



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
"CUAUTITLAN"

"TRANSFERENCIA DE MASA GAS-LIQUIDO Y
CONSUMO DE POTENCIA EN FLUIDOS
NEWTONIANOS AGITADOS CON UN
IMPULSOR MIXTO TURBINA DE DISCO Y
HOJAS PLANAS RECTAS-LISTÓN
HELICOIDAL"

7-5-72

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO EN ALIMENTOS
P R E S E N T A
ARTURO CHORA HERNANDEZ

ASESOR: DR ALBERTO TECANTE CORONEL



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.



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN
UNIDAD DE LA ADMINISTRACIÓN ESCOLAR
DEPARTAMENTO DE EXÁMENES PROFESIONALES

ASUNTO. VOTOS APROBATORIOS

DR. JUAN ANTONIO MONTARAZ CRESPO
DIRECTOR DE LA FES CUAUTITLÁN
P R E S E N T E

AT'N Q. Ma. del Carmen García Mijares
Jefe del Departamento de Exámenes
Profesionales de la FES Cuautitlán

Con base en el art. 28 del Reglamento General de Exámenes, nos permitimos comunicar a usted que revisamos la TESIS:

Transferencia de masa gas-líquido y consumo de potencia en fluidos
newtonianos agitado con un impulsor mixto turbina de disco y hojas
planas rectas-listón helicoidal.

qu^e presenta el pasante: Arturo Chora Hernández
con número de cuenta 8902316-5 para obtener el TÍTULO de:
Ingeniero en Alimentos

Considerando que dicha tesis reúne los requisitos necesarios para ser discutida en el EXAMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO

A T E N T A M E N T E.
"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"

Cuautitlán Izcalli, Edo. de Méx, a 16 de Octubre de 2000

PRESIDENTE	<u>Dr. Alberto Tecante Coronel</u>	
VOCAL	<u>I.Q. Oscar Germán Ibarra</u>	
SECRETARIO	<u>Dr. Jose Luis Arjona Roman</u>	
PRIMER SUPLENTE	<u>I.A. Laura M. Cortazar Figueroa</u>	
SEGUNDO SUPLENTE	<u>I.A. Francisco J. López Martínez</u>	

Contenido

	<i>Página</i>
<i>Índice de cuadros</i>	i
<i>Índice de figuras</i>	iv
<i>Nomenclatura</i>	viii
<i>Resumen</i>	1
<i>Introducción</i>	2
<i>Objetivos</i>	7
<i>Capítulo 1 Mezclado en tanques con agitación mecánica</i>	
1.1. <i>Recipientes con agitación mecánica Definición</i>	8
1.2. <i>Recipientes con agitación mecánica Componentes y funciones</i>	9
1.3. <i>Recipientes con agitación mecánica. Variables principales</i>	11
1.4. <i>Impulsores Tipos y clasificación</i>	12
1.4.1. <i>Tipos</i>	12
1.4.2. <i>Clasificación en función de la viscosidad del fluido</i>	13
1.4.3. <i>Clasificación de acuerdo a la dirección de descarga del fluido</i>	17
1.5. <i>Patrones de flujo macroscópicos</i>	20
1.5.1. <i>Sistemas gas-líquido</i>	20
1.6. <i>Consumo de potencia con agitación mecánica</i>	27
1.6.1. <i>Sistemas sin gas</i>	27
1.6.2. <i>Sistemas gas-líquido</i>	35
1.7. <i>Estudios previos. Correlaciones para predecir el consumo de potencia en tanques con agitación mecánica y aereación</i>	42
<i>Capítulo 2 Transferencia de masa gas-líquido en tanques con agitación mecánica</i>	
2.1. <i>Coefficiente interfacial</i>	46
2.2. <i>Principales factores que intervienen en la transferencia de masa gas-líquido</i>	51
2.2.1. <i>Variables del equipo y de operación</i>	51
2.2.2. <i>Propiedades del sistema</i>	52

2.3. Métodos para la determinación del coeficiente volumétrico de transferencia de masa gas-líquido	53
2.4. Estudios previos. Correlaciones para predecir el coeficiente volumétrico de transferencia de masa en tanques agitados con aereación	57
2.5. Trabajos previos, relacionados con el consumo de potencia con aereación, P_g , y el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, $k_L a$, en sistemas gas-líquido, en función al comportamiento reológico de la fase líquida	62

Capítulo 3 Metodología

Desarrollo experimental

Primera parte.

3.1.1. torque residual	73
3.1.2. Potencia sin aereación.	74
3.1.3. Potencia con aereación	77

Segunda parte.

3.2. transferencia de masa	81
----------------------------	----

Capítulo 4 Análisis de resultados

Primera parte.

4.1. Potencia sin aereación

a) Régimen de flujo.	91
b) Formación vórtice, (H_L) .	93
c) Aereación superficial.	97
4.1.1. Efecto de la formación de vórtice, $(H_L)_v$, y el fenómeno de aereación superficial, en el comportamiento de la potencia sin aereación, $(P)_{TR}$.	97
4.1.2. Efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} , y la viscosidad del fluido, η , en el consumo de potencia sin aereación, $(P)_{TR}$.	102
a) Efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} , en el consumo de potencia sin aereación $(P)_{TR}$.	104
b) Efecto de la viscosidad, η , en el consumo de potencia sin aereación, $(P)_{TR}$.	106
c) Efecto del número de Reynolds, Re_{HR} , en el número de potencia, $(P)_0_{HR}$, para el impulsor de listón helicoidal.	107

4.2. Potencia con aireación	111
4.2.1. Presencia de gas retenido, ε	113
a) Efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} , en el porcentaje de aire retenido, ε	116
b) Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en el porcentaje de aire retenido, ε	120
4.2.2. Efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} , la viscosidad del fluido, η , y el flujo volumétrico de aire, Q_g , en el consumo de potencia con aireación, $(P_g)_{TR}$	126
a) Efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} , en el consumo de potencia con aireación $(P_g)_{TR}$	126
b) Efecto de la viscosidad, η , en el consumo de potencia con aireación, $(P_g)_{TR}$	131
c) Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en el consumo de potencia con aireación $(P_g)_{TR}$	133
d) Efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} , y del flujo volumétrico de aire, Q_g , en la potencia relativa, $(P_g/P)_{TR}$	140
d1). Efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} , en la potencia relativa, $(P_g)_{TR}/(P)_{TR}$	143
d2). Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en la potencia relativa, $(P_g)_{TR}/(P)_{TR}$	151
<i>Segunda parte.</i>	158
4.3. Transferencia de masa	158
4.3.1. Efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} , de la viscosidad del fluido, η , y del flujo volumétrico de aire, Q_g , en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, $(k_L a)_{HR}$	163
a) Efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} , en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, $(k_L a)_{HR}$	164
a1). Efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} en términos de consumo de potencia con aireación, $(P_g)_{TR}$, en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, $(k_L a)_{HR}$	173

b)	<i>Efecto de la viscosidad, η, en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, $(k_{La})_{HR}$.</i>	177
	<i>bi).</i> <i>Efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} en términos de consumo de potencia con aereación, $(P_g)_{TR}$, y de la viscosidad, η, en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, $(k_{La})_{HR}$.</i>	181
c)	<i>Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g, en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, $(k_{La})_{HR}$, a diferentes viscosidades, η, y velocidades de rotación, N_{TR}.</i>	182
d)	<i>Efecto de la posición de la sonda en el coeficiente global de transferencia de masa gas-líquido, k_{La}.</i>	188
e)	<i>Efecto global de N_{TR}, Q_g y η en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa gas-líquido en los dos niveles de líquido, $(k_{La})_{HR}$ y $(k_{La})_{TR}$.</i>	192

Tercera parte.

Conclusiones	199
---------------------	-----

Referencias	201
	205

Anexos	A1
---------------	----

<i>Anexo 1 Equipo experimental</i>	A1
------------------------------------	----

<i>Anexo 2 Calibración de la sonda para oxígeno</i>	A5
---	----

<i>Anexo 3 Solución matemática al modelo no lineal</i>	A6
--	----

Índice de cuadros

Capítulo 1	Página
Cuadro 1.1. Clasificación de impulsores en función a la viscosidad de la fase continua (Harnby et al., 1985; Ho y Kwong, 1973; McDonough, 1992; Myers et al., 1996).	16
Cuadro 1.2. Correlaciones para la determinación del consumo de potencia en sistemas agitados con impulsores remotos de relaciones geométricas estándar.	43
Cuadro 1.3. Correlaciones para predecir el consumo de potencia en sistemas gas-líquido agitados por un impulsores múltiples.	44
Capítulo 2	
Cuadro 2.1. Clasificación de métodos para la determinación del coeficiente volumétrico de transferencia de masa ($k_L a$) (Sobotka, 1982).	55
Cuadro 2.2. Correlaciones para predecir $k_L a$ con impulsores individuales.	59
Cuadro 2.3. Correlaciones para predecir $k_L a$ con impulsores múltiples.	60
Capítulo 3	
Cuadro 3.1. Condiciones de operación para consumo de potencia sin aereación.	75
Cuadro 3.2. Combinaciones de velocidades de concentración-velocidad de rotación-flujo volumétrico de aire, utilizadas en régimen aereado.	78
Capítulo 4	
Cuadro 4.1. Propiedades físicas de los distintos fluidos utilizados.	89
Cuadro 4.2. Valores de torque sin aereación, T , y coeficientes de variación, $c.v.$, para las diferentes condiciones de operación.	90
Cuadro 4.3. Intervalo de Re_{TR} y $(P)_{TR}$ de los fluidos agitados.	91
Cuadro 4.3.1 Intervalo de Re_{TR} y $(P)_{TR}$ para cada velocidad de rotación.	92
Cuadro 4.4. Incremento en la altura de líquido debido al vórtice, $(H_D)_v$, a distintas velocidades de rotación N_{TR} , para cada, η de líquido	93
Cuadro 4.5. Comportamiento de $(P)_{TR}$ en función de N_{TR} para los fluidos agitados, tomando en cuenta Re_{TR} .	101
Cuadro 4.6. Efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} , en el consumo de potencia sin aereación $(P)_{TR}$, para los diferentes fluidos.	105
Cuadro 4.7. Efecto de la viscosidad, η , en el consumo de potencia sin aereación $(P)_{TR}$, para los diferentes fluidos.	106
Cuadro 4.8. Intervalo de Re_{HR} y $(P)_{HR}$ a diferentes viscosidades, η	108

Cuadro 4.9.	Valores de torque con aereación, T_g , y coeficientes de variación, <i>c.v.</i> , para las diferentes condiciones de operación	112
Cuadro 4.10.	Altura de líquido, $(H_L)_{vg}$, y porcentaje de gas retenido, ε , a las diferentes velocidades de rotación, N_{TR} y viscosidades, η .	115
Cuadro 4.11.	Efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} , en el consumo de potencia con aereación $(P_g)_{TR}$, a diferentes viscosidades y cuatro flujos volumétricos de aire, Q_g .	127
Cuadro 4.12.	Efecto de la viscosidad, η , en el consumo de potencia con aereación P_g a las diferentes velocidades de rotación, N_{TR} , y cuatro flujos volumétricos de aire, Q_g .	132
Cuadro 4.13.	Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en el consumo de potencia con aereación $(P_g)_{TR}$, a 100 rpm, 400 rpm y 800 rpm a diferentes viscosidades, η .	134
Cuadro 4.14.	Valores de $(N_{CD})_{TR}$ determinados experimentalmente y N_{TR} a la que se presentó el $\varepsilon_{m\acute{a}x}$.	143
Cuadro 4.15.	Valores del coeficiente volumétrico de transferencia de masa de la sonda colocada al nivel de la turbina Rushton, $(k_L a)_{TR}$, del coeficiente de correlación, r y valores del error estándar, <i>std err</i> , para las diferentes condiciones de operación.	161
Cuadro 4.16.	Valores del coeficiente volumétrico de transferencia de masa de la sonda colocada al nivel del listón helicoidal, $(k_L a)_{HR}$, del coeficiente de correlación, r y valores del error estándar, <i>std err</i> , para las diferentes condiciones de operación.	162
Cuadro 4.17.	Efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} , en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, $(k_L a)_{HR}$, a diferentes viscosidades, η , y flujos volumétricos de aire, Q_g .	166
Cuadro 4.18.	Efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} , en el consumo de potencia con aereación $(P_g)_{TR}$, a diferentes viscosidades y cuatro flujos volumétricos de aire, Q_g .	176
Cuadro 4.19.	Efecto de la viscosidad, η , en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, correspondiente, a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, $(k_L a)_{HR}$, a los diferentes flujos volumétricos de aire.	178
Cuadro 4.20.	Efecto de la viscosidad, η , en el consumo de potencia con aereación $(P_g)_{TR}$ y en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, correspondiente, a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, $(k_L a)_{HR}$, a los diferentes flujos volumétricos de aire	181

Cuadro 4.21	Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, correspondiente, a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, $(k_L a)_{HR}$, a diferentes viscosidades, η , y velocidades de rotación, N_{TR} .	183
-------------	--	-----

Anexos

Cuadro A1	Dimensiones y relaciones geométricas del tanque de agitación y sus componentes.	A2
-----------	---	----

Índice de figuras

	<i>Página</i>
Capítulo 1	
Figura 1.1. Elementos que integran un equipo de mezclado (AlchE, 1985; Harnby et al., 1985; Jackson, 1991).	10
Figura 1.2. Tipos de impulsores (Oldshue, 1983; Atkinson y Mavituna, 1991).	14
Figura 1.3. Flujo axial y flujo radial (McDonough, 1992).	19
Figura 1.4. Balance flujo-cizalla a potencia constante para varios tipos de impulsores (Oldshue, 1983).	21
Figura 1.5. Patrones de flujo generados por una turbina Rushton en sistemas gas-líquido (Nienow y Elson, 1988 Nienow, 1990).	23
Figura 1.5.1 Patrones de flujo generados por los impulsores de hojas inclinadas y florete en sistemas gas-líquido (Bakker y Van Den Akker, 1994; Nienow et al., 1986 Nienow, 1990).	25
Figura 1.6. Formación de cavidades en la parte posterior de las hojas de una turbina Rushton (Harnby et al., 1985)	23
Figura 1.7. Mecanismos de arrastre (Tatterson, 1994).	28
Figura 1.8. Curvas de potencia para líquidos newtonianos e impulsores remotos (Atkinson y Mavituna, 1991).	31
Figura 1.9. Curva de potencia relativa en función al número de aereación y patrones de flujo en sistemas gas-líquido (Harnby et al., 1985).	38
Figura 1.10. Formas básicas de cavidad (Nienow et al., 1986).	39
Figura 1.11. Efecto de la viscosidad en el consumo de potencia en sistemas gas-líquido (Nienow, 1990).	40
Capítulo 2	
Figura 2.1. Transferencia oxígeno por difusión de acuerdo a la teoría de la doble película (Moo-Young y Charles, 1985).	47
Capítulo 3	
Figura 3.1. Representación del experimento de aereación por el método de gaseado en el líquido "gassing-in".	82
Figura 3.2. Ajuste de la respuesta normalizada de la sonda, $G(t)$, a la característica transiente de la sonda, $H(t)$, ante la difusión de oxígeno	83
Capítulo 4	
Figura 4.1. Efecto de la velocidad de rotación del impulsor de disco y hojas planas rectas, N_{TR} , en el consumo de potencia sin aereación, $(P)_{TR}$, a 25 ± 1 °C.	95
Figura 4.2. Efecto de la velocidad de rotación del impulsor de disco y hojas planas rectas, N_{TR} , en el comportamiento de la potencia sin aereación, $(P)_{TR}$, a 25 ± 1 °C.	98

Figura 4.2 1.	Efecto de la velocidad de rotación del impulsor de disco y hojas planas rectas, N_{TR} , en el consumo de potencia sin aereación, $(P)_{TR}$, a $25 \pm 1^\circ\text{C}$. En coordenadas logarítmicas.	100
Figura 4.3.	Efecto de N_{TR} y η en el consumo de potencia sin aereación, $(P)_{TR}$, determinado para el impulsor de disco y hojas planas rectas, a $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	103
Figura 4.4.	Efecto del número de Reynolds, $(Re)_{HR}$ en el número de potencia, $(P_\theta)_{HR}$, tomando en cuenta N_{HR} y D_{HR} correspondientes al impulsor de listón helicoidal, evaluado a $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	109
Figura 4.5.	Efecto de Fr_{TR} en la cantidad total de gas retenido, ε , determinado a $5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0024 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	118
Figura 4.6.	Efecto de Fr_{TR} en la cantidad total de gas retenido, ε , determinado a $20 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0096 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	119
Figura 4.7.	Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en la cantidad total de gas retenido, ε , a velocidad de rotación, N_{TR} , de 300 rpm (Fr_{TR} de 0.19) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	121
Figura 4.8.	Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en la cantidad total de gas retenido, ε , a velocidad de rotación, N_{TR} , de 500 rpm (Fr_{TR} de 0.53) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	122
Figura 4.9.	Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en la cantidad total de gas retenido, ε , a velocidad de rotación, N_{TR} , de 800 rpm (Fr_{TR} de 1.37) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	123
Figura 4.10.	Efecto de N_{TR} y η en el consumo de potencia con aereación, $(P_g)_{TR}$, determinado a $5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0024 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	128
Figura 4.11.	Efecto de N_{TR} y η en el consumo de potencia con aereación, $(P_g)_{TR}$, determinado a $20 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0096 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	130
Figura 4.12.	Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en el consumo de potencia con aereación $(P_g)_{TR}$, a velocidad de rotación, N_{TR} , de 100 rpm (Fr_{TR} de 0.02) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	135
Figura 4.13	Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en el consumo de potencia con aereación $(P_g)_{TR}$, a velocidad de rotación, N_{TR} de 400 rpm (Fr_{TR} de 0.34) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	137
Figura 4 14.	Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en el consumo de potencia con aereación $(P_g)_{TR}$, a velocidad de rotación, N_{TR} de 800 rpm (Fr_{TR} de 1.37) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	138
Figura 4.15.	Relación entre el número de Froude, Fr_{TR} , y el número de aereación, Fl_{TR} , con respecto a los diferentes patrones de flujo, para viscosidades inferiores a $0.1 \text{ Pa}\cdot\text{s}$.	141

Figura 4.16.	Efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} en términos de Fl_{TR} , sobre la potencia relativa, $(P_g)_{TR}/(P)_{TR}$, a $5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0024 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	145
Figura 4.17	Efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} en términos de Fl_{TR} , sobre la potencia relativa, $(P_g)_{TR}/(P)_{TR}$, a $10 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0048 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	147
Figura 4.18	Efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} en términos de Fl_{TR} , sobre la potencia relativa, $(P_g)_{TR}/(P)_{TR}$, a $15 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0072 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	149
Figura 4.19	Efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} en términos de Fl_{TR} , sobre la potencia relativa, $(P_g)_{TR}/(P)_{TR}$, a $20 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0096 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	152
Figura 4.20.	Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en términos de Fl_{TR} , sobre la potencia relativa $(P_g)_{TR}/(P)_{TR}$, a 100 rpm (Fr_{TR} de 0.02) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	153
Figura 4 21.	Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en términos de Fl_{TR} , sobre la potencia relativa $(P_g)_{TR}/(P)_{TR}$, a 400 rpm (Fr_{TR} de 0.34) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	155
Figura 4 22.	Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en términos de Fl_{TR} , sobre la potencia relativa $(P_g)_{TR}/(P)_{TR}$, a 800 rpm (Fr_{TR} de 1.37) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	156
Figura 4.22.1.	Comparación entre la respuesta normalizada $G(t)$ y los datos experimentales para ambas sondas, bajo las mismas condiciones de operación.	160
Figura 4.23	Efecto de N_{TR} y η , en $(k_L a)_{HR}$, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal a $5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0024 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	165
Figura 4 23 1.	Efecto de $(P_g)_{TR}$ en $(k_L a)_{HR}$, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal a $5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0024 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	174
Figura 4 24.	Efecto de N_{TR} y η , en $(k_L a)_{HR}$, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal a $10 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0048 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	167
Figura 4 25.	Efecto de N_{TR} y η , en $(k_L a)_{HR}$, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal a $15 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0072 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	168
Figura 4.26.	Efecto de N_{TR} y η , en $(k_L a)_{HR}$, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal a $20 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0096 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	169
Figura 4.26 1.	Efecto de $(P_g)_{TR}$ en $(k_L a)_{HR}$, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal a $20 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0096 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	175

Figura 4.27.	Efecto de N_{TR} y η , en $(k_L a)_{TR}$, correspondiente a la sonda colocada a la altura de la turbina Rushton a $5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0024 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	171
Figura 4.28.	Efecto de la viscosidad, η , en $(k_L a)_{HR}$, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal a $5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0024 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	179
Figura 4.29.	Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g en $(k_L a)_{HR}$, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, a velocidad de rotación, N_{TR} , de 200 rpm (Fr_{TR} de 0.08) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	184
Figura 4.30.	Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g en $(k_L a)_{HR}$, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, a velocidad de rotación, N_{TR} , de 500 rpm (Fr_{TR} de 0.53) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	186
Figura 4.31.	Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g en $(k_L a)_{HR}$, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, a velocidad de rotación, N_{TR} , de 800 rpm (Fr_{TR} de 1.37) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	187
Figura 4.32.	Efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} , sobre la relación $(k_L a)_{HR} / (k_L a)_{TR}$, determinado a $5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0024 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	189
Figura 4.33.	Efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} , sobre la relación $(k_L a)_{HR} / (k_L a)_{TR}$, determinado a $20 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0096 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	190
Figura 4.34.	Relación entre $(k_L a)_{HR}$ y $(k_L a)_{TR}$, para $0.0168 \text{ Pa}\cdot\text{s} \leq \eta \leq 0.3303 \text{ Pa}\cdot\text{s}$, $5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1} \leq Q_g \leq 20 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ y $100 \text{ rpm} \leq N_{TR} \leq 800 \text{ rpm}$ a $25 \pm 1^\circ\text{C}$.	193
Figura 4.35.	Comparación del $(k_L a)_{HR}$ obtenido experimentalmente con el $(k_L a)_{HR}$ calculado por medio de la correlación.	195
Figura 4.36.	Comparación del $(k_L a)_{TR}$ obtenido experimentalmente con el $(k_L a)_{TR}$ calculado por medio de la correlación.	198

Anexos

Figura A.1.	Montaje experimental.	A1
Figura A.2.	Relación de las dimensiones en el tanque de agitación	A3
Figura A.3.	Montaje para la calibración de las sondas.	A5
Figura A.4.	Sonda polarográfica.	A6
Figura A.5.	Zonas de transporte.	A6

Nomenclatura

a	Area interfacial por unidad de volumen del liquido	m^{-1}
A	Area de transferencia de oxigeno	m^2
A_c	Area del catodo	m^2
A_f	Area frontal de la paleta	m^2
B_n	Numero de hojas del impulsor	
B	Constante de regresion de la ecuacion 39	
C	Distancia entre el impulsor colocado en la parte mas baja del tanque y el fondo del recipiente	m
C	Concentración de oxigeno en el equilibrio	$mol \cdot m^{-3}$
C_{O_2l}	Concentración de oxigeno en la interfase gas-liquido	$mol \cdot m^{-3}$
C_l	Concentración de oxigeno disuelto en la fase liquida	$mol \cdot m^{-3}$
D	Diametro del impulsor	m
D_{O_2l}	Difusividad de oxigeno en la fase liquida	$m^2 \cdot s^{-1}$
DTR	Diámetro de la turbina Rushton	m
L_m	Espesor de la membrana	m
Q_g	Flujo volumetrico de gas	$m^3 \cdot s^{-1}$
Q_l	Flujo volumetrico de liquido	$m^3 \cdot s^{-1}$
F_D	Fuerza de arrastre	N
g	Fuerza de gravedad	$m \cdot s^{-2}$
$G(t)$	Respuesta normalizada de la sonda, correspondiente a' cambio de la concentracion de oxigeno en la fase liquida C_l con respecto al tiempo	
g_c	Constante	$kg_m \cdot m \cdot kg^{-1} \cdot s^{-2}$
H	Altura del recipiente	m
$H(t)$	Respuesta transiente de la sonda para oxigeno	
H'	Constante de la ley de Henry	Pa
H_{st}	Distancia entre el difusor de aire y el fondo del recipiente	m
H_s	Espacio entre los impulsores	m
H_l	Altura del liquido en el recipiente	m
$(H_l)_g$	Incremento en el nivel del liquido del recipiente debido a: gas retenido	m
$(H_l)_v$	Incremento en el nivel del liquido del recipiente debido al vortice	m
$(H_l)_g$	Incremento en el nivel del liquido del recipiente debido a la retencion de gas y a la formacion de vortice	m

i	Intensidad de corriente	mA
J	Ancho de la mampara	m
K	Índice de consistencia	Pa·s
K_0	Coficiente global de transferencia de oxígeno en el electrodo	m·s
k_c	Coficiente convectivo de transferencia de masa	m·s
K_G	Coficiente global de transferencia de masa donde la película de gas es la principal resistencia	m·s
K_L	Coficiente global de transferencia de masa donde la película líquida es la principal resistencia	m·s
k_G	Coficiente de transferencia de masa de la película de gas	m·s
k_L	Coficiente de transferencia de masa de la película líquida	m·s
K_{L0}	Coficiente volumétrico global de transferencia de masa gas-líquido	s
k_{L0}	Coficiente volumétrico local de transferencia de masa gas-líquido (la resistencia de la película de gas a la transferencia de oxígeno se considera despreciable)	s
$(k_{L0})_{IR}$	Coficiente volumétrico de transferencia de masa interfacial en la parte superior del recipiente (al nivel del listón helicoidal)	s
$(k_{L0})_{FR}$	Coficiente volumétrico de transferencia de masa interfacial en el fondo del recipiente (al nivel de la turbina Rushton)	s
K_M	Constante de la membrana, en el electrodo a la transferencia de masa (tiempo de respuesta de la sonda)	s
K_p	Constante de potencia, función de la geometría del mezclador	
L	Longitud de la hoja del impulsor	m
L_f	Resistencia a la transferencia de oxígeno de la película líquida en la parte externa de la membrana	
M	Peso molecular del oxígeno	kg·mol
$M_{0,2}$	Valor máximo de la señal correspondiente al segundo estado estacionario de la transferencia de masa en la fase gaseosa (únicamente aire)	mV
$M_{L,2}$	Valor máximo de la señal correspondiente al segundo estado estacionario de la transferencia de masa en la fase líquida	mV
M_{max}	Valor máximo de señal correspondiente al segundo estacionario de la transferencia de masa	mV
M_{min}	Valor mínimo de señal correspondiente al primer estacionario de la transferencia de masa	mV
$M_{s,1}$	Valor mínimo de señal correspondiente al primer estacionario de la transferencia de masa, donde $C_L \approx 0$	mV
$M_{s,2}$	Valor máximo de señal correspondiente al segundo estacionario de la transferencia de masa, donde $C_L \approx C^*$	mV
N	Velocidad rotacional de un impulsor	rps

Q_{O_2}	Flujo molar de oxígeno	$\text{mol}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{m}^{-3}$
β	Índice de comportamiento al flujo	
ω_{CD}	Velocidad rotacional del impulsor en la etapa de descarga	rps
$\omega_{c,cr}$	Velocidad de rotación crítica a la cual comienza la entrada de aire desde la superficie debido a la formación de vórtice	rps
α	Numero de electrones liberados por la reacción electroquímica	
ω_{CI}	Velocidad rotacional del impulsor en la etapa de inundación	rps
i	Numero de impulsores o numero de un impulsor en sistemas multiples de mezclado	
ω_{CR}	Velocidad rotacional del impulsor en la etapa de recirculación	rps
P_T	Presión total del sistema	Pa
P	Potencia sin aereación	W
P_g	Potencia con aereación	W
P_m	Presión media logarítmica del gas o $(P_1 - P_2)/\ln(P_1/P_2)$	Pa
pm	Permeabilidad de la membrana	
P_{O_2L}	Presión parcial de oxígeno en la fase principal de líquido	Pa
P_{O_2e}	Presión parcial de oxígeno en la interfase membrana-electrolito	Pa
P_{O_2I}	Presión parcial de oxígeno en la interfase gas-líquido	Pa
P_{O_2G}	Presión parcial de oxígeno en la fase principal de gas	Pa
P_{O_2}	Presión parcial de oxígeno en equilibrio con la concentración de oxígeno en la fase líquida C_L	Pa
P_g	Potencia con aereación cuando F_I es muy grande	W
Q_g	Flujo volumétrico de gas	$\text{m}^3\cdot\text{s}^{-1}$
Q_{O_2}	Velocidad de consumo de oxígeno	$\text{m}^3\cdot\text{s}^{-1}$
Q_{O_2}	Velocidad de transferencia de masa de oxígeno	$\text{mol}\cdot\text{s}^{-1}$
n	Numero de mamparas	
R	Constante de la ley de los gases	$\text{Pa}\cdot\text{m}^3\cdot\text{K}^{-1}\cdot\text{mol}^{-1}$
θ	Inclinación del impulsor	
D	Diámetro del recipiente	m
T	Torque aplicado únicamente al fluido cuando no existe aereación	$\text{N}\cdot\text{m}$
t_0	Tiempo inicial del experimento	s
T	Torque real con aereación	$\text{N}\cdot\text{m}$
T_c	Temperatura del sistema gas-líquido	C
T_a	Temperatura absoluta del sistema gas-líquido	K
T_r	Torque residual	$\text{N}\cdot\text{m}$
T	Torque total promedio sin aereación	$\text{N}\cdot\text{m}$
T_g	Torque total promedio con aereación	$\text{N}\cdot\text{m}$

v	Velocidad relativa de una placa	m•s
V	Volumen de líquido	m ³
v_s	Velocidad superficial del gas	m•s
B	Ancho de la hoja del impulsor	m
Δ	Concentración de células	kg•m ⁻³
y_{O_2}	Fracción mol de oxígeno en la fase gas a la entrada del fermentador	
y_{O_2}	Fracción mol de oxígeno en la fase gas a la salida del fermentador	
y_{O_2}	Fracción mol de oxígeno en la fase gas	

LETRAS GRIEGAS

i	Porcentaje de gas retenido	%
η	Viscosidad del líquido	Pa•s
η_H	Viscosidad aparente	Pa•s
η_g	Viscosidad del gas	Pa•s
η_w	Viscosidad de agua	Pa•s
ν	Viscosidad cinemática	m ² •s
$\dot{\gamma}$	Velocidad de cizalla	s
ρ	Densidad	kg•m ⁻³
σ	Tensión superficial	N•m
σ_H	Desviación estándar	
π	Constante = 3.1416	
∇C_{O_2}	Gradiente de concentración de oxígeno	mol•m ⁻³

NÚMEROS ADIMENSIONALES

Fl	Numero de aereación	$Fl = \frac{Q_a}{\sqrt{D}}$
Fl'	Numero de aereacion modificado	$Fl' = \frac{Q_a}{\pi \sqrt{D^3 W}}$
Fr	Numero de Froude	$Fr = \frac{DN}{g}$
P_{a_2}	Numero de potencia del impulsor con aereacion modificado	$P_{a_2} = \frac{P}{\pi^2 N^3 D^3 W}$
P_n	Numero de potencia del impulsor sin aereacion	$P_n = \frac{P}{\rho N^3 D^5}$
P_{n_2}	Numero de potencia del impulsor con aereacion	$P_{n_2} = \frac{P_a}{\rho N^3 D^5}$
Re	Numero de Reynolds para un impulsor	$Re = \frac{\rho \sqrt{D^3}}{\eta}$

SUBINDICES

TR	Impulsor de disco y hojas planas rectas (Turbina Rushton)
HR	Impulsor de liston helicoidal

Resumen

Debido a que en sistemas gas-líquido las propiedades reológicas de la fase líquida tienen una importancia fundamental en la hidrodinámica que gobierna un recipiente agitado mecánicamente, el objetivo de este trabajo fue evaluar el comportamiento de un impulsor mixto turbina de hojas planas rectas-listón helicoidal, en términos de consumo de potencia y de transferencia de masa gas-líquido durante el mezclado de fluidos newtonianos. También se establecieron las condiciones de operación que propiciaron la mejor dispersión de gas, utilizando el coeficiente volumétrico de transferencia de masa como criterio de eficiencia de aereación del equipo. Este agitador dual fue elegido debido a la gran capacidad para dispersar gas del impulsor de disco y hojas planas rectas (Turbina Rushton) y a las características del impulsor de listón helicoidal para promover el bombeo y la circulación del fluido en el recipiente, lo que evita las zonas sin movimiento.

