

00582

10
Sep.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA
DEPARTAMENTO DE ALIMENTOS Y
BIOTECNOLOGÍA

*CARACTERIZACIÓN HIDRODINÁMICA
DE SISTEMAS DE AGITACIÓN DUALES*

TESIS PARA OPTAR POR EL GRADO DE
DOCTOR EN CIENCIAS QUÍMICAS
(A L I M E N T O S)

P R E S E N T A :
TEODORO ESPINOSA SOLARES

225-9875

MÉXICO, D.F.

1998

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO

<i>Presidente:</i>	DR. SERGIO TREJO MARTÍNEZ FACULTAD DE QUÍMICA. UNAM
<i>Primer vocal:</i>	DR. PHILIPPE A. TANGUY ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL
<i>Segundo vocal:</i>	DR. ENRIQUE GALINDO FONTANES INSTITUTO DE BIOTECNOLOGÍA. UNAM
<i>Tercer vocal:</i>	DR. JAIME VERNON CARTER DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PROCESOS E HIDRÁULICA. UAM-I
<i>Secretario:</i>	DR. EDUARDO BÁRZANA GARCÍA FACULTAD DE QUÍMICA. UNAM
<i>Primer suplente:</i>	DR. ALBERTO TECANTE CORONEL FACULTAD DE QUÍMICA. UNAM
<i>Segundo suplente:</i>	DR. ALEJANDRO RODRÍGUEZ VALDÉS INSTITUTO DE INGENIERÍA. UNAM

TUTOR:

DR. EDMUNDO BRITO DE LA FUENTE

COMITÉ TUTORAL:

DR. EDMUNDO BRITO DE LA FUENTE
DR. PHILIPPE A. TANGUY
DR. ALBERTO TECANTE CORONEL

A Irma y Pável Esaú,
por quienes y para quienes
he realizado las múltiples metas
que me he planteado.

A Chabelita y Teodoro
por haberme dado la oportunidad
de coincidir en el tiempo y espacio
con todos mis seres queridos.

Resumen

Se presentan los resultados del estudio del proceso de mezclado en tanques agitados equipados con una geometría híbrida, la cual está basada en impulsores remotos (turbinas Rushton y Smith) y de proximidad (agitador helicoidal). El sistema de agitación fue diseñado bajo la óptica de la necesidad de dispersar gas en medios que presentan una reología evolutiva. El equipo está provisto con dos impulsores los cuales giran a velocidades diferentes. Se emplearon fluidos modelo newtonianos y no-newtonianos para la evaluación de los parámetros de consumo de potencia y tiempo de mezclado, así como para la visualización de los patrones de flujo. Los experimentos se realizaron tanto en condiciones no aereadas como en un amplio margen de velocidades de aereación.

Los datos del consumo de potencia para una relación de velocidades de rotación constante de 6.2:1 (N_T/N_H) mostraron que el consumo de potencia no es igual a la suma de los consumos de potencia individuales. Además el consumo de potencia disminuye conforme aumenta la pseudoplasticidad del medio. Esta relación se explicó con base a los cambios que sufre la constante de Metzner y Otto (1957) con el índice de comportamiento de flujo de los fluidos estudiados. Por otra parte, bajo condiciones aereadas se observó que la velocidad de gaseo no modifica considerablemente el consumo de potencia cuando la velocidad de gaseo es menor a 1.8 vvm.

La visualización de los patrones de flujo, acompañada de mediciones de torque, permitió la definición de una relación de velocidades rotacionales óptima. Para sistemas fluidos de baja viscosidad se observó que la eliminación del vórtice se logra operando ambos impulsores en sentido contrario con $N_T/N_H=10$. De la misma forma, se observó que para fluidos con viscosidad de proceso elevada, el patrón de flujo impuesto a valores de $N_T/N_H=10$ permitió el intercambio de flujo en todo el tanque de modo que se evitó la presencia de zonas estancadas al interior del recipiente. Con la geometría dual propuesta se observó que la dispersión de gas se tuvo para valores de $N_T > 450$ rpm.

El desempeño de los sistemas híbridos se evaluó a través del tiempo de mezclado. Para fluidos de baja viscosidad se observó que no existen diferencias en los tiempos de mezclado entre los sistemas duales estudiados, así mismo, las velocidades de aereación no presentaron un

gran efecto en dicho parámetro. En cambio, para fluidos de alta viscosidad, fue notorio el menor tiempo de mezclado obtenido con el sistema dual basado en turbina Rushton, cuando se le comparó con el sistema dual a base de turbina Smith. En el caso de los fluidos pseudoplásticos se encontraron comportamientos diferentes de las geometrías híbridas, sobre todo a medida que se incrementó el nivel de pseudoplasticidad. Siendo el sistema turbina Rushton/agitador helicoidal el que presentó un menor tiempo de mezclado.

Abstract

A mixing process study was carried out with a hybrid geometry based on remote (Rushton and Smith turbines) and proximity (helical ribbon) impellers. System design was conducted to improve gas dispersion for rheologically evolving media. Equipment has two agitators that rotate at different speeds. Power consumption, mixing times, and flow patterns were evaluated using Newtonian and Non-Newtonian model fluids. Experiments were carried out under ungasged and gaseed conditions for a wide aeration rate.

Power consumption data for a constant rotational speed ratio ($N_T/N_H=6.2:1$) has shown that system power consumption is different to the sum of individual impeller power consumption. Power consumption decreases as pseudoplasticity increases. These results were explained through changes in Metzner-Otto (1957) constant, in particular by considering its independence on flow behaviour index. On the other hand, power consumption under gassed conditions (up to 1.8 vvm) does not vary considerably.

Flow pattern visualization along with torque measurements conducted to obtain an optimal rotational speed ratio. For low viscosity fluids, vortex elimination takes place at $N_T/N_H=10$ when both impellers rotate in contrary directions. In the case of high viscosity fluids, flow patterns produced at $N_T/N_H=10$ avoid stagnated zones into the tank. For dual geometry, gas dispersion takes place at $N_T > 450\text{rpm}$.

Mixing time was taken as a performance parameter of the hybrid systems. For low viscosity fluids mixing time remains almost constant without influence of gas rates. However, for high viscosity fluids dual system based on Rushton turbine presents lower mixing times than those obtained with dual system based on Smith turbine. Pseudoplasticity makes more evidently the difference between the performance of hybrid systems, thus helical ribbon/Rushton turbine presents the lowest mixing times.

Agradecimientos

Mi reconocimiento al Dr. Edmundo Brito De la Fuente por la dirección de esta tesis. Su orientación y acertadas sugerencias permitieron el buen desarrollo de este trabajo.

Agradezco también a los demás integrantes de mi comité tutorial, Dr. Philippe A. Tanguy y Dr. Alberto Tecante Coronel por la discusión de los avances del trabajo de investigación, ya que permitieron siempre un mejor acercamiento a la comprensión de los fenómenos estudiados.

Muchas gracias al personal técnico que participaron en el montaje experimental: Sr. Luis Hernández, M. en C. Gabriel Ascanio y Sr. Carol Panchaud. A mis compañeros y personal de apoyo tanto del Laboratorio L-313 de la UNAM, como de la URPEI en la École Polytechnique, mil gracias a todos ellos, sobre todo por su ayuda en los momentos clave.

Mi agradecimiento va también a todas las personas que en mayor o menor medida contribuyeron a la realización de este trabajo. Así como a las diversas instituciones que hicieron posible la realización de mis estudios de posgrado: Universidad Autónoma Chapingo, Universidad Nacional Autónoma de México, École Polytechnique de Montréal, Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología y Gobierno de Québec. Se agradece también el aporte financiero para la realización de esta investigación, el cual fue otorgado principalmente a través del proyecto UNAM-DGAPA-IN502696.

CONTENIDO

RESUMEN.....	i
ABSTRACT.....	iii
AGRADECIMIENTOS.....	iv
CONTENIDO.....	v
LISTA DE FIGURAS.....	x
LISTA DE TABLAS	xv
NOMENCLATURA.....	xvi
INTRODUCCION.....	1
1. REVISION DE LITERATURA	11
1.1. Los patrones de flujo	11
1.1.1. Los patrones de flujo en las geometrías simples	13
1.1.2. Los patrones de flujo en sistemas multi-impulsores	17
1.1.3. Discusión sobre los patrones de flujo en sistemas múltiples	21
1.2. El consumo de potencia en sistemas multiples	22
1.2.1. Conceptos generales sobre el consumo de potencia en tanques agitados	23
1.2.2. Tratamiento del caso no-newtoniano	25
1.2.3. Impulsores múltiples.....	28
1.2.3.1. Sistemas basados en turbinas Rushton	28
1.2.3.2. Sistemas duales de diversas combinaciones de impulsores remotos	29
1.2.3.3. Sistemas híbridos.....	33
1.2.4. Discusión sobre el consumo de potencia de impulsores múltiples.....	33

1.3. La dispersión de gas en tanques agitados	36
1.3.1. Mecanismos de dispersión de gas	36
1.3.1.1. El efecto de la reología sobre los mecanismos de dispersión.....	39
1.3.2. Los patrones generales de flujo bajo condiciones de dispersión.....	39
1.3.3. Cambios del consumo de potencia bajo condiciones aereadas	41
1.3.3.1. Efecto de la geometría.....	43
1.3.3.2. Efecto de los cambios de las propiedades físicas de los fluidos.....	46
1.3.4. Correlaciones relativas a los estados de dispersión de gas.....	47
1.3.4.1. Mapas de dispersión gas-líquido	49
1.3.5. Discusión sobre el fenómeno de la dispersión.....	50
1.4. El tiempo de mezclado en tanques agitados	51
1.4.1. Definiciones y escalas de evaluación	51
1.4.2. Técnicas disponibles	52
1.4.3. Evaluación del tiempo de mezclado	56
1.4.3.1. Criterios basados en la inhomogeneidad.....	57
1.4.3.2. Criterios basados en la homogeneidad	61
1.4.4. Tiempos de mezclado en sistemas múltiples.....	63
1.4.5. Discusión sobre los tiempos de mezclado.....	68
1.5. Conclusiones de la revisión de la literatura	69
2. OBJETIVOS.....	71
3. MATERIALES Y METODOS	72
3.1. Materiales.....	73
3.1.1. Sistema de mezclado	73
3.1.2. Torquímetro	77
3.1.3. Anemómetro	77
3.1.4. Termistores.....	77
3.1.5. Reómetro	77
3.1.6. Fuidos de trabajo	78

3.2. Métodos	79
3.2.1. Reometría de los fluidos empleados	79
3.2.2. Evaluación del consumo de potencia.....	81
3.2.3. Evaluación de K_s	81
3.2.4. Evaluación del gasto de aire.....	83
3.2.5. Visualización de los patrones de flujo	83
3.2.6. Evaluación del tiempo de mezclado.....	84
4. RESULTADOS Y DISCUSION.....	89
4.1. El caso del sistema con una relación de velocidades rotacionales constante.....	89
4.1.1. Consumo de potencia sin aereación en régimen laminar	90
4.1.1.1. Caso newtoniano.....	90
4.1.1.2. Caso no-newtoniano.....	93
4.1.2. Consumo de potencia bajo condiciones aereadas	98
4.1.2.1. Caso de Fr constante	98
4.1.2.2. Caso de Fr variable	101
4.1.2.3. Efecto de la viscosidad.....	102
4.1.3. Patrones de flujo	102
4.2. El caso del sistema con una relación de velocidades rotacionales variable en un amplio rango de condiciones de operación.	104
4.2.1. Relación óptima N_{TR}/N_H	105
4.2.2. Visualización de patrones de flujo bajo condiciones no aereadas.....	108
4.2.2.1. Fluidos de baja viscosidad.....	109
4.2.2.2. Fluidos de alta viscosidad.....	117
4.2.3. Definición de las condiciones de operación para la dispersión de gas	122
4.2.3.1. La aereación en fluidos de baja viscosidad.....	122
4.2.3.2. El caso de fluidos de alta viscosidad	128
4.3. Comparación de los tiempos de mezclado obtenidos con los sistemas duales .131	
4.3.1. Reducción del tiempo de mezclado con los sistemas duales	132
4.3.2. El desempeño de los sistemas duales	134

4.3.2.1. Efecto de la reología sobre el tiempo de mezclado	135
4.3.2.2. Influencia de Re y Q sobre Nt_m en fluidos newtonianos.....	136
4.3.2.3. Influencia de Re y Q sobre Nt_m en fluidos no-newtonianos.....	140
5. CONCLUSIONES.....	146
6. RECOMENDACIONES PARA INVESTIGACIONES FUTURAS	149
7. REFERENCIAS	151
8. ANEXOS	161

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 Patrones de flujo de la turbina Rushton para a) $Re = 9.4$ y b) $Re = 18.32$ (Fuente: Lamberto et al., 1996).....	14
Figura 1.2 Patrones de flujo producido por una turbina Rushton en condiciones de $Re = 30$: a) goma xantana [$m = 12.1 \text{ Pa s}$, $n = 0.286$] b) glicerol [$\mu = 0.84 \text{ Pa s}$] (Fuente: Elson, 1990).....	15
Figura 1.3. Influencia del baffle en el patrón de flujo de una turbina Rushton: a) posición a 4° y b) 45° del baffle. (Fuente: Bakker y Van de Akker, 1994).....	16
Figura 1.4. Patrones de flujo presentes en un sistema Rushton dual [ver texto para referir condiciones de flujo] (Fuente: Mahmoudi y Yianneskis, 1991).....	19
Figura 1.5, Distribución de velocidad para un sistema de doble agitador helicoidal a $Re = 13.27$: a) tres dimensiones b) en el plano $r-z$ y c) sobre el plano $r-\theta$. (Fuente: Kaminoyama y Kamiwano, 1994).....	20
Figura 1.6. Patrón de flujo en un sistema híbrido Ancla modificada/PBT (Fuente: Nomura et al., 1996).....	21
Figura 1.7. Cavidades formadas por la turbina Rushton [Fuente: Middleton, 1992].....	37
Figura 1.8. Cavidad tipo yunque en una turbina Rushton [Fuente: Middleton, 1992].....	39
Figura 1.9. Efecto del gasto de aire y la velocidad de rotación sobre la dispersión de gas en tanques agitados.	40
Figura 1.10. Cambios en el consumo de potencia para una turbina Rushton a diferentes velocidades de aereación [Fuente: Nienow et al., 1977].....	42
Figura 1.11. Cambios en P_g/P durante los estados de dispersión con una turbina Rushton [Fuente: Sharma et al., 1993].....	43
Figura 1.12. Mapa de dos fases para una turbina Rushton ($d = 0.07 \text{ m}$) para un sistema agua-aire.....	49
Figura 3.1. Estrategia experimental.....	73
Figura 3.2. Acoplamiento de los impulsores para el montaje experimental con $N_{TR}/N_H = 6.2$	74

Figura 3.3. Montaje experimental con velocidades de giro $N_{RT}/N_{HR}=6.2$	75
Figura 3.4. Montaje experimental utilizado en la segunda etapa.....	76
Figura 3.5. Turbinas utilizadas a) Rushton b)Smith.....	76
Figura 3.6. Viscosidad newtoniana de una solución de glucosa.....	79
Figura 3.7. Viscosidad no-newtoniana, η para xantana 0.5%.	80
Figura 3.8. Determinación de K_s para el sistema dual y una solución de xantana al 3%.....	82
Figura 3.9. Determinación de K_s para el sistema dual y una solución de gelana al 2%.	82
Figura 3.10. Esquema de la ubicación de los termistores.....	84
Figura 3.11. Efecto de la conductividad térmica sobre los cambios de temperatura en una solución de xantana al 0.5% TS/H bajo condiciones no aereadas, $N_{TS}=0$ rpm y $N_H=0$ rpm.....	85
Figura 3.12. Evolución de la temperatura en la determinación del tiempo de mezclado en una solución de xantana al 1% con el sistema dual TS/H bajo condiciones no aereadas, $N_{TS}=600$ rpm y $N_H=60$ rpm.....	86
Figura 3.13. Evolución de la temperatura en la determinación del tiempo de mezclado en agua con TS/H bajo condiciones no aereadas, $N_{TS}=600$ rpm y $N_H=60$ rpm.	87
Figura 3.14. Determinación del tiempo de mezclado en una solución de xantana al 1% con TS/H bajo condiciones no aereadas, $N_{TS}=600$ rpm y $N_H=60$ rpm.....	88
Figura 3.15. Determinación del tiempo de mezclado en agua con el sistema dual TS/H bajo condiciones no aereadas, $N_{TS}=600$ rpm y $N_H=60$ rpm.....	88
Figura 4.16. Consumo de potencia newtoniana en condiciones laminares para la geometría híbridaTR/H.....	91
Figura 4.17. Consumo de potencia newtoniana en condiciones laminares para la geometría híbridaTS/H.....	93
Figura 4.18 Consumo de potencia para la geometría híbrida TR/H con fluidos no-newtonianos en régimen laminar.....	94
Figura 4.19 Funcionalidad de K_p con el índice de comportamiento de flujo para TR/H.....	95
Figura 4.20. K_s para el sistema TR/H ($N_H/N_{RT}=6.2$) como una función del índice de comportamiento.....	97

Figura 4.21 Consumo de potencia generalizada para fluidos newtonianos y no newtonianos en la geometría TR/H.....	98
Figura 4.22 Consumo de potencia para fluidos newtonianos bajo condiciones de gaseo para una geometría híbrida TR/H manteniendo N constante.....	99
Figura 4.23. Transición de inundación a carga para TR/H.....	100
Figura 4.24 Efecto de la velocidad de gaseo sobre el consumo de potencia para una geometría híbrida TR/H) empleando una viscosidad constante.....	101
Figura 4.25. Modificación del patrón de flujo del agitador helicoidal (a) por la acción de una turbina Rushton (b). (Fuente: Tanguy et al., 1997).....	103
Figura 4.26. Circulación de partículas en las proximidades de la turbina Rushton en TR/H. (Fuente: Tanguy et al., 1997).....	104
Figura 4.27. Variación del torque del agitador helicoidal durante la operación del sistema dual como función de N_{TR}/N_H (Solución acuosa de xantana $m=4.377 Pa \cdot s^s$, $n=0.19$).	106
Figura 4.28. Vórtice producido por una turbina Rushton girando en agua a 600 rpm en tres arreglos a) sólo la turbiana b) turbina con agitador helicoidal inmovil y c) turbina y agitador helicoidal en movimiento ($N_{TR}/N_H = 10$).....	110
Figura 4.29. Longitud del vórtice producido en agua por el sistema TR/H en diferentes arreglos como función de la velocidad rotacional de la turbina.....	110
Figura 4.30. Vórtice producido por una turbina Smith girando en agua a 600 rpm en tres arreglos a) sólo la turbiana b) turbina con agitador helicoidal inmovil y c) turbina y agitador helicoidal en movimiento ($N_{TS}/N_H = 10$).....	111
Figura 4.31. Longitud del vórtice producido en agua por el sistema TS/H en diferentes arreglos como función de la velocidad rotacional de la turbina.....	112
Figura 4.32. Influencia de Fr en h/H para TR y TR/H($N_H=0$)	113
Figura 4.33. Altura adimensional del vórtice como función del Fr efectivo.....	114
Figura 4.34. Influencia de Fr en h/H para TS y TS/H($N_H=0$)	115
Figura 4.35. Vórtice producido por una turbina Rushton girando en xantana al 0.1% ($m=0.316 Pa \cdot s^s$, $n = 0.38$) a 600 rpm en tres arreglos a) sólo la turbiana b) turbina con agitador helicoidal inmovil y c) turbina y agitador helicoidal en movimiento ($N_{TR}/N_H = 10$).....	116

Figura 4.36. Longitud del vórtice producido en una solución de xantana al 0.1% ($m = 0.316 \text{ Pa}\cdot\text{s}^2$, $n = 0.38$) por el sistema TR/H en diferentes arreglos como función de la velocidad rotacional de la turbina.....	117
Figura 4.37. Caverna formada por una turbina Rushton girando a 150 rpm después de 15 minutos de operación en una solución al 0.5% de xantana ($m = 4.377 \text{ Pa}\cdot\text{s}^2$, $n=0.19$).....	119
Figura 4.38. Efecto del agitador helicoidal en el mezclado de una solución de xantana al 1.0% ($m=12.767 \text{ Pa}\cdot\text{s}^2$, $n = 0.14$): a) agitación con turbina Rushton operando a 600 rpm y agitador helicoidal inmóvil después de 15 minutos b) Sistema dual operando $N_{RT}/N_H=10$ y turbina girando a 600 rpm después de 8 segundos c) Sistema dual operando $N_{RT}/N_H=10$ y turbina girando a 600 rpm después de 15 minutos.....	120
Figura 4.39. Efecto del agitador helicoidal en el mezclado de una solución de xantana al 1.0% ($m = 12.767 \text{ Pa}\cdot\text{s}^2$, $n = 0.14$) después 10 minutos de agitación con : a) turbina Smith operando a 600 rpm y agitador helicoidal estático b) sistema dual operando $N_{RT}/N_H=10$ y turbina girando a 600 rpm.....	121
Figura 4.40. Vórtice producido por una turbina Rushton en agua bajo condiciones de aereación de 1.0 vvm a) 450 rpm($Fr=0.40$) y b) 600 rpm ($Fr=0.71$).....	123
Figura 4.41. Vórtice producido por una turbina Smith en agua bajo condiciones de aereación de 1.0 vvm a) 450 rpm($Fr=0.40$) y b) 600 rpm ($Fr=0.71$).....	123
Figura 4.42. Patrón de flujo producido por una turbina Rushton girando en agua, bajo condiciones de aereación de 1.0 vvm, en presencia de un agitador helicoidal estático y velocidades de la turbina de: a) 300 rpm ($Fr=0.18$), b) 450 rpm($Fr=0.40$) y c) 600 rpm ($Fr=0.71$).....	124
Figura 4.43. Fl y Fr para experimentos de dispersión de aire en agua con turbina Rushton.....	125
Figura 4.44. Patrón de flujo producido por una turbina Smith a 600 rpm, bajo condiciones de aereación de 1.0 vvm, en agua a) en presencia de un agitador helicoidal estático b) el impulsor helicoidal girando a 60 rpm.....	126
Figura 4.45. Patrón de flujo producido por el sistema TR/H bajo condiciones de aereación de 1.0 vvm, en solución acuosa de xantana 0.1% ($m = 0.316 \text{ Pa}\cdot\text{s}^2$, $n = 0.38$) y con valores de N_T/N_H de: a) 450 rpm/45rpm b) 600 rpm/60 rpm.....	127
Figura 4.46. Patrón de flujo producido por el sistema TS/H bajo condiciones de aereación de 1.0 vvm, en solución acuosa de xantana 0.1% ($m = 0.316 \text{ Pa}\cdot\text{s}^2$, $n = 0.38$) y con valores de N_T/N_H de: a) 450 rpm/45rpm b) 600 rpm/60 rpm.....	128
Figura 4.47. Comportamiento de las burbujas en una solución de 0.5 Pa s y 0.5 vvm bajo tres condiciones de operación: a) impulsores estáticos, b) $N_{TS}/N_H = 10$, $N_{TS} = 450 \text{ rpm}$ y c) $N_{TS}/N_H = 10$, $N_{TS} = 600 \text{ rpm}$	129

Figura 4.48. Dispersión de aire en una solución de xantana al 1.0% ($m = 12.767 \text{ Pa}\cdot\text{s}^n$, $n=0.14$) y 1.0 vvm manteniendo $N_{TS}/N_H = 10$ y $N_{TS} = 600 \text{ rpm}$	130
Figura 4.49. Variación del torque del agitador helicoidal durante la operación del sistema dual como función de N_{TR}/N_H bajo diferentes condiciones de gaseo (Solución acuosa de xantana $m = 4.377 \text{ Pa}\cdot\text{s}^n$, $n = 0.19$).....	131
Figura 4.50. Tiempos de mezclado en agua bajo condiciones aereadas y no aereadas con el sistema dual TS/H.....	137
Figura 4.51. Comparación del tiempo de mezclado de las geometrías duales bajo diferentes condiciones de gaseo en una solución newtoniana de glucosa(0.5 Pa s).....	138
Figura 4.52. Comparación del tiempo de mezclado para el sistema TR/H($N_{TR}/N_H=10$) bajo diferentes condiciones de aereación. Las velocidades señaladas corresponden a la velocidad del agitador helicoidal.	142
Figura 4.53 Comparación del tiempo de mezclado para el sistema TS/H($N_{TS}/N_H=10$) bajo diferentes condiciones de aereación. Las velocidades señaladas corresponden a la velocidad del agitador helicoidal.....	143

LISTA DE TABLAS

Tabla 1.1. Valores críticos $\Delta c/d$ que modifican el consumo de potencia en sistemas duales.....	30
Tabla 1.2 Cambios de potencia bajo condiciones aereadas para diferentes geometrías individuales.....	44
Tabla 1.3. Cambios de potencia bajo condiciones aereadas para diferentes geometrías múltiples.....	45
Tabla 3.1. Propiedades de flujo de los fluidos empleados en la evaluación del consumo de potencia. Condiciones no aereadas y N_T/N_H constante.....	80
Tabla 3.2 Propiedades de flujo de los fluidos empleados en la evaluación del consumo de potencia. Condiciones aereadas y N_T/N_H variable.....	81
Tabla 3.3. Propiedades de flujo de los fluidos empleados en la determinación de patrones de flujo y tiempo de mezclado. Condiciones aereadas y no aereadas con N_T/N_H variable.....	81
Tabla 4.4. Tiempos de mezclado obtenidos con las geometrías estudiadas en una solución de xantana al 0.5% ($m= 4.377 \text{ Pa}\cdot\text{s}^n$, $n= 0.19$).....	132
Tabla 4.5. Influencia del tipo de fluido en el tiempo de mezclado con los sistemas duales bajo dos condiciones de agitación.....	135

NOMENCLATURA

a	Constante en la ecuación 2.38
A	Constante en la ecuación 2.41
a	Constante en la ecuación 2.45
b	Constante en la ecuación 2.13
B	Constante en la ecuación 2.15
b	Constante en la ecuación 2.38
B	Constante en la ecuación 2.6
c	Concentración [kg/m ³]
c	Constante en la ecuación 2.13
C	Constante en la ecuación 2.45
c*	Concentración local [kg/m ³]
c _s	Concentración en la ecuación 2.36
d	Diámetro del impulsor [m]
D	Diámetro del tanque [m]
g	Constante gravitacional = 9.81 m/s ²
G ₁	Constante en la ecuación 2.5
G ₂	Constante en la ecuación 2.5
h	Altura del fluido en condiciones aereadas [m]
H	Altura del fluido en condiciones no aereadas [m]
J _M	Constante en la ecuación 2.44
K	Constante en la ecuación 2.41
K _s	Constante de Metzner y Otto $\gamma = K_s N$
M	Calidad de mezclado [-]
m	índice de consistencia [Pa s ⁿ]
n	índice de comportamiento [-]

n	Número de datos
N	Velocidad rotacional [rev/s]
P	Potencia [W]
P _g	Potencia gaseada [W]
<hr/>	
p _i	Densidad de probabilidad
Q	Flujo de aire [m ³ /s] ó [vvm]
s	Estimador de la desviación típica [-]
T	Temperatura[°C]
t	tiempo [s]
T	Torque [Nm]
T ₀	Torque residual [Nm]
t _m	tiempo de mezclado [s]
V	Volumen de tanque [m ³]
X	Media

Subíndices

e	Efectivo
ef	Efectivo
gen	Generalizado
max	Máximo
avg	Promedio
0	Inicial
∞	Equilibrio

Símbolos griegos

α	Constante de la ecuación 2.16
α	Constante de la ecuación 2.19
α	Constante de ajuste de las ecuaciones 5.9 y 5.10 [$s^{\beta-1}$]
β	Constante de ajuste de las ecuaciones 5.9 y 5.10 [-]
δ	Pendiente de la curva de tiempo vs temperatura [$^{\circ}C/s$]
ε	Desviación del mezclado [-]
γ	Velocidad de deformación [s^{-1}]
η	Viscosidad [Pa s]
μ	Viscosidad [Pa s]
θ	Temperatura [$^{\circ}C$]
θ_m	Tiempo de mezclado [s]
ρ	Densidad [$kg\ m^{-3}$]
σ	Desviación típica inicial [-]

Números adimensionales

Fl	Número de Flujo	$Q/N\ d^3$
Fr	Número de Froude	$N^2\ d/g$
k_m	Número de mezclado	$t_m\ N$
N_p	Número de Potencia	$P/\rho\ N^3\ d^5$
Re	Número de Reynolds	$\rho\ N\ d^2/h$

INTRODUCCION

ALIMENTOS Y FERMENTACIONES

Los materiales alimenticios son sistemas multicomponentes e invariablemente sistemas multifases. Algunas aplicaciones típicas del mezclado en la industria de alimentos incluyen entre otras: mezclado de sólidos solubles en líquidos; dispersión de saborizantes, conservadores, colorantes y aderezos; desintegración y pulverizado de productos de origen animal y vegetal; hidrolizado y reconstitución de sustancias deshidratadas; reducción de aglomerados; emulsificación; y aereación/desaereación (Niranjan, 1995).

Considerando lo anterior no es sorprendente que el mezclado se encuentre ampliamente difundido en la industria alimentaria, de la misma forma en que se encuentra en la industria química y bioquímica. A pesar de la amplia utilización de estos equipos, las bases de diseño son aún muy empíricas, lo cual hace que la productividad de los procesos se vea limitada. A este respecto, Tatterson (1994) estima que las pérdidas en la industria química en general por concepto de baja productividad ascienden de 1000 a 10 000 millones de dólares anuales en los Estados Unidos. Esta cantidad se hace más significativa cuando se compara con la inversión anual, en ese mismo país, por concepto de equipos de mezclado la cual asciende a sólo 150 millones de dólares.

Para el caso de los procesos de mezclado exitosos, los diseños de equipos de mezclado, para una aplicación dada, normalmente han sido el resultado de poner a prueba las ideas innovadoras, frecuentemente basadas en experiencias pasadas. Sin embargo, considerando la ausencia de un conocimiento del proceso de mezclado en sí, es difícil transferir la información de una aplicación a otra.

El diseño de equipos de mezclado para los alimentos fluidos tiene que tomar en cuenta diferentes aspectos, tales como: la naturaleza inicial de los sistemas alimenticios, las

características del producto objetivo, la evolución de las propiedades reológicas durante el proceso y las necesidades adicionales de transferencia de masa y/o calor. Estos aspectos también son muy importantes tanto en las fermentaciones microbianas, como en el cultivo de tejidos vegetales y animales.

PRODUCTOS

MEDIOS CON COMPORTAMIENTO REOLÓGICO COMPLEJO Y CAMBIANTE

Conviene destacar que los cambios de las propiedades reológicas durante un proceso tienen repercusiones considerables en los fenómenos de transporte, ya sea de masa, calor o cantidad de movimiento. Esto toma una importancia fundamental en el diseño de equipos, ya que los procesos de mezclado que involucran una evolución de las propiedades reológicas durante su desarrollo son muy comunes en los procesos industriales (Tatterson 1991). La evolución reológica puede deberse a diversas causas, entre las que destacan reacciones químicas o bioquímicas y los cambios físicos en la naturaleza de la fase. Dichos cambios generalmente están asociados a modificaciones estructurales en el fluido de trabajo (floculación, gelificación, dispersión, etc.).

La evolución de las propiedades reológicas depende de los componentes que se encuentren en la mezcla. En las fermentaciones, normalmente los medios cambian de un comportamiento newtoniano de baja viscosidad a otro no-newtoniano con viscosidades de varios órdenes de magnitud por encima del valor inicial. Tal es el caso del cultivo de la bacteria *Xanthomonas campestris*. Dicho microorganismo produce un exopolisacárido, el cual desarrolla un comportamiento de flujo altamente pseudoplástico a medida que incrementa su concentración. Este hecho modifica la viscosidad hasta en tres órdenes de magnitud (Xueming *et al.*, 1991 y Herbst *et al.*, 1992).

Un comportamiento similar en los cambios de viscosidad se observa cuando se cultiva el hongo *Aspergillus niger* (Reuss *et al.*, 1982). De hecho, las fermentaciones con hongos que producen micelio, como son *Penicillium chrysogenum* y *Streptomyces avermitilis*, presentan una marcada influencia en las propiedades del medio de cultivo. La mayoría de los caldos de fermentación con micelio son pseudoplásticos. Esto se debe a que al incrementar la velocidad de cizalla en el medio, la estructura micelial, que originalmente se encuentra con las hifas entrelazadas, se separa y alinea a la dirección de flujo, reduciendo así la resistencia al flujo (Nienow, 1990).

El cultivo de tejidos vegetales, orientado sobre todo a la producción de metabolitos secundarios es otra área en la cual la complejidad reológica se hace manifiesta. Por ejemplo, en la literatura se reporta que las suspensiones de alta concentración de células vegetales de la especie *Datura stramonium* son materiales viscoelásticos con un comportamiento marcadamente pseudoplástico (Ballica *et al.* 1992). Por otra parte, en las granjas agrícolas también es posible encontrar fluidos con reología compleja. En la literatura se reporta que los desechos de criaderos de cerdos con un contenido de 3.9% de materia seca presentan un comportamiento pseudoplástico (Lindley, 1991).

En la industria del papel se ha reportado que también ocurren cambios en las propiedades reológicas de algunos procesos. Por ejemplo, para la producción de papel Kraft es necesario realizar una combinación de la pulpa de madera con diferentes productos químicos, lo cual se denomina licor blanco. Después de un tratamiento térmico, el filtrado que se obtiene se conoce como licor negro. Este licor posee una alta viscosidad, lo cual lo convierte en uno de los factores limitantes del proceso. Ante este problema, en la literatura se reporta el uso de tiocinato de guanidina para la reducción de la viscosidad. En este caso, la reología evoluciona hacia una reducción de la viscosidad, la cual dependiendo de las sales adicionadas, puede ser hasta de dos órdenes de magnitud (Roberts *et al.*, 1996).

MEDIOS BIFÁSICOS GAS-LÍQUIDO

En la industria de alimentos, los cambios de viscosidad son promovidos fundamentalmente por los cambios físicos y químicos que ocurren durante los procesos de

transformación. La hidrogenación de aceites involucra la reacción entre el aceite y el gas con la presencia de un catalizador sólido. A pesar de que en este proceso se encuentran las tres fases, la dispersión de gas y la transferencia de masa de los reactantes juegan el papel más importante (Marangozis, 1978). La producción de helados también involucra cambios significativos tanto en viscosidad como en el comportamiento reológico, sobre todo en la congelación. En esta etapa de producción ocurren diferentes procesos: enfriamiento, cristalización de agua, aereación y mezclado del producto. Así, al desplazarse el producto a través del congelador, la reología del producto cambia considerablemente, convirtiéndose en un producto más viscoso y pseudoplástico conforme el volumen de hielo se incrementa. Este hecho conduce a tener una viscosidad aparente a la salida del congelador de 10 Pa s (Russell y Gerrard, 1996).

Otras aplicaciones en productos alimenticios pueden no generar cambios significativos en viscosidad, sin embargo, los requerimientos de aereación pueden ser importantes. En la industria de la producción de azúcar a partir de la remolacha se ha planteado el uso de un sistema de aereación para la clarificación de los jugos. Este método alternativo permite disminuir los componentes reductores y nítricos a niveles semejantes a los obtenidos por los métodos tradicionales (Wnuk y Zaorska, 1985).

Por otra parte, la producción de algunas cepas de la levadura *Saccharomyces cerevisiae* es útil en la industria de la panadería. Este microorganismo posee la característica deseada de producir bióxido de carbono durante la fermentación de la masa del pan. Sin embargo, la producción comercial de levadura para panadería se realiza con cepas seleccionadas bajo condiciones de aereación muy altas y en un medio limitado en la concentración de azúcar. Por otra parte, las algas verdes del género *Chlorella* son empleadas como suplementos de los alimentos, particularmente como fuente de proteínas y vitaminas. La producción industrial de este grupo de algas es muy semejante a la producción de levaduras, sólo que además de la aereación y agitación se requiere de proveer una fuente de iluminación (Rhodes y Fletcher, 1966).

Las fermentaciones microbianas de aplicación industrial son en su mayoría aeróbicas, así que las necesidades de aereación en los tanques fermentativos tienen un papel fundamental. Inclusive en las fermentaciones de tipo micro-aereofílico (“anaeróbicas”) la aereación es muy

importante en las primeras etapas de desarrollo. Por esta razón, prácticamente todos los tanques de fermentación requieren de un sistema de dispersión de gas (Rhodes y Fletcher, 1966).

La aereación no solo influye en la reproducción de los microorganismos, sino que también influye en las rutas metabólicas de los mismos. *Bacillus subtilis* produce tanto acetoina como 2,3-butanodiol, lo cual depende de la concentración de oxígeno disuelto en el medio. Así, la producción más favorable de 2,3-butanodiol se tiene cuando la concentración de oxígeno disuelto es menor a 70 ppb, mientras que la acetoina se tiene cuando dicha concentración es superior a 100 ppb (Moes *et al.*, 1986). Resultados similares presentados más recientemente (Bourne *et al.*, 1992) mostraron que la relación de acetoina/2,3-butanodiol producida por *Bacillus subtilis* depende fuertemente del coeficiente de transferencia de masa en el medio de fermentación. Otro caso similar de modificación de rutas metabólicas lo presenta *Xanthomonas campestris*. La productividad específica de goma xantana no sólo decrece con la reducción de la tasa de absorción de oxígeno, sino que también la goma producida es de un peso molecular menor (Herbst *et al.*, 1992).

LA SENSIBILIDAD A LOS DAÑOS MECÁNICOS

Los cambios en las rutas metabólicas pueden atribuirse a diversas causas. Indudablemente que durante los procesos de producción microbiana, así como del cultivo de tejidos tanto vegetales como animales, la hidrodinámica de los procesos juega un papel muy importante en la eficiencia de los mismos. En general se reporta que las células vegetales en suspensión son más susceptibles que los cultivos de células de microorganismos al esfuerzo de cizalla ocasionado por la hidrodinámica del medio (Ballica *et al.*, 1992). En la producción de *Nicotiana tabacum* se observó que, bajo condiciones de aereación constante de 0.43 vvm, el peso seco de las células disminuyó un 37% cuando la velocidad del impulsor pasó de 100 a 325 rpm. Esta caída en productividad se atribuyó más al daño mecánico que a la falta de oxígeno en el medio (Ho *et al.*, 1995). Por otra parte, las suspensiones de células de *Morinda citrifolia* sometidas al flujo en tubo capilar, también presentaron susceptibilidad al daño mecánico, bajo condiciones de esfuerzos de cizalla entre 25 y 350 Nm⁻² (Kieran *et al.*, 1995). Se reporta que posiblemente para el cultivo de células vegetales, la velocidad de cizalla óptima para tanques agitados está en

el rango de 20 a 200 s⁻¹ (Scragg *et al.*, 1986). Sin embargo, es importante considerar que aun a bajas velocidades cizalla el daño mecánico puede ser considerable, si el proceso es prolongado, tal como ocurre en el cultivo de *Perilla frutescens* (Zhong *et al.*, 1994). Los daños mecánicos pueden afectar varios procesos metabólicos, sin necesariamente provocar destrucción de tejidos. En un estudio realizado con células de zanahoria y petunia bajo condiciones de agitación constante, se observó que tanto la actividad mitocondrial y la lisis de células se vieron afectadas al incrementar la velocidad del agitador (Dunlop *et al.*, 1994). Otros autores (Takeda *et al.*, 1994) reportan que al someter las células de *Carthamus tinctorius* a un esfuerzo de cizalla, primeramente ocurren cambios a nivel respiratorio antes de que ocurra una lisis de células o daño de la integridad de la membrana.

PROCESOS

SISTEMAS DE MEZCLADO

La problemática antes descrita sobre los cambios en las propiedades reológicas, requerimientos de gaseo y susceptibilidad al daño mecánico debe de tenerse en cuenta al momento del diseño de equipo para dichos procesos. Así, el mezclado de los diversos materiales que se utilizan en las industrias alimentaria, agroindustrial y de fermentaciones puede ocurrir tanto en sistemas de tuberías con mezcladores estáticos, como en tanques agitados mecánicamente. El tipo de mezclador utilizado depende de la aplicación y las necesidades específicas del proceso involucrado. Para la agitación mecánica en tanques se han utilizado diferentes diseños, sobre todo si se considera que las viscosidades pueden variar considerablemente (Bakker y Gates, 1995). Las diferencias encontradas en los sistemas de mezclado incluyen principalmente: el tipo de impulsor, el número de ellos, el número de flechas introducidas al tanque, la forma de introducir dichas flechas al sistema, la presencia o ausencia de un sistema de dispersión y, en su caso, el tipo de dispersor de gas utilizado. Por esta razón, existe una gran diversidad de equipos en el mercado.

Una clasificación de los impulsores incluye dos grandes grupos: 1) agitadores remotos y 2) agitadores de proximidad. El uso de una aplicación específica de un tipo de impulsor depende fuertemente de las propiedades reológicas y por lo tanto del régimen de flujo observado en la aplicación. En principio, los agitadores remotos deben ser usados en procesos en régimen turbulento y los de proximidad en régimen laminar. Conviene destacar que existe una zona muy importante que comparten ambos tipos de impulsores en el régimen de transición.

Los impulsores remotos normalmente ocupan de una cuarta parte a la mitad del diámetro de vaso, ya que al utilizarlos con fluidos de baja viscosidad la transferencia de cantidad de movimiento se realiza prácticamente sin problema alguno (Tatterson, 1991). A este grupo pertenecen, entre otros: la turbina de paletas planas, mejor conocida como turbina Rushton; la turbina de paletas planas inclinadas, conocida también como PBT por sus iniciales en inglés (pitch blade turbine); la turbina Smith o Scaba, la cual es semejante a la Rushton sólo que en lugar de paletas rectas se utilizan paletas cóncavas; la propela, y el impulsor de paletas simples horizontales. La turbina Rushton es sin duda uno de los impulsores más estudiado en la literatura. Sin embargo, como se ha mostrado por diferentes autores, ya sea utilizando una turbina Rushton o Smith, a medida que la viscosidad de los procesos se incrementa y la reología se torna compleja, la formación de cavernas es inevitable y de esta forma, la presencia de zonas muertas en el interior del tanque se hace evidente (Henzler y Obernosterer, 1991; Galindo y Nienow, 1993).

Los impulsores de proximidad presentan mejores condiciones para el manejo de fluidos de viscosidad alta, de modo que su aplicación normalmente está asociada con el mezclado en condiciones de régimen laminar. En este caso los agitadores típicos incluyen: helicoidales, anclas, tornillo y paletas verticales. Estos sistemas garantizan el movimiento en toda la pared del tanque aún con materiales altamente viscosos. También existen los agitadores tipo amasadoras para manejo de polvos y mezclado con líquidos. Los agitadores helicoidales son quizás los impulsores más recomendados -pero no los más usados- para el mezclado de fluidos de altas viscosidades, ya que proporcionan un eficiente mezclado debido a que producen un flujo en la

dirección axial. De hecho, estos impulsores se han utilizado exitosamente para fluidos con viscosidades muy elevadas (Bakker y Gates, 1995).

SISTEMAS DE AEREACIÓN

Pero ahora bien, ¿qué sucede cuando además de que los fluidos evolucionan con el tiempo se necesita gas en el proceso?. Como ya se mencionó anteriormente, la transferencia de masa juega un papel muy importante en algunos procesos de la industria alimentaria y de fermentaciones, al grado que, en ciertos casos, puede llegar a ser el factor limitante de los mismos. Sin embargo, dependiendo del contexto, las prioridades de diseño son diferentes. Por ejemplo, en la aereación de efluentes, al igual que en muchas fermentaciones, los sistemas están diluidos y las reacciones son lentas, de modo que se utilizan tanques grandes y la eficiencia energética es importante, pero los requerimientos de transferencia de masa son modestos. Sin embargo, cuando las reacciones son muy rápidas y los gases son muy solubles, la alta intensidad de transferencia de masa y calor es esencial, pero los tiempos de contacto son muy cortos. En el caso de los alimentos batidos y cremas, las propiedades reológicas dominan los procesos de fabricación, por lo que el control de la velocidad de cizalla local y transferencia de cantidad de movimiento y calor es muy importante. Por esta razón, es conveniente describir a los equipos de transferencia de masa gas-líquido en términos de sus propiedades reológicas. Así los equipos se pueden clasificar en dos grupos principales (Middleton, 1992): equipos para baja viscosidad o números de Reynolds superiores a 10 000 y equipos para fluidos de alta viscosidad.

En el primer grupo, la turbulencia puede utilizarse para obtener un buen mezclado y los equipos incluyen, entre otros: columnas de burbujeo, sistema de platos en cascada, tanques agitados mecánicamente, mezcladores estáticos en línea, jets de líquidos y aereadores de superficie. Para viscosidades altas, la turbulencia prácticamente no puede ser utilizada y por consiguiente el mezclado se da como una combinación de cizalla laminar y distribuida, o bien por mezclado elongacional. Los dispositivos deseables para estos procesos incluyen mezcladores de masa, mezcladores dinámicos en línea, contactores de disco rotatorio y dispositivos de superficie raspada (Middleton, 1992).

Los tanques agitados provistos con sistemas de gaseo normalmente están equipados con turbinas Rushton. Esto se debe a la aclamada “buena” capacidad de dispersión de gas. Sin embargo, como se mencionó anteriormente, cuando los sistemas fluidos evolucionan en sus propiedades reológicas, las turbinas Rushton se tornan ineficientes. Así, para mejorar la transferencia de masa en sistemas de reología compleja se reportan diferentes estrategias, de las cuales podemos mencionar las siguientes:

1. **Utilización de turbinas Rushton múltiples.** Esta es quizá una de las prácticas más utilizadas en las fermentaciones. Esto se debe a la fuerte promoción, tanto en la literatura científica como comercial, que tuvo este impulsor en la década de los 50's (Nienow, 1990a).
2. **Modificaciones menores a las turbinas Rushton.** Estas modificaciones incluyen el uso de extensiones flexibles de las turbinas, las cuales permiten el incremento del diámetro de la turbina por acción de la aceleración (Pandit, 1993). Otros dispositivos, incluyen la reducción del área de las turbinas realizando oradaciones en las paletas (Roman y Tudose, 1996).
3. **Empleo de impulsores remotos diferentes a la turbina Rushton.** Aquí podemos citar impulsores cónicos (Strek *et al.*, 1990), hiperboloides (Nouri and Whitelaw, 1994), turbinas con paletas inclinadas, agitadores Intermig y la turbina Smith o Scaba (Nienow, 1990a) entre otros.
4. **Empleo de diferentes tipos de impulsores remotos en la misma flecha.** Los arreglos presentados en la literatura son de carácter muy diverso, sin embargo normalmente se incluyen impulsores duales (Baudou *et al.*, 1994).
5. **Empleo de agitadores de proximidad.** Estos impulsores se han propuesto recientemente como dispersores de gas, destaca el trabajos presentados por Micheau *et al.* (1995). A este respecto Tecante y Choplin (1993) concluyen que la dispersión de los agitadores helicoidales es similar a la de las turbinas Rushton.

6. *Empleo de geometrías híbridas en flechas diferentes.* Dentro de las diferentes propuestas se encuentra la combinación de impulsores de alta y baja velocidad (Edwards y Baker, 1992), la combinación de una turbina Rushton con una Scaba (John *et al.*, 1995), así como la combinación de una turbina Rushton con un agitador helicoidal a una relación de velocidades constante (Espinosa-Solares *et al.*, 1997).

Como se puede observar, los intentos para mejorar la productividad de los procesos que involucran transferencia de masa y propiedades reológicas evolutivas han sido muy diversos. Sin embargo, las bases para el diseño del mezclador ideal permanecen aún como un campo abierto a la investigación.

Con base a lo anterior, en el presente trabajo se pretende avanzar en el conocimiento del desempeño de una geometría poco convencional. Dicha geometría se presenta como una alternativa para los procesos que incluyen tanto dispersión de gas como reología evolutiva. La geometría estudiada es una geometría híbrida, es decir, el sistema incluye tanto un impulsor de proximidad como uno remoto. La elección de este sistema se sustentó en el desempeño individual de estos impulsores. En el caso del impulsor de proximidad se eligió un agitador helicoidal debido a las características de buen bombeo axial. Por otra parte, la turbina se eligió por su conocida capacidad para la dispersión de gas. Conviene señalar que los impulsores utilizados operan a velocidades de giro diferentes. En el estudio se adoptaron dos variantes de geometrías híbridas duales: Turbina Rushton-Hélice y Turbina Smith-Hélice. En ambos casos se consideran fluidos modelo que simulan la evolución reológica de los procesos. Así, el objetivo general del presente trabajo fue *evaluar el potencial de los sistemas de agitación duales propuestos en condiciones aereadas y no aereadas usando fluidos de reología compleja.*

1. REVISION DE LITERATURA

El mezclado se ha definido como el contacto mecánico através del cual los materiales son conducidos para obtener una homogeneidad predeterminada. A manera de ejemplo se puede citar la obtención de mezclas, la transferencia de masa, la preparación de una emulsión o bien la transferencia de oxígeno a los microorganismos de un reactor (Tatterson, 1994). Así que durante el mezclado pueden estar involucrados uno o más procesos de transporte: calor, masa y cantidad de movimiento. Este hecho confiere al estudio del proceso mezclado una característica muy peculiar.

Desde el punto de vista ingenieril, la caracterización del proceso de mezclado considera el criterio de homogeneización en sus escalas macro y micro. El éxito de un grado de homogeneidad en el tanque depende de la hidrodinámica y los efectos difusionales. Así el concepto de homogeneidad nos permite clasificar el mezclado en dos niveles: macromezclado y micromezclado. En el macromezclado, los efectos hidrodinámicos se relacionan con el transporte convectivo o flujo de recirculación, el cual es producto de la acción de bombeo del impulsor. Por otra parte, el grado de homogeneidad a nivel molecular, es decir el micromezclado, se logra solamente por difusión molecular (Tatterson, 1994). Considerando lo anterior, el presente trabajo se aborda el estudio desde la perspectiva del macromezclado. Así, en el presente capítulo se presentan los antecedentes relativos a los patrones de flujo, consumo de potencia, dispersión de gas y tiempo de mezclado.

1.1. LOS PATRONES DE FLUJO

Los patrones de flujo presentes en los tanques de mezclado están íntimamente relacionados con los fenómenos de transferencia de cantidad de movimiento. De ahí que la

visualización de dichos patrones de flujo sea muy importante en la caracterización de nuevas geometrías, sobre todo en la determinación de zonas que no se incorporan al patrón general de flujo y por tanto constituyen regiones de mal mezclado. Para la visualización de patrones de flujo se han aplicado una gran diversidad de técnicas. En el campo de la mecánica de fluidos Freymuth (1993) presenta una amplia revisión bibliográfica sobre las metodologías aplicadas para la visualización de diferentes procesos.

En el caso del mezclado, se han empleado una gran variedad de métodos, dentro de los cuales podemos señalar: la utilización de colorantes, ya sean de un solo tipo (Galindo y Nienow, 1992) o con reacción de neutralización ácido-base (Lamberto *et al.*, 1996); el manejo de cristales líquidos termosensibles (Takahashi *et al.*, 1982; Tajima y Kawahira, 1993); el empleo de “tufts” (mechones) (Chapple y Kresta, 1994); la visualización directa con trazadores sólidos simples (Nienow y Kuboi, 1984) o bien partículas fluorescentes iluminadas con rayo laser (Horio y Kuroki, 1994; Houcine *et al.*, 1994); así como la utilización de técnicas un poco más sofisticadas como son la resonancia magnética nuclear (Li *et al.*, 1994), la anemometría laser (Harvey III *et al.*, 1995; Ranade y Dommeti, 1996; Morud y Hjertager, 1996), los rayos X (Elson, 1990) y la tomografía (McKee *et al.*, 1994).

La adopción de alguna de las técnicas para la visualización de patrones de flujo depende de diversos factores. Sin embargo, quizá lo más determinante a considerar son las propiedades ópticas de los fluidos de trabajo, ya que la mayoría de las técnicas de fácil implementación (coloración, trazadores sólidos o mechones) requieren fluidos translúcidos. En el caso de las técnicas que involucran el uso de láser y cristales líquidos también requieren de fluidos transparentes. Cuando los fluidos son opacos, el uso de resonancia magnética nuclear, los rayos X o la tomografía es inevitable. Desde luego que otro factor a tomar en cuenta es la disponibilidad de recursos, ya que tanto las técnicas de láser, cristales líquidos, rayos X, resonancia magnética nuclear y tomografía requieren de inversiones dignas de consideración. Conviene destacar que la simulación numérica en ocasiones resulta ser una herramienta muy útil ya que permite la visualización de los patrones de flujo. Sin embargo, esta técnica requiere en todo momento su validación por cualquiera de las técnicas antes señaladas.

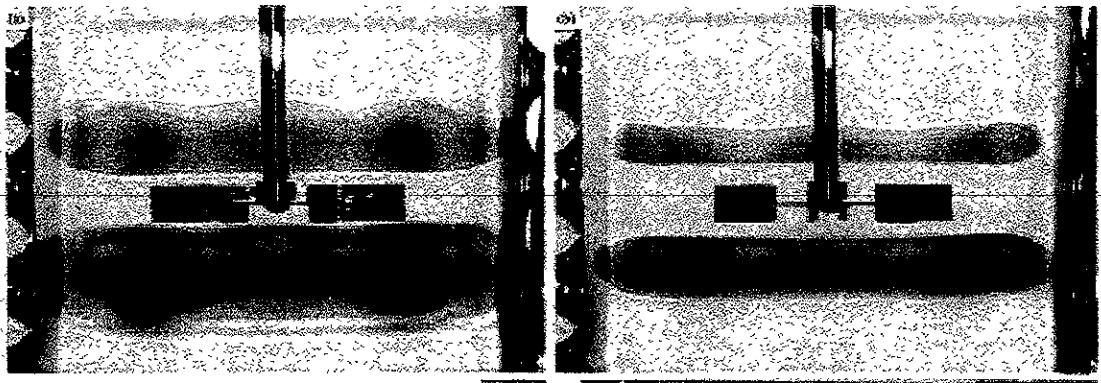
Para ciertos tipos de impulsores y bajo condiciones de flujo muy particulares, los patrones de flujo presentes en sistemas múltiples son muy similares a los presentes en los

impulsores individuales. En este sentido en el presente apartado se presenta en primer término los patrones de flujo de algunos impulsores individuales y posteriormente aquellos presentes en sistemas duales y múltiples.

