").

La tercera característica , es que el producto no se ve afectado por una agitación violenta , entonces es posible utilizar una velocidad nominal de salida alta para obtener un tiempo de mezclado menor (capítulo 7 , sección 2)

Una vez que el fabricante ha recibido la solicitud , se le presentan tres posibles situaciones que son :

El proceso se ha realizado anteriormente, la elección se ha de basar en los datos y las experiencias afortunadas previos. Para este fin se han preparado manuales para una selección rápida y confiable de agitadores , haciendo uso de cuestionarios de requerimientos , tablas , gráficas , nomogramas , factores de corrección etc. En la bibliografía de este capítulo se mencionan algunos artículos que tratan sobre la selección preliminar de agitadores.

En algunos casos , se dispone de datos de escalación para el tipo de operación , pero debe realizarse una corrida experimental

Cuadro 7-1.- "Cuestionario de Agitación"

Datos de la Empresa que solicita el equipo.

Datos de Agitación :

- 1.- Tipo de montaje : Entrada superior .
- 2.- Dimensiones y Tipo de Tanque : T = H = 7.5 ft

Cilindrico vertical .

- 3.- Especificaciones del líquido a Mezclar :

COMPONENTE	% PESO	DENSIDAD	VISCOSIDAD	TEMP.
RE-001	73	75 lb/ft ³	500 cp	25° C
Mec - 007	27	62 lb/ft ³	1 cp	25° C

- 4.- Otras características :

Volumen por manejar: 2500 Gal

Tipo de operación: Intermitente

Intensidad de la agitación: Media

¿qué se propone? : Adelgazar y homogeneizar .

- 5.- Características de algún equipo instalado y en operación que realice un trabajo semejante: 2 con un T/D = 3

SIMBOLO	UNIDAD	EQUIPO # 1	EQUIPO # 2
N	RPM	84	68
T.S.	ft/ min	660	532
Re	-	900	710
Np	-	1.9	2.0
P	Hp	2.5	1.4
Q	GPM	3450	2800
P _c	Hp	3.41	2.2
P _d	Hp	5	3
t _m	seg	83.5	103

OBSERVACION :

Sugieráse alguna alternativa a este sistema.

para obtener el resultado del proceso real bajo un conjunto dado de condiciones.

En la tercera situación se presenta un proceso completamente nuevo, los fluidos y los principios operacionales son diferentes a los de cualquier proceso instalado. En este caso deben realizarse algunas corridas en un tanque pequeño así como en tanques (1 o 2) poco mayores, de manera que permitan correacionar los resultados.

Para ilustrar esta situación con el problema propuesto, -- supongamos que se procede a experimentar con un agitador de flujo axial, por ejemplo una turbina de seis hojas inclinadas a 45° .

Para ello se ha de determinar primero las dimensiones del modelo experimental más pequeño, de manera que sea geoméricamente semejante al de proceso. Así, si las dimensiones de este último son las indicadas en el encabezado del problema, entonces las dimensiones del modelo pueden ser calculadas como sigue: $L_r = 5$

$$\frac{T_1}{T_2} = L_r$$

$$\frac{H_1}{H_2} = L_r$$

$$T_1/5 = T_2 = 7.5/5 = 1.5 \text{ ft}$$

$$H_1/5 = H_2 = 7.5/5 = 1.5 \text{ ft}$$

$$\frac{V_1}{V_2} = L_r^3$$

$$V_1/125 = V_2 = 2500/125 = 20 \text{ gal}$$

Para las dimensiones del agitador existen varias alternativas, bajo la condición de que se guarde entre modelos y prototipo la semejanza geométrica, y puede ser de: 2 ft, 2.5 ft, 3 ft etc, de diámetro. Para ilustración elegimos $D = 2.5 \text{ ft}$, de manera que $T/D = 3$.

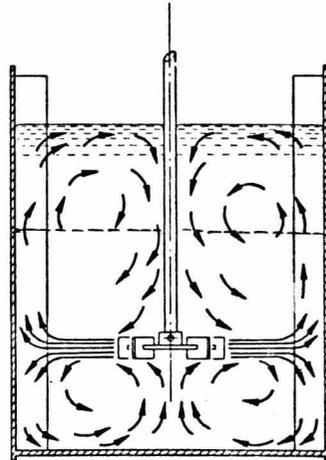
Para el segundo modelo debemos de proceder de manera semejante; por ejemplo con un $L_r = 2.5$ Véase la tabla 7-1.

Para determinar la velocidad y la potencia ha de procederse experimentalmente ,utilizando como referencia el "resultado deseado del servicio" . Los agitadores experimentales tienen comúnmente dispositivos para velocidad rotacional variable ;entonces se pueden comparar las alternativas de usar diferentes velocidades - periféricas , para un mismo arreglo , que puedan reproducirse en un equipo de proceso. Esas velocidades se encuentran en un intervalo de 550 - 1100 ft/min para turbinas ;para ilustración elegimos 700 ft/min ,entonces la potencia requerida para poner en movimiento un fluido de 500 cp de viscosidad y de 1.2 de densidad relativa ,en los modelos 1 y 2 , se obtiene directamente apartir - del torque. Véase la tabla 7-1.

La razón de usar las propiedades del fluido más denso es - la siguiente :

Según el cuestionario el fluido más denso esta en la proporción de 2 a 1 al menos denso ,esto significa - que la turbina impulsara primeramente al fluido más denso ,que ocupará una zona de un diámetro del agitador por arriba y por abajo de la altura del - impulsor, y consecuentemente serán - las propiedades de ese fluido las que controlen el mezclado . Véase la figura 7-6.

Figura 7-6 .- Esquema de un - tanque con un fluido estratificado.



Obviamente , a medida que la mezcla circule por todo el recipiente , la densidad y la viscosidad se abatiran y la potencia necesaria para mantener su circulación será menor , pero sólo hasta entonces.

En la tabla 7-1 se indican también los números Je Re y Np - correspondientes.

La capacidad de bomba (Q) es una magnitud que se determina experimentalmente en los laboratorios de fabricantes de impulsores ,y se presenta para su uso en una gráfica logarítmica ver -

sus el número de Reynolds . Algunas veces en lugar de Q se da el número de bomba ($N_q = Q/ND^3$) versus el número de Reynolds (Re).

Los tanques de mayores capacidades volumétricas tienen - tiempos de circulación normalmente mayores que los tanques pequeños , en consecuencia los resultados logrados en el laboratorio - toman menos tiempo que los logrados en un tanque de proceso .

En consecuencia , si se dispone de una curva de capacidad - de bomba o de un nomograma , se puede determinar Q y de ella por pasos sucesivos la capacidad de circulación , el número de evoluciones por unidad de tiempo y el tiempo d circulación.

Como el tiempo de mezclado se determina directamente , el - número de evoluciones necesarias para que halla mezclado se cálcu la dividiendo el tiempo de mezclado entre el tiempo de circula - ción .

En la tabla 7-1 se presentan Q , q , I , t_c y t_m .

Un modo como se acostumbra conducir la extrapolación , una vez que hemos obtenido los datos de los modulos experimentales , es representar cada una de las magnitudes determinadas en una gráfica log - log versus el volumen del equipo experimental y prolongar la línea resultante hasta el punto correspondiente al volumen del prototipo.

La columna correspondiente al prototipo de la tabla 7-1 pre - senta los resultados de la escalación .Esos resultados se pueden cálcular también como sigue :

La velocidad rotacional correspondiente al prototipo será :

$$N = \frac{T.S.}{\pi D} \cong \frac{700 \text{ ft/min}}{3 \text{ ft}} = 89 \text{ R.P.M.}$$

El número de Reynolds será :

$$Re = \frac{ND^2 \rho}{\mu} = \frac{(700)(2.5)(75)}{(500)(6.72 \times 10^{-4})} = 2100$$

Si se dispone de una curva de potencia , es posible determi - nar el número de potencia :

A un $Re = 2100$ entonces $N_p = 1.4$

De donde se puede cálcular la potencia en el equipo de pro - ceso :

$$P = N_p \rho N^3 D^5 / g_c = (1.4)(75)(89/60)^3 (2.5)^5 / 32.2(550) = 1.93 \text{ Hp}$$

La potencia por escalación geométrica es de 1.9 Hp

La capacidad de bomba y la capacidad de circulación en el prototipo a un $Re = 2100$ son respectivamente :

$$Q = 6400 \text{ GPM}$$

$$q = 12,000 \text{ GPM}$$

Si esto es correcto, el número de evoluciones por unidad de tiempo será :

$$I = 12,000 \text{ GPM} / 2,500 \text{ Gal} = 4.8 \text{ evoluciones/segundo}$$

De donde el tiempo de circulación sería :

$$t_c = 1/I = 1/4.8 = 0.21 \text{ min} = 12.6 \text{ seg}$$

El número de evoluciones para que halla mezclado en cada uno de los modelos es :

$$e_1 = (t_m)_1 / (t_c)_1 = 17 \text{ seg} / 3 \text{ seg} = 5.6$$

$$e_2 = (t_m)_2 / (t_c)_2 = 28.5 \text{ seg} / 5.4 \text{ seg} = 5.3$$

entonces, considerando un valor discreto de $e = 6$ para el prototipo, el tiempo de mezclado sería :

$$t_m = 6 t_c = (6)(12.6) = 75.6 \text{ seg}$$

De acuerdo a la tabla 7-1 es necesario que el agitador se mueva a 89 R.P.M. ; pero de acuerdo a las especificaciones de la "AGMA" para la reducción de velocidad por engranes, sólo se dispone de velocidades de salida nominales cercanas de 84 o 100 R.P.M. por lo que deben ajustarse las magnitudes como indica la tabla 7-2

La potencia determinada es la mínima para mezclar y será necesario agregar las pérdidas en los estoperos, cojinetes y engranes ; a esta suma se le llama la potencia calculada (P_c). Finalmente la unidad motriz requerida ó propuesta debe ser aquella que tiene el valor nominal superior más cercano a la potencia calculada. En el mercado se dispone de motores de 1, 2, 3, 5, 7.5, 10, etc Hp.