Para cubrir el objetivo general, el desarrollo experimental consistió en determinar el efecto de la viscosidad sobre el consumo de potencia en régimen aereado y no aereado así como sobre la transferencia de masa interfásica bajo diferentes condiciones de operación (velocidad de agitación y flujo volumétrico de aire) a temperatura constante ($25 \pm 1^\circ\text{C}$). El intervalo de viscosidades fue de 0.0168 a 0.3303 Pa·s, el del flujo volumétrico de aire de 5 a 20 L/min y la velocidad de rotación de 100 a 800 rpm, ésta última fue establecida con relación al impulsor de disco y hojas planas rectas. Debido al intervalo de viscosidad y de velocidad de rotación, el régimen de flujo fue de transición y principalmente turbulento.

Se llegó a la conclusión de que la viscosidad fue la variable del sistema que más afectó al coeficiente volumétrico de transferencia de masa. Por otra parte a velocidades superiores a 400 rpm, se obtuvieron mejores condiciones de dispersión, visto en términos de dicho coeficiente.

Además, quedó demostrada la gran contribución del impulsor de disco y hojas planas en la dispersión y el mezclado de gas, así como la buena contribución en la circulación y mezclado de ambas fases por parte del listón helicoidal.

Introducción

Esta sección tiene por objeto establecer la importancia de la transferencia de cantidad de movimiento y masa gas-líquido en tanques agitados mecánicamente. así como el contexto y alcances del presente estudio.

El manejo de fluidos en tanques agitados, es propio de un buen número de aplicaciones, las cuales tienen objetivos bien definidos. Las aplicaciones incluyen el mezclado de fases individuales, con o sin reacción química, mezclas sólido-líquido; dispersión de gases y de líquidos inmiscibles y aplicaciones de transferencia de masa y calor. En algunos casos la utilización de un recipiente agitado mecánicamente es inapropiada, por lo que se han desarrollado equipos de mayor eficacia, no obstante, existen procesos que involucran el manejo de sólidos o tienen requerimientos especiales, los cuales pueden satisfacerse únicamente si se llevan a cabo en recipientes agitados. Por lo tanto, se debe hacer énfasis en la necesidad de comprender la dinámica de los fenómenos que ocurren en el recipiente agitado para un mejor diseño del mismo (Carpenter, 1986. Mishra y Joshi, 1993).

Un tanque agitado es un equipo muy simple, y ciertamente, es puramente mecánico. Sin embargo, el estudio de su hidrodinámica a través de su comportamiento, se torna extremadamente complejo. La mayoría de los investigadores han resuelto este problema empleando aproximaciones empíricas y correlacionando grupos adimensionales, los cuales representan resultados experimentales a pequeña escala (Carpenter, 1986)

En el caso de sistemas gas-líquido, los recipientes agitados se utilizan cuando el volumen de gas suministrado es grande en comparación con el volumen de líquido, la viscosidad de la fase principal es grande y se requiere un alto grado de homogeneidad, o están presentes sólidos en suspensión. En un sistema gas-líquido la agitación mecánica dispersa la fase gaseosa, incrementa el tiempo de contacto de las burbujas con el líquido, la transferencia de masa y calor, y puede mantener una

tercera fase en suspensión. Los gases que se dispersan en recipientes agitados son por lo general poco solubles (Einsele y Finn, 1980; Treybal, 1988).

Los sistemas gas-líquido se encuentran en el área de fermentaciones, hidrogenaciones y oxidaciones. Un ejemplo de éstos, relacionado con el procesamiento de alimentos, es la fermentación para la obtención de polisacáridos extracelulares, donde el aire suministrado, el cual contiene oxígeno, representa la fase gaseosa. Dichas fermentaciones son aeróbicas, por lo que requieren oxígeno como elemento esencial para el desarrollo de los microorganismos. Por lo tanto, los requerimientos de transferencia de oxígeno deben ser considerados cuidadosamente en el diseño de un sistema de fermentación, ya que, si la capacidad de transferencia de oxígeno del equipo es menor que la capacidad de los microorganismos para consumirlo, la producción se ve limitada (Bjurstrom, 1985, Einsele y Finn, 1980, Midoux y Charpentier, 1984)

La transferencia de oxígeno en sistemas de fermentación está caracterizada por el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, $k_L a$, el cual es utilizado como un criterio de diseño, porque representa la capacidad y eficiencia de la transferencia de masa de un equipo determinado (Bjurstrom, 1985)

El valor de $k_L a$ depende no sólo de las condiciones de agitación (potencia aplicada) y aereación (flujo volumétrico de aire), si no también es una función de las propiedades químicas y reológicas del medio de fermentación y de la geometría del recipiente (Chavan et al , 1972, Fuchs et al., 1971)

Por otro lado, el consumo de potencia y la forma en que ésta se disipa en el interior del fermentador son importantes para lograr un grado de homogeneidad además de las características deseadas de transferencia de masa ($k_L a$) y calor en el recipiente. Debido a esto, el consumo de potencia por unidad de volumen que existe en el fermentador es también uno de los principales parámetros de diseño que puede ser manipulado para proporcionar el nivel requerido de transferencia de oxígeno, además, también refleja los cambios en la forma que el sistema gas-líquido se mueve en el interior del recipiente y los cambios de las propiedades reológicas de la fase continua (Bjurstrom, 1985; Cheng y Carreau, 1994)

Los impulsores de claro amplio, también llamados remotos, (remote clearance impellers) como los de disco y hojas planas rectas, de florete de hojas amplias, de hojas inclinadas, de disco y hojas curvas son eficientes para mezclar fluidos de viscosidad pequeña ($3 \text{ Pa}\cdot\text{s} \leq \eta \leq 50 \text{ Pa}\cdot\text{s}$) y para dispersar gas, sin embargo la mayoría de los estudios para sistemas gas-líquido se enfocan en sistemas donde la fase líquida tiene una viscosidad menor o igual a $0.1 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ (Harnby et al., 1985; Nienow, 1990). Los impulsores de claro estrecho, también llamados de proximidad (close clearance impellers), son eficientes para mezclar fluidos de viscosidad grande y fluidos sensibles a degradarse por excesivos niveles de agitación, así como mantener sólidos en suspensión, sin embargo, su capacidad para dispersar gas es muy limitada (Chavan et al., 1972, Tecante et al., 1991; Tecante y Choplin, 1993)

En sistemas donde el comportamiento reológico no cambia con el tiempo la selección de alguno de los dos tipos de impulsores es menos complicada que cuando el comportamiento reológico cambia durante un determinado proceso, ya que casi siempre, las dificultades para Homogeneizar el sistema además de cambiar con el tiempo, también se incrementan (Cheng y Carreau, 1994, Tecante et al., 1991; Tecante y Choplin, 1993).

Los medios de fermentación de polisacáridos extracelulares son un ejemplo de sistemas en los cuales la viscosidad y el comportamiento reológico de la fase líquida cambian con el tiempo; generalmente, al inicio del proceso de fermentación el medio de cultivo tiene pequeña viscosidad y exhibe un comportamiento newtoniano, pero a medida que transcurre el tiempo y el polisacárido se produce, la viscosidad del medio aumenta y el comportamiento al flujo se transforma a un comportamiento no newtoniano (adelgazado por cizalla e incluso propiedades elásticas) (Pace, 1978; Tecante et al., 1991)

Por consiguiente, las propiedades reológicas de los medios de fermentación tienen un gran efecto en la eficiencia de los fermentadores ya que afectan los patrones de flujo, el consumo de potencia y la transferencia de masa en todo el volumen de fluido (hidrodinámica del fermentador) (Chavan et al., 1975, Fuchs et al., 1971, Moo-Young y Charles, 1985, Pace, 1980).

En la literatura abundan los trabajos en los cuales es posible darse cuenta que el uso de un solo tipo de impulsor (aunque se use en forma múltiple), generalmente remoto, no es adecuado para manejar un sistema de reología cambiante. Surge así el problema de contar con un impulsor capaz de mezclar, dispersar gas y mantener estas características durante los cambios de comportamiento de flujo de la fase líquida. En nuestra opinión, un solo impulsor no es capaz de efectuar estas tareas; más aún, los impulsores remotos, que son los que comúnmente se utilizan, han mostrado tener muchas limitaciones para manejar medios de viscosidad grande y los de proximidad, como el de listón helicoidal, han mostrado ser adecuados para estos medios, pero muy limitados para dispersar gas (Tecante y Choplin, 1993).

Por ello, hace algunos años se propuso usar un impulsor remoto y uno de proximidad en combinación, como una posible alternativa a la solución de esta problemática. La idea de dicha propuesta es explotar las aptitudes de cada impulsor de tal forma que el remoto disperse el gas y mezcle la fase líquida cuando ésta tenga viscosidad pequeña, mientras que el de proximidad mezcle la fase líquida cuando ésta tenga una mayor viscosidad. Pero, además por la gran capacidad para dispersar gas por parte del impulsor de disco y hojas planas rectas (Turbina Rushton) y por las características del impulsor de listón helicoidal para promover el bombeo y la circulación del fluido en el recipiente, lo que evita las zonas sin movimiento.

El diseño propuesto está formado por un impulsor de listón helicoidal y uno de disco y hojas planas rectas (turbina Rushton) en un arreglo de flechas concéntricas que giran con una razón fija de velocidades (ver detalles en la parte experimental), pero con velocidades variables. El uso de impulsores múltiples de un solo tipo o combinados no es nuevo, sin embargo, la originalidad del sistema propuesto en este trabajo, está en reconocer y explotar las aptitudes de los diferentes impulsores de manera combinada.

Motivados por esta situación, hemos iniciado el presente estudio, el cual forma parte de un proyecto más amplio que incluye el estudio experimental y de simulación numérica de la hidrodinámica y la transferencia de masa gas-líquido en soluciones no-newtonianas, newtonianas y medios de fermentación. En este contexto el

presente estudio tiene por objeto expresar el funcionamiento del diseño propuesto, a través, de variables macroscópicas de mezclado y transferencia de masa como el consumo de potencia y el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, $k_L a$, en medios newtonianos de diferente viscosidad. Se plantea con ello conocer el efecto que la viscosidad del medio tiene sobre el mezclado y la transferencia de masa. Así mismo, se busca determinar las condiciones que permitan operar en condiciones adecuadas de dispersión de gas y la interacción entre el consumo de potencia y la transferencia de masa.

Objetivos

Objetivo general.

Establecer el efecto de la viscosidad sobre los parámetros macroscópicos que cuantifican el comportamiento de mezclado y transferencia de masa gas-líquido en medios newtonianos con un impulsor mixto, para determinar condiciones de operación más adecuadas que permitan manejar dichos medios.

Objetivos particulares.

- 1 Determinar, en condiciones isotérmicas, el efecto de la viscosidad sobre el consumo de potencia sin aereación, variando condiciones de operación (velocidad de rotación del mezclador), para establecer el comportamiento del equipo.*
- 2. Determinar, en condiciones isotérmicas, el efecto de la viscosidad sobre el consumo de potencia con aereación, variando condiciones de operación (velocidad de rotación del mezclador y flujo volumétrico de aire), para establecer el comportamiento del equipo , ante el fenómeno de dispersión de gas.*
- 3 Determinar, en condiciones isotérmicas, el efecto de la viscosidad sobre la transferencia de masa interfásica en la parte superior e inferior del recipiente, variando condiciones de operación (velocidad de rotación del mezclador y flujo volumétrico de aire), para establecer el comportamiento del equipo, ante el fenómeno de dispersión de gas.*
- 4 Identificar las condiciones de operación, con las cuales se obtiene una mejor dispersión de gas en fluidos newtonianos, para garantizar una mejor transferencia de masa gas-líquido.*

Capítulo 1

Mezclado en tanques con agitación mecánica

1.1. Recipientes con agitación mecánica. Definición

Un recipiente agitado mecánicamente puede definirse como el equipo que hace posible el mezclado y la agitación de sistemas líquido-líquido, sólido-líquido, gas-líquido o combinaciones entre éstos, de tal manera que la fase líquida es la fase continua (AIChE, 1987; Mishra y Joshi, 1993).

Los términos mezclado y agitación son usados casi siempre indistintamente. Sin embargo, el mezclado se utiliza para referirse más específicamente a la homogenización de dos o más fases individuales, y la agitación para referirse de manera general al movimiento provocado en el interior del recipiente (AIChE, 1987. Geankoplis, 1993)

El mezclado es una operación de amplia aplicación en la industria química, de alimentos, medica, bioquímica y petrolera entre otras, donde se requiere una homogenización adecuada del fluido contenido en el tanque, por ejemplo, durante la producción de polímeros sintéticos y polímeros de origen biológico (Tatterson et al., 1991)

La popularidad de los recipientes agitados mecánicamente se debe a su versatilidad, ya que pueden ser utilizados en procesos continuos o por lotes, y pueden manejar diferentes volúmenes de fluido por hora. Además, se utilizan exitosamente en procesos de una o varias fases. Los recipientes agitados están disponibles

comercialmente en una gran variedad de tamaños, diseños de impulsor y configuración de mamparas (Lamberto et al. 1996; Mishra y Joshi, 1993).

Contrario a lo anterior un tanque agitado mecánicamente también tiene ciertas limitaciones tales como un gran consumo de potencia por unidad de volumen, baja circulación de la fase gaseosa (remezclado), colocación de sellos en el eje del impulsor y estabilidad de su eje en recipientes altos (Kawase y Moo-Young, 1990).

1.2. Recipientes con agitación mecánica. Componentes y funciones

Los recipientes con agitación mecánica, también llamados equipos de mezclado comúnmente tienen los siguientes componentes básicos: un recipiente y el mezclador, este último consiste de un motor, una transmisión que modifica la velocidad, un sello para el eje (utilizado en recipientes cerrados), un eje y uno o varios impulsores. Otros componentes adicionales son las mamparas o deflectores, y en el caso de sistemas gas-líquido (sistema al que se hará referencia en este trabajo) el difusor de gas. En la Figura 1.1, se muestran los elementos que integran un equipo de mezclado (AIChE, 1987).

El recipiente es el contenedor de los materiales a procesar, generalmente es un cilindro con base plana o cónica colocado verticalmente y comúnmente la altura del líquido es igual al diámetro de éste. El recipiente es de forma cilíndrica debido a la facilidad con que puede ser construido (AIChE, 1985).

En el caso especial de un sistema gas-líquido, las funciones del mezclador son (Mann, 1986; Mc Donough, 1992, Nienow, 1990).

- a) Proporcionar acción de empuje o cizalla del fluido en el recipiente
- b) Homogenizar las burbujas de gas en todo el volumen de trabajo por medio del impulsor.
- c) Producir pequeñas burbujas (dispersar) de gas (diámetros menores a 1 mm), debido a la cizalla desarrollada por el impulsor para incrementar el área interfasial.
- d) Incrementar el tiempo de residencia del gas en el líquido al promover la recirculación hacia el fondo del tanque

e) Aumentar la transferencia de masa

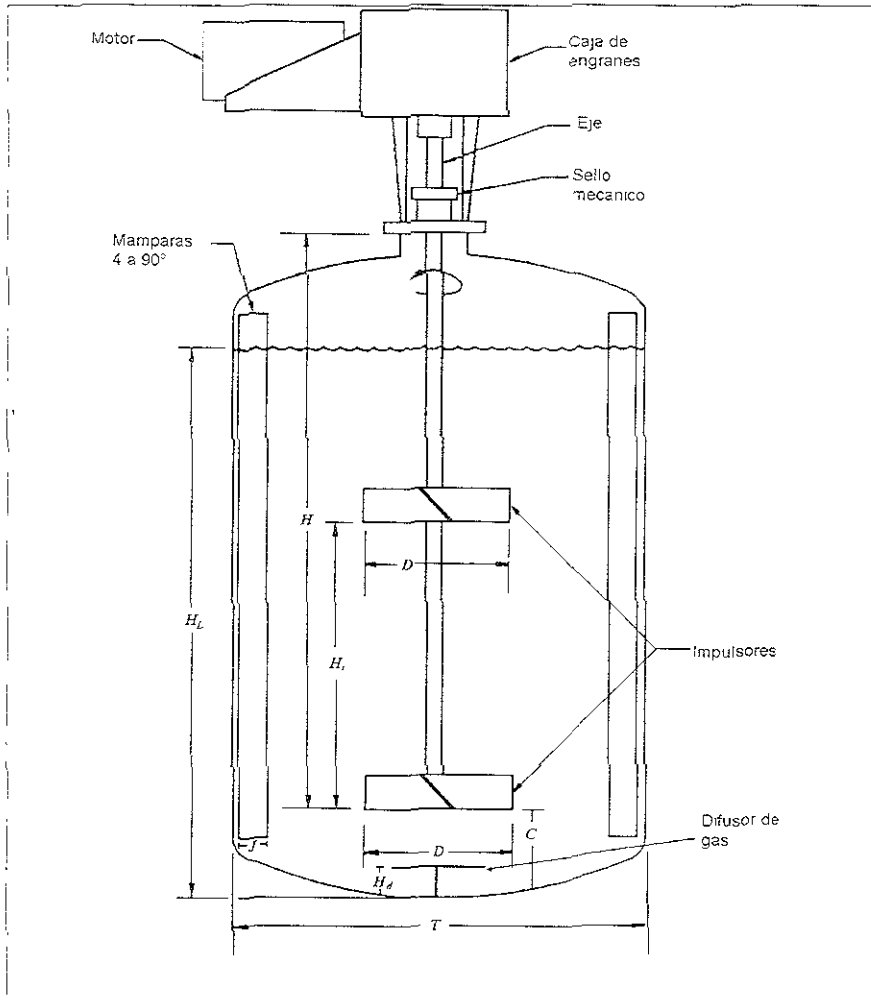


Figura 1.1. Elementos que integran un equipo de mezclado (AIChE, 1985, Harnby et al., 1985; Jackson, 1991)

El difusor es el elemento que permite el suministro de gas al tanque y generalmente está colocado en la parte inferior del impulsor. Los tipos más comunes son los de anillo, de placa y de tubo. El diseño óptimo de un difusor de anillo es cuando su diámetro es igual a 0.8 veces el diámetro del recipiente ofreciendo un aumento del

10-15 % en la velocidad de transferencia de masa a un mismo consumo de potencia y flujo volumétrico de aire (Oldshue, 1983).

Las mamparas son obstáculos para cambiar la dirección del flujo, con ello se evita la formación de vórtices o "vortex" y se incrementa la homogeneidad del fluido de proceso (se evita el deslizamiento del fluido en el recipiente) (Rushton, 1951). Típicamente se utilizan cuatro mamparas de un ancho, J , igual a $10/T$, extendidas a lo largo de la pared del recipiente con una separación entre ellas de 90° sobre el perímetro de la base (Oldshue, 1983). Un número excesivo de éstas ofrece una mayor resistencia al movimiento del fluido dando como resultado una reducción en el flujo del fluido. Su posición en el recipiente depende de la viscosidad del fluido, pero a medida que la viscosidad de éste aumenta, la necesidad de utilizar mamparas para reducir el vórtice disminuye. Con líquidos viscosos ($\eta < 20 \text{ Pa}\cdot\text{s}$), las mamparas son más efectivas cuando se colocan a una distancia, desde la pared del tanque, equivalente al ancho de éstas o a un ángulo con respecto al eje de simetría del recipiente (Holland y Chapman, 1966, Mann, 1986; Mc Donough, 1992; Tatterson, 1994).

1.3. Recipientes con agitación mecánica. Variables principales

En un sistema gas-líquido, el mezclado se presenta cuando se desarrolla el flujo suficiente de líquido para dispersar el gas en todo el volumen de fluido y para proporcionar la cizalla suficiente. Con la dispersión del gas se alcanza el nivel de uniformidad deseado y con la cizalla se promueve el aumento del área Interfasial dando como resultado coeficientes de transferencia de masa adecuados (Leamy, 1973; Oldshue, 1983).

Para el mezclado en un sistema gas-líquido deben considerarse las variables del equipo, del sistema y de operación que a continuación se mencionan, ya que la transferencia de masa y consumo de potencia en dicho sistema dependen de éstas (Harnby et al., 1985, Mann, 1986; Midoux y Charpentier, 1984).

- a) **Variables del equipo:** tipo y diámetro del impulsor, geometría del recipiente.
- b) **Variables del sistema:** viscosidad, densidad, conductividad térmica del fluido, tensión Interfasial, coeficiente de difusión, constantes de la velocidad de reacción química.
- c) **Variables de operación:** velocidad del impulsor, flujo de gas, volumen de líquido.

Debido al gran número de variables que están relacionadas con el proceso de mezclado, consumo de potencia y transferencia de masa, es casi imposible tener un análisis teórico completo del fenómeno. Por tal razón, los cálculos para recipientes agitados se hacen a partir de modelos relativamente simples, basados en números adimensionales, los cuales tienen un significado físico y matemático de todos los fenómenos de transferencia que se llevan a cabo en el interior del recipiente (Harnby et al., 1985; Midoux y Charpentier, 1984).

1.4. Impulsores. Tipos y clasificación

1.4.1. Tipos

Un impulsor es caracterizado por una serie de factores físicos y geométricos, dentro de los cuales se incluye al diámetro, D , número de hojas, B_n , forma o contorno de la hoja y ancho, espesor y ángulo de inclinación de la misma (AIChE, 1987)

Los impulsores más conocidos son los de disco y hojas planas rectas (turbina Rushton), los impulsores de propela, de hojas planas inclinadas, de paletas, de ancla, de tornillo y los impulsores de listón helicoidal. Sin embargo, existen modificaciones de estos impulsores, las cuales permiten un mejor funcionamiento en un proceso determinado, algunos ejemplos de éstas son los impulsores de disco y hojas curvas o cóncavas (turbina Smith), los impulsores de disco y barras, de disco y dientes de sierra, de florete de hojas amplias o angostas (hydrofoil o fluidfoil impeller), de arco (gate), de rastrillo (rake) y los impulsores de listón helicoidal conteniendo de dos a cuatro listones. También existe la combinación entre dos y tres impulsores, tales como el impulsor de tornillo-listón helicoidal, el impulsor de florete-turbina Rushton, el impulsor de florete-turbina Smith, donde la combinación depende de los objetivos que se quieran llevar a cabo

Debido a la variedad de impulsores, éstos han sido clasificados de dos formas diferentes para facilitar su selección. En la figura 1.2 se ilustran los impulsores utilizados generalmente, con sus relaciones geométricas correspondientes y agrupados en función a las dos diferentes clasificaciones que a continuación se explican.

1.4.2. Clasificación en función de la viscosidad del fluido

Esta clasificación tiene lugar porque la viscosidad es la principal resistencia a las fuerzas que generan el flujo en el volumen de trabajo (Holland y Chapman, 1966)

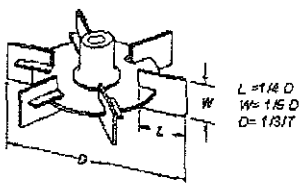
Los impulsores utilizados para fluidos de viscosidad pequeña (viscosidades menores a 2 Pa•s) generalmente son de diámetro pequeño (entre 1/4 y 2/3 con respecto al diámetro del recipiente), operan a grandes velocidades de rotación y en condiciones de flujo turbulento. Algunos ejemplos de éstos son las propelas, los impulsores de disco y hojas planas rectas (turbina Rushton), de hojas inclinadas, de paletas, de florete, los cuales son conocidos como impulsores remotos. "remote clearance impellers" (Harnby et al., 1985, Ho y Kwong, 1973)

El impulsor de propela marina y el impulsor disco y de hojas planas rectas operan mejor bajo condiciones de flujo turbulento pero a veces son utilizados en fluidos de gran viscosidad (superior a 2 Pa•s para propelas y hasta 60 Pa•s para el impulsor de disco y hojas planas rectas) o con fluidos no-newtonianos donde el flujo no es completamente turbulento. Pero a medida que la viscosidad se incrementa el impulsor requerido es más grande y complicado en su geometría (ver Figura 1.2) (Harnby et al., 1985, Ho y Kwong, 1973).

Para el mezclado de fluidos de gran viscosidad (viscosidades superiores a 3 Pa•s) o no-newtonianos existe desperdicio de energía en términos de consumo de potencia con este tipo de impulsores, porque en las regiones de menor cizalla cerca de la pared del recipiente, las viscosidades aparentes son más grandes que en las regiones cercanas al impulsor, dando como resultado zonas sin movimiento en dicha pared. Para minimizar tales regiones de estancamiento (zonas muertas de mezclado) se utilizan impulsores grandes llamados impulsores de proximidad (close clearance impellers) por la pequeña distancia que existe entre el impulsor y la pared (Harnby et al., 1985, Ho y Kwong, 1973)

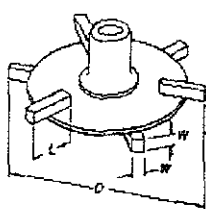
**Descarga radial
Y Remotos**

**Impulsor de disco y
hojas planas rectas**



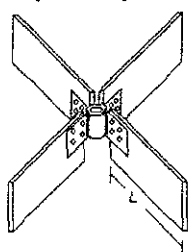
$L = 1/4 D$
 $W = 1/15 D$
 $D = 1/3 T$

Impulsor de barras alternadas



$L = 1/4 D$
 $W = 1/20 D$
 $D = 1/3 T$

Impulsor de paletas



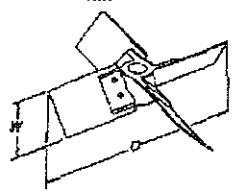
$L = 2/3 T$

**Descarga axial
y Remotos**

**Impulsor de
propela marina**



**Impulsor de
hojas
inclinadas**

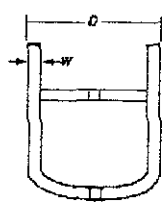


$W = 1/5 D, 45^\circ$
 $D = 1/3 T$

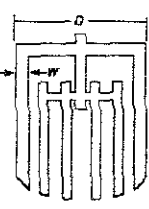
Impulsor de florete



Impulsor de ancia



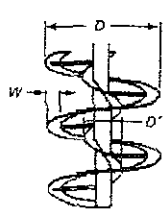
**Impulsor de
rastrillo**



$W = 1/10 D$
 $D = 3/15 T$

**Descarga radial
Y de Proximidad**

**Impulsor de tornillo y
listón helicoidal**



$D = 1/3 D$
 $W = 1/6 D$
 $D = 1/120 T$

**Descarga axial
Y de Proximidad**

Figura 1.2. Tipos de impulsores (Oldshue, 1983; Atkinson y Mavituna, 1991).

Las velocidades de rotación de estos impulsores son más bajas comparadas con las correspondientes a los impulsores de distancia remota, pero sus requerimientos de potencia son mayores y el régimen de flujo generalmente es laminar.

Aunque, estos impulsores proporcionan mayor movimiento en todo el volumen de trabajo, este es principalmente tangencial (rotacional) y el flujo axial (similar al producido por las propelas en fluidos de baja viscosidad) está casi ausente. Los impulsores de ancla, de rastrillo (rake) y de arco (gate) son ampliamente utilizados, como impulsores de proximidad. En esta clasificación también se incluye a los impulsores de paletas o de hojas que aunque su distancia a la pared no es tan corta se utilizan en fluidos de gran viscosidad.

Con este tipo de impulsores el movimiento desde el fondo hacia lo alto del recipiente (mezclado axial) es pobre, por esta razón, fueron introducidos diseños más complejos tales como el tornillo helicoidal (gran separación con la pared) y listón helicoidal (pequeño espacio con la pared), los cuales se caracterizan por este movimiento. Los impulsores de circulación axial son más eficientes que el diseño de un impulsor de ancla o de paletas

Los impulsores de ancla y los de listón helicoidal tienen un espacio muy cerrado con la pared del recipiente mientras que el impulsor de tornillo tiene un diámetro pequeño y en ocasiones se utiliza con un tubo de tiro (draft) para promover la circulación por todo el recipiente (Harnby, 1985)

En el cuadro 1.1, se muestran los intervalos de viscosidad en las cuales operan los distintos impulsores mencionados anteriormente y las aplicaciones más comunes.

Cuadro 1.1 Clasificación de impulsores en función a la viscosidad de la fase continua (Harnby et al., 1985; Ho y Kwong, 1973; McDonough, 1992, Myers et al., 1996).

Tipo de impulsor	Viscosidad (Pa·s)	Aplicaciones
<i>Viscosidad pequeña</i>		
Propelas	$\eta \leq 3$	Son impulsores pequeños para pequeñas velocidades de rotación. Sus funciones son limitadas donde la agitación no es muy intensa e inadecuados para grandes viscosidades. Son usados para operaciones de mezclado a pequeña escala.
Impulsores de disco y hojas planas rectas (turbinas Rushton)	$3 \leq \eta \leq 50$	Son impulsores pequeños para grandes velocidades de rotación. Particularmente adecuados para agitaciones intensas y grandes consumos de potencia. Son muy versátiles y recomendables en dispersión de gases (flujos volumétricos de gas pequeños e intermedios) combinada con intensa agitación de líquidos de pequeña viscosidad, donde $P_0 \approx 5.5$.
<i>Viscosidad grande</i>		
Paletas	$50 \leq \eta \leq 90$	Usualmente son impulsores grandes para pequeñas velocidades, pero capaces de producir agitación muy intensa, especialmente cuando existen mamparas y son utilizados en el mezclado de sistemas líquido-líquido, suspensión de sólidos en líquidos de pequeña viscosidad.
Anclas	$\eta \leq 60$	Impulsores grandes para pequeñas velocidades de rotación, especialmente prácticas donde una película de fluido en la pared debe ser removida (transferencia de calor desde una chaqueta a un fluido viscoso), o donde la aglomeración de sólidos en la pared es probable (como en la cristalización). A velocidades pequeñas tiene una acción moderada y puede prevenir la aglomeración en el fondo del recipiente. Ampliamente usado en el mezclado de fluidos de gran viscosidad o cuando $Re \leq 10$.
Listón helicoidal	$50 \leq \eta$	Son impulsores grandes para pequeñas velocidades, y se utilizan en el mezclado con y sin transferencia de calor de fluidos de gran viscosidad. Es el impulsor de proximidad que comúnmente se utilizan para el mezclado de fluidos de gran viscosidad o cuando $Re \leq 100$.
Tornillo helicoidal	$1000 \leq \eta$	Mezclado de fluidos de gran viscosidad.

1.4.3. Clasificación de acuerdo a la dirección de descarga del fluido

Los impulsores también son clasificados en función a la dirección de descarga o al patrón de flujo generado (ver Figura 1.2). En esta clasificación existen dos tipos básicos, los que promueven flujo radial y los que desarrollan flujo axial (Oldshue, 1983, Mishra y Joshi, 1993; Tatterson et al., 1991)

Los impulsores de flujo radial descargan el fluido horizontalmente, es decir, desde las hojas del impulsor hacia la pared del tanque, en dirección radial, mientras que los de flujo axial crean un flujo vertical o a lo largo del eje del impulsor, ya sea hacia arriba o hacia abajo (bombeo hacia arriba o hacia abajo, respectivamente) (McDonough, 1992, Myers et al., 1996, Oldshue, 1983).