1.1.1. LOS PATRONES DE FLUJO EN LAS GEOMETRÍAS SIMPLES

Ulbrecht y Carreau (1985) señalan que para la mayoría de los impulsores el patrón de flujo es tangencial, ya que el líquido sigue el impulsor que rota sobre su mismo eje. Para el caso de los impulsores helicoidales, las PBT y las propelas, se genera también un componente axial, de modo que el patrón de flujo es helicoidal. Cuando la velocidad del impulsor se incrementa la fuerza centrífuga también lo hace, lo que produce un flujo radial, el cual se torna vertical al entrar en contacto con las paredes del tanque.

Indudablemente que uno de los agitadores más estudiados es la turbina Rushton. El flujo de esta turbina depende de la velocidad a la cual se encuentre sometida y del tipo de fluido en que se encuentre aplicada. Así, Lamberto *et al.* (1996), trabajando con fluidos newtonianos y utilizando una técnica colorimétrica, reportan que para números de Reynolds bajos ($9.4 \leq Re \leq 18.32$) existen zonas de mal mezclado tanto arriba como abajo del impulsor, Tal como puede apreciarse en la Figura 1.1. Esta característica es independiente del tipo de tanque empleado, tal como lo muestran los resultados obtenidos por Nomura *et al.*(1996); estos autores trabajaron con tanques esféricos a $Re=10.12$ obteniendo un comportamiento muy similar al presentado por Lamberto *et al.* (1996). Por su parte, Elson (1990), utilizando trazadores de nitrato de plomo opacos a los rayos X en glicerol, encontró resultados similares para $Re=10$. Esta característica de zonas no mezcladas a Re bajos se presenta también en otras geometrías. Lamberto *et al.* (1996) mencionan que las zonas estancadas también se observan cuando se utilizan PBT en condiciones hidrodinámicas semejantes ($13 \leq Re \leq 14$).



a

b

Figura 1.1 Patrones de flujo de la turbina Rushton para a) $Re = 9.4$ y b) $Re = 18.32$ (Fuente: Lamberto et al., 1996).

Ahora bien, bajo condiciones de flujo similares, es decir Re bajos, la turbina Rushton presenta patrones de flujo muy diferentes cuando se emplean fluidos no-newtonianos. En la Figura 1.2 se presentan los resultados obtenidos por Elson (1990). Esta figura incluye los movimientos observados en un fluido newtoniano y un no-newtoniano. El período de observación fue de 10 segundos, en todos los casos el círculo negro señala la posición original del trazador. Como puede observarse, a un mismo número de Reynolds los patrones de flujo son totalmente diferentes. Con el fluido no-newtoniano el flujo se restringe a las proximidades del impulsor, en cambio con un fluido newtoniano el volumen de mezclado es mayor. En estas condiciones la formación de cavernas es inevitable. Hirata y Aoshima (1996), empleando anemometría láser, determinaron el tamaño de las cavernas formadas con una turbina Rushton en soluciones de un polímero de carboxi-vinil. Así, estos autores reportan que a medida que el número de Reynolds se incrementa el tamaño de la caverna también lo hace.

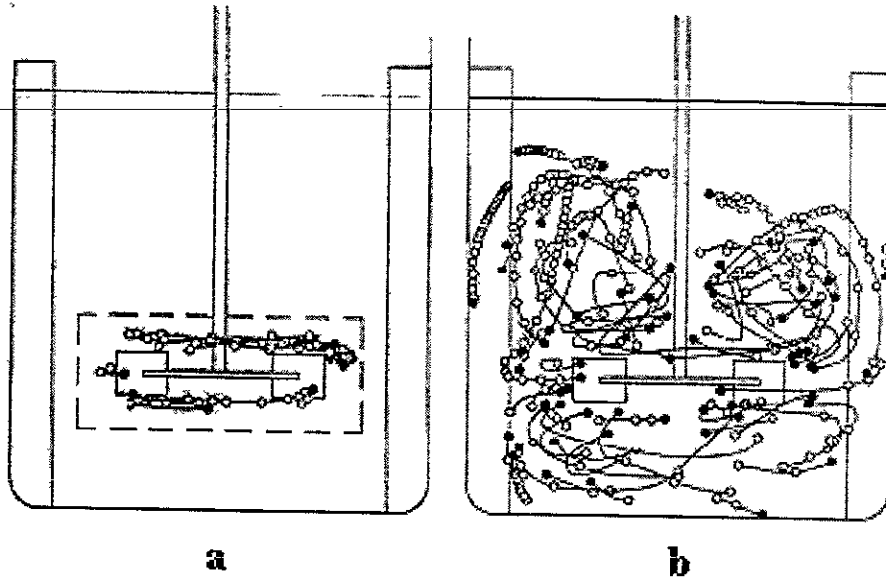


Figura 1.2 Patrones de flujo producido por una turbina Rushton en condiciones de $Re = 30$: a) goma xantana [$m= 12.1 \text{ Pa s}^n$, $n= 0.286$] b) glicérol [$\mu = 0.84 \text{ Pa s}$] (Fuente: Elson, 1990).

Cuando se emplean turbinas diferentes con fluidos no-newtonianos, como podría ser el caso de la turbina PBT, el patrón de flujo no es muy diferente. A este respecto Moore *et al.* (1995) reportan los patrones de flujo evaluados por anemometría láser de una turbina Rushton y una PBT. Para un fluido pseudoplástico ($m= 12.1 \text{ Pa s}^n$, $n= 0.29$) y $Re = 58$ ambos impulsores generaron un gran flujo tangencial, con pequeñas zonas de recirculación radial-axial arriba y abajo del impulsor. Las velocidades absolutas alrededor de la turbina Rushton fueron dos veces mayores que las observadas en la misma región con la PBT. A pesar de esta diferencia, el tamaño de las cavernas fue muy similar.

Cuando las condiciones de flujo son más intensas el patrón de flujo se modifica considerablemente. Hirata *et al.*(1994) mencionan que la turbina Rushton en soluciones de Carbopol cambia el patrón de flujo de una predominancia tangencial ($Re \leq 22$) a una radial ($Re \geq 30$). Por su parte, Bakker y Van den Akker (1994) reportan los patrones de flujo de un tanque con baffles agitado con una turbina Rushton ($d=0.4D$) para un fluido newtoniano. La metodología adoptada por estos autores fue la simulación numérica, la cual fue verificada con

lecturas de anemometría láser. Los vectores de velocidad para $Re = 1600$ reportados por dichos autores se presentan en la Figura 1.3. Como puede notarse, el patón de flujo presenta tanto una componente radial como axial.

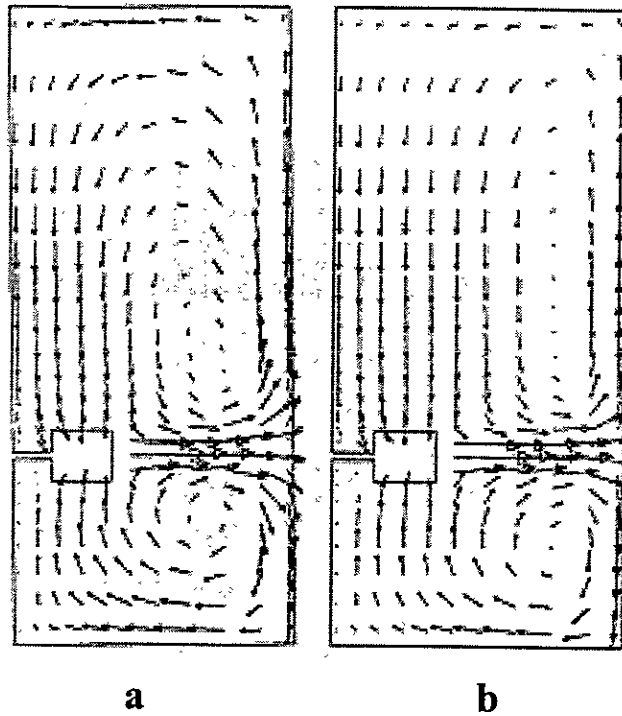


Figura 1.3. Influencia del baffle en el patrón de flujo de una turbina Rushton: a) posición a 4° y b) 45° del baffle. (Fuente: Bakker y Van de Akker, 1994).

Ahora bien, cuando se comparan los flujos generados por una turbina Rushton con otros impulsores, es un tanto sorprendente que los patrones de flujo son muy similares. En la comparación de una turbina Rushton con una turbina Smith, usando datos obtenidos con anemometría láser, se ha reportado que la componente de velocidad radial es muy semejante en ambos impulsores y que la componente axial es ligeramente superior en la turbina Rushton (Mishra y Joshi, 1993).

En relación al patrón de flujo que produce una turbina PBT, se puede decir que también es muy semejante al presentado por una turbina Rushton. Bakker *et al.* (1997) reportan una comparación entre estos tipos de impulsores, las técnicas utilizadas fueron tanto la velocimetría láser como la simulación numérica. Para condiciones de flujo constantes de $Re=40$, el patrón

de flujo de la PBT no difiere grandemente del patrón de flujo producido por la turbina Rushton.

El efecto de la velocidad de aereación y de la turbina Rushton sobre la velocidad del gas en el interior del tanque fue estudiado por Morud y Hjertager (1996). Estos autores reportan que, bajo condiciones aereadas de 0.49 a 1.33 vvm y velocidades de 360 a 720 rpm, no existen grandes diferencias entre las velocidades axial, radial y tangencial de gas.

Por otra parte, los patrones de flujo con impulsores de proximidad son totalmente diferentes a los obtenidos con la turbina Rushton. De acuerdo a los datos obtenidos por la técnica de cristales líquidos, los patrones de flujo producidos por los impulsores helicoidales presentan dos componentes de flujo: el primario es el axial y el secundario es radial (Takahashi *et al.*, 1982). Una investigación más reciente (Brito-De la Fuente, 1992) basada en simulación numérica 3-D y observación de trazadores sólidos muestra que el flujo es predominantemente axial, lo cual no sólo se observa en fluidos de alta viscosidad, sino que también en fluidos altamente pseudoplásticos. El descenso del fluido es girando alrededor de la flecha y el ascenso es por la periferia del impulsor cerca de la pared. Takahasi *et al.* (1994) reportan que cuando se emplean agitadores helicoidales con fluidos altamente viscosos y con alturas de fluido cercanas a la mitad de la altura total del impulsor, se observa una zona estancada en la cara interna del impulsor, ubicada a la mitad de la altura del líquido.

1.1.2. LOS PATRONES DE FLUJO EN SISTEMAS MULTI-IMPULSORES

La introducción de geometrías duales y múltiples en los tanques de mezclado están orientadas a resolver los problemas que presentan los monoimpulsores. Es decir, estos sistemas pretenden promover la eliminación de zonas muertas en el interior del líquido. En este tópico, los arreglos duales son los sistemas que se han estudiado con relativa mayor frecuencia. Así, el comportamiento de flujo presente en estos sistemas proporciona elementos para el estudio de los patrones de flujo en sistemas con un mayor número de impulsores. Esto es particularmente útil, sobre todo cuando nos referimos a las turbinas Rushton, ya que en la muchos sistemas incluyen a dicho agitador, ya sea como impulsor único o en combinaciones con otros tipos.

Los patrones de flujo en geometría doble de turbinas Rushton fueron estudiados por Mahmoudi y Yianneskis (1991) empleando partículas sólidas iluminadas con rayo láser. Estos autores reportan diferencias de acuerdo a las condiciones evaluadas:

- a) Espacio inferior entre el impulsor y el fondo del tanque relativamente grande ($b > 0.2D$). Los patrones de flujo observados son muy similares a los patrones de flujo que se presentan con las turbinas individualmente. La turbina produce un flujo radial, el cual cambia a horizontal y vertical en las proximidades de la pared del tanque, creando dos zonas de recirculación una arriba y otra abajo de cada turbina (Figura 1.4.a)
- b) Mismo espacio inferior que el anterior pero para una distancia menor entre los impulsores. Las corrientes de las dos turbinas fueron inclinadas con respecto a la horizontal y en dirección al impulsor contrario. Dichos flujos se juntan a la mitad de los dos impulsores, creando una recirculación similar a la provocada por solamente un impulsor (Figura 1.4.b). En este flujo, el fluido que se encuentra entre las dos turbinas permanece aislado del flujo general, de modo que se mantiene rotando sólo alrededor de la flecha. Este patrón de flujo fue confirmado posteriormente por Mahmoudi *et al.* (1994), quienes trabajaron con simulación numérica validada con anemometría láser.
- c) Espacio inferior reducido ($b < 0.2D$). En este caso el flujo en la turbina superior es similar al obtenido en forma individual por la turbina Rushton. Por su parte, el impulsor de la parte baja produce un flujo dirigido hacia la base del tanque. El fluido desplazado a la parte inferior del tanque regresa por las paredes del tanque a la parte superior de la turbina inferior generando una zona de recirculación. La turbina superior presenta un comportamiento semejante al de una turbina individual (Figura 1.4.c).

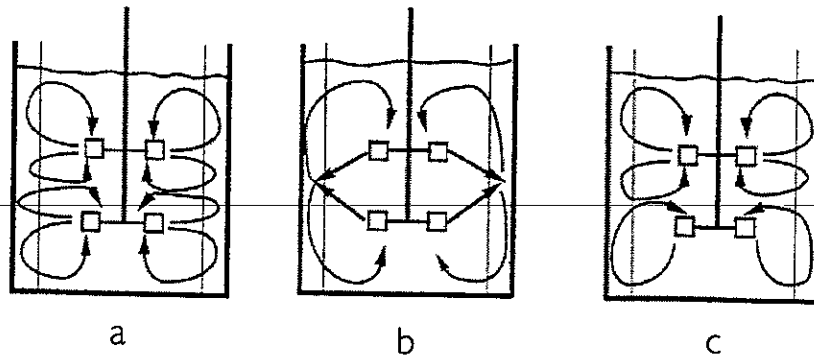


Figura 1.4. Patrones de flujo presentes en un sistema Rushton dual [ver texto para referir condiciones de flujo] (Fuente: Mahmoudi y Yianneskis, 1991).

A diferencia de lo esperado por diversos autores, la tendencia a la formación de cavernas con agitadores remotos múltiples persiste bajo determinadas condiciones de flujo, especialmente cuando se trabaja con fluidos pseudoplásticos. Galindo *et al.* (1996) reportan el tamaño de las cavernas, producidas en una solución de Carbopol ($m=33.9 \text{ Pa s}^n$, $n=0.322$) por sistemas duales mono-impulsores (turbinas Rushton e impulsores Intermig), como función de la velocidad de agitación de los impulsores. Estos autores reportan que la velocidad mínima para que las cavernas entren en contacto es de alrededor de 400 rpm para las Rushton y cercano a 1000 rpm para los impulsores Intermig. Por otra parte, Ibrahim y Nienow (1995) mencionan que bajo condiciones turbulentas y con fluidos newtonianos el patrón de flujo es difícil de describir. En cambio, para $Re=170$, el patrón de flujo es predominantemente radial.

Ahora bien, bajo condiciones de gaseo, los patrones de flujo en una geometría de doble turbina dependen fundamentalmente de dos factores: la velocidad de gaseo y la velocidad de rotación del agitador. Abrardi *et al.* (1990) presentan dos situaciones extremas. En el primer caso (a) se logra cuando la velocidad de gaseo es baja y la velocidad de rotación es alta, de esta forma se observa una recirculación en todo el tanque. Si se reduce la velocidad de giro y/o se aumenta el gasto de aire, entonces se tiene que la recirculación es pobre en el interior del tanque y sobre todo no existe dispersión de gas.

Kaminoyama y Kamiwano (1994) presentan un estudio del patrón de flujo producido por una geometría de hélice doble, la técnica utilizada fue el análisis numérico, el cual fue validado experimentalmente. La Figura 1.5.a muestra que los flujos son predominantemente circunferenciales. Por otra parte, la Figura 1.5.b muestra que se produce un flujo ascendente

por las paredes del tanque y que las corrientes de flujo descendente se manifiestan a lo largo de la flecha del impulsor. Finalmente, en la Figura 1.5.c muestra que la distribución del flujo es más o menos homogénea, excepto en las áreas cercanas al eje de rotación. Estos resultados muy similares a los obtenidos con impulsores individuales de este tipo.

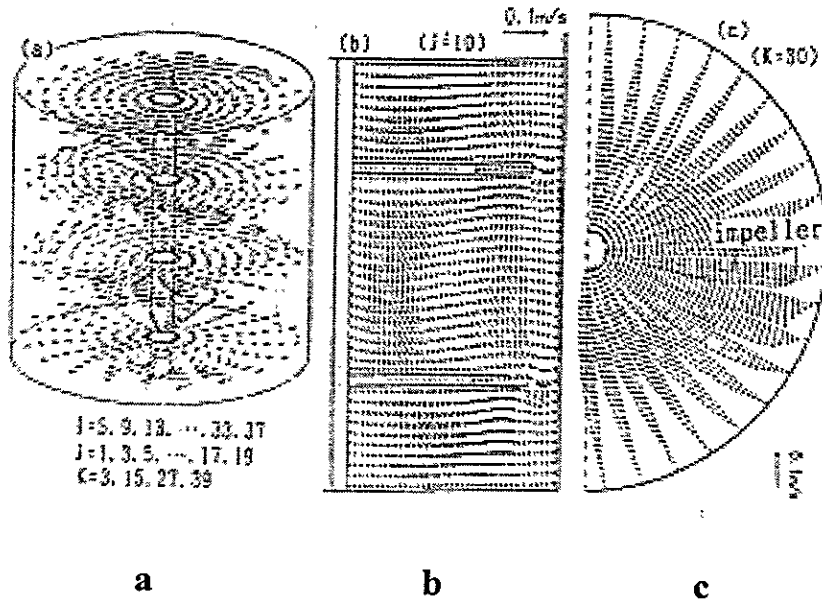


Figura 1.5, Distribución de velocidad para un sistema de doble agitador helicoidal a $Re=13.27$: a) tres dimensiones b) en el plano $r-z$ y c) sobre el plano $r-\theta$. (Fuente: Kaminoyama y Kamiwano, 1994).

Por otra parte, Nomura *et al.* (1996) presentan estudios de visualización con trazadores sólidos en un tanque esférico, el cual es agitado por una ancla modificada y dos turbinas PBT. Estos autores explican que el flujo axial se debe a las diferencias en la fuerza centrífuga en la dirección axial presentes en este sistema. Estos cambios en la fuerza centrífuga son ocasionados por el cambio de la velocidad en la orilla del impulsor. Así se crean dos zonas de recirculación una en la parte superior del recipiente y otra en la parte baja. Las PBT promueven un movimiento axial cerca de la flecha y deforman la corriente del flujo para acelerar el intercambio de flujo entre las regiones de mezclado superior e inferior. El patrón de flujo reportado para esta geometría se presenta en la Figura 1.6.

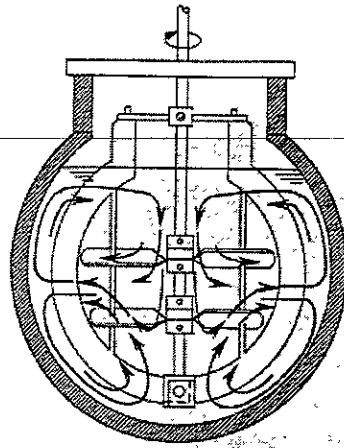


Figura 1.6. Patrón de flujo en un sistema híbrido Ancla modificada/PBT (Fuente: Nomura et al., 1996).

1.1.3. DISCUSIÓN SOBRE LOS PATRONES DE FLUJO EN SISTEMAS MÚLTIPLES

Los patrones de flujo que más se han reportado en la literatura son los relativos a la turbina Rushton. Esto se atribuye principalmente a que, desde la década de los años cincuenta, dicho impulsor ha sido de los más estudiados. Una de las características más importantes que se tienen con estos impulsores es que, a bajos números de Reynolds, se forman regiones bien mezcladas sólo en las proximidades del impulsor, las cuales se les conoce como cavernas. Las cavernas son comunes cuando se manejan fluidos que presentan una viscosidad elevada y que por ende se manejan en condiciones hidrodinámicas de bajos números de Reynolds. La presencia de las cavernas se hace aún más evidente cuando se utilizan fluidos de reología compleja. Por ejemplo, en soluciones pseudoplásticas, la única forma de eliminar la caverna es incrementando la velocidad de la turbina. Dicho incremento de velocidad puede ocasionar repercusiones no deseables en algunos sistemas como podrían ser los medios sensibles al daño mecánico, además de incrementar el consumo de potencia de manera considerable. Por otra parte, al comparar los patrones de flujo producidos con la turbina Rushton con los producidos

por otros tipos de turbina, se ha observado que dichos patrones de flujo muestran mucha similitud, sobre todo a medida que se intensifican las condiciones de agitación. Considerando lo anterior el empleo individual de sistemas remotos no soluciona el problema de mezclado de fluidos que presentan una alta viscosidad, además en el caso de fluidos de reología compleja el problema puede hacerse aún más evidente. En ese sentido, en la literatura se han presentado dos estrategias principales para tratar de solucionar los problemas de mezclado en tanques agitados: por un lado está el empleo de sistemas múltiples y por otro el empleo de agitadores de proximidad.

En relación a los sistemas múltiples los resultados no han sido tan favorables como se esperaba, ya que si bien algunas configuraciones favorecen el macromezclado en el interior del tanque para fluidos newtonianos, en algunos casos sólo se logra el “contacto” entre las cavernas producidas por los impulsores, con lo cual el problema del macromezclado permanece. Por otra parte, los agitadores de proximidad que resultan ser prometedores son los agitadores helicoidales, sobre todo porque son los que promueven un bombeo axial en los tanques de mezclado, situación que se logra tanto con fluidos newtonianos de alta viscosidad, como con fluidos de reología compleja. En este sentido, para favorecer el macromezclado de fluidos de reología compleja es necesario contar con impulsores que promuevan un flujo en la dirección axial. De esta forma, los sistemas con impulsores helicoidales son más prometedores, sobre todo para fluidos con viscosidad elevada y/o reología compleja.

1.2. EL CONSUMO DE POTENCIA EN SISTEMAS MULTIPLES

En un sistema de mezclado, la potencia requerida por un impulsor representa la velocidad de disipación de energía dentro del líquido (Edwards, 1985). Debido a esto, el consumo de potencia se ha empleado tradicionalmente como una medida de la economía del proceso de mezclado. Así, el consumo de potencia en tanques agitados es sin duda uno de los parámetros más estudiado en la literatura. El estudio de este parámetro se ha realizado empleando diferentes aproximaciones las cuales se pueden agrupar en tres grandes grupos

(Tatterson, 1986): análisis dimensional, analogías de flujo y la dinámica de fluidos computacional [Computational Fluid Dynamics (CFD)].

El análisis dimensional es una de las metodologías más empleadas debido a la flexibilidad y relativa sencillez con que se describe el desempeño de un mezclador con un mínimo de variables independientes. Esta reducción permite un manejo de un menor número de variables experimentales, por lo que frecuentemente constituye una de las mejores aproximaciones experimentales para el estudio del consumo de potencia. Dentro de las analogías de flujo se tiene a la analogía de flujo Couette, la cual considera al sistema de mezclado como un sistema de cilindros concéntricos. Para fluidos no-newtonianos, el cálculo del consumo de potencia depende grandemente de la velocidad de cizalla considerada. Dado que la hidrodinámica en un tanque agitado difiere de la encontrada en el flujo Couette es de esperar que, para fluidos no-newtonianos, la velocidad de cizalla sea una función de la geometría en estudio. Finalmente, la dinámica de fluidos computacional se basa en la solución de las ecuaciones de Navier-Stokes, usando condiciones iniciales y frontera ad hoc. Los resultados de CFD son normalmente comparados y validados con resultados experimentales. Lo anterior permite en principio extender la aplicación de las correlaciones empíricas (Brito-De la Fuente, 1992).

1.2.1. CONCEPTOS GENERALES SOBRE EL CONSUMO DE POTENCIA EN TANQUES AGITADOS

Al aplicar el análisis dimensional a las variables que intervienen en el mezclado, se ha encontrado que el número de potencia es una función del número de Reynolds, el número de Froude y de diversas relaciones geométricas. Estos números adimensionales se definen respectivamente en las Ecuaciones (1.1), (1.2) y (1.3) [Nagata (1975)].

$$N_p = \frac{P}{\rho N^3 d^5} = \frac{\text{Potencia disipada por el agitador}}{\text{Potencia disipada por las fuerzas inerciales}} \quad (1.1)$$

$$Re = \frac{\rho N d^2}{\mu} = \frac{\text{Fuerzas inerciales}}{\text{Fuerzas viscosas}} \quad (1.2)$$

$$Fr = \frac{N^2 d}{g} = \frac{\text{Fuerzas inerciales}}{\text{Fuerza gravitacional}} \quad (1.3)$$

Cuando Re presenta valores menores de 300, el número de Froude puede despreciarse, de modo que el número de potencia sólo es función del número de Reynolds y la geometría del sistema evaluado. En la Ecuación (1.4) se presenta el número de potencia, para fluidos newtonianos, bajo condiciones de régimen laminar (Nagata, 1975).

$$N_p = \frac{K_p}{Re} \quad (1.4)$$

donde el parámetro K_p considera el efecto de diferentes relaciones geométricas.

Por otro lado, en el régimen turbulento, dicho parámetro se mantiene con un valor constante (Nagata, 1975), entonces el número de potencia se expresa de acuerdo a la Ecuación (1.5).

$$N_p = B \quad (1.5)$$

Para los sistemas de agitación con gaseo existen diferentes métodos para representar el consumo de potencia los cuales dependen de las variables estudiadas. La forma más comunmente utilizada es expresar la relación entre la potencia gaseada entre la potencia no gaseada (P_g/P) como función del número de flujo (Fl), el cual considera el efecto del flujo de aire (Q) y el bombeo del impulsor (Nd^3) [Ecuación (1.6)].

$$Fl = \frac{Q}{Nd^3} = \frac{\text{Flujo de aire}}{\text{Bombeo del impulsor}} \quad (1.6)$$

1.2.2. TRATAMIENTO DEL CASO NO-NEWTONIANO

Como se ya se ha mencionado anteriormente, muchos sistemas de interés industrial que requieren mezclado presentan características no-newtonianas. Así, en la tecnología de mezclado de este tipo de fluidos se requiere del conocimiento de la velocidad de cizalla ($\dot{\gamma}$), toda vez que la viscosidad depende de dicho parámetro. Como se vió en el apartado anterior, la velocidad del fluido al interior del tanque cambia con el tipo de geometría y de acuerdo a la posición donde se haga la evaluación. En este sentido, la velocidad de cizalla es difícil de conocer, sobre todo por la complejidad de la hidrodinámica en el interior del tanque de mezclado.

Ante esta problemática, se han presentado diversas alternativas, tal es el caso del trabajo clásico de Metzner y Otto (1957). Estos autores, basados en la analogía de flujo Couette, proponen que si dos fluidos, uno newtoniano y otro no-newtoniano, consumen la misma potencia en condiciones de similitud geométrica, entonces ambos fluidos poseen la misma viscosidad. Por lo que, haciendo uso de la curva de flujo del fluido no-newtoniano es posible definir una velocidad de cizalla promedio en el interior del tanque, la cual se expresa en la Ecuación (1.7).

$$\dot{\gamma}_{avg} = K_s N \quad (1.7)$$

El valor de K_s tiene que determinarse experimentalmente para cada geometría de interés. Así, en la Ecuación (1.8) se define el número de Reynolds para fluidos que se comportan de acuerdo con el modelo de la potencia.

$$Re_{avg} = \frac{\rho N d^2}{m \dot{\gamma}_{avg}^{n-1}} \quad (1.8)$$

Bourne y Butler (1969) consideran otra alternativa para la definición del Reynolds. Estos autores utilizan la velocidad rotacional, N , como velocidad de cizalla ($\dot{\gamma}$), de modo que la Ecuación (1.8) se transforma para dar lugar a un número de Reynolds generalizado, el cual está definido por:

$$Re_{gen} = \frac{\rho N^{2-n} d^2}{m} \quad (1.9)$$

Así, la generalización de la relación adimensional clásica de consumo de potencia para fluidos que siguen la ley de la potencia está dado por:

$$K_p (n) = N_p Re_{gen} = \frac{P}{N^{1+n} d^3 m} \quad (1.10)$$

Para los fluidos que presentan comportamiento pseudoplástico se ha observado que bajo las mismas condiciones hidrodinámicas, el consumo de potencia disminuye a medida que aumenta el nivel de pseudoplasticidad (Bourne y Butler, 1969; Deák *et al.*, 1985). La funcionalidad de K_p con las propiedades del fluido fue propuesta por Brito-De la Fuente *et al.* (1992) de acuerdo a la Ecuación (1.11).

$$K_p (n) = K_p K_s^{n-1} \quad (1.11)$$

La Ecuación (1.11) requiere necesariamente el cálculo de la constante K_s . Alternativo a esto, Brito-De la Fuente *et al.*(1992) propusieron el cálculo de K_p como función de los consumos de potencia observados con diferentes comportamientos reológicos. El modelo propuesto se presenta en la Ecuación (1.12). Este modelo ha sido validado con datos experimentales de agitadores helicoidales presentados por Brito-De la Fuente *et al.*(1992) y Brito-De la Fuente *et al.*(1997b).

$$K_p (n) = K_{p(n=1)} b^{n-1} c^{\frac{n-1}{n}} \quad (1.12)$$

Conviene señalar que en la mayoría de los trabajos reportados en la literatura se asume que K_s es una constante. Sin embargo, algunos autores han demostrado (Brito-De la Fuente *et al.*, 1992) que para valores fluidos altamente pseudoplásticos ($n < 0.30$) K_s no es una constante sino que en realidad es una función de las propiedades de flujo. Así, los valores experimentales de consumo de potencia de un agitador helicoidal fueron presentados por Brito-De la Fuente *et al.*(1992), en donde K_s sigue a la Ecuación (1.13).

$$K_s = \left[\frac{K_p (n)}{K_p} \right]^{\frac{1}{n-1}} \quad (1.13)$$

Una discusión más amplia acerca de la influencia que tienen las propiedades reológicas sobre el consumo de potencia y la constante K_s para agitadores helicoidales fue presentada por Brito-De la Fuente (1992). De la misma forma Tanguy *et al.* (1996) hacen la discusión similar para el caso de sistemas con anclas.

Rieger y Novák (1973) correlacionaron los datos de consumo de potencia obtenidos con diferentes fluidos pseudoplásticos de acuerdo a la Ecuación (1.14).

$$K_p(n) = K_{p(n=1)} \exp[-B(1-n)] \quad (1.14)$$

En este caso B es una constante igual a 36.73. Al sustituir la Ecuación (1.14) en la Ecuación (1.13) se obtiene que K_s es una constante. Por su parte, Netušil y Rieger(1993) usando también fluidos pseudoplásticos ($0.16 \leq n \leq 1.0$) y agitadores helicoidales, de tornillo, así como de tornillos con tubo conductor descentrado, propusieron el modelo de la Ecuación (1.15). El valor de α es una constante que depende de la geometría de interés. Ahora bien, al sustituir dicho modelo en la Ecuación (1.13) se obtiene que K_s es una función de n . A pesar de esto, los autores recomiendan utilizar un promedio de K_s , tomado de los valores obtenidos con diferentes índices de flujo!

$$K_p(n) = K_{p(n=1)} n^\alpha \quad (1.15)$$

Considerando los conceptos anteriores, es posible plantear la generalización de una curva de consumo de potencia, para fluidos newtonianos y no newtonianos. Para tal fin, se requiere de la definición de una viscosidad efectiva (también conocida como viscosidad de proceso), la cual es una función de la velocidad de corte efectiva ($\dot{\gamma}_e$). Así, con base en el concepto de Metzner y Otto (1957), así como en la Ecuación (1.13), Brito-De la Fuente *et al.* (1992) mostraron que $\dot{\gamma}_e$ puede definirse como:

$$\dot{\gamma}_e = \left[\frac{K_p (n)}{K_p} \right]^{\frac{1}{n-1}} N \quad (1.16)$$

Esta velocidad efectiva puede ser utilizada para calcular la viscosidad efectiva y así definir un número de Reynolds efectivo, Re_e , dado por:

$$Re_e = \frac{\rho N d^2}{m (\dot{\gamma}_e)^{n-1}} \quad (1.17)$$

1.2.3. IMPULSORES MÚLTIPLES

Los sistemas múltiples podemos dividirlos en sistemas compuestos por un mismo tipo de impulsores y sistemas combinados. La mayoría de estos impulsores son impulsores remotos acoplados a una sola flecha de modo que se manejan a una misma velocidad. Otro tipo de sistemas son los híbridos, los cuales consideran la combinación de agitadores de proximidad con remotos, sin embargo este tipo de sistemas de mezclado son muy poco reportados en la literatura abierta. Dado que el consumo de potencia depende grandemente de los patrones de flujo presentes en el tanque de mezclado, en el presente apartado se discute la influencia de los patrones de flujo en el consumo de potencia de diversos sistemas múltiples.

1.2.3.1. SISTEMAS BASADOS EN TURBINAS RUSHTON

Höcker *et al.*(1981) presentan un estudio de consumo de potencia para impulsores duales e individuales. Estos autores reportan que para turbinas Rushton duales en condiciones de régimen turbulento, el consumo de potencia total es la suma de las contribuciones individuales de cada impulsor. Bajo condiciones de régimen laminar, la potencia total es aproximadamente 20% superior de la suma de los consumos individuales de los impulsores. Sin embargo, un estudio similar, presentado por Vránek *et al.* (1990) para turbinas Rushton duales en condiciones de régimen turbulento, muestra que el consumo de potencia del sistema dual es inferior aproximadamente en un 13% a la suma de los impulsores individuales.

Esta aparente contradicción se debe a que el consumo de potencia de los sistemas duales de turbinas Rushton está fuertemente influenciado por el espacio entre los impulsores, sobre todo por las modificaciones ocasionadas en los patrones de flujo. En efecto, Hudcova *et al.* (1989) presentan datos propios y de la literatura del consumo de potencia como función de la separación entre los impulsores. De acuerdo con los datos presentados, el consumo de potencia es la suma de los consumos individuales de los impulsores cuando el espacio entre los agitadores es superior dos veces el diámetro del impulsor. En cambio, cuando este espacio disminuye el consumo de potencia es inferior a la suma de los consumos individuales. Las variaciones observadas se atribuyen a los cambios en los patrones de flujo, es decir, conforme los impulsores se encuentran más cercanos existe una interacción entre los patrones de flujo. En cambio, cuando la separación es mayor es posible que los impulsores se comporten como impulsores virtualmente independientes. Estas conclusiones fueron corroboradas por Chiampo *et al.* (1991) quienes presentaron datos experimentales propios y de otros autores. Por su parte, Nocentini *et al.* (1988) reportan que, para un sistema de 4 turbinas Rushton, la suma de los consumos individuales corresponde al consumo del sistema y señalan que esta regla se cumple cuando la separación entre impulsores es mayor que el diámetro del agitador. De la misma forma, Abrardi *et al.* (1990) reportan también que el consumo de potencia de un sistema múltiple de turbinas Rushton es igual a la suma del consumo los impulsores individuales, siempre y cuando la separación esté entre 1.5 y 2 veces el diámetro del impulsor.

1.2.3.2. SISTEMAS DUALES DE DIVERSAS COMBINACIONES DE IMPULSORES REMOTOS

Chiampo *et al.* (1991) presentan un estudio en donde se evalúa el efecto de la separación de los impulsores sobre el consumo de potencia de diversas combinaciones de impulsores. Los cuales incluyen a la turbina Rushton y la PBT, esta última fue de dos tipos: con las paletas inclinadas que producen en un caso flujo hacia arriba (PBTU) y en el otro hacia abajo (PBTB). Estos autores encontraron que la separación de interacción de patrones de flujo y por ende en el consumo de potencia es diferente para cada combinación. En dicho trabajo se consideran dos distancias críticas entre los impulsores, una es donde se tiene una intensa interacción entre

impulsores y la otra donde los agitadores se comportan prácticamente de manera independiente. En la

Tabla 1.1 se presentan los resultados reportados por Chiampo *et al.*(1991) tanto para las condiciones sin gaseo como para condiciones de gaseo a 1.0 vvm. En todos los casos, el primer impulsor se refiere al agitador colocado en la parte inferior del tanque.

Tabla 1.1. Valores críticos $\Delta c/d$ que modifican el consumo de potencia en sistemas duales.

Combinación de impulsores	Sin gaseo		Con gaseo (1 vvm)	
	Interacción intensa	No interacción	Interacción intensa	No interacción
Rushton+Rushton	1.3	1.6	1.4	2.0
Rushton+PBTU	0.3	1.5	1.5	2.0
Rushton+PBTU	1.6	2.8	1.0	2.3
PBTU+PBTU	2.1	3.0	-	-

Δc : separación entre impulsores; d: diámetro del impulsor

Fuente: Chiampo *et al.*(1991)

Por otra parte, para los impulsores MIG, se ha observado que el consumo de potencia en sistemas duales es inferior a la suma de los consumos individuales. Höcker *et al.* (1981) reportan que en condiciones de régimen laminar la reducción es de alrededor del 31% y en régimen turbulento esta disminución es cercana al 43%.

La potencia aerada para un sistema dual compuesto en la parte superior por un impulsor axial de 3 paletas y en la parte inferior una turbina Scaba fue presentado por Myers *et al.*(1994). Estos autores proponen que la evaluación del consumo de potencia en condiciones aeradas puede calcularse con la Ecuación (1.18).

$$\left(\frac{P_g}{P}\right)_{Scaba+Axial} = \alpha \left(\frac{P_g}{P}\right)_{Scaba} + (1-\alpha) \left(\frac{P_g}{P}\right)_{Axial} \quad (1.18)$$

Esta expresión permite estimar el consumo de potencia a partir del consumo individual de los impulsores. Así, el consumo de potencia de la turbina Scaba se obtiene de manera individual para cada condición de aereación y velocidad de rotación deseadas. Para el caso del impulsor axial la potencia individual se estima a partir de el consumo bajo condiciones aereadas de buena dispersión, lo cual es posible obtenerlo experimentalmente utilizando una membrana de hule perforada. Los datos experimentales presentados por estos autores concuerdan muy bien con los estimados con el modelo, ya que las diferencias observadas son de sólo un 5%. Sin embargo, estos autores previenen que el modelo sobre estima el consumo de potencia a bajos gastos de gas ($Fl < 0.1$), debido a que no considera la interacción entre los flujos de los impulsores.

Por otra parte, John *et al.* (1995) presentan un estudio del consumo de potencia de un sistema dual con motores independientes, dicho sistema fue inspirado en la patente de Solomons y LeGrys (1981). El sistema está formado por una turbina Rushton en la parte inferior y una turbina Scaba de 3 paletas con bombeo axial en la parte superior. Los valores reportados incluyen el efecto de la presencia de un tubo de recirculación y de la aereación, todos los experimentos se realizaron utilizando agua como fluido de trabajo.

Para el caso de las condiciones no aereadas y sin tubo de recirculación John *et al.* (1995) observaron que, cuando la turbina Rushton gira a 300 rpm, la influencia en el consumo de potencia es pequeña. La turbina Scaba no presenta influencia en el consumo de potencia de la turbina Rushton. En cambio, la Scaba incrementa su consumo sólo cuando gira a bajas revoluciones. Esto se atribuye a la predominancia del patrón de flujo generado por la turbina Rushton en la parte superior del tanque. Dicha predominancia se reduce a medida que la Scaba incrementa su velocidad. Ahora bien, cuando se incorpora un tubo de recirculación, se observa que la turbina Rushton no influye sobre el consumo de potencia de la Scaba. En cambio dependiendo del sentido de giro en la turbina Rushton, se observan dos fenómenos: 1) Cuando ambos impulsores giran a la misma velocidad en la misma dirección, el consumo de potencia en la turbina Rushton disminuye ligeramente. Los autores explican esta disminución debido a que al no existir baffles la turbina Scaba genera un patrón de flujo tipo remolino en dirección hacia abajo. Esto ocasiona que el impulsor inferior encuentre una resistencia menor al movimiento,

reduciendo por tanto la potencia consumida. 2) Cuando el sentido de giro es contrario, la turbina Rushton no presenta ninguna disminución en el consumo de potencia.

Bajo condiciones de aereación y sin tubo de aereación, estos autores mantuvieron constante la Rushton a 200 rpm y variaron la Scaba de 120 a 240 rpm. En general se observa que la Scaba no tiene mucha influencia sobre el consumo de potencia de la turbina Rushton. Sin embargo, la disminución si se hace evidente cuando el aire se hace llegar a la Rushton sobre todo cuando se pasa de 0 a 0.25 vvm, la disminución continúa pero no muy grande cuando se manejan flujos de aire de 0.50 y 0.75 vvm. Por otra parte, la Scaba no modifica su consumo de potencia a velocidades bajas (<120 rpm), pero si a velocidades mayores llegando a un valor de $P_g/P=0.6$ a 240 rpm. Un aspecto a destacar es que cuando la turbina Rushton se maneja en condiciones de inundación, también se tienen condiciones de inundación en la Scaba sobre todo cuando las velocidades son bajas, así los valores de P_g/P de la Scaba son superiores a 1.0. Esto se atribuye a la fuerza de flotación de la cadena de burbujas las cuales producen el flujo de gas-líquido hacia la parte superior. Dicho flujo incide sobre la Scaba provocando un incremento en la potencia demanda.

Ahora bien, si se considera la presencia del tubo de recirculación y el gaseo, de nueva cuenta la Scaba presenta muy poca influencia en la Rushton. En el caso de la Scaba, la disminución del consumo de potencia es más evidente por cambio de velocidad de giro que por cambios en la velocidad de gaseo. Bajo condiciones de baja velocidad en la Scaba e inundación en la Rushton, lo que se observa es que el tanque se comporta como una columna de burbujeo con tubo de recirculación. Esto ocasiona que todo el gas suba por el centro del tubo y como resultado de la diferencia local de densidades se produce un flujo en el interior del vaso. En otras palabras, el líquido fluye hacia arriba por el tubo y desciende a través del ánulo. Si se incrementa la velocidad de la Rushton y por ende se pasa a la zona de carga del impulsor existe un cambio de flujo general, es decir, el líquido sube por el ánulo y desciende por el centro del tubo, lo cual es favorecido por el bombeo ejercido por la Scaba. A velocidades superiores de la Scaba, la hidrodinámica del fluido se torna compleja y bajo determinadas condiciones pueden presentarse inestabilidades en el consumo de potencia de la Rushton.

1.2.3.3. SISTEMAS HÍBRIDOS

En la literatura abierta existen pocas publicaciones relativas al empleo de sistemas duales híbridos. A continuación se presentan los casos de sistemas: la combinación de una ancla con dos turbinas y un arreglo de agitador helicoidal-turbina Rushton.

El sistema híbrido de ancla-doble PBT, para un recipiente esférico y trabajando ambos impulsores en el mismo eje, presentado por Nomura *et al.* (1996) fue caracterizado en términos de consumo de potencia. Las principales conclusiones señalan que para el régimen laminar que el valor de K_p es cercano a 160. Al comparar este valor con el de otros agitadores se observó que el consumo de potencia de la geometría híbrida es inferior al consumo presentado por un agitador de hélice doble, pero muy superior a un plato semicircular y que la ancla semicircular.

Una alternativa más para procesos que involucran el mezclado de fluidos de reología compleja y la transferencia de masa gas-líquido es el sistema dual híbrido compuesto por una turbina Rushton y un agitador helicoidal. Este sistema fue diseñado originalmente para trabajar a velocidades de agitación típicas de los impulsores de manera individual, es decir, la turbina Rushton de 0 a 620 rpm y la hélice en el rango de 0 a 100 rpm, por tanto ambos sistemas poseen diferentes ejes de agitación. Así, Espinosa-Solares *et al.* (1997) presentan el estudio del consumo de potencia para fluidos newtonianos y no-newtonianos empleando dicho sistema híbrido dual. Los impulsores estuvieron acoplados a la misma flecha girando en el mismo sentido y a una relación de velocidades fija ($N_{TR}/N_H=6.2$). Las principales conclusiones de estos autores fueron que el consumo de potencia del sistema híbrido es menor que la suma del consumo de potencia de los impulsores individuales.

1.2.4. DISCUSIÓN SOBRE EL CONSUMO DE POTENCIA DE IMPULSORES MÚLTIPLES.

El consumo de potencia ha sido ampliamente tratado en la literatura. Diferentes aproximaciones han sido utilizadas para tal fin. El análisis dimensional ha permitido generar correlaciones importantes para la evaluación del consumo de potencia. Para analizar el consumo de potencia, de los procesos que involucran fluidos no-newtonianos, es necesaria la

determinación de una viscosidad de proceso. A fines de la década de los cincuenta este problema fue abordado por Metzner y Otto(1957) quienes propusieron una constante de proporcionalidad denominada K_s para relacionar de manera directa la viscosidad aparente en el interior del tanque con la velocidad de agitación (N). En años recientes, diversos autores han probado que K_s , además de ser una función de la geometría estudiada, es una función de las propiedades reológicas del medio utilizado (Brito-De la Fuente *et al.*, 1997b). Esta incorporación de la influencia de las propiedades reológicas sobre la viscosidad de proceso, ha permitido la generación de correlaciones que de manera única permiten el cálculo del consumo de potencia tanto para fluidos newtonianos como no newtonianos. Lo cual resulta ser una herramienta útil para el diseño de equipo.

Por otra parte, se ha observado que en sistemas de agitación múltiples, el consumo de potencia es altamente dependiente de los patrones de flujo generados al interior del tanque de mezclado. Así, por ejemplo, se tiene que los mismos impulsores poseen diferentes consumos de potencia con la simple modificación de la distancia que los separa. En este sentido, el conocimiento de los patrones de flujo es indispensable, no sólo para la correcta interpretación de los cambios del consumo de potencia ocurridos en los sistemas múltiples, sino además para la definición de las condiciones de operación que garanticen un buen macromezclado con el menor consumo de potencia posible. Dentro de las diversas geometrías propuestas, al parecer las geometrías que permiten romper la simetría durante el proceso de mezclado son una de las alternativas para favorecer el macromezclado en procesos donde se involucra el manejo de fluidos de reología compleja. Un caso particular de dichas geometrías son los sistemas híbridos, tal como el propuesto en el presente trabajo, y los cuales poco han sido estudiados en la literatura abierta. En ese sentido la caracterización de dichos sistemas es aún un campo abierto a la investigación.

Como se ha mencionado anteriormente, una geometría híbrida puede ser una buena opción para el problema de mezclado de fluidos reológicamente complejos en los cuales está involucrada la transferencia de masa gas-líquido. Así, Espinosa-Solares *et al.* (1997) proponen una geometría dual a base de turbina Rushton combinada con una hélice. Estos autores definieron las condiciones de operación considerando las velocidades de rotación comunes para cada impulsor de manera individual en procesos de fermentación: la turbina Rushton de 0

a 620 rpm y la hélice en el rango de 0 a 100 rpm. Los resultados obtenidos por este grupo de investigación, que forman parte de este trabajo, fueron para una relación fija de velocidades ($N_{RT}/N_H = 6.2$). Para dicha geometría en particular, la evaluación del consumo de potencia implica la definición de un número de Reynolds para el sistema dual, ya que se tienen dos grupos de parámetros para hacerlo (los del agitador helicoidal y los de la turbina Rushton).

1.3. LA DISPERSIÓN DE GAS EN TANQUES AGITADOS

Como ya se ha mencionado anteriormente, la turbina Rushton ha sido el agitador más utilizado para procesos en los que interviene la transferencia de masa gas-líquido en tanques agitados, Por tal motivo, no es de extrañar que este fenómeno haya sido uno de los más estudiados en la literatura. En ese sentido, la información presentada a continuación se basa principalmente en los reportes que existen en la literatura para la dispersión de gas con turbina Rushton. Conviene mencionar que en la literatura se han presentado excelentes revisiones sobre la dispersión de gas en tanques agitados, destacando los trabajo de Midoux y Charpentier (1984), Tatterson (1991) y Middleton (1992), los cuales resultan interesantes no sólo para los criterios de dispersión, sino también por algunos aspectos adicionales involucrados en la dispersión de gas como son: la transferencia de calor, las correlaciones del tamaño de burbujas y los criterios de escalamiento, entre otros.

En la sección siguiente se aborda la dispersión de gas, desde el punto de vista de los criterios adoptados para la definición de la misma. Así, se incluyen desde los criterios que se basan en la observación de la distribución de burbujas (Rushton y Bambinet, 1968; Nienow *et al.*, 1977), las variaciones en el cambio del consumo de potencia (Sharma *et al.*, 1993), valores del número de Froude (Bruijn *et al.*, 1974) y velocidades en la proximidad de la turbina (Warmoeskerken y Smith, 1984) entre otros. Con fines de hacer una presentación más clara sobre los criterios adoptados, se presenta primeramente los mecanismos involucrados con la dispersión de gas, particularmente lo referente a la formación de cavidades. Conviene destacar que a menos que se especifique lo contrario la información presentada corresponde a la turbina Rushton de 6 paletas.

1.3.1. MECANISMOS DE DISPERSIÓN DE GAS

Cuando la turbina Rushton gira en un fluido sin aereación, se forman dos vórtices, así como una zona estancada de flujo y un centro de baja presión justo detrás de las paletas (Midoux y Charpentier, 1984). Con un sistema de agitación Rushton alimentado con aire a un

gasto bajo, se tiene que el aire pasa a esa región de baja presión formando una cavidad detrás de la paleta y de ahí se dispersa al medio líquido. El tipo de cavidad formada depende de la geometría del impulsor, la velocidad de gaseo, la velocidad de rotación del impulsor y la recirculación de gas (Tatterson, 1991).

Bruijn *et al.*(1974) reportan que las cavidades formadas son de tres tipos: vórtice (Figura 1.7.a), adherentes (Figura 1.7.b) y grandes (Figura 1.7.c). Cuando la velocidad de impulsor es muy baja, la fuerza de flotación es alta de modo que el vacío generado detrás de las paletas no es suficiente para atraer las burbujas, por lo que no existe formación de cavidades (van't Riet y Smith, 1973; Tatterson, 1991).

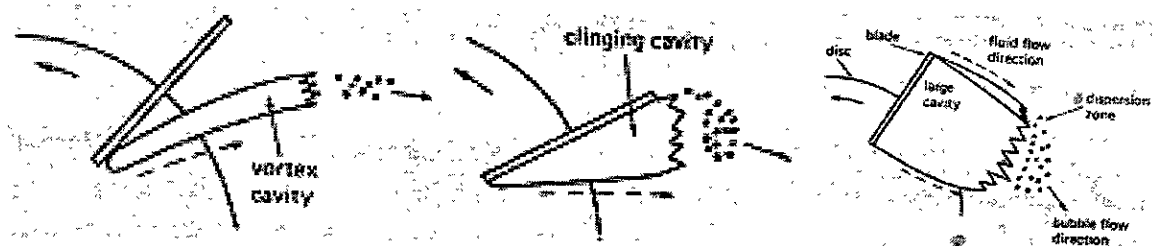


Figura 1.7. Cavidades formadas por la turbina Rushton [Fuente: Middleton, 1992].

Unas de las primeras fotografías de la formación de las cavidades fue presentada por van't Riet y Smith(1973) y Bruijn *et al.*(1974). Estos autores señalan que las cavidades de vórtice se forman a bajas velocidades de la turbina. Una vez que el aire se incorpora a la cavidad avanza hacia la parte terminal del vórtice en donde se dispersa al medio. Este tipo de cavidades tienen muy poca influencia en el consumo de potencia del impulsor, dado que la reducción en la fricción de la paleta es pequeña (Bruijn *et al.*, 1974).

Si la velocidad de gaseo se incrementa, las cavidades de vórtice incrementan su tamaño, formando las cavidades adherentes (Midoux y Charpentier, 1984). Estas cavidades presentan una dispersión del gas hacia el líquido de la misma forma que las cavidades de vórtice. Sin embargo la reducción de la fricción de la turbina es un poco mayor ya que no solo el aire cubre el vórtice, sino que existe un ligero suavizamiento de la hidrodinámica en las paletas (Bruijn *et al.*, 1974). Este tipo de cavidades son por lo general inestables y el sistema pasa a formar cavidades de mayor tamaño, es decir pasan a formar cavidades grandes (Midoux y Charpentier, 1984).

Las cavidades grandes son las de mayor interés desde el punto de vista de dispersión de gas, ya que son las más eficientes. Esto se debe a que la cavidad cubre prácticamente toda la paleta y promueve que la dispersión se de en la parte trasera de la cavidad. En estas condiciones la caída de potencia es considerable, pudiendo llegar hasta un 50% de la potencia sin gaseo. La velocidad del impulsor juega un factor determinante en la formación de este tipo de cavidades, ya que sólo se presentan cuando $Fr > 0.10$ (Bruijn *et al.*, 1974; Tatterson, 1991).

Bruijn *et al.*(1974) mencionan que a valores bajos de flujo de aire ($Fl \cong 0.001$) sólo ocurren cavidades de vórtice, las cuales cambian a adherentes cuando $Fl \cong 0.01$. Las cavidades grandes se logran sólo cuando $Fl \cong 0.017$.