Es necesario recordar que las dos alternativas obtenidas en la tabla 7-2, son el resultado de la elección de una configura -

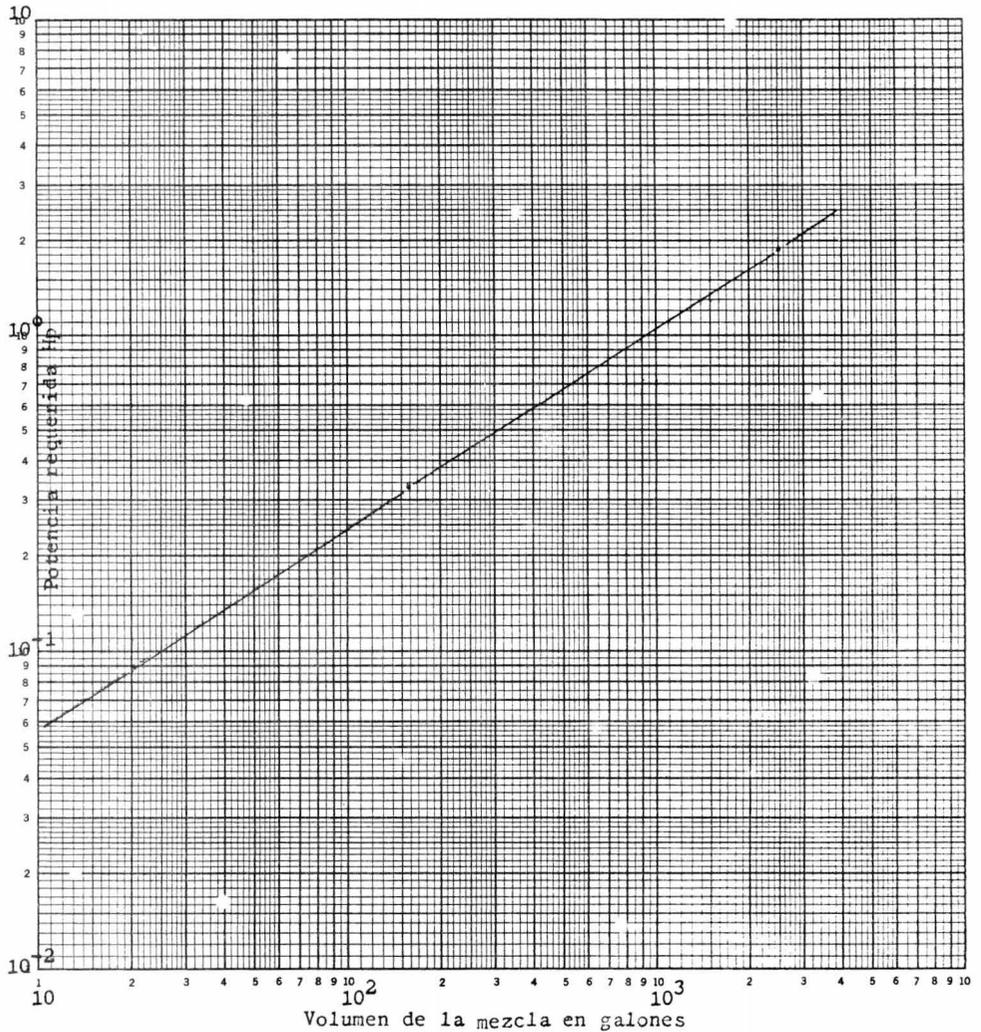


Figura 7-7.- Escalación gráfica de la potencia requerida para mezclar versus el volumen de la mezcla.

Tabla 7-1.- Escalación de un sistema de agitación con una turbina de hoja inclinada , $B = 6/45^{\circ}$, a una velocidad periférica (T.S.) de 700 ft/min.

MAGNITUDES		MODELOS		PROTOTIPO
SIMBOLO	DIMENSION	# 1	# 2	
V	Gal	19.80	158.6	2500
D	ft	0.50	1.0	2.5
T	ft	1.50	3.0	7.5
H	ft	1.50	3.0	7.5
T/D	-	3.0	3.0	3.0
N	RPM	444.	222	89
T.S.	ft/min	700	700	700
Re	-	490	980	2460
Np	-	1.6	1.5	1.4
P	Hp	0.092	0.335	1.93
Q	GPM	220	1000	6200
q	GPM	395	1800	12000
I	1/min	20	11.6	4.8
t_c	seg	3	5.4	12.6
t_m	seg	17	28.5	75.6

Tabla 7-2.- Ajuste de la velocidad rotacional, de acuerdo a las especificaciones de "AGMA" para reducción de velocidad por engranes :

SIMBOLO	MAGNITUD DIMENSION	ALTERNATIVA :	
		# 1	# 2
N	RPM	84	100
T.S.	ft/min	660	785
Re	-	2280	2720
Np	-	1.4	1.4
P	Hp	1.62	2.77
Q	GPM	5500	7000
q	GPM	9800	12600
I	l/min	3.9	5.1
t _c	seg	16	12
t _m	seg	96	72
P _d	Hp	3	5

P_d = Unidad motriz comercial .

Corrección por perdidas en el sistema de transmisión.

CONCEPTO	ALTERNATIVA # 1	ALTERNATIVA # 2
Potencia	1.62 Hp	2.77 Hp
Estoperos	0.35	0.35
Cojinetes	0.25	0.25
Engranes (máx.)	0.25	0.40
SUMA = Pot. calculada	2.47 Hp	3.77 Hp
UNIDAD DISPONIBLE	3 Hp	5 Hp
VELOCIDAD ROTACIONAL	84 RPM	100 RPM

ción geométrica $T/D = 3$ y una velocidad periférica T.S. = 700 -- ft/min correspondiente a una agitación media. Cuando se dispone de medios de cálculo rápidos, es posible probar otras configuraciones y otras velocidades, y realizar una elección de alternativas en base a la eficiencia y la economía del sistema.

En la situación de que se hubiesen de comparar las cuatro alternativas : los dos equipos que están en operación y los dos equipos calculados anteriormente, deberán tomarse en cuenta:

Factores de diseño mecánico, como la velocidad crítica del impulsor, que escapan al objeto de este estudio.

Factores económicos tales como el costo fijo (motor y reductor) y el costo variable (energía) y los referentes a la adquisición. En cuanto a los primeros, un sistema de reducción de velocidades es más caro a medida que la velocidad de salida es menor, mientras que a medida que la unidad motriz es mayor su costo también es mayor. Como la potencia se incrementa con la velocidad a torque constante, debe considerarse un balance económico y un análisis del resultado del proceso para seleccionar la velocidad de salida idónea.

En lo que respecta al resultado del proceso, debe considerarse que mientras más se aproxime el equipo elegido al calculado el resultado será más reproducible. En esta situación la experiencia del fabricante en la evaluación de los diferentes parámetros - geométricos, potencia, velocidad nominal, capacidad de bomba, etc - es insustituible.

Conclusiones :

La homogeneización de líquidos puede ser una de las más sencillas operaciones, o una de las más difíciles dependiendo de la escala de uniformidad o de la aproximación al resultado deseado; así por ejemplo el tiempo de mezclado calculado y/o estimado en el problema (véase la tabla 7-3) debe ser mayor, si el rango de variación de la propiedad de referencia es menor.

Otro aspecto notable es la barrera a la uniformización de la propiedad de referencia en todos los puntos del volumen, que representa la diferencia de densidad y/o de viscosidad de los líquidos que se van a mezclar. La tabla 7-3 lo ilustra claramente -

para un mismo tipo de agitador , el tiempo de mezclado para lograr un resultado constante disminuye de un 30 a un 40 % , en tanto que la potencia calculada (corregida) se incrementa en un 50 % .

Tabla 7-3.- Alternativas de las condiciones de operación para un resultado del proceso semejante.

SIMBOLO	UNIDAD	INSTALACION		DISEÑO	
		# 1	# 2	# 1	# 2
P_c	Hp	3.41	2.20	2.47	3.77
P_d	Hp	5	3	3	5
N	RPM	84	68	84	100
f_m	seg	83.5	103	96	72

Dada la brevedad del tiempo de mezclado , es posible considerar para todos los casos un tiempo de operación constante , y los parámetros serían finalmente potencia nominal y velocidad de salida nominal. Este es un caso sencillo , no siempre el tiempo de operación es insignificante , y en ocasiones llega a ser el parámetro determinante (costo del consumo de energía).

Para evaluar el efecto de la potencia y la velocidad , consideremos el equipo instalado :

La relación de torque del equipo uno al equipo dos , puede revelar la posibilidad de usar el equipo en operaciones donde la resistencia al mezclado de otros fluidos es mayor . Así :

$$(Hp)(550)/N(60) = 5(550)/84(60) = 0.54 = \text{Torque en el equipo uno.}$$

$$= 3(550)/68(60) = 0.40 = \text{Torque en el equipo dos.}$$

$$\text{Torque}_1/\text{Torque}_2 = 0.54/0.40 = 1.35$$

Por otro lado, para velocidades de salida nominales de 56 , - 68 , 84 , y 100 RPM el costo de la unidad motriz difiere por su potencia , e incluye al mecanismo de transmisión , flecha , sellos de los estoperos e impulsores. Así el costo de una unidad de :

5 Hp : U.S.\$ 4,000.

3 Hp : U.S.\$ 3,500.

DIFERENCIA = U.S.\$ 500

El paso siguiente es consecuentemente comparar con el diseño.

Los datos del diseño propuesto son :

Torque en el equipo uno = $3(550)/84(60) = 0.33 \text{ lb}_f \text{ -ft}$

Torque en el equipo dos = $5(550)/100(60) = 0.46 \text{ lb}_f \text{ - ft}$

Esto significa sencillamente que existe la posibilidad de ---
emplear el dispositivo de mayor potencia en un medio fluido que -
opone mayor resistencia al mezclado.

El costo estimativo de estos impulsores sería de :

3 Hp : U.S.\$ 3,600

5 Hp : U.S.\$ 4,200

DIFERENCIA = U.S.\$ 600

La selección final resalta de la tabla 7-4

Tabla 7-4 .- Alternativas de las condiciones de operación
y de economía para un resultado de proceso semejante .

CONCEPTO	INSTALACION		DISEÑO	
	# 1	# 2	# 1	# 2
TORQUE $\text{lb}_f\text{-ft}$	0.54	0.40	0.33	0.46
COSTO U.S. \$	4,000	3,500	3,600	4,200

La turbina de 4 hojas con arreglo (inclinadas 45°) es la
mejor alternativa pues ofrece las siguientes ventajas :

Torque relativamente alto

Sus características de flujo permite que homogenice a los
componentes estratificados en todo el volumen

Costo relativo menor

La forma como el fabricante contesta al probable usuario se
en el cuadro 7-2.

Cuadro 7-2.- Respuesta preliminar
del fabricante de Impulsores.

DATOS DEL CLIENTE

INFORMACION DEL AGITADOR

Clase "AGMA" : X

Velocidad de entrada al reductor
= 1750 R.P.M.

Velocidad de salida del reductor
= 68 R.P.M.

Otras : ...

INFORMACION DEL MOTOR

Marca : X

Potencia = 3 Hp

Velocidad sincrónica = 1800 RPM

Fases 3 Ciclos 60 Voltaje 220

Otras : ...