Aunque no existen impulsores que promuevan únicamente flujo axial o radial, existen ciertos diseños que están caracterizados por crear principalmente alguno de ellos. En la Figura 1.3 se muestra la forma en que un impulsor de flujo radial y uno de flujo axial promueven dicho flujo (McDonough, 1992, Oldshue, 1983)

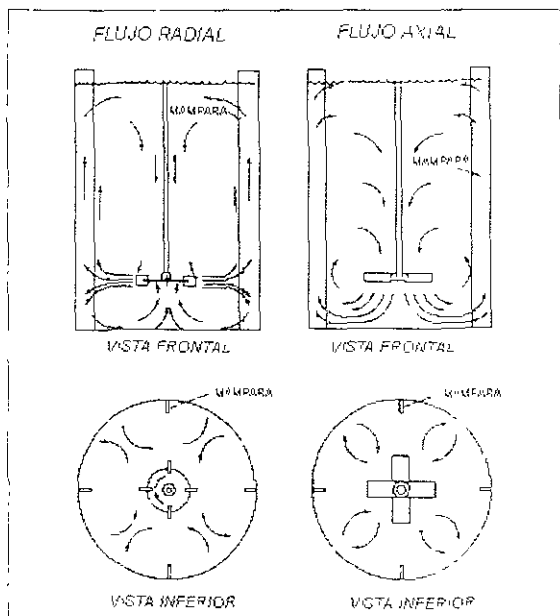


Figura 1.3. Flujo axial y flujo radial (McDonough, 1992)

Dentro de los impulsores de flujo axial se encuentran los impulsores de propela, los de hojas planas inclinadas, los de tornillo, los de listón helicoidal, y los impulsores de florete de hojas amplias o de hojas angostas, estos impulsores por lo general bombean el fluido hacia abajo. Los impulsores de paletas, de disco y hojas planas rectas (turbina Rushton), de disco y hojas curvas (turbina Smith), de arco (gate) y de rastrillo (rake) entre otros, son conocidos como impulsores de flujo radial (McDonough, 1992, Oldshue, 1983).

Para seleccionar un impulsor en función a esta clasificación, también se debe tomar en cuenta si el proceso es de flujo controlado o de cizalla controlada. Los procesos de flujo controlado se refieren a procesos donde es más importante la circulación del fluido por todo el recipiente como en la suspensión de sólidos, el mezclado líquido-líquido o gas-líquido, es decir, donde es necesaria una distribución uniforme del fluido. Los procesos de cizalla controlada se relacionan más con la dispersión de sólidos y gases en una fase líquida donde se requieren grandes velocidades de rotación (gran cizalla) para que se presente la reducción de tamaño de las partículas sólidas o burbujas de gas (McDonough, 1992, Oldshue 1983).

Cada tipo de impulsor crea un balance entre flujo y cizalla, pero es importante resaltar que los impulsores de flujo axial producen más flujo por unidad de potencia que los impulsores de flujo radial. Por lo tanto, es recomendable utilizar un impulsor de flujo axial en procesos de flujo controlado y los impulsores de flujo radial en procesos de cizalla controlada. Además, es posible disponer de un amplio intervalo de relaciones flujo/cizalla utilizando diferentes impulsores (McDonough, 1992, Myers et al., 1996).

La Figura 1.4 muestra el balance flujo/cizalla a potencia constante para impulsores que generalmente se utilizan. En la parte superior del diagrama se encuentran los impulsores con gran flujo y poca cizalla, tanto remotos como de proximidad. Los primeros, impulsores de propela, de florete (impulsores de hojas curvas de inclinación variable) y de hojas planas de inclinación constante son utilizados para mezclas líquido-líquido de moderada viscosidad y suspensión de sólidos. Los segundos, impulsores de paletas, hojas amplias (gates), rastrillos (rake), listones helicoidales y anclas, se utilizan para mezclas de gran viscosidad o en aplicaciones

donde se involucran suspensiones en líquidos no newtonianos (McDonough, 1992; Oldshue, 1983).

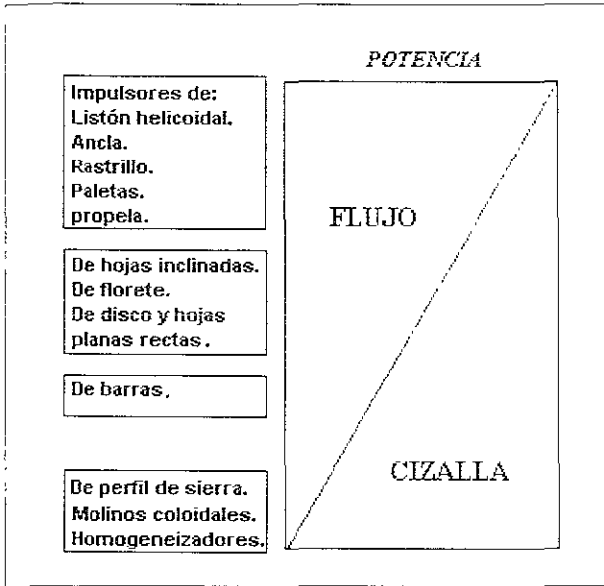


Figura 1.4. Balance flujo-cizalla a potencia constante para varios tipos de impulsores (Oldshue, 1983)

Para procesos que requieren mayor cizalla, los impulsores de flujo radial son los más apropiados. Los impulsores de disco y hojas planas rectas, son utilizados en sistemas gas-líquido para la dispersión de gas (aire) y aplicaciones de transferencia de masa debido a su buen funcionamiento, visto a través de su balance entre el flujo y la cizalla. La cizalla creada en la región del impulsor promueve la disminución de tamaño de las burbujas de gas con lo que se aumenta el tiempo de residencia y el área Interfasial de éstas. Aunque su capacidad de bombeo es relativamente baja (poca homogeneidad) se obtienen niveles importantes de circulación, ya que las burbujas siguen el flujo principal del líquido debido al tamaño de éstas. Para incrementar la homogeneidad se utilizan impulsores de flujo axial, sin embargo, la principal desventaja es la disminución de su capacidad de bombeo, aún a grandes velocidades de rotación pierden capacidad de recircular todo el gas hacia la región del impulsor (McDonough, 1992; Oldshue, 1983)

Una excepción son los impulsores de florete de hojas amplias, los cuales descargan al fluido en dirección axial, ya que pueden recircular grandes flujos de gas y se utilizan tanto en la dispersión de gas como el mezclado de fluidos de gran viscosidad. Esto se debe a su gran relación entre el área de cada hoja y el área de un círculo de diámetro igual al diámetro del impulsor, la cual generalmente se encuentra entre 0.85 y 0.90 (Bakker y Van Den Akker 1994, Ho y Kwong, 1973; McDonough, 1992; Oldshue, 1983).

1.5. Patrones de flujo macroscópicos

Los impulsores son usados para producir flujo y turbulencia en una masa de fluido. Cada tipo de impulsor causa un incremento de la velocidad del fluido de trabajo en una trayectoria específica, referida como un patrón de flujo. Este último es la descripción cualitativa del campo de flujo creado y es útil para establecer zonas muertas de mezclado (Harnby et al , 1985, Tatterson, 1994)

Los patrones de flujo se pueden dividir en primarios y secundarios. El patrón de flujo primario es el flujo rotacional o tangencial del fluido, el cual es inducido por la rotación del impulsor, tal como se mostró en la Figura 1.3, en este patrón de flujo se consume la mayor parte de la energía transferida del impulsor hacia el fluido.

El flujo secundario se divide a su vez en patrón de flujo axial y patrón de flujo radial. Estos son la parte más importante del patrón de flujo global, porque son los que ayudan a eliminar las zonas muertas (Brauer, 1979; Brauer, 1982)

Los patrones de flujo dependen de manera crítica de la geometría del impulsor, del recipiente, de las mamparas y del número de impulsores entre otros (Harnby et al , 1985 Holland y Chapman, 1966)

1.5.1. Sistemas gas-líquido

En sistemas gas-líquido tanto el impulsor como el flujo de gas influyen en los patrones de flujo, por ejemplo, si bajo cierta velocidad de rotación se incrementa drásticamente el flujo de gas, la influencia del agitador sobre el movimiento del líquido disminuye dando lugar a que el gas determine dicho movimiento (McDonough, 1992, Oldshue, 1983). La importancia del fenómeno de dispersión de

gas reside en que ésta controla un proceso donde exista reacción química en la interfase gas-líquido (Cheng y Carreau, 1994).

El impulsor por un lado crea patrones de flujo debido al desarrollo de la relación flujo/cizalla y por otro, el gas afecta al patrón de flujo debido a la formación de burbujas y a la velocidad de ascenso de éstas (McDonough, 1992, Oldshue, 1983)

La mayoría de las investigaciones enfocadas al fenómeno de dispersión han sido realizadas principalmente para el impulsor de disco y hojas planas rectas (turbina Rushton) y para soluciones de pequeña viscosidad (generalmente, $\eta \leq 0.1 \text{ Pa}\cdot\text{s}$) (Cheng y Carreau, 1994) La evolución del patrón de flujo cuando el flujo volumétrico de gas (Q_g) se mantiene constante y la velocidad de rotación (N) se incrementa puede dividirse en tres etapas (Hamby et al., 1985, Mann 1986; Midoux y Charpentier, 1984, Nienow et al., 1986, Nienow, 1990)

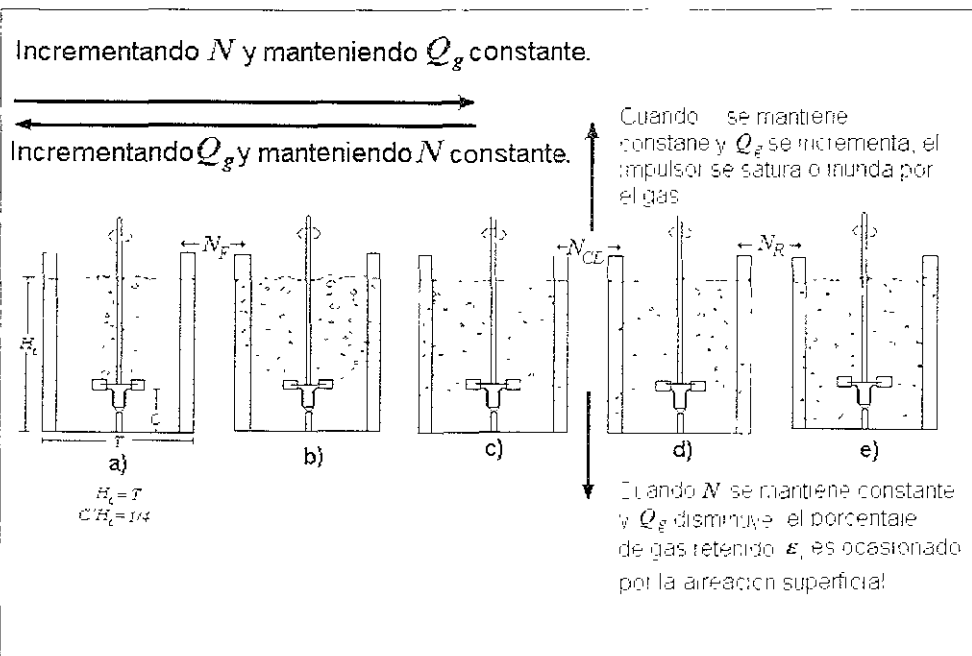


Figura 1.5. Patrones de flujo generados por una turbina Rushton en sistemas gas-líquido (Nienow y Elson, 1988 Nienow, 1990)

- Etapa I.** **INUNDACION:** Esta etapa se muestra en la Figura 1.5(a) donde $0 \leq N \leq N_F$. El gas es el principal factor que imparte movimiento al volumen de trabajo, el impulsor pierde el control sobre el patrón de flujo, el flujo de gas es quien lo controla, por esta razón se dice que el impulsor está inundado por el gas. El gas pasa a través del impulsor y el líquido fluye alrededor de los extremos de las hojas sin ser perturbado por el gas, como resultado se obtiene una dispersión pobre, poco mezclado, pérdida de gas retenido (Hold up) y disminución en el tiempo de residencia de éste. En esta etapa se considera que el sistema se asemeja a una columna de burbujas o un géiser.
- Etapa II.** **DESCARGA:** Esta etapa se muestra en la Figura 1.5(b-d) donde $N_F \leq N \leq N_{CD}$. El patrón de flujo es dominado por el impulsor y la dispersión de gas la realiza en dirección radial además de que la inundación comienza a disminuir (también el consumo de potencia disminuye). Además se inicia la circulación del gas hacia abajo.
- Etapa III.** **RECIRCULACION:** Esta etapa se muestra en la Figura 1.5(e) donde $N_{CD} \leq N \leq N_R$. En esta región, el gas es dispersado y el volumen de gas retenido aumenta, además comienza la recirculación (las burbujas ya dispersadas, coalescen con las cavidades formadas en la parte posterior de las hojas y son nuevamente dispersadas) de gas dentro del recipiente y el patrón de flujo es similar al patrón de flujo del líquido sin gas.

Incrementando el flujo volumétrico de gas, Q_g , a N constante la secuencia de cada una de las etapas se invierte (Nienow et al., 1986)

Aunado a los cambios mostrados en la Figura 1.5 de los patrones de flujo, existen cambios en las cavidades de gas formadas en la parte posterior de las hojas rectas del impulsor. Con el incremento de Q_g a N constante a partir de $Q_g = 0$, se generan los cambios en la forma de la cavidad mostrada en la Figura 1.6 (Midoux y Charpentier, 1984, Nienow et al., 1986).

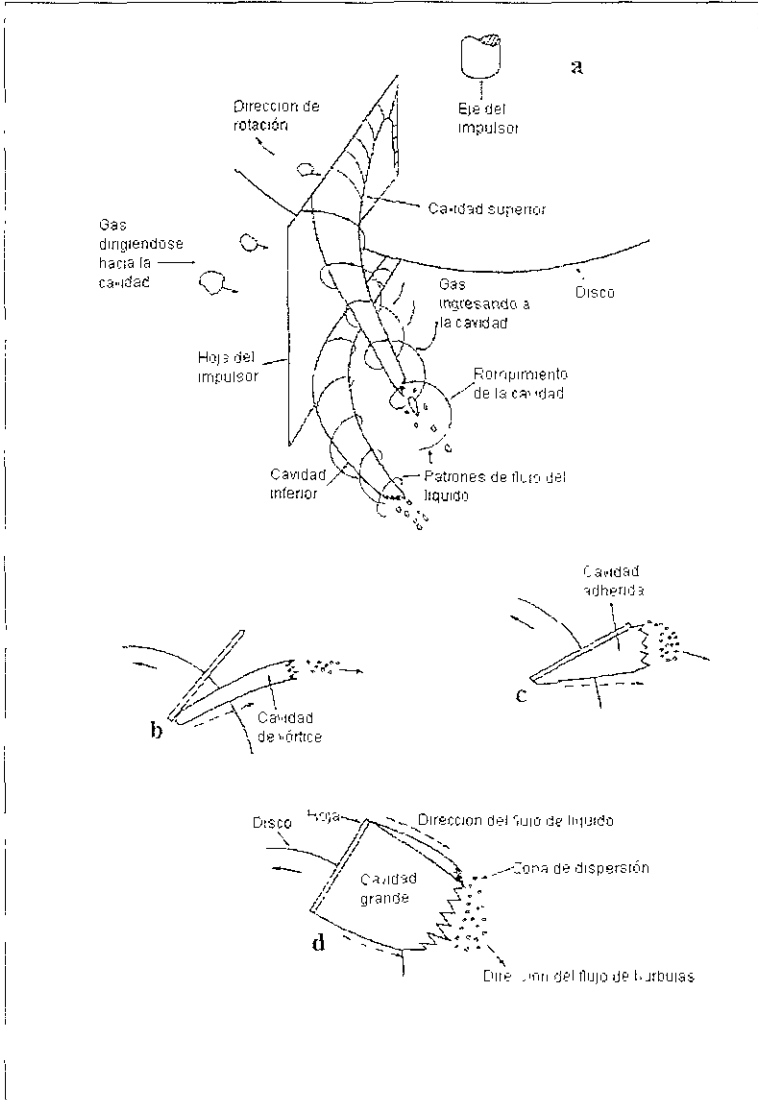


Figura 1.6. Formación de cavidades en la parte posterior de las hojas de una turbina Rushton (Harnby et al., 1985).

De acuerdo con la Figura 1.6(a) aparecen dos vórtices en la parte posterior de cada hoja junto con una zona de baja presión cuando únicamente se tiene líquido fluyendo alrededor del impulsor de disco y hojas planas rectas. En la Figura 1.6(b) se ilustran las cavidades de vórtice cuando se suministra un flujo volumétrico de gas

pequeño, el gas se dirige hacia los extremos de los vórtices formando dicho tipo de cavidades. Estas cavidades tienen poco efecto en el consumo de potencia (Midoux y Charpentier, 1984).

Si por otro lado, el flujo volumétrico de gas se incrementa, las cavidades aumentan de tamaño y se adhieren a la hoja (Figura 1 6(c)) Las cavidades adheridas reducen el consumo de potencia a medida que aumentan de tamaño, además, son inestables por lo que se van transformando en cavidades grandes, las cuales son más estables (transición de la **etapa I** a la **etapa II** de la Figura 1.5) (Midoux y Charpentier, 1984, Nienow et al , 1986). Un tipo intermedio de cavidad, entre las adheridas y las grandes y que se ilustrará posteriormente en la figura 1.10, es el de las cavidades "3x3" (formación de tres cavidades pequeñas y tres grandes) (Nienow et al , 1986)

Las cavidades grandes (Figura 1 6(d)) son más eficientes desde el punto de vista de la dispersión de gas, por otro lado, éstas no se forman simultáneamente, pero van ocupando de manera sucesiva cada una de las hojas. A Q_g muy grandes o N muy pequeñas, el impulsor se inunda (Midoux y Charpentier, 1984)

No obstante, debido a la falta de la teoría básica para la dispersión y el mezclado de sistemas gas-líquido ha sido inevitable la adopción de impulsores que originalmente fueron diseñados para el mezclado de una sola fase (Mann, 1986) Por estas razones se han iniciado estudios sobre la posible aplicación de impulsores de descarga axial en sistemas gas-líquido (Bakker y Van Den Akker, 1994) Pero, los impulsores que pertenecen a esta clasificación, tales como los impulsores de hojas inclinadas, los de florete de hojas angostas y de propela marina que pertenecen a los impulsores de flujo axial, sólo a muy bajas velocidades de rotación pueden dispersar gas sin inundarse aún si se introducen bajos flujos volumétricos de gas, lo cual no es práctico en dispersiones gas-líquido (Brauer, 1979, McDonough, 1992, Oldshue 1983, Saito et al , 1992).

Además son susceptibles a inestabilidades en el patrón de flujo y la inundación se presenta fácilmente cuando la relación D/T y el área proyectada de cada una de las hojas son pequeñas. Aunado a lo anterior presentan mayores fluctuaciones en el torque comparados con los impulsores de disco y hojas planas rectas. Estas inestabilidades y fluctuaciones se atribuyen a la transición entre las dos etapas de

dispersión (descarga directa y descarga indirecta). A manera de ejemplo y de la misma forma que para un impulsor de disco y hojas planas rectas, se han establecido patrones de flujo para el impulsor de hojas inclinadas (45°), manteniendo Q_g constante, aumentando N e impulsando el fluido hacia abajo (bombeo hacia abajo). Generalmente, los diferentes patrones de flujo para los impulsores de hojas inclinadas y para los de florete son muy parecidos (Bakker y Van Den Akker, 1994, Nienow, 1990). Por esta razón en la figura 1 5.1 se ilustran los patrones de flujo para estos dos impulsores.

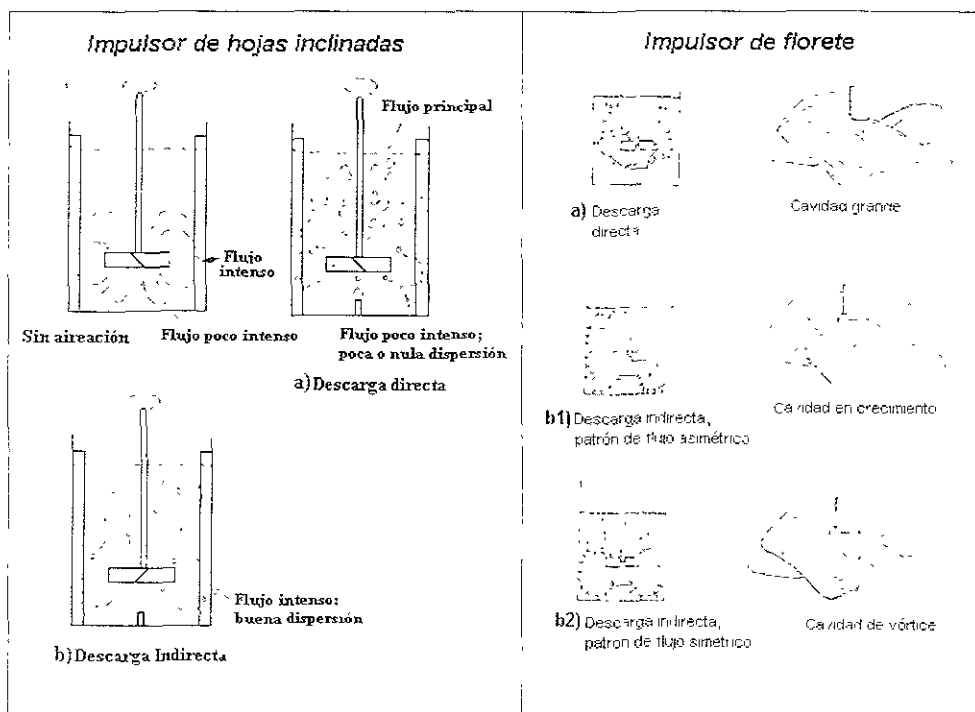


Figura 1.5.1. Patrones de flujo generados por los impulsores de hojas inclinadas y florete en sistemas gas-líquido (Bakker y Van Den Akker, 1994, Nienow et al., 1986 Nienow, 1990)

Etapa I. Descarga directa. Esta etapa se muestra en la Figura 1.5.1(a) para ambos impulsores. Si la velocidad de rotación se aumenta desde $N = 0$ hasta cierto valor de N , o si es muy grande el flujo volumétrico de aire, el impulsor no es capaz de bombear hacia abajo el gas, es decir, el aire entra directamente hacia el impulsor desde el difusor. En esta etapa se forman cavidades grandes y el patrón de flujo es dominado por el gas que asciende (existe poco flujo de líquido y muy baja o nula dispersión de gas). Esta etapa también es llamada inundación, y la velocidad mínima para evitar la inundación aumenta de manera directa con la viscosidad en el intervalo de $1 \text{ mPa}\cdot\text{s} \leq \eta \leq 80 \text{ mPa}\cdot\text{s}$

Etapa II. Descarga indirecta. Si la velocidad de rotación, N , aumenta otra vez o el flujo volumétrico de gas disminuye a N constante, el gas aún es bombeado hacia abajo, pero el impulsor no es capaz de recircular todo el gas; por un lado del recipiente el gas asciende en forma de columna de burbujas y por otro de los lados el gas es recirculado en forma de pequeños círculos. Como resultado, el patrón de flujo es asimétrico (Figura 1.5.1(b1) para el impulsor de hojas amplias). En esta etapa se forman cavidades en crecimiento (growing cavities) que podrían ser análogas a las cavidades adheridas como en el caso del impulsor de disco y hojas planas rectas

Sin embargo, si nuevamente la velocidad de rotación se incrementa o el flujo volumétrico de aire disminuye a N constante, el patrón de flujo de gas es simétrico (Figura 1.5.1(b2)) para el impulsor de hojas amplias, el aire es impulsado fuera del impulsor por la acción del bombeo y sólo se dirige hacia éste por recirculación. A estas velocidades de rotación se forman cavidades de vórtice. Para el caso de los impulsores de hojas inclinadas, en la etapa de descarga indirecta únicamente se forman cavidades adheridas (Figura 1.5.1(b)) Esta etapa, se caracteriza porque la dispersión de gas es buena y el flujo de gas es intenso.

A pesar de que los impulsores de flujo axial tienen una etapa donde existe una dispersión de gas adecuada y una intensa circulación de fluido, aún se consideran como geometrías ideales en sistemas gas-líquido al impulsor de disco y hojas planas (turbina Rushton), de disco y hojas curvas o turbina Smith (comparada con la turbina Rushton, puede dispersar mayor cantidad de gas para un mismo consumo de potencia antes de que se inunde (Saito et al., 1992) y de florete de hojas amplias porque pueden dispersar de bajas a elevadas velocidades de gas sin que se inunden (Brauer, 1979; McDonough, 1992; Nienow, 1990; Oldshue 1983).

Sin embargo, todos los impulsores utilizados en sistemas gas-líquido (remotos) sin considerar su geometría, diámetro y/o velocidad rotacional, tienen un límite en el flujo volumétrico de gas antes de que ocurra la inundación. Si este flujo de gas máximo

es excedido, el impulsor comenzará a inundarse y el patrón de flujo del sistema comenzará a ser controlado nuevamente por el gas (McDonough, 1992).

1.6. Consumo de potencia por agitación mecánica

De manera general la potencia (P) es el trabajo realizado por una fuerza durante un intervalo de tiempo. La potencia en el mezclado de sistemas gas-líquido, es la energía por unidad de tiempo aplicada para que un material (gas) entre en contacto con otro (líquido), debido a la creación de movimiento.

Si la potencia aplicada se detiene el movimiento también se detiene, lo cual a su vez causa zonas muertas (dead zones). Las zonas muertas son indeseables ya que reducen la eficiencia del equipo de mezclado. Por lo anterior se puede decir que es importante una buena distribución de potencia, ya que en algunos casos un cambio en la localización de la alimentación cambia la distribución de ésta en el interior del tanque y por consiguiente modifica los resultados del proceso. En el caso de materiales sensibles a la cizalla pueden deteriorarse en regiones de gran consumo de potencia (Tatterson, 1994).

En un sistema gas-líquido, la potencia aplicada, también influye en la dispersión de gas, en la cantidad de gas retenido, y por consiguiente en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa ($k_L a$).

Para concluir se puede decir que la potencia aplicada por el agitador a la dispersión gas-líquido, P_g , es de vital importancia como parámetro de diseño del recipiente, ya que puede ser manipulada para mejorar la transferencia de masa (Bjurstrom, 1985).

1.6.1. Sistemas sin gas

Existen tres factores que dan origen al consumo de potencia, los cuales están en función al fenómeno de arrastre (drag). Su representación en un modelo físico, frecuentemente se hace con el impulsor de paletas, porque ejemplifica a la mayoría de los impulsores debido a su forma.

En una de las paletas del impulsor (hoja plana), donde el fluido pasa alrededor de ésta con una velocidad relativa v , se consideran tres mecanismos de arrastre, los cuales son explicados a continuación, ver la Figura 1.7 (Tatterson, 1994).

- a) **Arrastre de Stokes (Stokes drag).** El arrastre de Stokes se propicia por el cambio de dirección de las líneas de corriente en flujo laminar, lo que causa un cambio en la velocidad. Un cambio en la velocidad es una aceleración del fluido, por ello se da origen a la fuerza de arrastre (F_D)
- b) **Arrastre superficial (skin drag).** El flujo sobre la superficie de la hoja genera una fuerza de fricción o arrastre superficial debida a efectos viscosos.
- c) **Arrastre de forma (form drag).** El arrastre de forma es el producto del área proyectada y la diferencia de presión existente entre la parte frontal y posterior de la hoja. En el análisis teórico, este tipo de arrastre, es el que se considera, tiene mayor influencia en el consumo de potencia.

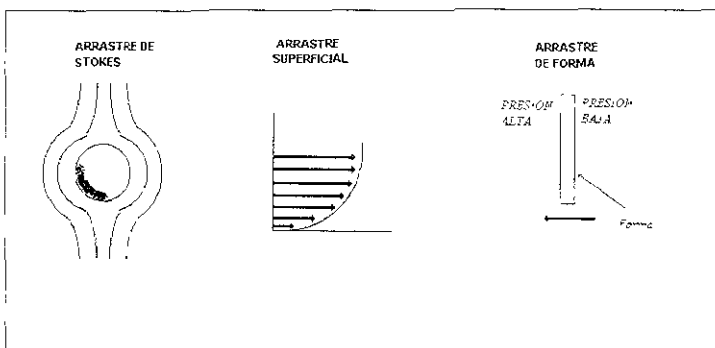


Figura 1.7. Mecanismos de arrastre (Tatterson. 1994)

En los tres casos, la potencia es el producto de la fuerza de arrastre del impulsor, y la velocidad de éste:

$$P = (F_D)(v) \quad (1.1)$$

La fuerza de arrastre puede ser obtenida a partir del coeficiente de arrastre, el cual está definido como:

$$C_D = \left(\frac{F_D}{\frac{1}{2} \rho v^2 A_p} \right) \quad (1.2)$$

Arreglando la ecuación 1.2, se obtiene

$$F_D = C_D \left(\frac{1}{2} \rho v^2 \right) (A_p) \quad (1.3)$$

En la ecuación 1.3 el término $(\frac{1}{2} \rho v^2)$ es la fuerza ejercida sobre la placa y A_p es el área de ésta sobre la cual se aplica dicha presión

Al sustituir la ecuación 1.3 en la ecuación 1.1 se obtiene

$$P = C_p \frac{1}{2} \rho v^3 A_p \quad (1.4)$$

El área frontal de la paleta es una combinación de su longitud y de su ancho, los cuales dependen del diámetro (D). Por lo tanto.

$$A_p \propto D^2 \quad (1.5)$$

Por otro lado, la velocidad es una función del diámetro del impulsor y de la velocidad de rotación, por lo que se obtiene:

$$v \propto ND \quad (1.6)$$

Sustituyendo las ecuaciones 1.5 y 1.6 en 1.4, se llega a .

$$P \propto N^3 D^5 \quad (1.7)$$

Las ecuaciones 1.7 y 1.4 establecen que la potencia es una función únicamente de la densidad del fluido, del diámetro y velocidad de rotación del impulsor. Dichas ecuaciones son aplicables a fluidos con viscosidad similar a la del agua y para sistemas con una sola paleta (Harnby et al , 1985; McDonough, 1992, Tatterson 1994).

La ecuación 1.7 es de validez limitada, ya que el análisis teórico en el cual se fundamenta sólo incluye una paleta y no se toman en cuenta variables tales como diámetro T y altura H del recipiente, altura del líquido en el recipiente, H_L , número y ángulo de inclinación de hojas del impulsor, número y ancho de las mamparas y viscosidad. Todos estos factores también afectan de manera significativa el consumo de potencia, ya que de ellos depende la intensidad y direcciones del movimiento en el interior del recipiente (Harnby et al , 1985, McDonough, 1992, Tatterson,1994)

En consecuencia, el análisis teórico del consumo de potencia del impulsor, P , debe realizarse en función de las siguientes variables independientes

$$P = f(\rho, \eta, N, g, D, T, W, H, \text{otras dimensiones}) \quad (1.8)$$

Sin embargo, no es posible obtener una relación funcional de todas estas variables por medio de la mecánica de fluidos en el recipiente, debido a la complejidad del sistema. Para resolver este problema generalmente se hace un análisis dimensional, donde el número de variables que describen el sistema puede ser

minimizado por medio de relaciones sencillas entre el consumo de potencia y las variables que la controlan, la ecuación 1.8 se reduce a:

$$P_0 \propto (Re)^m (Fr)^n \left(\frac{Dt}{D}\right)^r \left(\frac{H}{D}\right)^h \left(\frac{C}{D}\right)^c \left(\frac{S}{D}\right)^s \left(\frac{L}{D}\right)^l \left(\frac{W}{D}\right)^w \left(\frac{J}{D}\right)^j \quad (1.9)$$

En esta expresión $m, n, t, h, c, s, l, w, j, b$ y r son exponentes desconocidos.