A pesar de que Bruijn *et al.*(1974) mencionan la existencia de una combinación de cavidades, dicha combinación fue más ampliamente discutida por Warmoeskerken *et al.*(1981). Estos últimos autores presentan la existencia de combinaciones de 3 cavidades adherentes con 3 cavidades grandes, con la particularidad que se presentan en forma alterna, es decir, una de grande seguida de una adherente. A este arreglo se le conoce como estructura "3-3". Smith(1985) citado por Tatterson (1991) reporta que la estructura 3-3 ocurre a valores de $Fr > 0.045$. Esta estructura 3-3 parece ser la más importante por su capacidad de manejo de aire. De hecho, Lu *et al.*(1992) reportan que la estructura 3-3 juega un papel muy importante en el tamaño de las burbujas que se forman a la descarga del impulsor, esta observación también es válida para la estructura 2-2 que se forma con una turbina de 4 paletas.

Nienow *et al.*(1985) reportaron la existencia de unas cavidades las cuales tienen una estructura muy semejante a las cavidades grandes, sólo que se manifiestan exclusivamente bajo condiciones de inundación. Estas cavidades oscilan violentamente y frecuentemente cubren sólo la parte superior media de la paleta. Así, la diferencia de presión entre el frente y la parte trasera de la paleta es mayor que aquella observada en la estructura 3-3, por consiguiente el consumo de potencia aumenta.

1.3.1.1. EL EFECTO DE LA REOLOGÍA SOBRE LOS MECANISMOS DE DISPERSIÓN

El mecanismo de dispersión gas-líquido en fluidos no-newtonianos no ha sido muy estudiado. Middleton (1992) menciona que para fluidos de moderada viscosidad y fluidos pseudoplásticos y en ocasiones viscoelásticos, bajo condiciones de régimen de transición, las cavidades persisten aún cuando el flujo de aire se haya detenido. Además, las cavidades son de mayor tamaño a las producidas por sistemas con fluidos de baja viscosidad a mismas condiciones de velocidad de rotación y gaseo. Los fluidos viscoelásticos producen cavidades aún mayores, adoptando una forma tipo yunque, tal como se muestra en la Figura 1.8. Para estos sistemas las cavidades pueden persistir aún después de que tanto el gaseo como la rotación del impulsor han cesado.

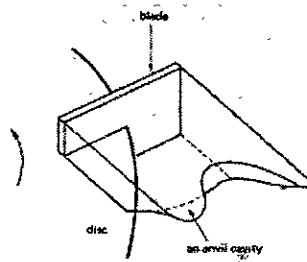


Figura 1.8. Cavidad tipo yunque en una turbina Rushton [Fuente: Middleton, 1992].

1.3.2. LOS PATRONES GENERALES DE FLUJO BAJO CONDICIONES DE DISPERSIÓN

Antes del conocimiento de los mecanismos de dispersión de gas, la observación directa resultó útil en la definición de las condiciones de dispersión. En la Figura 1.9 se presenta el efecto del gasto de aire y la velocidad del impulsor sobre la dispersión en tanques agitados. Si se considera que el impulsor trabaja a un gasto de aire constante, al incrementar la velocidad de giro, el aire se distribuirá en el tanque tal como se muestra de la Figura 1.9.a a la Figura 1.9.e. En cambio si el sistema se encuentra en las condiciones de la Figura 1.9.e y se incrementa el flujo, entonces el tanque puede pasar a las condiciones de la Figura 1.9.a. En las primeras

etapas se considera que el impulsor se encuentra inundado, es decir, no existe dispersión ninguna por parte del impulsor.

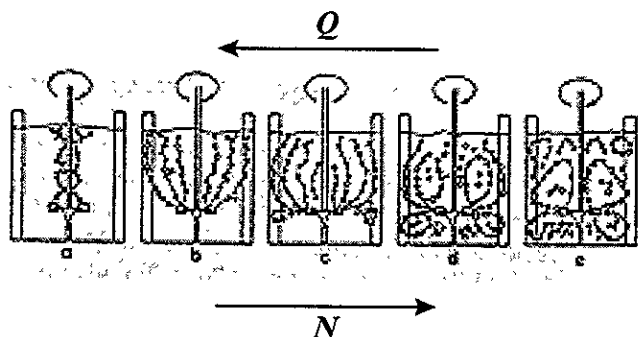


Figura 1.9. Efecto del gasto de aire y la velocidad de rotación sobre la dispersión de gas en tanques agitados.

Estos cambios en la distribución del gas han permitido definir algunos criterios para la dispersión del gas. Los primeros criterios adoptados para definir el estado de dispersión de gas consideraban que el aire debía alcanzar las paredes del tanque, es decir, la transición de la región de inundación se presenta en el paso de las condiciones presentadas en la Figura 1.9.b y Figura 1.9.c (Rushton y Bambinet, 1968). En cambio para otros autores (Nienow et al., 1977) la dispersión se logra cuando se pasa de Figura 1.9.c a la Figura 1.9.d.

Por otra parte, Warmoeskerken y Smith (1984) proponen considerar la transición de la inundación considerando los cambios en la velocidad del flujo en las proximidades de la turbina. Para tal fin estos autores colocaron una micropropela a la descarga de la turbina. Cuando no existe gas, la propela incrementa su velocidad linealmente con el incremento en la velocidad de rotación del agitador. En cambio, cuando el aire fluye a un gasto constante y se incrementa la velocidad de agitación, la señal de la micropropela se mantiene a un nivel bajo mientras el impulsor se encuentra inundado. Tan pronto como el impulsor comienza a bombear la propela incrementa su velocidad rápidamente. Este cambio de velocidad se consideró como la región de transición de la inundación.

Considerando lo anteriormente expuesto, se debe tener en cuenta que todo sistema bajo condiciones determinadas de velocidad de rotación y gaseo se encuentra en condiciones de inundación, dispersión (carga) o recirculación. En la actualidad, si bien estos criterios han resultado útiles, los criterios de dispersión se basan tanto en las observaciones de los fenómenos

presentes en las proximidades de la turbina como de las mediciones experimentales de parámetros físicos, tales como las variaciones del consumo de potencia.

1.3.3. CAMBIOS DEL CONSUMO DE POTENCIA BAJO CONDICIONES AEREADAS

Dentro de los primeros autores que proponen correlacionar P_g/P con el índice de flujo Fl , se encuentran Foust *et al.*(1944), Oyama y Endoh(1955) y Calderbank (1958). En 1962, Michel y Miller, presentan valores experimentales y de la literatura en donde correlacionan P_g como una función de P , N y Q , incorporando además la influencia de d/D sobre las dichas funciones.

Sin embargo, Bruijn, *et al.*(1974) son los primeros que relacionan los cambios de la potencia relativa P_g/P con el número de flujo Fl y la formación de cavidades. Los experimentos realizados por dichos autores se realizaron con agua destilada y condiciones hidrodinámicas constantes ($Re=57800$). Los resultados muestran que al incrementar la velocidad de aereación y por ende Fl se observan 3 regiones características denominadas A, B y C. En la región A se presenta una disminución continua de P_g/P hasta un valor de $Fl \cong 0.017$, en este punto la caída del consumo de potencia ha disminuido a un 80% del valor no aereado y se presentan cavidades de tipo adherentes. La región B ($0.017 < Fl < 0.034$), está caracterizada por la aparición de cavidades grandes. A cada aparición de una cavidad se observan discontinuidades en el cambio de P_g/P siendo menores dichas discontinuidades a medida que aparecen mayor número de cavidades, sobre todo en la aparición de la quinta y sexta cavidad. En la región C ($0.034 < Fl < 0.046$) se presentan las 6 cavidades y se aprecia una disminución menos pronunciada de P_g/P con Fl comparada con la que se da en las regiones A y B. Las condiciones de inundación se manifiestan a valores de $Fl > 0.046$.

Por otra parte, en 1977 Nienow *et al.* relacionan los cambios del consumo de potencia gaseada con los patrones generales de flujo. Los valores experimentales correspondientes a un conjunto de datos obtenidos a una velocidad de gaseo constante y velocidad de rotación variable se aprecian en la Figura 1.10. Los valores mínimos observados en cada curva, marcados como F, corresponden a la transición de las figuras Figura 1.9.b a Figura 1.9.c, lo

cual se definió como punto de inundación. Por otra parte, el valor máximo, que se conoce como punto de recirculación, corresponde al punto donde se tiene una recirculación de gas lo suficientemente grande como para provocar una reducción en el consumo de potencia, cuyo patrón de flujo se encuentra ubicado entre los presentados en la Figura 1.9.d y la Figura 1.9.e. Comportamiento similares en el consumo de potencia fueron el reportados por Greaves y Kobbacy (1981) y Vráneek *et al.*(1990).

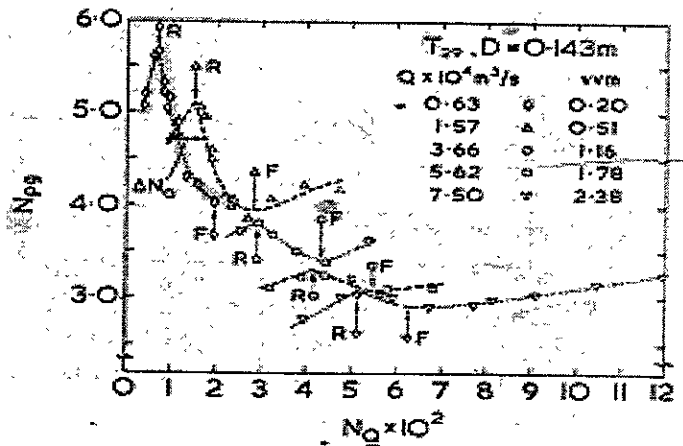


Figura 1.10. Cambios en el consumo de potencia para una turbina Rushton a diferentes velocidades de aereación [Fuente: Nienow *et al.*, 1977].

Los trabajos de Ismail *et al.*(1984) y Sharma *et al.*(1993) presentan un análisis de las condiciones de inundación de los sistemas agua-aire agitados con turbina Rushton. Los resultados muestran que tanto la curva de P_g/P vs F_l como la de P_g/P vs N presentan dos valores mínimos y dos máximos. Con base a estas observaciones Sharma *et al.*(1993) definen las regiones de completamente inundado, parcialmente inundado, dispersión y recirculación tal como se presenta en la Figura 1.11.

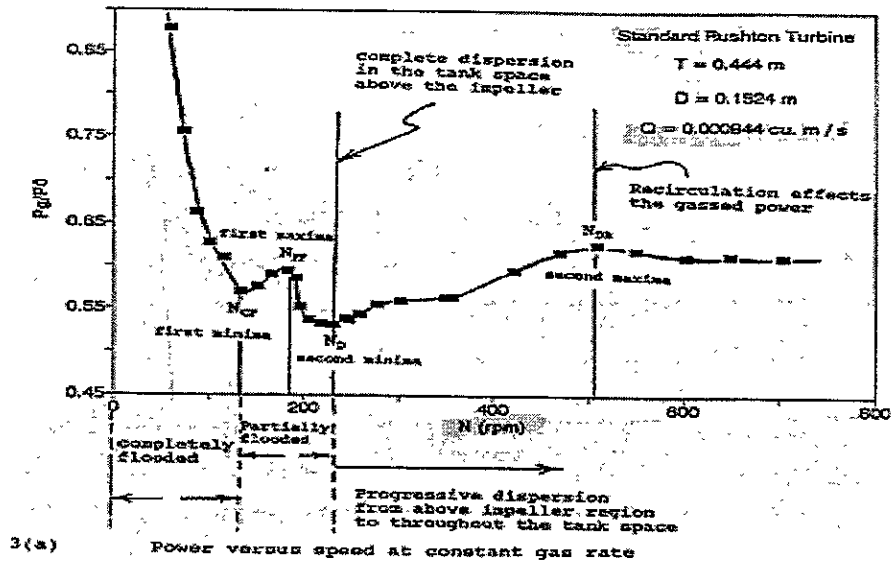


Figura 1.11. Cambios en P_g/P durante los estados de dispersión con una turbina Rushton [Fuente: Sharma et al., 1993].

Los cambios en la relación potencia aerada/potencia no aerada se ven influidos por diversos aspectos, tales como las variaciones en la geometría y las características de el gas y los fluidos de trabajo. En ese sentido, a continuación se presentan los efectos de algunos parámetros sobre el consumo de potencia bajo condiciones aeradas.

1.3.3.1. EFECTO DE LA GEOMETRÍA

En relación al número de paletas, Lu *et al.*(1992) presentan el consumo de potencia de tres turbinas Rushton con 4, 6 y 8 paletas. Bajo una velocidad constante y para mismos valores de Q , la relación P_g/P presentó una reducción mayor a medida que el impulsor redujo el número de paletas.

Por otra parte, en la Tabla 1.2 se presentan algunos de los trabajos orientados a la modificación o cambio de la turbina Rushton con la intención de mejorar la transferencia gas-líquido. Como puede apreciarse, los impulsores de proximidad son los que producen reducción de P_g/P , siendo la turbina Scaba (variante de la turbina Smith) la que presenta mejores capacidades de manejo de aire.

Tabla 1.2 Cambios de potencia bajo condiciones aereadas para diferentes geometrías individuales.

Referencia	Geometría estudiada	Resultados principales
Saito <i>et al.</i> (1992) y Sensel <i>et al.</i> (1993)	Rushton y Scaba	Bajo condiciones hidrodinámicas similares, la caída de P_g/P mayor en Rushton que en Scaba. Además Scaba maneja mayor volumen de aire antes de inundarse.
Galindo y Nienow (1993)	Rushton y Scaba	Para fluidos pseudoplásticos a P_g/P disminuye más rápidamente en Rushton que en Scaba.
Bríto-De la Fuente <i>et al.</i> (1994)	Helicoidal	La aereación no presentó un efecto apreciable en el consumo de potencia bajo condiciones de régimen laminar.
Bujalski <i>et al.</i> (1996)	Rushton y Scaba	Scaba con mejor desempeño por presentar menores fluctuaciones de torque bajo condiciones aereadas y no aereadas.
Roman y Tudose (1996)	Turbina Rushton con superficie oradada de 0 a 60%	La mínima potencia no aereada y aereada se presenta con un 40% de superficie oradada.

En el caso de los **sistemas múltiples** destaca el hecho de que en diversos trabajos la turbina Rushton ha sido utilizada como dispersor principal. Como puede apreciarse en la Tabla 1.3, la separación de los impulsores es determinante en el comportamiento de los impulsores. A medida que la distancia se incrementa los impulsores tienden a comportarse como impulsores individuales, lo cual se explica por la no interacción de los patrones de flujo.

Tabla 1.3. Cambios de potencia bajo condiciones aereadas para diferentes geometrías múltiples.

Referencia	Geometría estudiada*	Resultados principales
Menchon <i>et al.</i> (1985)	Rushton individual Sistemas duales: Rushton-Rushton Rushton-PBTU Rushton-PBTD Rushton siempre como dispersor en la parte baja	Para el rango de $0.02 < Fl < 0.15$ y para mismas condiciones de Fl, la máxima reducción de P/Pg se da en el orden siguiente: Rushton individual Rushton-PBTU Rushton- Rushton Rushton-PBTD
Hudcova <i>et al.</i> (1989)	Rushton individual y Rushton dual	A mismas velocidades de giro, el sistema dual presentó inundación a velocidades de aire mayores que el individual. Existe influencia de la separación de impulsores sobre el cambio de P/Pg para diferentes Fl. A separaciones de 1 y 1.5d y bajos Fl se observa que el consumo de potencia es mayor en el impulsor superior, este comportamiento se invierte a medida que Fl se incrementa. En cambio cuando los impulsores están separados a 3d, el impulsor inferior se comporta como impulsor individual.
Lu y Yao (1991)	Tres turbinas Rushton separadas 2d	Con base a los cambios Pg debidos a incrementos en Fl, se observó que: el impulsor inferior con comportamiento similar al de una turbina individual; el impulsor intermedio predominantemente va de buena dispersión a recirculación y el impulsor superior, llegando a presentarse inundación sólo a valores altos de Q, finalmente el impulsor superior va de recirculación a inundación.
Roman y Tudose (1996)	Sistema dual de turbinas oradadas	El impulsor inferior presenta los mismos regímenes de dispersión que las turbinas individuales, en cambio el impulsor superior sólo presenta estados de dispersión adecuada o inadecuada.

* Los impulsores múltiples están acoplados en un solo eje de rotación

Ahora bien, el efecto de la **separación del dispersor de gas** fue estudiado por Bakker y van den Akker(1990), estos autores evaluaron el efecto en P_g/P para un impulsor A-315. Se consideraron dos separaciones 0.7D y 0.3D, así como dos velocidades (4 y 7 s^{-1}). Para ambas velocidades se observó que a valores bajos de Fl no existe influencia del gaseo en P_g/P , sin embargo cuando se incrementa Fl se observó que la caída del consumo de potencia es mayor cuando la distancia es menor. Otra característica importante a destacar es que, la velocidad más alta (7 s^{-1}) requiere un valor de Fl mayor para que se presente el punto en donde comienza a notarse la influencia del espacio entre el impulsor y el dispersor de gas.

Por otra parte McFarlane y Nienow (1996) estudiaron el mismo efecto en otro impulsor axial (Prochem Maxflo T). El fluido utilizado por estos autores fue una solución de CMC ($m =$

0.40 Pa sⁿ, n=0.50) y la velocidad de rotación fue constante a 300 rpm, los espaciamientos estudiados correspondieron al 20, 60 y 80% del espacio entre el impulsor y la parte inferior del tanque. A diferencia del trabajo anterior (Bakker y van den Akker, 1990), la disminución del consumo de potencia fue mayor a medida que el espaciamiento fue menor, presentando poca diferencia entre las distancias del 60 y 80%.

1.3.3.2. EFECTO DE LOS CAMBIOS DE LAS PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS FLUIDOS

Kipke (1978) estudió el efecto de la viscosidad sobre P_g/P empleando una turbina Rushton. Este autor señala que para valores altos de viscosidad y por tanto valores bajos de número de Reynolds la relación P_g/P está determinada fundamentalmente por el número de Froude y que el efecto del gasto de aire no tiene mucha influencia. Estas observaciones fueron también registradas por Brito-De la Fuente *et al.* (1997a) para un sistema híbrido Rushton-agitador helicoidal. En este sentido, para ciertas situaciones la representación de la caída de presión P_g/P como función de Fl deja de tener relevancia y por tanto es mejor utilizar otros números adimensionales.

Un trabajo adicional al efecto de la reología es el reportado por Nienow *et al.* (1983), estos autores estudiaron la influencia de la reología sobre P_g/P empleando diversos fluidos que incluyen soluciones de sacarosa, goma xantana, CMC y Carbopol. Estos autores presentan sus conclusiones divididas de acuerdo al régimen de flujo considerado. Para la región laminar $Re < 10$, los valores de P_g son muy similares a P , así que no se observan cambios en P_g/P . En la región de $10 < Re < 900$, la presencia de elasticidad reduce el número de potencia aún más del encontrado para fluidos inelásticos (tanto newtonianos como pseudoplásticos). En este mismo rango, la potencia gaseada P_g fue independiente de la velocidad de gaseo, pero sí tuvo una influencia muy marcada a los cambios de la velocidad de rotación. A un Re entre 800 y 1000, el gaseo comienza a tener cierta influencia sobre P_g/P . En el rango de $Re > 900$ la elasticidad disminuye el número de potencia aereado y no aereado. Sin embargo, el número de potencia aereado pasa a ser una función tanto de la velocidad de gaseo como de la velocidad de rotación del impulsor. Finalmente se señala que para todos los fluidos con valores de $Re > 1000$, las curvas de P_g/P vs Fl se asemejan bastante a las obtenidas con agua.

El efecto de la densidad del gas fue estudiado por Takahashi y Nienow(1992), estos autores estudiaron el efecto de tres diferentes gases (helio, aire y dióxido de carbono) sobre el consumo de potencia aereada con un sistema simple de turbina Rushton. La principal conclusión de estos autores es que la densidad no influye sobre la potencia gaseada ni sobre la transición de carga-inundación.

1.3.4. CORRELACIONES RELATIVAS A LOS ESTADOS DE DISPERSIÓN DE GAS

Los criterios de dispersión se fundamentan principalmente en los fenómenos de formación de cavidades, cambios de patrones generales de flujo y cambios del consumo de potencia. A partir de estos criterios, se han desarrollado diversas correlaciones las cuales incorporan números adimensionales y observaciones experimentales. De este modo, en esta sección se discuten algunas de las correlaciones presentes en la literatura.

Con la descripción de las cavidades de Bruijn *et al.*(1974), surge también una de las primeras correlaciones que definen la presencia de cavidades grandes las cuales están ligadas a la dispersión. Estos autores definen que el valor mínimo de Fr para que se presenten las cavidades grandes está dado por la Ecuación (1.19).

$$Fr = 0.1 \tag{1.19}$$

Por otra parte, Warmoeskerken *et al.*(1981) reportan que el número de Fr mínimo para que se forme alguna cavidad está dado por la Ecuación(1.20).

$$Fr = 0.045 \tag{1.20}$$

En 1985, Warmoeskerken y Smith encontraron que gasto de gas mínimo, para la presencia de estructuras 3-3, está dado por la relación de la Ecuación (1.21).

$$Fl = 0.038 \left(\frac{Re^2}{Fr} \right)^{0.067} \left(\frac{d}{D} \right)^{-0.5} \tag{1.21}$$

Warmoeskerken y Smith (1984) basados en una técnica de medición de velocidad de flujo a la descarga de la turbina, definen que el Fl de transición depende de el número de Fr mínimo en el cual se presenta dicha transición de acuerdo a la Ecuación (1.22).

$$Fl = 1.2 Fr \quad (1.22)$$

Por su parte, Nienow *et al.*(1985) complementan la expresión anterior al incorporar el efecto de la geometría a la expresión. De modo que la capacidad máxima de manejo de aire del impulsor en condiciones de inundación, para sistemas de hasta 1.8 m de diámetro, se presenta en la Ecuación (1.23), en donde el Fr continúa siendo el valor mínimo para la transición a la dispersión.

$$Fl = 30 Fr \left(\frac{d}{D} \right)^{3.5} \quad (1.23)$$

Sin embargo, para las condiciones de una completa dispersión de gas, Nienow (1985), citado por Hudcova *et al.*(1989), propone la Ecuación (1.24).

$$Fl = 0.2 Fr^{0.5} \left(\frac{d}{D} \right)^{0.5} \quad (1.24)$$

En relación a la máxima capacidad de manejo de gas del sistema a la cual puede darse la completa recirculación, Nienow *et al.*(1977) proponen la expresión de la Ecuación (1.25).

$$Fl = 13 Fr^2 \left(\frac{d}{D} \right)^5 \quad (1.25)$$

Las correlaciones presentadas anteriormente han sido desarrolladas para la turbina Rushton, por tal motivo, existe la posibilidad de agruparlas en una sola representación gráfica. Este tipo de representaciones se conocen como mapas de dispersión de gas-líquido.

1.3.4.1. MAPAS DE DISPERSIÓN GAS-LÍQUIDO

Uno de los primeros trabajos en donde se presenta un mapa de dispersión fue el de Bruijn *et al.*(1974). Este mapa se delimita la región de inundación y además incluye las regiones en que se forman los diversos tipos de cavidades , todo ello como una función de el flujo de aire y la velocidad de agitación.

Por otra parte, con base a las correlaciones de las Ecuaciones (1.20), (1.21), (1.23) y (1.25), Warmoeskerken y Smith (1986) presentan un mapa de los diferentes estados de dispersión en un tanque agitado con turbina Rushton. De esta forma, se presenta la relación de Fr y Fl para diferentes condiciones de inundación, formación de cavidades y recirculación. Al aplicar dichas ecuaciones para una turbina con diámetro de 0.07 m se obtiene el mapa presentado en la Figura 1.12.

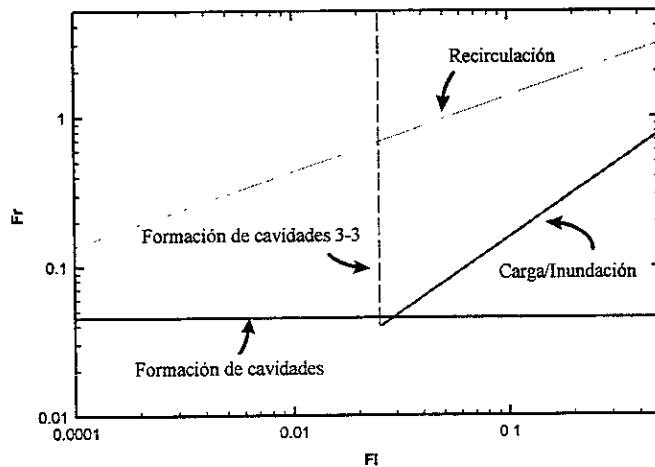


Figura 1.12. Mapa de dos fases para una turbina Rushton ($d=0.07$ m) para un sistema agua-aire.

Warmoeskerken y Smith (1989) compararon el fenómeno de dispersión entre las turbinas Rushton y la Scaba. En la turbina Scaba la formación de caviades 3-3 ocurre a valores mayores de Fl y que la inundación se presenta a valores de Fl más elevados. En este sentido, la turbina Scaba presenta una mayor capacidad de manejo de flujo de aire que la turbina Rushton de dimensiones similares.

1.3.5. DISCUSIÓN SOBRE EL FENÓMENO DE LA DISPERSIÓN

El proceso de dispersión gas-líquido en tanques agitados se ha concentrado principalmente considerando sistemas a base de impulsores remotos, donde la turbina Rushton ha sido uno de los impulsores que ha recibido mayor atención. En ese sentido, destaca la caracterización de este impulsor desde el punto de vista de formación de cavidades, patrones de flujo y consumo de potencia aerada. Todo esto, ha conducido a obtener una serie de correlaciones que permiten relacionar los estados de dispersión con los principales parámetros de macromezclado. Recientemente, se comienza a darle mayor importancia a otros tipos de impulsores dentro de los que ha destacado la turbina Smith por su mejor capacidad de dispersión en condiciones de similares consumos de energía.

Por otra parte, y como se mencionó anteriormente, los estados de inundación, carga y recirculación dependen tanto de las condiciones de agitación como de la velocidad de aereación, factores con los cuales se debe hacer la combinación pertinente para obtener la dispersión deseada. Si bien los cambios de P_g/P como función de Fl resultan útiles para la interpretación del fenómeno de dispersión, bajo ciertas circunstancias el número Fl puede enmascarar el efecto de Q ó N . En contrapartida, las correlaciones que incorporan el Fr resultan ser aún más útiles, sobre todo cuando se relacionan con los fenómenos de dispersión. En ese sentido, los mapas de dispersión resultan ser de buena utilidad para la definición de las condiciones de dispersión de un sistema determinado. Indudablemente que las propiedades de los fluidos juegan un papel muy importante en la definición de dichos estados de dispersión, ya que el mecanismo involucrado con la transferencia de masa se puede ver afectado por las propiedades reológicas de los fluidos utilizados.

Conviene destacar que en ocasiones puede tenerse una buena dispersión pero no así un buen macromezclado. Ante esta problemática, se ha planteado el uso de sistemas de turbinas múltiples e incluso de agitadores helicoidales con la finalidad de obtener mejores resultados, los cuales no han sido del todo satisfactorios. En ese sentido, es importante considerar nuevas geometrías que permitan no solamente la dispersión, sino también el macromezclado, sobre todo con fluidos de reología compleja.

1.4. EL TIEMPO DE MEZCLADO EN TANQUES AGITADOS

Los tiempos de mezclado toman diferentes connotaciones dependiendo de la aplicación de que se trate. Así, el tiempo de mezclado es importante no sólo por la energía empleada en la operación, sino también por la influencia en la productividad de los procesos. Esta productividad está relacionada ya sea con la distribución de algún factor limitante para el proceso, tal como es el caso del oxígeno en las fermentaciones, o bien, con la homogeneización de algún componente en forma rápida para la obtención de productos de alta calidad, situación muy frecuente en los procesos de polimerización. Cualquiera que sea el caso, la definición del tiempo de mezclado dependerá tanto del grado de inhomogeneidad aceptado, como de la escala de evaluación considerada. Un factor ajeno al proceso que influye considerablemente la determinación del tiempo de mezclado es la técnica de evaluación empleada.

1.4.1. DEFINICIONES Y ESCALAS DE EVALUACIÓN

La mayoría de los autores consideran que el *tiempo de mezclado* es el tiempo requerido para alcanzar una mezcla con un grado determinado de homogeneidad (Zlokarnik, 1967; Ulbrecht, 1974; Rzycki, 1993). Esta ambigüedad en la definición ha conducido a la existencia de una gran diversidad de formas para definir el tiempo de mezclado para un proceso determinado. Esta gran variedad se debe fundamentalmente a que, tanto el grado *predeterminado de homogeneidad* así como el tiempo de mezclado dependen de la escala de evaluación considerada, la técnica empleada en la evaluación, la definición de la homogeneidad y del valor de la inhomogeneidad aceptada.

Por otra parte, en la literatura relativa al mezclado de tanques agitados se han reportado diversas aproximaciones para la evaluación del tiempo de mezclado. En todos ellos se destacan los criterios empleados por los diversos autores, lo cual hace difícil la comparación entre dichos valores. Para la definición de los tiempos de mezclado es importante considerar la escala a utilizar. Desde luego que las *escalas de evaluación* a considerar en un proceso de mezclado dependen fuertemente del proceso mismo. Uno de los primeros conceptos reacionados a esto, es el propuesto por Dankwerts(1957). Este autor, estudiando el efecto del mezclado en las reacciones homogéneas, propuso el concepto de *punto*. Así, el *punto* lo definió como el espacio

que es suficientemente grande como para no percibir los cambios que se dan a nivel molecular, pero lo suficientemente pequeño como para detectar los cambios en el sistema. Esta escala de evaluación es útil en la caracterización de tanques agitados, ya que muchas de las técnicas empleadas utilizan este concepto. A pesar de que el planteamiento de Dankwerts (1957) resulta útil, dicho autor no precisa la escala a utilizar durante la evaluación del proceso de mezclado.

Años más tarde, Chavan y Mashelkar (1980) proponen la evaluación de la calidad de mezclado empleando el concepto de escalas de segregación. Para lo cual proponen dos grandes grupos: *la escala de segregación pequeña y la escala de segregación grande*. La primera de ellas está asociada principalmente a procesos en donde el micro-mezclado y por consiguiente las reacciones químicas toman importancia. A su vez, las escalas de segregación grandes se subdividen de acuerdo a la causa principal que promueve el mezclado. Es decir, hay dos escalas de segregación grandes, la primera de ellas involucra procesos aleatorios, tales como el mezclado de sólidos, y la segunda está relacionada a procesos sistémicos, es decir aquellos procesos en donde el mezclado se asocia a alguna perturbación inducida al sistema, tales como el macro-mezclado de vasos agitados.

En el presente trabajo, se considera el estudio del tiempo de mezclado como un macroparámetro, descartando el proceso de mezclado estocástico. Es decir, se considera que la contribución del proceso de difusión al proceso de mezclado es muy pequeña comparada con el aporte de la convección inducida por el impulsor. En ese sentido, el estudio de mezclado se considera el criterio de escala grande y perturbación sistémica.

1.4.2. TÉCNICAS DISPONIBLES

Las metodologías reportadas en la literatura para evaluar el tiempo de mezclado se pueden clasificar en dos grandes grupos: las técnicas que involucran el análisis de todo el sistema de agitación y las técnicas relacionadas al uso de sensores locales, a partir de los cuales se estima la homogeneidad en el tanque. En el presente apartado se discuten sobre todo las técnicas recientemente desarrolladas para la evaluación expofeso de los tiempos de circulación y mezclado. Asimismo, se incluyen algunas técnicas recientes que si bien no fueron planteadas

originalmente para la evaluación de los tiempos de mezclado y circulación, pueden resultar interesantes para la determinación de dichos parámetros.

La evolución de las técnicas utilizadas está muy ligada al desarrollo tecnológico del equipo de medición. Así, a fines de los sesentas, Hoogendoorn y den Hartog (1967) reportan cuatro técnicas, las cuales eran las más utilizadas en esos tiempos: la medición de la conductividad o método potenciométrico, el método térmico, el método de adición de color, y el método de decoloración. En este caso, se tratan de dos técnicas de medición local y dos técnicas de evaluación global respectivamente. El análisis de las ventajas y desventajas de estos métodos ha sido discutido ampliamente en la literatura. Los trabajos de Voncken (1965), Ford *et al.* (1972) y Käppel (1979) presentan una amplia discusión sobre las ventajas y desventajas de estas técnicas. Brevemente diremos que la gran desventaja de los métodos de coloración radica en que la determinación es muy subjetiva, ya que depende totalmente del criterio del investigador. En cambio, la utilización de sondas, a pesar de que se trata de una respuesta objetiva, el tiempo de mezclado depende tanto de la posición de los detectores, como de la sensibilidad de los mismos.

Las técnicas de coloración-decoloración han sido utilizadas de forma amplia en la literatura. Uno de los primeros trabajos por medio de la técnica de decoloración fue desarrollado por Nagata *et al.* (1957). En 1981 Kuriyama *et al.* emplearon cristales termosensibles para la evaluación de la transferencia de calor en tanque agitados. Dichos materiales fueron utilizados por Takahashi *et al.* (1982) para la evaluación de tiempos de mezclado las conclusiones principales a las que llegan estos autores es que la “precisión” en la estimación del tiempo de mezclado mejora.

Hool (1992) ante la problemática de la adición de trazadores empleados tanto en las técnicas de coloración-decoloración como en las técnicas con sensores, propone el uso de una técnica la cual evita la acumulación del trazador a lo largo de las evaluaciones con el fluido mismo. El esquema se basa en la generación electroquímica de un cromóforo, un ión de Iodo (I_3^-), a partir de los reactivos en el tanque (Ioduro de potasio y ácido ascórbico). El cromóforo es de un color amarillo, el cual puede ser evaluado vía absorbancia óptica.

Mahouast *et al.* (1991) presentan una combinación de técnicas de espectroscopía fluorescente con análisis de imágenes para la determinación de tiempos de mezclado. La técnica

consiste fundamentalmente la determinación de la concentración local mediante el empleo de un trazador sensible a la luz, el cual es excitado con un plano de rayo láser. Las imágenes son registradas con ayuda de una cámara de video y procesadas finalmente por un analizador de imágenes. Esta técnica es retomada más tarde por Mann *et al.* (1995) quienes emplean la técnica de coloración en lugar de los trazadores fluorescentes. Estos autores además de la visualización cuantitativa del proceso de mezclado, presentan resultados de tiempos de mezclado obtenidos vía simulación numérica. Así, los autores comparan sus resultados experimentales con los numéricos encontrando una buena concordancia. Conviene destacar que con la aplicación de esta técnica se reduce considerablemente la apreciación subjetiva del investigador en la definición del tiempo de mezclado.

Por otra parte, los métodos que emplean sensores locales en la evaluación del tiempo de mezclado son los más citados en la literatura. Las sondas que tradicionalmente se han utilizado son aquellas que pueden detectar, entre otros, cambios de concentración, temperatura, índice de refracción e intensidad de coloración. De acuerdo con Kramers *et al.*(1953), los trabajos desarrollados por Wood *et al.*(1922) y Geese(1933) son los pioneros en la determinación de tiempos de mezclado con la utilización de sensores locales. En este caso, dichos autores determinaron el tiempo de mezclado considerando la medición diferencial de la conductividad después de agregar un trazador.

La técnica térmica adoptada por Oldshue *et al.* (1956) continúa siendo utilizada en la actualidad y ha tenido pocas modificaciones. Sin embargo, los sensores han cambiado considerablemente. Mientras Oldshue *et al.* (1956) utilizaron termopares, los cuales poseen una respuesta lenta, Brito-De la Fuente *et al.* (1990) emplearon como sensores los termistores, los cuales son mucho más rápidos. Este método consiste en adicionar un pequeño volumen de fluido caliente, aproximadamente el 2% del fluido total del tanque a una temperatura alrededor de 40°C arriba de la temperatura del fluido del tanque. La perturbación de la temperatura se registra por diversos sensores ubicados estratégicamente en el interior del tanque. La bondad principal de esta técnica radica en que no existe destrucción del fluido y con ello la posibilidad de reutilizar el fluido tantas veces como sea necesario, lo cual no es posible realizar con muchas otras técnicas.

Otra forma de medir la concentración con el empleo de sondas es utilizando trazadores fluorescentes (Bell, 1972 ; Collias y Prud'Homme, 1985). En este caso se utiliza una fuente luminosa para excitar las partículas fluorescentes las cuales son detectadas con ayuda de un sensor y de esta forma se registra la evolución de la concentración con respecto al tiempo.

Una técnica semejante fue desarrollada por Tsouris *et al.*(1995). Aún cuando, esta técnica no fue reportada para la evaluación de tiempos de mezclado, las respuestas que se obtienen permiten predecir la posible utilización de esta técnica para la evaluación de tiempos de mezclado, particularmente en la evaluación de formación de dispersiones. Estos autores evaluaron la fracción volumen local de la formación de dispersiones tolueno-agua. El aparato utilizado cuenta con un generador de señales y un detector con una capacidad de medición de 0.75 Hz. La fracción volumen de los componentes es calculada a partir del tiempo de viaje del sonido, el cual es una función de la composición del medio.

Otra de las metodologías desarrolladas recientemente fue presentada por Williams (1995). Este autor reporta la aplicación de la tomografía al modelamiento y control de procesos en la industria minera. Una de las técnicas que refiere es la tomografía de resistencia eléctrica, la cual puede ser aplicada a mezclas minerales opacas. Esta técnica involucra el uso de diversos sensores ubicados en planos múltiples. Las mediciones obtenidas permiten la construcción de imágenes iso-resistivas como función del tiempo y por consiguiente es posible la evaluación de la concentración del fluido en diferentes puntos como función del tiempo y de esta forma estimar el tiempo de mezclado.

Ahora bien, para la evaluación de los tiempos de circulación, en lechos fluidizados, Larachi *et al.* (1994 y 1995) y Kikuchi *et al.*(1995) presentan unos métodos interesantes aplicables sobre todo a sistemas que no pueden monitorearse visualmente ni a través de las técnicas tradicionales. Larachi *et al.* (1994 y 1995) realizaron la evaluación de tiempos de circulación en reactores multifase con ayuda de un sistema de monitoreo de los rayos gamma emitidos con un trazador del radioisótopo ^{46}Sc . El dispositivo está compuesto de ocho detectores que permiten la determinación de la posición de la partícula cada 0.03 segundos con una precisión de 6 mm en promedio.

Por su parte Kikuchi *et al.*(1995) presentaron un dispositivo para la evaluación de tiempos de residencia en columnas de burbujeo. El arreglo experimental considera la

instalación de bobinas alrededor de la columna, de modo que cuando las partículas magnéticas se aproximan a la bobina, generan una corriente eléctrica debido a inducción electromagnética causada por el movimiento de las partículas. Las señales se amplifican y procesan para la estimación de los tiempos de residencia.

1.4.3. EVALUACIÓN DEL TIEMPO DE MEZCLADO

Como ya se definió anteriormente, el tiempo de mezclado es un parámetro macroscópico que involucra la evaluación de la homogeneidad en el interior de tanque. Este parámetro se considera como un valor único, sin embargo, en virtud de la hidrodinámica impuesta por los sistemas de agitación, en realidad podríamos decir que el tiempo de mezclado en un tanque agitado depende de la distribución de los patrones de flujo y por ende de los tiempos de circulación al interior del mismo. Así, por ejemplo, las zonas que presentan estancamiento poseen un tiempo de circulación casi infinito, y por otra parte el tiempo de circulación para las áreas de buena recirculación es obviamente mucho menor. Finalmente, el tiempo de mezclado se evalúa considerando la aportación de los diferentes tiempos de circulación en el interior del tanque. En ese sentido, el tiempo de mezclado depende grandemente de los patrones de flujo presentes en el sistema.

En la literatura se ha optado por dos estrategias generales para la evaluación del tiempo de mezclado. Ambas estrategias poseen la característica de mantener una relación muy directa entre las técnicas utilizadas y el criterio de homogeneidad considerado. La primera estrategia involucra la evaluación del grado de homogeneidad *per se* y la segunda considerara el acercamiento al estado ideal de mezclado, cuya desviación se explica como un grado de desviación ó inhomogeneidad.

La primera estrategia está relacionada con la valoración del grado de mezclado en el interior del tanque considerándolo como una unidad completa. Así, las técnicas de coloración, análisis de imágenes y láser con partículas fluorescentes, son las que hacen uso de este procedimiento. En cambio las técnicas que emplean sensores hacen uso de la segunda estrategia, ya que con el muestreo que realizan, en realidad se valora qué tan alejado se

encuentra el sistema de la homogeneidad. La adopción de una estrategia u otra depende de las condiciones particulares del proceso a estudiar y en algunos casos la combinación de estrategias podría ser la mejor opción para la determinación de tiempo de mezclado. En el apartado siguiente se presentan primeramente los diferentes criterios de inhomogeneidad, seguidos de los criterios adoptados para la definición de homogeneidad *per se*.

1.4.3.1. CRITERIOS BASADOS EN LA INHOMOGENEIDAD

Hiby (1981) define la calidad de mezclado M como una desviación ε del mezclado perfecto, conocida también como inhomogeneidad. La Ecuación (1.26) muestra la relación entre M y ε .

$$M = 1 - \varepsilon \quad (1.26)$$

Conviene señalar que el parámetro ε , tiende a cero, conforme el mezclado se lleva a cabo. Para determinar el valor de la inhomogeneidad ε , en la literatura se han adoptado diferentes criterios. Uno de los primeros trabajos donde se discute la inhomogeneidad es el presentado por Danckwerts (1953). En dicho trabajo y en el presentado por Michaels y Puzinauskas (1954) se proponen separadamente dos formas de medir la inhomogeneidad, las cuales resultan ser equivalentes. Este concepto presupone el conocimiento tanto de la varianza inicial en el sistema (σ^2), como del estimador de la varianza (s^2) a un tiempo de proceso determinado. Así, para estos autores la Ecuación (1.27) define la inhomogeneidad.

$$\varepsilon_1 = \frac{s^2}{\sigma^2} = \frac{s}{\sigma} \quad (1.27)$$

Por otra parte, Mohr *et al.*(1957) reporta una de las definiciones más simples, el cual consiste en utilizar al coeficiente de variación como un índice de inhomogeneidad, expresada en la Ecuación (1.28).

$$\varepsilon_2 = \frac{\sqrt{s^2}}{\bar{X}} \quad (1.28)$$

Ruszkowski (1994) introduce una variante a la expresión anterior, en la Ecuación (1.29) se intercambia el valor de la media por el de la concentración cuando el proceso de mezclado ha terminado (c_∞^*).

$$\varepsilon_3 = \frac{\sqrt{s^2}}{c_\infty^*} \quad (1.29)$$

Hiby (1981) propone el empleo la evaluación de la inhomogeneidad con base en la concentración del valor homogéneo final (c_∞^*), la concentración local (c^*) y la concentración local máxima (c_{\max}^*). Los conceptos propuestos son:

Máxima desviación relativa:

$$\varepsilon_{\max} = \frac{|c_{\max}^* - c_\infty^*|}{c_\infty^*} \quad (1.30)$$

Media absoluta de la desviación relativa:

$$\bar{\varepsilon} = \frac{|c^* - c_\infty^*|}{c_\infty^*} \quad (1.31)$$

Desviación estandard relativa

$$\varepsilon_\sigma = \frac{\sigma}{c_\infty^*} \quad (1.32)$$

donde σ es la raíz cuadrada de la varianza σ^2 dada por:

$$\sigma^2 = \overline{(c^* - c_\infty^*)^2} \quad (1.33)$$

Käppel (1979) empleando una técnica de medición indirecta de la concentración en tanques agitados, propone el uso de un parametro conocido como grado de segregación definido en la Ecuación (1.34).

$$\varepsilon_\Delta = \frac{c_\infty^* - c^*}{c_\infty^* - c_o^*} \quad (1.34)$$

Este concepto es retomado por Lundén *et al.* (1995), quienes incorporan diferentes puntos de muestreo (n), de modo que el índice de inhomogeneidad está definido por:

$$\varepsilon_n = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \frac{|c_i^* - c_\infty^*|}{c_\infty^* - c_o^*} \quad (1.35)$$

El valor de inhomogeneidad adoptado por estos autores para definir el tiempo de mezclado fue cuando $\varepsilon_n \leq 0.05$.

En la literatura se han reportado otras formas de evaluar la inhomogeneidad, los cuales no incorporan explícitamente el concepto definido en la Ecuación (1.26). Sin embargo, estos criterios han sido ampliamente utilizados. Kramers *et al.*(1953), basados en los trabajos desarrollados por Wood *et al.*(1922) y Geese(1933), determinaron el tiempo de mezclado considerando la medición diferencial de la conductividad después de agregar un trazador. Estos autores determinaron el tiempo de mezclado aquel tiempo en el cual la diferencia de las conductividades es menor al 0.1% de la lectura promedio. Por su parte, Hoogendoorn y den Hartog(1967) en un estudio comparativo de agitadores considera el tiempo de mezclado a 3 niveles: 5, 10 y 25% de la lectura final promedio.

Brito-De la Fuente *et al.* (1990) trabajando con la técnica térmica para la determinación del tiempo de mezclado con agitadores helicoidales, proponen el uso de un criterio menos dependiente de las imprecisiones experimentales, el cual se presenta en la Ecuación (1.36). Bajo las condiciones experimentales de dichos autores utilizaron el valor de $\Delta\theta_{\infty}= 0.35^{\circ}\text{C}$.

$$\forall t \geq t_m ; \left| \theta_f - \theta_{\infty} \right| \leq \frac{\Delta\theta_{\infty}}{2} \quad (1.36)$$

Jahoda y Machon (1994) proponen la utilización de la Ecuación (1.37), como una forma de evitar las fluctuaciones en la concentración durante el mezclado. En dicha ecuación el valor de c_s representa la concentración $c(t)$ en el tiempo t .

$$c_s = \frac{1}{5} \sum_{i=a}^b c(i) \quad , \quad a = t - 2, \quad b = t + 2 \quad (1.37)$$

Por su parte, Brito-De la Fuente *et al.*(1992), estudiando el tiempo de mezclado también con la técnica térmica, señalan que en virtud de que la respuesta de las sondas es asintótica con el tiempo es preferible utilizar el valor de la pendiente δ de la curva tiempo *vs* temperatura. Así mismo los autores definen como tiempo de mezclado:

$$\forall t \geq t_m ; \left| \delta \right| \leq 0.001 \text{ } ^{\circ}\text{C} / \text{s} \quad (1.38)$$

Edwards(1985) propone el uso de múltiples sensores que permitan una evaluación más precisa de la varianza al interior del vaso. La restricción experimental para esta prueba es que el patrón de flujo no debe perturbarse por la introducción de las sondas. Así, la estimación de la desviación de la varianza está definida por:

$$s^2 = \frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (c^*_i - c^*_{\infty})^2 \quad (1.39)$$

donde n denota el número de sensores.

Ahora bien, Khang y Levenspiel (1976), haciendo uso de la teoría de la distribución de tiempos de residencia muestran que la velocidad de infusión de un colorante para un solo tanque de mezclado es posible explicarla a través de una cantidad simple, la cual definen como constante de velocidad de decoloración, K . Este parámetro se relaciona con la amplitud A mostrada por la respuesta de una perturbación, de acuerdo a:

$$A = 2 \exp (-Kt) \quad (1.40)$$

En este caso el tiempo de mezclado se evalúa de acuerdo a una tolerancia predefinida del valor de A .

1.4.3.2. CRITERIOS BASADOS EN LA HOMOGENEIDAD

Ahora bien, con respecto a la definición de la homogeneidad *per se*, se tiene que uno de los primeros criterios adoptados fue el derivado de la técnica de coloración. En este caso el criterio depende de la resolución del ojo humano. Al respecto, Voncken (1965) señala que si una gota de agua de 0.01 mm es rodeada por una gran cantidad de agua, conteniendo alguna sustancia disolvente, entonces de acuerdo a la teoría de difusión en estado transiente, la inhomogeneidad desaparecerá en aproximadamente 0.1 segundos debido a la sola difusión molecular. Asimismo, si la escala de observación es del orden de 0.01 mm entonces en la mayoría de los casos el tiempo de mezclado valorado por visualización corresponde al tiempo de mezclado "real". Es conveniente notar que esta aseveración sólo es válida para sistemas similares al agua. Por otra parte, Kamiwano y Hasegawa(1979) citados por Kaminoyama *et al.*(1993) mencionan que la capacidad del ojo humano para distinguir diferencias en concentración adimensional es de alrededor de 10^{-2} .

Por otra parte, Nauman y Buffham (1983) mencionan que la entropía proporciona una medida natural del grado de mezclado. De hecho, Ogawa e Ito (1975) haciendo uso del concepto de entropía en la teoría de la información, sugieren una medida del grado de buen mezclado. Para esta definición, se considera la adición de un trazador de volumen V_o y

concentración c_o a un tanque de volumen V_T compuesto de n subregiones de volúmenes V_i , $i=1,2, \dots, n$. Así el criterio de mezclado está dado por:

$$M = \frac{H}{H_\infty} = \frac{-\sum_{i=1}^n V_i p_i \ln p_i}{V_o \ln \left(\frac{V_T}{V_o} \right)} \quad (1.41)$$

en donde p_i (la densidad de probabilidad) es la relación de la concentración de un trazador en la i -ésimo punto y la concentración de entrada c_o .

Recientemente, Kaminoyama *et al.* (1993, 1994) reportan el empleo de la simulación numérica para la evaluación de tiempo de mezclado. El trabajo se soporta en mediciones cualitativas experimentales con la técnica colorimétrica. Estos autores reportan como índice de calidad de mezclado:

$$M = \frac{V^*}{V_{total}} \quad (1.42)$$

donde V^* se refiere al volumen "bien" mezclado definido por:

$$\forall V \geq V^* ; \left| \frac{c - c_\infty}{c_o - c_\infty} \right| \leq J_M \quad (1.43)$$

En esta última ecuación, J_M toma valores de 0.01 ó 0.005, de acuerdo al criterio de los autores.

Otra forma de evaluar la homogeneidad en el interior de un tanque puede ser la evolución de la distribución de las concentraciones en el interior del tanque (Ranade *et al.*, 1991). Si bien estos autores no lo proponen de manera explícita, los resultados presentados muestran la evolución hacia una distribución normal. Esto podría ser interesante sobre todo en los sistemas es posible introducir una gran cantidad de sensores.

1.4.4. TIEMPOS DE MEZCLADO EN SISTEMAS MÚLTIPLES

El tiempo de mezclado está caracterizado por el llamado número de mezclado o número de homogeneización (Tatterson, 1991), el cual está dado por la Ecuación (1.44).

$$k_m = N \theta_m \quad (1.44)$$

Tatterson (1991) reporta que k_m es una función de la geometría en particular y su valor para condiciones de régimen laminar y turbulento permanece más o menos constante y en el régimen de transición el tiempo de mezclado está relacionado de acuerdo a la Ecuación (1.45).

$$k_m = N \theta_m = C \text{Re}^a \quad (1.45)$$

Las relaciones anteriores se han desarrollado a partir del tiempo de mezclado de impulsores individuales. En ese sentido, y dada la complejidad de los patrones de flujo presentes en impulsores múltiples, esta generalidad es necesario tomarla con reserva. A continuación se presentan los resultados de tiempo de mezclado obtenidos por diferentes autores. Primeramente se abordan lo relativo a los impulsores remotos, haciendo énfasis en los sistemas múltiples. En la parte última se describen los trabajos presentados para sistemas con agitadores de proximidad.

Shaw (1994) presentó el estudio comparativo de impulsores individuales remotos, dentro de los cuales se incluyeron turbinas PBT, turbina Rushton y A315-Lightnin entre otros. La principal conclusión de este trabajo es que para dichos sistemas de mezclado, cuando manejan sistemas fluidos de viscosidad similar a la del agua y manteniendo la misma potencia por unidad de volumen, no existe diferencia en los tiempos de mezclado. Esta situación era un tanto de esperar, toda vez que como se señaló en apartados anteriores, este tipo de impulsores presentan patrones de flujo muy similares.

Chang en 1986 (citado por Tatterson, 1991) realizó estudios de tiempo de mezclado con impulsores múltiples (3 ó 4), las evaluaciones se hicieron con la técnica de trazador químico adicionado en la superficie del líquido, manteniendo una altura constante de $H=2D$. Los resultados fueron dependientes del tipo de impulsor, la velocidad rotacional y la separación entre la superficie del líquido y la parte superior del impulsor. Se observó que, los impulsores de

flujo radial dispersaron más rápidamente el trazador que los de flujo axial; lo cual se atribuyó a la menor turbulencia en la superficie del líquido generada por los impulsores axiales. También se observó que, a medida que se incrementaba el espacio del impulsor superior a la superficie del fluido, el tiempo de mezclado se incrementa. En la mayoría de los casos, pero no siempre, se observó un decremento del tiempo de mezclado al aumentar la velocidad rotacional. Además, en uno de los casos estudiados, un agitador triple presentó un menor tiempo de mezclado que un agitador cuadruple, a pesar de que todas las condiciones se mantuvieron igual. Este hecho se explicó considerando que el sistema cuádruple reduce el mezclado axial por lo que se incrementa el tiempo de mezclado. Si bien para los sistemas individuales se observa que un incremento en la velocidad rotacional favorece la reducción del tiempo de mezclado, no es lo mismo en sistemas múltiples ya que los patrones de flujo cambian sustancialmente con los cambios de la velocidad de rotación. Por esta razón la relación entre tiempos de mezclado y velocidad rotacional no es del todo simple.