NOTAS ESPECIALES

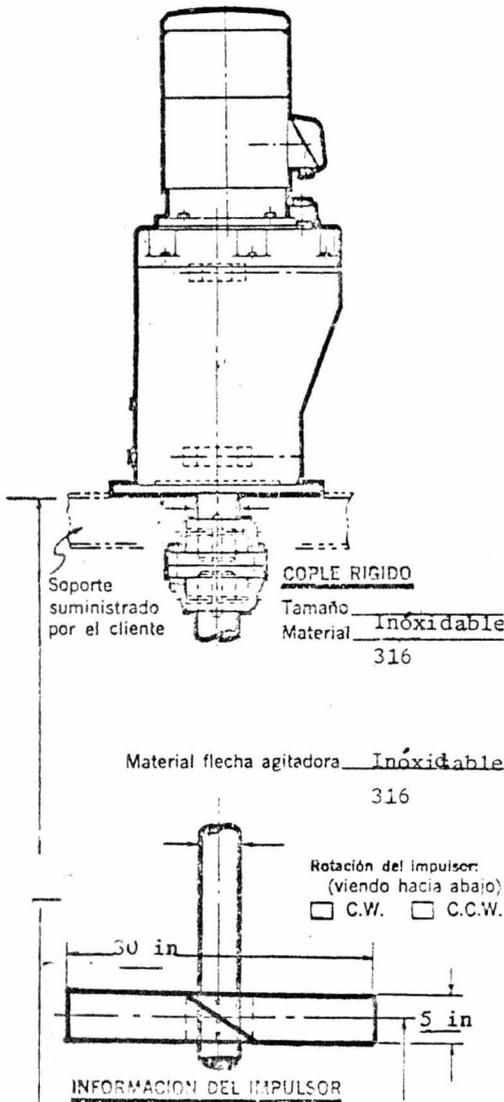
Precio neto : X

Alternativas : Potencia o Mate-
rial de los componentes

Los precios se entienden netos
en M.N. , L.A.B. en el domicilio
del distribuidor y estan sujetos
a cambio

El tiempo de entrega es variable
y depende de si hay existencia -
en el país o es necesario impor-
tarlo

Se agregan gastos por comisión -
permisos de importación e impues-
tos fletes y manejo aduanal



Tipo : De 4 hojas planas a
45° de inclinación.

D = 30 in W = 5 in

Arreglo :

H = T = 7.5 ft C = 2.5 ft

SIMBOLOS Y UNIDADES

- a = Parámetro para calcular el exponente del número de Froude , adimensional.
- a = Exponente del número de Reynolds en la ecuación del tiempo de mezclado , adimensional.
- A = Area de aplicación de una fuerza = ft^2 .
- b = Parámetro para calcular el exponente del número de Froude , adimensional.
- b = Exponente del número de Froude en la ecuación del tiempo de mezclado , adimensional.
- B = Número de hojas del agitador.
- c = Exponente del coeficiente de descarga en la ecuación del tiempo de mezclado , adimensional.
- c_i = Equivale al valor numérico del producto del tiempo de mezclado por la capacidad de bomba , adimensional.
- C = Altura del agitador desde el fondo del tanque = ft.
- D = Diámetro del agitador = ft.
- e = Exponente del cociente de densidad/diferencia de densidad en la ecuación del tiempo de mezclado, adimen.
- F = Fuerza aplicada (en un punto o en un área) = lb_f .
- Fr = Número de Froude , adimensional.
- Fr_m = Número de Froude modificado , adimensional.
- g = Aceleración debida a la gravedad = $32.17 ft/seg^2$.
- g_c = Factor de conversión = $32.17 lb_m ft/lb_f seg^2$.
- H = Altura del fluido desde el fondo del tanque = ft.
- H = Cabeza hidrodinámica total = $ft^2 seg^2$. Ec 7-10 p.99.
- I = # de evoluciones de la mezcla en su propio volumen - por unidad de tiempo.
- J = Ancho del deflector = ft.
- K = Coeficiente de la ecuación de potencia , adimensional
- L = Dimensión fundamental.

- L = Longitud de un contorno o de una trayectoria = ft.
- m = Exponente del número de Reynolds en la ecuación de potencia, adimensional.
- M = Dimensión fundamental.
- n = Exponente del número de Froude en la ecuación de potencia, adimensional.
- N = Velocidad rotacional.
- N_p = Número de potencia, adimensional.
- N_q = Coeficiente de descarga, adimensional.
- p = Punto en un cuerpo.
- p = Presión = lb_f/ft^2 .
- P = Potencia = $lb_f ft/seg.$
- P_c = Potencia calculada en diseño = $lb_f ft/seg.$
- P_d = Unidad motriz disponible = Hp,
- q = Capacidad de circulación = ft^3/min , G.P.M.
- Q = Capacidad de Bomba = ft^3/min , G.P.M.
- R = Número de deflectores.
- Re = Número de Reynolds, adimensional.
- R.P. = Resultado de un proceso.
- τ = Dimensión fundamental.
- t_c = Tiempo de circulación = seg.
- t_m = Tiempo de mezclado = seg, mín.
- T = Diámetro del tanque = ft.
- T.S. = Velocidad periférica del agitador = ft/min.
- u = Velocidad en un punto del flujo = ft/min.
- V = Volumen del líquido agitado = ft^3 , gal.
- W = Ancho de la hoja del impulsor = ft.
- x, y, z = Variables en el análisis dimensional.

LETRAS GRIEGAS

- ρ = Densidad = lb_m/ft^3 .
 $\Delta\rho$ = Diferencia de densidades = lb_m/ft^3 .
 μ = Viscosidad dinámica = $lb_m/ft\text{-seg}$, cp.
 ν = Viscosidad cinemática = ft^2/seg .
 Π = Algún número adimensional.
 τ = Torque = $lb_f\text{-ft}$.
 ϕ = Función potencia.

SUBINDICES.

- r = Factores de forma.
 s = Razones escalares.
 1,2 = Modelos, alternativas, etc.

BIBLIOGRAFIA

- 1.- A.I.Ch.E. "Impeller Type Mixing Equipment" United States, 1962.
- 2.- Bates, R. L.; Fondy, Ph. L.; Corpstein, R. R. "An Examination of some Geometric Parameters of Impeller Power" Industrial and Engineering Chemistry, Process Design and Development. United States, 2(4) 1963.
- 3.- Connolly, J. R. and Winter, R. L. "Approaches to Mixing Operation Scale-Up" Chemical Engineering Progress. United States 65(8) 1969
- 4.- Gretton, A. P. "A Critical Evaluation of Power Requirin in Agitated Systems" .Chemical Engineering. United States, January 20, 1964.
- 5.- Holland, F. A. and Chapman, F. S. "Scale-Up of Liquid Mixing Systems". Chemical Engineering. United States, September 17, 1962.
- 6.- Holland, F. A. and Chapman, F. S. "liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks". Reinhold Publishing Corporation. England, 1966.

- 7.- Lightnin de México , S. A. de C. V. Catálogo B-540 E ; Boletín B 551 ; Film "Fluid Mixing" ; Comunicación personal
- 8.- Moo - Young, M. ; Ticher, K. and Dullien, F. A. L. "The Blending Efficiencies of some Impellers in Batch Mixing" A. I. Ch. E. Journal United States 18 (1) 1972.
- 9.- Nettco de México, S. A. Boletín M - 73G1 ; Boletín T61/M Comunicación personal.
- 10.- Oldshue, J. Y. "Fluid Mixing" .Process Biochemistry. August 1969.
- 11.- Oldshue, J. Y. and Sprague, J. "Theory of Mixing" .Paint and Varnish Production. May 1974.
- 12.- Parker, N. H. "Modern Theory and Practice of the Universal Operation ...Mixing". Chemical Engineering .United States . June 8, 1964.
- 13.- Philadelphia Gear Mexicana .Agitadores Industriales. Información preliminar de diseño.
- 14.- Rushton, J. H. and Boutros, R. D. "Mixing and Blending" Kirk Othmer Encyclophedia Chemical Technology. Volume 13 Boutros Lafayette Indian (2nd Edition) United States . 1967.
- 15.- Sterbacek, Z. and Tausk, P. "Mixing in the Chemical Industry". Pergamon Press. (Reprinted from Czechoslovak) - England . 1965.
- 16.- Voncken, R. M. "Homogenization of Miscible Liquids"(Pt 1) British Chemical Engineering. England . 1965.
- 17.- Weber, A. P. "Selecting Turbine Agitators" Chemical Engineering. United States .December 7, 1964.
- 18.- Backhurst, J.R. and Harker, J. H. "Process Plant Design" Heinemann Educational Books 1973 London .
- 19.- Hicks, R. H.; Morton, J. R. ; Fenic, J.G. "How to Design Agitators for Desired Process Responce" .Chemical Engineering .United States. April 26, 1976. Meyer, W. S. "Cost Stimulation for Turbine Agitators".Chemical Engineering. - United States. September 27, 1976.

CONCLUSIONES.

Ha sido nuestro propósito en el presente trabajo, proponer-- una metodología para la resolución de problemas relativos a la operación de agitación y mezclado de líquidos. Esta metodología - está enfocada básicamente al diseño y selección de impulsores que lleguen a consumir la potencia suministrada más eficientemente, - para posteriormente hacer una evaluación comparativa de los impulsos propuestos ya desde un punto de vista económico.

Esta metodología ha sido el resultado de los esfuerzos de los autores en un intento para sistematizar y presentar en forma-- accesible los trabajos de varios autores en relación al fenómeno-- de la agitación.

Dentro de el número de contribuciones importantes a la tecnología básica, los autores han estructurado el trabajo basándose-- en la correlación No.de Re vs No.de potencia, que ha sido general-- mente aceptada como una herramienta en la solución de problemas-- de mezclado (que aunque no es por ningún motivo un concepto universal) cubre muchas situaciones de interés práctico. Esta acción se justifica por el hecho de ser una teoría fundamentada en el análisis dimensional que es el punto de partida en métodos --- bien establecidos de análisis y correlación de factores implicados en dinámica de fluidos, y soportada además por una gran cantidad de evidencia experimental.

Los modelos matemáticos derivados del análisis dimensional-- de similitud pueden ser usados para escalar plantas piloto, u otras operaciones. Dentro de estos modelos, hemos adoptado el --- principio de semejanza hidráulica que nos permita reproducir en - un equipo de proceso los resultados logrados en modelos experimentales en los cuales debe considerarse el criterio que hace factible la reproducción de un prototipo a partir de un modelo, que para el caso particular de homogenización es el de "velocidades iguales en puntos correspondientes" y este mismo criterio nos permite a la vez determinar la capacidad de bombeo, que está relacionada directamente a el tiempo de mezclado requerido para llevar a cabo la operación.

En base a las consideraciones anteriores estamos por tanto - en la posibilidad de determinar la economía de proceso considerando básicamente la relación entre tiempo de mezclado y consumo de potencia, y es ésta relación la que nos permite finalmente lograr

nuestro objetivo.

Confiamos que la metodología propuesta una vez confrontada - con la práctica sea válida y útil, de no ser así, esperamos que-- los conceptos teóricos expuestos aunados con las referencias bi-- bliográficas recopiladas , sean material de ayuda a todas aque -- llas personas relacionadas con el fenómeno de agitación.