El número de Froude, Fr , el cual representa la relación entre las fuerza inerciales y la fuerza de gravedad es importante cuando existe la formación de vórtices y se considera despreciable si el número de Reynolds, Re , es menor que 300 aproximadamente. Para Re mayores (régimen turbulento) los efectos del Fr se eliminan con el uso de mamparas (Harnby et al., 1985)

En casos donde Fr puede ser despreciado se tiene que

$$P_0 \propto (Re)^m, \text{ relaciones geométricas} \quad (1.9.1)$$

y considerando sistemas geoméricamente similares:

$$P_0 \propto Re^m \quad (1.9.2)$$

La importancia del número de Reynolds (relación entre las fuerza inerciales y fuerzas viscosas) reside en que delimita entre un régimen dominado por el movimiento o fuerzas inerciales ($Re > 100$) y un régimen dominado por la viscosidad ($Re < 10$) (Brauer, 1979, Tatterson, 1994). Por otro lado, la solución matemática de la ecuación 1.9.2 depende del régimen de flujo en que se encuentra el sistema, en otras palabras la constante m no tiene un mismo valor en los tres regimenes de flujo.

Por esta razón se realiza una gráfica a partir de datos de numero de potencia, P_0 contra el número de Reynolds, Re , en coordenadas logarítmicas para obtener una curva de potencia para un recipiente y un impulsor de geometría específica, tal y como se muestra en la Figura 1.8. El número de potencia, P_0 representa la relación entre las fuerzas que se imponen y las fuerzas inerciales

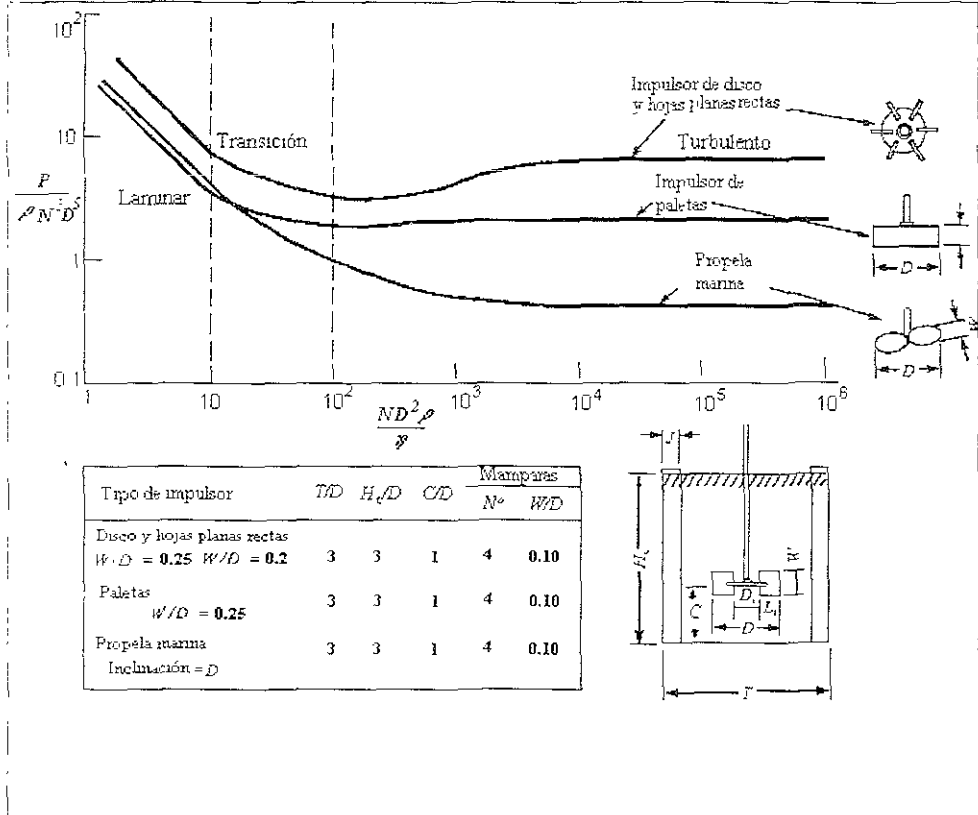


Figura 1.8. Curvas de potencia para líquidos newtonianos e impulsores remotos (Atkinson y Mavituna, 1991)

En esta Figura se observa que el régimen de flujo se puede dividir en tres regiones (Atkinson y Mavituna, 1991; Brauer, 1979; Hamby et al., 1985; Tatterson, 1994)

a) *Régimen laminar.* ($0 \leq Re \leq 10$).

El flujo en esta región es dominado por fuerzas viscosas, el mezclado es lento e inicialmente es influenciado por la distribución de velocidades en el recipiente, ya que la dispersión turbulenta no existe y los efectos de la difusión molecular son muy lentos

La pendiente de la curva de potencia es -1 lo cual indica que el número de potencia guarda una relación inversamente proporcional con el número de Reynolds:

$$P_u = \frac{K_p}{Re} \quad (1.10)$$

$$P_u Re = K_p \quad (1.10.1)$$

Donde K_p es una constante que depende únicamente de la geometría del sistema, por ejemplo, un valor típico de K_p para un impulsor de doble listón helicoidal es de 350 y de 400 para un impulsor de ancla. Sin embargo, el valor de K_p puede cambiar si se modifica el diámetro (espacio entre la pared y la hoja del impulsor), el ancho del impulsor y en el caso del impulsor de doble listón helicoidal el ángulo de inclinación y longitud de los listones (Ho y Kwong, 1973; Myers et al., 1996; Takahashi et al., 1980)

La ecuación 1.10 también significa que

$$P \propto \eta N^2 D^3 \quad (1.10.2)$$

La potencia es proporcional a la viscosidad del fluido, al cuadrado de la velocidad rotacional del impulsor y al cubo del diámetro del impulsor. En condiciones de flujo laminar, la viscosidad es la única propiedad importante del fluido, por lo que la densidad no tiene influencia en la potencia aplicada (Atkinson y Mavituna, 1991, Brauer, 1979, Harnby et al., 1985, Tatterson, 1994)

b) Régimen de transición. ($10 \leq Re \leq 100$).

No hay una relación matemática simple entre el número de Reynolds y el número de potencia para esta región, por lo que debe ser utilizada la Figura 1.8 dependiendo de la geometría del sistema de agitación

En régimen de transición, tanto la viscosidad como la densidad pueden ser significativas en el consumo de potencia.

c) Régimen turbulento ($100 \leq Re \leq \infty$)

En esta región el número de potencia es esencialmente constante para un recipiente con mamparas

$$P_u = B \quad (1.11.1)$$

La expresión también significa que

$$P \propto \rho N^3 D^5 \quad (1.11.2)$$

La potencia es proporcional a la densidad del fluido, al cubo de la velocidad rotacional del impulsor y a la quinta potencia del diámetro del impulsor. Esta quinta potencia en el valor del diámetro es muy importante, y un mínimo ajuste en el diámetro del impulsor puede cambiar la potencia drásticamente

En régimen turbulento, la potencia también cambia de manera proporcional al número de hojas y al ancho de las hojas.

La función B varía entre 0.1 y 10.

Para geometrías sin mamparas, se puede utilizar:

$$P_0 Re^a = B \quad (1.12)$$

donde el exponente a generalmente es pequeño (de 0.1) y se aproxima a cero

En este régimen la densidad es la propiedad más importante del fluido. En otras palabras, en condiciones de flujo turbulento la cantidad de potencia aplicada para mezclar un material viscoso, tal como miel, es aproximadamente el mismo que para mezclar un fluido menos viscoso, como el agua (Harnby et al., 1985, Tattersson, 1994)

Por otro lado, para un recipiente que no tiene mamparas y en el cual se agita un fluido en este mismo régimen de flujo, el Fr comienza a tener importancia porque existe la formación de vórtice. La importancia de la formación de vórtice es que a velocidades de rotación mayores a cierta velocidad de, N_{crit} , (velocidad de rotación crítica a la cual comienza la entrada de aire desde la superficie) y $Re \geq 10000$ (generalmente con agua) la profundidad del vórtice es tal que puede provocar (Brennan, 1976):

1. Daños mecánicos en el impulsor.
2. Influencia en las características del mezclado y consumo de potencia. En el caso de consumo de potencia, su relación con la velocidad rotacional cambia de la ecuación 1.12 a

$$P \propto N^3 \quad (1.13)$$

3. Incremento de la transferencia de masa gas-líquido debido a que el fenómeno de aereación superficial se incrementa. esto no siempre crea beneficios como en el caso de síntesis de polímeros, donde el aire retenido afecta el comportamiento de la dispersión de gotas dando un producto de baja calidad (Tanaka e Izumi, 1987). Por otro lado, el fenómeno de aereación superficial también se presenta en recipientes con mamparas. En cualquiera de los dos casos (recipiente con y sin

mamparas) el gas retenido proporciona un efecto adicional en el consumo de potencia (disminuye la potencia aplicada aún más) al que es creado por la formación de vórtice, (Sverak y Hrubý, 1981; Tanaka e Izumi, 1987) La contribución de la aereación superficial en la transferencia de masa (coeficiente volumétrico de transferencia de masa, $k_L a$) en un recipiente sin mamparas aún no se ha determinado, sin embargo, Fuchs et al. (1971) establecieron que en recipientes con mamparas dicha influencia en términos del $k_L a$ se incrementa a medida que el tamaño del tanque disminuye cuando se mantiene la misma potencia por unidad de volumen. Otra de sus observaciones fue que en recipientes pequeños ($V_L \leq 200$ L) y agitados a grandes velocidades de rotación, la contribución del fenómeno de aereación superficial en el $k_L a$ es el mismo que si se suministrara aire

Generalmente, N_{crit} , se presenta cuando la profundidad del vórtice es igual a la altura inicial del líquido menos el largo de la hoja del impulsor y la distancia desde el fondo del recipiente a este último ($H_L - W - C$) (Brennan, 1976)

Algunas de las consideraciones por tomar durante el uso de las curvas de potencia son

1. Las curvas son válidas únicamente para un solo impulsor
2. Todos los datos experimentales de una sola fase deben caer sólo en una curva de potencia. Los equipos de mezclado que no tienen similitud geométrica exhibirán diferentes curvas de potencia, debido a que la característica de diseño más importante que afecta la potencia suministrada es la geometría del impulsor (Atkinson y Mavituna, 1991; Tatterson, 1994).
3. Las curvas de potencia dan una medida de la energía disipada dentro del líquido, pero no indican si la potencia es distribuida efectivamente. Además, no se consideran las pérdidas en el motor debidas a la caja de engranes o a los cojinetes, lo que se debe considerar en la selección del tamaño y capacidad de este (Atkinson y Mavituna, 1991; Tatterson, 1994).
4. Si no hay una curva disponible para el sistema de mezclado de interés, debe obtenerse una experimentalmente
5. Estas curvas fueron construidas para sistemas de una sola fase y no deben ser utilizadas para sistemas gas-líquido, el uso indistinto dará como resultado una sobre estimación del consumo de potencia, ya que ésta disminuye cuando se suministra un gas en un líquido (Harnby et al , 1985)

El consumo de potencia en sistemas de impulsores múltiples es aditivo y se relaciona con el número de éstos, siempre y cuando sean del mismo diseño y de las mismas dimensiones

Una relación simple entre la potencia y el número de impulsores (n_i) se representa como $(P)_2$ y $(P)_3$ que son los requerimientos de potencia para sistemas con dos y tres impulsores respectivamente.

$$(P)_2 \approx 2(P)_1 \quad (1.14)$$

$$(P)_3 \approx 3(P)_1 \quad (1.15)$$

Solo sí:

$$D < H_i < 2D \quad (1.16)$$

y para

$$\frac{(H_L - 2D)}{D} < n_i < \frac{(H_L - D)}{D} \quad (1.17)$$

Donde H_i es el espacio entre éstos y H_L es la altura del líquido en el recipiente (Atkinson y Mavituna, 1991, Tatterson, 1994)

1.6.2. Sistemas gas-líquido

Cuando un gas es dispersado en un líquido por un impulsor de disco y hojas planas rectas a una velocidad de rotación, N , la potencia aplicada, P_g , disminuye, si se compara con la de un sistema líquido. Esto se debe a la formación de cavidades de gas en la parte posterior de las hojas y a la reducción de la densidad de la mezcla gas-líquido por la generación de burbujas. La magnitud de la disminución en el consumo de potencia aún no es predecible, a partir de los principios teóricos, pero puede reducirse en aproximadamente un tercio de su valor original (Harnby et al., 1985, Sensel et al., 1993; Tatterson, 1994).

La corriente de gas también imparte potencia al sistema, pero comúnmente es despreciable comparada con la potencia mecánica, P_g . Sin embargo, en las correlaciones para predecir el tamaño de burbuja, el gas retenido y los coeficientes de transferencia de masa, se debe incluir una combinación del consumo de potencia impartido por el gas y por el impulsor (Harnby et al., 1985, Tatterson, 1994).

La predicción de P_g se basa en la explicación de la formación de cavidades (grandes, de vórtice y adheridas) de gas en la parte posterior de las hojas del impulsor tal y

como se ilustró en la figura 1.6. Dichas cavidades se crean por fuerzas centrífugas que dan origen a pequeños vórtices en la parte posterior de las hojas.

La cantidad total de gas (gas recién ingresado al sistema por medio de Q_g y gas recirculado) que entra en las cavidades controla su tamaño y por lo tanto P_g . Sin embargo, únicamente se considera el flujo volumétrico de gas en términos del número de aireación, FI , porque la recirculación no se puede predecir con gran precisión debido a que depende del tamaño de burbuja y de las propiedades de coalescencia de la dispersión. El número de aireación representa la relación entre el flujo volumétrico de gas y el flujo de líquido que supuestamente el impulsor bombea (el impulsor se considera una bomba) (McDonough, 1992; Midoux y Charpentier, 1984; Harnby et al., 1985; Van 'T Riet et al., 1976).

Actualmente, es común que la disminución del consumo de potencia se explique por medio de la relación de potencia relativa, P_g/P con respecto al número de aireación, FI , lo cual se vincula con los diferentes patrones de flujo de gas (inundación, descarga y recirculación). En la Figura 1.9 se describe gráficamente esta relación para la turbina Rushton y medios de muy baja viscosidad ($0.001 \leq \eta \leq 0.1 \text{ Pa}\cdot\text{s}$), donde N se incrementa y Q_g se mantiene constante (Harnby et al., 1985; Mann, 1986; Midoux y Charpentier, 1984; Nienow et al., 1986; Nienow, 1990; Sensel et al., 1993).

Etapa I. INUNDACION: Esta etapa se muestra en la Figura 1.9(a) donde $0 \leq N \leq N_F$. El gas pasa a través del impulsor y el líquido fluye alrededor de los extremos de las hojas sin ser perturbado por el gas, como resultado se obtiene una dispersión pobre, poco mezclado, pérdida de gas retenido (Hold-up) y disminución en el tiempo de residencia de éste. En esta etapa la potencia con gaseo, no cambia substancialmente de la potencia sin gaseo. Esta región debe evitarse. La siguiente correlación permite conocer la velocidad de rotación mínima requerida por el impulsor para evitar la inundación, N_F (Nienow, 1990)

$$(FI)_F = 30 (D/T)^{1/3} (Fr)_F \quad (1.18)$$

Por otro lado, y en términos de transferencia de masa, se ha observado que $N = N_F$ es un punto óptimo para que el flux de oxígeno por unidad de potencia, desde la fase gaseosa comprendida por el aire hasta la fase líquida sea máximo (Nienow et al., 1986). Otros investigadores tales como Loiseau et al. (1977) llamaron a esta etapa

como etapa sin dispersión ni recirculación (By-pass zone) o régimen de ineficiencia

Etapa II.

DESCARGA: Esta etapa se muestra en la Figura 1.9(b-d) donde $N_F \leq N \leq N_{CD}$. A medida que N incrementa, el gas es capturado por los vórtices de la parte posterior de las hojas del impulsor y es dispersado, P_g primero disminuye por la formación de cavidades grandes y por la reducción en la fricción ofrecida por el sistema. Un incremento posterior en N , provoca disminución en el tamaño de las cavidades y cambio de forma a cavidades de vórtice. Cuando la curva pasa a través de un mínimo, a la velocidad N_{CD} , el gas está completamente dispersado (curva de potencia relativa de la Figura 1.9). La velocidad N_{CD} puede ser predicha a partir de este mínimo y es útil porque marca la velocidad mínima, por debajo de la cual el sistema mecánico no está siendo utilizado efectivamente. Para dispersar completamente el aire, se requiere una mayor velocidad de rotación N_{CD}

$$(Fl)_{CD} = 0.2 (D/T)^{0.5} (Fr)_{CD}^{0.5} \quad (1.19)$$

Posterior a este punto, P_g , comienza a aumentar, al mismo tiempo emergen pequeños patrones de flujo secundario y se inicia la circulación del gas hacia abajo. Esta etapa también fue nombrada como de descarga o régimen inercial por Loiseau et al. (1977), además mostraron que el gas retenido aumenta (hold-up) de manera lineal con la velocidad de rotación del impulsor

Etapa III.

RECIRCULACION Esta etapa se muestra en la Figura 1.9(e) donde $N_{CD} \leq N \leq N_R$. Una vez que la velocidad rotacional del agitador supera a N_{CD} y sigue aumentando, la recirculación de aire aumenta de manera constante hasta el punto máximo, N_R , donde la fase gaseosa está bien mezclada (curva de potencia relativa de la Figura 1.9). En N_R , el gas recirculado comienza a dirigirse hacia el impulsor, el volumen de gas retenido aumenta, y comienza la recirculación de gas dentro del recipiente, donde el patrón de flujo es similar al patrón de flujo del líquido sin gas. N_R puede ser calculado a partir de

$$(Fl)_R = 13 (Fr)_R^2 (D/T)^5 \quad (1.20)$$

Si la velocidad de agitación se incrementa hasta que exista una dispersión completa, el flujo de gas también incrementará. Por lo tanto, la velocidad de arriba hacia el impulsor por parte del gas será tan grande que éste no podrá ser dispersado de forma adecuada. Bajo esta condición el impulsor se saturará o se inundará de gas, y parte de éste último no será dispersado y ascenderá por el eje. Este comportamiento fue nombrado por Mann (1986) y Loiseau et al. (1977) como inundación o régimen superficial y es el punto donde el gas retenido llega un máximo manteniéndose constante aunque la velocidad de rotación se aumente

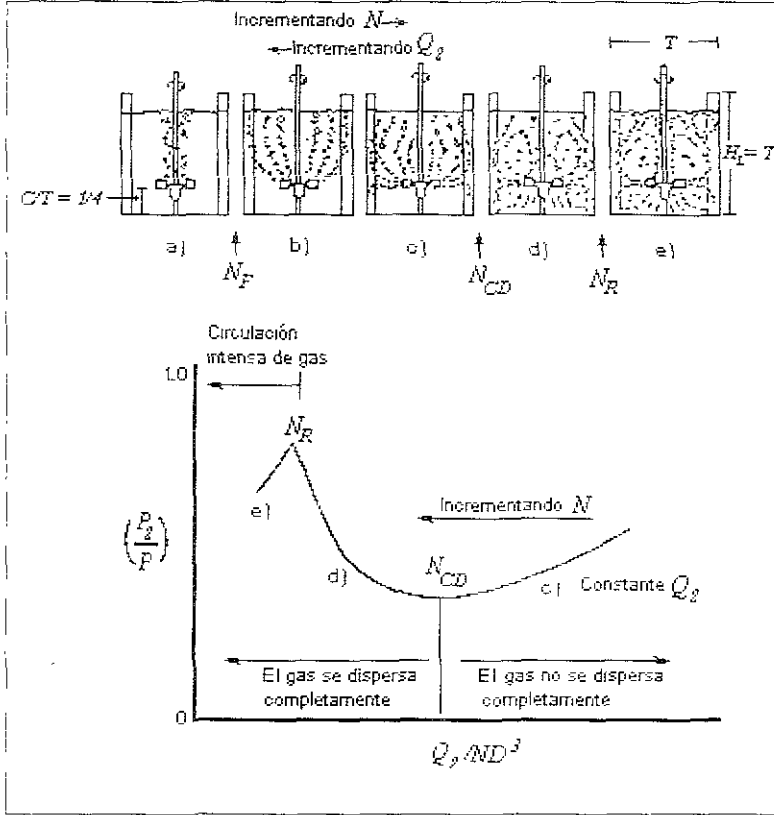


Figura 1.9. Curva de potencia relativa en función al número de aeración y patrones de flujo en sistemas gas-líquido (Harnby et al., 1985)

En la figura 1.10 se muestran los tipos de cavidades, las cuales se relacionan con las etapas de inundación, descarga y recirculación y por lo tanto con la potencia relativa, P_2/P (Nienow et al., 1986). Incrementando el flujo volumétrico de aire a partir de $Q_g=0$ y manteniendo N constante, hasta llegar a la transición desde la etapa representada en 1.9(c) hasta la etapa representada en 1.9(a), generalmente conduce a los siguientes cambios en las formas de cavidad (Figura 1.10): 1.10(a) cavidades de vórtice, 1.10(b) seis cavidades adheridas, 1.10(c) una combinación de tres cavidades pequeñas y tres cavidades grandes (3x3) y 1.10(d) seis cavidades del mismo tamaño (ragged cavities). A medida que las cavidades cambian desde la forma correspondiente al inciso 1.10(a) hasta la forma 1.10(c), manteniendo N

constante, el consumo de potencia disminuye. Sin embargo, cuando cambian a la forma de cavidades del mismo tamaño (ragged cavities) existe un incremento repentino en P_g . Este incremento de la potencia corresponde a la etapa de inundación (Figura 1.9(a))

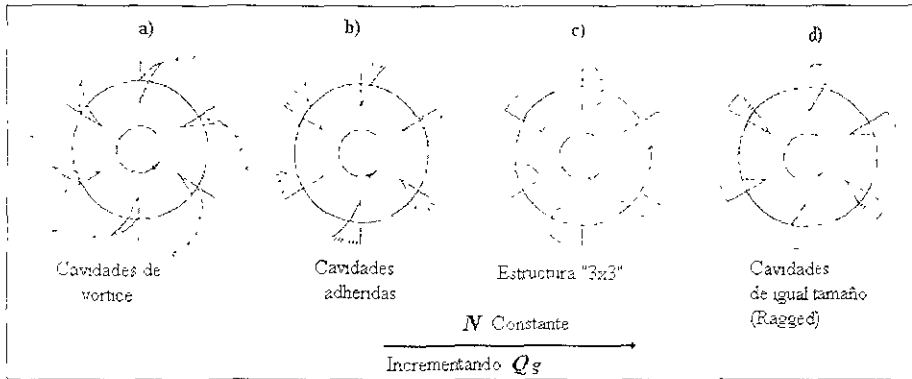


Figura 1.10. Formas básicas de cavidad (Nienow et al., 1986)

Para sistemas gas-líquido, en los cuales la viscosidad del líquido es grande ($\eta > 0.1 \text{ Pa}\cdot\text{s}$) se presentan las siguientes características

1. Para $Re \leq 50$, la dispersión de gas no se alcanza.
2. Para $Re > 1000$ el comportamiento de la dispersión de gas es similar al de líquidos de viscosidad pequeña.
3. Para $50 \leq Re \leq 1000$ Es difícil definir de manera precisa el punto de inundación, N_f . A velocidades superiores a ésta, se producen pequeñas burbujas y buen mezclado en las regiones del recipiente que están en movimiento, sin embargo, pueden llegar burbujas de gran tamaño a la parte superior de éste. Generalmente las burbujas pequeñas (no menores a 5 mm) siguen al fluido y pocas burbujas de tamaño grande ascienden verticalmente (flujo tapón). Aunque estas últimas son pocas en número forman una parte importante en el volumen total (Nienow, 1990).

Las principales diferencias entre la dispersión de un gas en un líquido de viscosidad grande y uno de viscosidad pequeña son las siguientes

1. La estabilidad de las cavidades aumenta con el incremento de la viscosidad del líquido.
2. A grandes viscosidades la potencia aplicada es independiente del flujo volumétrico de aire, debido a que el tamaño de las cavidades es independiente de este último. Por esta razón a velocidades de rotación constante, la disminución

de potencia en fluidos de viscosidad grande es siempre mayor que en fluidos de viscosidad pequeña. En la Figura 1.11, se puede observar que a un mismo número de Reynolds un fluido de viscosidad grande conduce a menores valores de potencia que un fluido de viscosidad pequeña.

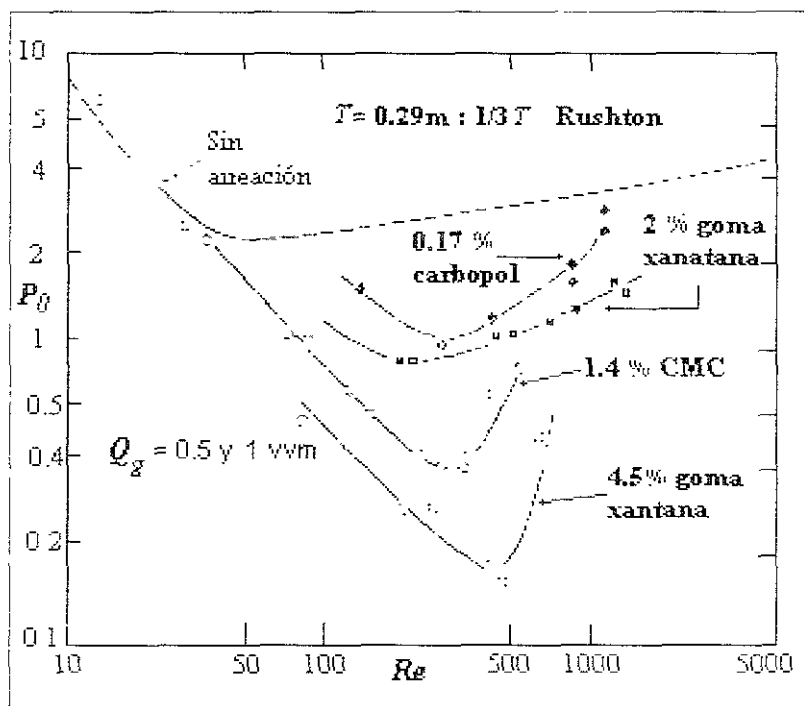


Figura 1.11. Efecto de la viscosidad en el consumo de potencia en sistemas gas-líquido (Nienow 1990).

Debido a la necesidad de asegurar una utilización eficiente del gas se ha optado por utilizar impulsores múltiples en lugar de impulsores individuales (Hudcova et al., 1989; Linek et al., 1996)

Un impulsor múltiple está compuesto por 2 a 4 impulsores colocados a una distancia H_i de 1 a 3 veces el diámetro de éstos. Existen impulsores múltiples compuestos únicamente de turbinas Rushton o en combinación con impulsores de descarga axial, tales como los impulsores de hojas inclinadas o impulsores de florete de hojas amplias. Con lo que respecta a la posición en que son colocados es importante

mencionar que las turbinas Rushton o impulsores de flujo radial, siempre se colocan en la parte inferior del recipiente debido a sus características de dispersión.

El impulsor colocado en la parte inferior funciona esencialmente como dispersor y distribuidor de gas aun cuando exista inundación. Los impulsores superiores reciben menor cantidad de gas comparados con el inferior y su función principal es la recirculación de gas por todo el volumen de trabajo. Como resultado de esto, los impulsores múltiples se inundan mas difícilmente y aunque se consume mayor potencia la recirculación de gas es mejor (Cui et al., 1996; Hudcova et al., 1989; Myers et al., 1997)

En cuanto al consumo de potencia en sistemas gas-líquido, se pueden mencionar dos, características principales de los impulsores múltiples con relaciones geométricas similares:

1. En fluidos de pequeña viscosidad ($\eta < 0.1 \text{ Pa}\cdot\text{s}$), la reducción en el consumo de potencia del impulsor colocado en la parte inferior del tanque es superior comparada con la correspondiente a los impulsores superiores, es decir, el impulsor colocado en la parte mas baja del recipiente consume menos potencia (cerca del 50 % de la potencia consumida por los impulsores superiores). Esto se debe a que la mayor parte de gas que sale del difusor se dirige principalmente hacia el impulsor inferior y los impulsores restantes sólo reciben una pequeña cantidad de aquél (del 20 al 40% de la corriente principal). La disminución en el consumo de potencia de estos últimos se debe principalmente a una disminución en la densidad del sistema (Cui et al., 1996, Hudcova et al , 1989; Linek et al , 1996; Myers et al , 1997)
2. Para líquidos de viscosidad grande o viscoelásticos, el consumo de potencia del impulsor superior es el mismo que la potencia aplicada por el impulsor inferior, esto se debe principalmente a que el tamaño de las cavidades es independiente del flujo volumétrico de gas (Nienow y Elson, 1988, Nienow, 1990).

1.7. Estudios previos. Correlaciones para predecir el consumo de potencia en tanques con agitación mecánica y aireación

Frecuentemente, las correlaciones son ecuaciones las cuales contienen grupos adimensionales y son usadas para calcular las variables de proceso que son importantes (Tatterson, 1994). No obstante la mayoría de dichas correlaciones están representadas como una función del número de aireación, debido al impacto que éste tiene en la disminución del consumo de potencia.

En el cuadro 1.2 se resumen las diferentes correlaciones para determinar el consumo de potencia en sistemas gas-líquido (fase líquida de comportamiento al flujo newtoniano) agitados con impulsores remotos con relaciones geométricas estándar

En el cuadro 1.3 se muestran las principales relaciones que se han propuesto para predecir el consumo de potencia en sistemas gas-líquido donde la fase líquida es de comportamiento newtoniano, agitados por impulsores múltiples.

La mayoría de los estudios y correlaciones para predecir el consumo de potencia en sistemas gas-líquido han sido realizados en régimen turbulento ya que se ha demostrado con impulsores remotos que $P_g \approx P$ en régimen laminar. Dicho en otras palabras, la presencia de gas no afecta significativamente el consumo de potencia.

Cuadro 1.2. Correlaciones para la determinación del consumo de potencia en sistemas agitados con impulsores remotos de relaciones geométricas estándar.