De manera similar, Vasconcelos *et al.* (1995), trabajando con turbinas Rushton, analizaron el tiempo de mezclado para sistemas de impulsores individuales, duales y triples. La separación entre impulsores fue igual al diámetro del tanque y la altura del líquido fue variable pero siempre múltiplo del diámetro del tanque, manejándose dos tipos de configuraciones la estándar ($H = N_I D$) y la no estándar ($H \neq N_I D$), donde N_I representa el número de impulsores. En el caso de las condiciones no aereadas se observó que para las configuraciones estándar, el tiempo de mezclado se reduce al disminuir el número de impulsores; a manera de ejemplo, se menciona que al pasar de 3 a 2 impulsores el tiempo de mezclado se reduce en un 57%. En el caso de las geometrías no estándares y en particular para los tanques con altura constante de 3 veces el diámetro, se observó una ligera disminución en el tiempo de mezclado al disminuir el número de impulsores. Tomando al tiempo de mezclado del arreglo de tres turbinas como referencia, los sistemas de dos y una turbinas redujeron sólo en un 14% y 25% respectivamente. Lo anterior confirma las observaciones de Chang (1986), de manera que la aclamada ventaja de los sistemas de turbinas múltiples queda en duda.

Un caso diferente es el presentado por Brennan y Lehrer (1976), quienes realizaron experimentos con sistemas individuales y dobles de turbinas Rushton. En todos los

experimentos se trabajó con un tanque con fondo cóncavo, la altura del fluido se mantuvo constante ($H=1.112D$), variando la altura de los impulsores $b=(0.181D, 0.905D)$, los impulsores fueron de un diámetro constante con $d=0.181D$. Los resultados mostraron que en el caso de los impulsores individuales, existe una ligera disminución del tiempo de mezclado con sólo incrementar la altura a la cual se ubican los impulsores. Asimismo, al introducir dos impulsores la disminución del tiempo de mezclado se hace manifiesta y en el mejor de los casos estudiados, dicha disminución es del 35% y del 25% respectivamente, para el peor y el mejor de los casos del mezclado con un impulsor individual.

Ahora bien, al comparar el desempeño de la turbina Rushton con otros impulsores tipo axial, la turbina Rushton muestra limitaciones. Al respecto, Nienow (1996) presenta datos de tiempo de mezclado para sistemas duales de turbina Rushton ($d/D = 0.5$) e impulsores axiales Lightnin A315 ($d/D = 0.42$). Para condiciones no aereadas el tiempo de mezclado con los impulsores A315 fue de sólo el 50% de lo obtenido con el sistema dual de turbina Rushton. Un caso similar se obtuvo bajo condiciones de 0.26 vvm, en donde el tiempo de mezclado fue 79% superior con el sistema dual Rushton, cuando se comparó con el dual A315.

Por su parte, Vasconcelos *et al.* (1995) mencionan que la aereación, en un sistema estándar de 3 turbinas, tuvo un efecto positivo, neutro y negativo en el desempeño del impulsor. Lo cual dependió fundamentalmente de la velocidad de agitación N . Cuando las turbinas trabajaron a una velocidad de 600 rpm, el flujo en el interior del tanque está impuesto por el agitador, y se observó que cualquier incremento de la aereación afecta negativamente el tiempo de mezclado. En cambio, cuando el flujo está impuesto por el aire suministrado, lo que se logra a velocidades de 162 rpm, la aereación favorece el mezclado. Una situación intermedia se tiene cuando se trabaja a 300 rpm.

En relación a los agitadores de proximidad, los agitadores helicoidales han mostrado una buena capacidad de bombeo axial y por ende menores tiempos de mezclado, sobre todo al manejar fluidos altamente viscosos. El tiempo de mezclado para un agitador helicoidal fue caracterizado desde el punto de vista del tiempo de mezclado por Brito-De la Fuente *et al.* (1991) quienes mencionan que para fluidos newtonianos y condiciones de flujo de $Re < 10$ el valor $N\theta_m$ permanece más o menos constante con un valor medio de 47.5. Conviene destacar que dicho impulsor fue tomado como referencia para la realización del presente trabajo.

El caso del estudio de los tiempos de mezclado obtenidos en un tanque provisto de un agitador helicoidal doble fue presentado por Micheau *et al.* (1995). Los fluidos utilizados fueron soluciones acuosas de escleroglucana de 0 a 28 g/L, las velocidades rotacionales variaron de 24 a 168 rpm y se manejó una velocidad de aereación de 0 a 0.89 vvm. Como era de esperarse, el tiempo de mezclado se incrementó a medida que se incrementa la concentración de la escleroglucana. Además, para dicho sistema y empleando agua como fluido de trabajo, se observó que hay una marcada reducción en el tiempo de mezclado con la aplicación de aire, lo cual según los autores se debe al movimiento axial promovido por el aire. Sin embargo, el incremento de la velocidad rotacional con ese mismo fluido fue menos obvio, se notó un ligero incremento en el tiempo de mezclado con el incremento de la velocidad de agitación. Por otro lado, de acuerdo a los datos presentados del tiempo de mezclado de las soluciones de escleroglucana, se observa que el tiempo de mezclado se reduce con un incremento de la velocidad rotacional del impulsor, lo cual se hace más evidente a medida que se incrementa la concentración de escleroglucana. En cambio, las variaciones en la velocidad de aereación no presentaron cambios significativos. Además, este grupo de investigación mostró que contrariamente a los casos de sistemas monofásicos, el valor de $N\theta_m$ no permanece constante, sobre todo para condiciones de número de Reynolds mayor de 100.

En otro estudio de agitadores helicoidales dobles, Takahashi *et al.*(1994) menciona que para valores de número de Reynolds menores de 10 y manejando fluidos con viscosidades de 4 a 10 Pa·s, el producto $N\theta_m$ permanece prácticamente independiente del número de Reynolds. Sin embargo, estos autores señalan que el tiempo de mezclado depende de la profundidad del fluido, destacando que para fluidos con una altura del líquido $<3/8D$ ó $>3/4D$ el tiempo de mezclado es muy similar al tiempo de mezclado cuando $H=D$. Por otra parte, cuando la altura del fluido se manejó como $H= 1/2D$ se presentaron zonas estancadas, por lo que recomiendan no utilizar alturas como esa en procesos de mezclado.

Chavan *et al.*(1975) estudiaron el efecto de las propiedades reológicas sobre el tiempo de mezclado empleando una agitador tipo tornillo helicoidal. Las conclusiones indican que los tiempos adimensionales $N\theta_m$ fueron constantes para fluidos newtonianos y para fluidos

inelásticos fluidificantes abajo de un Reynolds de 10. Sin embargo para fluidos elásticos el tiempo de mezclado fue mayor.

Takahashi *et al.*(1985) presenta un estudio de un agitador helicoidal doble, en donde se estudia el tiempo de mezclado de fluidos con densidades y viscosidades diferentes. El trabajo se desarrolló en un rango de números de Reynolds de 0.01 a 100. Una de las conclusiones de este grupo de investigación es que el tiempo de mezclado depende fuertemente del patrón de flujo. Así, para fluidos con una proporción del fluido más viscoso menor a 1 y con una relación de viscosidades mayor de 60, se observó que el tiempo de mezclado disminuye a medida que el Re incrementa hasta un valor determinado para posteriormente incrementar. En cambio, para el caso contrario (proporción de fluido más viscoso mayor o igual a uno y relación de viscosidades menores que 60) el tiempo de mezclado se reduce a medida que el número de Reynolds aumenta y posterior a un Reynolds crítico, el valor del tiempo de mezclado permanece constante para todos los fluidos.

John *et al.*(1996) presentaron datos de tiempo de mezclado para una geometría dual que incluye una turbina Scaba de tres paletas ubicada en la parte superior y una turbina Rushton de 6 paletas en la parte inferior. Los experimentos se condujeron manejando la turbina Rushton a una velocidad constante de 120, 200, 300 y 400 rpm y variando la velocidad de la Scaba de 0 a 240 rpm. Estos autores mencionan que cuando se trabaja de manera individual la turbina Rushton, los incrementos en velocidad poco contribuyen a reducir el tiempo de mezclado. En cambio, cuando se maneja el sistema con ambos impulsores, la reducción del tiempo de mezclado puede ser hasta del 90%.

1.4.5. DISCUSIÓN SOBRE LOS TIEMPOS DE MEZCLADO

Dado que la definición de tiempo de mezclado (t_m) involucra el preestablecimiento de un grado de inhomogeneidad aceptado, t_m es un parámetro que posee un componente subjetivo *per se*. Aunado a esto, la gran diversidad de metodologías presentes en la literatura han ocasionado que el tiempo de mezclado sea un parámetro un tanto difícil de comparar. Al respecto Ranade *et al.*(1991) presentan los diferentes tiempos de mezclado obtenidos por diferentes técnicas. Dichos autores señalan que, para el mismo conjunto de datos el tiempo de mezclado es muy variante. Estos autores definen un tiempo adimensional, que es igual al producto del tiempo por la velocidad en la punta del impulsor dividido por el radio del vaso. Así, para dicho sistema cuando se emplea el método de los cambios en concentración evaluados con un solo detector, el tiempo adimensional de mezclado es cercano a 130. Si se utiliza la Ecuación (1.39) y se emplea un criterio de $s^2 = 0.01$, el tiempo de mezclado adimensional resulta ser de 58. Finalmente, si se emplea el criterio de $M= 0.99$ de la Ecuación (1.41), el tiempo de mezclado adimensional es cercano a 60. Estas diferencias toman una relevancia mayor sobre todo cuando se determina la energía de mezclado.

Sin embargo, a pesar de dicha diversidad, desde el punto de vista ingenieril es importante adoptar alguna técnica que presente el menor número de inconvenientes. En ese sentido, parecería que, debido a las limitaciones que se tienen actualmente para las mediciones locales, las evaluaciones de la determinación de la homogeneidad *per se* serían los candidatos ideales para la determinación de los tiempos de mezclado. Por tal motivo, quizá la técnica más prometedora sea la del procesamiento de imágenes, ya que además de que se evalúa en todo el tanque, elimina el componente subjetivo de la determinación. A pesar de ello, la técnica térmica continua siendo una de las herramientas más útiles, sobre todo porque elimina la componente subjetiva de la determinación y además por sus bondades en la reutilización de los fluidos y en la respuesta rápida y precisa a las perturbaciones del sistema

Ahora bien, la utilización de sistemas múltiples para la reducción de los tiempos de mezclado demanda un conocimiento amplio de los patrones de flujo presentes en los diversos sistemas sobre todo bajo diferentes condiciones de agitación y aereación. Así, no es raro

encontrar que aún aumentando el número de impulsores el tiempo de mezclado, contrariamente a lo esperado, tenga un incremento. En ese sentido, y sobre todo al trabajar con una geometría híbrida, es importante de conocer el patrón de flujo antes de proponer condiciones de operación que permitan reducir el tiempo de mezclado.

1.5. CONCLUSIONES DE LA REVISIÓN DE LA LITERATURA

La literatura relativa al estudio de geometrías múltiples se ha orientado principalmente al estudio de sistemas con impulsores del mismo tipo. Recientemente, se encuentran algunos trabajos en los cuales se incorporan geometrías diferentes en el mismo sistema de mezclado. El desarrollo de estas geometrías tiene su soporte en los diversos trabajos realizados con los impulsores individuales relativos a los patrones de flujo, consumo de potencia, tiempos de mezclado y criterios de dispersión entre otros. En el mezclado se han definido una serie de números adimensionales los cuales son útiles para la interpretación del proceso. El consumo de potencia de fluidos no-newtonianos, encuentra la problemática de evaluar una velocidad de cizalla al interior del tanque. Este problema ha sido resuelto al adoptar una viscosidad aparente o de proceso, a través de la utilización de la constante de Metzner y Otto (1957), la cual se ha probado que es una función de las propiedades reológicas del fluido en cuestión, sobre todo cuando los fluidos son altamente pseudoplásticos (Brito-De la Fuente *et al.*, 1997b).

Asimismo, se destaca la influencia que tienen los patrones de flujo sobre el consumo de potencia. En relación a la dispersión de gas-líquido, la turbina Rushton ha sido sin duda el impulsor más ampliamente utilizado y estudiado. En ese sentido, los mecanismos de dispersión así como el efecto de la aereación sobre el consumo de potencia ha sido ampliamente discutido para dicha geometría y en menor medida para otros impulsores remotos. Sin embargo, los sistemas híbridos carecen de estudios tan detallados como los anteriormente mencionados. Por otra parte, la presencia de cavernas en sistemas de reología compleja cuando se utilizan impulsores remotos, ha sido uno de los principales problemas a resolver. Dichas cavernas impiden un buen macromezclado en el interior del tanque, por lo que ante esta problemática se han propuesto el uso de agitadores de proximidad y el empleo de sistemas con impulsores

múltiples, aunque más recientemente la combinación de impulsores de diferente tipo en el mismo tanque. Las mejoras al mezclado se esperaría verlas reflejadas en una reducción de los tiempos de mezclado, sin embargo, bajo ciertas condiciones, el uso de sistemas múltiples puede significar un incremento en el tiempo de mezclado.

Por tanto, es evidente la ausencia en la literatura abierta de trabajos que abarquen de manera integral el problema de la dispersión de gas en medios que cambian su reología con el tiempo (*v.g.* los procesos de fermentación). Este problema ha sido considerado por diversos grupos de investigación, los cuales han preferido modificaciones a los sistemas de agitación tradicionales, sobre todo los que tienen como centro de atención los agitadores remotos, antes de experimentar o ensayar nuevas combinaciones de impulsores. Ante toda esta problemática, en el presente estudio, se pretende avanzar en el conocimiento del desempeño de una geometría basada en el uso simultáneo de un impulsor helicoidal y un agitador remoto. Dicho sistema de mezclado pretende favorecer tanto la dispersión de gas como el mezclado en fluidos pseudoplásticos, todo ello basado en las características individuales de los impulsores individuales considerados.

2. OBJETIVOS

Considerando la problemática planteada anteriormente, en este trabajo se pretenden alcanzar los objetivos siguientes.

Objetivo general:

Evaluar el comportamiento hidrodinámico de dos sistemas de agitación duales híbridos, aplicables en la dispersión de aire en fluidos de diferente reología, basados en la combinación de un impulsor de proximidad y diferenciados por el tipo de agitador remoto utilizado.

Objetivos particulares

- *Evaluar el consumo de potencia para una geometría dual empleando fluidos de diferentes comportamientos reológicos. En forma particular se destaca tanto el efecto del comportamiento pseudoplástico, como de la velocidad de aereación, sobre el consumo de potencia.*
- *Investigar el efecto del nivel de pseudoplasticidad, n , sobre la definición de la viscosidad de proceso en una geometría híbrida dual. Esto se logrará empleando fluidos con niveles de pseudoplasticidad alta.*
- *Determinar las condiciones de operación del sistema dual que garanticen tanto la eliminación del vórtice como la prevención de zonas segregadas al interior del tanque de mezclado bajo condiciones no gaseadas. Para tal fin, se realizarán visualizaciones de los patrones de flujo empleando diferentes fluidos desde newtonianos de baja viscosidad hasta fluidos altamente pseudoplásticos ($n < 0.20$).*
- *Determinar la influencia de las condiciones de operación (relación de velocidades de giro de los impulsores y gasto de aire) en la hidrodinámica del sistema de agitación dual bajo condiciones gaseadas. Para lograr este objetivo se emplearán tanto la visualización de los patrones de flujo, como la evaluación de los tiempos de mezclado.*

3. MATERIALES Y METODOS

Para lograr los objetivos anteriormente expuestos, se adoptó una estrategia experimental basada en el diseño evolutivo del sistema de agitación (Figura 3.1). En ese sentido, primeramente se adoptó la construcción de un sistema de mezclado basado en una geometría híbrida dual basada en una turbina Rushton y un agitador helicoidal (TR/H). Ambos impulsores fueron seleccionados por sus capacidades individuales de dispersión de gas y macromezclado con fluidos de alta viscosidad de proceso respectivamente. Las condiciones de operación se establecieron considerando las velocidades de agitación típicas de los impulsores de manera individual, es decir, la turbina Rushton de 0 a 620 rpm y el agitador helicoidal en el rango de 0 a 100 rpm. Así, los impulsores estuvieron acoplados a la misma flecha girando en el mismo sentido y a una relación de velocidades fija ($N_{TR}/N_H=6.2$). En esta parte del trabajo se usó el consumo de potencia como la principal variable a estudiar. Los resultados obtenidos condujeron a la necesidad de definir mejores condiciones de operación, mediante las cuales fuera posible mejorar el macromezclado y lograr la dispersión de aire. Por lo que, en la siguiente etapa del estudio se optimizó la relación (N_T/N_H) y además se incorporó el sistema Turbina Smith-Helicoidal (TS/H), sobre todo por las mejores capacidades reportadas de la TS en la dispersión de aire. En la parte final del trabajo, se hace una comparación de desempeño de los sistemas TR/H y TS/H, bajo condiciones de buen macromezclado y dispersión de aire. El parámetro considerado para comparar ambos sistemas fue el tiempo de mezclado.

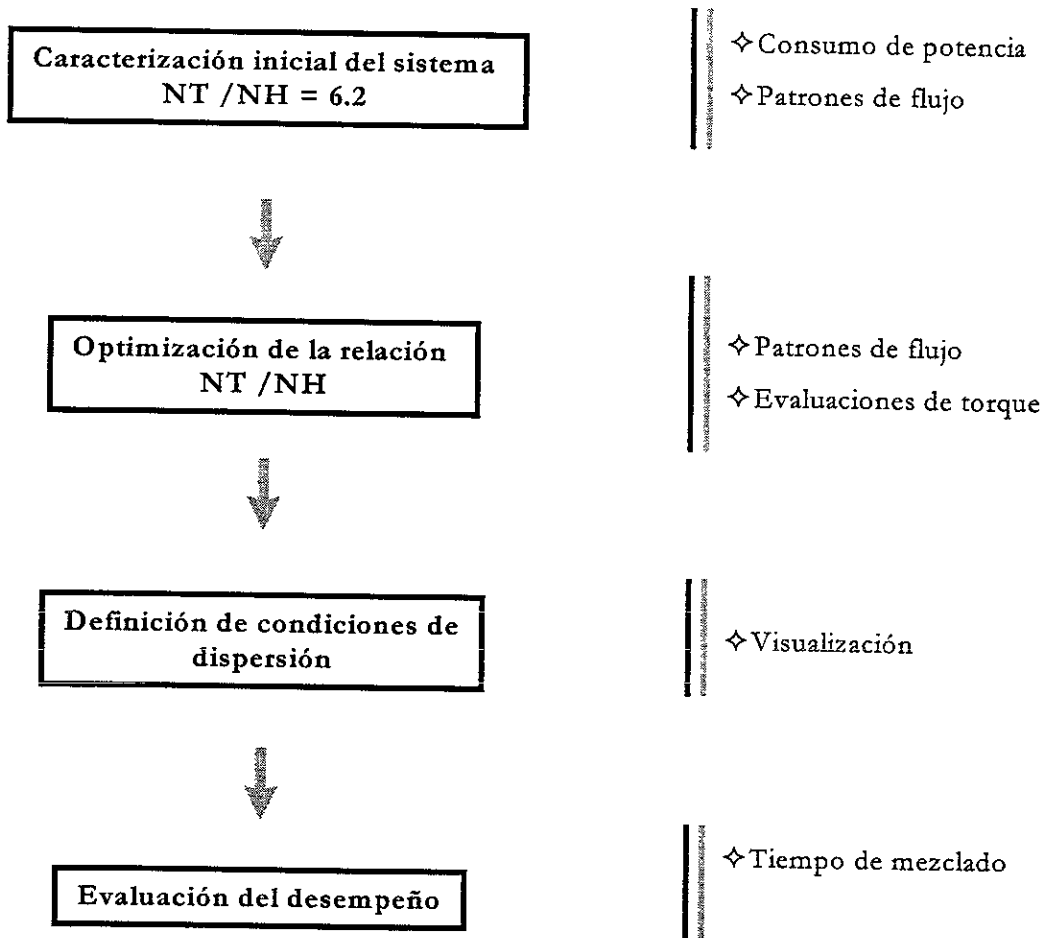


Figura 3.1. Estrategia experimental.

3.1. MATERIALES

3.1.1. SISTEMA DE MEZCLADO

Debido a la estrategia adoptada de diseño evolutivo, fue necesaria la construcción de dos arreglos experimentales, cada uno de ellos se empleó para cada etapa del trabajo. En el primer montaje, el tanque de mezclado estuvo formado por un recipiente intercambiable de metal o vidrio y dos tapas metálicas. El metal utilizado para la construcción fue el acero

inoxidable. La tapa superior tiene diferentes entradas que permiten la colocación de termómetros y la inyección de líquido. La flecha central del impulsor está montada en un rodamiento de la tapa (Figura 3.2). El mecanismo es activado por un motor de corriente directa a 180 V(CD), 1750 rpm, Frame 56C y 0.5 HP (Emerson Co., modelo 3120-416). Para regular la velocidad del motor se emplea un controlador de velocidad (Electrol 2000), el cual permite variar la velocidad de los impulsores en el rango de operación del sistema.

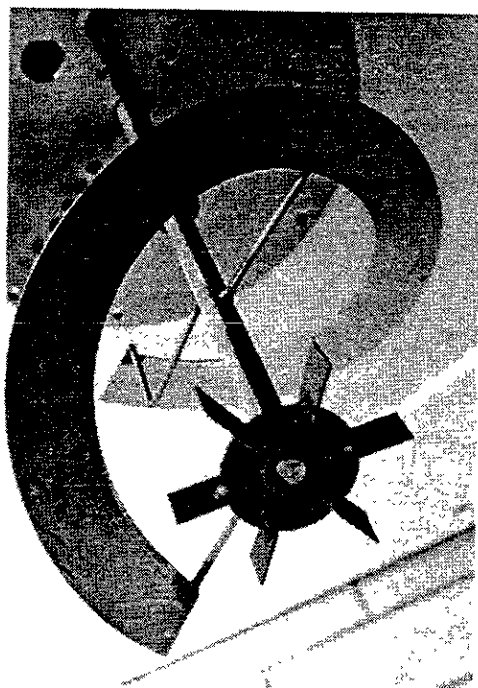


Figura 3.2. Acoplamiento de los impulsores para el montaje experimental con $N_{TR}/N_H=6.2$.

El diámetro interno del tanque es de 0.21 m. La relación: altura del líquido/altura del impulsor se mantuvo constante e igual a 1.15. Un esquema de los impulsores utilizados se presenta en la Figura 3.3. Conviene destacar que ambos impulsores poseen el mismo sentido de giro y que guardan una relación constante de velocidades de 6.2:1, es decir la turbina gira 6.2 veces más rápido que el agitador helicoidal. Este montaje está provisto de un alimentador de aire tubular con un diámetro de 1.5 mm, el cual está ubicado debajo de la turbina.

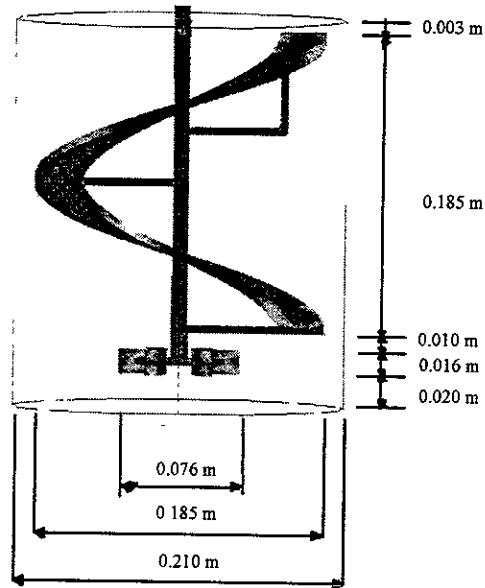


Figura 3.3. Montaje experimental con velocidades de giro $N_{RT}/N_{HR}=6.2$.

Para la segunda etapa se utilizó un sistema más flexible en relación a las condiciones de operación, particularmente en lo relativo a la relación de velocidades de ambos impulsores. En este caso, el montaje experimental está equipado con dos motores independientes, lo cual permite el manejo independiente de los dos impulsores. A pesar de esta versatilidad el consumo de potencia fue posible evaluarlo sólo para el impulsor helicoidal. Como se aprecia en la Figura 3.4, en términos generales se utilizó un montaje muy similar al anterior. El diámetro interno fue también de 0.21 m y las variantes principales fueron el cambio de las dimensiones de la turbina (1/3 del diámetro del tanque) así como la introducción de un dispersor de gas tipo anillo. El dispersor posee un diámetro de 0.059 m y una sección transversal de 0.0095 m, además se encuentra localizado a 0.022 m del fondo del tanque. El aire fluye por seis orificios con un diámetro de 0.002 m, dichas orificios están localizadas en la cara inferior del dispersor. Las turbinas utilizadas fueron la tipo Rushton de paletas planas y la tipo Smith de paletas curvas las cuales se presentan en la Figura 3.5. En todos los casos el volumen de operación fue de 9.5 litros ($h=0.274$ m).

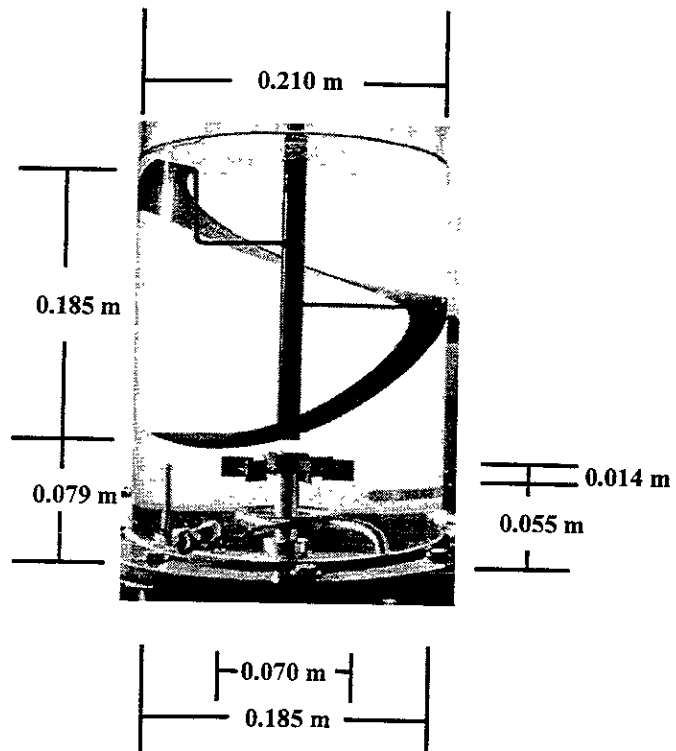


Figura 3.4. Montaje experimental utilizado en la segunda etapa.

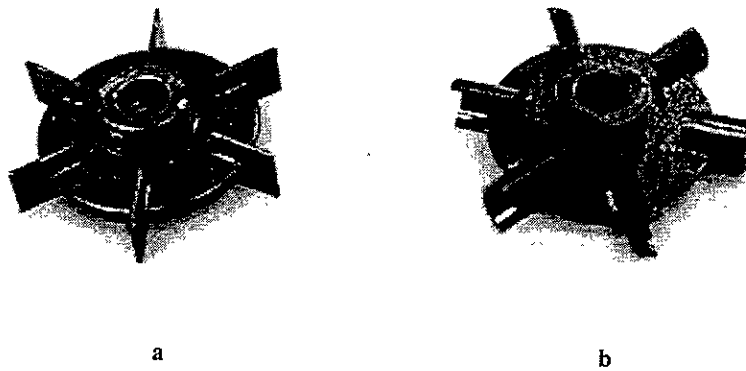


Figura 3.5. Turbinas utilizadas a) Rushton b) Smith

3.1.2. TORQUÍMETRO

Para el primer montaje experimental, se utilizó un torquímetro (S. Himmelstein & Co., modelo 2801T(25-0)). Dicho aparato está colocado en línea con la flecha del motor y los impulsores. El rango de operación del torquímetro es de 0 a 2.8 N·m (0 a 25 lb·in). El torque puede medirse con una precisión de 0.07% de la escala total. La señal de salida de la medición del torque se amplifica por la unidad modular 6-201 y la muestra el sistema principal 66032, ambos de S. Himmelstein & Co.. Además, la velocidad rotacional de la flecha del motor se mide con ayuda de un cronómetro digital. En el segundo montaje se empleó un torquímetro similar, el modelo 24-02T (25-50) y el lector 6-568, éste con precisión de 0.08% de la escala total, ambos dispositivos fueron también S. Himmelstein & Co.. Además de este lector de torque el sistema está conectado a un sistema de adquisición de datos Lab-View versión 3.1.

3.1.3. ANEMÓMETRO

En el primer montaje se utilizó un rotámetro Flo-Meter. Modelo 300/310, Mc. Millan Co., USA, el cual posee una precisión de $\pm 1\%$ la escala total. Para el segundo grupo de experimentos se utilizó un anemómetro Omega, modelo FMA-1828, el cual posee un rango de medición de 0 a 50 litros por minuto con una precisión de 0.2% de la escala total. En todos los casos el flujo de aire se evaluó antes de introducir el aire por una columna de burbujeo, la cual fue colocada entre el tanque y el anaemómetro con la finalidad de saturar de humedad el aire.

3.1.4. TERMISTORES

La determinación de temperatura se hizo empleando termistores Omega modelo LO-703, los cuales estuvieron acoplados a un sistema de adquisición de datos Lab View 3.1 por medio de los módulos SCX1-1322 y SCX1-1000.

3.1.5. REÓMETRO

La caracterización reológica de los materiales de la primera etapa se realizó en un reómetro HAAKE CV-20, empleando la geometría de cono y placa y/o cilindros concéntricos.

El rango de los valores de $\dot{\gamma}$ empleados en las pruebas fue de 10 a 300 s⁻¹, dependiendo del fluido de trabajo. La temperatura se mantuvo constante durante las evaluaciones, empleando un baño isotérmico (HAAKE C 0001-4202). En la segunda etapa se utilizaron dos reómetros el Bohlin VOR Rheometer y el Bohlin Instruments CVO con geometrías de cono y plato, placas paralelas y/o cilindros concéntricos. Además, se empleó un viscosímetro Bohlin Visco 88 BV para el monitoreo del cambio de las propiedades durante la realización de los experimentos. Todas las evaluaciones reológicas se realizaron a la misma temperatura en que se realizaron los experimentos.

3.1.6. FLUIDOS DE TRABAJO

Con la finalidad de facilitar el trabajo experimental, se decidió utilizar fluidos modelo en lugar de los fluidos de los procesos en donde se tienen cambios de las propiedades reológicas. Los fluidos newtonianos empleados se prepararon a partir de glucosa grado alimenticio (Productos alimenticios S.A. y Aliments PLASSE Foods Inc.). Las diluciones se realizaron en el rango de 90 a 98% ($\text{peso}_{\text{glucosa}}/\text{peso}_{\text{total}}$), de modo que se obtuvieron los fluidos con la viscosidad deseada. Los fluidos no-newtonianos estudiados fueron fluidos modelo cuyo índice de comportamiento fue $n < 0.8$. En todos los fluidos de trabajo se adicionarán 200 ppm de azida de sodio (NaN_3) para evitar el desarrollo microbiano. La preparación de los fluidos tanto newtonianos como no-newtonianos se realizó con agua destilada y desionizada.

En el caso de los fluidos no-newtonianos, se emplearon gomas grado alimenticio de xantana (Keltrol T, Kelco, Merck) y gelana (Kelco, Merck). Las soluciones de xantana se prepararon adicionando NaCl a razón de 1 g/L previo a la adición de la goma. En el caso de las soluciones de Gelana primeramente se adicionó NaCl en una proporción de 0.1g/L, posteriormente 5 g/L de citrato de sodio y finalmente la goma. Conviene destacar que la preparación de las soluciones de las gomas utilizadas aquí se realizó adicionando el polímero poco a poco, con la finalidad de facilitar la solución.

3.2. MÉTODOS

3.2.1. REOMETRÍA DE LOS FLUIDOS EMPLEADOS

A manera de ejemplo las dos Figuras siguientes muestran los resultados de las evaluaciones reométricas de un fluido newtoniano y un no-newtoniano. En la Figura 3.6 se presenta la curva de flujo de una solución de glucosa, cuya viscosidad fue de 0.5 Pa·s, mientras que la Figura 3.7 muestra la viscosidad no-newtoniana para una solución de xantana. Las características de los fluidos utilizados se presentan de la Tabla 3.1 a la Tabla 3.3.

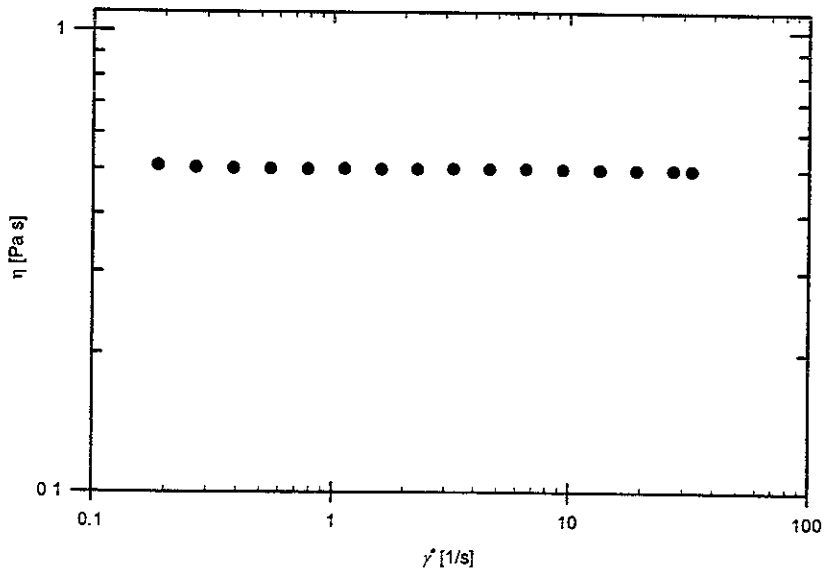


Figura 3.6. Viscosidad newtoniana de una solución de glucosa.

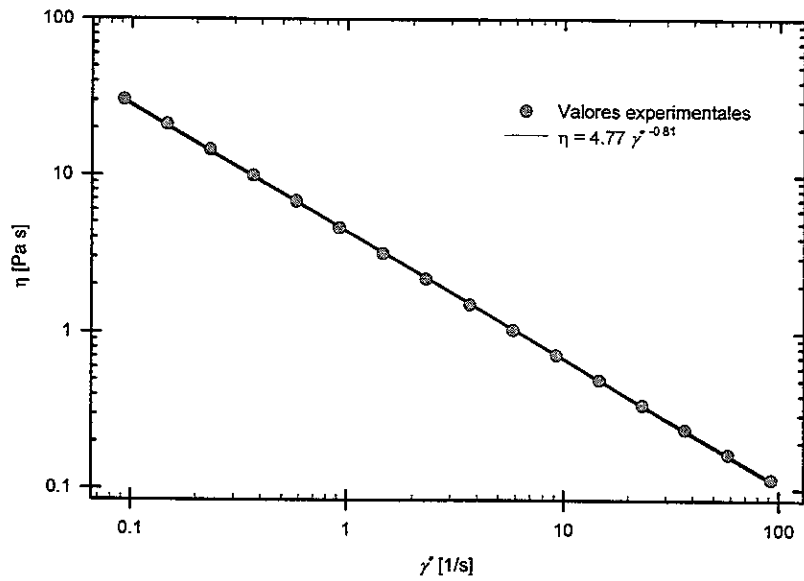


Figura 3.7. Viscosidad no-newtoniana, η para xantana 0.5%.

Tabla 3.1. Propiedades de flujo de los fluidos empleados en la evaluación del consumo de potencia. Condiciones no aerreadas y N_T/N_H constante.

Solución	ρ [kg m ⁻³]	η [Pa·s]	n [-]	m [Pa·s ⁿ]
Solución de glucosa 93%	1384	3.535		
Solución de glucosa 94%	1382	5.244		
Solución de glucosa 95%	1382	14.080		
Solución de glucosa 96%	1384	20.900		
Solución de glucosa 97%	1388	48.566		
Solución de glucosa 98%	1391	71.610		
Gelana 1.0%	1010		0.25	7.83
Xantana 3.5%	1000		0.25	21.55
Gelana 2.5%	1020		0.33	4.97
Xantana 3.0%	1000		0.33	10.84
Gelana 2%	1020		0.40	2.88
Gelana 2%	1020		0.42	2.95

Tabla 3.2 Propiedades de flujo de los fluidos empleados en la evaluación del consumo de potencia. Condiciones aereadas y N_T/N_H variable.

Solución	ρ [kg m ⁻³]	η [Pa·s]
Solución de glucosa 93%	1374	3.790
Solución de glucosa 93%	1374	3.890
Solución de glucosa 94%	1374	5.890
Solución de glucosa 97%	1414	53.890

Tabla 3.3. Propiedades de flujo de los fluidos empleados en la determinación de patrones de flujo y tiempo de mezclado. Condiciones aereadas y no aereadas con N_T/N_H variable.

Solución	ρ [kg m ⁻³]	η [Pa·s]	n [-]	m [Pa·s ⁿ]
Solución de glucosa 90%	1365	0.500		
Xantana 0.1%	1000		0.38	0.316
Xantana 0.5%	1000		0.19	4.377
Xantana 1.0%	1000		0.14	12.767

3.2.2. EVALUACIÓN DEL CONSUMO DE POTENCIA

La determinación del consumo de potencia se realizó a través de la medición de torque de acuerdo a la Ecuación (3.1), en donde T_0 representa el torque residual debido la fricción entre el troquímetro y el impulsor; T y N corresponden al torque y la velocidad rotacional de la flecha del torquímetro medidos en cada experimento. En la Ecuación (3.1) se hicieron las consideraciones pertinentes de modo que fuera dimensionalmente homogénea.

$$P = 2 \pi N (T - T_0) \quad (3.1)$$

3.2.3. EVALUACIÓN DE K_s

La evaluación de K_s por el método de Metzner y Otto (1957) se obtuvo graficando los valores de $\dot{\gamma}$ contra N para cada uno de los fluidos analizados. Conviene señalar que la

velocidad rotacional empleada fue la correspondiente a la del impulsor helicoidal. A manera de ejemplo en la Figura 3.8 y la Figura 3.9 se muestran los gráficos de dos de los fluidos estudiados.

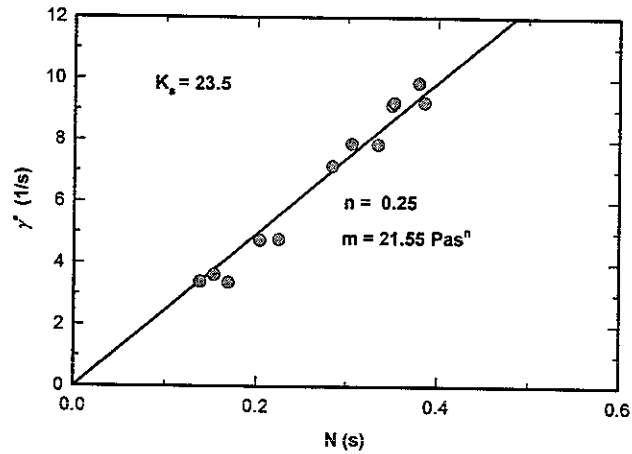


Figura 3.8. Determinación de K_s para el sistema dual y una solución de xantana al 3%.

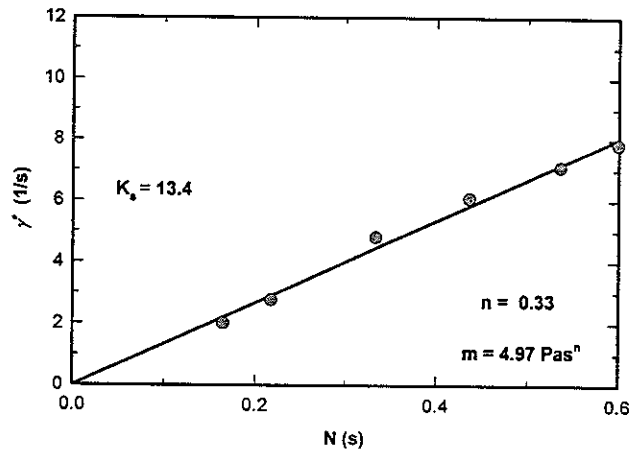


Figura 3.9. Determinación de K_s para el sistema dual y una solución de gelatina al 2%.

3.2.4. EVALUACIÓN DEL GASTO DE AIRE

La velocidad de aereación se evaluó empleando las unidades de vvm, las cuales están definidas como:

$$vvm = \frac{\text{volumen de aire alimentado en un minuto}}{\text{volumen del tanque}} \quad (3.2)$$

El rango elegido fue de $0 \leq vvm \leq 2.333$ para el caso del estudio del consumo de potencia bajo condiciones aereadas y de $0 \leq vvm \leq 1.0$ para el estudio de los tiempos de mezclado. Dichos flujos de aire son típicos en los procesos de fermentación (Drevetton *et al.*, 1994; Micheau *et al.*, 1995).

3.2.5. VISUALIZACIÓN DE LOS PATRONES DE FLUJO

Se utilizaron dos técnicas para la visualización de los patrones de flujo: 1) la técnica de los trazadores sólidos y 2) la técnica de coloración. La elección de estas técnicas se hizo con base a la infraestructura disponible. En la técnica de trazadores sólidos se utilizaron partículas de poliestireno de 3 mm de longitud, las cuales fueron pintadas ligeramente hasta alcanzar la misma densidad que los fluidos de trabajo. En el caso de las técnicas de coloración se emplearon los colorantes Amarillo CK-14 y Azul CK-15 suministrados por la empresa Crompton & Knowles Corporation. Conviene señalar que los cambios en las propiedades reológicas inducidos por los colorantes durante el desarrollo de los experimentos no fue significativo.

Los experimentos de visualización fueron filmados utilizando una cámara de video con un procesador de señales digitales (Hitachi Vh-C370) acoplado a un lente de 52 mm (longitud focal de 6 a 90). Las fotografías fueron tomadas con una cámara fotográfica convencional de 35 mm (Canon A-1).

3.2.6. EVALUACIÓN DEL TIEMPO DE MEZCLADO.

La determinación de los tiempos de mezclado se realizó empleando la técnica térmica. Esta técnica se eligió fundamentalmente por la eliminación de la subjetividad en la determinación de t_m y además por las bondades que ofrece en la reutilización de fluidos, además de que se pudieron introducir sensores en diferentes partes del tanque, lo cual permitió acercarse más a un conocimiento del fenómeno de mezclado. El procedimiento para cada determinación consistió en la adición de 2% del volumen del líquido total a una temperatura 40°C arriba de la temperatura de proceso. La perturbación generada se midió empleando cuatro termistores colocados en diferentes puntos del tanque, tal como se muestra en la Figura 3.10. El termistor T_1 , estuvo colocado en las proximidades de la pared a 0.005 m de la misma y a una distancia de 0.090 m del nivel del fluido. El termistor T_2 se colocó en el espacio medio entre la flecha y la parte interna del agitador helicoidal, a una profundidad de 0.055 m por debajo del nivel del líquido. En el caso del termistor T_3 se colocó a 0.047 m de la pared y a 0.040 m de la parte inferior del tanque. Finalmente el termistor T_4 se colocó a la altura de la descarga de la turbina a 0.052 m del centro del tanque y a una altura de 0.062 m medida a partir de la base del tanque de mezclado.

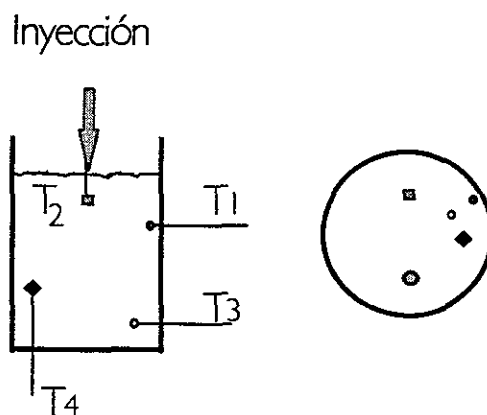


Figura 3.10. Esquema de la ubicación de los termistores.

En todos los experimentos la colocación de los termistores fue la misma (Figura 3.10) y la velocidad de muestreo fue de 3 lecturas de temperatura por segundo. En la Figura 3.11 se

aprecia la evolución de la temperatura después de la adición del fluido caliente bajo condiciones de no agitación ($N_T=0$ rpm y $N_H=0$ rpm). Como puede notarse, el efecto de la conductividad térmica sólo se percibe en el termistor 1, llegando a un incremento aproximado de 0.2°C después de 50 segundos. En cambio, los demás termistores permanecen con temperaturas prácticamente constantes. Por lo que, los cambios de temperatura registrados en el termistor 1 antes de 50 segundos, así como los correspondientes a los demás termistores, se atribuyen exclusivamente a la agitación mecánica.

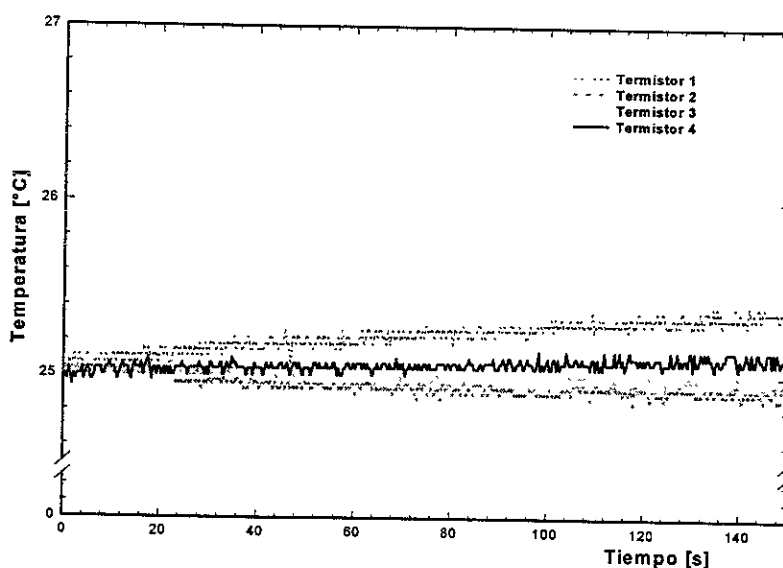


Figura 3.11. Efecto de la conductividad térmica sobre los cambios de temperatura en una solución de xantana al 0.5% TS/H bajo condiciones no aeradas, $N_{TS}=0$ rpm y $N_H=0$ rpm.

A manera de ejemplo, la Figura 3.12 muestra los cambios de temperatura, durante la evaluación del tiempo de mezclado, en un medio altamente pseudoplástico. En dicha figura se muestra que las temperaturas registradas por los termistores 3 y 4 alcanzan un equilibrio antes que los termistores 1 y 2. Este hecho coincide con los resultados de la visualización de los patrones de flujo con fluidos altamente pseudoplásticos, es decir, la última región que se incorpora a la homogeneidad se encuentra en la parte superior del tanque.

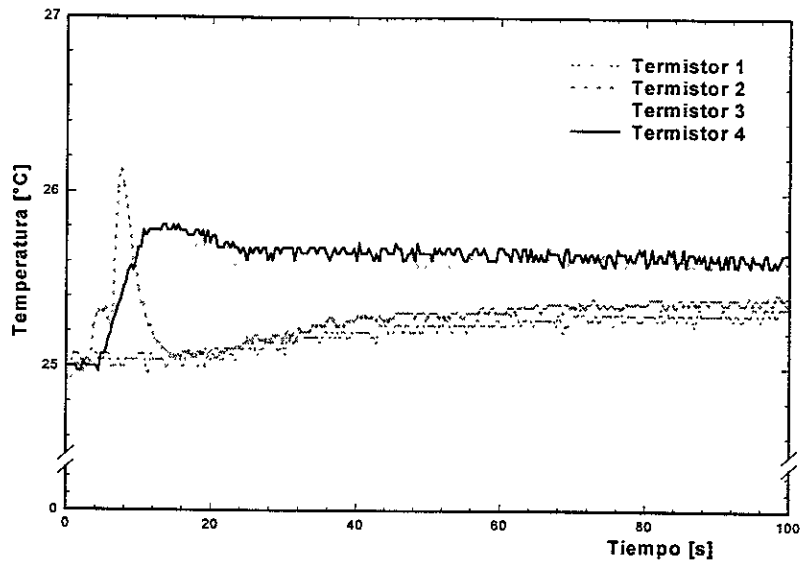


Figura 3.12. Evolución de la temperatura en la determinación del tiempo de mezclado en una solución de xantana al 1% con el sistema dual TS/H bajo condiciones no aeradas, $N_{TS}=600$ rpm y $N_H=60$ rpm.

Ahora bien, en el caso de los fluidos de baja viscosidad como el agua, el equilibrio térmico se alcanza de manera más rápida, tal como se muestra en la Figura 3.13. En este caso el termistor 2 es el que alcanza el pico máximo de temperatura, sobre todo porque se encuentra en las proximidades del punto de adición del fluido caliente.

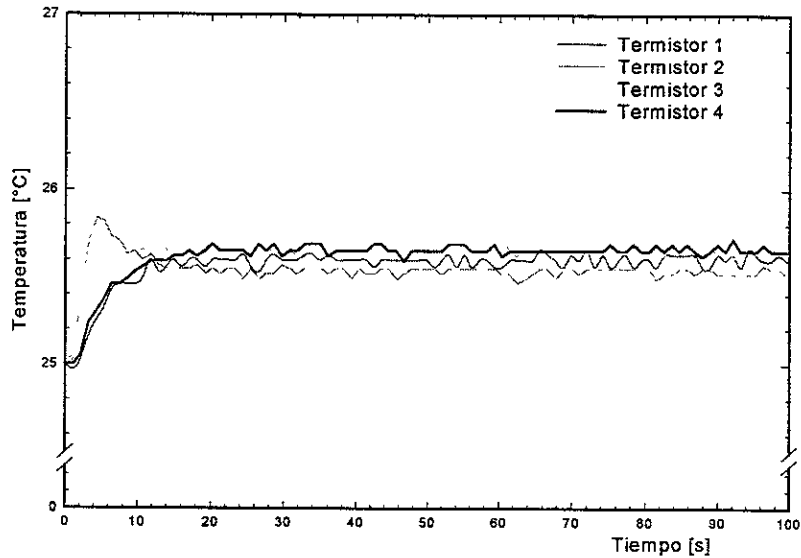


Figura 3.13. Evolución de la temperatura en la determinación del tiempo de mezclado en agua con TS/H bajo condiciones no aeradas, $N_{TS}=600$ rpm y $N_H=60$ rpm.

El criterio adoptado para definir el tiempo de mezclado se basó en la homogeneidad de la temperatura lograda con el proceso de mezclado. Para tal fin se utilizó la varianza de las temperaturas registradas en cada evaluación, la cual se calculó de acuerdo a la Ecuación (3.3). En dicha ecuación T_i corresponde a las temperaturas individuales de los n termistores considerados.

$$s^2 = \frac{\sum_{i=1}^n (T_i - T_\infty)^2}{n - 1} \quad (3.3)$$

Así, el tiempo de mezclado se determinó cuando la varianza observada en un experimento fue menor a la varianza obtenida con el instrumento de medición sin adición de fluido caliente. A manera de ejemplo, en la Figura 3.14 y la Figura 3.15 se presentan dos determinaciones de tiempo de mezclado, los cuales corresponden a la evolución de las temperaturas de la Figura 3.12 y Figura 3.13 respectivamente. Nótese que si se compara la Figura 3.14 con la Figura 3.15 se puede considerar que el fluido pseudoplástico toma mayor tiempo para alcanzar la homogeneidad.

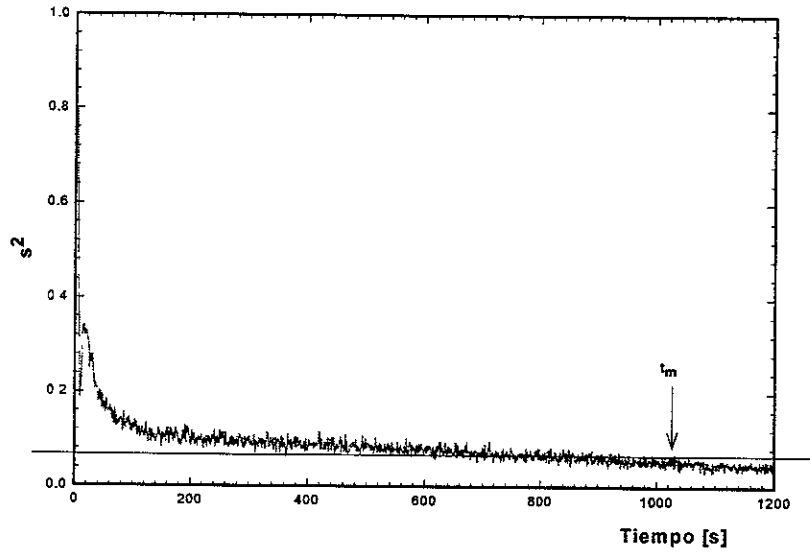


Figura 3.14. Determinación del tiempo de mezclado en una solución de xantana al 1% con TS/H bajo condiciones no aireadas, $N_{TS}=600$ rpm y $N_H=60$ rpm.

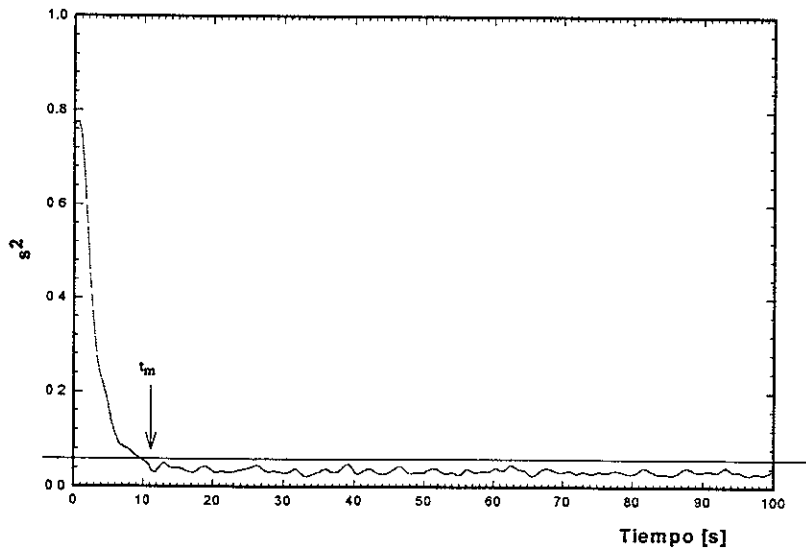


Figura 3.15. Determinación del tiempo de mezclado en agua con el sistema dual TS/H bajo condiciones no aireadas, $N_{TS}=600$ rpm y $N_H=60$ rpm.