APENDICE A

DIMENSIONES DE CANTIDADES FISICAS Y QUIMICAS MAS IMPORTANTES

Sim-		Dimensiones			
bolo	Constante ó Variable	F	M	L	t
A	Area	-	-	2	-
a	Aceleración	-	-	1	-2
B	Número de hojas	-	-	-	-
C	Altura del impulsor	-	-	1	-
C _D	Coefficiente de Drag	-	-	-	-
D	Diámetro del Impul--sor	-	-	1	-
E	Energía por masa un <u>i</u> taria	1	1	1	-
F	Fuerza	1	-	-	-
G	Masa velocidad	-	1	-2	-1
g	Aceleración de la --gravedad	-	-	1	-2
g _c	Factor de conversión	-1	1	1	-2
H	Altura del líquido--en el tanque	-	-	1	-
	Carga Hidrodinámica	-	-	1	-
h	Pérdida por fricción	1	-1	1	-
J	Ancho del deflector	-	-	1	-
K	Constante en la ec.-5-13	-	-	-	-
L	Longitud	-	-	1	-
	Longitud de las ho--jas del impulsor	-	-	1	-
m	Masa	-	1	-	-
	Exponente en la ec.-5-13	-	-	-	-
ṁ	Velocidad de flujo--en masa	-	-	1	-1
N	Velocidad rotacional	-	-	-	-1
n	Exponente en la ec.-5-13	-	-	-	-
P	Potencia	1	-	1	-1
p	Presión	1	-	-2	-
Q	Capacidad de bombeo	-	-	3	-1
q	Capacidad de circula <u>a</u> ción	-	-	3	-1

Símbolo	Constante ó Variable	Dimensiones			
		F	M	L	t
	Calor por masa unitaria	1	-1	1	-
R	Número de defletores	-	-	-	-
S	Area de sección transversal	-	-	2	-
	Arreglo del impulsor	-	-	-	-
T	Diámetro del tanque	-	-	1	-
t	Tiempo	-	-	-	1
U	Energía interna por masa unitaria	1	-1	1	-
u	Velocidad	-	-	1	-1
V	Volúmen de fluido	-	-	3	-
	Velocidad de la corriente	-	-	1	-1
v,w	Componentes de velocidad	-	-	1	-1
W	Trabajo	1	-	1	-
	Ancho de la hoja del impulsor	-	-	1	-
Z	Altura con relación a un plano	-	-	1	-
α	Factor de corrección de energía cinética	-	-	-	-
	Angulo	-	-	-	-
β	Factor de corrección para momentum	-	-	-	-
γ	Peso específico	1	-	-3	-
μ	Viscosidad absoluta	-	1	-1	-1
ρ	Densidad	-	1	-3	-
ν	Viscosidad cinemática	-	-	2	-1
η	Eficiencia	-	-	-	-
τ	Esfuerzo cortante	1	-	-2	-
	Torque	1	-	1	-
ϕ	Función Potencia	-	-	-	-

GRUPOS ADIMENSIONALES

Sim- bolo	Nombre	Definición
C_D	Coefficiente de resistencia al avance	$2F_D g_c / A \rho u^2$
N_{Re}	Número de Reynolds	$\rho u L / \mu = u L / \nu = N D^2 \rho / \mu$
N_{Fr}	Número de Froude	$u^2 / g L = N^2 D / g$
N_p	Número de Potencia	$P g_c / N^3 D^5 \rho$
ϕ	Función Potencia	$N_p / (N_{Fr})^n$
N_q	Número de bomba	$Q / N D^3$
N_{Frm}	Número de Froude modificado	$D^2 N^2 \rho / g \Delta p H$

APENDICE B.- FACTORES DE CONVERSION

EQUIVALENTES DE MASA

avoir oz	pounds	grains	grams
1	6.25×10^{-2}	4.375×10^2	28.35
16	1	7×10^3	4.536×10^2
2.286×10^{-3}	1.429×10^{-4}	1	6.48×10^{-2}
3.527×10^{-2}	2.20×10^{-3}	15.43	1

EQUIVALENTES DE MEDIDAS LINEALES

meter	inch	foot	mile
1	39.37	3.2808	6.214×10^{-4}
2.54×10^{-2}	1	8.333×10^{-2}	1.58×10^{-5}
0.3048	12	1	1.8939×10^{-4}
1.61×10^3	6.336×10^4	5280	1

EQUIVALENTES DE VOLUMEN

in. ³	ft ³	U.S. gal	liters	m ³
1	5.787×10^{-4}	4.329×10^{-3}	1.639×10^{-2}	1.639×10^{-5}
1.728×10^3	1	7.481	28.32	2.832×10^{-2}
2.31×10^2	0.1337	1	3.785	3.785×10^{-3}
61.03	3.531×10^{-2}	0.2642	1	1.000×10^{-3}
6.102×10^4	35.31	264.2	1000	1

EQUIVALENTES DE PRESION

mm Hg	in. Hg	bar	atm	N/m ²
1	3.937×10^{-2}	1.333×10^{-3}	1.316×10^{-3}	1.333×10^2
25.40	1	3.387×10^1	3.342×10^{-2}	3.387×10^3
750.06	29.53	1	0.9869	1.000×10^5
760.0	29.92	1.013	1	1.013×10^5
7.502×10^{-2}	2.954×10^{-4}	1.000×10^{-5}	9.872×10^{-6}	1

EQUIVALENTES DE POTENCIA

hp	kw	ft-lb/sec	Btu/sec	J/sec
1	0.7457	550	0.7068	7.457×10^2
1.341	1	737.56	0.9478	1.000×10^3
1.818×10^{-3}	1.356×10^{-3}	1	1.285×10^{-3}	1.356
1.415	1.055	778.16	1	1.055×10^3
1.341×10^{-3}	1.000×10^{-3}	0.7376	9.478×10^{-4}	1

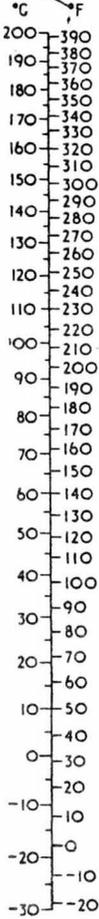
EQUIVALENTES DE CALOR, ENERGIA, Ó TRABAJO

ft-lb	kw-hr	hp-hr	Btu	calorie ^a	Joule
0.7376	2.773×10^{-7}	3.725×10^{-7}	9.478×10^{-4}	0.2390	1
7.233	2.724×10^{-6}	3.653×10^{-6}	9.296×10^{-3}	2.3438	9.80665
1	3.766×10^{-7}	5.0505×10^{-7}	1.285×10^{-3}	0.3241	1.356
2.655×10^4	1	1.341	3.4128×10^3	8.6057×10^5	3.6×10^6
1.98×10^6	0.7455	1	2.545×10^3	6.4162×10^5	2.6845×10^6
74.73	2.815×10^{-5}	3.774×10^{-5}	9.604×10^{-3}	24.218	1.0133×10^4
3.086×10^3	1.162×10^{-3}	1.558×10^{-3}	3.9657	1×10^4	4.184×10^3
7.7816×10^2	2.930×10^{-4}	3.930×10^{-4}	1	2.52×10^3	1.055×10^3
3.086	1.162×10^{-6}	1.558×10^{-6}	3.97×10^{-3}	1	4.184

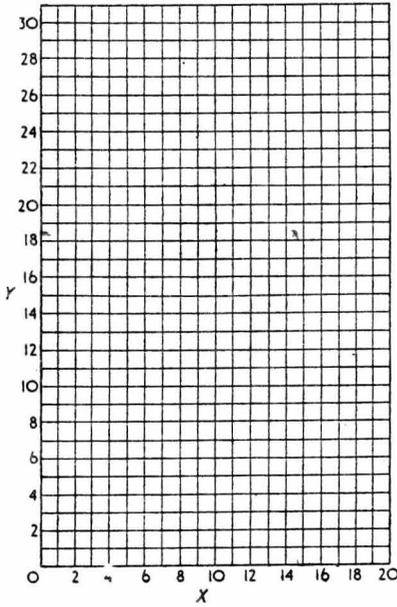
APENDICE C

VISCOSIDADES DE LIQUIDOS

TEMPERATURA



VISCOSIDAD



APENDICE C
 TABLA DE COORDENADAS PARA LA GRAFICA DE LA PAGINA 136 RELATIVA A VISCOSIDADES DE LOS LIQUIDOS EN ESTA SE ENCUENTRAN TAMBIEN SUS DENSIDADES EN g/ml a 20°C.

LIQUIDO	X	Y	DENSIDAD	LIQUIDO	X	Y	DENSIDAD	
Acetaldehído	15.2	4.8	0.783	Acetico ácido 100%	12.1	14.2	1.049	
Acetico ácido 70%	9.5	17.0	1.069	Acetico anhidrido	12.7	12.8	1.083	
Acetona 100%	14.5	7.2	0.792	Acetona 35%	7.9	15.0	0.948	
Alilo alcohol	10.2	14.3	0.854	Amoniaco 1005	12.6	2.0	-	
Agua	10.2	13.0	0.932	Aguarrás	11.5	14.9	0.861	
Amil acetato	11.8	12.5	0.879	Amil alcohol	7.5	18.4	0.817	
Anilina	8.1	18.7	1.022	Anisol	12.3	13.5	0.990	
Arsenioso tricloruro	13.9	14.5	2.163	Benceno	12.5	10.9	0.879	
Bromo	14.2	13.2	3.119	Bromotolueno	20.0	15.9	1.41	
Butil acetato	12.3	11.0	0.882	Butil alcohol	8.6	17.2	0.810	
Butirico ácido	12.1	15.3	0.964	Carbono dióxido	11.6	0.3	-	
Carbono disulfuro	16.1	7.5	1.263	Carbono tetracloruro	12.7	13.1	1.595	
Clorobenceno	12.3	12.4	1.107	Cloroformo	14.4	10.2	1.489	
Clorosulfonico ác.	11.2	18.1	1.787	Clorotolueno -o	13.0	13.3	1.082	
Clorotolueno -m	13.3	12.5	1.072	Clorotolueno -p	2.5	20.8	1.070	
Cresol -m	2.5	20.8	1.034	Ciclohexanol	2.9	24.3	0.962	
Dibromoetano	12.7	15.8	2.495	Dicloroetano	13.7	12.2	1.256	
Diclorometano	14.6	8.9	1.336	Dietyl oxalato	11.0	16.4	1.079	
Dimetil oxalato	12.3	15.8	-	Difenil	12.0	18.3	-	
Dipropil oxalato	10.3	17.7	-	Etil acetato	13.7	9.1	0.901	
Etil alcohol 100%	10.5	13.8	0.879	Etil alcohol 95%	9.8	14.3	0.804	
Etil alcohol 40%	6.5	16.6	0.935	Etil benzeno	13.2	11.5	0.867	
Etil bromuro	14.5	8.1	1.431	Etil cloruro	14.8	6.0	-	
Etil eter	14.5	5.3	0.708	Etil formato	14.2	8.4	0.923	
Etil ioduro	14.7	10.6	1.933	Etilen glicol	6.0	23.6	1.113	
Formico ácido	10.7	15.8	1.220	Freon 11 (CCl ₂ F)	14.4	9.0	1.494	
Freon 12 (CCl ₂ F ₂)	16.8	5.6	-	Freon 21 (CHCl ₂ F)	15.7	7.5	-	
Freon 22 (CHClF ₂)	17.2	4.7	-	Freon 113	12.5	11.4	1.576	
Glicerol 100%	2.0	30.0	1.265	Glicerol 50%	6.9	19.6	1.126	
Heptano	14.1	8.4	0.684	Hexano	14.7	7.0	0.659	
Hidroclorehidrico ác	31.5%	13.0	16.6	1.157	Isobutil alcohol	7.1	18.0	0.779
Isobutirico ácido	12.2	14.4	0.949	Isopropil alcohol	8.2	16.0	0.789	
Keroseno	10.2	16.9	0.80	Linasa aceite crudo	7.5	27.2	0.934	
Mercurio	18.4	16.4	13.546	Metanol 100%	12.4	10.5	0.792	
Metanol 90%	12.3	11.8	0.820	Metanol 40%	7.8	15.5	0.935	
Metil acetato	14.2	8.2	0.924	Metil cloruro	15.0	3.8	-	

APENDICE C Continuación.