Correlación	Condiciones y observaciones	Referencias
$\frac{P_c}{P_s} = \exp(-cFI)$	$T = 0.165, 0.20 \text{ y } 0.274$	Oyama y Endoh 1956, Midoux, 1984
$= 1.10 - 2.80(FI)$	Aplicable a impulsores de disco y hojas planas de diferentes relaciones geométricas modificado	Kalinski, 1955, Midoux, 1984
$= 1 - 12.6FI$ para $FI < 0.035$ $= 0.62 - 1.85FI$ para $0.035 < FI < 0.11$	Para V de 5 y 100 L y en sistemas aire en agua, aire en etanol y aire en glicol. Ambas relaciones no consideran el fenómeno de recirculación por lo cual no son confiables para el escalamiento	Calderbank, 1958, Midoux, 1984
$\frac{P_c}{P_s} = -192 \left(\frac{D}{T} \right)^{1.15} Re^{0.115} Fr^{1.96} \left(\frac{D}{T} \right) FI$	Relación adimensional para impulsores de disco y hojas planas en sistemas aire-agua-etanol y $Re > 2000$. De ésta se obtienen valores sobrestimados del consumo de potencia y un error del 15% para $P_c/P_s > 0.5$	Nagata, 1975, Midoux, 1984
$L \left(\frac{P^2 ND^3}{Q_g^{0.56}} \right)^M$	Relación completamente empírica sin aplicación en el escalamiento. Las constantes L y M dependen del sistema de agitación	Michel y Miller, 1962, Atkinson y Mavituna, 1991, Midoux, 1984
$= 1 - 1.6Q_g D^{0.65}$	Para recipiente de diámetro, T , igual a 1 m	Pharamond et al, 1975, Atkinson y Mavituna, 1991
$0.83 \left(\frac{P^2 ND^3}{Q_g^{0.56}} \right)^{0.45}$	Esta correlación es una modificación para sistemas que forman espuma	Loiseau et al 1977, Atkinson y Mavituna, 1991
$= 0.497 \left(\frac{\rho N^2 D^3}{\sigma} \right)^{-0.15} \left(\frac{Q_g}{ND^3} \right)^{-0.35}$	$T = 0.22$ m y el valor de 0.497 cambia si la geometría del equipo se modifica	Loung y Volesky 1979, Atkinson y Mavituna, 1991
$= 0.10 \left(\frac{Q_g}{NV} \right)^{1/2} \left(\frac{N^2 D^3}{g q V} \right)^{1/5}$	Esta correlación fue obtenida a través de correlaciones con datos de consumo de potencia reportados en investigaciones previas. Es válida para fluidos newtonianos ($\eta = 80-280 \cdot 10^{-3}$ Pa·s, $\rho = 870 - 1600 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ y relaciones $D/T = 0.25$ a 0.46 donde $T = 0.29$ a 1 m)	Hughmark, 1980
$= \alpha P_0 \exp(-\beta Q_g)$	El valor de α y β dependen del flujo volumétrico de gas. El diámetro del recipiente fue de 0.05 m.	Borwn 198, Atkinson y Mavituna 1991
$1007 \left(\frac{N^{1.15} D^{0.33}}{(\lambda Q_g)^{0.4}} \right)$	λ es la eficiencia de la dispersión dependiente del régimen de flujo y $T = 0.2$ m	Greaves et al 1981; Atkinson y Mavituna, 1991
$1 - [(a\eta + b) \tan h(cFI)] FI^d$	Correlación completamente empírica para impulsores de disco y hojas planas y cóncavas en recipientes de fondo curvo, de relación $D/T = 0.36$ para agua y fluidos newtonianos ($\eta > 0.2$ Pa·s)	Sensel et al, 1993

Cuadro 1.3. Correlaciones para predecir el consumo de potencia en sistemas gas-liquido agitados por impulsores múltiples.

Correlación	Condiciones y observaciones	Referencias
$\left. \begin{matrix} P_z \\ P \end{matrix} \right\}_{sup. error} = \left(\begin{matrix} (P_z)_{sup. error} - (P_z)_{inf. error} \\ (P_z)_{inf. error} \end{matrix} \right)$	<p>Correlación empírica propuesta para un impulsor múltiple de dos turbinas Rushton $D_i = D - 3D$ y $T/D = 3$ Para $N_f \leq N \leq N_R$ fluido utilizado fue agua.</p>	Hudcova et al., 1989
$\left. \begin{matrix} P_z \\ P \end{matrix} \right\}_{n, fondo} = \left(\frac{P_z}{P} \right)_{fondo} + [P_n(n_i - 1)(1 - \varepsilon)]$	<p>Relacion para un impulsor multiple compuesto de tres turbinas Rushton</p>	Nienow, 1990
<p>Impulsor inferior</p> $\frac{P_z}{P} = 0.9 \left(\frac{Q_z N^{0.25}}{D^2} \right) \text{ para } \begin{matrix} Q_z N^{0.25} \\ D^2 \end{matrix} \leq 0.055$ $\frac{P_z}{P} = 0.52 + 0.62 \left(\frac{Q_z N^{0.25}}{D^2} \right) \text{ para } \begin{matrix} Q_z N^{0.25} \\ D^2 \end{matrix} \geq 0.055$ <p>Impulsor de la parte media y superior</p> $\frac{P_z}{P} = K_1 Q_z N \text{ para } QN \leq 0.013$ $\frac{P_z}{P} = K_2 + K Q_z N \text{ para } QN \leq 0.013$	<p>El mezclador esta compuesto de tres impulsores de hojas planas y disco con relaciones $D_i = D$, $T/D = 2$ a 3. Se recopilaron y correlacionaron datos experimentales para sistemas gas-liquido para obtener estas relaciones. Estas correlaciones son una modificación de las expresiones propuestas por Mitchell y Miller realizadas en 1962 y por Hugmark en 1980, en las cuales existe una correlación para cada impulsor en función a la posición en el interior del recipiente (parte inferior, media y parte superior de éste). El impulsor en la parte media y superior, se comportan de la misma manera en condiciones aireadas. El punto de intersección entre las dos ecuaciones del inciso a) y entre las respectivas del inciso b) corresponde al punto donde $P_z/P = 0.5$</p>	Cui et al., 1996
<p>ra agua y error experimental de 7%</p> $\left. \begin{matrix} P_z \\ P \end{matrix} \right\}_{inf. error} = 0.0377 N^{2.16} v_s^{-0.79}$ $\left. \begin{matrix} P_z \\ P \end{matrix} \right\}_{sup. error} = 0.104 N^{1.07} v_s^{-0.64}$ <p>a soluciones de Na_2SO_4 al 0.5 M de concentración y error experimental de 15%</p> $\left. \begin{matrix} P_z \\ P \end{matrix} \right\}_{inf. error} = 0.117 N^{2.89} v_s^{-0.297}$ $\left. \begin{matrix} P_z \\ P \end{matrix} \right\}_{sup. error} = 0.090 N^{1.11} v_s^{-0.130}$	<p>El mezclador esta compuesto por cuatro turbinas Rushton, a relación de $T/D = 3$ y la $H_d = 2D$ En esta correlación se toma en cuenta la potencia disipada por el flujo volumétrico de gas. La ecuación correspondiente a los impulsores superiores, en cualquiera de los dos casos, es valida para los tres impulsores superiores</p>	Linek et al., 1996
$\left. \begin{matrix} P_z \\ P \end{matrix} \right\}_{fondo} = \chi \left(\frac{P_z}{P} \right)_{fondo} + (1 - \chi) \left(\frac{P_z}{P} \right)_{superior}$ $\left(\frac{P_z D^3}{P} \right)_{inf. error} - (n_i P_n D^3)_{superior}$	<p>El impulsor múltiple esta compuesto por una turbina Rushton colocada en la parte superior, una turbina Smith en la parte media y un impulsor de flórete en el fondo del recipiente. El fluido es agua, $H_d = T/2$ y la relación $T/D = 4$ para los tres impulsores, $n_i = 2$ para impulsor en la parte media del recipiente y $n_i = 3$ para el impulsor superior</p>	Myers et al., 1997

Capítulo 2

Transferencia de masa gas-líquido en tanques con agitación mecánica

La transferencia de masa gas-líquido tiene numerosas aplicaciones industriales tales como síntesis química, fermentaciones aeróbicas y tratamiento de aguas residuales (Ogut y Hatch, 1988)

En este trabajo, el estudio de la transferencia de masa gas-líquido se relaciona con procesos de fermentación, donde el oxígeno contenido en el aire que se suministra es la fase gaseosa y el medio de cultivo la fase líquida

La mayoría de las fermentaciones de importancia comercial requieren oxígeno para que puedan llevarse a cabo. Debido a la baja solubilidad del oxígeno en los medios de fermentación, el suministro de éste es un factor que limita la productividad. Así, dicha capacidad de producción es controlada por la velocidad de transferencia de oxígeno en el líquido, donde la principal resistencia a la transferencia de éste, es la resistencia de la fase líquida, vista en términos del coeficiente convectivo de transferencia de masa de la película líquida, k_L (Atkinson y Mavituna, 1991; Kawase y Moo-Young, 1988, Linek et al., 1996, Nocentini et al., 1993)

Usualmente, durante la evaluación de la transferencia de oxígeno en sistemas de fermentación, el término k_L es analizado junto con el área superficial por unidad de volumen de todas las burbujas presentes en el sistema, a . La unión de estos dos términos es denominada coeficiente volumétrico de transferencia de masa gas-líquido, $k_L a$, y la principal causa de agruparlos de esta forma reside en la dificultad para determinarlos de manera independiente (Bjurstrom, 1985, Carpenter, 1986)

Por esta razón el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, $k_L a$ es utilizado como una base de diseño, porque representa la capacidad y eficiencia a la transferencia de masa de un recipiente agitado y porque es uno de los parámetros más importantes durante el escalamiento de éstos (Atkinson y Mavituna 1991, Kawase y Moo-Young, 1988; Linek et al., 1991; Linek et al., 1996, Moo-Young y Charles, 1985; Nocentini et al., 1993).

2.1. Coeficiente interfacial

La velocidad de transferencia por unidad de área de un gas en un líquido esta representada por la siguiente relación general

$$\frac{\left(\begin{array}{c} \text{Magnitud de la entidad} \\ \text{física transportada} \end{array} \right)}{\left(\begin{array}{c} \text{Unidad de área} \\ \text{de transferencia} \end{array} \right) \left(\begin{array}{c} \text{Unidad de} \\ \text{tiempo} \end{array} \right)} \propto \frac{\left(\begin{array}{c} \text{Fuerza impulsora} \end{array} \right)}{\left(\begin{array}{c} \text{Resistencia} \end{array} \right)} \quad (2.1)$$

Debido a que en los recipientes agitados, la transferencia de masa entre la fase líquida y la fase gaseosa (oxígeno), se presenta por el mecanismo de convección forzada, la ecuación 2.1 se transforma en 2.2 (Jackson, 1991, Moo-Young y Charles, 1985)

$$\frac{q_{O_2}}{A} = N_{O_2} = k_c \Delta C_{O_2} \quad (2.2)$$

El balance de masa representado por la ecuación 2.2, aparentemente es muy sencillo. Sin embargo, no es tan simple definir cuál de las dos fases influye en mayor proporción en el valor del coeficiente convectivo de transferencia de masa (k_c). Para resolver tal problema se ha utilizado la teoría de la doble película o de las dos resistencias, propuesta por Whitman en 1923 (Moo-Young y Charles, 1985)

Las consideraciones para desarrollar esta teoría son

1. Existen dos películas en cada lado de la interfase (la película de gas en el lado del gas y la película del líquido del lado del líquido)
2. La velocidad de transferencia de masa esta controlada por las velocidades de difusión a través de la película de gas y la película de líquido.
3. La resistencia Interfasial para la transferencia de masa es despreciable comparada con las resistencias de la película líquida y gaseosa

Donde la transferencia del componente gaseoso (oxígeno) desde la fase principal de gas (aire) hacia la fase líquida esta comprendida por tres zonas:

- Zona I. Transferencia desde la fase gaseosa a la interfase gas-líquido.
- Zona II. La transferencia a través de la interfase dentro de la película líquida.
- Zona III. La transferencia desde la película líquida hacia la fase líquida principal.

La Figura 2.1 describe la transferencia por difusión del oxígeno desde la fase gaseosa (aire) a la fase líquida a través de la película gaseosa y líquida.

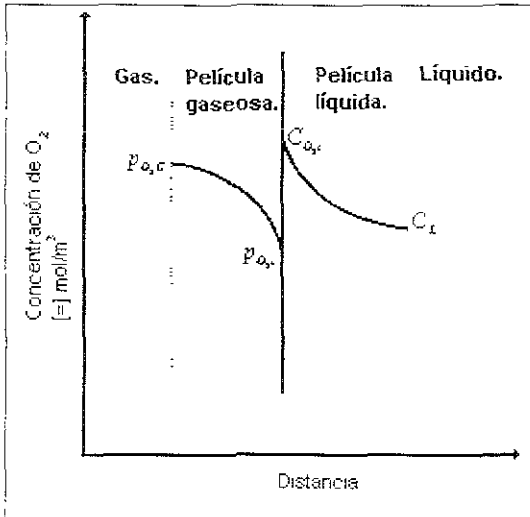


Figura 2.1. Transferencia oxígeno por difusión de acuerdo a la teoría de la doble película (Moo-Young y Charles, 1985).

Debido a que se asume que no hay resistencia Interfasial, p_{O_2} y C_{O_2} son las concentraciones al equilibrio dadas por la curva de distribución de equilibrio del sistema. Para soluciones líquidas diluidas, estas concentraciones se relacionan con la ley de Henry de la siguiente manera.

$$p_{O_2} = H' C_{O_2} \quad (2.3)$$

donde H' es la constante de la ley de Henry

Para describir la transferencia en estado estacionario de oxígeno desde la fase gas a la fase líquida y con la ayuda de la ecuación 2.2, se pueden escribir las siguientes ecuaciones para la película gaseosa y la película líquida, respectivamente:

$$\frac{q_{O_2}}{A} = N_{O_2} = k_G (p_{O_2,G} - p_{O_2,l}) \quad (2.4)$$

y

$$\frac{q_{O_2}}{A} = N_{O_2} = k_L (C_{O_2,l} - C_L) \quad (2.5)$$

Donde k_G y k_L son el coeficiente convectivo de transferencia de masa para la fase gaseosa y la fase líquida respectivamente, $p_{O_2,G}$ es la presión parcial de oxígeno en la corriente principal de la fase gaseosa; C_L es la concentración de oxígeno en la fase líquida, y N_{O_2} es la velocidad de transferencia de masa de oxígeno por unidad de área de transferencia (flux másico de oxígeno)

En estado estacionario, el flux de oxígeno a través de la película de gas es igual al flux a través de la película líquida. Por lo tanto:

$$N_{O_2} = k_G (p_{O_2,G} - p_{O_2,l}) = k_L (C_{O_2,l} - C_L) \quad (2.6)$$

No es conveniente utilizar las ecuaciones 2.4 y 2.5 para calcular el flux másico de oxígeno ya que es difícil de medir la presión parcial y la concentración de oxígeno en la interfase. En general, es más conveniente emplear un coeficiente global de transferencia de masa basado en una fuerza impulsora global entre los componentes de la fase líquida y gaseosa. El coeficiente global de transferencia de masa relacionado con la fuerza impulsora en la fase gaseosa, (K_G), se define como

$$K_G \equiv \frac{N_{O_2}}{p_{O_2,G} - p^*} \quad (2.7)$$

donde p^* es la presión parcial de oxígeno en equilibrio con la concentración de oxígeno en la fase líquida, C_L . El coeficiente global de transferencia de masa basado en la fuerza impulsora en la fase líquida (K_L) está definida como.

$$K_L \equiv \frac{N_{O_2}}{C^* - C_L} \quad (2.8)$$

donde C^* es la concentración de oxígeno en equilibrio con la presión parcial de oxígeno en la fase gas y por lo tanto es una medida de $p_{O_2,G}$

Para concentraciones pequeñas de oxígeno en la fase líquida, la relación de equilibrio es aproximadamente lineal, ya que la ley de Henry se cumple. Así:

$$p_{O_2,G} = H' C^* \quad (2.9.1)$$

$$p^* = H' C_L \quad (2.9.2)$$

$$p_{O_2,l} = H' C_{O_2,l} \quad (2.9.3)$$

En donde H' es la constante de entre las concentraciones de la fase gaseosa y la fase líquida o también denominada constante de la ley de Henry.

Arreglando nuevamente la ecuación 2.7 se llega a

$$\frac{l}{K_G} = \frac{p_{O_2,G} - p_{O_2,l}}{N_{O_2}} + \frac{H'(C_{O_2,l} - C_L)}{N_O} \quad (2.10)$$

Sustituyendo la ecuación 2.4 y 2.5 en la ecuación 2.10 a se obtiene:

$$\frac{l}{K_G} = \frac{l}{k_G} + \frac{H'}{k_L} \quad (2.11)$$

donde, l/K_G es la resistencia global a la transferencia de masa, l/k_G y H'/k_L son las resistencias de la película líquida y la película gaseosa, respectivamente. Por lo tanto, la resistencia total a la transferencia de masa es igual a la suma de las resistencias individuales de la película líquida y la película gaseosa.

De forma similar K_L puede ser expresado en términos de coeficientes individuales de transferencia como sigue.

$$\frac{l}{K_L} = \frac{l}{H'k_G} + \frac{l}{k_L} \quad (2.12)$$

Las magnitudes relativas de las resistencias individuales de cada fase dependen de la solubilidad del gas. Para gases difícilmente solubles, tal como el oxígeno o el dióxido de carbono en agua, el valor de H' es grande y la resistencia de la fase gaseosa es despreciable comparada con la resistencia de la fase líquida. El coeficiente global de transferencia de masa, K_L , es aproximadamente igual al coeficiente individual de la fase líquida k_L , y la transferencia es controlada por la fase (o película) líquida para estos sistemas (Atkinson y Mavituna, 1991. Jackson 1991; Moo-Young y Charles, 1985)

$$\frac{l}{K_L} = \frac{l}{k_L} \quad (2.13)$$

Como la transferencia de oxígeno es controlada por la película líquida debido a su baja solubilidad, la ecuación 2.8 se puede modificar con la ayuda de las ecuaciones 2.2 y 2.13 para despejar la velocidad de transferencia de masa (o flujo másico) del oxígeno:

$$q_{O_2} = k_L A (C^* - C_L) \quad (2.14)$$

Si esta ecuación se divide entre el volumen de líquido en el recipiente se llega a una relación que permite realizar el cálculo del coeficiente volumétrico de transferencia de masa, $k_L a$ en estado estacionario (la concentración de oxígeno no cambia con el tiempo):

$$\frac{q_{O_2}}{V} = k_L a (C^* - C_L) \quad (2.15.1)$$

$$\dot{n}_{O_2} = k_L a (C^* - C_L) \quad (2.15.2)$$

donde

$$\frac{A}{V} = a \quad (2.16)$$

De acuerdo con la ecuación 2.15.2, la velocidad volumétrica de transferencia de oxígeno, \dot{n}_{O_2} , mejora si se incrementa el área superficial de las burbujas, a , el coeficiente de transferencia de masa de la película líquida k_L , o el gradiente de concentración de oxígeno

Por otra parte, para describir el cambio de C_L con respecto al tiempo, $C_L(t)$, (estado no estacionario) se integra la ecuación 2.15.2 con las siguientes condiciones límite (Jackson, 1991; Reuss, 1993, Moo-Young y Charles, 1985)

$$\frac{dC_L}{dt} = k_L a (C^* - C_L) \quad (2.15.3)$$

$$t = 0, \quad C_L = C_{L,0}$$

$$t \rightarrow \infty, \quad C_L = C^*$$

De la cual se obtiene la siguiente función exponencial, la cual describe el cambio de C_L con respecto al tiempo, $C_L(t)$ y con la que frecuentemente también se determina experimentalmente el valor de $k_L a$.

$$\left(\frac{C_L(t) - C_{L,0}}{C^* - C_{L,0}} \right) = 1 - \exp(-k_L a(t)) \quad (2.17)$$

2.2. Principales factores que intervienen en la transferencia de masa gas-líquido

La transferencia de oxígeno desde la fase gaseosa a la fase líquida depende de las variables del equipo, de operación y del sistema.

Dentro de las variables del equipo se encuentran la geometría del recipiente y del impulsor, dentro de las variables de operación se pueden mencionar a la velocidad de agitación del impulsor, el flujo volumétrico de gas, volumen del fluido, presión y temperatura. En las variables del sistema se incluyen las propiedades reológicas de la fase líquida, densidad, tensión superficial, difusividad y la presencia de compuestos químicos tales como proteínas, electrolitos, alcoholes y principalmente surfactantes (Bailey y Ollis, 1977, Mital y Gauri, 1992, Moo-Young y Charles, 1985)

2.2.1. Variables del equipo y de operación

El impulsor debe ser capaz de proporcionar la potencia necesaria para mezclar la fase líquida con la fase gaseosa en todo el recipiente así como disminuir de tamaño las burbujas, para aumentar el área Interfasial específica, a , el gas retenido (Hold-up) y el tiempo de residencia de este último en el volumen de trabajo. Cada tipo de impulsor proporciona diferentes valores de $k_L a$ a una misma potencia por unidad de volumen. Esto se atribuye a la relación flujo/cizalla que caracteriza a cada uno de ellos.

La forma del recipiente influye en los patrones de flujo, por ello afecta al mezclado y al consumo de potencia requerido para lograr cierto nivel de transferencia de masa, visto en términos de $k_L a$ (Atkinson y Mavrituna, 1991)

a) Temperatura.

La temperatura afecta de manera directa a la solubilidad (concentración de oxígeno disuelto en el líquido en el equilibrio) y la difusividad de oxígeno en el líquido. El efecto de la temperatura sobre la velocidad de transferencia de oxígeno depende del intervalo considerado. A bajas temperaturas ($10^\circ\text{C} < T_L < 40^\circ\text{C}$), es más probable

que un incremento en la temperatura promueva un incremento en la velocidad de transferencia de oxígeno debido a que se aumenta la difusividad de éste. Sin embargo, a elevadas temperaturas ($40^{\circ}\text{C} < T_L < 90^{\circ}\text{C}$), la solubilidad de éste disminuye significativamente, lo cual afecta adversamente la fuerza impulsora y la velocidad de transferencia del mismo (Moo-Young y Charles, 1985; Schumpe et al., 1982)

b) Presión.

Al modificar la presión parcial de oxígeno en la fase gas, expresada en términos de la ley de Henry (ecuación 2.9.1), se afecta principalmente la solubilidad de oxígeno y por consiguiente la fuerza impulsora a la transferencia de oxígeno. Un incremento en p_{O_2G} (a temperatura constante) dará como resultado un incremento en C^* , en la fuerza impulsora (C^*-C_L) y por lo tanto en la velocidad de transferencia de oxígeno (Moo-Young y Charles, 1985).

2.2.2. Propiedades del sistema

a) Viscosidad.

La viscosidad de la fase líquida determina la productividad de un equipo de fermentación porque es una propiedad que influye de manera principal en la capacidad de éste para que se lleven a cabo de manera adecuada los fenómenos de transferencia de masa (de la fase gaseosa a la fase líquida y de la fase líquida a la fase sólida donde esta última la constituyen los micelios del medio de fermentación) y calor (Pace, 1978). Por lo tanto, la viscosidad (η) de la fase principal (líquida) tiene un efecto importante en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa (k_{La})

En un sistema gas-líquido con una homogeneidad adecuada (zonas próximas al impulsor) con régimen turbulento y donde el comportamiento de la fase continua es newtoniano el k_{La} disminuye a medida que la viscosidad se incrementa (Panja y Rao, 1993). En el caso de fluidos no-newtonianos, el valor de k_{La} disminuye a medida que aumenta la viscosidad aparente, η_a ($\eta_a = K \gamma_a^{n-1}$) (Tecante y Choplin, 1993).

Una relación general entre la viscosidad aparente y el coeficiente volumétrico de transferencia de masa es la siguiente (Nienow y Elson, 1988):

$$k_L a \propto \frac{1}{\eta_a} \quad (2.18)$$

En medios de fermentación para la obtención de polisacáridos, no es posible llegar a conclusiones tan sencillas como las expresadas por la ecuación 2.18, ya que la reología del sistema es más compleja porque cambia con el tiempo a medida que el microorganismo crece y que el producto se sintetiza (Nienow y Elson, 1988; Moo-Young y Charles, 1985; Pace, 1978).

b) Tensión superficial.

Las propiedades Interfasiales son importantes debido a que determinan el movimiento en la interfase gas-líquido.

La presencia de impurezas Interfasiales influye en la forma de las burbujas, en la velocidad de ascenso de éstas, además disminuye la velocidad de transferencia de oxígeno.

Los surfactantes son fácilmente adsorbidos en la interfase aire-líquido, lo cual produce una reducción en la tensión superficial, σ . Generalmente la disminución de la tensión superficial da como resultado una disminución del diámetro de burbuja con un correspondiente incremento en el área Interfasial gas-líquido, a . Sin embargo, el valor de k_L disminuye con la adición de surfactante ya que retarda e incluso pueden eliminar el flujo Interfasial. Usualmente el incremento del valor de a supera la disminución en el valor de k_L , dando como resultado un aumento en el valor del $k_L a$ con el incremento de la concentración de los surfactantes (Búlock, 1991; Kawase y Moo-Young, 1990; Moo-Young y Charles, 1985; Nienow et al., 1986; Valentin, 1967).

2.3. Métodos para la determinación del coeficiente volumétrico de transferencia de masa gas-líquido

En el sistema gas-líquido en estudio, la transferencia de masa implica el transporte de oxígeno desde las burbujas de gas hasta la fase líquida. Debido a esto el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, $k_L a$, es el parámetro que establece la velocidad con que el oxígeno se transporta desde la fase gaseosa hasta la fase líquida (Reuss, 1993).

Los métodos para la determinación del k_{La} , se usan en dos tipos de sistemas gas-líquido:

- a) Sistemas donde se incluye al medio de cultivo y a los microorganismos de interés.
- b) Sistemas de propiedades similares al medio de fermentación, es decir un sistema modelo o sintético.

El primer tipo de sistema es deseable, no siempre es práctico ya que se requiere de una preparación cuidadosa del medio de cultivo, prevención de contaminación y un control ambiental del mismo. Sin embargo, es común simular las condiciones de fermentación del equipo de agitación (fermentador) utilizando sistemas modelo.

Todos los métodos se derivan de la ecuación general de balance de oxígeno en las dos fases (ecuación 2.15.2), para calcular el k_{La} y asumen un mezclado ideal de las dos fases en el recipiente, es decir que existe homogeneidad del gas en toda la fase líquida y que en todas las burbujas existe la misma presión parcial de oxígeno, p_{O_2G} , además, consideran que la resistencia que opone la fase gaseosa a la transferencia de oxígeno a través de la interfase gas-líquido es despreciable (Linek et al , 1988, Sobotka, 1982)

En el cuadro 2.1 se describen los métodos más utilizados, así como los investigadores que le dieron origen (Ogut y Hatch, 1988, Sobotka, 1982). La mayoría de estos métodos requieren de la medición de la concentración de oxígeno disuelto en el líquido (C_L), para determinar el coeficiente volumétrico de transferencia de oxígeno (k_{La}), y se realiza con un electrodo de oxígeno disuelto, también llamado sonda para oxígeno. El voltaje o intensidad de corriente generados por el electrodo, cambia de forma directa con el número de moléculas disueltas de oxígeno en la solución, expresado en términos de la presión parcial de oxígeno, p_{O_2} , (ver anexo 3)

Cuadro 2.1. Clasificación de métodos para la determinación del coeficiente volumétrico de transferencia de masa ($k_L a$) (Sobotka, 1982)

Ecuación de balance	Condiciones y observaciones
Métodos aplicables a sistemas modelo	
<p>Gaseado en el líquido (Gassing-in liquid)</p> $\ln \frac{C^*}{C^* - C_L} = k_L a t$	<p>El método se basa en la medición del cambio de C_L, en función al tiempo, durante el suministro de oxígeno. Una actividad previa y obligatoria es la eliminación de oxígeno del sistema utilizando un gas inerte, generalmente nitrógeno (N_2). La C_L se mide con un electrodo de oxígeno. Se considera que el $k_L a$, la C^* y a son constantes.</p> <p>El método es sencillo y proporciona una exactitud adecuada. Pero se requiere conocer la magnitud en el error causado por la dinámica del electrodo o sonda, debida al efecto global de las resistencias a la transferencia de oxígeno por parte de la misma.</p> <p>Este método presenta desventajas cuando se utiliza en equipos de gran capacidad ya que por lo general el volumen de trabajo no es homogéneo (no existe la misma concentración de oxígeno en todo el volumen de trabajo a cualquier tiempo).</p>
<p>Gaseado en el gas (Gassing-in gas)</p> $\frac{dC_1}{dt} = k_L a \left(\frac{P_1}{H} y_{O_2} - C_L \right)$	<p>Este método es similar al anterior, excepto que la concentración de oxígeno se determina en la corriente de salida de la fase gaseosa, en lugar de en la fase líquida. Se considera que las fases están perfectamente mezcladas, que el volumen de gas retenido (Hold-up) y Q_g son constantes. Además, las entradas de aire debido al fenómeno de aereación superficial son despreciables.</p>
<p>Gaseado interrumpido (Interrupted Gassing-in)</p> $\ln \frac{C}{C - C_1} = k_L a t$	<p>La medición de C_1 se realiza inmediatamente después de la interrupción de mezclado y de la aereación a un tiempo t_1. Posteriormente, todo el sistema es nuevamente desairado, comenzada la aereación y después de un tiempo t_2 ($t_2 > t_1$), C_1 es determinada otra vez luego de la interrupción de Q_g.</p>
<p>Sulfito</p> $Na_2SO_3 + \frac{1}{2} O_2 \xrightarrow{Ca^{2+}, Cu^{2+}} Na_2SO_4$ $k_L a = \frac{dC_{Na_2SO_3}}{dt}$	<p>El consumo de oxígeno, se determina por la oxidación de sulfito de sodio a sulfato de sodio en presencia de un catalizador. Se toman muestras del líquido a intervalos regulares de tiempo y se determina la cantidad de sulfito sin reaccionar. Esto es laborioso y requiere de muestras grandes, los resultados dependen de la naturaleza del catalizador, del pH de la solución y de la pureza de la solución de sulfito.</p>
<p>Glucosa oxidasa</p> $k_L a = \frac{n_{O_2}}{C - C_1}$ $n_{O_2} = \frac{d_{\text{non}}}{2V_1 t}$	<p>El consumo de oxígeno, se determina por la formación de ácido gluconico a partir de glucosa en presencia de la enzima glucosa-oxidasa y de oxígeno. La velocidad de reacción se calcula con la velocidad de consumo de NaOH, el cual es necesario para la neutralización del ácido gluconico. Por otra parte, C_L se determina por medio de un electrodo de oxígeno, después de obtener la velocidad de oxidación de glucosa en estado estacionario. Debido al costo de la enzima es aplicable solo a nivel laboratorio.</p>

Ecuación de balance	Condiciones y observaciones
Métodos aplicables en medios de cultivo	
<p><i>Dinámico</i></p> $\frac{dC_L}{dt} = -Q_{O_2} \cdot x = \text{constante}$ $\left(\frac{dC_L}{dt}\right) C_L = C' = -Q_{O_2} \cdot x$ $C_L = C - \frac{1}{k_L a} \left(\frac{dC_L}{dt} + Q_{O_2} \cdot x\right)$	<p>Consiste en detener el suministro de aire de un sistema que respira activamente y se determina la disminución de C_L debido a la respiración con respecto al tiempo. La aereación se reanuda antes de que se alcance la concentración crítica de oxígeno y se determina el incremento de C_L con respecto al tiempo. En esencia el método es similar al método "gassing-in", donde se mide el incremento de C_L.</p>
<p><i>Estacionario</i></p> $k_L a = \frac{Q_{O_2} \cdot x}{(C - C_L)}$ <p>donde</p> $Q_{O_2} = \left(\frac{\Delta C_L}{\Delta t} \cdot x\right)$	<p>Considera que el consumo y suministro de oxígeno son iguales. El valor de Q_{O_2} se determinarse de por mediciones C_L con respecto al tiempo. El método es aplicable a cultivo continuo o por lotes, a un tiempo en particular de su curva de crecimiento.</p>
<p><i>Balance de gas</i></p> $n_{O_2} = \frac{P_r M Q_r}{R_r T_r V_r} (y_{O_2} - y_{O_2'}) = k_L a (C - C_L)$ $k_L a = \frac{n_{O_2}}{(C - C_L)_{med-log}}$	<p>El método está basado en un balance de oxígeno en la fase gas, entre la entrada y la salida del fermentador. Considerando que el flujo volumétrico de gas, la presión y la temperatura en la entrada y en la salida son iguales. El valor de C_L se estima con un sonda para oxígeno. Este método también se aplica a sistemas modelo.</p>

Otra clasificación que comúnmente se utiliza, agrupa los métodos del cuadro 2.1 en dos tipos (Linek et al , 1987; Linek et al , 1988)

- a) **Métodos en estado estacionario.** Estos involucran la absorción de oxígeno en sistemas de flujo continuo o en sistemas "batch". En los últimos la absorción de oxígeno es acompañada por una reacción química o enzimática. El método del sulfito, el de glucosa oxidasa, y el método estacionario, pertenecen a este grupo.
- b) **Métodos en estado no estacionario.** Estos también son nombrados dinámicos y consisten en medir la concentración de oxígeno (en la fase líquida o en la fase gas), después de un cambio en la concentración de éste en la corriente de entrada de gas. Los métodos gaseado en el líquido, gaseado en el gas, gaseado interrumpido y el método dinámico corresponden a este grupo (Linek et al., 1989, Linek et al , 1987).