4. RESULTADOS Y DISCUSION

Los resultados están organizados de acuerdo a la estrategia experimental adoptada. Es decir, primeramente se presentan los resultados obtenidos con el sistema TR/H manteniendo una relación de velocidades constante. En seguida se incluyen los patrones de flujo obtenidos para un amplio margen de condiciones de operación, tanto para TR/H como para TS/H, así como las condiciones bajo las cuales se obtiene una dispersión de aire. Finalmente se presenta una comparación de las geometrías estudiadas en términos de tiempo de mezclado.

4.1. EL CASO DEL SISTEMA CON UNA RELACIÓN DE VELOCIDADES ROTACIONALES CONSTANTE

Esta parte del estudio incluye dos apartados, el primero de ellos está relacionado con el consumo de potencia para condiciones aereadas y no aereadas y la segunda es relativa a los patrones de flujo. Las condiciones de operación se establecieron considerando las velocidades de agitación típicas de los impulsores de manera individual, es decir, la turbina Rushton de 0 a 620 rpm y el agitador helicoidal en el rango de 0 a 100 rpm. Así, los impulsores estuvieron acoplados a la misma flecha girando en el mismo sentido y a una relación de velocidades fija ($N_{TR}/N_H=6.2$). Conviene señalar que parte de los resultados presentados en esta sección fueron reportados recientemente por el autor y cuyo artículo se presenta en el Anexo 1 (Espinosa-Solares *et al.*, 1997).

4.1.1. CONSUMO DE POTENCIA SIN AERACIÓN EN RÉGIMEN LAMINAR

El estudio del consumo de potencia para la geometría híbrida presenta el problema de la definición de la longitud y velocidad características, ya que se tienen tanto dos diámetros como dos velocidades rotacionales. En el presente estudio, se consideró como valores característicos del sistema los correspondientes al agitador helicoidal. Esta suposición se hizo considerando que el agitador helicoidal es el responsable principal de imponer el patrón de flujo al interior del tanque. Las velocidades y diámetros utilizados en la geometría TR/H permiten obtener el producto Nd^2 de manera prácticamente constante, ya bien si se calcula con los parámetros de la turbina o bien con los del agitador helicoidal. Por lo anterior, el número de Reynolds es prácticamente el mismo (calculado con los parámetros del agitador helicoidal o con los de la turbina Rushton).

En esta parte del trabajo se utilizaron fluidos newtonianos con viscosidades en el rango de 3.5 Pa s a 7.6 Pa s y fluidos no-newtonianos con un índice de comportamiento de 0.25 a 0.42. El montaje experimental incluyó un solo motor con una caja de engranes de modo que dos flechas estuvieran acopladas a una relación de giro constante de $N_{RT}/N_H = 6.2$.

4.1.1.1. CASO NEWTONIANO

En la Figura 4.16 se presentan los resultados experimentales del consumo de potencia. En régimen laminar, el consumo de potencia con fluidos newtonianos para cada impulsor individual fue de: $N_p Re = K_p = 72 \pm 1.6$ para la turbina Rushton y de $N_p Re = K_p = 138.8 \pm 2.5$. Estos valores están en concordancia con los reportados en la literatura. Así, para un agitador helicoidal de las mismas dimensiones se reporta un valor de $N_p Re = K_p = 135.2$ (Brito-De la Fuente, 1992) y para una turbina Rushton se reporta 71 (Metzner y Otto, 1957). Por otra parte, para el impulsor dual el K_p está expresado por:

$$N_p Re = K_p = 340.45 \pm 3.4 \quad (4.4)$$

En la Figura 4.16 se puede observar que la región laminar se encuentra definida a valores de $Re < 10$. Lo cual, además de estar en concordancia con rangos de Re reportados en la literatura para el régimen laminar para tanques agitados (Edwards, 1985), comprueba que el criterio adoptado para definir N_p y Re fue el correcto. Por otra parte, es evidente que el valor reportado en la Ecuación(4.4) no es la suma aritmética de los valores del consumo de potencia de los impulsores individuales. A pesar de que es difícil de comparar estos resultados con los de la literatura debido a la originalidad de la geometría aquí propuesta, es importante recordar que para geometrías múltiples, el consumo de potencia es igual a la suma de los consumos de potencia de los impulsores individuales sólo cuando la separación entre los mismos es lo suficientemente grande (Hudcova *et al.*, 1989). Cuando esta situación ocurre, la separación es tan grande que prácticamente los agitadores generan patrones de flujo que no interactúan entre sí. Ahora bien, para el caso estudiado aquí, el incremento del K_p en TR/H se debe fundamentalmente a la competencia negativa que se establece entre los patrones de flujo de ambos impulsores, localizada en la mitad inferior del tanque. Es decir, la fuerte descarga de la turbina casi bloquea el flujo axial promovido por el agitador helicoidal, lo cual fue demostrado por simulación numérica por Tanguy *et al.*, 1997.

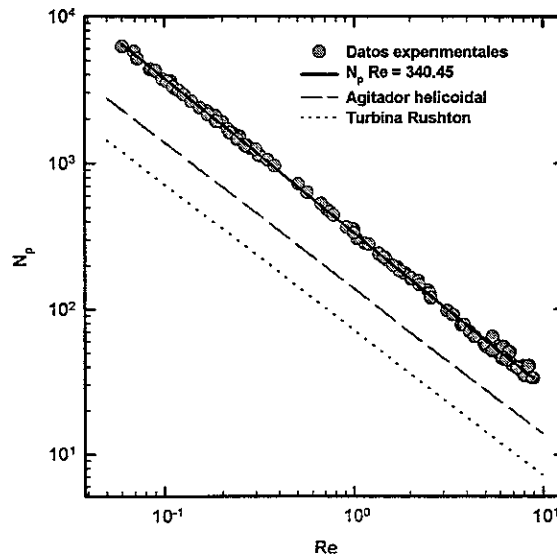


Figura 4.16. Consumo de potencia newtoniana en condiciones laminares para la geometría híbrida TR/H .

Adicional a lo anterior, se realizó un estudio complementario del consumo de potencia para TS/H. Los resultados obtenidos se presentan en la Figura 4.17. La característica más importante a destacar es que el consumo de potencia de este sistema es inferior al presentado por TR/H. Así el K_p del sistema dual turbina Smith/agitador helicoidal está definido por:

$$N_p Re = K_p = 243.5 \pm 4.3 \quad (4.5)$$

Para explicar este hecho, habría que considerar que cuando las turbinas involucradas trabajan de manera individual generan patrones de flujo diferentes. Considerando lo anterior destaca que la turbina Smith produce un flujo axial de menor magnitud al producido por la turbina Rushton (Mishra y Joshi, 1993). Si esto aplica a las geometrías duales estudiadas aquí, entonces una de las causas de la disminución del consumo de potencia se debe a que existe una menor competencia negativa entre los patrones de flujo producidos por la turbina Smith y el agitador helicoidal. De hecho, diferentes autores han señalado que la distancia que separa los impulsores es determinante en la interacción de los patrones de flujo. A manera de ejemplo, Chiampo *et al.*(1991) encontraron que la distancia crítica para una interacción intensa de los patrones de flujo entre una turbina Rushton y una PBT fue de sólo 0.3 veces el diámetro de impulsor. Además de esto, hay que considerar que el consumo de potencia de la turbina Smith es menor que la turbina Rushton (Galindo y Nienow, 1993). En este sentido y debido a las ventajas que se reportan en la literatura relativo a la mejor dispersión de aire que la turbina Rushton (Saito *et al.*, 1992), este nuevo arreglo podría ser un candidato más para el manejo de sistemas de reología evolutiva con necesidades de dispersión de gas.

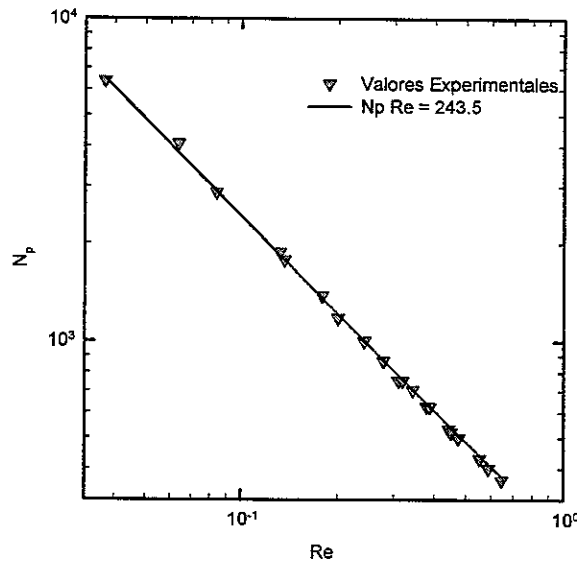


Figura 4.17. Consumo de potencia newtoniana en condiciones laminares para la geometría híbrida TS/H

4.1.1.2. CASO NO-NEWTONIANO

El consumo de potencia para los fluidos no newtonianos se presenta primeramente considerando la definición de velocidad de cizalla ($\dot{\gamma} = N$) propuesta por Bourne y Butler (1969). Así mismo, se tomó en cuenta que la viscosidad de los fluidos estudiados se comporta de acuerdo al modelo de Ostwald-de Waele (Bird *et al.*, 1977). Teniendo en cuenta ambos criterios la definición del número de Reynolds se hizo con base a la Ecuación(1.9) presentada previamente:

$$Re_{gen} = \frac{\rho N^{2-n} d^2}{m}$$

Haciendo uso de la ecuación anterior, en la la Figura 4.18 se presentan los valores del consumo de potencia para fluidos no newtonianos con TR/H. Como puede observarse, a un

número de Reynolds dado, el consumo de potencia disminuye a medida que el valor de n disminuye. Diversos autores han reportado comportamientos similares con otras geometrías cuando se manejan fluidos pseudoplásticos (Bourne y Butler, 1969; Rieger y Novák, 1973; Deák *et al.*, 1985).

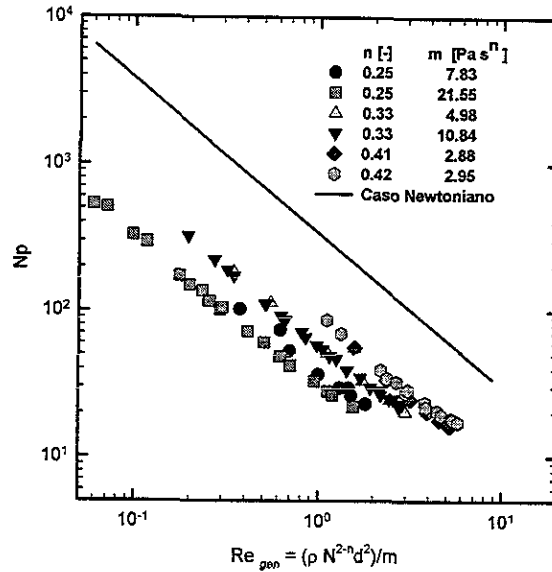


Figura 4.18 Consumo de potencia para la geometría híbrida TR/H con fluidos no-newtonianos en régimen laminar.

Los valores del consumo de potencia también son posibles de incluirlos en una curva única adimensional, válida tanto para fluidos newtonianos como no-newtonianos (Brito-De la Fuente *et al.*, 1992). Para tal fin, es necesario definir una velocidad de corte efectiva ($\dot{\gamma}_e$). Así, con base en el concepto de Metzner y Otto (1957), $\dot{\gamma}_e$ fue definida de acuerdo a la Ecuación (1.16):

$$\dot{\gamma}_e = \left[\frac{K_p(n)}{K_p} \right]^{\frac{1}{n-1}} N$$

En esta ecuación, $K_p(n)$ representa la funcionalidad de K_p con respecto al índice de comportamiento. En este caso, dicha funcionalidad se obtuvo haciendo uso del modelo propuesto originalmente para un agitador helicoidal (Brito-De la Fuente, 1992) y posteriormente utilizado para diferentes agitadores helicoidales (Brito-De la Fuente *et al.*, 1997b). Dicha funcionalidad está dada por la Ecuación (1.12) y para el sistema TR/H toma la forma de la Ecuación (1.17). Los valores experimentales y la correlación se presentan en la Figura 4.19.

$$K_p(n) = 138.8 (4.19)^{n-1} (1.48)^{\frac{n-1}{n}} \quad (4.6)$$

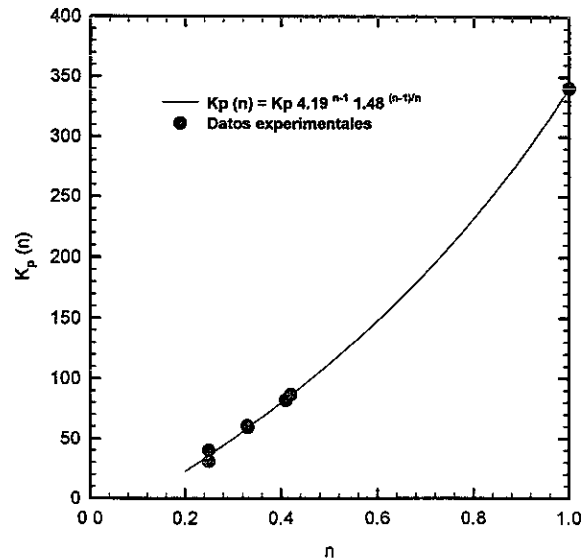


Figura 4.19 Funcionalidad de K_p con el índice de comportamiento de flujo para TR/H.

Si se analiza la Ecuación (4.6), el valor de $K_p(n)$ es igual a el K_p newtoniano (138.8) multiplicado por un factor de corrección dependiente de las propiedades reológicas del fluido. Dicho factor viene siendo a su vez una función de la constante de Metzner y Otto (1957) y las

propiedades reológicas del fluido. Esto queda de manera más evidente, si recordamos la Ecuación (1.11), propuesta por Brito-De la Fuente *et al.* (1992):

$$K_p(n) = K_p K_s^{n-1}$$

Ahora bien, tomando en cuenta las Ecuaciones (4.6) y (1.13), es posible establecer la funcionalidad entre K_s , $K_p(n)$ y n . Estos resultados se presentan en la Figura 4.20. Nótese que para $n < 0.40$, K_s toma valores entre 24 y 10, con la tendencia de disminuir con el incremento del índice de comportamiento. Conviene señalar que la relación entre K_s y n para la geometría TR/H difiere de aquella encontrada por Brito-De la Fuente *et al.* (1997b) para diversos agitadores helicoidales. Dichos autores encontraron que K_s incrementa conforme n aumenta, sobre todo a valores de $n < 0.40$, en cambio para $n > 0.60$ K_s no depende mucho de las propiedades reológicas y toma un valor casi constante. Por otra parte, la mayoría de los autores consideran que el valor de K_s para turbinas Rushton es una constante con valores cercanos a 11, *v.g.* Metzner y Otto (1957) encontraron que K_s fue igual a 13.

En ese sentido, es posible atribuir los valores altos de K_s , obtenidos con el sistema híbrido TR/H ($n < 0.40$), al mayor cizallamiento que experimenta el fluido por el efecto de los dos impulsores. Es decir, a las mismas velocidades de agitación (N) la K_s es mayor en TR/H que en el sistema individual. Por otra parte, a medida que n aumenta, la K_s de TR/H tiende a disminuir, presentando una tendencia a permanecer constante. Esta tendencia de K_s de permanecer constante para valores de n cercanos a 1.0 se ha encontrado también para diferentes geometrías tales como anclas (Tanguy *et al.*, 1996) y agitadores helicoidales (Brito-De la Fuente *et al.*, 1997b).

Con base a los resultados anteriores, es posible prever que el cambio de la relación de velocidades (N_{TR}/N_H) afecta la pendiente de la curva de K_s vs n . Para todos los casos de $n \leq 0.40$, se esperaría que la K_s del sistema híbrido presente valores mayores a los reportados para los impulsores individuales, debido sobre todo a que existe un mayor cizallamiento de los fluidos por efecto de la acción de los dos impulsores. En cualquiera de los casos, se espera que para valores de $n > 0.50$ K_s resulte similar a una constante.

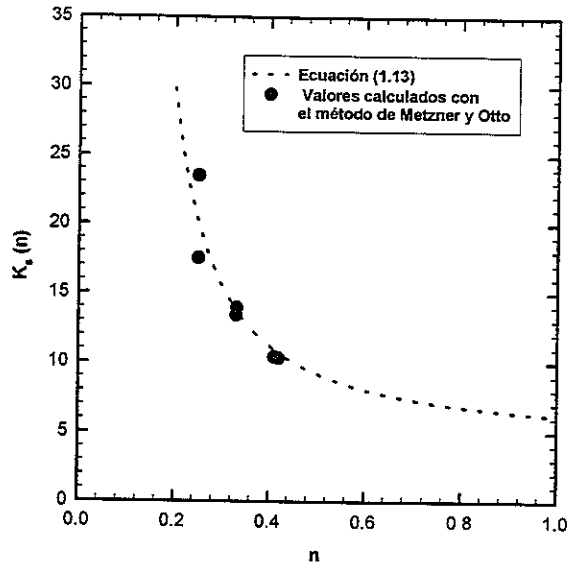


Figura 4.20. K_s para el sistema TR/H ($N_H/N_{RT}=6.2$) como una función del índice de comportamiento.

Una vez definida la funcionalidad de K_s con n , es posible definir un número de Reynolds que incluya la velocidad de corte efectiva ($\dot{\gamma}_e$) y de esta manera obtener una curva única adimensional para fluidos newtonianos y no-newtonianos, tal como se muestra en la Figura 4.21. Dicha curva presenta una prolongación de la región laminar, este hecho también fue observado por Metzner y Otto (1957) para la turbina Rushton, Höcker *et al.* (1981) en agitadores MIG y por Brito-De la Fuente (1992) para agitadores helicoidales. Una explicación a este hecho es que, tomando en cuenta la naturaleza pseudoplástica del líquido, la turbulencia creada en las proximidad del impulsor se reduce considerablemente conforme la distancia se incrementa. Así, los volúmenes expuestos a las fuerzas inerciales manejando fluidos pseudoplásticos son menores a los volúmenes que se exponen a dichas fuerzas cuando se emplean fluidos newtonianos. Este mecanismo produce un aparente alargamiento de la región laminar (Höcker *et al.*, 1981).

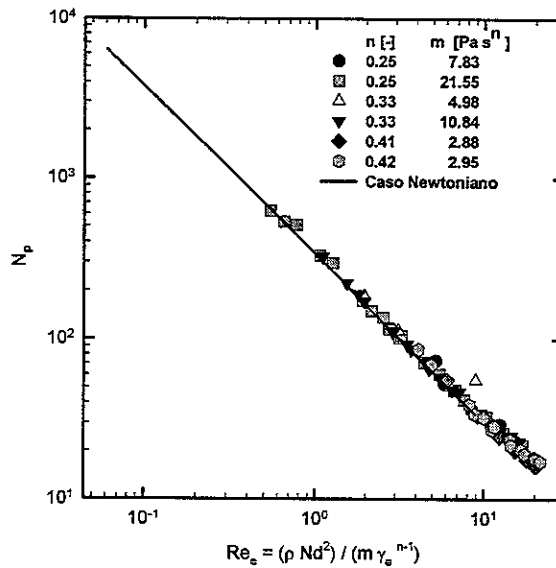


Figura 4.21 Consumo de potencia generalizada para fluidos newtonianos y no newtonianos en la geometría TR/H.

4.1.2. CONSUMO DE POTENCIA BAJO CONDICIONES AEREADAS

4.1.2.1. CASO DE Fr CONSTANTE

El estudio del consumo de potencia para condiciones aereadas de la geometría híbrida TR/H incluyó el efecto de la variación tanto de la velocidad rotacional como del gasto de aire sobre el consumo de potencia. En el caso de velocidad rotacional constante se utilizaron 5 fluidos newtonianos, con las condiciones de operación siguientes: $0.6 < Re < 13.4$, $0.02 < Fr < 0.3$, $0.24 < vvm < 2.33$ y $0.01 < FI < 0.40$. Para el caso del estudio de gasto de flujo constante los parámetros de proceso se definieron como: $0.6 < Re < 13.4$, $0.005 < Fr < 0.1$ y $0.6 < vvm < 1.8$. En todos los casos, los números de Reynolds y Froude se calcularon con base al diámetro de la turbina Rushton, bajo el supuesto de que el gas se dispersa principalmente por acción de dicho impulsor.

La influencia de la velocidad de gaseo sobre la relación P_g/P , bajo condiciones de velocidad de agitación constante, se presenta en la Figura 4.22. Estos resultados sugieren que para números de Froude menores o iguales a 0.04, el consumo de potencia puede ser

considerado esencialmente igual al consumo de potencia sin aereación. Es decir, a pesar de que el flujo de aire varió de 0.2 a 2.0 vvm, P_g/P permaneció prácticamente constante y con valores cercanos a 1.0. Se observa también que para $Fr > 0.08$, P_g/P disminuye ligeramente. Con la finalidad de facilitar la visualización del efecto de la velocidad de aereación sobre P_g/P , en la Figura 4.22 se presentan también las curvas de velocidad de aereación constante.

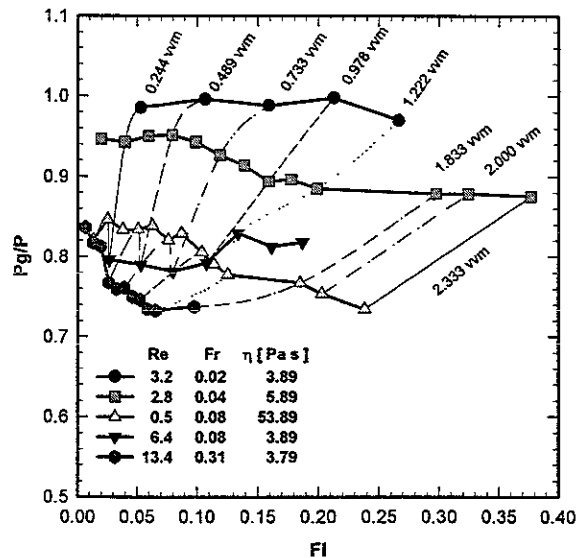


Figura 4.22 Consumo de potencia para fluidos newtonianos bajo condiciones de gaseo para una geometría híbrida TR/H manteniendo N constante.

Los cambios de P_g/P presentes en la Figura 4.22 pueden explicarse considerando algunas observaciones hechas para turbinas individuales Rushton (Nienow, 1985; Saito *et al.*, 1992), las cuales pudieran ser aplicables al sistema TR/H toda vez que el responsable de la dispersión en dicho sistema es la TR. Al mantener N constante e incrementar paulatinamente Q (un incremento de Fl) se pueden observar dos fenómenos:

- Si el punto inicial se encuentra en un Fl bajo condiciones de inundación, el consumo de potencia no cambiará con un incremento del Fl .
- Si el punto inicial se encuentra bajo condiciones de dispersión, se presenta un descenso de P_g/P al incrementar Fl hasta el punto de inundación, después del cual permanece constante.

Así, la poca variación de P_g/P para valores de $Fr \leq 0.04$ mostrados en la Figura 4.22 podrían indicar que el agitador se encuentra en condiciones de inundación, de hecho

Warmoeskerken *et al.*(1981) mencionan que el Fr mínimo para la formación de cavidades en turbinas Rushton individuales, y por ende la posible dispersión de gas, es de 0.045.

Por otra parte, para $Fr \geq 0.08$ se observa que P_g/P disminuye a medida que Fl aumenta, sin embargo, para algunos casos existe también un incremento en dicha relación, después de un Fl determinado. Esto puede atribuirse a que para valores de $Fr \geq 0.1$ se forman cavidades grandes, las cuales son las responsables de una dispersión de gas máxima(Nienow *et al.*, 1983). Este hecho queda más evidente al presentar los datos de la Figura 4.22 en términos del número de Fr y Fl , tal como se muestra en la Figura 4.23. En dicha figura se presenta también la Ecuación (1.24) la cual representa el límite entre la zonas de carga e inundación; dicha ecuación fue validada para un rango amplio de condiciones y dimensiones de sistemas de agitación basados en turbina Rushton(Nienow *et al.*, 1985). Si se considera dicho criterio como aceptable y como puede observarse, los experimentos realizados con $Fr=0.31$ se encuentran todos en condiciones de carga y/o dispersión, en cambio para los experimentos realizados a $Fr=0.08$ se tiene que la mayoría se encuentran en el régimen de inundación. Obviamente, los experimentos de $Fr \leq 0.04$ se encuentran prácticamente en la región de inundación.

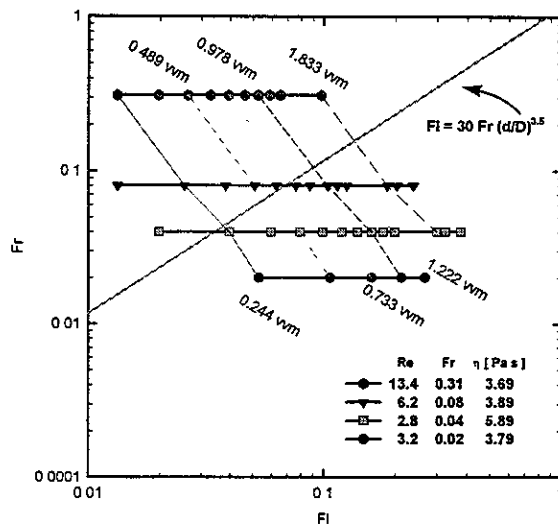


Figura 4.23. Transición de inundación a carga para TR/H .

4.1.2.2. CASO DE Fr VARIABLE

Ahora bien, en la Figura 4.24 se presenta el efecto de la velocidad de giro, evaluada en términos de los números de Froude y Reynolds, sobre el consumo de potencia para un fluido newtoniano dado, es decir, con una viscosidad constante. A valores bajos de número de Froude, el consumo de potencia gaseada es muy cercano al caso no gaseado, La diferencia se hace notoria a valores altos de número de Froude, los cuales presentan una disminución con respecto al caso no gaseado y que se logra a los valores más altos de Froude estudiados aquí. De nueva cuenta la explicación se encuentra en los números críticos de Fr para la formación de cavidades. De acuerdo con Warmoeskerken *et al.*(1981) y Nienow (1983), los Fr mínimos para la formación de cavidades en general y cavidades grandes, son 0.045 y 0.100 respectivamente. En este sentido, se pone de manifiesto que los datos experimentales de la Figura 4.24 con $Fr \leq 0.045$ se encuentran en condiciones de inundación y por consiguiente el efecto en el consumo de potencia es poco. En cambio a medida que el Fr se incrementa se pasa a la región de carga/dispersión.

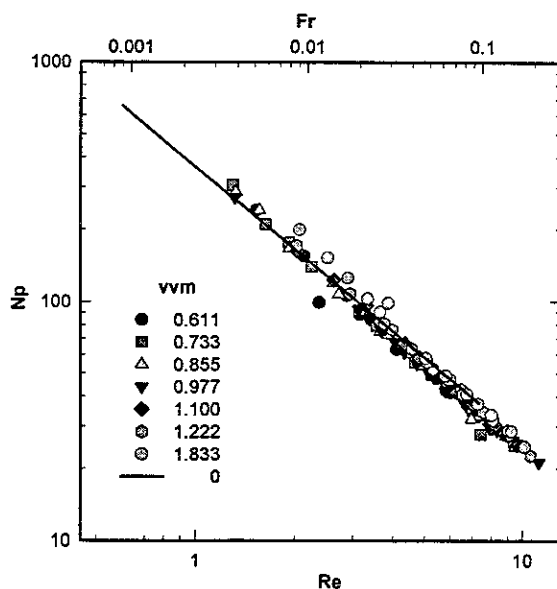


Figura 4.24 Efecto de la velocidad de gaseo sobre el consumo de potencia para una geometría híbrida TR/H) empleando una viscosidad constante.

Una de las conclusiones directas de esta parte del estudio es que la dispersión de aire con el sistema TR/H comienza a valores de $Fr \geq 0.08$, lo cual está en concordancia con los valores reportados para turbinas Rushton individuales (Nienow, 1985). Así para aplicaciones de esta geometría se sugiere utilizar $Fr \geq 0.08$ para garantizar la dispersión de gas. Por otra parte, también se pudo comprobar que es aceptable la suposición considerada sobre el papel de la turbina como principal dispersor de gas en TR/H.

4.1.2.3. EFECTO DE LA VISCOSIDAD

El efecto de la viscosidad sobre la disminución del consumo de potencia queda de manifiesto en la Figura 4.22. Para dos fluidos a un mismo número de Froude ($Fr=0.08$) pero de viscosidades en órdenes de magnitud diferentes (3.89 Pa s y 53.89 Pa s) se observa que la disminución del consumo de potencia es prácticamente independiente tanto de la velocidad de flujo de aire como de la viscosidad, al menos bajo las condiciones experimentales estudiadas aquí. Estos resultados concuerdan con los reportados por Kipke (1978), quien estudió el efecto de la viscosidad sobre P_g/P para una turbina Rushton.

4.1.3. PATRONES DE FLUJO

El estudio del consumo de potencia de la geometría TR/H se complementó con un visualización de los patrones de flujo. Así, los patrones de flujo reportados por Brito-De la Fuente (1992) para un agitador helicoidal, de las mismas características al estudiado aquí, muestran que el fluido desciende por la parte central de la flecha y sube por las proximidades de la pared, todo siguiendo una trayectoria con desplazamiento tangencial. Datos similares fueron encontrados en este trabajo para un agitador helicoidal individual. Sin embargo, bajo las condiciones de flujo estudiadas, en la parte inferior del tanque se observa una región segregada, la cual difícilmente se incorpora al flujo general.

Un estudio complementario a este trabajo fue desarrollado por Tanguy *et al.* (1997). Estos autores reportaron los patrones de flujo obtenidos numéricamente empleando un paquete computacional basado en elemento finito (POLY-3D^{MR}, Rheotech Inc.) y validados

experimentalmente para el sistema híbrido TR/H. Al comparar el patrón de flujo del agitador helicoidal solo con la geometría híbrida, bajo condiciones de régimen laminar ($Re=1.6$), es notable la influencia que tiene la turbina en el patrón de flujo. Así, en la Figura 4.25 se presenta la trayectoria de 10 trazadores colocados entre la flecha y el impulsor. En el flujo producido por el agitador helicoidal hace que los trazadores permanezcan cercanos (Figura 4.25.a), mientras que con la acción de la turbina Rushton las partículas tienden a dispersarse en la parte baja del tanque mejorando notoriamente el macromezclado (Figura 4.25.b).

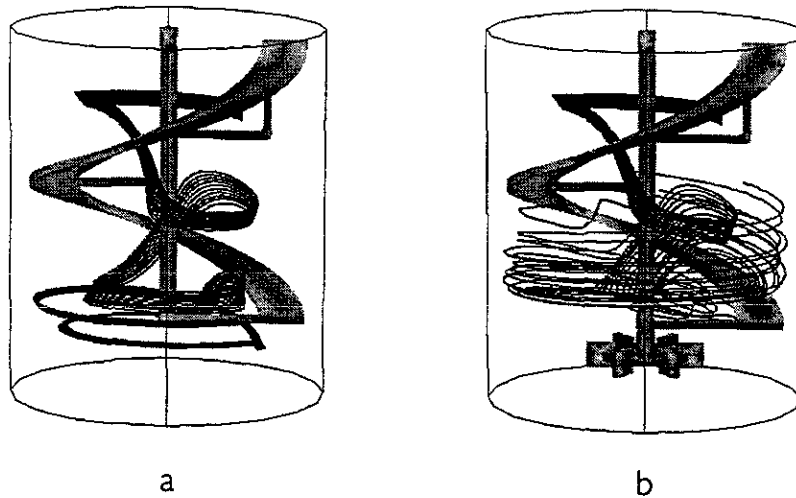
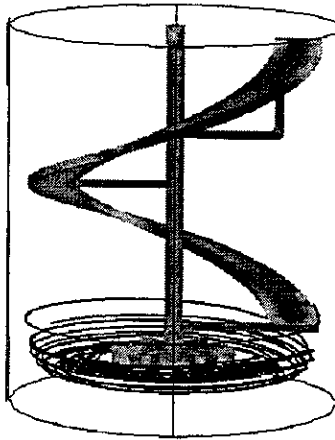


Figura 4.25. Modificación del patrón de flujo del agitador helicoidal (a) por la acción de una turbina Rushton (b). (Fuente: Tanguy et al., 1997).

Tanguy *et al.* (1997) señalan además que la dispersión obtenida con la geometría híbrida es mejor que con los impulsores individuales. Pero, para el sistema híbrido TR/H se presenta una segregación entre los volúmenes agitados por ambos impulsores. De hecho, en la región de descarga de la turbina existe una fuerte descarga de flujo que prácticamente bloquea por completo el bombeo axial del agitador helicoidal, ocasionando la aparición de una segregación entre los volúmenes agitados por ambos impulsores. Esto queda de manifiesto en la Figura 4.26. Al inyectar un grupo de partículas en la región de la turbina Rushton ($N_{TR}=20$ rpm) se observa que, después de una rápida dispersión, las partículas permanecen circulando tangencialmente en la zona de influencia de la turbina y el bombeo axial no es suficiente para atraerlas a la región del agitador helicoidal. Este comportamiento también fue observado durante los experimentos de visualización realizados en este trabajo.



*Figura 4.26. Circulación de partículas en las proximidades de la turbina Rushton en TR/H.
(Fuente: Tanguy et al., 1997).*

Tomando en cuenta la problemática relativa a las zonas segregadas en el interior del tanque para $N_T/N_H=6.2$, se decidió abrir la ventana experimental. Primeramente, se procedió a separar los impulsores, de modo que pudiera estudiarse el efecto de N_T/N_H sobre los patrones de flujo. Con lo anterior, se definió una relación de velocidades que garantiza un patrón de flujo sin efectos encontrados y, de esta manera, se determinaron las condiciones de operación óptimas. Los resultados obtenidos se presentan en el apartado siguiente.

4.2. EL CASO DEL SISTEMA CON UNA RELACIÓN DE VELOCIDADES ROTACIONALES VARIABLE EN UN AMPLIO RANGO DE CONDICIONES DE OPERACIÓN.

Con base a los resultados obtenidos bajo condiciones fijas de N_{TR}/N_H , se propuso determinar las condiciones óptimas de operación del sistema dual, las cuales garanticen la eliminación del vórtice, el buen macromezclado y además permitan la dispersión de gas. La estrategia adoptada fue fundamentalmente la visualización de los patrones de flujo, apoyada con las mediciones de torque que permitió el montaje experimental. Uno de los cambios importantes adoptados para esta parte del trabajo fue el cambio de sentido de giro del impulsor inferior, lo cual contribuyó grandemente a la eliminación de vórtice. En esta parte, también se

incorporó al estudio el sistema dual TS/H, sobre todo por sus aparentes mejores capacidades para la dispersión de gas y consumo menor de potencia que el que presenta el sistema a base de la turbina Rushton . En todo momento, la geometría TR/H fue el elemento de referencia para las diversas comparaciones realizadas.

4.2.1. RELACIÓN ÓPTIMA N_{TR}/N_H

Con la finalidad de definir las mejores condiciones de operación para el sistema dual, se estudiaron diferentes relaciones N_{TR}/N_H en el rango de 2 a 20. Debido a las condiciones en que se realizaron los experimentos, inicialmente se consideró la medición de torque en el impulsor helicoidal. Los experimentos se desarrollaron de modo que N_{TR} se mantuvo constante y N_H fue el parámetro a cambiar. La Figura 4.27 muestra los resultados típicos de las mediciones de torque. Como puede apreciarse todas las curvas tienen un comportamiento similar: el torque del agitador helicoidal se reduce a medida que N_{TR}/N_H aumenta. Esta reducción es muy importante cuando N_{TR}/N_H varía de 2 a 10. En este rango, el torque cambia de 0.080 a 0.040 N m. Por otro lado, para el rango $10 < N_{TR}/N_H < 20$ la reducción de torque es de 0.040 a 0.036 N m.

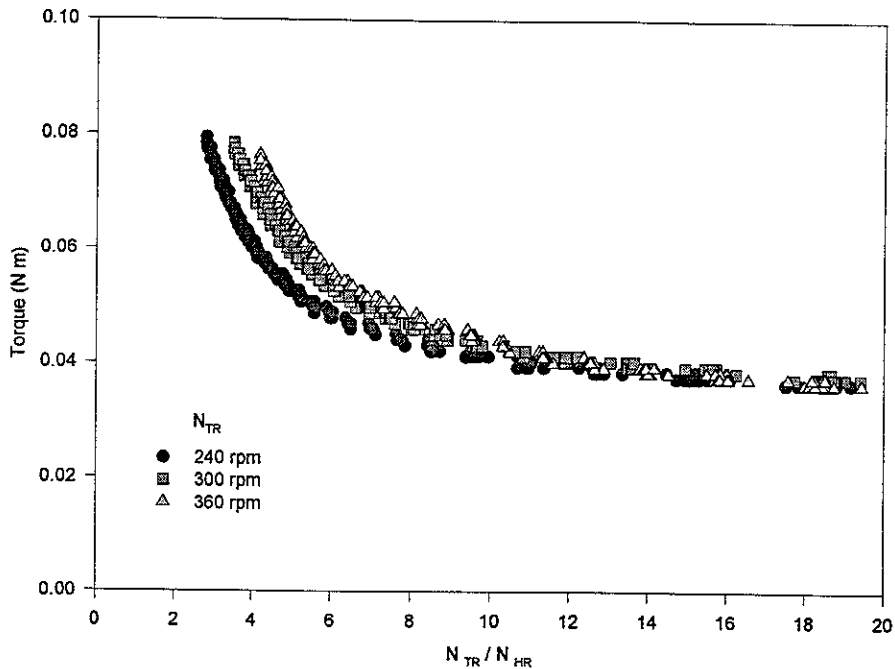


Figura 4.27. Variación del torque del agitador helicoidal durante la operación del sistema dual como función de N_{TR}/N_H (Solución acuosa de xantana $m=4.377 \text{ Pa}\cdot\text{s}$, $n=0.19$).

Los valores altos de torque observados en el impulsor helicoidal a valores bajos de N_{TR}/N_H se atribuyen al alto efecto de bombeo producido por el agitador helicoidal al interior del tanque. En este caso, el patrón general de flujo es impuesto por el agitador helicoidal y al mismo tiempo se impide la interacción del flujo generado con la turbina Rushton, de tal forma que la turbina no tiene mucha influencia en el mezclado del tanque. Estos resultados están en concordancia con los reportados por Tanguy *et al.* (1997), quienes señalan que, para una relación constante de $N_{TR}/N_H = 6.2$, el flujo producido por la turbina entra en competencia negativa con el patrón de flujo provocado por el agitador helicoidal ocasionando un incremento en el consumo de potencia.

En contraste, para valores altos de N_{TR}/N_H la turbina Rushton impone un patrón de flujo al interior del tanque y por consiguiente el agitador helicoidal reduce el valor de torque observado. Las condiciones de operación óptimas se determinaron de modo que se tuviera el

mínimo de los valores de torque en el agitador helicoidal. Así, con base en este criterio se encontró que las mejores condiciones de operación para la geometría híbrida corresponden al rango de velocidades de $10 < N_{RT}/N_{HR} < 20$.

Las mejores condiciones de operación se determinaron utilizando también la técnica de trazadores sólidos. Así, esta técnica se empleó con la finalidad de observar bajo que relaciones de velocidad rotacional se tiene una buena circulación en el interior del tanque de mezclado. Las partículas utilizadas fueron ajustadas a una densidad similar a la de los fluidos de trabajo, por lo que el movimiento de los trazadores se atribuyó exclusivamente a los patrones de flujo producidos por la geometría dual. En todos los casos, las partículas se introdujeron 5 cm debajo del nivel del fluido y a la mitad entre la flecha del agitador y la pared del tanque. Los patrones de flujo observados pueden clasificarse en tres comportamientos típicos:

1. ***Dominancia del patrón de flujo del agitador helicoidal.*** En este caso, todas las partículas van hacia abajo rotando alrededor de la flecha del agitador helicoidal. Cuando estas partículas alcanzan el fondo del agitador helicoidal, cambian la trayectoria y se dirigen hacia las paredes del tanque, sin entrar a la zona de agitación de la turbina. Así, las partículas comienzan a elevarse siguiendo el desplazamiento del agitador helicoidal, retornando de esta manera a su posición original. El patrón de flujo con dominancia del impulsor helicoidal se observó a valores de N_{TR}/N_H menores que 10. Resultados similares fueron observados previamente vía CFD por Tanguy *et al.* (1997) para una relación de $N_{TR}/N_H=6.2$.
2. ***Dominancia del patrón de flujo de la turbina Rushton.*** Los trazadores van hacia el fondo del tanque, de manera muy similar a la situación anterior y entran a la zona de influencia de la turbina. Una vez ahí, las partículas se mantienen rotando alrededor de la turbina y difícilmente retornan a la parte superior del tanque. Este patrón de flujo se presentó cuando N_{TR}/N_H fue superior a 12.
3. ***Patrón de flujo que cubre todo el espacio del tanque.*** En este caso, los trazadores sólidos tuvieron una buena distribución dentro del tanque. El flujo principal es impuesto por el agitador helicoidal y además se presenta un flujo secundario en la

región de la turbina. Así, la trayectoria típica de este arreglo es un movimiento axial en dirección hacia abajo rotando alrededor de la flecha del helicoidal y la incorporación de las partículas a la región de la turbina. En esta región las partículas rotan alrededor de la turbina y se incorporan con facilidad al patrón producido por el agitador helicoidal, subiendo por acción de la pala helicoidal a través de las proximidades del impulsor, cerrando así el ciclo. Este intercambio de partículas entre los dos patrones de flujo se presenta en valores de N_{TR}/N_H cercanos a 10.

Los resultados anteriores sugieren que el mejor desempeño del sistema dual se tiene cuando las partículas se distribuyen bien a lo largo de todo el tanque y además se tiene un menor torque en el agitador helicoidal, lo cual corresponde a las condiciones de operación de $N_{TR}/N_H=10$.

Nótese que si bien algunos autores han reportado cambios en los patrones de sistemas múltiples, sobre todo de agitadores remotos, por cambio de la separación de los impulsores (*v.g.* Mahmoudi y Yianneskis, 1991 y Chiampo *et al.*, 1991), en el presente trabajo los cambios en los patrones de flujo se deben a cambios en la relación de velocidades de agitación. Además se espera que con la relación de $N_T/N_H=10$ se espera que el tiempo de mezclado sea menor que el obtenido con los agitadores individuales. Este hecho, muestra que la estrategia de utilizar una combinación de impulsores es mejor que cuando se incrementa el número de impulsores remotos, tal como han propuesto diversos autores (*v.g.* Vasconcelos *et al.*, 1995).

4.2.2. VISUALIZACIÓN DE PATRONES DE FLUJO BAJO CONDICIONES NO AEREADAS

La visualización de los patrones de flujo se realizó tanto para fluidos de alta y baja viscosidad. Se utilizaron agua y una solución acuosa de xantana al 0.1%, como fluidos de baja viscosidad, y soluciones de glucosa, goma xantana de 0.5 y 1.0%, como fluidos alta viscosidad. En este apartado se explora la aplicación de la relación de velocidades $N_{TR}/N_H=10$, sobre todo con la finalidad de eliminar vórtice y destruir cavernas.

4.2.2.1. FLUIDOS DE BAJA VISCOSIDAD

El flujo primario producido por las turbinas es de tipo tangencial dado que el líquido sigue el movimiento de rotación del impulsor. Cuando la velocidad se incrementa se genera un flujo secundario radial, el cual parte del impulsor hacia las paredes del tanque de mezclado, ocasionado por la fuerza centrífuga generada con dicho incremento de velocidad. Este fenómeno ocurre con fluidos de baja viscosidad, de modo que la formación del vórtice en este tipo de fluidos es un problema típico. Como se demostró en la literatura (Bakker and Van den Akker, 1994), los patrones de flujo creados por estos impulsores son fuertemente modificados por la presencia de baffles. Así, la práctica más frecuente para el control del vórtice es el uso de tales dispositivos en el interior del tanque (Brennan y Leher, 1976). De hecho Chavarría *et al.* (1996) reportan que para la geometría TR/H a $N_{TR}/N_H=6.2$, con la misma dirección de giro para ambos impulsores, es necesario utilizar baffles en la parte central del tanque a fin de reducir el vórtice formado a altas velocidades de agitación.

Eliminación del vórtice para fluidos newtonianos

En el presente estudio se adoptaron dos nuevas estrategias para el control de la formación del vórtice. La primera de ellas es la introducción del agitador helicoidal sin movimiento alguno a manera de baffle y la segunda fue rotar el agitador helicoidal en dirección de las manecillas del reloj, considerando una vista superior, y la turbina en dirección contraria. En la Figura 4.28 se presentan los patrones de flujo generados en agua por una turbina Rushton que gira a 600 rpm. La disminución del vórtice con la introducción del agitador helicoidal sin movimiento es considerable (Figura 4.28.b) y prácticamente la eliminación se logra cuando los dos impulsores operan a una relación de $N_{TR}/N_H = 10$ (Figura 4.28.c). Este tipo de comportamiento fue muy similar a diferentes velocidades de operación de la turbina Rushton como puede apreciarse en la Figura 4.29.

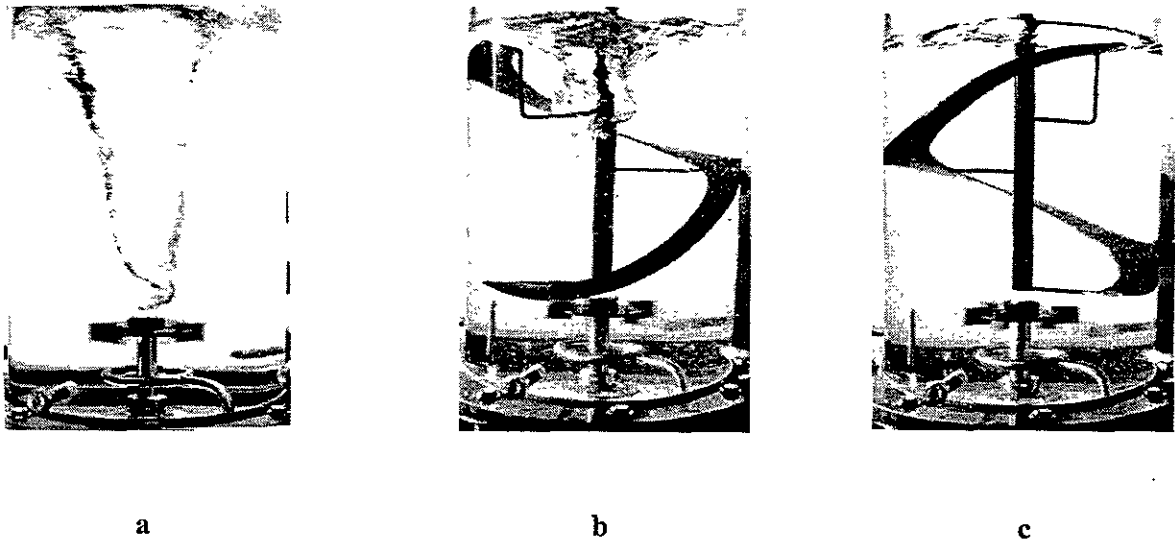


Figura 4.28. Vórtice producido por una turbina Rushton girando en agua a 600 rpm en tres arreglos a) sólo la turbina b) turbina con agitador helicoidal inmóvil y c) turbina y agitador helicoidal en movimiento ($N_{TR}/N_H = 10$).

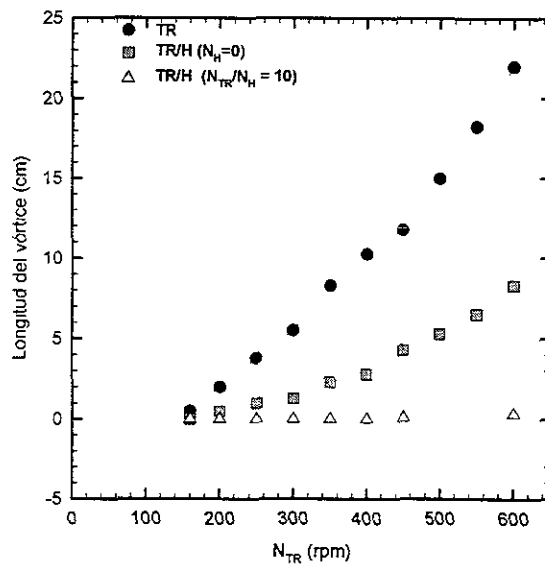


Figura 4.29. Longitud del vórtice producido en agua por el sistema TR/H en diferentes arreglos como función de la velocidad rotacional de la turbina.

Un comportamiento similar se observó con el sistema TS/H. En la Figura 4.30 se presentan los patrones de flujo producidos por la turbina Smith girando a 600 rpm en tres condiciones: la turbina sola, la turbina con el agitador helicoidal inmóvil y el sistema dual trabajando en conjunto a un valor de $N_{TS}/N_H = 10$. Una característica importante a considerar es que el tamaño de vórtice es menor al producido por la turbina Rushton. Lo anterior queda más evidente al comparar los valores de las longitudes correspondientes presentadas en las Figura 4.29 y Figura 4.31. Sin embargo, lo más importante a destacar es que ambos sistemas eliminan el vórtice cuando trabajan a $N_T/N_H = 10$. Esto tiene una importancia fundamental sobre todo si consideramos que muchos procesos requieren de evitar al máximo la formación del vórtice.

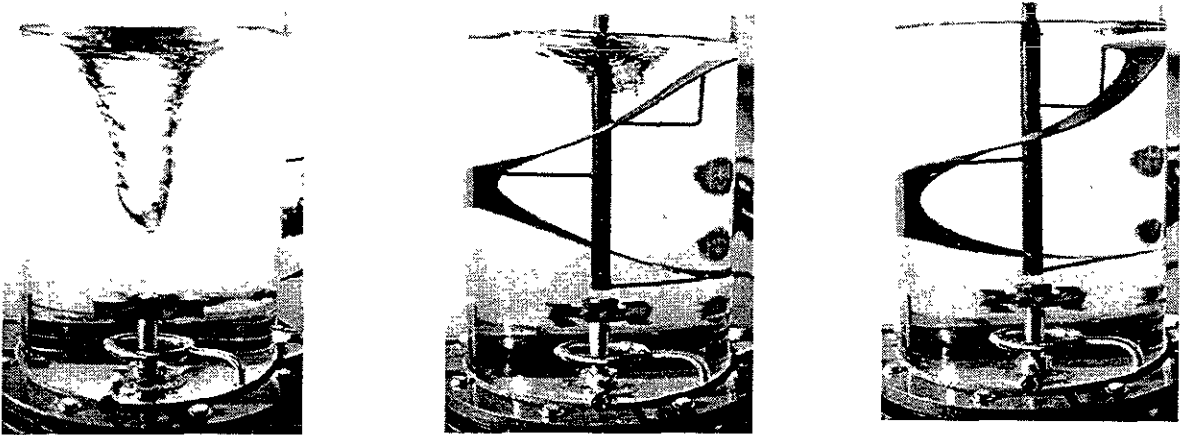


Figura 4.30. Vórtice producido por una turbina Smith girando en agua a 600 rpm en tres arreglos a) sólo la turbina b) turbina con agitador helicoidal inmóvil y c) turbina y agitador helicoidal en movimiento ($N_{TS}/N_H = 10$)

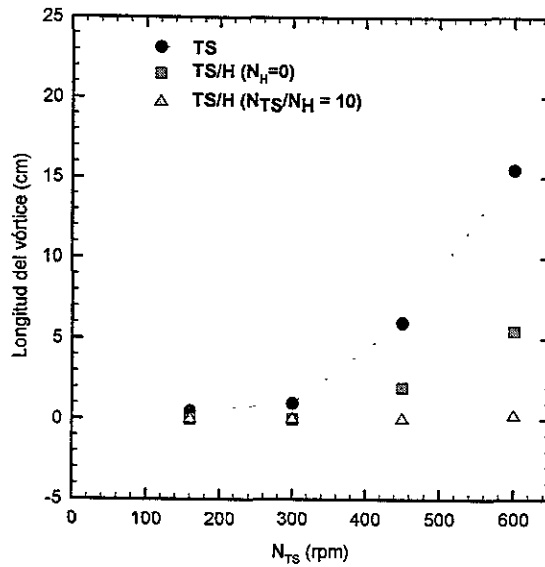


Figura 4.31. Longitud del vórtice producido en agua por el sistema TS/H en diferentes arreglos como función de la velocidad rotacional de la turbina

Para explicar la reducción del tamaño del vórtice hay que considerar que dicho vórtice se forma debido a que las fuerzas inerciales se imponen sobre la fuerza de gravedad. En ese sentido, el número de Froude está íntimamente relacionado con la longitud del vórtice, debido a que su definición relaciona tanto las fuerzas inerciales como la fuerza de gravedad:

$$Fr = \frac{N^2 d}{g} = \frac{\text{Fuerzas inerciales}}{\text{Fuerza gravitacional}}$$

Considerando lo anterior, se obtuvo influencia del número de Froude sobre la altura adimensional del vórtice (h/H =altura del vórtice/altura total del líquido en condiciones de no agitación). Esta funcionalidad se presenta para el sistema TR/H en la Figura 4.32 y las Ecuaciones (4.7) y (4.8), las cuales corresponden a TR y TR/H($N_H=0$) respectivamente.

$$h/H = 1.116 Fr \quad (4.7)$$

$$h / H = 0.975 Fr \quad (4.8)$$

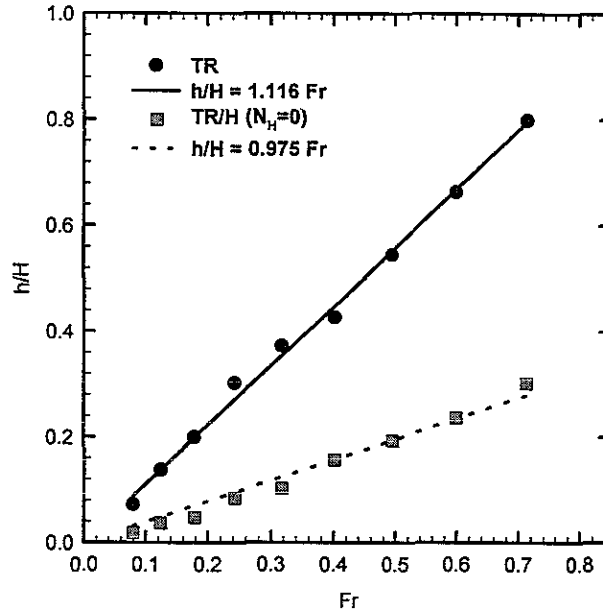


Figura 4.32. Influencia de Fr en h/H para TR y $TR/H(N_H=0)$

Como puede apreciarse en la Figura 4.32, la presencia del agitador helicoidal en el interior del tanque reduce la longitud del vórtice. Esto puede atribuirse a que la introducción del agitador helicoidal ocasiona cambios en el patrón de flujo, los cuales a su vez reducen las fuerzas inerciales, de modo que el número de Froude efectivo se ve reducido y con ello se presenta una reducción de la longitud del vórtice. Así, al analizar las variables que están relacionadas por el número de Froude se aprecia que d y g son parámetros que permanecen constantes durante el proceso de mezclado. Así el único parámetro que puede verse afectado es N . En este contexto, se definió una N efectiva (N_{ef}) la cual está dada por la Ecuación (4.9), en la que $\alpha = 0.355 \text{ s}^{-1-\beta}$ y $\beta = 1.264$.

$$N_{ef} = \alpha N^\beta \quad (4.9)$$

Con ayuda de la ecuación anterior se planteó un número de Froude efectivo (Fr_{ef}) el cual está definido considerando el valor de N de la turbina y que se presenta en la Ecuación (4.10).

$$Fr_{ef} = \frac{\alpha^2 N^{2\beta} d}{g} \quad (4.10)$$

Así finalmente haciendo uso de la Ecuación (4.7), se definió la altura del sistema con base al Fr_{ef} y que se presenta en la Ecuación (4.11). Como puede apreciarse en la Figura 4.33 el ajuste es aceptable para el rango de operación de los experimentos desarrollados.

$$h/H = 1.116 Fr_{ef} \quad (4.11)$$

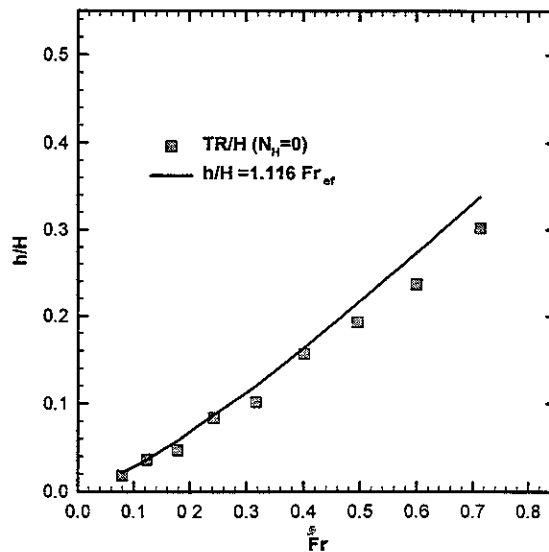


Figura 4.33. Altura adimensional del vórtice como función del Fr efectivo.