LIQUIDO	X	Y	DENSIDAD	LIQUIDO	X	Y	DENSIDAD
Metil etil cetona	13.9	8.6	0.805	Naftaleno	7.9	18.1	1.145
Nitrico ácido 95%	12.8	13.8	1.493	Nitrobenzeno	10.6	16.2	1.205
Nitrotolueno	11.0	17.0	1.16	Octano	13.7	10.0	0.703
Octil alcohol	6.6	21.1	0.827	Pentacloroetano	10.9	17.3	1.621
Pentano	14.9	5.2	0.63(18°)	Propionico ácido	12.8	13.8	0.992
Propil alcohol	9.1	16.5	0.804	Propil bromuro	14.5	9.6	1.353
Propil cloruro	14.4	7.5	0.890	Propil ioduro	14.1	11.6	1.747
Salmuera CaCl ₂ 25%	6.6	15.9	1.228	Salmuera NaCl 25%	10.2	16.6	1.186
Sodio	16.4	13.9	0.970	Sodio hidroxido 50%	3.2	25.8	1.525
Sulfuro dióxido	15.2	7.1	-	Sulfúrico ácido 110%	7.2	27.4	1.98
Sulfúrico ácido 98%	7.0	24.8	1.836	Sulfúrico ácido 60%	10.2	21.3	1.498
Tetracloroetano	11.9	15.7	1.600	Tetracloroetileno	14.2	12.7	-
Titanio tetracloruro	14.4	12.3	1.726	Tolueno	13.7	10.4	0.866
Tricloroetileno	14.8	10.5	1.466	Vinil acetato	14.0	8.8	0.932
Xileno -o	13.5	12.1	0.881	Xileno -m	13.9	10.6	0.867
Xileno -p	13.9	10.9	0.861				

Cálculo de la densidad y viscosidad de una mezcla de uso en una curva de potencia

La densidad promedio de una mezcla es : $\rho_{\text{prom}} = X\rho_x + Y\rho_y$

La viscosidad promedio de una mezcla es: $\mu_{\text{prom}} = (\mu_x)^X(\mu_y)^Y$

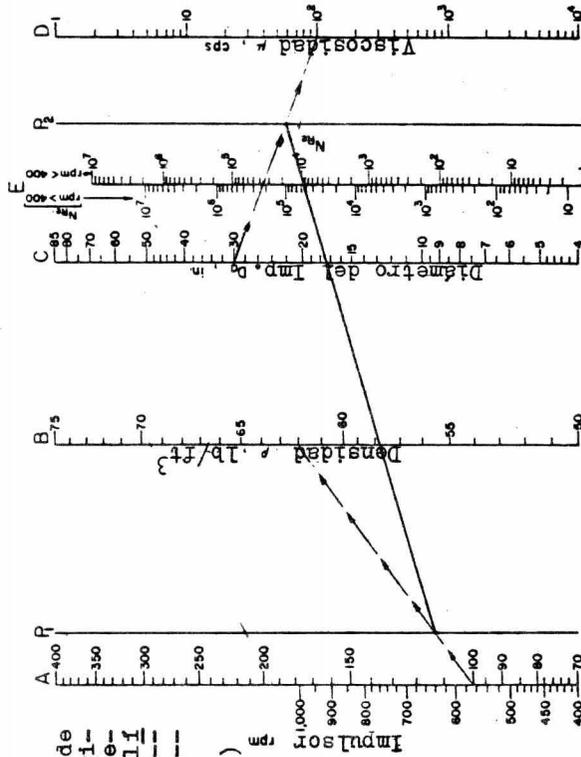
donde : Los coeficientes y exponentes X y Y representan fracción en volumen

Los subíndices x y y representan a los componentes de la mezcla

ρ = Densidad

μ = Viscosidad

NOMOGRAMA PARA EL CALCULO DEL NUMERO DE REYNOLDS

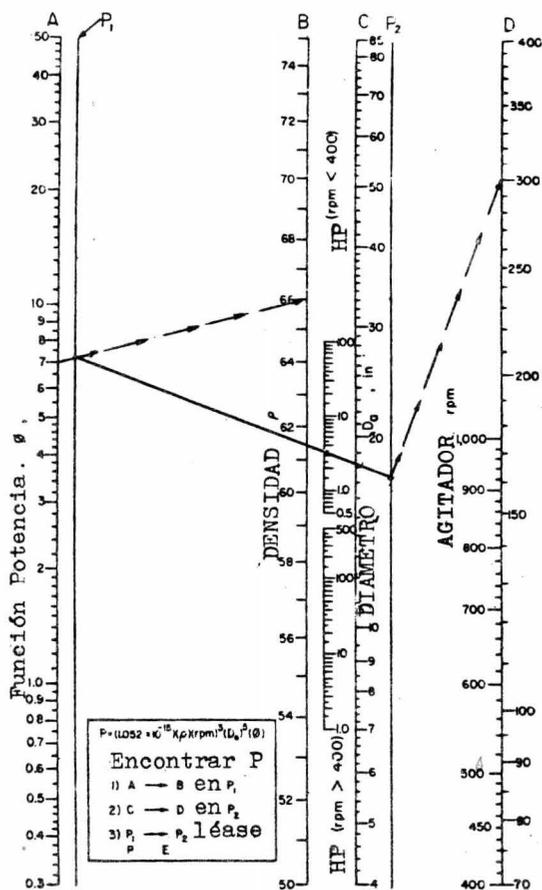


Ejemplo: El número de Reynolds para un agitador de 30" que opera a 100 rpm en un líquido de viscosidad = 100cps y densidad = 62 lb/cu ft es:

$$N_{Re} = (0.172)(100)(62)(30)^2 / (100) = 9,600$$

$N_{Re} = (0.172) \frac{(\rho K r^2 n)^2}{\mu}$	
10 A	→ en P ₁
20 C	→ en P ₂
30 E	→ P ₃ lee el N _{Re} en E

NOMOGRAMA PARA EL CALCULO DE POTENCIA



Ejemplo.

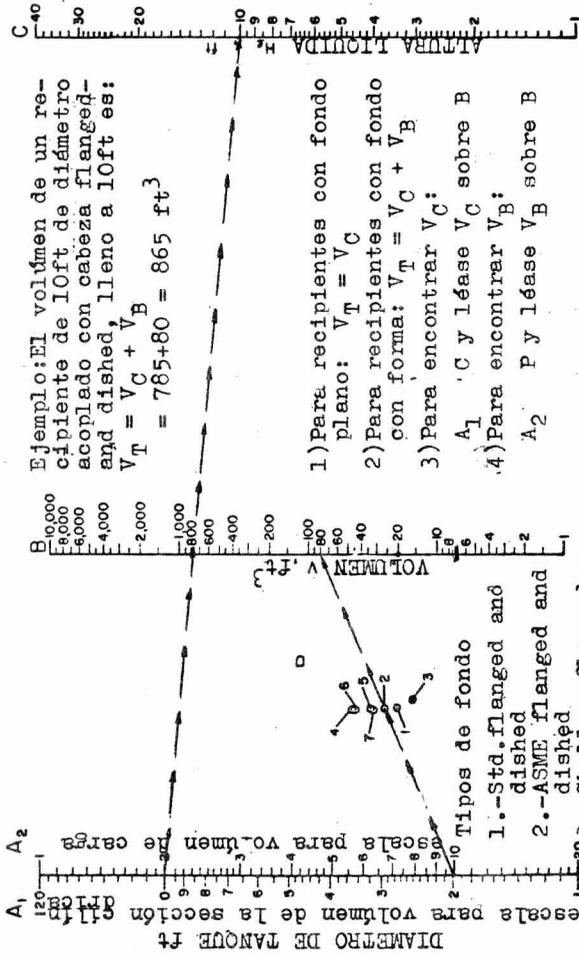
La potencia requerida por un impulsor de-12" de diámetro, operando a 300rpm a un Número de potencia $\phi=7$ en un líquido de densidad $\rho=66 \text{ lb/ft}^3$ es:

$$P = (1.052 \times 10^{-15})(66)(300)^3(12)^5(7)$$

$$= 3.25 \text{ hp}$$

APENDICE F

NOMOGRAMA PARA EL CALCULO DE VOLUMEN DE TANQUES



APENDICE 65 - VALORES DE K PARA FLUJO

IMPULSOR	B	CARACTERISTICA	VISCOSO	TURBULENTO
Hélice	3	$S = D$	41.0	0.32
Hélice	3	$S = \frac{2}{3} D$	43.5	1.00
Turbina	4	Hoja Plana	70.00	4.50
Turbina	6	Hoja Plana	71.00	6.30
Turbina	8	Hoja Plana	72.00	7.80
Turbina	6	Hoja Inclclinada a 45°	70.00	1.65
Paleta	2	$D/W = 4$	43.00	2.25
Paleta	2	$D/W = 6$	36.50	1.60
Paleta	2	$D/W = 8$	33.00	1.15

VALORES DE ϕ .