A manera de ejemplo y haciendo referencia únicamente al método de gaseado en el líquido, el $k_L a$ se puede calcular simplemente con la pendiente negativa de la gráfica de $\ln(C^*/C^* - C_L)$ vs t , sólo si el electrodo da una respuesta instantánea al cambio de C_L . (Lee y Tsao, 1979) Sin embargo, ésta tiene un tiempo de respuesta finito (tiempo de retraso), debido a las diferentes resistencias que se presentan durante la difusión de oxígeno (electrolito, membrana y película de líquido adyacente a la membrana situada en la parte exterior de ésta). Además, debe considerarse la dinámica de la fase gaseosa, ya que incluye la variación del volumen de gas retenido y la interacción del electrodo (o sonda para oxígeno) con las burbujas de gas (Lee y Tsao, 1979, Linek et al., 1988; Sobotka et al., 1982)

Por esta razón, en los métodos dinámicos el valor de $k_L a$ se determina con una comparación entre la respuesta dada por la sonda durante el experimento y la respuesta calculada a partir de un modelo de absorción para la sonda, el cual incluye los factores anteriormente mencionados (dinámica de la sonda y dinámica del sistema gas-líquido) (Linek et al., 1988, Linek et al., 1989)

2.4. Estudios previos. Correlaciones para predecir el coeficiente volumétrico de transferencia de masa gas-líquido en tanques con agitación mecánica y aireación

Debido a la complejidad que implica un sistema gas-líquido en tanques agitados, es inevitable recurrir al análisis dimensional para obtener correlaciones que involucren la transferencia de masa, las condiciones hidrodinámicas y las propiedades físicas de las dos fases

Existen tres tipos de correlaciones semiempíricas que han sido propuestas para determinar el coeficiente volumétrico de transferencia de masa dos de ellos se obtienen por medio del análisis dimensional y el tercero de un análisis gráfico de las condiciones de operación.

En el primer tipo de correlación, únicamente es posible predecir el valor de k_L y el área superficial, a , se calcula de manera independiente

$$Sh = f(Re, Sc, Fl, Fr,) \quad (2.19)$$

En el segundo es posible predecir $k_L a$.

$$\frac{k_L a D^2}{D_{O_2L}} = f\left(\frac{\eta}{\rho D_{O_2L}}, \frac{\eta v_g}{\sigma}, \frac{\rho N D^2}{\eta}, \frac{\eta_g}{\eta}\right) \quad (2.20)$$

En el tercer tipo, el consumo de potencia por unidad de volumen, la velocidad superficial del aire, la viscosidad y la tensión superficial son los parámetros más importantes. Esta correlación ha sido utilizada ampliamente durante el escalamiento.

$$k_L a = f_2\left(\frac{P}{V}, v_s, \eta, \sigma\right) \quad (2.21)$$

Una forma común de la ecuación 2.21 es 2.22:

$$k_L a = C \left(\frac{P}{V}\right)^{a_1} v_s^{a_2} \eta^{a_3} \quad (2.22)$$

El valor de las constantes para cada correlación depende de la geometría del sistema, condiciones de operación y del método experimental utilizado para determinar el $k_L a$. No existe correspondencia entre la mayoría de éstas. Aún no se ha desarrollado una correlación general de $k_L a$ aplicable al diseño y escalamiento de un tanque agitado (Kawase y Moo-Young, 1988).

En la tabla 2.2 se muestran sólo algunas de las correlaciones propuestas para el cálculo de $k_L a$ para impulsores individuales y fluidos newtonianos. En la tabla 2.3 se indican las correlaciones para sistemas que contienen impulsores múltiples y también para fluidos newtonianos. El principal objetivo de mostrar únicamente estas correlaciones es ilustrar las condiciones bajo las cuales se experimento, así como el método para la estimación del $k_L a$.

Cuadro 2.2. Correlaciones para predecir k_{La} con impulsores individuales.

Correlación	Condiciones y observaciones	Referencias
$D^2 = \left(0.368 \left(\frac{\eta}{\rho D_{o,i}} \right)^{0.5} \left(\frac{\eta v_g}{\sigma} \right)^{0.5} \right)$ $\left(\frac{ND^2}{\eta} \right)^{1.35} \left(\frac{N^2 D}{g} \right)^{0.36}$ $\left(\frac{D}{T} \right)^{0.16} \left(\frac{D}{T} \right)^{0.25} P_{og}^{0.75}$	<p>Válida para impulsores de paletas en fluidos newtonianos</p>	<p>Nishikawa et al., 1981-b, Ogut y Hatch, 1988.</p>
$= 3.95 N^{0.91} v_g^{0.65} D^{0.46}$	<p>Válida para un impulsor de paletas con relaciones de D/T de 0.52, 0.48, 0.50. El k_{La} se determinó por el método de balance de gas a 25 °C. Se utilizaron soluciones de sulfito de sodio como fluidos newtonianos.</p>	<p>Ogut y Hatch, 1988</p>
$= 4.2 \times 10^{-5} \left(\frac{P_g}{V} \right)$ <p>variancia es de 12%</p>	<p>Válida para un impulsor de doble listón helicoidal utilizando como fluido agua. El suministro de aire fue debido a la aereación superficial. La relación de D/T es de 0.9 en ambos listones. El k_{La} se determinó por el método de gaseado en el gas.</p>	<p>Kamen et al., 1992</p>

Cuadro 2.3. Correlaciones para predecir $k_L a$ con impulsores múltiples.

Correlación	Condiciones y observaciones	Referencias
$\left(\frac{k_L a}{g^2} \right)^{1/2} = 7.94 \times 10^{-4} \left(\frac{P_g V}{\rho (v g^2)^2} \right)^{0.62}$	<p>Mezclador compuesto de tres turbinas Rushton de relación D/T de 0.4</p> <p>Se utilizó un medio de cultivo para el crecimiento de una levadura estrictamente aeróbica</p> <p>El $k_L a$ fue determinado por el método de balance de oxígeno y la correlación es para todo el equipo (no se considera el efecto del gas en cada impulsor)</p>	Schluter y Deckwer, 1992
$= 1.5 \times 10^{-2} \left(\frac{P_g}{V} \right)^{0.59} (v_s)^{0.55}$ <p>glicerol</p> $= 1.5 \times 10^{-2} \left(\frac{P_g}{V} \right)^{0.62} (v_s)^{0.4} \left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{-1.1}$	<p>Mezclador compuesto por 3 y 4 turbinas Rushton con relación $D/T = 0.33$, en agua y soluciones de glicerol ($3.7 \leq \eta \leq 62$ mPa·s)</p> <p>Se utilizó el método de gaseado en el líquido para determinar el valor de $k_L a$. Para asegurar una homogeneidad en todo el recipiente se recirculó el fluido desde la parte media del recipiente a la parte inferior de este. La sonda fue colocada en la parte media del recipiente. Las correlaciones son para todo el equipo de agitación es decir no toman en cuenta los cuatro impulsores</p>	Nocentini et al., 1993
<p>agua y error experimental de 8%</p> $C_{inf error} = 6.46 \times 10^{-3} \left(\frac{P_g}{V} \right)_{inf error}^{0.65} v_s^{0.45}$ $C_{sup error} = 8.61 \times 10^{-3} \left(\frac{P_g}{V} \right)_{sup error}^{0.65} v_s^{0.5}$ <p>soluciones al 0.5 M de Na_2SO_4 y error experimental de 16%</p> $C_{inf error} = 1.29 \times 10^{-2} \left(\frac{P_g}{V} \right)_{inf error}^{0.52} v_s^{0.57}$ $C_{sup error} = 5.25 \times 10^{-2} \left(\frac{P_g}{V} \right)_{sup error}^{0.17} v_s^{0.19}$	<p>El mezclador estuvo compuesto por cuatro turbinas Rushton, con relación de $T/D = 3$ y $H_a = 2D$</p> <p>Se utilizaron como fluidos agua destilada y una solución de sulfato de sodio al 0.5 M</p> <p>Se utilizó el método de gaseado en el líquido. Para asegurar un tiempo muy pequeño para llegar a la homogeneidad de todo el sistema se hicieron variaciones de presión (20 kPa) inmediatamente después de suministrar el aire y antes de tomar las lecturas de C_L</p> <p>Se colocó un electrodo a la altura de cada turbina</p> <p>La ecuación correspondiente a los impulsores superiores, en cualquiera de los dos casos, es válida para los tres impulsores superiores</p>	Linek et al 1996

2.5. Trabajos previos, relacionados con el consumo de potencia con aireación, P_g , y el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, $k_L a$, en sistemas gas-líquido, en función al comportamiento reológico de la fase líquida.

En sistemas gas-líquido con agitación mecánica. las funciones del impulsor son las siguientes (Leami, 1973; Nienow, 1990)

1. Romper las burbujas de gas (aire) para incrementar el área de contacto (interfacial) entre el aire y la fase líquida.

2. Proporcionar movimiento a través de todo el recipiente para evitar zonas muertas

Los medios de cultivo para la obtención de polisacáridos es un típico ejemplo de sistemas gas-líquido y se caracterizan por presentar cambios notables en el comportamiento reológico durante el proceso, lo cual da origen a una función más que tiene que llevar a cabo el impulsor. Al inicio, el medio de cultivo tiene una viscosidad similar al agua, sin embargo conforme transcurre el tiempo de fermentación el medio se torna muy viscosos e inclusive puede llegar a presentar viscoelasticidad (Pace, 1980, Tecante et al, 1991)

En este tipo de procesos el impulsor que más se utiliza es el impulsor de hojas planas y disco debido a su balance entre flujo y cizalla, pero, en sistemas de viscosidad grande se presentan fluctuaciones y cambios repentinos en el valor del $k_L a$ ya que no produce la suficiente homogeneidad (altos niveles de cizalla en las regiones próximas al impulsor y por lo tanto una distribución no uniforme de energía) (Bakker y Van Den Akker, 1994, Pace, 1978, Tecante et al, 1991, Tecante y Choplin, 1993)

Para resolver el problema de mezclado, de dispersión de gas y los cambios en el comportamiento reológico del medio de fermentación y por consiguiente, para asegurar un mejor aprovechamiento del aire suministrado, se ha propuesto el uso de mezcladores con impulsores múltiples, los cuales pueden tener desde un mismo tipo de impulsor hasta impulsores con diferentes características (relaciones geométricas, dirección de descarga al flujo, entre otras) en un mismo sistema de mezclado, donde esto último hace más difícil el entendimiento de los fenómenos de transferencia en el

interior del recipiente que los contiene. Principalmente con este tipo de impulsores se han realizado estudios relacionados con la cinemática del sistema donde incluyen tiempos de mezclado, tiempos de circulación y patrones de flujo y estudios relacionados a la dinámica los cuales incluyen al consumo de potencia. Por otra parte y debido a su aplicación en sistemas gas-líquido, también se han realizado estudios de transferencia de masa (aunque únicamente a viscosidades menores a $0.1 \text{ Pa}\cdot\text{s}$), evaluada ésta última, en términos de $k_{L,a}$. El $k_{L,a}$ es interpretado como índice de eficiencia del equipo y su valor depende de la forma en que se presenten la cinemática y la dinámica del sistema, ambas en forma integrada (Mann, 1986; Kawase y Moo-Young, 1990).

A continuación se dan algunos ejemplos de los estudios realizados en sistemas gas-líquido agitados con impulsores múltiples, también se mencionan las causas que dieron origen así como las principales observaciones y conclusiones obtenidas en dichos estudios.

1. Nocentini et al. (1993) utilizaron impulsores múltiples compuestos únicamente por turbinas disco y hojas planas rectas (3 y 4) y determinaron la influencia del número de éstas, del consumo de potencia y de la viscosidad ($\eta \leq 0.062 \text{ Pa}\cdot\text{s}$) en el $k_{L,a}$. Consideraron que el sistema gas-líquido se mantuvo homogéneo y el electrodo para oxígeno fue colocado a una altura igual a $H_L/2$. Para el caso de agua destilada, llegaron a la conclusión que el valor del $k_{L,a}$ fue independiente del número de turbinas Rushton (3 ó 4). En cuanto a las soluciones de glicerol consideraron, que el valor de $k_{L,a}$ también fue independiente del número de impulsores, por lo que no hicieron ninguna conclusión referente a la homogeneidad del sistema. Por otro lado y con respecto a la viscosidad, observaron que en soluciones de glicerol de viscosidad inferior a $0.0035 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ el valor de $k_{L,a}$ fue mayor que para agua, esto se lo atribuyeron a la disminución de la coalescencia de las burbujas, lo que propicio un aumento en el área interfacial y por lo tanto, mayor $k_{L,a}$. Para viscosidades mayores a $0.0035 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ el valor de $k_{L,a}$ fue menor a los valores correspondientes a los del agua, lo cual fue atribuido al aumento de viscosidad (ver Nocentini et al. (1993) en el cuadro 2.3).

Linek et al. (1996) no estuvieron de acuerdo en considerar que el sistema gas-líquido empleado por Nocentini et al. (1993) fue homogéneo en todo el recipiente, porque cada impulsor se comporta de manera diferente ante la dispersión de gas (el de la parte inferior únicamente dispersa, además su consumo de potencia siempre es menor que para los impulsores superiores). Debido a esto y a través de un montaje experimental similar al utilizado por Nocentini et al. (1993) establecieron el efecto del número de impulsores y de la coalescencia en el $k_{L,a}$. Para establecer el efecto de la coalescencia utilizaron agua destilada simulando un sistema que promovió la coalescencia de las

- burbujas de gas y como fluido que promovió la no coalescencia, una solución acuosa de Na_2SO_4 a concentración de 0.5 M. De este estudio concluyeron que no existió una homogeneidad total en todo el recipiente, ya que el valor del $k_L a$ dependió de la posición del impulsor, siendo 45 y 15 % mayor para sistemas no coalescentes y coalescentes, respectivamente, en la parte superior del recipiente. Adicional a esto, encontraron que el consumo de potencia fue 50% mayor en los impulsores colocados en la parte superior, comparado con el impulsor colocado a la altura más baja del recipiente. Cabe mencionar que esta última conclusión fue también hecha por Hudcova et al. (1989) quienes también trabajaron con agua destilada como fluido (ver Linek et al (1996) en los cuadros 1.3 y 2.3).
2. Roman y Tudose (1996) establecieron el efecto de utilizar impulsores duales compuestos por turbinas Rushton y turbinas Rushton de hojas perforadas (de 2 a 10 perforaciones circulares en cada hoja) a través de la potencia relativa, P_r/P , usando agua destilada como fluido newtoniano. Esta modificación se realizó con el propósito de ampliar el intervalo de número de aireación, FI , en el que se presenta el régimen de cavidades vórtice (etapa de recirculación), lo que significaría una mejor dispersión de gas y un mejor mezclado. Concluyeron que el patrón de flujo propiciado por las turbinas Rushton modificadas en el sistema gas-líquido, fue el mismo que para el sistema convencional, sin embargo, los impulsores con 6 perforaciones en cada hoja mostraron mayor capacidad de dispersión de gas. Por otra parte, y bajo las mismas condiciones de agitación, el consumo de potencia con y sin aereación se redujo en un 50% comparado con turbinas Rushton sin perforaciones, además, pudieron dispersar un 35% más de gas antes de que el impulsor inferior se inundara y el impulsor colocado en la parte superior dispersara de forma poco efectiva (el gas sólo se dispersa en la parte superior de este impulsor y no proporciona la circulación del gas)
 3. Nienow y Elson (1988), McDonough (1992); Myers et al. (1997) plantearon la combinación de dos impulsores, un impulsor en la parte superior del recipiente que proporcione flujo (descarga axial) y un impulsor en la parte inferior que proporcione cizalla (descarga radial). Nienow y Elson (1988) a través de patrones de flujo determinados por técnicas de decoloración en fluidos de viscosidad igual a 0.65 Pa·s (soluciones de jarabe de maíz) han mostrado que con esta combinación no hay zonas sin movimiento. McDonough (1992) únicamente propone utilizar para medios de fermentación impulsores de florete de dos tipos, el de hojas amplias en la parte superior del recipiente y el de hojas angostas en la inferior.
 4. Tecante y Choplin (1993) establecieron el comportamiento de un impulsor dual compuesto por un tornillo y un listón helicoidal en términos del $k_L a$ (eficiencia de aireación) en fluidos no newtonianos, utilizando un difusor de anillo de diámetro igual a 0.717 para dispersar el gas (aire). El objetivo de utilizar este impulsor fue aprovechar las características de mezclado del impulsor de listón helicoidal en fluidos de viscosidad grande para su aplicación en sistemas de fermentación donde el comportamiento reológico cambia con el tiempo. De esta investigación concluyeron que los impulsores de tornillo y listón helicoidal promovieron el mezclado suficiente como para eliminar el desarrollo de zonas muertas, pero,

tuvieron poca influencia sobre el $k_L a$, ya que su capacidad para dispersar las burbujas fue limitada. Pero a pesar de esto, los valores de $k_L a$ obtenidos con este impulsor, fueron más representativos del fenómeno de transferencia de oxígeno en todo el volumen de líquido, porque el medio fue más homogéneo

5. Cheng y Carreau (1994) establecieron el comportamiento de un impulsor de listón helicoidal a través de la potencia relativa, P_r/P , con sistemas gas-líquido donde la fase continua estuvo comprendida por fluidos newtonianos, fluidos adelgazados por cizalla y fluidos de comportamiento viscoelástico. Esta investigación fue realizada debido a que este tipo de impulsor se usa de manera común en procesos de fermentación y polimerización (sistemas gas-líquido) donde la fase líquida presenta un comportamiento de carácter viscoelástico. El gas fue suministrado por medio de un difusor de anillo. Encontraron que cuando un fluido newtoniano (glicerol con viscosidad de 0.47 Pa·s) fue agitado en el intervalo de Re de 28 a 440 la relación de potencia relativa, P_r/P permaneció casi constante e independiente del flujo volumétrico de aire, Q_g .
6. Brito et al (1997), Chavarria et al. (1996), Chavarria (1997) y Espinosa et al (1997), trabajaron con un impulsor dual, listón helicoidal-turbina de hojas planas rectas, el cual consta de un impulsor de listón helicoidal y una turbina Rushton, y el suministro de aire fue llevado a cabo por un difusor de tubo. Dicho mezclador fue diseñado a partir de las conclusiones obtenidas por Tecante y Choplin (1993) y con el objetivo de ser utilizado en sistemas de fermentación donde el comportamiento al flujo de la fase líquida cambia con el tiempo. La causa de proponer este diseño se debió a la gran capacidad para dispersar gas por parte de la turbina Rushton y por otro lado, a las características del impulsor de listón helicoidal para promover el bombeo y la circulación del fluido en el recipiente, lo cual, evita las zonas sin movimiento. Otra característica de este sistema es que la velocidad de rotación para cada uno es diferente (relación de 6.2 entre la velocidad del impulsor de disco y hojas planas rectas con respecto al impulsor de listón helicoidal) y que los dos impulsores están acoplados de tal forma que el sensor determina el torque consumido por ambos impulsores, es decir no se puede determinar experimentalmente la potencia de forma individual.

Brito et al (1997); Espinosa et al (1997), Espinosa (1998) establecieron el comportamiento de éste impulsor en términos de consumo de potencia con y sin aireación ($(P_0)_{IR}$ sin aireación y $(P_g/P)_{IR}$ y $(P_{0g})_{IR}$ con aireación) en fluidos newtonianos ($3 \leq \eta \leq 54$ Pa·s) en régimen laminar. En el caso de fluidos adelgazados por cizalla ($0.25 \leq n \leq 1$ y $2.8 \leq K \leq 21.5$ Pa·sⁿ), únicamente determinaron el consumo de potencia sin aireación $(P_0)_{TR}$, en régimen laminar. De esto obtuvieron los siguientes resultados:

- a) En el caso de fluidos newtonianos en régimen no aireado la constante de potencia K_p para el mezclador dual pudo ser expresada como

$$(P_0)_{HR} (Re)_{HR} = (K_p)_{HR} = 340.45 \pm 3.4 \quad (2.23)$$

En $(P_0)_{HR}$ se tomo en cuenta $(P)_{TR}$, pero en $(P_0)_{HR}$ y Re_{HR} incluyeron el valor de N_{HR} y D_{HR} debido a las características en su diseño

De acuerdo con la ecuación 2.23 el consumo de potencia del mezclador dual no fue la suma de las contribuciones individuales de cada impulsor, ya que el K_p experimental del impulsor de hojas planas rectas fue de 72 y del listón helicoidal 138.8. Esto se atribuyó a que la descarga de flujo radial en la región de la turbina casi siempre obstruyó el flujo axial del listón, dando como resultado un aumento en el consumo de potencia.

Para fluidos no newtonianos agitados en régimen de flujo laminar y sin el suministro de aire, el consumo de potencia fue considerado como una desviación del caso newtoniano. Se observó que a un Re_{HR} constante, el consumo de potencia disminuyó conforme el índice de comportamiento de flujo, n , también lo hizo.

- b) Para el caso de régimen aireado en los fluidos newtonianos, considerando se observe en gráficas de potencia relativa, $(P_q/P)_{TR}$, vs Fl_{TR} manteniendo Fr_{TR} constante, que el consumo de potencia fue el mismo que para régimen no aireado ($(P_q/P)_{TR} \approx 1$) para $Fr_{TR} \leq 0.04$ (136 rpm), a pesar que Q_q varió de 1.9 a 19 L/min ($0.2 \leq Q_q \leq 2$ vvm), esto fue atribuido a que la turbina Rushton se encontró en la etapa de inundación ($N_{TR} \leq (N_F)_{TR}$ o $Fr_{TR} \leq (Fr_F)_{TR}$). Pero, cuando $Fr_{TR} \geq 0.08$ (192 rpm) el consumo de potencia bajo aireación fue menor a $(P)_{TR}$ ($(P_q/P)_{TR} \leq 1$) en el mismo intervalo de Q_q , y fue disminuyendo a medida que Q_q aumentó (incremento de Fl_{TR}). Esto último fue atribuido a la formación de cavidades grandes en la parte posterior de las hojas de la turbina (etapa de descarga), lo cual fue responsable de una máxima dispersión de aire, es decir, a $N_{TR} \geq (N_F)_{TR}$ o $Fr_{TR} \geq (Fr_F)_{TR}$.

De lo anterior se concluyó que cuando el punto inicial se encontró a Fl_{TR} correspondiente a la etapa de inundación ($N_{TR} \leq (N_F)_{TR}$ o $Fr_{TR} \leq (Fr_F)_{TR}$), el consumo de potencia no cambió ($(P_q/P)_{TR} \approx 1$) con el incremento de Q_q (Fl_{TR}). No obstante cuando el punto inicial se encontró en condiciones de dispersión (a $N_{TR} \geq (N_F)_{TR}$ o $Fr_{TR} \geq (Fr_F)_{TR}$), la relación $(P_q/P)_{TR}$ presentó un descenso al incrementar Fl_{TR} hasta llegar al punto de inundación, a partir del cual la potencia relativa permaneció constante.

Por otro lado, en una gráfica de $(P_{0q})_{TR}$ vs Re_{TR} donde se incluyó el efecto de Q_q (Fl_{TR}) y de N_{TR} (Fr_{TR}) se mostró que el número de potencia en régimen aireado, $(P_{0q})_{TR}$, en el intervalo de $1 \leq Re_{TR} \leq 6$ ($0.005 \leq Fr_{TR} \leq 0.045$ o $48 \leq N_{TR} \leq 144$ rpm) fue el mismo que para sistemas no aireados, es decir, la aireación no tiene efecto en el consumo de potencia, esto fue atribuido a la existencia de la etapa de inundación en la turbina Rushton (a $N_{TR} \leq (N_F)_{TR}$ o $Fr_{TR} \leq (Fr_F)_{TR}$). Para valores de $Fr_{TR} \geq 0.045$ ($N_{TR} \geq 144$ rpm) y $Re_{TR} \geq 6$ el número de potencia en régimen aireado, $(P_{0q})_{TR}$, fue menor a $(P_0)_{TR}$ esto por su parte, fue atribuido a que la turbina Rushton se mantuvo en la etapa de descarga y recirculación ($N_{TR} \geq (N_F)_{TR}$ o $Fr_{TR} \geq (Fr_F)_{TR}$).

Otra de sus observaciones relacionado al efecto de la viscosidad en la potencia relativa, establece que para un fluido de 3.89 y 53.89 Pa·s a Fr_{TR} de 0.08 el valor de $(P_q/P)_{TR}$ fue independiente del flujo volumétrico de aire y de la viscosidad.

De toda esta parte experimental se concluyó que la turbina Rushton utilizada en este mezclador dual presentó las mismas etapas en el patrón de flujo de gas comparada con impulsores individuales (únicamente un impulsor de disco y hojas planas rectas), es decir, la etapa de descarga $((Fr_F)_{TR})$ también comenzó a $Fr_{TR} \geq 0.08$ (192 rpm). Por lo tanto, se recomendó dispersar a velocidades de rotación superiores a 192 rpm para garantizar la dispersión de gas.

Paralelamente, Chavarria et al. (1996); Chavarria (1997) determinaron el comportamiento del mezclador dual en términos del $k_L a$ (eficiencia de aireación) en fluidos adelgazados por cizalla ($0.82 \leq n \leq 0.14$ y $0.05 \leq K \leq 16.99 \text{ Pa}\cdot\text{s}^n$). Comparando sus resultados con los obtenidos por Tecante y Choplin (1993) al utilizar el impulsor de tornillo-listón helicoidal, concluyeron que debido a la acción de la turbina Rushton este mezclador dual proporcionó una mejor eficiencia de aireación. Su afirmación fue sustentada en dos razones

1. Obtuvieron un incremento en el $k_L a$ de aproximadamente 60 %, trabajando en condiciones de operación similares y utilizando fluidos análogos a los utilizados por Tecante y Choplin (1993)
2. Al correlacionar y ver la dependencia del $k_L a$ con $((P_{\mathcal{D}})_{TR}/V_L)$, v_s , y η_a , observaron que el $k_L a$ tuvo mayor dependencia de $((P_{\mathcal{D}})_{TR}/V_L)$, comparada con v_s , lo cual fue indicio de la utilidad de la turbina Rushton en el incremento de la transferencia de masa, esto se puede ver en la ecuación 2.24. La viscosidad también tuvo un efecto importante en la transferencia de masa y fue más importante que la velocidad de aireación, v_s . Cabe mencionar que para el cálculo de η_a se tomó en cuenta la velocidad rotacional del impulsor de listón helicoidal

$$(k_L a)_{HR} = 1.16 \times 10^{-4} \left(\frac{(P_{\mathcal{D}})_{TR}}{V_L} \right)^{1.55} v_s^{0.15} \eta_a^{-0.34} \quad (2.24)$$

$$\text{Error} = 12\%$$

También obtuvieron la dependencia de $k_L a$ con K y n en lugar de η_a para obtener la ecuación 2.25, la cual sugiere lo mismo que la ecuación 2.24

$$(k_L a)_{HR} = 1.21 \times 10^{-4} \left(\frac{(P_{\mathcal{D}})_{TR}}{V_L} \right)^{0.65} v_s^{0.15} K^{0.33} n^{-0.60} \quad (2.25)$$

$$\text{Error} = 13\%$$

1. El valor de $k_L a$ se vio influenciado principalmente por $((P_{\mathcal{D}})_{TR}/V_L)$, es decir la agitación mecánica fue primordial en la transferencia de masa
2. La influencia de los parámetros reológicos también fue de mayor importancia donde el valor de $k_L a$ disminuyó conforme se incrementó el valor de K , pero se vio favorecido en mayor proporción por la disminución de n , o en otras palabras, el efecto de las variaciones del índice de comportamiento de flujo, n sobre el $k_L a$, fue mayor que el debido al índice de consistencia, K

Capítulo 3

Metodología

En primer lugar se describirá brevemente el equipo de mezclado utilizado para un mejor entendimiento del desarrollo experimental. El diagrama del montaje así como los datos técnicos de sus componentes se encuentran en el Anexo 1 de este trabajo. El equipo utilizado se compone de un mezclador dual, el cual tiene en su parte inferior un impulsor de disco y hojas planas o turbina Rushton y en la parte superior un listón helicoidal (Figura A2). *El principal objetivo de utilizar este mezclador dual fue por la gran capacidad del impulsor de disco y hojas planas rectas para dispersar gas y por las características del impulsor de listón helicoidal para promover el bombeo y la circulación del fluido en el recipiente, lo que evita las zonas sin movimiento. Y además para explotar las aptitudes de cada impulsor de tal forma que el impulsor de disco y hojas planas rectas (remoto) disperse el gas y mezcle la fase líquida cuando ésta tenga viscosidad pequeña, mientras que el listón helicoidal (de proximidad) mezcle la fase líquida cuando ésta tenga una mayor viscosidad.*

Cada impulsor tiene su propio eje, y ambos están acoplados de manera concéntrica a una caja de engranes ubicada en la tapa superior del recipiente, de tal forma que la relación entre la velocidad rotacional de la turbina Rushton, N_{TR} , con respecto a la velocidad de rotación del listón helicoidal, N_{HR} es de 6.2 (Consultar Anexo 1).

La caja de engranes por su parte, está acoplada por medio de un eje principal, a un torquímetro, el cual mide el torque debido a la contribución de "ambos impulsores" con una precisión de $\pm 0.017 \text{ lb}\cdot\text{in}$ ($\pm 1.92 \text{ mN}\cdot\text{m}$).

El movimiento en el sistema de agitación es inducido por un motor de corriente directa (DC), velocidad de rotación variable (de $0\text{-}900 \pm 1 \text{ rpm}$) y potencia de 0.5 hp (Figura A1).

El recipiente es una columna de vidrio con capacidad de 12 L , tiene tres orificios roscados para electrodos de oxígeno, los cuales están situados al nivel de la turbina

Rushton (parte inferior del recipiente), a un nivel medio y al nivel del impulsor de listón helicoidal (parte superior del recipiente), respectivamente (Ver figura A2). En la tapa superior están acopladas de manera vertical cuatro mamparas de acero inoxidable, un termómetro de mercurio y una sonda para oxígeno (sonda 1), ambos instrumentos situados a la misma altura en el recipiente ($J_1 = 0.51H$). En la tapa inferior está instalado un difusor para gas de tubo con diámetro interno de 2 mm. Por otro lado, una segunda sonda (sonda 2), fue colocada en forma al nivel de la turbina Rushton ($J_2 = 0.11H$) (Figura A2). Cada sonda, (sonda 1 y 2) fue conectada a un amplificador de oxígeno, y éstos a su vez estuvieron conectados a una interfase.

Desarrollo experimental

A continuación se enlistan los objetivos a partir de los cuales se estructuró este trabajo

Objetivo general.

Establecer el efecto de la viscosidad sobre los parámetros macroscópicos que cuantifican el comportamiento de mezclado y transferencia de masa gas-líquido en medios newtonianos con un impulsor mixto, para determinar condiciones de operación más adecuadas que permitan manejar dichos medios.