Ahora bien, al analizar el caso con TS/H , se tiene que la funcionalidad de h/H con Fr para TS es del tipo ley de potencia, pero para TS/H es de tipo lineal. Esto puede apreciarse más claramente en la Figura 4.34. La Ecuaciones (4.12) y (4.13) definen respectivamente dichas relaciones.

$$h/H = 0.91 Fr^{1.63} \quad (4.12)$$

$$h/H = 0.122 Fr \quad (4.13)$$

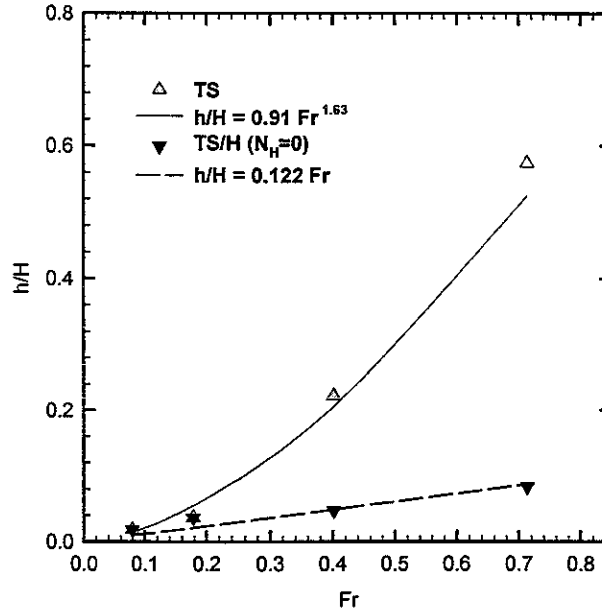


Figura 4.34. Influencia de Fr en h/H para TS y $TS/H(N_H=0)$

A manera de resumen se puede decir que con los resultados experimentales anteriores queda de manifiesto que la longitud del vórtice es mayor con TR/H que con TS/H . Además, con la introducción del agitador helicoidal estático se tiene que la reducción del vórtice es más pronunciada en TS/H que en TR/H , ya que en las condiciones máximas de Fr estudiadas aquí las reducciones aproximadas con TS/H es de 95% y con TR/H es de 65%. Finalmente la utilización de los sistemas híbridos TR/H y TS/H bajo condiciones de agitación $N_{TR}/N_H = 10$ en sentidos contrarios elimina por completo el vórtice.

Eliminación del vórtice para una solución pseudoplástica

Ahora bien, al estudiar una solución de xantana al 0.1% ($m = 0.316 \text{ Pa s}^n$, $n = 0.38$) con el sistema dual TR/H se presentó un desempeño muy similar a los casos anteriores, es decir, la

eliminación del vórtice toma lugar a una relación de $N_{TR}/N_H = 10$. En la Figura 4.35 se presentan los patrones de flujo observados bajo condiciones de operación de la turbina Rushton de 600 rpm y en la Figura 4.36 los valores de las longitudes del vórtice producidas a diferentes velocidades y relaciones N_{TR}/N_H . En este apartado conviene señalar que la turbina Smith presentó también un comportamiento similar, pero una longitud máxima de 6 cm operando de manera individual a 600 rpm.

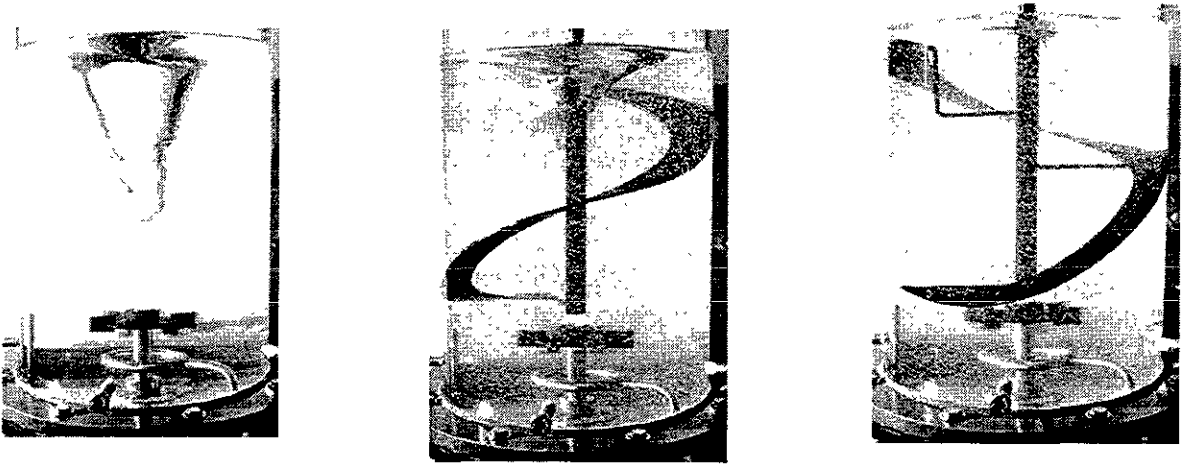


Figura 4.35. Vórtice producido por una turbina Rushton girando en xantana al 0.1% ($m=0.316 \text{ Pa}\cdot\text{s}^2$, $n = 0.38$) a 600 rpm en tres arreglos a) sólo la turbina b) turbina con agitador helicoidal inmóvil y c) turbina y agitador helicoidal en movimiento ($N_{TR}/N_H = 10$)

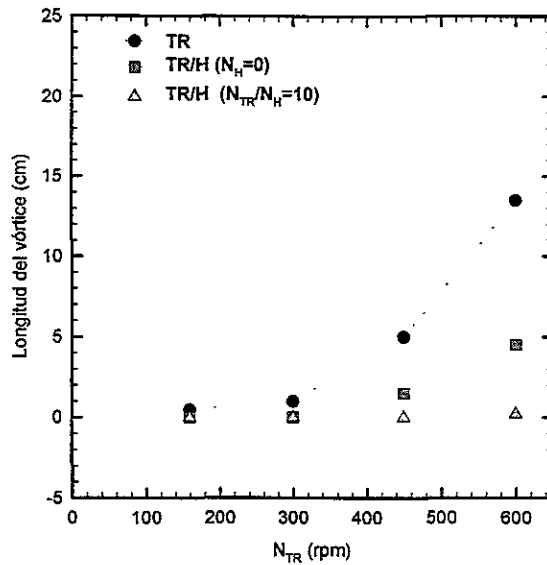


Figura 4.36. Longitud del vórtice producido en una solución de xantana al 0.1% ($m = 0.316 \text{ Pa}\cdot\text{s}$, $n = 0.38$) por el sistema TR/H en diferentes arreglos como función de la velocidad rotacional de la turbina.

Estos experimentos muestran que es posible cambiar el patrón de flujo impuesto por la turbina usando un agitador helicoidal. Así, en el caso del agitador helicoidal sin movimiento, se reduce la velocidad efectiva del fluido en el tanque y en el caso del sistema dual, el agitador helicoidal produce un movimiento axial, contrarrestando así el efecto de la turbina.

Los resultados obtenidos en esta sección del trabajo permite mencionar que la relación $N_T/N_H=10$ constituye un parámetro importante para el diseño de la geometría híbrida propuesta aquí. La utilidad de dicha relación de velocidades radica en el hecho de que es aplicable tanto a fluidos newtonianos como a fluidos no newtonianos, todo esto en un amplio margen de viscosidades.

4.2.2.2. FLUIDOS DE ALTA VISCOSIDAD

Caso newtoniano

Para la caracterización de los patrones de flujo se utilizó una solución de glucosa con una viscosidad de 0.5 Pa s. En este caso, empleando las dos turbinas de manera individual y bajo condiciones de agitación de 600 rpm. Estos experimentos mostraron que no existe

formación de vórtice. En este sentido, la formación del vórtice depende grandemente de la viscosidad del líquido en cuestión, ya que ocasiona una reducción de las fuerzas inerciales y por ende una reducción del Fr efectivo.

Fluidos altamente pseudoplásticos

Los resultados de la visualización de patrones de flujo mostraron que el sistema estudiado no produce formación de vórtice cuando se manejan fluidos de una pseudoplasticidad muy marcada ($n < 0.20$). Como ya ha sido explicado plenamente en la literatura (Wichterle y Wein, 1981), las altas velocidades de corte en las proximidades de la turbina Rushton producen una importante reducción en la viscosidad y por lo tanto un vigoroso movimiento en dicha región. Pero a medida que el fluido se aleja del impulsor la viscosidad aumenta considerablemente, de modo que se tienen regiones prácticamente estancadas en la región alejada del agitador. A manera de ejemplo, en un trabajo reportado por Kamiwano *et al.* (1990), basado en simulación numérica y trabajo experimental, se reporta que para una solución acuosa de hidroximetilcelulosa al 1.2% la turbina Rushton produjo un perfil de viscosidades a lo largo del patrón de flujo inducido. Así, las diferencias entre las viscosidades evaluadas en el fondo del vaso y en las inmediaciones del agitador mostraron una diferencia del 300%.

Como era de esperarse, el tamaño de las cavernas producidas no sólo depende de la velocidad rotacional de los impulsores, sino que también de las propiedades reológicas de los fluidos de trabajo. En el caso de los fluidos pseudoplásticos, tales como las soluciones de goma xantana, a medida que se incrementa la concentración de la solución el tamaño de la caverna disminuye (Galindo y Nienow, 1993). Basados en las geometrías evaluadas aquí y utilizando la técnica de coloración con punto de adición en las proximidades de la turbina se evaluó la formación y destrucción de cavernas. En todos los casos de agitación con dos impulsores se consideró la relación óptima de $N_{TR}/N_H = 10$.

En la Figura 4.37 se presenta la persistencia de la caverna en una solución acuosa de xantana al 0.5% ($m = 4.377 \text{ Pa s}^n$, $n = 0.19$) después de 15 minutos de agitación con una turbina Rushton a 150 rpm. Conviene señalar que en la Figura 4.37 se encuentra un agitador helicoidal inmóvil, el cual en estas condiciones no influye en el patrón de flujo producido por la turbina. Debido a eso, y en contraste a lo presentado en fluidos de baja viscosidad, la

introducción del agitador helicoidal inmóvil no es suficiente para modificar sustancialmente el patrón de flujo producido por la turbina y por ende la caverna persiste. En la literatura se han propuesto diferentes configuraciones para tratar de resolver esta problemática. La práctica más utilizada ha sido el empleo de sistemas de turbinas múltiples, y en algunos casos la combinación de diferentes geometrías de impulsores tipo turbina tratando de lograr algún efecto de bombeo axial.



Figura 4.37. Caverna formada por una turbina Rushton girando a 150 rpm después de 15 minutos de operación en una solución al 0.5% de xantana ($m = 4.377 \text{ Pa}\cdot\text{s}^n$, $n=0.19$).

En este estudio, la eliminación de la caverna se logró exitosamente con la operación de ambos impulsores. Así, a manera de ejemplo y empleando de nueva cuenta la técnica de adición de colorante en las proximidades del impulsor, en la Figura 4.38.a se muestra la región mezclada después de 15 minutos de agitación con una turbina Rushton rotando a 600 rpm en una solución de goma xantana al 1.0% ($m = 12.767 \text{ Pa}\cdot\text{s}^n$, $n = 0.14$). A pesar de la presencia del agitador helicoidal inmóvil en el sistema, el patrón de flujo no se modificó considerablemente como para destruir la caverna. En contraste en la Figura 4.38.b se presentan los resultados de la operación del sistema dual bajo las condiciones $N_{\text{TR}} = 600 \text{ rpm}$ y $N_{\text{H}} = 60 \text{ rpm}$, sólo que después de 8 segundos de operación!. Conviene recordar que ambos impulsores giran en

sentidos contrarios. Además, en la Figura 4.38.c se muestra el mismo sistema que en la Figura 4.38.b sólo que después de 15 minutos de agitación. Así, al comparar la Figura 4.38.a con la Figura 4.38.c se observa la gran diferencia entre los patrones de flujo inducidos por las geometrías y por tanto las potencialidades de destrucción de cavernas por parte del sistema dual propuesto en este trabajo.

Es importante destacar que en la Figura 4.38.b se aprecia una zona en la parte superior del vaso, la cual se incorpora “tarde” al mezclado del tanque. Observaciones similares fueron hechas por Takahashi *et al.*(1994) para experimentos con impulsores helicoidales en fluidos altamente viscosos a profundidades cercanas a la mitad del diámetro del tanque. Este grupo de investigación reportó la persistencia de una zona pobremente mezclada localizada en la la parte cercana al borde interno del impulsor, a la altura de la mitad de la profundidad del tanque. En los experimentos desarrollados en este trabajo, si bien la región superior del tanque no se mezcla rápidamente, el tanque no presentó zonas estancadas.

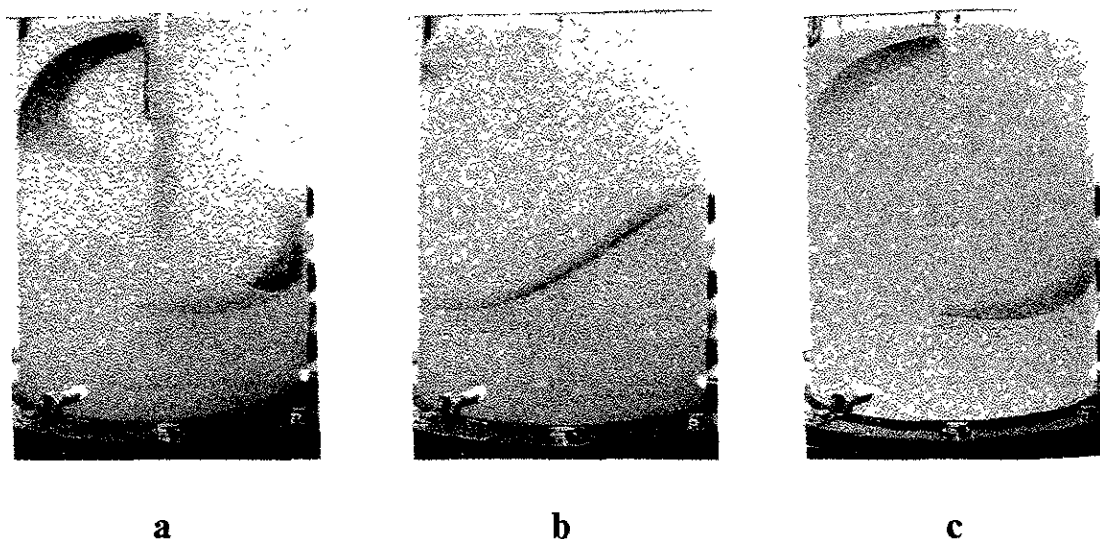


Figura 4.38. Efecto del agitador helicoidal en el mezclado de una solución de xantana al 1.0% ($m=12.767 \text{ Pa}\cdot\text{s}$, $n = 0.14$): a) agitación con turbina Rushton operando a 600 rpm y agitador helicoidal inmóvil después de 15 minutos b) Sistema dual operando $N_{RT}/N_H=10$ y turbina girando a 600 rpm después de 8 segundos c) Sistema dual operando $N_{RT}/N_H=10$ y turbina girando a 600 rpm después de 15 minutos.

La destrucción de la caverna también se obtuvo para el sistema TS/H. Mientras que la Figura 4.39.a presenta la región mezclada obtenida por la agitación sólo de TS después de 10 minutos de agitación en una solución de goma xantana al 1.0% ($m = 12.767 \text{ Pa}\cdot\text{s}^n$, $n = 0.14$), la Figura 4.39.b muestra los resultados después del mismo tiempo pero con el sistema dual TS/H operando a $N_{RT}/N_H=10$ y la turbina girando a 600 rpm.

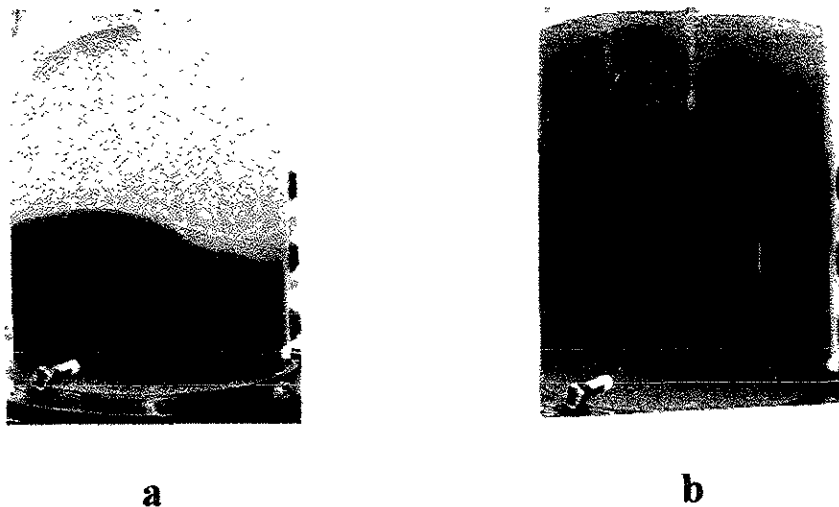


Figura 4.39. Efecto del agitador helicoidal en el mezclado de una solución de xantana al 1.0% ($m = 12.767 \text{ Pa}\cdot\text{s}^n$, $n = 0.14$) después 10 minutos de agitación con : a) turbina Smith operando a 600 rpm y agitador helicoidal estático b) sistema dual operando $N_{RT}/N_H=10$ y turbina girando a 600 rpm.

Por lo expuesto anteriormente, se concluye que, para los sistemas TR/H y TS/H, la relación óptima $N_T/N_H=10$ favorece tanto la eliminación de vórtice con fluidos de baja viscosidad, así como la destrucción de cavernas con fluidos de viscosidad alta. Estos hechos demuestran que los sistemas híbridos propuestos constituyen una alternativa más para los procesos que evolucionan con el tiempo. Particularmente para los procesos que cambian los fluidos de trabajo de newtonianos de baja viscosidad a no newtonianos con viscosidad elevada, tales como los procesos de fermentación. Así, con la misma geometría pueden resolverse los problemas de vórtice y cavernas, manteniendo las mismas condiciones de agitación.

4.2.3. DEFINICIÓN DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN PARA LA DISPERSIÓN DE GAS

El objetivo de esta parte de la investigación fue establecer las condiciones de operación bajo las cuales se lograra la mejor dispersión. Particularmente se adoptó el criterio de Nienow *et al.* (1977), el cual considera que el gas se dispersa en el tanque una vez que las burbujas no sólo tocan la pared del tanque, sino que también se produce una recirculación a la parte inferior del impulsor. En todos los casos se consideró a la turbina Rushton como el impulsor de referencia. La comparación con la turbina Smith se hizo sólo en las condiciones de dispersión de gas.

4.2.3.1. LA AEREACIÓN EN FLUIDOS DE BAJA VISCOSIDAD

El estudio bajo condiciones aereadas se restringió fundamentalmente a dos velocidades de aereación 0.5 y 1.0 vvm. Para el caso de fluidos de baja viscosidad se consideraron el agua y una solución acuosa de xantana al 0.1%.

La operación individual de los impulsores tipo turbina (Rushton y Smith) bajo condiciones de agitación de 450 y 600 rpm presentó la característica de que al paso del gas, el vórtice incrementó su tamaño de tal forma que prácticamente se “conectó” al suministro de aire. Lo anterior puede observarse en las Figura 4.40 para la turbinas Rushton y para la turbina Smith en la Figura 4.41. Como puede apreciarse en dichas figuras, la dispersión de gas es muy limitada. En estas condiciones, la dispersión lograda con la turbina Smith es aparentemente más pronunciada que la obtenida con la turbina Rushton. Estos resultados están en concordancia con lo reportado por Warmoeskerken y Smith(1989) y Saito *et al.* (1992). Dichos autores mencionan que la turbina Smith presenta una mejor capacidad de dispersar aire cuando se le compara con la turbina Rushton.

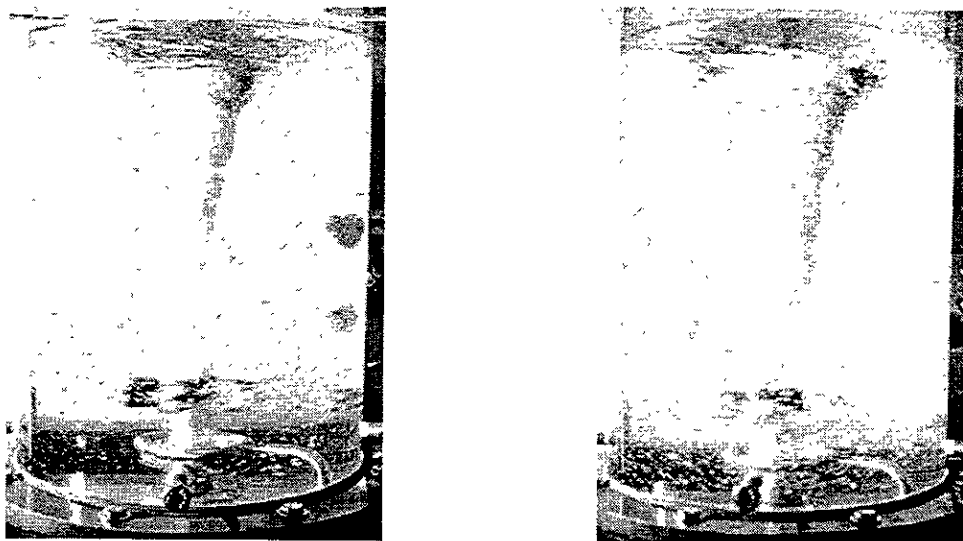


Figura 4.40. Vórtice producido por una turbina Rushton en agua bajo condiciones de aereación de 1.0 vvm a) 450 rpm ($Fr=0.40$) y b) 600 rpm ($Fr=0.71$).

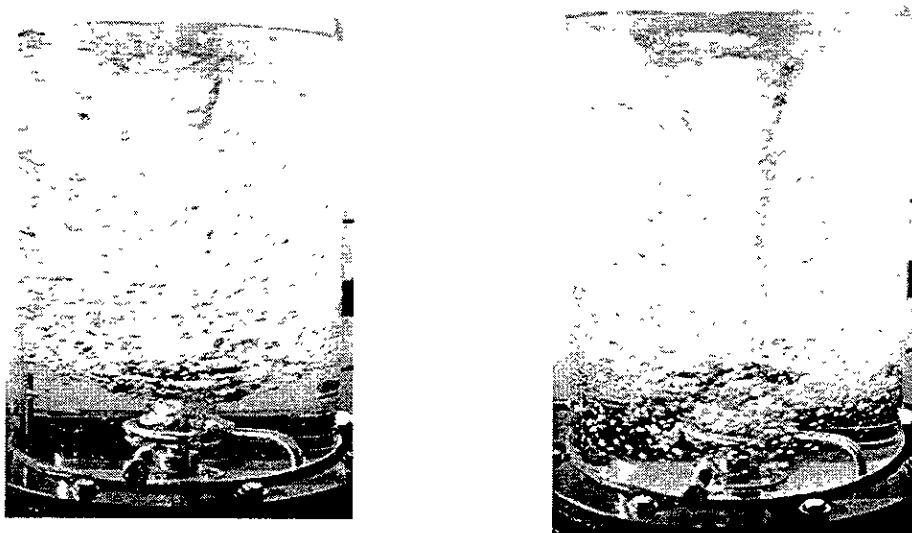


Figura 4.41. Vórtice producido por una turbina Smith en agua bajo condiciones de aereación de 1.0 vvm a) 450 rpm ($Fr=0.40$) y b) 600 rpm ($Fr=0.71$).

La desaparición del vortex bajo condiciones aereadas se obtuvo de una manera más simple que en caso no aereado. La presencia estática del agitador helicoidal fue suficiente para eliminar el vórtice, es decir, no fue necesario mantener girando el impulsor helicoidal. En la

Figura 4.42 se muestra esta situación para tres velocidades de giro de la turbina de 300, 450 y 600 rpm.

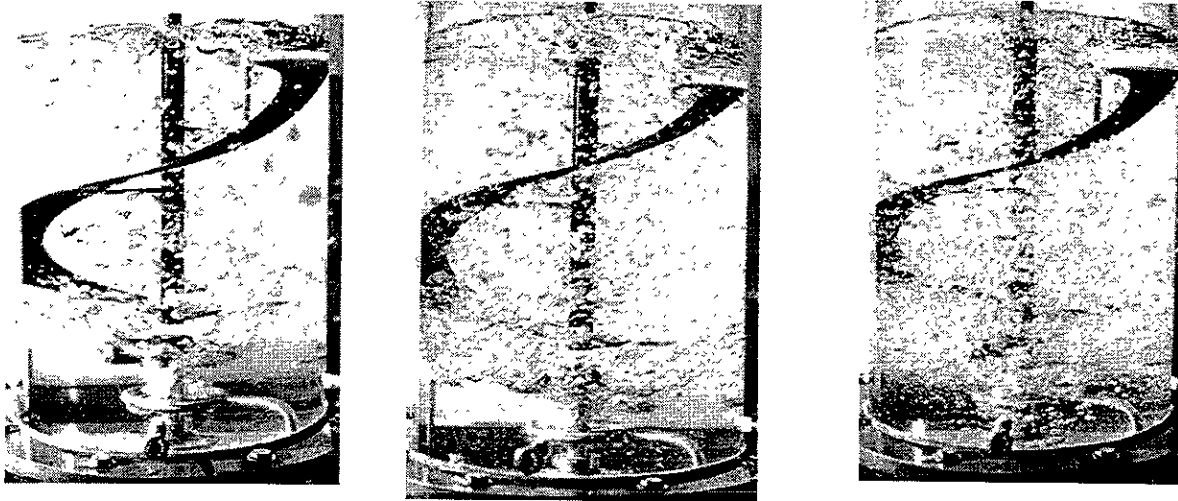


Figura 4.42. Patrón de flujo producido por una turbina Rushton girando en agua, bajo condiciones de aeración de 1.0 vvm, en presencia de un agitador helicoidal estático y velocidades de la turbina de: a) 300 rpm ($Fr=0.18$), b) 450 rpm ($Fr=0.40$) y c) 600 rpm ($Fr=0.71$).

En la Figura 4.42 también se puede observar que a 300 rpm el gas pasa por la turbina sin lograr dispersarse, a 450 rpm la dispersión del gas comienza a darse y a 600 rpm se tiene la dispersión del gas en el medio. Con la finalidad de comparar estos resultados con los de la literatura, los experimentos reportados en la Figura 4.42 se presentan en un mapa de dispersión, tal como fue sugerido por Warmoeskerken y Smith(1986). Así en la Figura 4.43 se muestran, además de los valores experimentales, las relaciones para una turbina Rushton ($d=0.07$ m) que definen la zona de recirculación (Nienow *et al.*, 1977), transición carga/inundación (Nienow *et al.*, 1985) y formación de cavidades (Warmoeskerken *et al.*, 1981). Conviene destacar que dichas funciones fueron determinadas para sistemas que trabajan con baffles. En este caso, si consideramos como aceptable que el agitador helicoidal juega las funciones de baffle podremos considerar que las relaciones anteriores pudieran ser aplicables para $TR/H(N_H=0)$. En ese sentido la Figura 4.43 muestra que para valores de $N>300$ rpm y

$Q < 1.0$ vvm el sistema de mezclado se encuentra por arriba de los límites de carga/inundación. Es evidente que, a un valor de N constante, cuando Q disminuye el proceso se aleja más de la zona de inundación; de la misma forma al mantener Q constante e incrementar N , el proceso pasa de los límites de carga/inundación a la zona de recirculación.

Considerando lo anterior, es posible relacionar las dos figuras anteriores, ya que la Figura 4.42.a corresponde al punto más cercano a la zona de inundación de la Figura 4.43. De la misma forma, la Figura 4.42.c muestra su cercanía a la zona de recirculación de la Figura 4.43. Así, las correlaciones reportadas en la literatura y representadas en la Figura 4.43 para turbinas Rushton presentan una buena aproximación a la explicación de los fenómenos que ocurren en el sistema $TR/H(N_H=0)$.

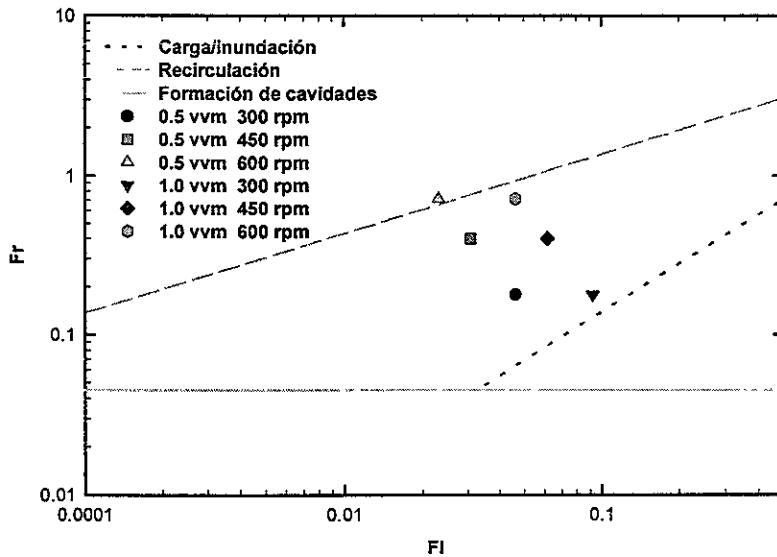


Figura 4.43. Fl y Fr para experimentos de dispersión de aire en agua con turbina Rushton.

Otra característica importante que se observó es que cuando se operan los sistemas a una relación de $N_T/N_H = 10$ se tiene una mejor distribución de aire en el tanque, sobre todo en la parte inferior del mismo. A manera de ejemplo, la Figura 4.44 se presenta el caso de TS girando a 600 rpm. Nótese que cuando ambos impulsores giran se observa una mayor cantidad de burbujas en la parte inferior del sistema de mezclado. Este hecho puede atribuirse a que

existe un bombeo axial descendente por parte del agitador helicoidal. Dicho bombeo provoca que las burbujas permanezcan por más tiempo en el interior del tanque e incluso que algunas de ellas se dirijan a la parte inferior del vaso. En términos de número de Froude ($Fr=N^2d/g$) significa que la componente de fuerza debida a la gravedad se ve incrementada por acción del bombeo del impulsor helicoidal. Así las relaciones presentadas en la Figura 4.43 (Fr mínimo para formación de cavidades, límites de las zonas de carga y recirculación) aplicables a TR podrían tener un corrimiento hacia valores más bajos de Fr cuando se involucre el sistema dual propuesto aquí (con $N_T/N_H = 10$). De hecho, la Figura 4.44 es una muestra de lo anteriormente descrito.

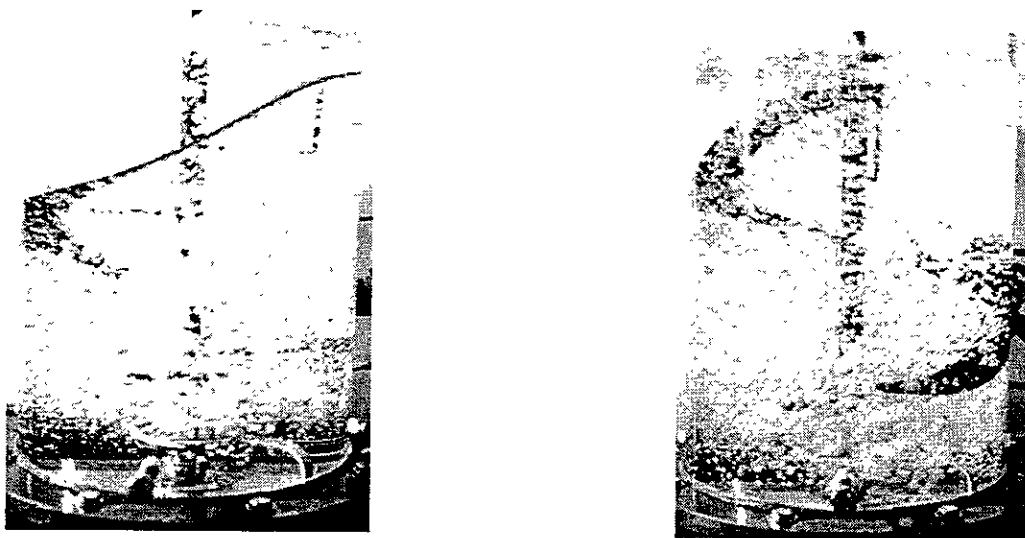


Figura 4.44. Patrón de flujo producido por una turbina Smith a 600 rpm, bajo condiciones de aereación de 1.0 vvm, en agua a) en presencia de un agitador helicoidal estático b) el impulsor helicoidal girando a 60 rpm.

Finalmente las Figura 4.45 y 5.44 presentan el desempeño de los sistemas TR/H y TS/H bajo condiciones aereadas en una solución de xantana al 0.1%. En este caso, las condiciones de agitación (N_T/N_H) de 450/45 rpm y 600/60 rpm presentan una buena dispersión de gas. Este hecho confirma que para el caso de los fluidos de baja viscosidad, el

fenómeno de dispersión se logra en un intervalo de giro de la turbina de 450 a 600 rpm, además la dispersión se ve favorecida por la agitación del impulsor helicoidal.

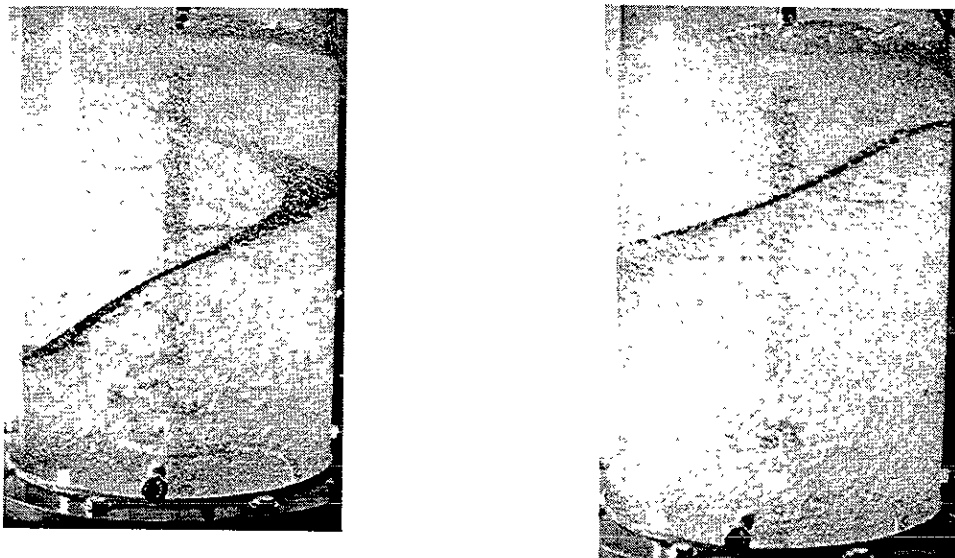


Figura 4.45. Patrón de flujo producido por el sistema TR/H bajo condiciones de aereación de 1.0 vvm, en solución acuosa de xantana 0.1% ($m = 0.316 \text{ Pa s}^n$, $n = 0.38$) y con valores de N_T/N_H de: a) 450 rpm/45rpm b) 600 rpm/60 rpm.

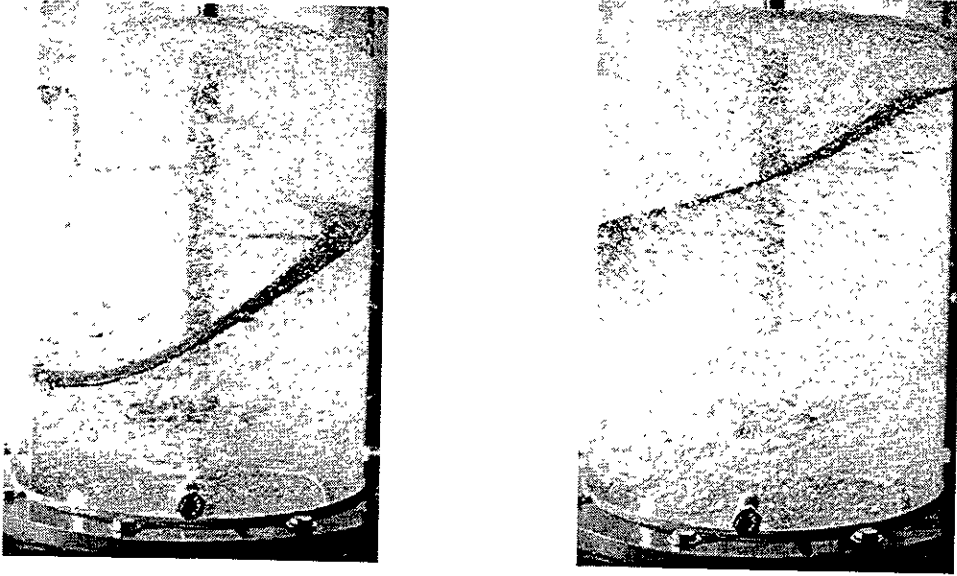


Figura 4.46. Patrón de flujo producido por el sistema TS/H bajo condiciones de aereación de 1.0 vvm, en solución acuosa de xantana 0.1% ($m = 0.316 \text{ Pa s}^n$, $n = 0.38$) y con valores de N_T/N_H de: a) 450 rpm/45rpm b) 600 rpm/60 rpm.

4.2.3.2. EL CASO DE FLUIDOS DE ALTA VISCOSIDAD

La determinación de las condiciones de dispersión de aire en fluidos de alta viscosidad se restringió para el caso de un fluido newtoniano de 0.5 Pa s y dos soluciones de xantana una al 0.5% ($m = 4.377 \text{ Pa s}^n$, $n = 0.19$) y otra al 1.0% ($m = 12.767 \text{ Pa s}^n$, $n = 0.14$).

La Figura 4.47 presenta tres condiciones de operación del sistema TS/H en una solución de glucosa de 0.5 Pa s , bajo condiciones de aereación de 0.5 vvm . En la Figura 4.47.a se presenta el burbujeo sin movimiento del sistema dual. Como puede notarse, el aire asciende en forma de grandes burbujas por el centro del tanque. La Figura 4.47.b muestra al sistema operando en condiciones de $N_T=450 \text{ rpm}$ y $N_H=45 \text{ rpm}$. En este caso, se tienen condiciones de inundación aunque con una ligera formación de burbujas pequeñas. En esta figura puede apreciarse también que las burbujas grandes tienden a desplazarse hacia el impulsor helicoidal, en donde después de un tiempo se desprenden de la parte trasera del impulsor y ascienden por las proximidades de la pared. En cambio, en la Figura 4.47.c se muestra la dispersión lograda cuando el sistema híbrido trabaja a 600 rpm en la turbina y 60 rpm en el agitador helicoidal.

Cuando se incrementa la velocidad de aereación a 1.0 vvm se observó que la dispersión sólo se logra con velocidades de 600 rpm en la turbina y 60 rpm en la hélice. Conviene destacar que en todos los casos al trabajar el sistema dual a una $N_{TS}/N_H = 10$ se observa que la dispersión mejora ya que produce burbujas más pequeñas y favorece la recirculación de las mismas.

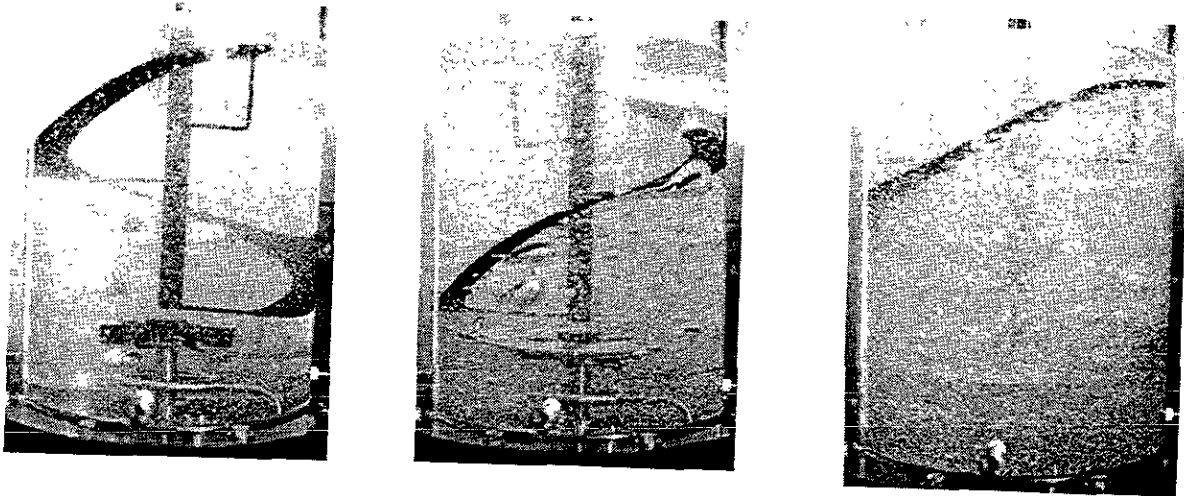


Figura 4.47. Comportamiento de las burbujas en una solución de 0.5 Pa s y 0.5 vvm bajo tres condiciones de operación: a) impulsores estáticos, b) $N_{TS}/N_H = 10$, $N_{TS} = 450$ rpm y c) $N_{TS}/N_H = 10$, $N_{TS} = 600$ rpm

Ahora bien, cuando se manejan fluidos altamente pseudoplásticos ($n < 0.20$) el comportamiento es un poco diferente al observado en la solución de glucosa (0.5 Pa s). Las soluciones de xantana del 0.5% y 1.0% pudieron dispersarse a velocidades de turbina en el rango de 450rpm a 600 rpm. A manera de ejemplo, la Figura 4.48 presenta la dispersión de aire en una solución de xantana al 1% con una velocidad de gaseo de 1.0 vvm. En este caso, y de manera similar a los casos anteriormente descritos, también se encontró que la dispersión de aire se incrementa con la acción del impulsor helicoidal trabajando a una relación de velocidades de $N_T/N_H = 10$.



Figura 4.48. Dispersión de aire en una solución de xantana al 1.0% ($m = 12.767 \text{ Pa}\cdot\text{s}$, $n=0.14$) y 1.0 vvm manteniendo $N_{TS}/N_H = 10$ y $N_{TS} = 600 \text{ rpm}$

De manera complementaria, se realizaron algunas evaluaciones de las variaciones del torque en el agitador helicoidal para el sistema TR/H. Los estudios se realizaron en un amplio margen de condiciones de operación, así N_{TR}/N_H varió de 2 a 20. En la Figura 4.49 se presentan los cambios del torque en el agitador de hélice bajo condiciones aeradas de 0.5 vvm y 0.1 vvm. Como puede notarse, el comportamiento de los cambios del torque es muy similar al observado bajo condiciones de no gaseo, es decir existe una disminución rápida del torque para valores de $N_{TR}/N_H < 10$, punto en el cual se da un cambio en la pendiente y por consiguiente la reducción del torque es más baja. En ese sentido y por analogía con los patrones de flujo bajo condiciones no aeradas, se puede considerar que bajo condiciones de $N_{TR}/N_H = 10$ se presenta una buena distribución de los patrones de flujo y por tanto como las mejores condiciones de dispersión.

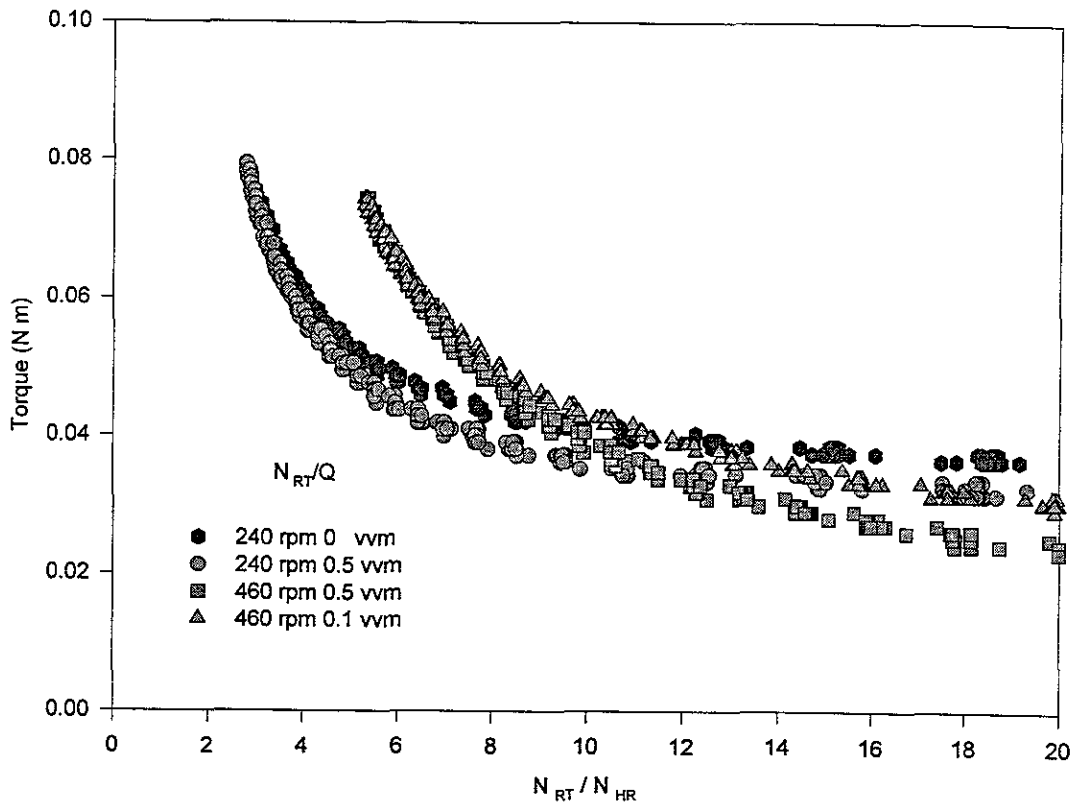


Figura 4.49. Variación del torque del agitador helicoidal durante la operación del sistema dual como función de N_{TR}/N_H bajo diferentes condiciones de gaseo (Solución acuosa de xantana $m = 4.377 \text{ Pa}\cdot\text{s}^n$, $n = 0.19$).

4.3. COMPARACIÓN DE LOS TIEMPOS DE MEZCLADO OBTENIDOS CON LOS SISTEMAS DUALES

En el presente apartado, se aborda la comparación de los tiempos de mezclado obtenidos con los sistemas duales propuestos (TR/H y TS/H). Las condiciones de operación para la determinación de t_m se fijaron con base a los resultados de operación óptimos, es decir, 450 y 600 rpm para las velocidades de las turbinas y una relación constante de $N_T/N_H = 10$. Por su parte, las velocidades de aire utilizadas fueron 0, 0.5 y 1.0 vvm. Como se mencionó

anteriormente, la técnica térmica se utilizó para la evaluación de t_m . Primeramente, se presentan los resultados bajo condiciones no aereadas, destacando la ventaja que tiene utilizar la geometría híbrida en la reducción de los tiempos de mezclado. En seguida, se discuten los efectos de la reología y la velocidad de aereación sobre t_m , todo esto en un amplio rango de Re .

4.3.1. REDUCCIÓN DEL TIEMPO DE MEZCLADO CON LOS SISTEMAS DUALES

Con la finalidad de ilustrar el desempeño de los sistemas duales, se realizó una comparación con los sistemas individuales empleando una solución de xantana al 0.5% ($m=4.377 \text{ Pa s}^n$, $n=0.19$) bajo condiciones no aereadas. En la Tabla 4.4 se presentan los tiempos de mezclado obtenidos tanto con las geometrías individuales (H, TR y TS), como con los impulsores duales (TR/H y TS/H).

Tabla 4.4. Tiempos de mezclado obtenidos con las geometrías estudiadas en una solución de xantana al 0.5% ($m= 4.377 \text{ Pa}\cdot\text{s}^n$, $n= 0.19$).

Geometría	N_H [1/s]	N_T [1/s]	t_m [s]	$N_H \cdot t_m$ [-]	$N_T \cdot t_m$ [-]
H	0.75		767	575.3	
H	1.00		703	703.0	
TR		7.5	351		2632.5
TR		10.0	178		1780.0
TS		7.5	1 500		11 250.0
TS		10.0	180		1 800.0
TR/H	0.75	7.5	72	54.0	540.0
TR/H	1.0	1.0	56	56.0	560.0
TS/H	0.75	7.5	73	54.8	547.5
TS/H	1.00	10.0	49	49.0	490.0

Al comparar el desempeño de las turbinas individuales se observa que a la velocidad baja de 7.5 rps (450 rpm) la turbina Rushton tuvo un tiempo de mezclado considerablemente menor que la turbina Smith, es decir, la TR sólo requirió un 20% del tiempo requerido por TS. Esto se puede atribuir a que cuando la turbina Smith trabaja a bajas velocidades no logra generar una recirculación eficiente al interior del tanque, es decir, la componente de velocidad axial es mayor con la turbina Rushton que con la turbina Smith, este hecho concuerda con la

comparación de los patrones de flujo realizada por Mishra y Joshi (1993) para este tipo de turbinas.

Por otra parte, las turbinas Rushton y Smith presentaron un tiempo de mezclado muy similar a condiciones de agitación de 10 rps(600 rpm). Este comportamiento puede deberse a que cuando las turbinas giran a velocidades muy altas, los patrones de flujo producidos son muy similares (Mishra y Joshi, 1993) y por tanto el tiempo de mezclado es semejante. De hecho, Shaw(1994), al estudiar los tiempos de mezclado obtenidos con turbina Rushton y 5 diferentes agitadores remotos axiales, concluye que el tipo de impulsor no influye en el tiempo de mezclado. De la misma forma, Saito *et al.*(1992) reportan tiempos de mezclado casi idénticos para las turbinas Smith y Rushton.