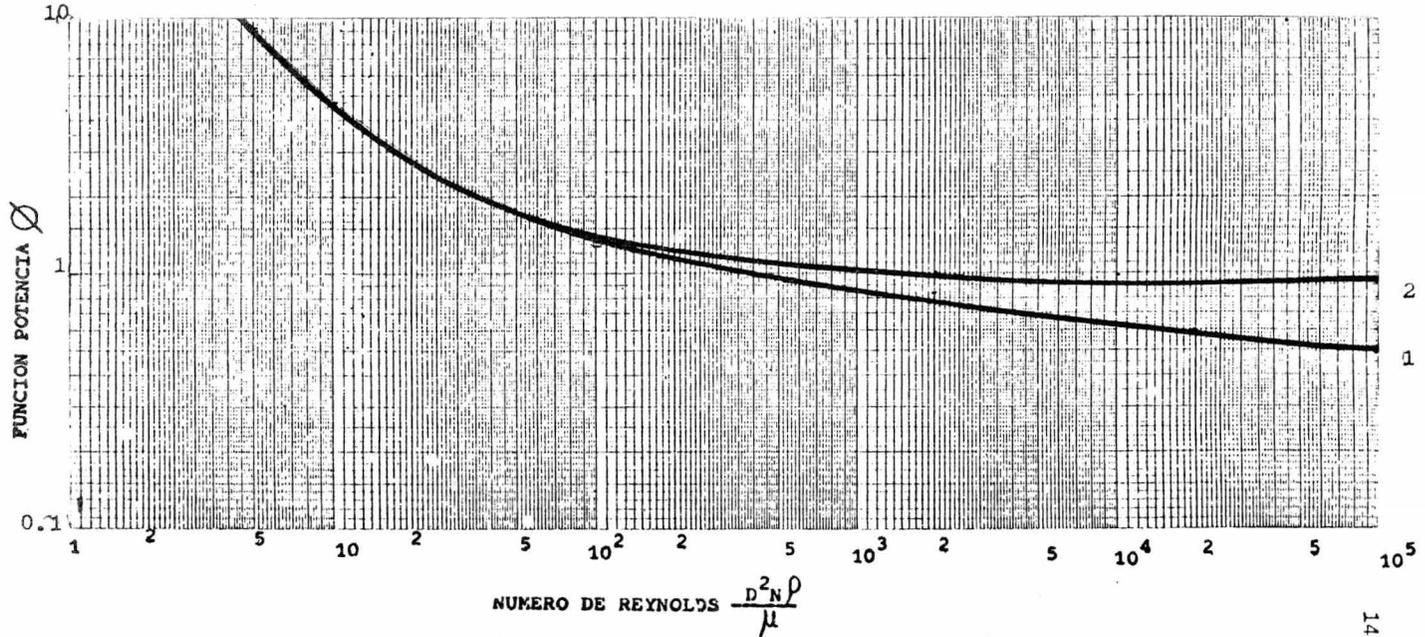
TANQUES CON DEFLECTORES: $\phi = N_p = \frac{P_g C}{\rho N^3 D^5}$, para cualquier valor de N_{Re}

TANQUES SIN DEFLECTORES: $\phi = N_p = \frac{P_g C}{\rho N^3 D^5}$, para $N_{Re} < 300$

APENDICE H-1
GRAFICA H-1.1

$$\phi = \frac{N_p}{(N_{Fr})^n}, \text{ para } N_{Re} \geq 300; n = \frac{a - \log N_{Re}}{b}$$

CURVAS DE POTENCIA DE HELICES.



VALORES DE ϕ .

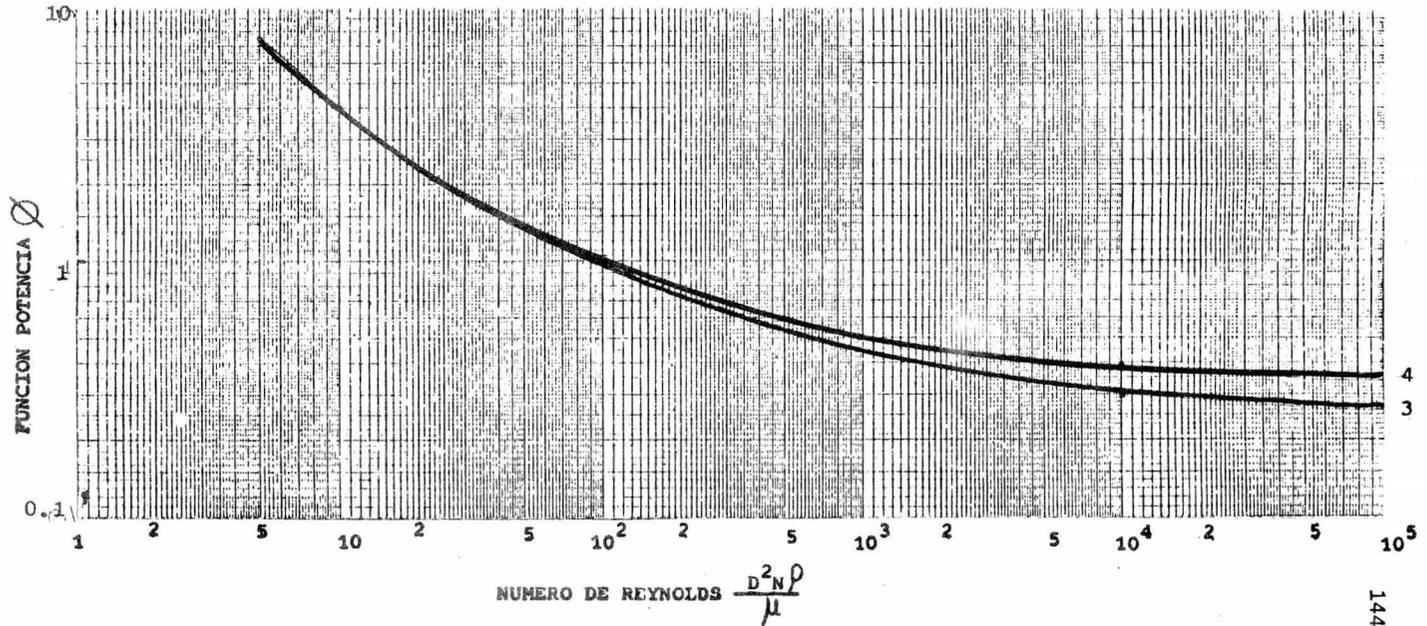
TANQUES CON DEFLECTORES: $\phi = N_p = \frac{P_g c}{\rho N^3 D^5}$, para cualquier valor de N_{Re}

TANQUES SIN DEFLECTORES: $\phi = N_p = \frac{P_g c}{\rho N^3 D^5}$, para $N_{Re} < 300$

APENDICE H-1
GRAFICA H-1.2

$$\phi = \left(\frac{N_p}{N_{Fr}} \right)^n, \text{ para } N_{Re} \geq 300; n = \frac{a - \log N_{Re}}{b}$$

CURVAS DE POTENCIA DE HELICES



APENDICE H-1 TABLA H-1 FACTORES DE FORMA GEOMETRICOS Y DINAMICOS DE HELICES

$\frac{T}{D}$	$\frac{H}{D}$	$\frac{C}{D}$	$\frac{H}{T}$	$\frac{S}{D}$	$\frac{J}{T}$ (%T)	Valores de ϕ a					Curva
						Re 5	Re 200	Re 1×10^5	a	b	
2.6	3.1	1	1.2	1	10	8.5	0.73	0.30	-	-	4
3.3	3.9	1	1.2	2	NO 10	8.7	1.24	0.52	-	-	1
						8.7	1.24	1.00			
3.6	3.0	1	1.0	1	NO 10	8.3	0.75	0.22	2.1	18	3
						8.3	0.75	0.32			
4.5	4.5	1	1.0	1	NO 10	8.3	0.75	0.29	0	18	3
						8.3	0.75				

Exponentes de los factores geometricos en flujo turbulento con deflectores

$\frac{S}{D}$	s	$\frac{T}{D}$	t	$\frac{H}{D}$	h
1-2.5	1.7	2.5-6	0	2.-4	0

VALORES DE ϕ .

TANQUES CON DEFLECTORES: $\phi = N_p = \frac{P g_c}{\rho N^3 D^5}$, para cualquier valor de N_{Re}

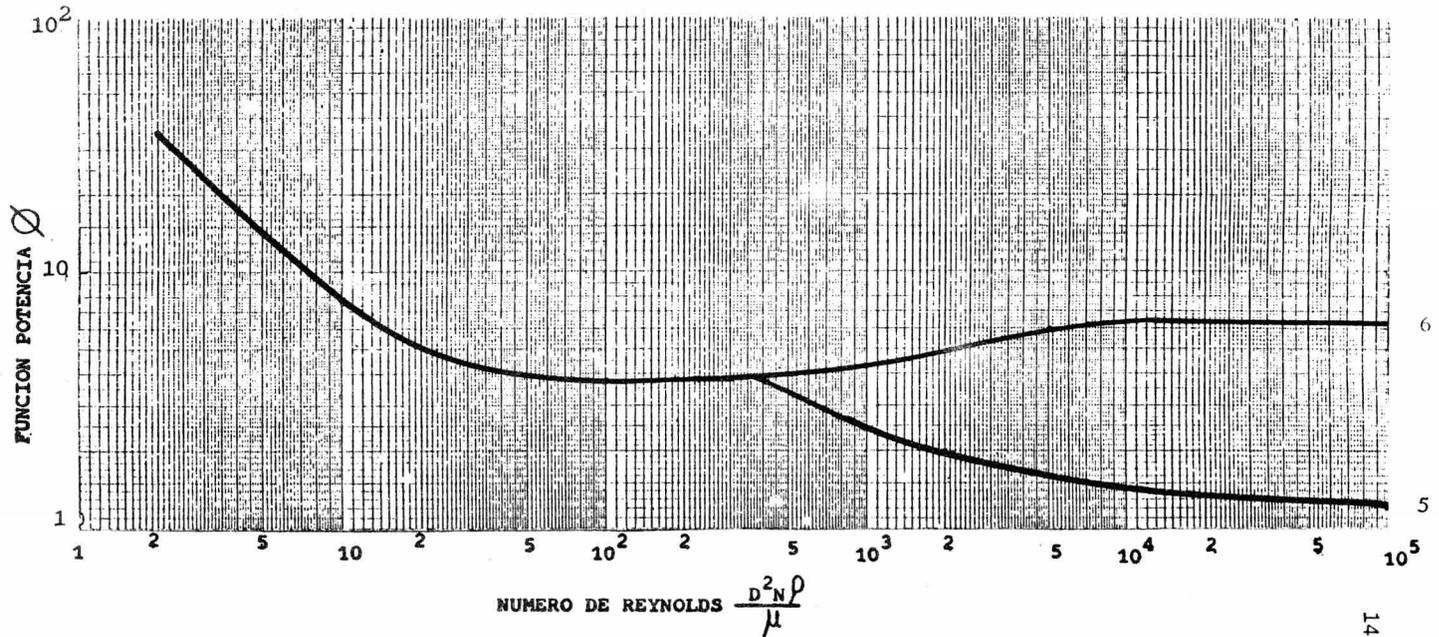
TANQUES SIN DEFLECTORES: $\phi = N_p = \frac{P g_c}{\rho N^3 D^5}$, para $N_{Re} < 300$

ANEXOS H-2

GRAFICA H-2.1

CURVAS DE POTENCIA DE TURBINAS (ESPECIFICACIONES PAGINA 147)

$$\phi = \frac{N_p}{N_{Fr}^n}, \text{ para } N_{Re} \geq 300; n = \frac{a - \log N_{Re}}{b}$$



APENDICE H-2 TABLA H-2 FACTORES GEOMETRICOS Y DINAMICOS PARA TURBINAS

$$B = 6 \quad D/L = 4 \quad R = 4$$

HOJA PLANA					Valores de ϕ a			Curva #	a	b
$\frac{T}{D}$	$\frac{H}{D}$	$\frac{C}{D}$	$\frac{H}{T}$	$\frac{J}{T}$	Re 5	Re 200	Re 1×10^5			
1.4	1.8	0.5	1.3	NO	15.1	3.7	0.75			
1.7	2.2	0.8	1.3	.10	13.3	3.2	6.40	6		
2.1	2.8	1	1.3	.10	13.3	3.7	6.20	6		
2.6	3.1	1	1.2	.10	13.9	3.5	6.40	6		
3.3	3.9	1.2	1.2	NO .10	14.2	3.7	1.33 6.00	6	1	40
4.3	5.2	1.7	1.2	NO .10	14.9	3.7	1.15 6.20	5 6		
3.0	3.0	1.0	1.0	NO .10	14.2	3.7	1.15 6.20	5 6	1	40
3.6	3.2	1.0	0.9	.10	14.2	3.5	6.40	6		
4.5	4.1	1.2	0.9	.10	14.2	3.5	6.20	6		

VALORES DE ϕ .