Objetivos particulares.

1. *Determinar en condiciones isotérmicas el efecto de la viscosidad sobre el consumo de potencia sin aereación, variando condiciones de operación (velocidad de rotación del mezclador), para establecer el comportamiento del equipo*
2. *Determinar, en condiciones isotérmicas, el efecto de la viscosidad sobre el consumo de potencia con aereación, variando condiciones de operación (velocidad de rotación del mezclador y flujo volumétrico de aire), para establecer el comportamiento del equipo, ante el fenómeno de dispersión de gas*
3. *Determinar, en condiciones isotérmicas el efecto de la viscosidad sobre la transferencia de masa interfásica en la parte superior e inferior del recipiente, variando condiciones de operación (velocidad de rotación del mezclador y flujo volumétrico de aire), para establecer el comportamiento del equipo, ante el fenómeno de dispersión de gas*

4 *Identificar las condiciones de operación, con las cuales se obtiene una mejor dispersión de gas en fluidos newtonianos, para garantizar una mejor transferencia de masa gas-líquido*

Esta investigación se llevó a cabo con fluidos newtonianos porque debido a su comportamiento al flujo, es más sencillo interpretar la influencia de la viscosidad en el consumo de potencia y en la transferencia de masa ante el fenómeno de dispersión de gas

Para cubrir el objetivo general, el trabajo se dividió en tres partes, únicamente las dos primeras se enfocaron al desarrollo de los experimentos

En la primera parte, correspondiente a los objetivos particulares 1 y 2 únicamente nos enfocamos a conocer experimentalmente el comportamiento del mezclador a través del **consumo de potencia en condiciones aereadas y no aereadas** así como la relación que existió entre ambas (P , P_g , y P_g/P , respectivamente) Para esto se hicieron variaciones en la viscosidad (η), en la velocidad de rotación (N_{TR}) y en el flujo volumétrico de aire (Q_g)

Para el cálculo de la potencia fue necesario una medición previa del torque residual (T_r), causado por la fricción de la caja de engranes

En resumen, esta sección se determinó como se comporta la potencia en régimen no aereado (Objetivo particular 1) cuando

- 1 A viscosidad constante se aumenta la velocidad de rotación
- 2 A una misma velocidad de rotación, se incrementa la viscosidad

En el caso de condiciones aereadas (Objetivo particular 2) se vio como se comporta la potencia cuando

- 1 A viscosidad constante se aumenta la velocidad de rotación
- 2 A una misma velocidad de rotación, se incrementa la viscosidad
- 3 Se aumenta el flujo volumétrico de aire a viscosidad y velocidad de rotación constantes

También se vio como se comporta la potencia relativa (P_g/P) cuando

- 1 Se incrementa el flujo de aire a velocidad de rotación y viscosidad constantes

- 2 Se incrementa la velocidad de rotación a viscosidad y flujo volumétrico de aire constantes.

En la segunda parte correspondiente al objetivo particular 3 se conoció el comportamiento del mezclador dual en términos **del fenómeno de transferencia de masa** al cambiar condiciones de operación. A su vez, la transferencia de masa se vio en términos del coeficiente volumétrico de transferencia de masa local $k_L a$. Para esto, se utilizaron las mismas condiciones de operación que para consumo de potencia con aereación, P_g .

Es necesario aclarar que para el estudio de la eficiencia de la transferencia de masa en un sistema gas-líquido también se utiliza el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, $k_L a$.

El coeficiente volumétrico de transferencia de masa $k_L a$, fue evaluado en la parte superior, $[(k_L a)_{HR}]$ e inferior $[(k_L a)_{TR}]$ del recipiente. Para medir el $(k_L a)_{HR}$ fue necesario colocar un electrodo o sonda de oxígeno al nivel del listón helicoidal y para medir el $(k_L a)_{TR}$ fue necesario colocar el electrodo al nivel del impulsor de disco y hojas planas rectas (Figura A2 correspondiente al Anexo1).

El evaluar el coeficiente volumétrico de transferencia de masa a dos alturas del recipiente tuvo como objetivo comparar la transferencia de masa en la posición utilizada por Chavarria (1997) con el coeficiente correspondiente a una zona de grande dispersión y buen mezclado, debido a la distancia tan pequeña con respecto al impulsor de disco y hojas planas rectas (3.7 cm de las hojas de éste).

De forma general, además de ver como se comportó la transferencia de masa en dos posiciones diferentes dentro del recipiente, también se determinó como se comportó la transferencia de masa cuando

- 1 A viscosidad constante se aumenta la velocidad de rotación
- 2 A una misma velocidad de rotación, se incrementa la viscosidad
- 3 A viscosidad y velocidad de rotación constantes se aumenta el flujo volumétrico de aire.

El cálculo de ambos coeficientes $((k_L a)_{HR}$ y $(k_L a)_{TR}$) se realizó por medio de una regresión no lineal, en la cual se ajustó el cambio de la concentración de oxígeno, $C_L(t)$, en términos de la expresión normalizada, $G(t)$, a la característica transiente de

la sonda, la cual fue determinada experimentalmente para cada electrodo de oxígeno, $H(t)$ (Consultar Anexo 3) El término $G(t)$ representó el cambio de la concentración de oxígeno en la fase líquida, C_L , con respecto al tiempo. Con la regresión no lineal se obtuvo el valor de un coeficiente volumétrico global de transferencia de masa gas-líquido ($K_L a$), pero debido a la poca solubilidad del oxígeno (ecuación 2.13), dicho coeficiente fue igual al coeficiente volumétrico local (fase líquida) de transferencia de masa ($k_L a$), donde este último fue utilizado en este trabajo (Consultar Anexo3)

Primera parte

El consumo de potencia en régimen aereado, P_a , y no aereado P fue determinado por un método mecánico, el cual consistió en medir el torque transmitido al fluido por medio de un torquimetro acoplado al eje del impulsor, (Anexo 1) El valor de torque determinado por este método correspondió a los dos impulsores, sin embargo el cálculo de potencia se realizó tomando en cuenta la velocidad rotacional, N_{TR} , y el diámetro, D_{TR} , correspondientes al impulsor de disco y hojas planas rectas para poder comparar con la potencia en régimen aereado porque éste es el que más influyo en el fenómeno de dispersión

La velocidad de rotación correspondiente al impulsor de disco y hojas planas rectas (turbina Rushton) fue de 6.2 la velocidad del listón helicoidal

El volumen de líquido de trabajo fue de 10 L dando una relación de altura del líquido entre el diámetro del tanque, H_L/T , de 1/38, este volumen fue necesario para que el impulsor se sumergiera totalmente en el líquido.

Objetivo particular 1.

Determinar, en condiciones isotérmicas, el efecto de la viscosidad sobre el consumo de potencia sin aereación, variando condiciones de operación (velocidad de rotación del mezclador), para establecer el comportamiento del equipo.

3.1.1. torque residual

El torque residual, T_r , fue el torque debido a la fricción causada entre los ejes concéntricos del impulsor y los engranes. Esta determinación se realizó sin líquido en el recipiente, antes de experimentar con cada fluido, haciendo variaciones ascendentes y descendentes de la velocidad rotacional, N_{TR} (100, 200, 300, 400, 500, 600, 700 y 800 rpm) Básicamente consistió en lo siguiente

- 1 Fue seleccionada una velocidad rotacional (inicialmente 100)
- 2 Se tomaron lecturas de torque solo hasta cuando el equipo alcanzó un estado estacionario con variaciones de torque de $\pm 0.017 \text{ lb}\cdot\text{in}$ ($\pm 1.92 \text{ mN}\cdot\text{m}$)

3. Se tomaron cinco lecturas cada tres minutos
4. Fue seleccionada otra velocidad rotacional y se repitió del paso 2 al 4.
5. Se calculó el torque residual promedio, la desviación estándar, σ_r , y el coeficiente de variación, c.v., para cada condición en específico, T_r . Este torque se restó al torque total promedio, T_T , para el cálculo de consumo de potencia con y sin aereación (Tecante y Choplin, 1993)

3.1.2. Potencia sin aereación

El volumen de líquido de trabajo fue de 10 L dando una relación entre la altura del líquido y el diámetro del tanque (H_L/T) de 1.38, este volumen fue necesario para que el impulsor de listón helicoidal se sumergiera totalmente en el líquido

Se usaron seis fluidos, tres soluciones acuosas de azúcar (51,62 y 65.5 % p/p) y tres de glicerol (91, 94.2 % y 100% p/p). Se utilizaron estos fluidos para trabajar en un intervalo de viscosidad entre 0.001 y 1 Pa·s

Por otro lado, todas las soluciones fueron preparadas en el tanque agitado a 25 ± 1 °C, y en el caso de las soluciones azúcar fue necesario agregar 100 p.p.m. de azida de sodio para evitar el crecimiento de microorganismos. Los reactivos fueron glicerol Baker analyzed®, con ensayo 100% y azúcar grado alimenticio. Después de preparar los fluidos y antes de experimentar con potencia sin aereación se determinó su viscosidad.

Para determinar la viscosidad se utilizó un reómetro marca HAAKE RV20 y se realizaron tres repeticiones. Por cuestiones de sensibilidad del equipo se utilizaron dos geometrías, la geometría de cilindros concéntricos (geometría ZB-15) y la de cono y placa (geometría PK20-4) siendo la de cilindros concéntricos adecuada para viscosidades menores a 20 mPa·s y la de cono y placa adecuada para viscosidades superiores a 20 mPa·s.

En el caso de la solución de azúcar al 51% se utilizó la geometría de cilindros concéntricos (geometría ZB-15), el cilindro interno tuvo un diámetro de 1.391 cm y el externo un diámetro igual a 1.5 cm. Para los fluidos restantes se utilizó la geometría

de cono y placa (geometría PK20-4) con diámetro del cono y su ángulo de inclinación con respecto a la placa de 1 957 cm de 4° respectivamente

La densidad, fue determinada con un densímetro sumergible (calibrado a 15°C) a 25 ± 1 °C, al final de cada experimentación

El procedimiento para calcular la potencia sin aereación, P , consistió en los siguientes pasos

- 1 Se preparó el fluido y se determinó su viscosidad
2. Se agitó cada uno de los seis fluidos con las ocho velocidades de rotación (de 100 a 800 rpm), N_{IR} , en el orden que se presenta en el cuadro 3.1 Inicialmente fue seleccionada 100 rpm

Cuadro 3.1. Condiciones de operación para consumo de potencia sin aereación

Concentración (%, p/p)	N_{IR} (rpm)							
	100	200	300	400	500	600	700	800
Azúcar								
51.0								
62.0								
65.5								
Glicerol								
91.0								
91.0								
94.2								
100.0								

- 3 Se tomaron lecturas de torque, T_T , para cada fluido a las diferentes velocidades de rotación tal y como se mostró en el cuadro 3.1, hasta que éste no cambió de manera significativa (± 0.017 lb·in ó ± 1.92 mN·m) con respecto al tiempo, para considerar la potencia en estado estacionario. Para ver cuando se alcanzaba el estado estacionario se registraron 15 lecturas cada cinco minutos, tomándose en cuenta sólo aquellos pertenecientes dicho estado. Generalmente se tomo como valido un tiempo de 15 o 20 minutos sin variación significativa en el valor del torque para considerar haber llegado al estado estacionario. Es necesario mencionar que los valores de torque proporcionados por el torquímetro se expresan en Lb·in y se deben de convertir a N·m

En estado estacionario se anotó el incremento de altura en el nivel de líquido, $(H_L)_v$, con respecto a su nivel original, H_L , debido a la formación de vórtice, con una precisión de ± 0.1 mm, para después relacionarlo con la potencia sin aereación P , el número de Reynolds, Re , y el número de Froude, Fr .

- 4 El cálculo de torque sin aereación, T , se realizó por medio de la ecuación 3.1, utilizando los valores correspondientes de torque residual.

$$T = T_T - T_r \quad (3.1)$$

- 5 Se calculó el torque sin aereación promedio, T_T , la desviación estándar, σ_m , y el coeficiente de variación, *c.v.* para cada combinación. Este torque promedio correspondió al torque impartido al fluido menos el torque residual.

- 6 El cálculo de la potencia sin aereación, P , se hizo a través de la ecuación 3.2, considerando la velocidad rotacional del impulsor de disco y hojas planas N_{TR} .

$$P = 2\pi N_{TR} T \quad (3.2)$$

- 7 Se repitió desde el paso 2 al 4 por triplicado para cada velocidad rotacional.
- 8 Se estableció la relación que existe entre P y η , ρ , N , Re , considerando el diámetro, D_{TR} , y la velocidad de rotación del impulsor de hojas planas rectas N_{TR} . Con lo anterior se estableció el comportamiento de la potencia en régimen no aereado, P , cuando

- A viscosidad constante se aumenta la velocidad de rotación.
- A una misma velocidad de rotación, se incrementa la viscosidad.

Objetivo particular 2.

Determinar, en condiciones isotérmicas, el efecto de la viscosidad sobre el consumo de potencia con aereación, variando condiciones de operación (velocidad de rotación del mezclador y flujo volumétrico de aire), para establecer el comportamiento del equipo, ante el fenómeno de dispersión de gas.

3.1.3. Potencia con aereación

El volumen de líquido de trabajo fue también de 10 L. Se usaron únicamente cinco fluidos, tres soluciones acuosas de azúcar (51,62 y 65,5 % p/p) y dos de glicerol (91 y 94,2 % p/p). Se utilizaron estos fluidos para trabajar en un intervalo de viscosidad entre 0,001 y 0,5 Pa·s, siendo los mismos que para consumo de potencia en régimen no aereado.

Con respecto a las condiciones de operación, también se trabajó con ocho velocidades de rotación (de 100 a 800 rpm en intervalos de 100 rpm) al igual que para consumo de potencia sin aereación.

Con respecto al flujo volumétrico de aire, se manejaron cuatro flujos, 5, 10, 15 y 20 L/min o 5, 1, 1,5 y 2 vvm en el mismo orden. Esto se ilustra en el cuadro 3.2.

Se realizaron tres repeticiones de consumo de potencia en régimen aereado. La primera repetición se hizo simultáneamente con los experimentos de transferencia de masa. La segunda y tercera repetición se realizaron de manera independiente. Para todos los casos se suministró aire saturado con vapor de agua al fluido en agotación, con el objetivo de no eliminar humedad a este último y de evitar cambios de viscosidad principalmente (se pudo incrementar la concentración de glicerol o azúcar). La saturación con vapor de agua se realizó a través de una columna de humidificación tal y como se muestra en la Figura A1 del Anexo 1.

Cuadro 3.2. Combinaciones de velocidades de concentración-velocidad de rotación-flujo volumétrico de aire, utilizadas en régimen aereado

Concentración (%. p/p) úcar	N_{IR} (rpm)							
	100	200	300	400	500	600	700	800
51 0	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min
	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min
	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min
	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min
62 0	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min
	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min
	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min
	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min
65 5	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min
	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min
	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min
	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min
Glicerol	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min
	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min
	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min
	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min
91 0	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min
	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min
	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min
	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min
94 2	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min	5 L/min
	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min	10 L/min
	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min	15 L/min
	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min	20 L/min

Los pasos fueron los siguientes

- 1 Se agitó cada uno de los cinco fluidos a las ocho velocidades de rotación, a un flujo volumétrico de aire constante en el orden que se presenta en el cuadro 3.3. Inicialmente fue seleccionada 100 rpm y 5 L/min y después fue incrementándose la velocidad rotacional manteniéndose constante el flujo volumétrico de aire. En el caso de los experimentos de consumo de potencia (segunda y tercera repetición), fue indiferente utilizar Nitrógeno o aire comprimido como gas, ambos fueron utilizados por cuestiones prácticas. La forma operativa de inyectar el gas (aire o Nitrógeno) y agitar "cuando únicamente se realizaron experimentos de consumo de potencia" fue la siguiente

- Se accionó el motor del impulsor a la velocidad seleccionada a la que iniciaría la experimentación
- Se reguló la velocidad de rotación

- Se activaron los rotámetros digitales (Ver Figura A1 del Anexo1)
 - Se abrió la válvula de aguja que se encuentran a la salida de cada tanque de gas (Figura A1) Se abrió con una presión mínima de 0.05 Psig aproximadamente, esto con la intención de que cuando fuera abierta dicha válvula, el fluido no se fuera a la columna de humidificación por efectos de presión hidrostática
 - Inmediatamente se abrió la válvula de tres vías que se encuentra después de la columna de humidificación
 - Se reguló el flujo volumétrico de gas con la válvula de aguja con un constante monitoreo de la velocidad de rotación
- 2 En el caso de experimentos para consumo de potencia con aereación (segunda y tercera repetición), se tomaron lecturas de torque para cada combinación fluido-velocidad de rotación, hasta que éste no cambió de manera significativa ($\pm 0.017 \text{ lb}\cdot\text{in}$ ó $\pm 1.92 \text{ mN}\cdot\text{m}$) con respecto al tiempo (potencia en estado estacionario) Se registraron 15 lecturas cada cinco minutos en estado estacionario De la misma forma que para consumo de potencia en régimen no aereado, se registraron 15 lecturas cada cinco minutos para ver el momento en que se alcanzaba el estado estacionario y solo se tomaron en cuenta sólo aquellos pertenecientes dicho estado. Generalmente se tomo como valido un tiempo de 15 o 20 minutos sin variación significativa en el valor del torque para considerar haber llegado al estado estacionario

En el caso de la primera repetición de consumo de potencia (se realizó junto con transferencia de masa) se tomaron 15 lecturas de torque al final del experimento de transferencia de masa, porque se consideró que en estas circunstancias, el torque alcanzó el estado estacionario en régimen aereado Generalmente un experimento de transferencia de masa a 800 rpm y 20 L/min ocupó un tiempo mínimo de 30 minutos con el fluido menos viscoso (solución de azúcar al 51.62 %)

UNIVERSIDAD NACIONAL
DE LA SANTIAGO

En estado estacionario se registró el aumento del nivel en el recipiente debido al gas retenido, $(H_L)_g$, y con la ecuación 3.3 se calculó el porcentaje de gas retenido, ε , para relacionarlo con Q_g y Fr

$$\varepsilon = \left(\frac{(H_L)_g}{(H_L)_g + H_L} \right) * 100 \quad (3.3)$$

3. Se calculó el torque con aereación, T_g , con la ecuación 3.4

$$T_g = T_{Ig} - T_r \quad (3.4)$$

4. Se calculó el torque con aereación promedio, T_g , la desviación estándar, σ_n , y el coeficiente de variación, *c.v.* El torque con aereación, T_g , representó el torque consumido debido al sistema gas-líquido menos el torque residual

5. Se calculó la potencia con aereación, P_g , con la ecuación 3.5 considerando N_I

$$P_g = 2\pi N_I T_g \quad (3.5)$$

6. Se estableció la relación que existe entre P_g con η , ρ , N , P , Q_g , Re , Fr , Fl y ε , considerando el diámetro y la velocidad de rotación del impulsor de hojas planas (D_{TR} y N_{IR}). Con esto se determinó el comportamiento de la potencia en régimen, P_g , aereado cuando

- A viscosidad constante se aumenta la velocidad de rotación
- A una misma velocidad de rotación, se incrementa la viscosidad
- Se aumenta el flujo volumétrico de aire a viscosidad y velocidad de rotación constantes

También se vio como se comportó la potencia relativa (P_g/P) cuando

- Se incrementa el flujo de aire a velocidad de rotación y viscosidad constantes
- Se incrementa la velocidad de rotación a viscosidad y flujo volumétrico de aire constantes

Segunda parte

Objetivo particular 3.

Determinar, en condiciones isotérmicas, el efecto de la viscosidad sobre la transferencia de masa interfaseal en la parte superior e inferior del recipiente, variando condiciones de operación (velocidad de rotación del mezclador y flujo volumétrico de aire), para establecer el comportamiento del equipo, ante el fenómeno de dispersión de gas.

3.2. transferencia de masa

Las condiciones de operación y los fluidos y el volumen de trabajo fueron iguales que para consumo de potencia con aereación. El volumen de líquido de trabajo fue de 10 L, se usaron cinco fluidos, tres soluciones acuosas de azúcar (51,62 y 65.5 % p/p) y dos de glicerol (91 y 94.2 % p/p). También se usaron ocho velocidades de rotación (de 100 a 800 rpm en intervalos de 100 rpm) tal y como se mostró en el cuadro 3.2.

Con respecto al flujo volumétrico de aire, se manejaron también cuatro flujos, 5, 10, 15 y 20 L/min o .5, 1, 1.5 y 2 vvm en el mismo orden (Consultar cuadro 3.2). Se utilizó aire comprimido como fuente de oxígeno y Nitrógeno grado cromatográfico.

La concentración de oxígeno disuelto fue determinada con dos sondas de tipo polarográfico (sonda 1 y sonda 2), una colocada verticalmente en la tapa del tanque (7.2 cm bajo el nivel del líquido y 6.5 cm con respecto a la pared del tanque) y otra colocada horizontalmente a la altura del impulsor de hojas planas (turbina Rushton), 5 cm sobre la tapa inferior del recipiente y 3 cm con respecto a la pared. La ubicación de las sondas o electrodos de oxígeno se muestra en la figura A2 del Anexo 1. La distancia con respecto a la pared para cada uno de éstos estuvo determinada por el espacio libre que proporcionó cada impulsor (cuestiones de diseño). Cada sonda, estuvo acoplada a un amplificador y éstos a su vez a una interfase, la cual colectó los datos en mV.

El método experimental por el cual se determinó el coeficiente volumétrico de transferencia de oxígeno fue el de gaseado en el líquido (Gassing-in), y consistió de dos partes.

En la primera se determinó el cambio transiente de la concentración de oxígeno disuelto en el líquido, $C_L(t)$, cuando el sistema gas-líquido se llevó desde un primer estado estacionario de transferencia de masa, M_{s1} , donde $C_L \approx 0$ (también $p_{O_2L,S1}$) por medio del suministro de nitrógeno, hasta un segundo estado estacionario de transferencia de masa, M_{s2} , donde $C_L \approx C^*$ (también $p_{O_2L,S2}$). Esto último, por medio del suministro de aire. En este trabajo, el aire representó la fuente de oxígeno para que se llevara a cabo el fenómeno de transferencia de masa.

En la figura 3.1 se muestra de manera gráfica este procedimiento

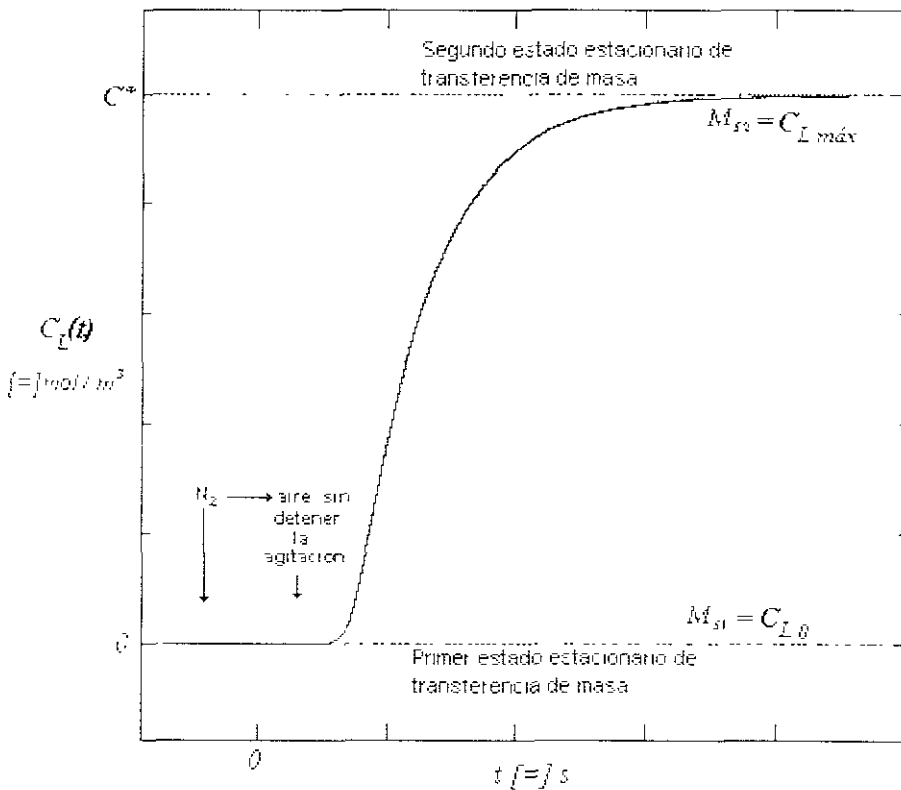


Figura 3.1. Representación del experimento de aereación por el método de gaseado en el líquido "gassing-in"

En la segunda, se realizó el cálculo de $k_L a$, donde los datos de $C_L(t)$, expresados en términos de $M(t)$, fueron primero normalizados para obtener la expresión $G(t)$, y después, esta última se ajustó a un modelo de regresión no lineal el cual describe la dinámica de la sonda. En la figura 3.2 se muestra un ejemplo de la respuesta normalizada con datos experimentales y lo que se obtiene con el modelo experimental

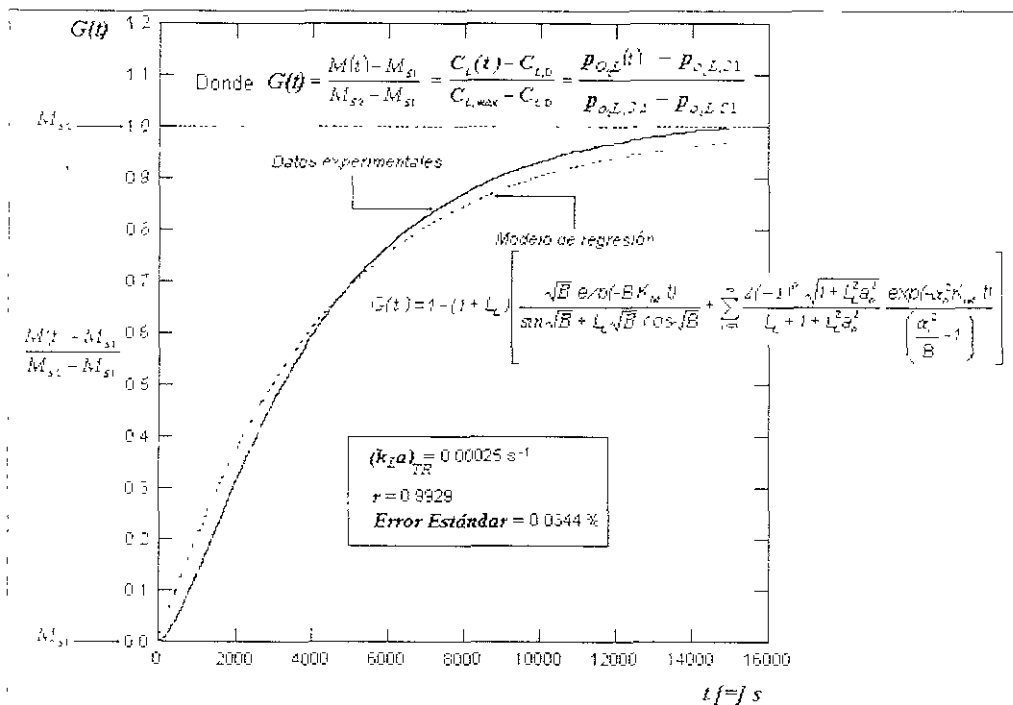


Figura 3.2. Ajuste de la respuesta normalizada de la sonda $G(t)$, a la característica transiente de la sonda, $H(t)$ ante la difusión de oxígeno

El procedimiento de la primera parte fue el siguiente

1. Primero, se calibraron las sondas tal y como se indica en el Anexo 2
2. Como los experimentos consistieron en medir la concentración de oxígeno desde una concentración aproximada a cero % hasta una concentración aproximada a 100 %, se realizó la remoción de aire por medio del suministro de nitrógeno (generalmente a N_{TR} de 600 r p m y Q_2 de 10 L/min) y al mismo tiempo se hizo un

seguimiento de la concentración de oxígeno en el líquido, esto último para ver el momento en que la concentración fuera se aproximara a 0 % de oxígeno. El procedimiento para suministrar el nitrógeno a 600 rpm y 10 L/min fue el siguiente:

- Se accionó el motor del impulsor a 600rpm
- Se reguló la velocidad de rotación
- Se activaron los rotámetros digitales, el amplificador de señal de oxígeno y la interfase (Ver Figura A1 del Anexo1)
- Se abrió la válvula de aguja que se encuentran a la salida del tanque de Nitrógeno (Figura A1). Se abrió con una presión mínima de 0.05 Psig aproximadamente, esto con la intención de que cuando fuera abierta dicha válvula, el fluido no se fuera a la columna de humidificación de Nitrógeno por efectos de presión hidrostática
- Inmediatamente se abrió la válvula de tres vías que se encuentra después de la columna de humidificación
- Se reguló el flujo volumétrico de gas, 10 L/min, con la válvula de aguja con un constante monitoreo de la velocidad de rotación
- Se monitoreo los cambios en la concentración de oxígeno por medio del amplificador de la señal de oxígeno

3 Cuando la concentración de oxígeno se aproximó a 3% en el amplificador se cambió el flujo de Nitrógeno (10 L/min) y la velocidad de rotación (600 rpm) a la velocidad de rotación y el flujo volumétrico de aire en los cuales se experimentaría con transferencia de masa, es decir se agitó cada fluido con las condiciones de operación que se mostro en el cuadro 3.2. Es importante mencionar que se siguió utilizando Nitrógeno

4 Cuando se alcanzó el valor promedio de $0 \pm 0.02\%$ de oxígeno en el amplificador y 0 ± 0.002 mV en la interfase por un tiempo aproximado de 15 minutos, se consideró como un primer estado estacionario de transferencia de oxígeno (M_{St} o M_{min}). En este momento se dio un cambio instantaneo de Q_g de nitrógeno a Q_g de aire, por medio de la válvula de 3 vías correspondiente a cada gas

manteniendo la agitación en el tanque. Aproximadamente 3 minutos antes de inyectar aire, se reguló el flujo de éste, liberándolo a la atmósfera por medio de la válvula de tres vías y 60 segundos antes de dar el cambio en la corriente de gas, se activo la interfase para iniciar con el registro de los datos

Durante el cambio instantáneo se abrió la salida de la válvula de aire hacia el tanque y por medio de la otra válvula se desvió el nitrógeno hacia la atmósfera

El tiempo en que se dio el cambio instantáneo correspondió al el tiempo inicial del experimento, t_0

- 5 Los datos colectados por la interfase fueron considerados para determinar M_{S_1} , M_{S_2} , y $M(t)$, de acuerdo al el método no lineal descrito en el Anexo 3
6. El final de cada experimento fue cuando se alcanzó el segundo estado estacionario de transferencia de oxígeno, en ese momento la señal de la sonda registró el valor máximo del porcentaje de oxígeno en el amplificador (M_{S_2} o $M_{m\acute{a}x}$) Teóricamente en este punto se alcanzó la máxima C_{L} o $p_{O_2,L}$
- 7 Después de esto se mandaron los datos recopilados por la interfase a la PC y nuevamente se repitieron los pasos 2 y 3 (suministró nitrógeno, N_2), para llevar a cabo un nuevo experimento.
- 8 Cuando se terminó de experimentar con cada fluido se determinó su viscosidad para comprobar que el aire y Nitrógeno saturados con vapor de agua, diluyeran el fluido

En la segunda parte, se trataron los datos para obtener el $k_{L,a}$ a través del modelo matemático (ecuación A3-11) descrito en el Anexo 3, el cual toma en cuenta la principal resistencia a la transferencia de oxígeno por parte de la sonda y por parte del líquido

El procedimiento fue el siguiente:

- 1 Se eliminaron todos los datos tomados antes de realizar el cambio de nitrógeno a aire es decir datos previos al tiempo inicial del experimento, t_0
- 2 Se encontró el valor más grande y el valor más pequeño en los datos (M_{S_2} y M_{S_1} o $M_{m\acute{a}x}$ y $M_{m\acute{i}n}$, respectivamente) Aunque, era de esperarse un valor máximo de 1.0 mV y uno mínimo de 0 mV, esto no fue así debido a las pequeñas variaciones de voltaje

3. Una vez identificados los valores máximo y mínimo, se normalizaron los datos. Para ello se usó la ecuación A3-6 1 la cual es igual a A3-6

$$G(t) = \frac{M(t) - M_{s1}}{M_{s2} - M_{s1}} \quad (\text{A3-6})$$

También:

$$G(t) = \frac{M(t) - M_{\min}}{M_{\max} - M_{\min}} \quad (\text{A3-6 1})$$

4. Después fue necesario calcular L_L , y α_n , los cuales tuvieron un valor particular para cada experimento o corrida experimental. El primer parámetro toma en cuenta la presencia de la película líquida alrededor de la membrana de la sonda y se calculó con la ecuación A3-9. Y el segundo representa las raíces de la ecuación A3-10, y se calculó por el método de Newton-Raphson calculando únicamente los cinco primeros valores ($n=5$)

$$L_t = \frac{M_{gs} - M_{s2}}{M_{s2}} \quad (\text{A3-9})$$

$$\alpha_n L_t \cos \alpha_n + \text{sen} \alpha_n = 0 \quad (\text{A3-10})$$

5. Con los datos ya procesados se determinó el valor del $k_L a$ (ecuación A3-5) ajustando $G(t)$ al modelo seleccionado. Esto se hizo a través de una rutina de regresión no lineal donde B y K_M se calculan por medio de la ecuación A3-12 mostrada en el Anexo 3

$$K_L a = B K_M \quad (\text{A3-12})$$

Debido a la baja solubilidad del oxígeno, $K_L a \approx k_L a$ (ecuación 2.13). En este trabajo se reportaron valores de $k_L a$ (coeficiente volumétrico local de transferencia de masa correspondiente a la película líquida)

De la regresión no lineal también se obtuvo, el coeficiente de correlación r y el error estándar, expresado en porcentaje de error (*std err*) para cada condición y para cada sonda.