En relación a los agitadores helicoidales se observa que los valores de $N \cdot t_m$ encontrados difieren a los reportados por Brito-De la Fuente(1992) a pesar de que se utilizó el mismo impulsor. El valor reportado por Brito-De la Fuente(1992) fue menor al 10% del encontrado aquí. Las diferencias se atribuyen a que los patrones de flujo observados con valores de $N_T/N_H < 6.2$ ($N_T/N_H = 0$, en este caso), indican que el fluido que se encuentra en la parte inferior del tanque no se logra incorporar con facilidad al patrón general de flujo. Esto hace que la diferencia sea grande, sobre todo por que Brito-De la Fuente(1992) manejó un espacio inferior de 2.7 cm y en el presente trabajo se utilizaron 7.9 cm. Por otra parte, la determinación de tiempo de mezclado también influye en los resultados obtenidos. Mientras Brito-De la Fuente (1992) ubica solamente en la parte superior las tres sondas de medición, en el presente trabajo los cuatro sensores se encuentran distribuidos a lo largo del tanque. Por esta razón y considerando los patrones de flujo observados es de esperar que el tiempo de mezclado sea mayor con el tanque de mezclado utilizado aquí.

Al comparar el desempeño de los impulsores individuales con las geometrías híbridas, se observa que, en todos los casos, los sistemas duales presentaron un menor tiempo de mezclado que los impulsores individuales(Tabla 4.4). Así, bajo condiciones de velocidad similares, los impulsores duales presentaron un tiempo de mezclado correspondiente a sólo entre el 8 y 10% del tiempo utilizado por el agitador helicoidal. De la misma forma, el tiempo de mezclado requerido con los impulsores híbridos fue del 5 al 32% del equivalente tiempo de mezclado de las turbinas.

Otra característica importante a considerar es que no se presentó una gran diferencia (1.5%) entre los tiempos de mezclado entre el sistema dual de TS/H y el sistema dual TR/H cuando se manejaron velocidades de 450 rpm en turbina y 45 en agitador helicoidal. En el caso de las velocidades más altas (600/60), el sistema TR/H presentó un tiempo de mezclado ligeramente menor (12.5%) que TS/H. Este hecho entra en aparente contradicción con el comportamiento de las turbinas de manera individual (a bajas velocidades hay diferencia entre las turbinas y a alta velocidad no la existe). La explicación a dicha situación podría estar relacionada con los cambios de patrones de flujo con las geometrías híbridas. A una baja velocidad la componente axial de ambas geometrías pudiera tener componentes de velocidad axial similares. En cambio, cuando se incrementa la velocidad la turbina Rushton genera un flujo en dirección descendente mayor que la turbina Smith. De esta forma, el fluido que se encuentra en la parte inferior del tanque se incorpora más fácilmente al patrón general de flujo reduciendo por tanto el tiempo de mezclado.

Estas observaciones confirman los resultados obtenidos por Tanguy *et al.*, 1997, en el sentido de que el sistema dual proporciona una alternativa para la reducción del tiempo de mezclado. En los apartados siguientes se presenta los tiempos de mezclado, obtenidos bajo condiciones de dispersión, para diferentes fluidos y bajo diferentes condiciones de aereación.

4.3.2. EL DESEMPEÑO DE LOS SISTEMAS DUALES

El análisis del desempeño de las geometrías propuestas en este trabajo se realizó utilizando el número de tiempo de mezclado adimensional ($N \cdot t_m$). Los valores de $N \cdot t_m$ se expresaron como función del número de Reynolds para cada una de las geometrías estudiadas considerando las velocidades de aereación utilizadas (0, 0.5 y 1.0 vvm). Conviene destacar que para la evaluación de número de Reynolds se utilizó el diámetro del agitador helicoidal, bajo la premisa de que dicho impulsor es el responsable principal del mezclado en el interior del tanque.

4.3.2.1. EFECTO DE LA REOLOGÍA SOBRE EL TIEMPO DE MEZCLADO

Los tiempos de mezclado obtenidos con fluidos de baja viscosidad (agua y solución de xantana al 0.1% Pa s) fueron muy similares para las geometrías estudiadas. Es decir, los valores de $N \cdot t_m$ permanecieron en el rango de 10.5 a 14 (Tabla 4.5). Este comportamiento se explica por la similitud en los patrones de flujo, es decir, bajo las condiciones de agitación existe un comportamiento muy similar entre los patrones de flujo generados por las turbinas. De hecho, Mishra y Joshi (1993), estudiando las turbinas Smith y Rushton individuales, reportan que los patrones de flujo de ambas turbinas son muy similares cuando la velocidad de rotación es elevada.

Tabla 4.5. Influencia del tipo de fluido en el tiempo de mezclado con los sistemas duales bajo dos condiciones de agitación.

Geometría	N_T / N_H [rpm/rpm]	Fluido	m, μ [Pa s ² , Pa s]	n [-]	t_m [s]	$N \cdot t_m^*$ [-]
TR/H	450/45	Xantana 1.0%	12.767	0.14	297	222.8
TR/H	600/60	Xantana 1.0%	12.767	0.14	149	149.0
TS/H	450/45	Xantana 1.0%	12.767	0.14	1 227	920.3
TS/H	600/60	Xantana 1.0%	12.767	0.14	1 030	1 030.0
TR/H	450/45	Xantana 0.5%	4.377	0.19	72	54.0
TR/H	600/60	Xantana 0.5%	4.377	0.19	56	56.0
TS/H	450/45	Xantana 0.5%	4.377	0.19	73	54.8
TS/H	600/60	Xantana 0.5%	4.377	0.19	49	49.0
TR/H	450/45	Xantana 0.1%	0.316	0.38	14	10.5
TR/H	600/60	Xantana 0.1%	0.316	0.38	11	11.0
TS/H	450/45	Xantana 0.1%	0.316	0.38	16	12.0
TS/H	600/60	Xantana 0.1%	0.316	0.38	14	14.0
TR/H	450/45	Glucosa	0.500	1.00	200	150.0
TR/H	600/60	Glucosa	0.500	1.00	37	37.0
TS/H	450/45	Glucosa	0.500	1.00	446	334.5
TS/H	600/60	Glucosa	0.500	1.00	424	424.5
TS/H	450/45	Agua	0.001	1.00	14	10.5
TS/H	600/60	Agua	0.001	1.00	11	11.0

*Se considera para el cálculo la velocidad del agitador helicoidal

Al comparar los tiempos de mezclado obtenidos con las soluciones de xantana se aprecia que, como era de esperarse, existe un incremento en producto $N \cdot t_m$ a medida que la

concentración del polímero aumenta. Diversos trabajos han reportado este tipo de comportamiento para otras geometrías (Micheau *et al.*, 1995, Saito *et al.*, 1992). Las diferencias encontradas en el presente trabajo se presentan en la Tabla 4.5. A manera de ejemplo, se tiene que con la geometría TR/H, la diferencia de los tiempos de mezclado con los fluidos extremos (0.1 y 1.0% de xantana) es muy significativa: con solución diluida se requiere menos del 10% del tiempo requerido con la solución de mayor concentración.

Por otra parte, cuando la viscosidad aumenta, tanto para fluidos newtonianos como no-newtonianos, la diferencia entre los sistemas duales se hace evidente. El sistema dual basado en turbina Rushton presenta tiempos de mezclado menores a los obtenidos con el sistema dual que posee la turbina Smith. Por ejemplo, para la solución de glucosa estudiada y mismas condiciones de agitación, el sistema TS/H requirió entre un 123 y 1150% más de tiempo que el sistema TR/H (Tabla 4.5). La explicación posible a este hecho es que la turbina Smith produce un menor desplazamiento de fluido en la dirección axial y por tanto el tiempo de mezclado se incrementa por la incorporación con retraso del fluido de la región de la parte inferior del tanque a la circulación general del vaso.

4.3.2.2. INFLUENCIA DE Re Y Q SOBRE $N \cdot t_m$ EN FLUIDOS NEWTONIANOS

El producto $N \cdot t_m$ para fluidos de baja viscosidad (agua) permanece prácticamente constante en el rango de $25,670 < Re < 34,220$. (Figura 4.50). Así, para el sistemas TS/H bajo régimen turbulento, puede definirse a $N \cdot t_m = 10.4$. Esta tendencia de que el producto $N \cdot t_m$ se mantenga como una constante en el régimen turbulento ha sido reportada por diferente autores, tal es el caso de Johada y Machon (1994) quienes trabajaron con diferentes sistemas: 2 y 3 turbinas (Rushton y PBT con $21,000 < Re < 50,415$) y 4 turbinas Rushton ($2,700 < Re < 50,415$). Datos similares fueron reportados por Micheau *et al.* (1995), quienes presenta los tiempos de mezclado obtenidos con un sistema de doble agitador helicoidal empleando agua como fluido de trabajo. De acuerdo a los valores de t_m presentados, se observa que para el rango de $80,000 < Re < 130,000$, $N \cdot t_m$ permanece constante.

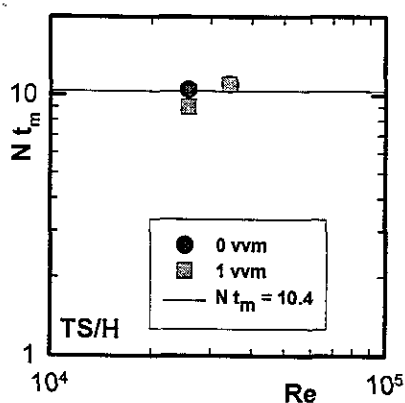


Figura 4.50. Tiempos de mezclado en agua bajo condiciones aeradas y no aeradas con el sistema dual TS/H.

Al cambiar el agua por un fluido más viscoso, como es la solución de glucosa estudiada (0.5 Pa s), se tiene una reducción considerable de Re , lo cual hace que el proceso pase de la región turbulenta a la de transición. En el rango de operación estudiado ($70 < Re < 93$) y para condiciones no aeradas, el sistema TR/H muestra una disminución de $N \cdot t_m$ con el aumento de Re , en cambio la geometría TS/H presenta un incremento (Figura 4.51). Como se ha reportado en la literatura para diversas geometrías (Chavan *et al.*, 1975; Masiuk y Lacki, 1993; Rzycki, 1993), este comportamiento de disminución de $N \cdot t_m$ con un incremento de Re es lo más frecuente. De hecho Brito-De la Fuente (1992) reporta que, para un tanque con agitador helicoidal de las mismas dimensiones que el utilizado en este trabajo, existe una disminución de $N \cdot t_m$ para valores de $Re > 40$ tanto para fluidos newtonianos como no newtonianos.

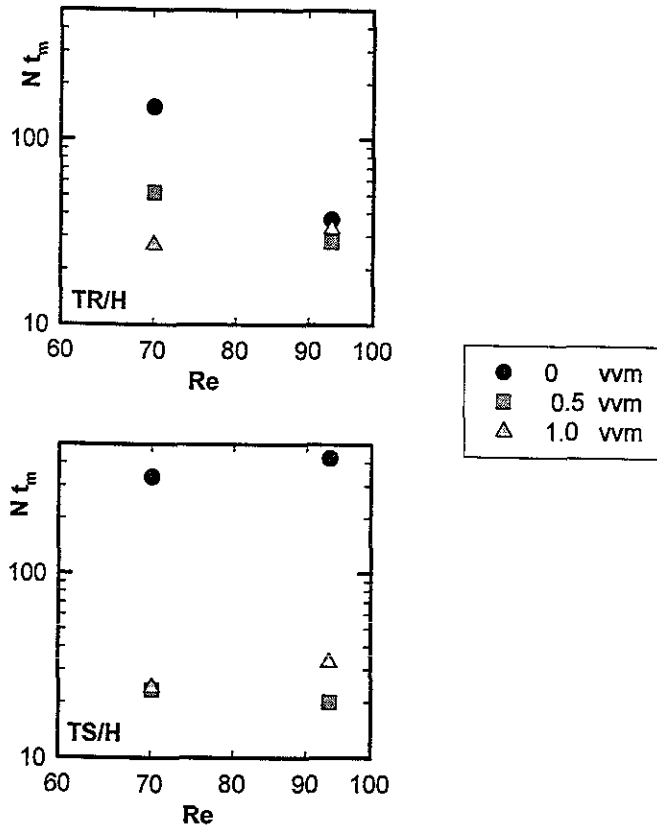


Figura 4.51. Comparación del tiempo de mezclado de las geometrías duales bajo diferentes condiciones de gaseo en una solución newtoniana de glucosa (0.5 Pa s).

El incremento de $N \cdot t_m$ con Re , en condiciones no aereadas, empleando la geometría TS/H a pesar de parecer atípico, es similar a los resultados obtenidos por Novák y Rieger (1975) quienes trabajaron con agitadores helicoidales. De acuerdo con los datos presentados por dichos autores, cuando se aumenta el Re en el rango de $30 < Re < 100$ se presenta un incremento $N \cdot t_m$, lo cual es seguido por una disminución para $Re > 100$. De la misma forma, Takahashi *et al.* (1988) encontraron que, para agitadores helicoidales y fluidos pseudoplásticos ($0.69 < n < 0.83$), al incrementar Re el tiempo de mezclado adimensional incrementa ligeramente hasta un valor crítico a partir del cual $N \cdot t_m$ disminuye. Los valores de Re críticos se reportan entre 1 y 10.

La aereación modifica considerablemente $N \cdot t_m$ cuando se emplean fluidos con viscosidad elevada. En el caso del sistema TR/H, la reducción conduce a tiempos de mezclado

de entre el 18 y el 89% de los tiempos de mezclado bajo condiciones no gaseadas. En el caso de TR/H la reducción es aún más pronunciada, es decir, se requiere sólo del 4.7 al 7.8% del tiempo utilizado en condiciones no aereadas (Figura 4.51).

Para explicar los fenómenos anteriores, se puede hacer uso de la terminología propuesta por Mann (1986) relativa a los patrones de flujo, la cual fue citada por Vasconcelos *et al.* (1995) en su trabajo de sistemas multi-turbinas. Cuando el tanque se encuentra “*dominado por el agitador*” cualquier incremento de la velocidad de aereación afecta la agitación mecánica sin compensación de la agitación neumática. En cambio, cuando el tanque es “*dominado por el flujo de gas*”, se observa que cualquier incremento en el flujo del gas favorece al mezclado, e incluso existe un punto tal en que la circulación se ve abruptamente favorecida cuando el impulsor se inunda (Smith *et al.*, 1987). Existe también una “*condición intermedia*” en la cual los efectos negativos del bombeo de aire se ven contrarrestados por los efectos positivos sobre el flujo axial del fluido.

Además, conviene recordar que los experimentos se realizaron bajo condiciones de dispersión, es decir, el aire recibido por las turbinas fue dispersado proyectándose hacia las paredes del tanque en donde se incorpora al patrón de flujo impuesto por el agitador helicoidal y de esta forma asciende por las paredes del tanque. Situación un tanto semejante a la reportada por Hsu y Huang (1997) quienes señalan que, bajo condiciones de dispersión de un sistema dual de turbinas PBT con baffles angostos, el aire asciende después de dispersarse por las paredes del tanque. Considerando lo anterior, los patrones de flujo impuestos por las geometrías híbridas estudiadas en este trabajo, bajo las condiciones de dispersión de gas, son “*dominados por la agitación mecánica y favorecidos por la aereación*”.

Como se ilustra en la Figura 4.51, la reducción de $N \cdot t_m$ más importante con el sistema TR/H se tiene a un $Re=70$. En este caso, la circulación se ve favorecida por un incremento en el gasto de aire, pero no porque el impulsor esté inundado, sino debido a que el aire potencia el patrón de flujo promovido por el agitador helicoidal, por las razones antes expuestas. En cambio cuando la velocidad de agitación se aumenta ($Re=93$), el patrón de flujo está prácticamente dominado por el flujo impuesto por el sistema de agitación, de modo que no existe influencia de la velocidad de aereación sobre $N \cdot t_m$.

Por otra parte, para el sistema TS/H se observa que bajo condiciones de no aereación, la reducción de $N \cdot t_m$ se da para los dos valores de Re estudiados. Recordemos que bajo condiciones gaseadas, TS/H favorece una mayor dispersión de gas que TR/H. En cambio, bajo condiciones no gaseadas, TR/H favorece una mejor circulación que TS/H (Tabla 4.5). Como se mencionó líneas arriba, el patrón de flujo en el tanque se encuentra dominado por la agitación mecánica y favorecido por la aereación. Así, en virtud de que la dispersión de gas es mayor con TS/H, se esperaría que la circulación se vea más favorecida por la aereación. Esto queda de manifiesto en la Figura 4.51, donde $N \cdot t_m$ de TS/H reduce hasta el equivalente de 1/13 a 1/20 del correspondiente valor de condiciones no gaseadas. Bajo las mismas condiciones, TR/H reduce el valor de $N \cdot t_m$ de manera menos significativa, es decir de 1/5 a 9/10 de lo requerido bajo condiciones no aereadas.

4.3.2.3. INFLUENCIA DE Re Y Q SOBRE Nt_m EN FLUIDOS NO-NEWTONIANOS

Antes de presentar los resultados de tiempo de mezclado correspondientes a los fluidos no newtonianos, conviene hacer algunas observaciones relativas al número de Reynolds utilizado en el análisis. Debido a las limitantes experimentales, no fue posible evaluar el consumo de potencia para el sistema dual con $N_T/N_H=10$, por lo que no fue posible determinar una viscosidad de proceso que permitiera evaluar un Re efectivo. De modo que se decidió utilizar el Re_{gen} para esta parte del análisis. Así el Re utilizado está dado por la Ecuación (1.9):

$$Re_{gen} = \frac{\rho N^{2-n} d^2}{m}$$

Esta situación puede conducir a que exista una sub o sobre estimación de Re . Para estos experimentos se utilizaron soluciones de goma xantana ($0.14 < n < 0.38$; $0.316 < m [\text{Pa} \cdot \text{s}^n] < 12.767$).

En la Figura 4.52 se presentan la variación de los de $N \cdot t_m$ como una función de Re_{gen} para la geometría de TR/H. Como puede observarse para las condiciones de 0 vvm, el comportamiento es el típico observado para un régimen de transición (Chavan *et al.*, 1975), es decir $N \cdot t_m$ reduce a medida de que aumenta Re . En ese sentido, los valores de Re_{gen} parecería que están subestimados, ya que la disminución se manifiesta incluso en la región laminar (Re_{gen}

<10). Bajo esas mismas las condiciones de no aereación (0 vvm), obviamente la circulación está controlada por la agitación mecánica.

Cuando se utiliza aereación, se observa la presencia de un valor máximo de $N \cdot t_m$ a valores de Re_{gen} entre 4.5 y 8 para 0.5 vvm y entre 2.7 y 4.5 para 1.0 vvm (Figura 4.52). Este comportamiento es similar al reportado por Takahashi *et al.*(1988), para agitadores helicoidales y fluidos pseudoplásticos ($0.69 < n < 0.83$), quienes encontraron valores de Re críticos 1 y 10. De la misma forma Micheau *et al.*(1995) reportaron un valor máximo de $N \cdot t_m$ con un Re alrededor de 100, obtenidos con fluidos pseudoplásticos bajo aereación a 0.89 vvm. En nuestro caso, parecería que las modificaciones en las propiedades reológicas debidas a la hidrodinámica y la aereación se combinan de tal forma que provocan que exista una competencia entre la circulación promovida por los impulsores y la debida a la aereación. Como consecuencia de lo anterior se obtiene el incremento de $N \cdot t_m$ antes referido.

En el caso del sistema TS/H se tiene que también se presenta una reducción de $N \cdot t_m$ con un incremento de Re (Figura 4.53), aún a valores de $Re < 10$, lo cual hace suponer que también dichos puntos se encuentran en la región de transición y por tanto se tiene una subestimación del Re .

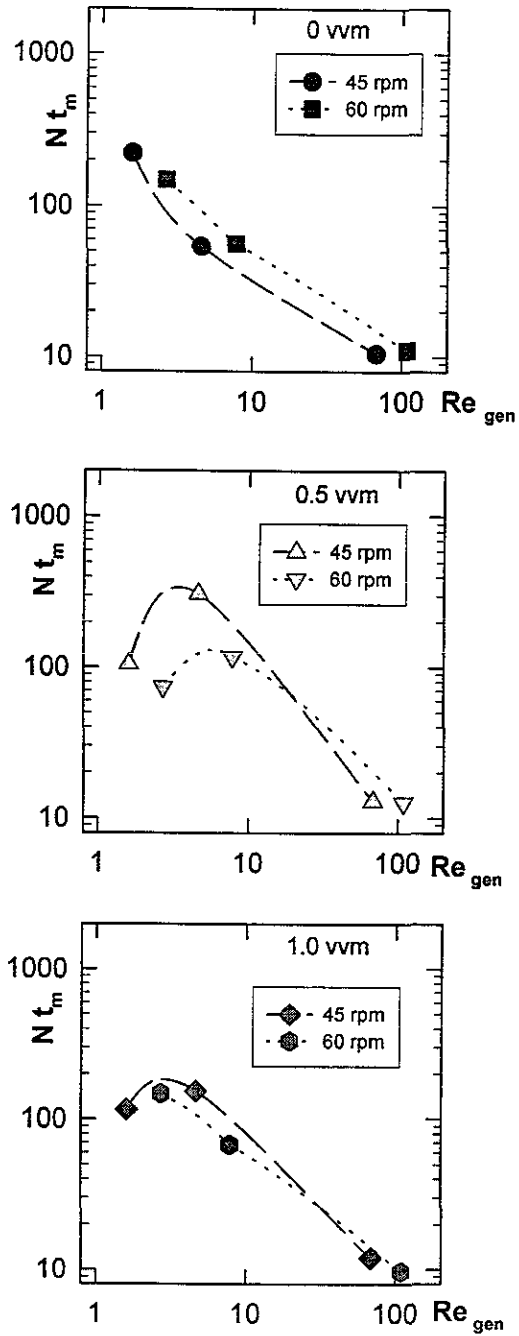


Figura 4.52. Comparación del tiempo de mezclado para el sistema TR/H ($N_{TR}/N_H=10$) bajo diferentes condiciones de aereación. Las velocidades señaladas corresponden a la velocidad del agitador helicoidal.

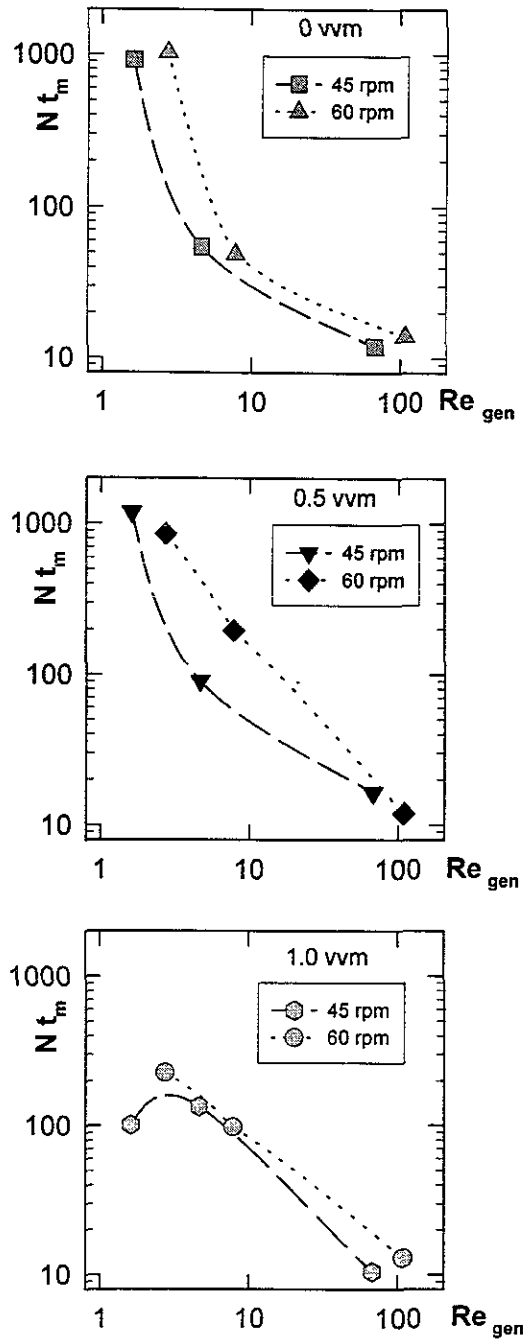


Figura 4.53 Comparación del tiempo de mezclado para el sistema TS/H ($N_{TS}/N_H=10$) bajo diferentes condiciones de aereación. Las velocidades señaladas corresponden a la velocidad del agitador helicoidal.

La competencia entre los flujos promovidos por la aereación y la agitación mecánica también se presenta con la geometría TS/H. Nótese que para valores de $Re < 10$ a 0.5 vvm existe, en la mayoría de los casos, un incremento de $N \cdot t_m$ en comparación con el caso no aereado (Figura 4.53). Este hecho hace suponer que la agitación está dominada por la agitación mecánica y por ende la aereación incrementa $N \cdot t_m$.

Por otra parte, el sistema TS/H, bajo condiciones de 1.0 vvm, presenta una valor máximo entre un Re de 2.7 y 8 . Esta tendencia es similar a la del sistema TR/H (0.5 y 1.0 vvm) y a los trabajos antes referidos de Takahashi *et al.* (1988) y Micheau *et al.* (1995).

Al comparar el desempeño de los dos sistemas duales, se observó que los tiempos de mezclado obtenidos con TR/H son, en su mayoría, menores a los obtenidos con TS/H, sobre todo para el caso no aereado y de 0.5 vvm. Bajo las mismas condiciones de agitación y aereación, el tiempo requerido por TR/H está entre el 8.6 y 78% del tiempo requerido por TS/H.

Finalmente, conviene destacar que los valores de $N \cdot t_m$ obtenidos con $Re > 65$ poseen órdenes de magnitud semejantes y prácticamente son independientes de la velocidad de aereación y de la geometría. El promedio de $N \cdot t_m$ para dichos experimentos es de 12.3 , con valores extremos de 9.8 y 16.5 . Si dichos valores se comparan además con los obtenidos con agua (Figura 4.50), es decir, $N \cdot t_m = 10.4$, puede verse que los valores son muy semejantes. Por esta otra razón, de nueva cuenta podría decirse que los números de Reynolds están subestimados.

Algunas de las conclusiones directas de esta parte del estudio indican que el tiempo de mezclado es menor al 35% del tiempo de mezclado requerido por los impulsores individuales. Bajo las condiciones de operación que garantizan dispersión de aire y macromezclado, se observa que, para fluidos de baja viscosidad, el tiempo de mezclado adimensional ($N \cdot t_m$) para los sistemas propuestos (TR/H y TS/H) es prácticamente una constante (12.3 para xantana 0.1% y 10.4 para agua) que no depende ni de la geometría, ni de la velocidad de aereación ($0 \leq vvm \leq 1.0$).

En el caso de los fluidos no newtonianos los tiempos de mezclado son menores con TR/H que con TS/H. Además, existe una subestimación del Re , ya que se observan comportamientos característicos de régimen de transición aún para valores de $Re < 10$. Es decir, existe una disminución de $N \cdot t_m$ con incremento de Re . En ese sentido, es necesario realizar

mayores esfuerzos para la definición de un Re efectivo, el cual incorpore los cambios ocasionados en la velocidad de cizalla del sistema híbrido dual.

Por otra parte, bajo condiciones de aereación se detectaron incrementos de $N \cdot t_m$ seguidos de una disminución (valores máximos) con aumento de Re , lo cual se atribuye a que, bajo ciertas condiciones de operación, existe una dominancia del flujo impuesto por el agitador con una posible competencia del patrón de flujo producido por la aereación.

5. CONCLUSIONES

Los resultados obtenidos mostraron que el consumo de potencia del sistema híbrido formado por la turbina Rushton y el agitador helicoidal, girando de manera constante a una relación de velocidades de $N_{TR}/N_H=6.2$, no es igual a la suma de los consumos de potencia de los impulsores individuales. Mientras el valor de K_p del sistema híbrido fue de 340.45, el de la turbina Rushton fue de 72 y el del agitador helicoidal fue de 138.8. Por otra parte, el consumo de potencia no-newtoniano se determinó como una función del índice de flujo de los fluidos estudiados. Con base a lo anterior, se estableció una correlación única adimensional de consumo de potencia, para los fluidos pseudoplásticos estudiados. La influencia de las condiciones de aereación en el rango de 0 a 1.8 vvm no fue muy marcada, siendo el incremento del número de Froude el que más contribuye a la disminución del consumo de potencia aereada. Además, para las condiciones de operación de $N_{TR}/N_H=6.2$ y bajos números de Reynolds, se detectaron zonas segregadas en la parte inferior del tanque.

Las condiciones de operación óptimas para el sistema híbrido dual propuesto fue de $N_T/N_H=10$. Cuando la relación de velocidades fue tomada como $N_T/N_H<10$, la dominancia del patrón de flujo se dió por el agitador helicoidal observándose algunas zonas segregadas en la parte inferior del tanque. A valores $N_T/N_H>12$, el patrón de flujo fue impuesto por la turbina, formando un patrón de flujo tal, que era poco alterado por el patrón de flujo generado por el agitador helicoidal, observándose zonas no muy bien mezcladas en la parte superior del tanque. En cambio cuando se mantuvo una relación de velocidades $N_T/N_H=10$, el patrón de flujo en el interior del tanque mantuvo un intercambio de fluido a lo largo de todo el tanque.

En el caso de los fluidos de baja viscosidad, es posible reducir el tamaño del vórtice, esto se logra con la introducción en el sistema del agitador helicoidal estático, en lugar de baffles. Además la eliminación del vórtice se puede lograr de dos formas: 1) bajo condiciones

no aereadas, operando el agitador helicoidal en sentido de giro contrario al sentido de giro de la turbina a una relación de $N_T/N_H = 10$ y 2) para condiciones gaseadas la simple introducción del agitador helicoidal estático.

Los experimentos mostraron que las condiciones que favorecen la dispersión del aire en los fluidos estudiados se dieron para $N_T > 450$ rpm. Al operar el sistema dual a una relación de velocidades de $N_T/N_H = 10$, la dispersión se vió favorecida. Por otra parte, la turbina Smith presentó una mejor dispersión en todos los casos analizados.

El tiempo de mezclado de las geometrías duales es menor al 35% del tiempo de mezclado requerido por los impulsores individuales. Dichos valores muestran que las geometrías propuestas son potencialmente útiles en los procesos que demanden valores bajos de tiempos de mezclado.

Bajo las condiciones de operación que garantizan dispersión de aire y macromezclado, se observa que, para fluidos de baja viscosidad, el tiempo de mezclado adimensional ($N \cdot t_m$) para los dos sistemas propuestos (TR/H y TS/H) es prácticamente una constante, siendo 12.3 para xantana 0.1% y 10.4 para agua. Es decir, para dicho régimen, $N \cdot t_m$ no depende ni de la geometría, ni de la velocidad de aereación ($0 \leq vvm \leq 1.0$).

En el caso de los fluidos no newtonianos se observa un comportamiento característico del régimen de transición, aún para valores de $Re < 10$. Es decir, existe una disminución de $N \cdot t_m$ con incremento de Re . En ese sentido, es necesario realizar mayores esfuerzos para la definición de un Re efectivo, el cual incorpore los cambios ocasionados en la velocidad de cizalla del sistema híbrido dual. Además, bajo condiciones de aereación se detectaron incrementos de $N \cdot t_m$ seguidos de una disminución (presencia de valores máximos) con aumento de Re , lo cual se atribuye a que, bajo ciertas condiciones de operación, existe una dominancia del flujo impuesto por el agitador con una competencia del patrón de flujo producido por la aereación.

Los tiempos de mezclado obtenidos con TR/H son, en su mayoría, menores a los obtenidos con TS/H, sobre todo para el caso no aereado y de 0.5 vvm. Bajo las mismas condiciones de agitación y aereación, el tiempo requerido por TR/H está entre el 8.6 y 78% del tiempo requerido por TS/H. Es conveniente señalar que las comparaciones de los tiempos de mezclado de los sistemas TR/H y TS/H se hicieron a mismas condiciones de agitación, en términos de velocidad rotacional. En este sentido, pudiera resultar que al comparar ambas

6. RECOMENDACIONES PARA INVESTIGACIONES FUTURAS

Si bien las conclusiones anteriores permiten avanzar en la caracterización de la nueva geometría híbrida propuesta, aún es necesario profundizar en el conocimiento de algunos aspectos tales como el consumo de potencia bajo las condiciones de proceso óptimas, es decir, para una relación de velocidades de $N_T/N_H=10$. Dicho parámetro, permitirá la comparación del desempeño de dicha geometría con otros sistemas reportados en la literatura, ya sea utilizando el concepto de energía de mezclado o bien la relación de potencia consumida/volumen del tanque.

La definición de un Re efectivo para el tratamiento del caso no newtoniano con una relación de velocidades de agitación de $N_T/N_H=10$ sigue siendo un aspecto a desarrollar. De modo que sea posible obtener una curva única adimensional útil en el diseño de procesos que evolucionan con el tiempo. En este sentido, el primer paso podría darse utilizando la simulación numérica, sobre todo con el código numérico probado con éxito en la literatura para el sistema dual con $N_{TR}/N_H=6.2$ (POLY-3D^{MR}, Rheotech Inc.). La simulación numérica podría contribuir también al conocimiento más preciso de los patrones de flujo toda vez que permite la visualización de los mismos con mayor detalle.

Indudablemente que la cuantificación de la transferencia gas-líquido es otro de los trabajos a realizar, sobre todo para compararlo con otros arreglos de impulsores. En este aspecto, dentro de nuestro grupo de investigación se tienen ya algunos avances.

Otro de los aspectos a desarrollar en trabajos futuros es el estudio de la formación de cavidades en la presencia de los dos agitadores. Aquí habría que definir el papel que juega el bombeo del agitador helicoidal en el proceso y sobre todo en la definición del Fr mínimo para la formación de cavidades y los límites de la región de carga e inundación.

Ahora bien, en el campo de las fermentaciones, esta geometría tiene un reto a vencer, probar que el macromezclado logrado con el agitador helicoidal de la geometría dual, es más favorable para el desarrollo microbiano que aquel promovido por los agitadores múltiples basados en impulsores remotos.

Sea pues el beneficio de la duda que impulse a la búsqueda de nuevos retos.

7. REFERENCIAS

- Abrardi, V., Rovero, G., Baldi, G., Sicardi, S. y Conti, R. Hydrodynamic of a gas-liquid reactor stirred with a multi-impeller system. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **68** Part A, 516-522 (1990).
- Bakker, A. y Van den Akker, H.E.A. The use of profiled axial flow impellers in gas-liquid reactors. *I.Chem.E. Symp. Ser. No.* 121, 153-166 (1990).
- Bakker, A y Van den Akker, H.E.A. Single-phase flow in stirred reactors. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **72** (A4) 583-593 (1994).
- Bakker, A. y Gates, L.E. Properly choose mechanical agitators for viscous liquids. *Chem. Eng. Prog.*, 25-34 december (1995).
- Bakker, A., Laroche, R.D., Wang, M.H. y Calabrese, R.V. Sliding mesh simulation of laminar flow in stirred reactors. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **75** Part A, 42-44 (1997).
- Ballica, R., Ryu, D.D.Y., Powell, R.L., Owen, D. Rheological properties of plant cell suspensions. *Biotechnol Prog.*, **8**, 413-420 (1992).
- Baudou, C., Pouzet, S., Xuereb, C., Costes, J., Bertrand, J. Flow patterns and mixing time in stirred vessels with two downwards pumping propellers. *Inst. Chem. Eng Symp. Ser. No.* 136, 423-430 (1994).
- Bell, R.L. Experimental determination of residence time distributions on commercial scale distillation trays using a fiber optic technique. *AIChE. J.*, **18** (3), 491- 497 (1972).
- Bird, R.B., Armstrong, R.C., y Hassager, O. "Dynamic of polymeric liquids. Vol. 1. Fluid mechanics". John Wiley and Sons, New York (1977).
- Bourne, J.R. y Butler, H. An analysis of the flow produced by helical ribbon impellers. *Trans.Inst. Chem. Eng.*, **47**, T11-T17 (1969).
- Bourne, J.R., Zurita, E.P., Heinzle, E. Bioreactor scale-up for the oxygen-sensitive culture *Bacillus subtilis*: the influence of stirrer shaft geometry. *Biotechnol. Prog.*, **8**, 580-582 (1992).
- Brennan, D.J. y Lehrer, I.H. Impeller mixing in vessels experimental studies on the influence of some parameters and formulation of a general mixing time. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **54**, 139-152 (1976).
- Brito-De la Fuente, E., Leuliet, J.C., Choplin, L. y Tanguy, P.A. Mixing and circulation times in rheologically complex fluids. *Inst. Chem. Eng. Symp. Ser. No.* 121, 75-96 (1990).
- Brito-De La Fuente, E., Leuliet, J.C., Choplin, L., y Tanguy, P.A. On the role of elasticity on mixing with a helical ribbon impeller. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **69**, Part A, 324-331 July (1991).
- Brito-De La Fuente, E. Mixing of rheological complex fluids with helical ribbon and helical screw ribbon impellers. Ph. D. Thesis. Université Laval, Québec, Canada. 292 p. (1992).

- Brito-De La Fuente, E., Leuliet, J.C., Choplin, L., y Tanguy, P.A. On the effect of shear thinning behaviour on mixing with a helical ribbon impeller. *En Process Mixing: Chemical and Biochemical Applications*, G.B. Tatterson and R. Calabrese (Eds.), *AIChE Symp. Ser.*, **88** (286), 28-32 (1992).
- Brito-De la Fuente, E., Choplin, L., Tecante, A. y Tanguy, P.A. Influence of rheology on ungassed and gassed power consumption in stirred vessels equipped with helical impellers. *En Gallegos, C. (Ed.), Guerrero, A., Muñoz, J. y Berjano, M. (Co-Eds.). Proc. IV European Conference. Progress and Trends in Rheology IV*, 272-274 (1994).
- Brito-De La Fuente, E., Espinosa-Solares, T., Tecante, A., Thibault, F. y Tanguy, P.A. Mixing non-Newtonian fluids under gassed and non-gassed conditions with a double geometry impeller. *Récents Progrès en Génie des Procédés*, **11** (5), 153-160 (1997a).
- Brito-De la Fuente, E., Choplin, L. y Tanguy, P.A. Mixing with helical ribbon impellers: Effect of highly shear thinning behaviour and impeller geometry. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **75** Part A, 45-52 (1997b).
- Bruijn, W., van't Riet, K y Smith, J.M. Power consumption with aerated Rushton turbines. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **52**, 88-105 (1974).
- Bujalski, W., Amanullah, A., Schmitz, R. y Nienow, A.W. A comparison of torque fluctuations and gassed power characteristics for a range of radial flow impeller in water. *Inst. Chem. Eng. Symp. Ser. No. 140*, 315-326 (1996).
- Calderbank, P.H. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **36**, 457 (1958). Citado por Michel, B.J. y Miller, S.A. Power requirements of gas-liquid agitated systems. *AIChE J.*, **8** (2), 262-266 (1962).
- Chang, T.P. E. I. du Pont de Nemours & Co., Savannah River Laboratory, Report No.: DP 1721, April (1986). Citado por Tatterson, G.B. "Fluid Mixing and Gas Dispersion in Agitated Tanks", McGraw-Hill, (1991).
- Chapple, D. y Kresta, S. The effect of geometry on the stability of flow patterns in stirred tanks. *Chem. Eng. Sci.*, **49** (21), 3651-3660 (1994).
- Chavan, V.V. y Mashelkar, R.A. Mixing of viscous Newtonian and non-Newtonian fluids. *En Advances in transport processes*. Mujundjar, A.S.(Ed), Vol I, 210-252 (1980).
- Chavan, V.V., Arumugan, M., Ulbrecht, J. On the influence of liquid elasticity on mixing in a vessel agitated by a combined ribbon-screw impeller. *AIChE J.*, **21**(3), 613-615 (1975a).
- Chavan, V.V., Ford, D.E., y Arumugan, M. Influence of rheology on circulation, mixing and blending. *Can. J. Chem. Eng.*, **53**, 628-635 (1975b).
- Chavarría Hernández, N., Tecante, A., Brito de la Fuente, E. y Tanguy, P.A. Gas liquid mass transfer in Newtonian and non-Newtonian liquids in a stirred tank agitated with a dual turbine-helical ribbon impeller. *CHISA '96. 12th International Congress of Chemical and Process Engineering*. Praha, Czech Republic. August (1996).
- Chiampo, F., Guglielmetti, R., Manna, L. y Conti, R. Gas-liquid mixing in a multiple impellers stirred vessel. *Proc. Mixing VII*, KVI, Belgium, 333-341 (1991).
- Collias, D.J. y Prud'Homme, R.K. The effect of fluid elasticity on power consumption and mixing times in stirred tanks. *Chem. Eng. Sci.*, **40** (8), 1495-1505 (1985).
- Danckwerts, P.V. The definition and measurement of some characteristics of mixtures. *Appl. Sci. Res. Sect. A.*, **3**, 279-296 (1953).

- Dankwerts, P.V. The effect of incomplete mixing on homogeneous reactions. *En "Chemical Reaction Engineering"* (First European Symposium on Chemical Engineering). Pergamon Press. (1957).
- Deák, A., Havas, G., Sawinsky, J. The power requirements for anchor, ribbon and helical-screw agitators. *Int. Chem. Eng.*, 25(3), 558-565 (1985).
- Drevetton, E., Monot, F., Ballerini, D., Lecourtier, J. y Choplin, L. Effect of mixing and mass transfer conditions on gellan production by *Auromonas elodea*. *J. Ferment. Bioeng.*, 77 (6), 642-649 (1994).
- Dunlop, E.H., Namdev, P.K., Rosemberg, M.Z. Effect of fluid shear forces on plant cell suspensions. *Chem. Eng. Sci.*, 49 (14), 2263-2276 (1994).
- Edwards, M.F. Mixing in fluids in stirred tanks. *En "Mixing in the process industries"*. Harnby, N., Edwards, M.F. y Nienow, A.W. (Eds). Butterworths (1985).
- Edwards, M.F. y Baker, M.R. A review of liquid mixing equipment. *En "Mixing in the process industries"*. Harnby, N., Edwards, M.F. y Nienow, A.W. (Eds). Butterworths (1992).
- Elson, T.P. X-Ray flow visualization of flow patterns during the mixing of yield stress, newtonian and dilatant fluids. *Chem. Eng. Comm.*, 94, 143-158 (1990).
- Espinosa-Solares, T., Brito de la Fuente, E., Tecante, A. y Tanguy, P.A. Power consumption of a dual turbine-helical ribbon impeller mixer in ungasged conditions. *Chem. Eng. J.*, 67, 215-219 (1997).
- Ford, D.E., Mashelkar, R.A. y Ulbrecht, J. Mixing times in Newtonian and non-Newtonian fluids. *Process Tech. Int.*, 17(10), 803-807 (1972).
- Foust, H.C., Mack, D.E. y Rushton, J.H. *Ind. Eng. Chem.*, 36, 517 (1944). Citado por Michel, B.J. y Miller, S.A. Power requirements of gas-liquid agitated systems. *AIChE J.*, 8 (2), 262-266 (1962).
- Freytmuth, P. Flow visualization in fluid mechanics. *Rev. Sci. Instrum.*, 64(1), 1-18 (1993).
- Galindo, E. y Nienow, A.W. Mixing of highly viscous simulated xanthan fermentation broths with the Lightnin A-315 impeller. *Biotechnol. Prog.*, 8, 233-239 (1992).
- Galindo, E. y Nienow, A.W. Performance of the Scaba 6SRGT agitator in mixing of simulated xanthan gum broths. *Chem. Eng. Technol.*, 16, 102-108 (1993).
- Galindo, E., Argüello, M.A., Velasco, D., Albtiel, V., Martínez, A. A comparison of cavern development in mixing a yield stress fluid by a Rushton and Intermig impellers. *Chem. Eng. Technol.*, 19, 315-323 (1996).
- Geese, W. D. *Zuckerind*, 58, 623, 639 (1933). Citado por Kramers, H., Baars, G.M. y Knoll, W.H. A comparative study on the rate of mixing in stirred tanks. *Chem. Eng. Sci.*, 2, 35-42 (1953).
- Greaves, M. y Kobbacy, K.A.H. Power consumption and impeller dispersion in gas-liquid mixing. *Inst. Chem. Eng. Symp. Ser. No. 64*, L1-L33. (1981).
- Harvey III, A.D., Lee, C.K. y Rogers, S.E. Steady-state modelling and experimental measurement of a baffled impeller stirred tank. *AIChE J.*, 41 (10), 2177-2186 (1995).
- Henzler, H.J. y Obernosterer, G. Efect of mixing behaviour on gas-liquid mass transfer in highly viscous, stirred non-Newtonian liquids. *Chem. Eng. Technol.*, 14, 1-10 (1991).
- Herbst, H., Schumpe, A., Deckwer, W.D. Xanthan production in stirred tank fermenters: oxygen transfer and scale-up. *Chem. Eng. Technol.* 15, 425-434. (1992).

- Hiby, J.W. Definition and measurement of the degree of mixing in liquid mixtures. *Int. Chem. Eng.*, **21** (2), 197-204 (1981).
- Hirata, Y., Nienow, A.W. y Moore, I.P.T. Estimation of cavern sizes in a shear-thinning plastic fluid agitated by a Rushton turbine based on LDA measurements. *J. Chem. Eng. Jpn.*, **27** (2), 235-237 (1994).
- Hirata, Y. y Aoshima, Y. Formation and growth of cavern in yield stress fluids agitated under baffled and non baffled conditions. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **74**, 438-444 (1996).
- Ho, C.H., Henderson, K.A., Rorrer, G.L. Cell damage and oxygen mass transfer during cultivation of *Nicotiana tabacum* in a stirred-tank bioreactor. *Biotechnol. Prog.*, **11**, 140-145 (1995).
- Höcker, H., Langer, G. y Werner, U. Power consumption of stirres in non-Newtonian liquids. *Ger. Chem. Eng.*, **4**, 113-123 (1981).
- Hoogendoorn, C. J., den Hartog, A.P. Model studies on mixers in the viscous flow region. *Chem. Eng. Sci.*, **22**, 1689-1699 (1967).
- Hool, K. Mixing time measurd using a recyclable electrochemically generated chromophore. *AIChE J.*, **38**(3), 473-476 (1992).
- Horio, M. y Kuroki, H. Three-dimensional flow visualization of dilutely dispersed solids in bubbling and circulating fluidized beds. *Chem. Eng. Sci.*, **49** (15), 2413-2421 (1994).
- Houcine, I., Marcant, B., Vivier, H., Plasari, E., Davis, R., y Villermaux, J. Comparison of mixing action of several stirrers by laser sheet visualization and imagen processing. *Inst. Chem. Eng. Symp. Ser. No. 136*, 136-104 (1994).
- Hsu, Y.C. y Huang, K.F. Effects of geometrical factors on liquid mixing in a gas-induced agitated tank. *J. Chem. Tech. Biotechnol.*, **68**, 222-228 (1997).
- Hudcova, V., Machon, V. y Nienow, A.W. Gas-liquid dispersion with dual Rushton turbine impellers. *Biotech. Bioeng.*, **34**, 617-628 (1989).
- Ibrahim, S. y Nienow, A.W. Power courves and flow patterns for a range of impellers in Newtonian fluids: $40 < Re < 5 \times 10^5$. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **73** Part A, 485-491 (1995).
- Ismail, A.F., Nagase, Y. y Imon, J. Power characteristics and cavity formation in aerated agitations. *AIChE J.*, **30**(3), 487-489 (1984).
- Jahoda, M. y Machon, V. Homogenization of liquids in tanks stirred with multiple impellers. *Chem. Eng. Technol.*, **17**, 95-101 (1994).
- John, A.H., Bujalski, W., Nienow, A.W., Sánchez, A., Torres, L., Galindo, E. Studies of an indepently-driven, dual impeller protofermenter with and without a draft tube: power and hold-up. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **73**, Part A, 535-541 (1995).
- John, A.H., Bujalski, W., Schmitz, R., Thomas, C.R.; y Nienow, A.W. Biological and physical aspects of mixing in a dual impeller pro-fermenter. Artículo no publicado presentado en el congreso de la AIChE 1996, Chicago, USA. (1996).
- Kaminoyama, M., Saito, F. y Kamiwano, K. Numerical analysis of mixing processes for high-viscosity pseudoplastic liquids in mixers with various plate-type impellers. *Int. Chem. Eng.*, **33** (3), 506-515 (1993).
- Kaminoyama, M. y Kamiwano, M. Numerical analysis reaction process of highly viscous liquids in a stirred vessel equipped with a double helical ribbon impeller. *Inst. Chem. Eng. Symp. Ser. No. 136*, 541-548 (1994).

- Kamiwano, M. y Hasegawa, M. *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, 5, 65 (1979). Citado por Kaminoyama, M., Saito, F. y Kamiwano, K. Numerical analysis of mixing processes for high-viscosity pseudoplastic liquids in mixers with various plate-type impellers. *Int. Chem Eng.*, 33 (3), 506-515 (1993).
- Kamiwano, M., Saito, F. y Kaminoyama, M. Velocity distribution and apparent viscosity of a pseudoplastic liquid in a stirred vessel. *Int. Chem. Eng.*, 30, 274-280 (1990).
- Käppel, M. Development and application of a method for measuring the mixture quality of miscible liquids. Part III. Application of the new method for highly viscous Newtonian liquids. *Int. Chem. Eng.*, 19(4), 571-590 (1979).
- Khang, S.L. y Levenspiel, O. New scale-up and design method for stirrer agitated batch mixing vessels. *Chem. Eng. Sci.*, 31, 569-577 (1976).
- Kieran, P.M., O'Donnel, H.J., Malone, D.M., MacLoughlin, P.F. Fluid shear effects on suspension cultures of *Morinda citrifolia*. *Biotechnol. Bioeng.*, 45, 415-425 (1995).
- Kikuchi, K.C., Takahashi, H. y Takeda, Y. Measurement of local residence time of particles in a draft-tube slurry bubble column using magnetic tracer particles. *J. Chem. Eng. Jpn.*, 28 (4), 483-486 (1995).
- Kipke, K. Gas dispersion in non-Newtonian liquids. Proc. Int. Symp. On Mixing. Faculté Polytechnique de Mons. C5_1-C5_22 (1978)
- Kramers, H., Baars, G.M. y Knoll, W.H. A comparative study on the rate of mixing in stirred tanks. *Chem. Eng. Sci.*, 2, 35-42 (1953).
- Kuriyama, M., Ohta, M., Yanagawa, K., Arai, K. y Saito, S. Heat transfer and temperature distribution in an agitated tank equipped with helical ribbon impeller. *J. Chem. Eng. Jpn.*, 14(4), 323-330 (1981).
- Lamberto, D.J., Muzzio, F.J., Swanson, P.D. Using time-dependent rpm to enhance mixing in stirred vessels. *Chem. Eng. Sci.*, 51 (5) 733-741 (1996).
- Larachi, F., Chaouki, J. y Kennedy, G. 3-D mapping of solids flow fields in multiphase reactors with RPT. *AIChE J.*, 41 (2), 439-443 (1995).
- Larachi, F., Kennedy, G. y Chaouki, J. A g-ray detection system for 3-D particle tracking in multiphase reactors. *Nuclear Inst. Meth. Phys. Res.*, Section A, 338, 568-576 (1994).
- Li, T.Q., Seymour, J.D., Powell, R.L., McCarthy, M.J., McCarthy, K.L. y Ödberg, L. Visualization of flow patterns of cellulose fiber suspensions by NMR imaging. *AIChE J.*, 40 (8), 1408-1411 (1994).
- Lindley, J.A. Mixing processes for agricultural and food materials: Part 2, Highly viscous liquids and cohesive materials. *J. Agric. Engng. Res.*, 48, 229-247 (1991).
- Lu, W.M. y Yao, C.L. Gas dispersion in a multistage impeller stirred tank. *Proc. VII European Conf. Mixing*. Belgium. 351-357 (1991).
- Lu, W.M., Hsu, R.C., Chien, W.C. y Lin, L.C. Measurement of local bubble diameters and analysis of gas dispersion in an aerated vessel with disk-turbine impeller. *J. Chem. Eng. Jpn.*, 26(5), 551-557 (1992).
- Lundén, M., Stenberg, O. y Andersson, B. Evaluation of a method for measuring mixing time using numerical simulation and experimental data. *Chem. Eng. Comm.*, Vol. 139, pp 115-136 (1995).
- Mahmoudi, S.M., Yianneskis, M. The variation of flow pattern and mixing time with impeller spacing in stirred vessels with two rushton impellers. *Proc. Mixing VII*, KVI, Belgium, 17-24 (1991).