TANQUES CON DEFLECTORES: $\phi = N_p = \frac{P_g c}{\rho N^3 D^5}$, para cualquier valor de N_{Re}

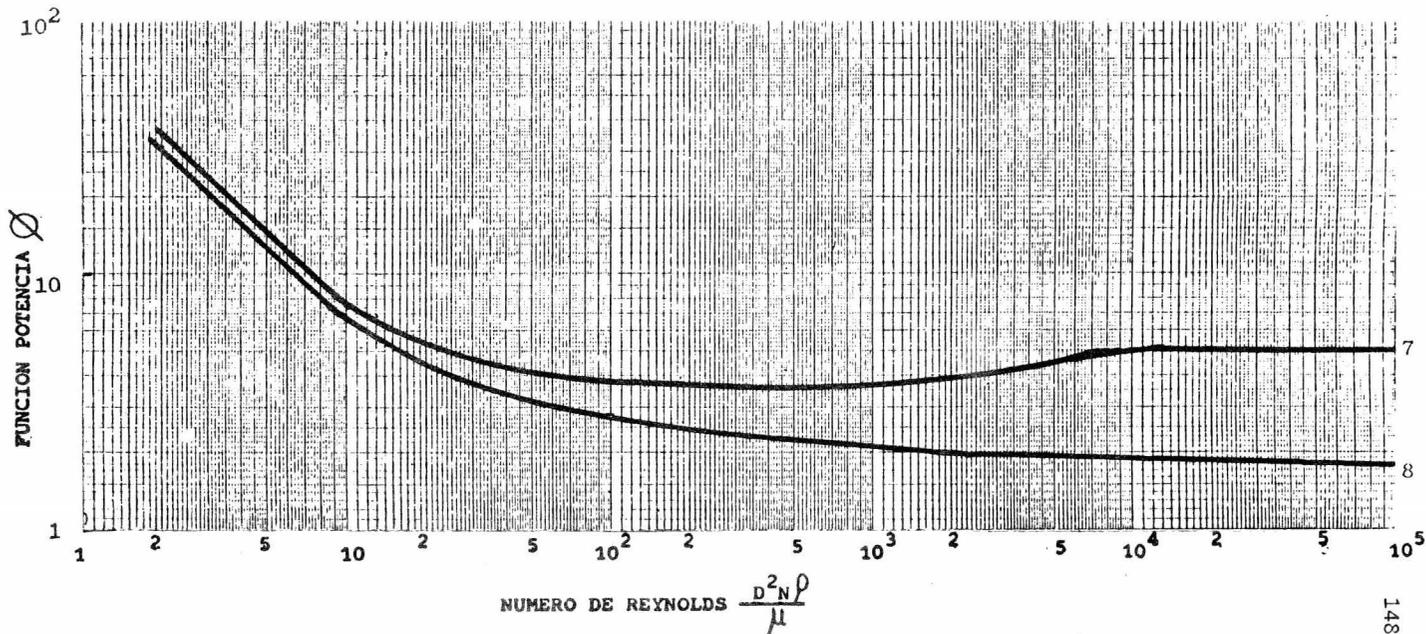
TANQUES SIN DEFLECTORES: $\phi = N_p = \frac{P_g c}{\rho N^3 D^5}$, para $N_{Re} < 300$

APENDICE H-3

GRAFICA H-3

CURVAS DE POTENCIA DE TURBINAS (ESPECIFICACIONES EN LA PAGINA 149)

$$\phi = \frac{N_p}{\left(\frac{N_{Pr}}{Pr}\right)^n}, \text{ para } N_{Re} \geq 300; n = \frac{a - \log N_{Re}}{b}$$



APENDICE H-3 TABLA H-3 FACTORES GEOMETRICOS Y DINAMICOS PARA TURBINAS

HOJA CURVA

VALORES DE ϕ a

$\frac{T}{D}$	$\frac{H}{D}$	$\frac{C}{D}$	$\frac{H}{T}$	$\frac{J}{T}$	Re 5	Re 200	Re 1×10^5	Curva #
2.1	2.8	1	1.3	.10	13.7	3.4	4.6	7
3.3	3.0	1	0.9	.10	13.9	3.4	4.8	7
4.5	4.0	1	0.9	.10	13.9	3.4	4.8	7

TURBINA DE HOJA PLANA INCLINADA A 45°

2.1	2.8	1	1.3	.10	12.8	2.3	1.6	8
3.3	3.0	1	0.9	.10	13.0	2.5	1.4	8
4.5	4.0	1.2	0.9	.10	12.8	2.3	1.6	8
3.0	3.0	1.0	1.0	NO	14.2	2.2	0.6	8
			1.0	.10	14.2	2.5	1.6	

VALORES DE ϕ .

TANQUES CON DEFLECTORES: $\phi = N_p = \frac{P_g C}{\rho N^3 D^5}$, para cualquier valor de N_{Re}

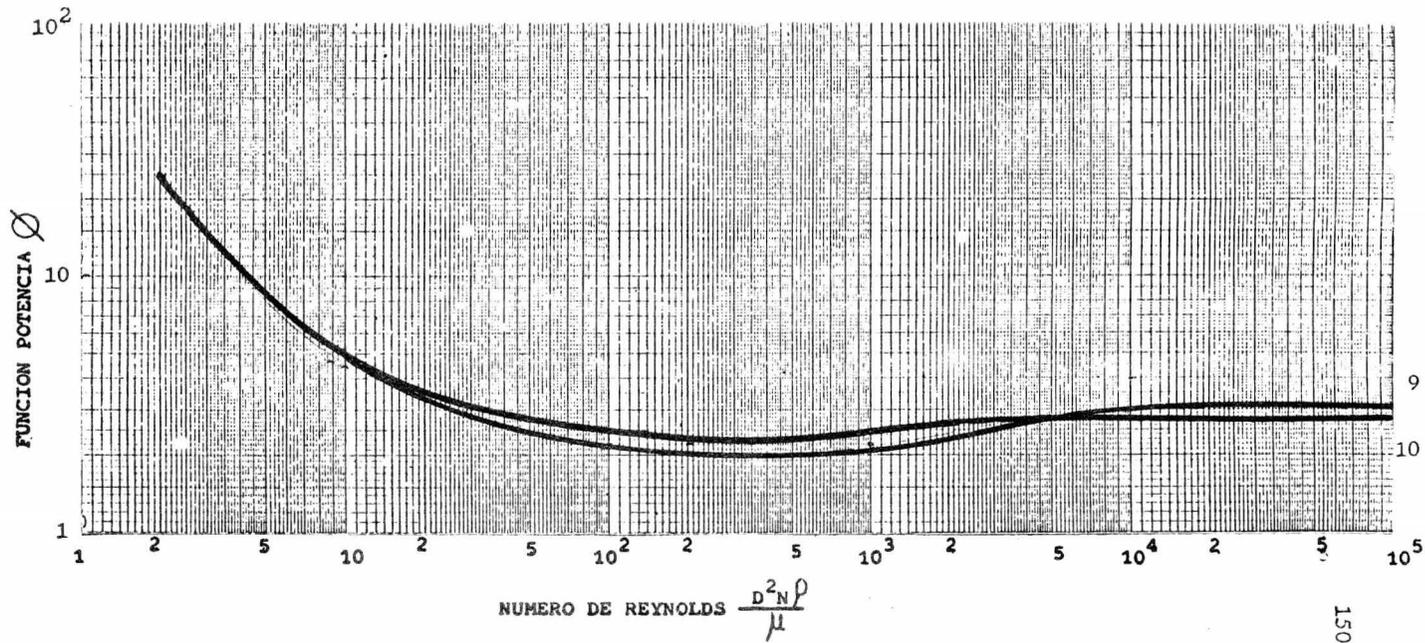
TANQUES SIN DEFLECTORES: $\phi = N_p = \frac{P_g C}{\rho N^3 D^5}$, para $N_{Re} < 300$

APENDICE H-4

GRAFICA H-4.1

$\phi = \left(\frac{N_p}{N_{Fr}} \right)^n$, para $N_{Re} \geq 300$; $n = \frac{a - \log N_{Re}}{b}$

CURVAS DE POTENCIA DE TURBINAS (ESPECIFICACIONES EN LA PAGINA 153)



VALORES DE ϕ .

TANQUES CON DEFLECTORES: $\phi = N_p = \frac{\rho g_c}{\rho N^3 D^5}$, para cualquier valor de N_{Re}

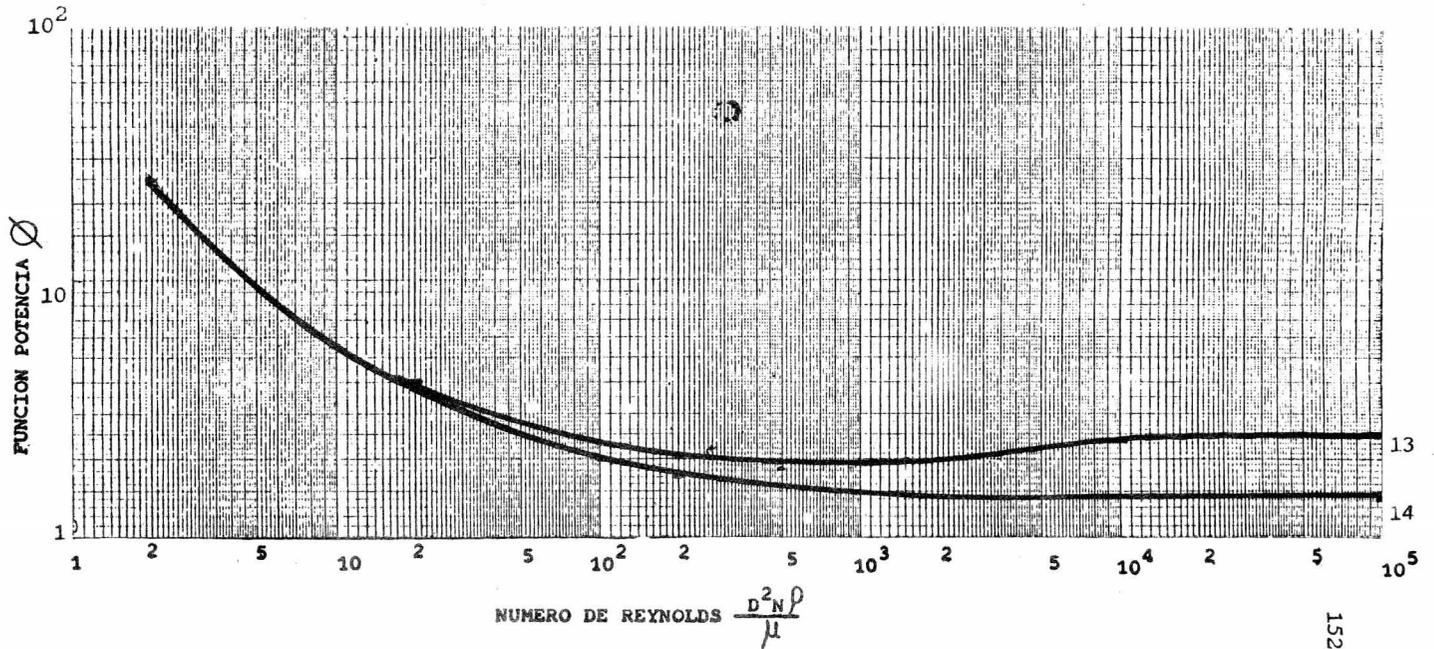
TANQUES SIN DEFLECTORES: $\phi = N_p = \frac{\rho g_c}{\rho N^3 D^5}$, para $N_{Re} < 300$