- Mahouast, M., Nardin, P., El Rhassouli, A. y Rondot, D. Concentration Measurements in a stirred tank using fluorescence spectroscopy and imagen processing. *Proceedings of Mixing VII, KVI Belgium*, 187-192 (1991).
- Mann, R. Gas-liquid vessel mixers: towards a unified theory based on networks-of-zones. *Chem. Eng. Res. Des.*, **64**, 23-94 (1986).
- Mann, R., Pillai, S.K., El Hamouz, A.M., Ying, P., Togatorop, A. y Edwards, R.B. Computational fluid mixing for stirred vessels: progress from seeing to believing. *Chem. Eng. J.*, 39-50 (1995).
- Marangozis, J. Agitation and mass transfer effects in catalytic hydrogenation in slurry reactors. En *International Symposium on Mixing*. Faculté Polytechnique de Mons. C6-1-13 (1978).
- Masiuk, S., Lacki, H., Strek, F. Power consumption and mixing times for liquid mixing in a ribbon mixer. *Chem. Eng. J.*, **48**, 135-140 (1992).
- Masiuk, S. y Lacki, Power consumption and mixing time for Newtonian and non-Newtonian liquids mixing in a ribbon mixer. *Chem. Eng. J.*, **52**, 13-17 (1993).
- McFarlane, C.M. y Nienow, A.W. Studies of high solidity ratio hydrofoil impellers for aerated bioreactors. 3. Fluids of enhanced viscosity exhibiting coalescence repression. *Biotechnol. Prog.*, **12**, 1-8 (1996).
- McKee, S.L., Williams, R.A., Dickin, F.J., Mann, R., Brinkel, J., Ying, P., Boxman, A. y McGrath, G. Measurement of profiles and mixing kinetics in stirred tanks using a resistance tomographic technique. *Inst. Chem. Eng. Symp. Ser. No. 136*, 9-16 (1994).
- Menchon, V., Vlcek, J. y Skrivánek, J. Dual impeller systems for aeration of liquids: an experimental study. *Proc. V Euro. Conf. Mixing*, BHRA, Paper 16 (1985).
- Metzner, A. B. y Otto, R. E. Agitation of non-Newtonian fluids. *AIChE J.*, **3**(1), 3-10 (1957).
- Michaels, A.S. y Puzinauskas, V. Evaluation performance characteristics of mechanical mixing processes. *Chem. Eng. Progr.*, **50** (6), 604-614 (1954).
- Micheau, F., Xuereb, C., Eyssautier, B., y Riba, J. Non-Newtonian viscous liquids mixed and aerated by a double helical ribbon. *Ch. Eng. Comm.*, **36**, 143-159 (1995).
- Michel, B.J. y Miller, S.A. Power requirements of gas-liquid agitated systems. *AIChE. J.*, **8** (2), 262-266 (1962).
- Middleton, J.C. Gas-liquid dispersion and mixing. En *"Mixing in process industries"*. Harnby, N., Edwards, M.F. y Nienow, A.W. (Eds.), Butterworth & Heinemann (1992).
- Midoux, N. y Charpentier, J.C. Mechanically agitated gas-liquid reactors. Part 1. Hydrodynamics. *Int. Chem. Eng.*, **24** (2), 249-287 (1984).
- Mishra, V.P. y Joshi, J.B. Flow generated by a disc turbine: Part III: Effect of impeller diameter, impeller location and comparison with other radial flow turbines. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **71** Part A, 563-573 (1993).
- Moes, J., Griot, M., Keller, J., Dunn, I.J., Bourne, J.R. The microbiological culture as an oxygen sensor for reactor mixing. *Ann. N.Y. Acad. Sci.*, 469, 118-130 (1986).
- Mohr, W.D., Saxton, R.L., y Jepson, C.H. *Ind. Engr. Chem.*, **49**, 1855 (1957). Citado por Chavan, V.V. y Mashelkar, R.A. Mixing of viscous Newtonian and non-Newtonian fluids. En *Advances in transport processes*. Mujundjar, A.S.(Ed), Vol I, 210-252 (1980).
- Moore, I.P.T., Cossir, G. y Baker, M.R. Velocity distributions in a stirred tank containing a yield stress fluid. *Chem. Eng. Sci.*, **50** (15), 2467-2481 (1995).

- Morud, K.E. y Hjertager, B.H. LDA measurements and CFD modelling of gas-liquid flow in a stirred vessel. *Chem. Eng. Sci.*, **51** (2), 233-249 (1996).
- Myers, K.J., Fasano, J.B. y Bakker, A. Gas dispersion using high-efficiency/disc impeller systems. *Inst. Chem. Eng. Symp. Ser. No. 136*, 65-72 (1994).
- Nagata, S. "Mixing: Principles and Applications". Kodansha Ltd. y John Wiley & Sons. N.Y. (1975).
- Nagata, S., Yokoyama, T. y Yanagimoto, M. *Chem. Eng. Jpn.*, **21**, 278-286 (1957). Citado por Gray, J.B. Batch mixing of viscous liquids. *Chem. Eng. Prog.*, **52**(3), 55-59 (1963).
- Nauman, E.B. y Buffham, B.A. "Mixing in continuous flow systems". John Wiley & Sons. (1983).
- Netušil, J. y Rieger, F. Power consumption of screw and helical ribbon agitators in highly viscous pseudoplastic fluids. *Chem. Eng. J.*, **52**, 9-12 (1993).
- Nienow, A.W., Wisdom, D.J., Middleton, J.C. The effect of scale and geometry on flooding, recirculation, and power in gassed stirred vessels. *Proc. II Eur. Conf. Mixing*, BHRA Fluid Engineering. Cranfield, F1-1-F1-16 y X54 (1977).
- Nienow, A.W., Wisdom, D.J., Solomon, J., Machon, V. y Vlcek, J. The effect of rheological complexities on power consumption in an aerated agitated vessel. *Chem. Eng. Commun.*, **19**, 273-293 (1983).
- Nienow, A.W. y Kuboi, R. A technique for studying intervortex mixing rates in a dual impeller agitated in high viscosity fluids. *Inst. Chem. Eng. Symp. Ser. No. 89*, 97-106 (1984).
- Nienow, A.W., Warmoeskerken, M.M.C.G., Smith, J.M. y Konno, M. On the flooding-loading transition and the complete dispersal condition in aerated vessels agitated by a Rushton-turbine. *Proc. V Euro. Conf. Mixing*, 143-154 (1985).
- Nienow, A.W. Proc. Bioreactor Project Res. Symp. *Nat. Eng. Lab.*, 5-10 (1985), citado por Hudcova, V., Machon, V. y Nienow, A.W. Gas-liquid dispersion with dual Rushton turbine impellers. *Biotech. Bioeng.*, **34**, 617-628 (1989).
- Nienow A.W. Agitators for mycelial fermentations. *TIBTECH.* **8**, 224-233, august (1990).
- Nienow, A.W. Gas-liquid mixing studies: a comparison of Rushton turbines with some modern impellers. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **74**, Part A, 417-423 May (1996).
- Niranjan, K. Mixing in the food industry. *Chem. Eng. (London)*, 20-22, june (1995).
- Nocentini, M., Magelly, F., Pasquali, G. y Fajner, D. A fluid-dynamic study of a gas-liquid, non-standard vessel stirred by multiple impellers. *Chem. Eng. J.*, **37**, 53-59 (1988).
- Nomura, T., He, Y., Takahashi, K. Development and mixing characteristics of folding anchor impeller for round-bottomed flask. *J. Chem. Eng. Jpn.*, **29** (1) 134-138 (1996).
- Nouri, J.M., Whitelaw, J.H. Flow characteristics of hyperboloid stirrers. *Can. J. Chem. Eng.*, **72**, 782-791 (1994).
- Novák, V. y Rieger, F. Homogenization efficiency of helical ribbon and anchor agitators. *Chem. Eng. J.*, **9**, 63-70 (1975).
- Ogawa, K. e Ito, S. A definition of quality mixedness. *J. Chem. Eng. Jpn.*, **8**(2), 148-151 (1975).
- Oldshue, J.Y., Hirschland, H.E. y Gretton, A.T. Blending of low-viscosity liquids with side-entering mixers. *Chem. Eng. Prog.*, **52** (11), 481-484 (1956).
- Oyama, Y. y Endoh, K. *Chem. Eng. (Jpn.)*, **10**, 2 (1955). Citado por Michel, B.J. y Miller, S.A. Power requirements of gas-liquid agitated systems. *AIChE. J.*, **8** (2), 262-266 (1962).

- Pandit, A.B. An impeller with flinging blades. *Trans. I. Chem. E.*, A-71, 444-452 (1993).
- Ranade, V.V. y Dommeti, S.M.S. Computational snapshot of flow generated by axial impellers in baffled stirred tanks. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 74, Part A, 476-484 (1996).
- Ranade, V.V., Bourne, J.R. y Joshi, J.B. Fluid mechanics and blending in agitated tanks. *Chem. Eng. Sci.*, 46 (8), 1883-1893 (1991).
- Reuss, M., Debus, D., Zoil, G. Rheological properties of fermentation fluids. *Chem. Eng. (London)*, 233-236, June (1982).
- Rhodes, A., Fletcher, D.L. "Principles of industrial microbiology", Pergamon Press. (1966).
- Rieger, F. y Novák, V. Power consumption of agitators in highly viscous non-Newtonian liquids. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 51, 105-111 (1973).
- Roberts, J.A., Khan, S.A., Spontak, R.J. Controlled black liquor viscosity reduction through salting-in. *AIChE J.*, 48 (8), 2319-2326 (1996).
- Roman, R.V. y Tudoze, R.Z. Studies on transfer processes in mixing vessels: hydrodynamic of the modified Rushton turbine agitators in gas-liquid dispersions. *Chem. Eng. J.*, 61, 83-93 (1996).
- Rushton, J.H. y Bambinet, J.J. Hold-up and flooding in air liquid mixing. *Can. J. Chem. Eng.*, 46, 16-21 (1968).
- Russell, A., Gerrard, A. A cold comfort. *Chem. Eng. (London)*, 15-17, June (1996).
- Ruszkowski, S. A rational method for measuring blending performance, and comparison of different impeller types. *Inst. Chem. Eng. Symp. Ser. No. 136*, 283-291 (1994).
- Rzyski, E. Liquid homogenization in agitated tanks. *Chem. Eng. Technol.*, 16, 229-233 (1993).
- Saito, F., Nienow, A.W., Chatwin, S. y Moore, I.P.T. Power, gas dispersion and homogenization characteristics of Scaba and Rushton turbine impellers. *J. Chem. Eng. Jpn.*, 25 (3), 281-287 (1992).
- Scragg, A. H., Allan, E.J., Bond, P.A., Smart, N.J. En "Plant cell cultures". Morris, P. et al. (Eds) 178-194 (1986). citado por Ballica, R., Ryu, D.D.Y., Powell, R.L., Owen, D. Rheological properties of plant cell suspensions. *Biotechnol Prog*, 8, 413-420 (1992).
- Sensel, M.E., Myers, K. y Fasano, J.B. Gas dispersion at high aeration rates in low to moderately viscous newtonian liquids. *En Process Mixing-Chemical and Biochemical Applications: Part II. AIChE Symp. Ser. No. 293*, 89, 76-84 (1993).
- Sharma, R.N., Howk, R.A., Lally, K.S. Flooding characteristics of impellers in stirred tanks. *AIChE Symp. Ser. No. 293*, 89, 85-96 (1993).
- Shaw, J.A. Understand the effects of impeller type, diameter, and power on mixing time. *Chem. Eng. Prog.*, 45-48 February (1994).
- Smith, J.M. Dispersion of gases in liquids. En "Mixing of liquids by mechanical agitation". (Eds.) Ulbretch, J.J. y Patterson, G.K. G&B. New York. 1985. Citado por Tatterson, G.B. "Fluid Mixing and Gas Dispersion in Agitated Tanks", McGraw-Hill, (1991).
- Smith, J.M., Warmoeskerken, M.M.C.G. y Zeef, E. 1987. En "Biotechnology Processes" (Eds. Ho, C.S. y Oldshue) AIChE, New York (1987). Citado por Vasconcelos, J.M.T., Alves, S.S., y Barata, J.M. Mixing in gas-liquid contactors agitated by multiple turbines. *Chem. Eng. Sci.*, 50(14), 2343-2354 (1995).
- Solomons, G.L. y LeGrrys, G.A. Method and apparatus for promoting fermentation. British Patent 1 584 103. (1981) citado por John, A.H., Bujalski, W., Nienow, A.W., Sánchez, A., Torres, L., Galindo, E. Studies of an independently-driven, dual impeller

- protofermenter with and without a draft tube: power and hold-up. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **73**, Part A, 535-541 (1995).
- Strek, F., Karcz, J., Bujalski, W. Search for optimal geometry of a conical turbine agitator for heat transfer in stirred vessels. *Chem. Eng. Technol.*, **13**, 384-392 (1990).
- Tajima, T. y Kawahira, K. Liquid crystal techniques of visualization in rotating annulus experiments. *Exp. Fluids*, **14**, 65-69 (1993).
- Takahashi, K. y Nienow, A.W. Effect of gas density on power consumption in aerated vessel agitated by a Rushton turbine. *J. Chem. Eng. Jpn.*, **25** (4), 432-434 (1992).
- Takahashi, K., Sasaki, M., Arai, K., y Saito, S. Effects of geometrical variables of helical ribbon impellers on mixing of highly viscous newtonian liquids. *J. Chem. Eng. Jpn.*, **15**, 217-224 (1982).
- Takahashi, K., Takahata, Y., Yokota, T., y Konno, H. Mixing of two miscible highly viscous Newtonian liquids in a helical ribbon agitator. *J. Chem. Eng. Jpn.*, **18** (2), 159-162 (1985).
- Takahashi, K., Yokota, T., Konno, H. Mixing of pseudoplastic liquid in a vessel equipped with a variety of helical ribbon impellers. *J. Chem. Eng. Jpn.*, **21**(1), 63-68 (1988).
- Takahashi, K., Yokota, T., Furukawa, T., y Harada, K. Mixing of highly viscous Newtonian liquid in a helical ribbon agitated vessel at various liquid depths. *J. Chem. Eng. Jpn.*, **27**(2), pp. 244-247 (1994).
- Takeda, T., Seki, M., Furusaki, S., Hydrodynamic damage of cultured cells of *Carthamus tinctorius* in a stirred tank reactor. *J. Chem. Eng. Jpn.*, **27**(4), 466-471 (1994).
- Tanguy, P.A., Thibault, F., y Brito-De la Fuente, E. A new investigation of the Metzner-Otto concept for anchor mixing impellers. *Can. J. Chem. Eng.*, **74** (4), 222-228 (1996).
- Tanguy, P.A.; Thibault, F.; Brito-De La Fuente, E.; Espinosa-Solares, T.; Tecante, A. Mixing performance induced by coaxial flat blade - helical ribbon impellers rotating at different speeds. *Chem. Eng. Sci.*, **51**(11), 1733-1741 (1997).
- Tatterson, G.B. "Scale-up and Design of Industrial Mixing Processes", McGraw-Hill, (1994).
- Tatterson, G.B. "Fluid Mixing and Gas Dispersion in Agitated Tanks", McGraw-Hill, (1991).
- Tatterson, G. B. Various ways to calculate power consumption for viscous creeping flow mixing of shear thinning fluids in stirred vessels. Paper # 4326. AIChE Annual Meeting. Miami, FL, USA (1986).
- Tecante, A. y Choplin, L. Gas-liquid mass transfer in non-Newtonian fluids in a tank stirred with a helical ribbon screw impeller. *Can. J. Chem. Eng.*, **71**, 859-865 (1993).
- Tsouris, C., Norato, M.A. y Tavalariades, L.L. A pulse-echo ultrasonic probe for local fraction measurements in liquid-liquid dispersions. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **34**, 3154-3158 (1995).
- Ulbrecht, J. Mixing of viscoelastic fluids by mechanical agitation. *Chem. Eng. (London)*. 347-367, June (1974).
- Ulbrecht, J.J y Carreau, P. Mixing of viscous non-Newtonian liquids. En "Mixing of liquids by mechanical agitation". Ulbrecht, J.J. y Patterson, G.K. (Eds.). Gordon and Breach Science Publishers (1985).
- van't Riet, K. y Smith, J.M. The behaviour of gas-liquid mixtures near Rushton turbine blades. *Chem. Eng. Sci.*, **28**, 1031-1037 (1973).
- Vasconcelos, J.M.T., Alves, S.S., y Barata, J.M. Mixing in gas-liquid contactors agitated by multiple turbines. *Chem. Eng. Sci.*, **50**(14), 2343-2354 (1995).

- Voncken, R.M. Homogenization of miscible liquids, *Part I. British Chem. Eng.*, 10 (1), 12-18 (1965).
- Voncken, R.M. Homogenization of miscible liquids. Part 1. *British Chem. Eng.*, 12-18 (1965)
- Vránek, M., Seichter, P. y Sláma, V. Measurement of the power for systems of radial turbine impellers in nonstandart vessels. *Int. Chem. Eng.*, 30 (3), 562-567 (1990).
- Warmoeskerken, M.M.C.G. y Smith, J.M. *Chem. Eng. Res. Des.*, 67, 193 (1989). Citado por Tatterson, G.B. "Fluid Mixing and Gas Dispersion in Agitated Tanks", McGraw-Hill, (1991).
- Warmoeskerken, M.M.C.G. y Smith, J.M. Flooding of disc turbines in gas-liquid dispersions: a new description of the phenomenon. *Chem. Eng. Sci.*, 40, 2063-2071, (1985).
- Warmoeskerken, M.M.C.G. y Smith, J.M. The flooding transition with gassed Rushton turbines. *Inst. Chem. Eng. Symp. Ser. No. 89*, 59-67 (1984).
- Warmoeskerken, M.M.C.G. y Smith, J.M. Two-phase map for turbine stirred gas-liquid dispersions. *Proc. World Cong. III Chem. Eng.*, Tokyo, 350-353 (1986).
- Warmoeskerken, M.M.C.G., Feijen, J. y Smith, J.M. Hydrodynamics and power consumption in stirred gas-liquid dispersions. *Inst. Chem. Eng. Symp. Ser. No. 64*, J1-J14 (1981).
- Wichterle, K. y Wein, O. Treshold of mixing of non-newtonian liquids. *Int. Chem Eng.*, 21(1), 116-120 (1981).
- Williams, R.A. Tomographic imaging for modelling and control of mineral processes. *Chem. Eng. J.*, 59, 71-85 (1995).
- Wnuk, B., Zaorska, H. Mass decrement of reducing compounds and nitric compounds during purification of the model solutions and juices in sugar industry. *Zeszy. Nauk. Politech. Lodz., Technol. Chem. Spozyw.* 39, 91-109 (1985).
- Wood, J.C., Whittemore, E.R. y Badger, W.L. *Chem. Met. Eng.*, 27, 1176 (1922). Citado por Kramers, H., Baars, G.M. y Knoll, W.H. A comparative study on the rate of mixing in stirred tanks. *Chem. Eng. Sci.*, 2, 35-42 (1953).
- Xueming, Z., Nienow, A., Kent, C.A., Chatwin, S., Galindo E. Improving xanthan fermentation performance by changing agitators. *Proceedings of Mixing VII, KVI Belgium*, 277-283 (1991).
- Zhong, J.J., Fujiyama, K., Seki, T., Yoshida, T. A quantitative analysis of shear effects on cell suspensions and cell culture of *Perilla frutescens* in Bioreactors. *Biotechnol. Bioeng.*, 44, 649-654 (1994).
- Zlokarnik, M. *Che. Ing. Tech.* P 539 (1967), citado por Halckl, A. y Wuriam, H. Determination of mixing time. *Ger. Chem. Eng.*, 2, 103-107 (1979).

Reprinted from

THE CHEMICAL ENGINEERING JOURNAL

An International Journal of Research and Development

Chemical Engineering Journal 67 (1997) 215–219

Power consumption of a dual turbine–helical ribbon impeller mixer in ungassed conditions

T. Espinosa-Solares ^{a,b}, E. Brito-De La Fuente ^{b,c,*}, A. Tecante ^b, P.A. Tanguy ^c

^a *Dept. de Ingeniería Agroindustrial, Universidad Autónoma de Chapingo, P.O. Box 161, Chapingo 56230, Edo. de México, México*

^b *Dept. de Alimentos y Biotecnología, Facultad de Química, "E", UNAM, Mexico City, 04510 México, D.F., México*

^c *Dept. of Chemical Engineering, Ecole Polytechnique, P.O. Box 6079, Station Centreville, Montreal, Que. H3C 3A7, Canada*

Accepted 14 April 1997



ELSEVIER

CHEMICAL ENGINEERING JOURNAL

An International Journal of Research and Development

Board of Editors

Editor:

Dr. R. C. Darton
University of Oxford
Dept. of Engineering Science
Parks Road
Oxford, OX1 3PJ, UK

Biochemical Engineering Papers Editor:

Professor C. Webb
Dept. of Chemical Engineering
UMIST, PO Box 88
Manchester, M60 1QD, UK

Reviews Editor:

Professor C. Georgakis
Chemical Process Modeling
and Control Research Center
Lehigh University, Iacocca Hall
111 Research Dr.
Bethlehem, PA 18015-4732, USA

Book Reviews Editor:

Dr. John Hills
Dept. of Chemical Engineering
University of Nottingham
University Park
Nottingham, NG7 2RD, UK

Associate Editors:

Professor H. W. Blanch
Dept. of Chemical Engineering
University of California
Berkeley, CA 94720, USA

Professor D.V. Boger
University of Melbourne
Dept. of Chemical Engineering
3052 Parkville
Melbourne, Vic., Australia

Professor G. Casamatta
Institut du Génie Chimique
Institut National Polytechnique
Chemin de la Loge
F-31078 Toulouse, France

Professor S. W. Churchill
School of Chemical Engineering
University of Pennsylvania
Philadelphia, PA 19104, USA

Professor M. Diaz
Dept. de Ingeniería Química
Universidad de Oviedo
33071 Oviedo, Spain

Professor H. Fukuda
Dept. of Chemical Science and
Engineering, Kobe University
1-1 Rokkodai, Nada, Kobe, Japan

Professor D. Glasser
Dept. of Chemical Engineering
University of the Witwatersrand
1 Jan Smuts Avenue
Johannesburg 2001, South Africa

Professor J. J. Heijnen
Delft University of Technology
Kluyver Laboratory for
Biotechnology
Julianalaan 67, NL2628 BC
Delft, Netherlands

Professor E. Kehat
Dept. of Chemical Engineering
Technion-Israel Institute of
Technology, Haifa, Israel

Professor H. H. Kung
Dept. of Chemical Engineering
Northwestern University
Evanston, IL 60208-3120
USA

Professor E. B. Nauman
Dept. of Chemical Engineering
and Environmental Engineering
Rensselaer Polytechnic Institute
Troy, NY 12180-3590, USA

Professor Dr. R. Pohorecki
Warsaw Technical University
Institute of Chemical and
Process Engineering
Warynskiego 1, PL-00-645
Warsaw, Poland

Professor A. E. Rodrigues
Dept. of Chemical Engineering
Rua dos Bragas
University of Porto
4099 Porto Codex, Portugal

Professor Dr. K. Schügerl
Institut für Technische Chemie
Universität Hannover
30167 Hannover 1, Germany

Professor Dr. A. Storck
Director of ENSIC-Nancy
1, rue Grandville, B.P. 451
F-54001 Nancy Cédex, France

Professor S. Sundaresan
Dept. of Chemical Engineering
Princeton University
Princeton, NJ 08544-5263
USA

Professor A. S. Teja
Dept. of Chemical Engineering
Georgia Institute of Technology
Atlanta, GA 30332, USA

Aims and Scope

The *Chemical Engineering Journal* provides an international forum for the presentation of original research, interpretative reviews and discussion of new developments in chemical and biochemical engineering. Papers which describe novel theory and its application to practice are welcome, as are those which illustrate the transfer of techniques from other disciplines. Reports of carefully executed experimental work which is soundly interpreted are also welcome.

Subscription Information 1997

Volumes 65-69, each volume containing 3 issues, are scheduled for publication. Prices are available from the publishers upon request. Subscriptions are accepted on a prepaid basis only. Issues are sent by SAL (Surface Air Lifted) mail wherever this service is available. Airmail rates are available upon request.

Orders, claims and product enquiries (no manuscript enquiries)

Please contact the Customer Support Department at the Regional Sales Office nearest you:

New York

Elsevier Science
P.O. Box 945
New York, NY 10159-0945, USA
Tel.: (+1) 212-633-3730
[Toll free number for North American
customers: 1-888-4ES-INFO (437-4636)]
Fax: (+1) 212-633-3680
E-mail: usinfo-f@elsevier.com

Tokyo

Elsevier Science
9-15 Higashi-Azabu 1-chome
Minato-ku, Tokyo 106
Japan
Tel.: (+81) 3-5561-5033
Fax: (+81) 3-5561-5047
E-mail: kyf04035@niftyserve.or.jp

Amsterdam

Elsevier Science
P.O. Box 211
1000 AE Amsterdam
The Netherlands
Tel.: (+31) 20-4853757
Fax: (+31) 20-4853432
E-mail: nlinfo-f@elsevier.nl

Singapore

Elsevier Science
No. 1 Temasek Avenue
#17-01 Millenia Tower
Singapore 039192
Tel.: (+65) 434-3727
Fax: (+65) 337-2230
E-mail: asiainfo@elsevier.com.sg

Advertising Information

Advertising orders and enquiries may be sent to: **International:** Elsevier Science, Advertising Department, The Boulevard, Langford Lane, Kidlington, Oxford OX5 1GB, UK. Tel.: +44(1865) 843 565. Fax: +44 (1865) 843 952. **USA and Canada:** Weston Media Associates, Dan Lipner, P.O. Box 1110, Greens Farms, CT 06436-1110, USA. Tel.: +1 (203) 261 2500. Fax: +1 (203) 261 0101. **Japan:** Elsevier Science Japan, Advertising Department, 1-9-15 Higashi Azabu, Minato-ku, Tokyo 106, Japan; Tel: +81-3-5561-5033; Fax: +81-3-5561-5047; E-mail: KYF04035@niftyserve.or.jp

Power consumption of a dual turbine–helical ribbon impeller mixer in ungasged conditions

T. Espinosa-Solares^{a,b}, E. Brito-De La Fuente^{b,c,*}, A. Tecante^b, P.A. Tanguy^c

^a Dept. de Ingeniería Agroindustrial, Universidad Autónoma de Chapingo, P.O. Box 161, Chapingo 56230, Edo. de México, México

^b Dept. de Alimentos y Biotecnología, Facultad de Química, "E", UNAM, Mexico City, 04510 México, D.F., México

^c Dept. of Chemical Engineering, Ecole Polytechnique, P.O. Box 6079, Station Centreville, Montreal, Que. H3C 3A7, Canada

Accepted 14 April 1997

Abstract

Ungasged power measurements in a dual coaxial mixer composed of a helical ribbon and a Rushton turbine were carried out in laminar mixing conditions for Newtonian and non-Newtonian shear thinning fluids. For the Newtonian case, the power draw constant K_p for the hybrid geometry was not the sum of the individual impellers. This was explained by considering the radial discharge flow in the turbine region as well as the top-to-bottom circulation pattern of the helical ribbon impeller. For the non-Newtonian fluids, the results showed that, at a given Reynolds number, power consumption decreases as the shear thinning behaviour increases. A dimensionless and unique representation of the power draw data was obtained by shifting the non-Newtonian power draw results to the Newtonian curve. This was carried out with a K_p function defined from the $K_p(n)$ data. The predictions for K_p were found to be in good agreement with those obtained using the classical method of A.B. Metzner and R.E. Otto (AIChE J., 3 (1957) 3–10). It was observed that pseudoplasticity tends to shift the upper limit of the laminar region toward Reynolds numbers higher than 10. © 1997 Elsevier Science S.A.

Keywords: Viscous mixing; Dual impellers; Power consumption; Non-Newtonian fluids

1. Introduction

Many transformation processes in the food, chemical and fermentation industries involve mixing operations of complex fluid streams such as fibres, suspensions and gels. In mixing, the flow conditions in the mixers are known to govern the process efficiency and the product quality. These flow conditions are particularly sensitive to the non-Newtonian properties (shear-thinning, thixotropy, elasticity) of the media at hand, and the rheological evolution in the vessel due to physical or chemical reactions. Although it is now recognized that for mixing rheologically complex fluids, close clearance impellers are more effective, however, the classical Rushton turbine remains the most common impeller in industrial and research equipment, particularly in the fermentation industry.

Fermenters are usually employed in the production of biomass as well as intra- and extra-metabolites. In these processes, mixing plays a dual role: to ensure the homogenization of nutrients, and also in oxygen transfer. An ideal impeller should mix the bulk efficiently and at the same time promote

gas dispersion. It is well known that owing to the evolving rheological properties of many broths, the Rushton turbine does not perform efficiently. Henzler and Obermosterer [1] using Rushton turbines with shear thinning fluids proved that, under ungasged conditions, the dead zones in the agitated vessel could be up to 70%. This problem was attributed to the existence of viscosity gradients in the mixing tank, which are generated by the different shear rates found in the vessel [2]. If mass transfer is considered at the same time, the problem becomes even more severe.

The design of optimal mixers for rheologically evolving systems is still an open issue in industry. Two basic schemes are followed: the most common is to use an impeller which represents the best compromise in terms of mixing efficiency over the course of the reaction; the second is to change the impeller during the process. The latter alternative is in practice difficult to implement and sometimes not recommendable for certain sensitive processes like fermentation.

Another possible approach is the use of combined or hybrid geometry impellers. Although not well documented, several empirical designs have been proposed in the literature which involve combinations of high-speed and low-speed impellers [3].

* Corresponding author.

Investigations have been carried out in mixing tanks with non-standard geometries. Streck et al. [4] developed a conical impeller in order to promote gas dispersion. The authors concluded that power consumption is lower than that obtained with an equivalent turbine. However, the authors warned that these results could be modified with the presence of two phases (gas–liquid). Pandit [5] proposed an impeller with flinging blades based on a Rushton turbine. The power consumption level was found to be insensitive to the presence of gas. Studies with a dual impeller (Rushton turbine and Scaba impeller) were presented by John et al. [6]. They noted that, by keeping constant the velocity of the Rushton turbine, the total power input is mainly governed by the Scaba impeller. Nouri and Whitelaw [7] reported the flow characteristics of hyperboloid stirrers. The authors observed that this device has a power consumption up to 28 times less than Rushton turbines but that the mixing performance was deficient. Recently, Fort et al. [8] presented an uncommon mixing system consisting of a spherical vessel with a modified anchor impeller. They concluded that the power input depends on the ratio of the immersed area to the total area, and that it is independent of the liquid volume.

The objective in the above studies was to obtain a more efficient geometry than the traditional Rushton turbine. The performance of these new geometries is now relatively well documented for the Newtonian case but there is almost no information regarding their efficiency in the context of rheologically complex fluids.

The aim of the present work is to investigate the mixing performance of a new dual impeller mixer under ungasged conditions with both Newtonian and non-Newtonian fluids. This mixer is composed of a coaxial Rushton turbine and an helical ribbon impeller rotating at different speeds. The helical ribbon impeller was chosen because of its good top-to-bottom pumping characteristics with non-Newtonian fluids and the Rushton turbine owing to its proven capabilities for gas dispersion.

It is worth noting here that this mixing system as well as the operating conditions described in the following section have been designed for aerobic fermentation applications. Parallel work is being carried out by our research group in order to evaluate the gas–liquid mass-transfer capabilities of the system. The results of this study will be reported later.

2. Experimental set-up

The experiments were performed in a flat cylindrical vessel of 0.21 m inner diameter using the double coaxial impeller shown in Fig. 1. The impeller system was fitted to a driving shaft coupled to a variable speed motor. A custom-designed gear box was used to set the speed ratio between the Rushton turbine and the helical impeller. This ratio was kept constant and equal to 1:6.2 (i.e. the Rushton turbine rotates 6.2 times faster than the helical ribbon, both in the clockwise direction). Indeed, in typical fermentation applications the rota-

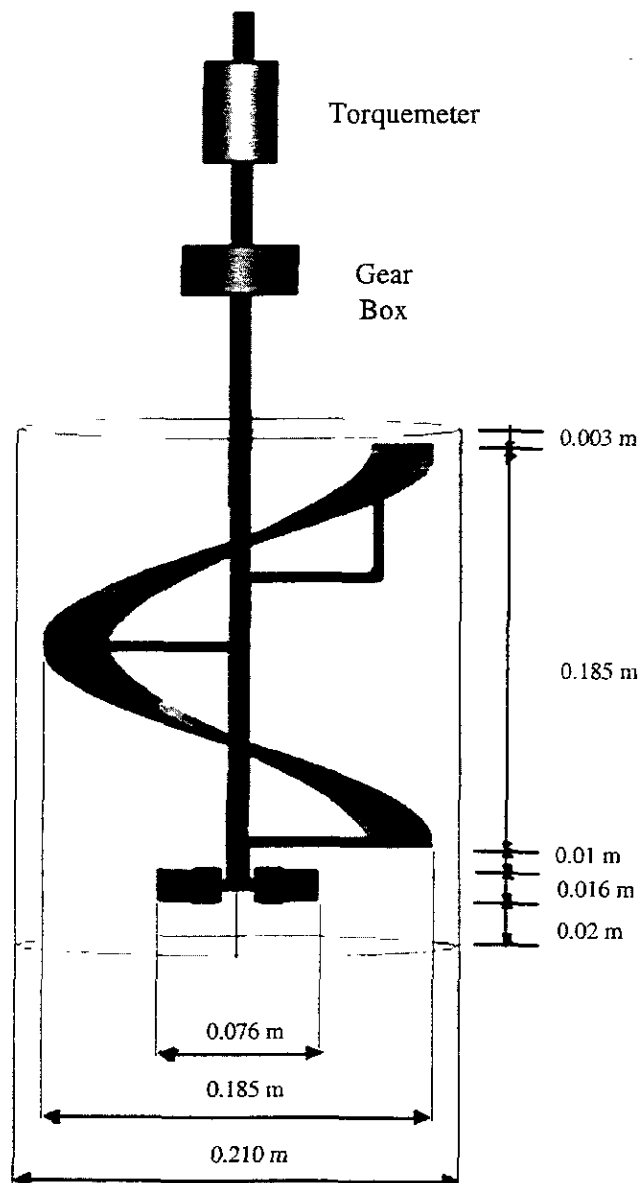


Fig. 1. Experimental set-up.

tional speed of the Rushton turbine is around 0–60 rev min^{-1} , and in chemical reactors helical ribbon rotates: speeds of 0–100 rev min^{-1} . The ratio of the height of the liquid to the height of the helical ribbon impeller was specified at 1.26.

Six Newtonian corn syrup solutions with viscosities ranging from 3.5 to 71.6 Pa s were used. For the non-Newtonian case, six shear thinning aqueous solutions of Gellan (Kelco Merck) and xanthan gum (Keltrol T, Kelco-Merck) were studied. Gellan solutions were prepared by adding 0.5% (w/v) of sodium citrate. Xanthan solutions were prepared at constant ionic strength by adding 0.1% (w/v) NaCl. The steady shear viscosity function was evaluated using a rotational rheometer (HAAKE CV-20N) provided with a cone and plate geometry (PK20-4). The viscosity for the shear thinning fluids in the linear region, was well fitted by the Ostwald–de Waele model. The flow behaviour index n range

from 0.25 to 1.0 and the consistency index m from 2.8 to 21.5 Pa s ^{n} .

In order to determine the power consumption, torque measurements were performed with a non-contact strain gauge torque meter (S. Himmelstein Co., model 2081T) in the range from 0 to 2.8 N m, with an accuracy of 0.1% at full scale. The speed of the Rushton turbine was measured with an optical encoder, and with a digital tachometer in the case of the helical ribbon (this last for verification purposes). Experiments were carried out at room temperature.

3. Results and discussion

3.1. Newtonian fluids

We first show in Fig. 2 the experimental results for the Newtonian power consumption. The power constant K_p of the dual mixer can be expressed as

$$N_p Re = K_p = 340.45 \pm 3.4 \quad (1)$$

It can be seen that the mixing regime for the Newtonian fluids is laminar, since a straight line of slope -1 can be plotted in the whole range of Reynolds number covered in the experiments. It is worth noting that the helical ribbon diameter and rotational speed were used as the characteristic length and velocity respectively in the definition of the Reynolds number.

Power draw measurements carried out on each individual impeller showed that the individual power constant K_p is 138.8 and 72.0 for the helical ribbon and the Rushton turbine respectively. The power curve of these impellers values is also shown in Fig. 2. As can be noticed, the power consumption for the hybrid system is not the sum of the individual

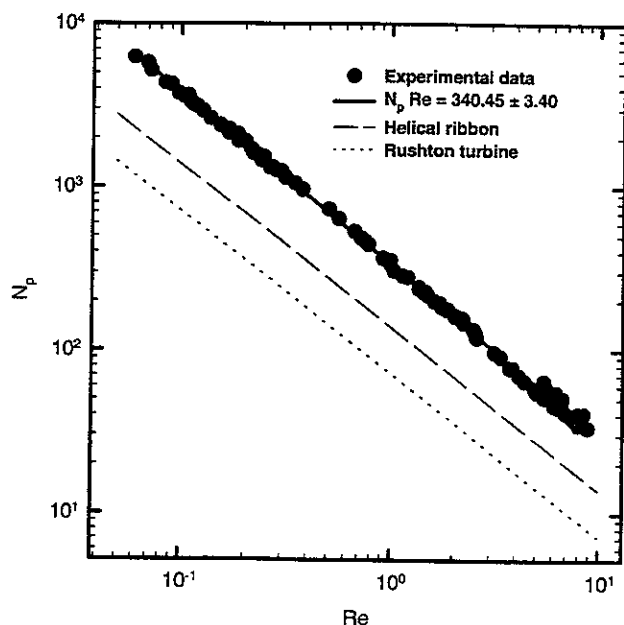


Fig. 2. Newtonian power consumption curve for the hybrid geometry, the helical ribbon and the Rushton turbine.

impeller contributions. Although it is very difficult to compare these results with data from the literature, an explanation may however be found in the flow pattern created by this dual geometry. Tanguy et al. [9], from three-dimensional numerical simulations on the same geometry, reported a significant rearrangement of the flow pattern in the lowest half of the helical ribbon region due to the action of the turbine. The strong radial discharge flow in the turbine region almost completely offsets the axial pumping of the helical ribbon, resulting in an increase in the energy consumption. For other dual impeller mixing systems (i.e. dual Rushton turbines), total power input is strongly dependent on the impeller spacing and therefore, the induced flow pattern. Höcker et al. [10] concluded that, for dual Rushton turbines, in the turbulent regime, the total power draw is the sum of the individual impeller contributions. However, for the laminar regime, total power is about 20% more than the sum of the individual impeller power consumption.

3.2. Non-Newtonian fluids

Experimental power draw results for the shear thinning fluids are treated as a departure from the Newtonian case. Then, a generalization of the classic dimensionless power draw relation for power law fluids is given by

$$K_p(n) = N_p Re_{gen} = \frac{P}{d^3 N^{1+n} m} \quad (2)$$

The above equation assumes as a characteristic velocity the product of the impeller diameter and the rotational speed Nd , in this case both from the helical ribbon. Fig. 3 shows the experimental results for the shear thinning fluids studied here. As can be seen, for a given Re number, power consumption decreases as a function of the level of pseudoplasticity, and this decrease is more pronounced for the more extreme fluids.

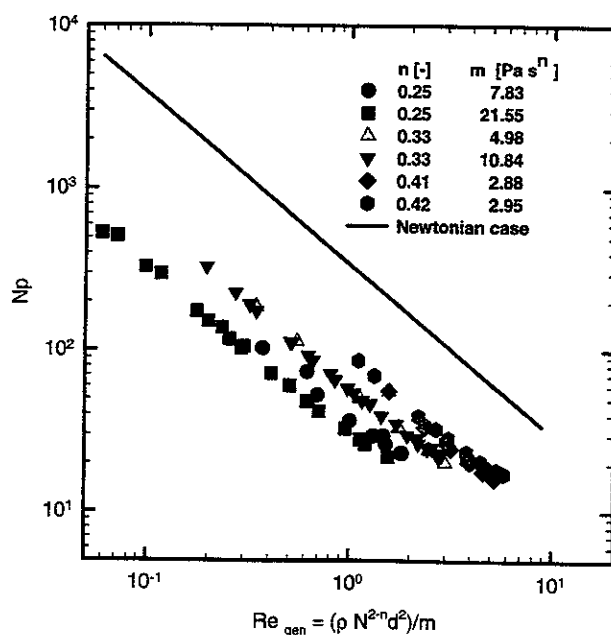


Fig. 3. Non-Newtonian power consumption curve.

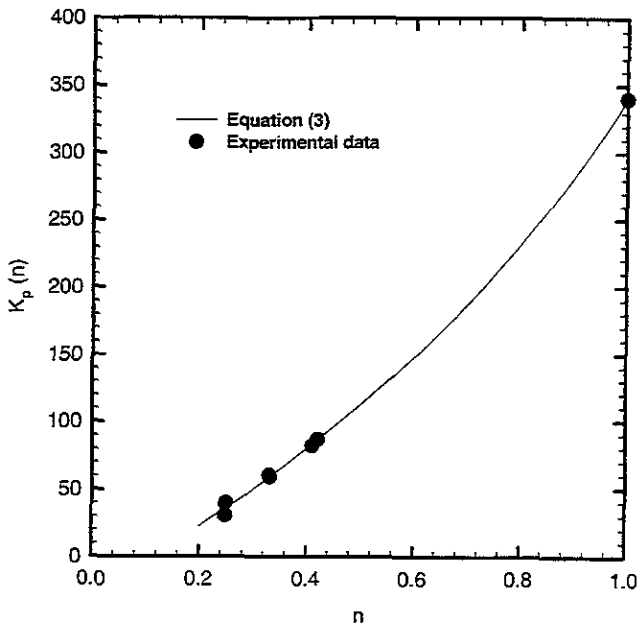


Fig. 4. Experimental $K_p(n)$ data and predicted values from Eq. (3).

It must be noted that the results shown in Fig. 3 allow us to estimate the variation of K_p as a function of n . This variation is presented in Fig. 4 for each shear thinning fluid tested. The experimental results were fitted by a non-linear regression algorithm to the following model, as suggested by Brito-De la Fuente et al. [11]:

$$K_p(n) = K_{p(n=1)} b^{n-1} c^{(n-1)/n} \quad (3)$$

where the value of $K_{p(n=1)}$ is given by Eq. (1), b and c are equal to 4.19 ± 0.79 and 1.48 ± 0.095 respectively. The plot of Eq. (3) is also shown in Fig. 4. The fitting obtained is very good. Let us mention here that Eq. (2) has been used in the literature to process experimental power draw data obtained with different impeller geometries [11,12].

In order to obtain a generalized dimensionless power draw curve for both Newtonian and non-Newtonian fluids, an effective viscosity (also named process viscosity) η_e must be defined, which is a function of the effective shear rate $\dot{\gamma}_e$. Based on the concepts of Metzner and Otto [13], as well as Eq. (2), Brito-De la Fuente et al. [11] showed that

$$N_p = K_p \frac{\rho N d^2}{\eta_e} = \frac{K_p \rho N d^2}{m (K_s N)^{n-1}} \quad (4)$$

or

$$N_p = \frac{K_p K_s^{n-1}}{(\rho N^2 - n d^2 / m)} = \frac{K_p K_s^{n-1}}{Re_{gen}} \quad (5)$$

Then, $\dot{\gamma}_e$ can be defined by

$$\dot{\gamma}_e = \left[\frac{K_p(n)}{K_p} \right]^{1/(n-1)} N \quad (6)$$

This effective shear rate is then used to calculate the effective viscosity and thus the effective Reynolds number Re_e , given by

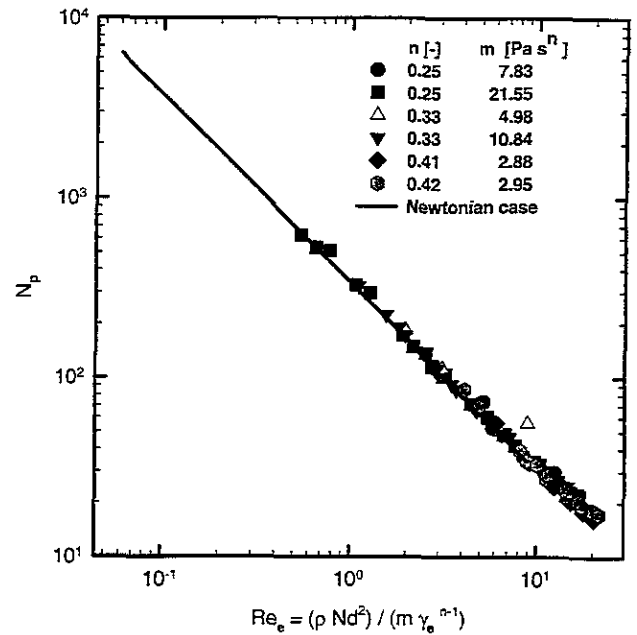


Fig. 5. Generalized dimensionless power consumption curve for the dual helical ribbon-Rushton turbine system.

$$Re_e = \frac{\rho N d^2}{m (\dot{\gamma}_e)^{n-1}} \quad (7)$$

The power input data for the shear thinning fluids were recalculated by using Eq. (7). The results are shown in Fig. 5. As can be observed, the power input results for the non-Newtonian fluids are superimposed on the Newtonian curve. This suggests that the factor used to generalize the results is adequate.

A tendency to shift the upper limit of the laminar region towards higher Re numbers ($Re > 10$) owing to the shear thinning behaviour is also observed. This is in agreement with previous reports [11,13].

It should be pointed out here that the proportionality factor between the effective rate of deformation and the impeller rotational speed in Eq. (6), is nothing but the well known K_s factor from the Metzner and Otto [13] method, given here by

$$K_s = \left[\frac{K_p(n)}{K_p} \right]^{1/(n-1)} \quad (8)$$

Then, from Eq. (8), it is obvious that the value of K_s depends on the model used to express the $K_p(n)$ results.

Rieger and Novák [14] expressed their power draw results with shear thinning fluids and helical impellers by

$$K_p(n) = K_{p(n=1)} \exp[-B(1-n)] \quad (9)$$

where B is a constant equal to 36.73. If Eq. (9) is substituted into Eq. (8), then the resulting K_s is a constant. Netušil and Rieger [12] using shear thinning fluids with n in the range from 0.16 to 1.0, fitted their power consumption results obtained with helical ribbons, screw with a draught tube and off-centered screw by

$$K_p(n) = K_{p(n=1)} n^\alpha \quad (10)$$

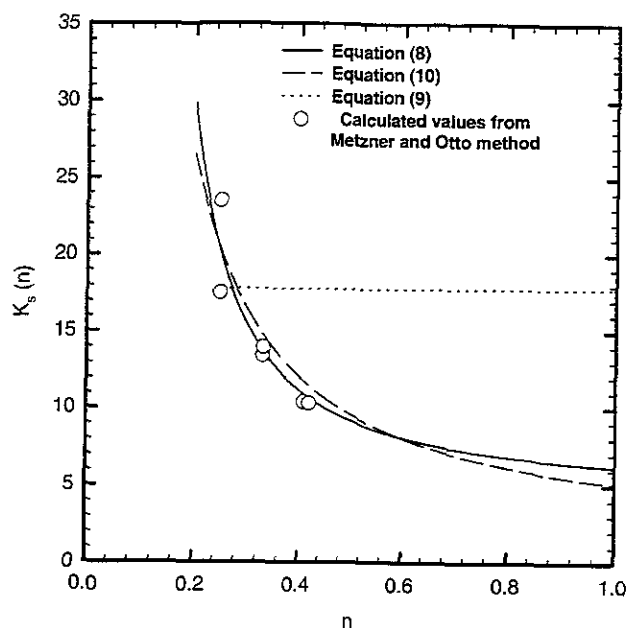


Fig. 6. K_s values from the experimental $K_p(n)$ data and the Metzner–Otto approach.

where α is a constant dependent on the geometry. Again, if this model is substituted into the K_s equation, the result is a decreasing function of n with high K_s values at low values of n . Although the authors proposed Eq. (10), they concluded that an average value of K_s may be used. In Fig. 6, we show the predicted results for the K_s parameters using our experimental results expressed by Eq. (3) as well as the estimated values obtained by following the classic Metzner and Otto [13] calculation. It is clear that K_s is a function of the fluid flow properties regardless of the model used to express the power input data. Let us emphasize that one advantage of using Eq. (6) is that there is no need to know a priori a K_s value. Furthermore, if needed, K_s can be determined with a reasonable accuracy using only one power input measurement and Eq. (2), in addition to the Newtonian power curve.

4. Nomenclature

b	constant in Eq. (3)	(–)
c	constant in Eq. (3)	(–)
d	impeller diameter	(m)
K_p	$K_p = \text{Re}N_p$	(–)
$K_p(n)$	defined by Eq. (2)	(–)
K_s	defined by Eq. (6)	(–)

m	consistency index in the power law model	(Pa s ^{n})
n	flow behaviour index in the power law model	(–)
N	rotational speed of impeller	(rev s ^{–1})
N_p	power number of impellers, $N = P / \rho d^5 N^3$	(–)
P	power consumption of impeller	(W)
Re_e	effective Reynolds number, $\text{Re}_e = \rho N d^2 / m \gamma_e^{n-1}$	(–)
Re_{gen}	generalized Reynolds number, $\text{Re}_{\text{gen}} = \rho N^{2-n} d^2 / m$	(–)
μ	viscosity	(Pa s)
ρ	density	(kg m ^{–3})
$\dot{\gamma}_e$	effective shear rate given by Eq. (6)	(s ^{–1})

Acknowledgements

The authors wish to acknowledge the financial support provided by the National Council of Science and Technology of Mexico (CONACyT) and DGAPA-UNAM (Mexico).

References

- [1] H.J. Henzler, G. Obernosterer, *Chem. Eng. Technol.* 14 (1991) 1–10.
- [2] M. Kamiwano, F. Saito, M. Kaminoyama, *Int. Chem. Eng.* 30 (2) (1990) 274–280.
- [3] M.F. Edwards, M.R. Baker, A review of liquid mixing equipment, in: N. Harnby, M.F. Edwards, A.W. Nienow (eds.), *Mixing in the Process Industries*, Butterworth-Heinemann, 1992, pp. 118–136.
- [4] F. Strek, J. Karcz, W. Bujalski, *Chem. Eng. Technol.* 13 (1990) 384–392.
- [5] A.B. Pandit, *Trans. IChemE. A* 71 (1993) 444–452.
- [6] A.H. John, W. Bujalski, A.W. Nienow, A. Sánchez, L. Torres, E. Galindo, *Trans. IChemE. A* 73 (1995) 535–541.
- [7] J.M. Nouri, J.H. Whitelaw, *Can. J. Chem. Eng.* 72 (1994) 782–791.
- [8] I. Fort, M. Poux, P. Fayolle, J. Bertrand, *Trans. IChemE. A* 72 (1994) 455–460.
- [9] P.A. Tanguy, F. Thibault, E. Brito-De La Fuente, T. Espinosa, A. Tecante, *Mixing performance induced by coaxial flat blade-helical ribbon impellers rotating at different speeds*, submitted to *Chem. Eng. Sci.* (1996).
- [10] H. Höcker, G. Langer, U. Werner, *Ger. Chem. Eng.* 4 (1981) 113–123.
- [11] E. Brito-De la Fuente, J.C. Leuliet, L. Choplin, P.A. Tanguy, *AIChE Symp. Ser.* 286 (1992) 88, 28–32.
- [12] J. Netušil, F. Rieger, *Chem. Eng. J.* 52 (1993) 9–12.
- [13] A.B. Metzner, R.E. Otto, *AIChE J.* 3 (1) (1957) 3–10.
- [14] F. Rieger, V. Novák, *Trans. IChemE.* 51 (1973) 105–111.

Guide for Authors

Submission of Papers

Papers for the *Chemical Engineering Journal* should be submitted to Dr. R. C. Darton, or to Professor C. Webb (biochemical engineering papers), or to one of the Associate Editors. Addresses of all Editors may be found on the inside cover of the journal.

Authors of review articles should consult with Professor Georgakis to check the suitability of their material before submitting a review. Submission of a manuscript implies it is not being simultaneously considered for publication elsewhere and that the authors have obtained the necessary authority for publication.

All papers will be independently refereed.

Types of Contribution

Original papers; interpretative review articles; short communications; letters to the Editors; book reviews.

Language

The principal language of the Journal is English, but papers in French are also published.

Authors in Japan may obtain information about how to have the English of their paper checked, corrected and improved (before submission) from: Elsevier Science Japan, Editorial Service, 1-9-15 Higashi Azabu, Minato-ku, Tokyo 106, Japan; Tel: +81-3-5561-5032; Fax: +81-3-5561-5045; E-mail: KYF04037@niftyserve.or.jp

Manuscript Preparation

Three copies should be provided in double-spaced typing on numbered pages of uniform size with a wide margin to the left.

Correspondence address

The name, complete postal address, telephone number, fax number and e-mail address of the corresponding author should be given on the first page of the manuscript.

Abstract

A brief summary (50–200 words) of the contents and conclusions of the paper and an indication of the relevance of new material should be included at the beginning of the paper. Authors of papers in French should provide a translation of the Abstract in English.

References

These should be indicated by numerals in square brackets, introduced consecutively in the text and must be listed at the end of the paper in numerical order. Journal titles should be abbreviated according to the Chemical Abstracts Service Source Index, 1970 edition, and supplements. The abbreviated title should be followed by the volume number, year (in parentheses) and page numbers.

Equations

These should be numbered (1), (2) etc.

Illustrations

It is imperative that authors supply the original and two copies of each illustration. Artwork should be supplied as black ink tracings

or as high contrast black and white glossy photographs. High quality computer graphics are also acceptable. Because artwork will generally be reduced in size before printing, any lettering must be sufficiently large (3–5 mm) to be legible after reduction. All illustrations should preferably require the same degree of reduction and must be clearly numbered. Legends to illustrations must be submitted on a separate list.

Illustrations can be printed in colour when they are judged by the Editor to be essential to the presentation. The publisher and the author will each bear part of the extra costs involved. Further information concerning colour illustrations and the costs to the author can be obtained from the publisher.

Units

The use of SI units is preferred.

Submission of electronic text

The final text should be submitted on a 3.5 in or 5.25 in diskette (in addition to a hard copy with original figures). Double density (DD) or high density (HD) diskettes formatted for MS-DOS or Apple Macintosh compatibility are acceptable, but must be formatted to their capacity before the files are copied on to them. The files should be saved in the native format of the wordprocessing program used. Most popular wordprocessor file formats are acceptable. It is essential that the name and version of the wordprocessing program, type of computer on which the text was prepared, and format of the text files are clearly indicated.

Proofs

Corresponding authors will receive proofs of their paper. (Authors will not receive proofs of Letters, in order to achieve rapid publication.) They are requested to return corrected proofs as soon as possible. No new material may be inserted in the text at the time of proof reading. A "note added in proof" will be accepted only if permission has been obtained from the Editor.

Offprints

Twenty-five offprints are provided free of charge. Further copies can be ordered at prices shown on the offprint order form which will accompany the proofs.

Page charges

There are no page charges.

Further Information

All questions arising after the acceptance of manuscripts, especially those relating to proofs, should be directed to: Elsevier Editorial Services, Mayfield House, 256 Banbury Road, Oxford OX2 7DH, UK (Tel: +44 (1865) 314900, Fax: +44 (1865) 314990, Telex: 83796). The full and complete Instructions to Authors can be found on the World Wide Web: access under <http://www.elsevier.nl> or <http://www.elsevier.com>.