APENDICE H-4

GRAFICA H-4.3

$$\phi = \frac{N_p}{N_{Fr}^n}, \text{ para } N_{Re} \geq 300; n = \frac{a - \log N_{Re}}{b}$$

CURVAS DE POTENCIA DE TURBINAS (ESPECIFICACIONES EN LA PAGINA 153)



APENDICE H-4 TABLA H-4 FACTORES DE FORMA GEOMETRICOS
Y DINAMICOS DE TURBINAS DE SEIS HOJAS

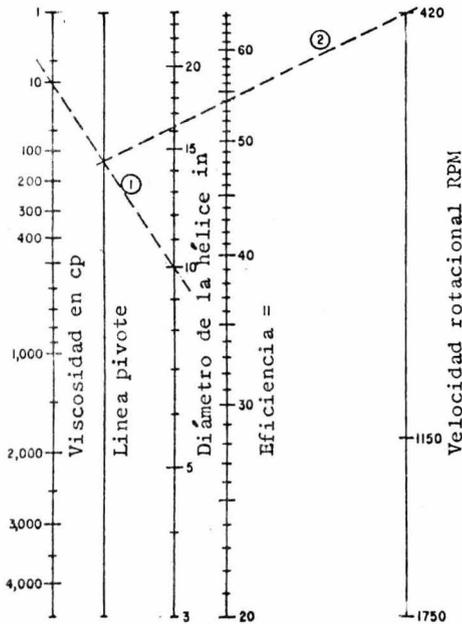
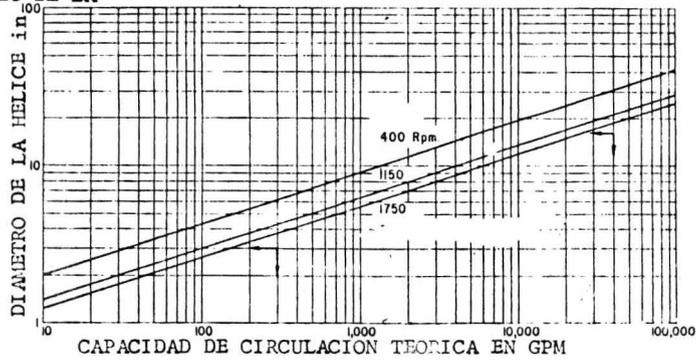
$\frac{T}{D}$	$\frac{H}{D}$	$\frac{C}{D}$	$\frac{H}{T}$	$\frac{J}{T}$ (%T)	$\frac{W}{D}$	TIPO DE IMPULSOR	Valores de ϕ a			Curva #
							Re 5	Re 200	Re 1×10^5	
3	3	1	1	8.3	1/5	HOJA PLANA CON DISCO	1.5	3.5	5.0	9
					1/5	HOJA PLANA SIN DISCO	1.5	3.5	4.0	10
					1/8	HOJA PLANA CON DISCO	1.0	2.0	3.0	11
					1/8	HOJA PLANA SIN DISCO	1.0	2.2	2.5	12
					1/8	HOJA CURVA SIN DISCO	1.0	2.0	2.5	13
					1/8	HOJA INCLINADA A 45° S/D	1.0	1.6	1.4	14

APENDICE I-1 TABLA I-1 COEFICIENTES DE DESCARGA

TIPO DE IMPULSOR	B	R	T/D	W/D	C/T	H/T	Re x 10 ⁻⁵	N _q
HELICE	3	3	1.7-5.0		0.4±0.8	0.7-1.1	0.4-2	0.61
TURBINA HOJA PLANA CON DISCO	4	4	6	0.20	0.45	1.33	1.0-1.7	0.59
D = C	4	4	2.9	0.20	0.35	1.04	0.17-0.34	0.47
D ≠ C	6	4	2.0	0.20	0.50	1.0	10	1.9
TURBINA SIN DISCO								
HOJA PLANA	8	NO 8	2 2	0.20 0.20			1.0 1.3	0.34 1.34
HOJA CURVA	8/60°	NO 8	2 2	0.20 0.20			1.0 1.3	0.43 1.20
HOJA INCLINADA	8/45°	NO 8	2 2	0.14 0.14			1.0 1.3	0.31 0.87

APENDICE I-2

CALCULO DE LA CAPACIDAD DE CIRCULACION REAL DE UNA HELICE.



EJEMPLO ILUSTRATIVO

Si :

$D = 10 \text{ in}$

$N = 420 \text{ RPM}$

De una lectura en la gráfica obtenemos :

$q_{\text{teórica}} = 1400 \text{ GPM}$

Ahora si :

$= 10 \text{ cp}$

y se trazan las líneas 1 y 2 se encuentra la eficiencia :

$= 54 \%$

Finalmente si se multiplica la eficiencia por la capacidad de circulación teórica obtenemos la capacidad de circulación real

$q_{\text{real}} = (0.54)(1400) \text{ GPM}$
 $= 760 \text{ GPM}$

APENDICE J-1 TABLA J-1 CORRELACIONES DE TIEMPO DE MEZCLADO

TIPO DE IMPULSOR	B	R	D cm	T/D	W/D	C/T	H/T	J/T	s/D
HELICES	3	4	25	3.2			1	0.11	1
	3	4	32-64	4.0		0.25	1	.10	1
TURBINAS DE HOJA PLANA SIN DISCO.	2	4		4			1	0.08	
	6	4	25	2.2	0.125		1	0.11	
TURBINA HOJA INCLINADA	4	4	33	4.8	0.25	0.5	1	0.08	45°
	6	4	25	3.3	0.125	1		0.11	45°

APENDICE J-1 Continuación de la Tabla J-1

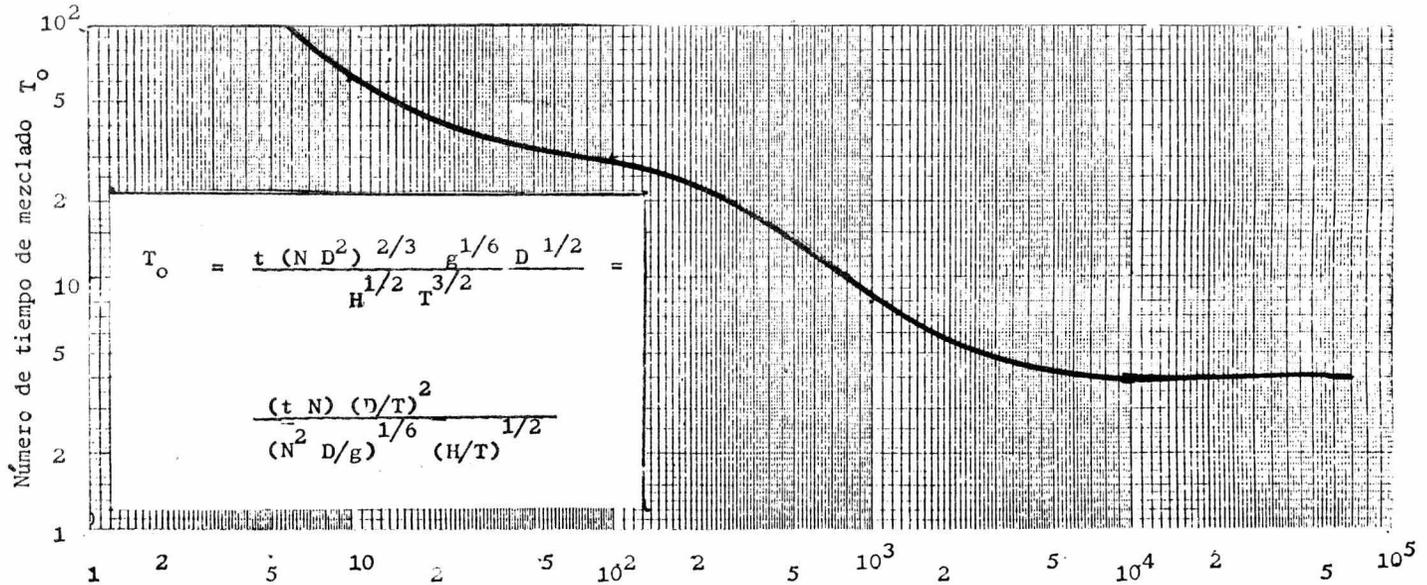
Re	Correlaciones a Re Turbulento	Valor
$10^4 - 9 \cdot 10^4$	$\frac{t N^{2/3} D^{4/6} g^{1/6}}{H^{1/2} T}$	CTE
$5 \cdot 10^3 - 2 \cdot 10^5$	Nt	CTE
$\approx 10^5$	QT^3 / D	CTE
$10^4 - 9 \cdot 10^4$	$\frac{t N^{2/3} D^{4/6} g^{1/6}}{H^{1/3} T^{3/2}}$	CTE
$10^4 - 2 \cdot 10^5$	$t N (D/T)^{2.20}$	CTE
$10^4 - 9 \cdot 10^4$	$\frac{t N^{2/3} D^{4/6} g^{1/6}}{H^{1/3} T^{3/2}}$	CTE

APENDICE J-2

Curva de tiempo de mezclado en una correlación de grupos adimensionales.

El agitador es una turbina de seis nojas planas con disco. Características :

B	T/D	C/H	H/D	W/D	J/T	VISCOSIDAD CENTIPOISES	NUMERO DE REYNOLDS
6	1.35-5.66	0.35	1.5-6	0.2	0.1	0.3624-7780	1.6-1.83 x 10 ⁵



$$\text{Número de Reynolds} = \text{Re} = \frac{ND^2 \rho}{\mu}$$