6 Finalmente, se estableció la relación que existe entre el k_{La} de la sonda ubicada a la altura del impulsor de hojas planas $(k_{La})_{IR}$, y el k_{La} de la sonda colocada en la tapa, $(k_{La})_{HR}$ con $(P_{QTR})/(P)_{TR}$, η , ρ , N_{TR} , Q_v , Re_{TR} , Fr_{TR} , Fl_{TR} considerando el diámetro y la velocidad de rotación del impulsor de hojas planas $(D_{IR}$ y N_{TR}) El análisis de resultados tuvo como objetivo determinar el comportamiento del coeficiente volumétrico local o de la transferencia de masa cuando

- A viscosidad constante se aumenta la velocidad de rotación
- A una misma velocidad de rotación, se incrementa la viscosidad.
- A viscosidad y velocidad de rotación constantes se aumenta el flujo volumétrico de aire
- Ver la relación que existe entre el $(k_{La})_{HR}$ y el $(k_{La})_{TR}$ Es decir si el mezclador dual homogeniza bien la fase gaseosa con la fase líquida

Capítulo 4

Análisis de resultados

Debido al diseño del impulsor dual, no fue posible determinar de manera independiente la potencia consumida por el impulsor de disco y hojas planas rectas y la potencia consumida por el impulsor de listón helicoidal. En la mayor parte de este trabajo se consideró al impulsor de disco y hojas planas rectas ya que en sistemas gas-líquido, éste contribuye más a la dispersión. No obstante, en algunas ocasiones como en el inciso C del apartado 4.1.2, fue necesario hacer referencia al impulsor de listón helicoidal, para comparar nuestros resultados a los obtenidos por Espinosa (1998) y Espinosa et al. (1997).

En el cuadro 4.1 se muestran las propiedades físicas de los seis fluidos (tres soluciones acuosas de azúcar al 51,62 y 65,5 % p/p y tres de glicerol al 91, 94,2 y 100% p/p) con los que se realizaron los experimentos de consumo de potencia con y sin aereación, así como los de transferencia de masa.

Tal y como se indicó en el desarrollo experimental, las determinaciones de viscosidad fueron realizadas después de fueron preparadas las soluciones y después de trabajar con cada fluido a $25 \pm 0,5$ °C, cada determinación se llevo a cabo por triplicado.

Es necesario recalcar que a pesar de que el fluido de 0,1983 Pa·s tuvo la misma concentración y densidad que el de 0,1963 Pa·s, únicamente se incluyó en el análisis de resultados correspondientes a consumo de potencia sin aereación (ver cuadro 4.1).

Cuadro 4.1. Propiedades físicas de los distintos fluidos utilizados

Concentración % (p/p)	Viscosidad, η [Pa·s]		Velocidad de deformación $\dot{\gamma}$ (s ⁻¹)	Densidad, ρ (kg·m ⁻³)
	Antes	Después		
<i>Azúcar</i>				
51	0 0143 ± 0 0010	0 0168 ± 0 0006	140 ≤ $\dot{\gamma}$ ≤ 300	1238 21 ± 2
62	0 0650 ± 0 0037	0 0629 ± 0 0002	100 ≤ $\dot{\gamma}$ ≤ 300	1282 08 ± 2
65 5	0 1313 ± 0 0019	0 1291 ± 0 0054	100 ≤ $\dot{\gamma}$ ≤ 300	1308 00 ± 2
<i>Glicerol</i>				
91 0	0 1968 ± 0 0002	0 1963 ± 0 0054	100 ≤ $\dot{\gamma}$ ≤ 300	1236 27 ± 2
91 0*		0 1983 ± 0 0088	80 ≤ $\dot{\gamma}$ ≤ 300	1236 27 ± 2
94 2	0 3768 ± 0 0064	0 3303 ± 0 0257	100 ≤ $\dot{\gamma}$ ≤ 300	1238 26 ± 2
100 0*		0 9456 ± 0 0051	50 ≤ $\dot{\gamma}$ ≤ 300	1259 00 ± 2

*Fluidos utilizados únicamente para consumo de potencia sin aireación

Es necesario recalcar que a pesar de que el fluido de 0 1983 Pa·s tuvo la misma concentración y densidad que el de 0 1963 Pa·s, únicamente se incluyó en el análisis de resultados correspondientes a consumo de potencia sin aireación (ver cuadro 4 1)

Por cuestiones de sensibilidad del equipo, en el caso de la solución de azúcar al 51% se utilizó la geometría de cilindros concéntricos (geometría ZB-15), el cilindro interno tuvo un diámetro de 1 391 cm y el externo un diámetro igual a 1 5 cm Para los fluidos restantes se utilizó la geometría de cono y placa (geometría PK20-4) con diámetro del cono y su ángulo de inclinación con respecto a la placa de 1 957 cm de 4° respectivamente En el cuadro 4 1 también se indica la velocidad de deformación, $\dot{\gamma}$, a la que fue evaluada la viscosidad Debido a que en los cinco primeros fluidos de esta tabla, la variación entre la viscosidad evaluada al inicio y al final de cada experimentación fue muy pequeña (\pm 0 003 Pa·s), sólo se consideraron los valores de viscosidad determinada al final de cada experimentación Aun con la solución de glicerol al 94 2 % p/p (disminución del 12 % de la viscosidad con respecto al valor inicial), se utilizó el valor final

Primera parte

Objetivo particular 1.

Determinar, en condiciones isotérmicas, el efecto de la viscosidad sobre el consumo de potencia sin aereación, variando condiciones de operación (velocidad de rotación del mezclador), para establecer el comportamiento del equipo.

4.1. Potencia sin aereación

Se trabajó con siete fluidos, con viscosidad de 0.0168, 0.0629, 0.1291, 0.1963, 0.1983, 0.3303 y 0.9456 Pa·s, y fueron agitados a ocho velocidades de rotación (100, 200, 300, 400, 500, 600, 700 y 800 rpm ó 1.66, 3.33, 5, 6.66, 8.33, 10, 11.66 y 13.3 rps, respectivamente). Estas velocidades de rotación corresponden al impulsor de disco y hojas planas rectas, N_{TR} , (cuadro 3.1).

En el cuadro 4.2 se ve el torque (promedio) sin aereación, T y los coeficientes de variación, c.v., que se obtuvieron durante los experimentos de consumo de potencia en régimen no aereado.

Cuadro 4.2. Valores de torque sin aereación, T , y coeficientes de variación, c.v. para las diferentes condiciones de operación.

Solución	Azúcar						Glicerol							
η (Pa·s)	0.0168		0.0629		0.1291		0.1963		0.1983		0.3303		0.9456	
N_{TR} rpm	T Lb·in	c.v. (%)	T Lb·in	c.v. (%)	T Lb·in	c.v. (%)	T Lb·in	c.v. (%)	T Lb·in	c.v. (%)	T Lb·in	c.v. (%)	T Lb·in	c.v. (%)
100	0.049	0	0.100	10.3	0.187	4.3	0.373	5.1	0.405	9.5	0.450	2.6	0.429	3.2
200	0.183	0	0.397	8.2	0.414	0	0.600	2.6	0.645	4.3	0.6	0.9	0.733	1.0
300	0.543	7.4	0.714	4.7	0.680	0	0.917	1.4	0.920	2.7	0.989	0.8	1.135	1.1
400	0.835	6.8	1.067	4.1	1.050	1.6	1.317	1.2	1.301	1.9	1.370	1.5	1.604	0.8
500	1.214	0.5	1.555	5.4	1.520	1.7	1.764	0.4	1.753	0.3	1.829	0.8	2.122	0.5
600	1.656	1.0	2.116	2.0	2.082	1.0	2.321	0.1	2.265	0.6	2.331	1.6	2.757	0.2
700	1.821	3.7	2.560	1.6	2.777	1.5	2.968	0.7	2.925	0.4	2.961	1.3	3.468	0.3
800	1.999	1.1	2.852	1.5	3.520	2.2	3.730	0.7	3.647	4.0	3.693	0.7	4.351	0.1

De manera general, el estado estacionario en la señal de torque se alcanzó en un tiempo promedio de 10 ± 5 minutos. Esto fue para todos los fluidos.

Para las tres repeticiones de torque, existió inestabilidad en la señal y por lo tanto variación en el consumo de potencia sin aereación ($(P)_{TR}$). Tal y como se aprecia en el cuadro anterior, la inestabilidad fue mayor entre 100 y 400 rpm y se presentó con

todos los fluidos. Para cada fluido, el c.v. del valor promedio del torque aumentó al disminuir la velocidad de rotación, N_{TR} , es decir, siempre fue mayor a 100 rpm que a 800 rpm excepto con 0.0168 Pa·s. El c.v. para las tres repeticiones y todas las condiciones de operación se mantuvo en un intervalo 0 a 10 % tal y como se muestra en el cuadro 4.2.

Con respecto al efecto de la viscosidad, η , en los fluidos con viscosidad parecida a la del agua se aprecian resultados experimentales con mayores variaciones en las lecturas de torque, (menos confiables), por lo tanto, el fluido menos viscoso (0.0168 Pa·s), tuvo mayores variaciones (y por lo tanto $(P)_{TR}$), en todo el intervalo de N_{TR} comparado con el fluido más viscoso (0.9456 Pa·s)

Debido a que el valor más grande del c.v. en las lecturas de torque para las tres repeticiones de consumo de potencia fue 10.3 %, para los siete fluidos, **los datos pueden considerarse confiables** ya que en la mayoría de los trabajos reportados existe un error hasta del 20%

Por otro lado, a ciertas condiciones de operación, durante los experimentos de consumo de potencia sin aereación se presentaron, los fenómenos de formación de vórtice y aereación superficial. Se consideró que dichos fenómenos tuvieron influencia en el comportamiento del consumo de potencia. Debido a que la presencia de estos se relacionó con el régimen de flujo en que se agitó, a continuación se describe en que régimen de flujo se experimentó con cada fluido

a) Régimen de flujo.

En el cuadro 4.3 se muestra de forma general el intervalo de número de Reynolds para el impulsor de disco y hojas planas rectas, Re_{TR} , y el intervalo de $(P)_{TR}$

Cuadro 4.3. Intervalo de Re_{TR} y $(P)_{TR}$ de los fluidos agitados.

Concentración (%, p/p)	Viscosidad, η (Pa·s)	Densidad, ρ ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$)	Intervalo de Re_{TR}	Intervalo de $(P)_{TR}$ (W)
Azúcar				
51.0	0.0168	1238	714 - 5679	0.05-19
62.0	0.0629	1282	198 - 1573	0.15-27
65.5	0.1291	1308	98 - 781	0.22-33
Glicérol				
91.0	0.1963	1236	61 - 486	0.45-35
94.2	0.3303	1236	36 - 290	0.50-35
91.0	0.1983	1238	60 - 480	0.48-34
100	0.9456	1259	13 - 102	0.50-41

De acuerdo con este cuadro se aprecia que:

- La agitación del fluido más viscoso (0.9456 Pa·s) se efectuó totalmente en régimen de transición
- En los fluidos de 0.3303 Pa·s y 0.1963 Pa·s el régimen fue de transición y turbulento
- En los fluidos de 0.0168, 0.0629 y 0.1291 Pa·s el régimen fue turbulento es decir, el Re_{TR} más grande fue de 5679 y el mínimo de 13.

Aun tomando en cuenta la velocidad rotacional, N_{HR} , y el diámetro, D_{HR} , del impulsor de listón helicoidal para calcular el número de Reynolds, Re_{HR} , el régimen de flujo fue casi el mismo que para el impulsor de disco y hojas planas rectas porque

$$Re_{HR} = 0.8847 Re_{TR} \quad (4.1)$$

De acuerdo con la ecuación 4.1 el Re_{HR} máximo para el listón helicoidal fue de 5024 y el mínimo de 11.5 (tampoco se logró la agitación en régimen laminar)

De una forma más específica en el cuadro 4.3.1 se incluye el número de Reynolds en el que fue agitado cada uno de los fluidos de acuerdo con las condiciones experimentales.

Cuadro 4.3.1. Intervalo de Re_{TR} y $(P)_{TR}$ para cada velocidad de rotación

Solución	Azúcar			Glicerol			
η (Pa·s)	0.0168	0.0629	0.1291	0.1963	0.1983	0.3303	0.9456
N_{TR} rpm	Re_{TR}	Re_{TR}	Re_{TR}	Re_{TR}	Re_{TR}	Re_{TR}	Re_{TR}
100	714	198	98	61	60	36	13
200	1428	394	195	122	121	72	26
300	2140	589	295	182	180	109	38
400	2839	788	390	243	240	145	51
500	3553	983	488	303	301	181	64
600	4270	1184	586	365	361	217	77
700	4988	1374	684	425	422	253	89
800	5679	1573	781	486	480	290	102

Nuevamente se aprecia que nunca fue posible agitar en régimen laminar, únicamente en transición y turbulento. Además se observa que a viscosidad constante, el aumento de la velocidad rotacional ocasionó un aumento de Re_{TR} y que a velocidad de rotación constante, el Re_{TR} disminuyó a medida que la viscosidad aumentó.

b) *Formación vórtice, $(H_L)_v$*

Como ya se había comentado, bajo ciertas condiciones de operación hubo formación de vórtice y aeración superficial. Esto, implica que para las condiciones de operación e intervalo de viscosidad en que se experimentó, las mamparas no fueron lo suficientemente eficientes, ocasionando, cambios en el comportamiento de la potencia (lo veremos mas adelante). También se puede comentar que ciertos valores de viscosidad, la formación de vórtice dio lugar a la entrada de aire desde la superficie

Por tal motivo, en el cuadro 4.4 se incluye, la velocidad rotacional, a la que comenzó la formación de vórtice y la aereación superficial, para cada viscosidad

Cuadro 4.4. Incremento en la altura de líquido debido al vórtice, $(H_L)_v$, a distintas velocidades de rotación N_{TR} , para cada, η de líquido

Solución		Azúcar			Glicerol		
Concentración (% p/p)		51	62	65.5	91	94.2	100
η (Pa*s)		0.0168	0.0629	0.1291	0.1963	0.3303	0.9456
N_{TR}		Altura del vórtice, $(H_L)_v$ (mm)					
rpm	rps						
100	1.6						
200	3.3						
300	5.0	3					
400	6.6	5**	4**	2			
500	8.3	9	07	4	4		
600	10	15	10	8	7	3	
700	11.6	20	18	9	9	7	10*
800	13.3	30	23	13	13-15	12	14*

En los espacios en blanco no hubo vórtice

H_L fue de 290 mm (29 cm)

* $(H_L)_v$, se aprecia cuando el impulsor de listón helicoidal paso por el punto de medición

** Comienzo del fenómeno de aereación superficial

Lo que se observa en el cuadro es lo siguiente

- La formación de vórtice se presentó principalmente a velocidades de rotación en las que el equipo se encontró en régimen turbulento. En la solución de glicerol de 0.3303 Pa*s, el vórtice sólo se presentó a 600, 700 y 800 rpm (el régimen fue turbulento a partir de 300 rpm) con altura máxima de 12 mm, mientras que en la solución de azúcar de 0.0168 Pa*s la formación de vórtice comenzó desde 300 rpm (el régimen también fue turbulento a todas las velocidades de rotación) alcanzando alturas hasta de 3 cm. En el caso de glicerol de 0.9456 Pa*s no se presentó precisamente un vórtice, ya que la

altura del fluido sólo aumentó cuando el impulsor de listón pasó por el punto de medición

- Para un mismo fluido (η constante), (H_L), o el vórtice, incrementó a medida que aumentó N_{TR} , no obstante, no en todos los fluidos comenzó a una misma velocidad de rotación, porque conforme la viscosidad aumentó la velocidad de rotación a la que se originó (H_L), también fue mayor. En la mayoría de los casos, se originó con una altura de 3mm, excepto con el fluido más viscoso

La profundidad de éste, visto sobre el eje del impulsor, no se tomó en cuenta ya que fue igual a la altura del mismo (visto en la pared del tanque)

Se debe recordar que la formación de vórtice se debe principalmente a un equilibrio entre las fuerzas viscosas, las fuerzas inerciales y la fuerza de gravedad. Por consiguiente, el número de Froude, Fr_{TR} , tuvo un efecto importante en el consumo de potencia porque hubo formación de vórtice (las mamparas no fueron muy eficientes)

Para analizar gráficamente la formación de vórtice se tomaron en cuenta los siguientes números adimensionales los cuales agrupan dichas fuerzas

- Número de Reynolds correspondiente al impulsor de disco y hojas planas rectas, en el cual se incluyen las fuerzas viscosas o viscosidad (proporcionada por el fluido)
- Número de Froude correspondiente al impulsor de disco y hojas planas rectas, el cual representa el equilibrio entre las fuerzas inerciales (proporcionadas por el impulsor) y la fuerza de gravedad.

La justificación del por qué se hizo el análisis en función al Fr_{TR} correspondiente al impulsor de disco y hojas planas rectas y no al impulsor de listón helicoidal, reside en que de acuerdo con el número de Froude, la turbina Rushton proporcionó mayor fuerza inercial que el impulsor de listón helicoidal, además este último se caracteriza porque principalmente promueve el movimiento en dirección axial. En la ecuación 4.3 se indica la relación entre Fr_{TR} y Fr_{HR}

$$Fr_{TR} = 16.4 Fr_{HR} \quad (4.3)$$

Sin embargo se debe tomar en cuenta al listón helicoidal, porque que a pesar de que fue menor la fuerza inercial que proporcionó, es necesario considerarla en el análisis

En la Figura 4.1 se muestra la relación expresada en porcentaje entre la altura del vórtice y el nivel inicial de líquido, $(H_L)/H_L$, con respecto a la velocidad de rotación,

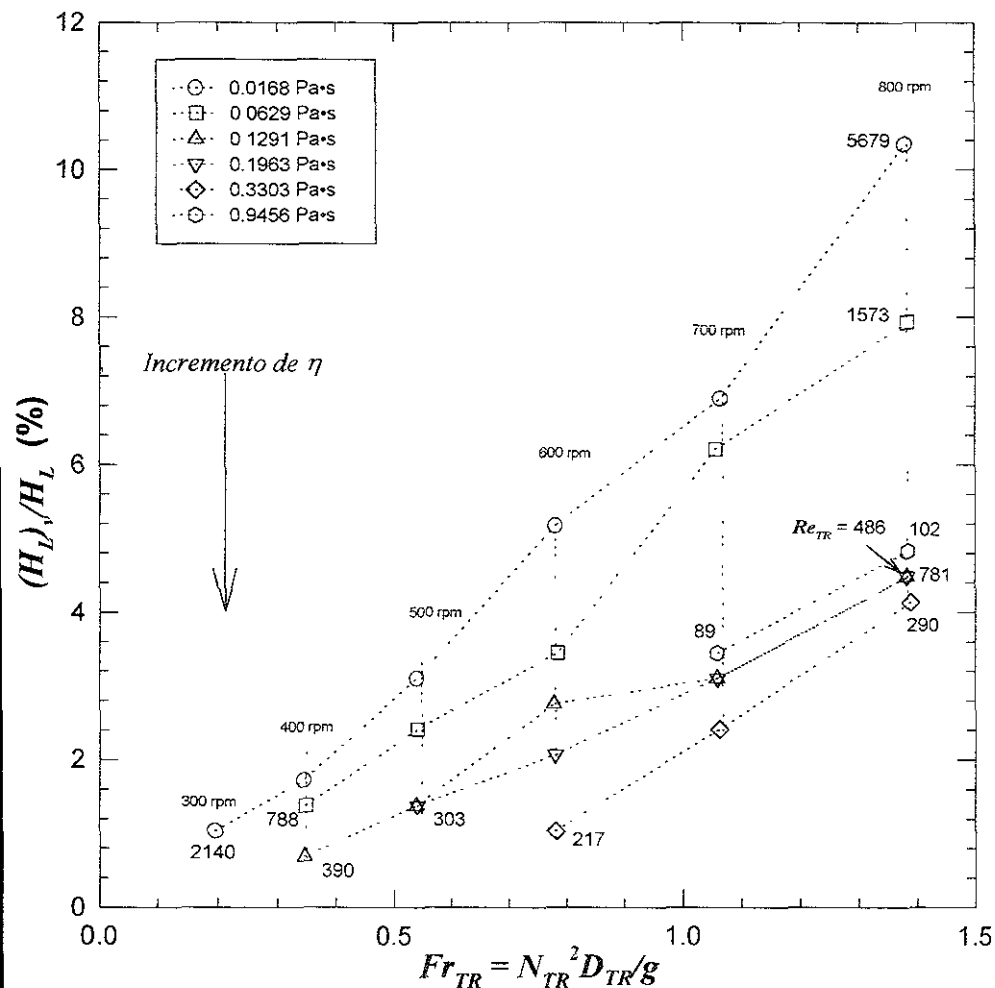


Figura 4.1. Efecto de la velocidad de rotación del impulsor de disco y hojas planas rectas, N_{TR} , en el consumo de potencia sin aireación, $(P)_{TR}$, a 25 ± 1 °C. Los números que aparecen al final e inicio de cada línea corresponden al intervalo de Re_{TR} en que se presentó la formación de vórtice.

en términos del Fr_{TR} para los diferentes fluidos. En el interior de ésta Figura se muestra el intervalo de número de Reynolds en el que se presentó tal fenómeno, el número de Reynolds en el que se agitó el fluido se vio en los cuadros 4.3 y 4.3.1

En la Figura 4.1 se aprecia que:

- La relación $(H_L)/H_L$ tuvo un valor máximo de 10% a Fr_{TR} de 1.37 (800 rpm y régimen turbulento) con el fluido de 0.0168 Pa·s, pero aun bajo esta relación (3 cm), se vio que la profundidad del vórtice nunca llegó a la turbina Rushton (la altura del vórtice fue igual a su profundidad.) Además para $Fr_{TR} < 0.194$ o $N_{TR} < 300$ rpm nunca hubo vórtice, aún cuando el régimen de flujo fue turbulento, esto implica que bajo estas condiciones la turbina Rushton, aunado a que el impulsor de listón helicoidal funcionó como mampara, no ejerció la suficiente fuerza inercial como para dar origen a un vórtice o el listón impidió la formación de éste

El hecho de que el vórtice nunca llegó a la turbina Rushton confirma lo observado por Espinosa (1998) quien afirmó que el impulsor de listón helicoidal tiene un efecto de mampara, ya que él, experimentando con agua a 600 rpm, vio una disminución considerable en la profundidad del vórtice (disminuyó de 20 a 5 cm) debido a la presencia de dicho listón.

- A viscosidad constante el vórtice fue mayor a medida que la velocidad de rotación aumentó. En casi todas los fluidos se origino el vórtice con una altura de 4 mm o 1% con respecto al nivel original y régimen turbulento. Pero la relación de $(H_L)/H_L$ para cada fluido no tiene su origen en el mismo Fr_{TR} , ya que a medida que la viscosidad aumentó la velocidad de rotación a la que se origina (H_L) , también aumentó. Esto también fue originado por el efecto de mampara por parte del listón helicoidal.
- A Fr_{TR} constante la altura del vórtice aumentó a medida que disminuyó la viscosidad. Pero en el caso del fluido más viscoso la altura alcanzada fue mayor que para 0.3303 Pa·s. Esto se atribuye a que el listón helicoidal comenzó a influir de manera significativa en los patrones macroscópicos de flujo porque únicamente cuando el impulsor pasaba por el punto de medición, el fluido se levantaba en la pared del recipiente ((H_L) , (se debe más al efecto de bombeo por parte del listón que a las fuerzas inerciales ofrecidas por el mismo o por la turbina Rushton). En otras palabras la fuerza en dirección axial con que el listón impulsó al fluido hacia el fondo del recipiente comenzó a tomar importancia

En conclusión se puede decir que las mamparas del equipo no fueron eficientes en el intervalo de viscosidad experimentado y bajo las condiciones de operación en que se trabajó. Además, para este mezclador, la formación de vórtice dependió más de la viscosidad que del número de Reynolds y del número de Froude debido a que aún bajo condiciones de agitación en que hubo régimen de flujo turbulento, no existió

formación de éste, además el vórtice no siempre se originó a un mismo Fr_{TR} y con una misma altura. Otra conclusión es que este comportamiento se debe a la presencia del listón helicoidal el cual sustituyó a las mamparas bajo ciertas condiciones

c) Aereación superficial.

La aereación superficial se consideró como el ingreso de burbujas de aire al fluido desde el espacio sobre el nivel de éste, H_L . En el cuadro 4.4 se observa que.

- La aereación superficial se originó en los dos fluidos de menor viscosidad (solución de azúcar al 51 y 62 % p/p) a partir de 400 rpm. La intensidad de ésta fue tal que cuando se alcanzaron las 500 rpm ($Fr_{TR} = 1.05$) estos fluidos se tornaron de color blanco.
- La aereación superficial se presentó únicamente a partir de 400 rpm ($Fr_{TR} = 0.334$) y en régimen turbulento, pero no a un mismo número de Reynolds ($Re_{TR} = 3553$ para $0.0168 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ y $Re_{TR} = 3993$ para $0.0629 \text{ Pa}\cdot\text{s}$). De acuerdo con esto la aereación superficial se presentó a $Re_{TR} \geq 3553$ sólo a $Fr_{TR} \geq 0.334$. Esto nuevamente se atribuye a que el impulsor de listón helicoidal evitó el ingreso de aire a medida que la viscosidad aumentó.
- En el resto de los fluidos, aunque sí hubo formación de vórtice no se apreció el ingreso de burbujas de aire al fluido. Tal y como se verá en la sección 4.1.1, este fenómeno tuvo influencia en el consumo de potencia, debido a la disminución de la densidad.

4.1.1. Efecto de la formación de vórtice, $(H_L)_v$, y el fenómeno de aereación superficial, en el comportamiento de la potencia sin aereación, $(P)_{TR}$.

Frecuentemente en un recipiente con mamparas (no hay formación de vórtice o el efecto de Fr es despreciable), este comportamiento puede describirse por medio de la ecuación 1.10.2 para régimen laminar y por 1.11.2 para régimen turbulento, las cuales se escriben a continuación considerando la turbina Rushton de nuestro sistema

$$(P)_{IR} \propto \eta N_{IR}^2 D_{IR}^5 \quad (1.10.2)$$

$$(P)_{IR} \propto \rho N_{IR}^3 D_{IR}^5 \quad (1.11.2)$$

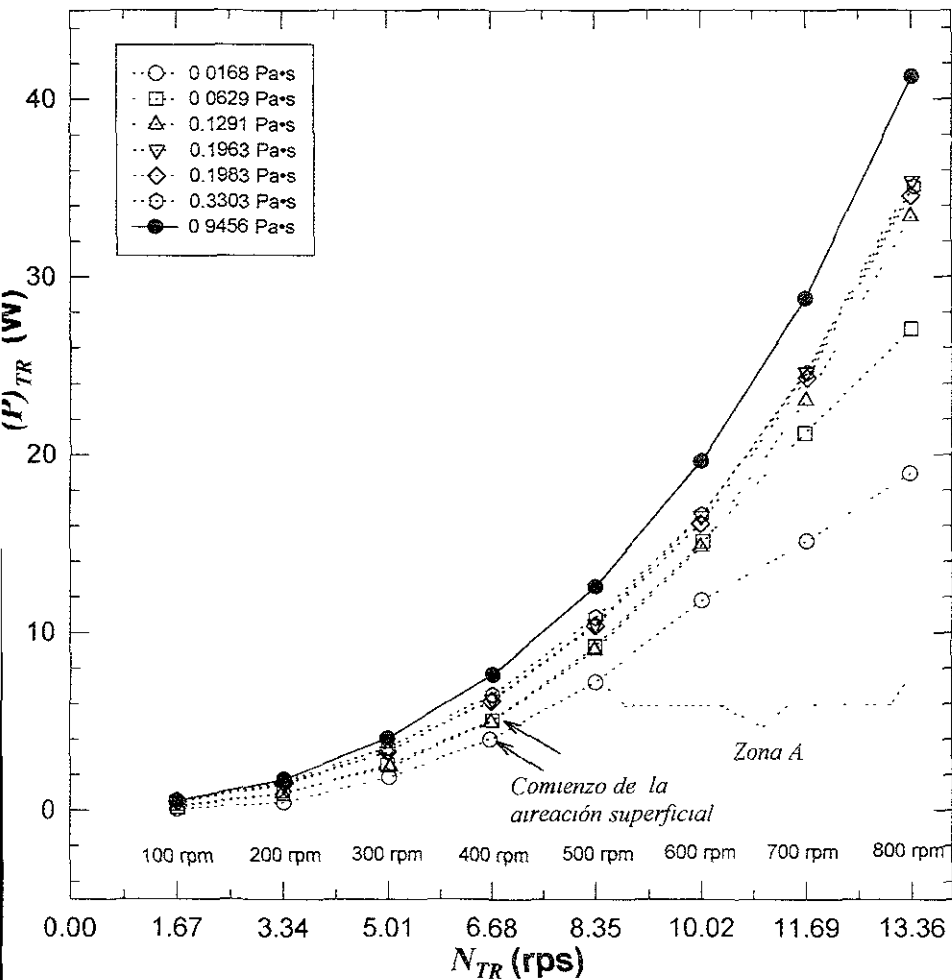


Figura 4.2. Efecto de la velocidad de rotación del impulsor de disco y hojas planas rectas, N_{TR} , en el comportamiento de la potencia sin aireación, $(P)_{TR}$, a 25 ± 1 °C.

Para régimen de transición no hay una expresión definida, por lo que el valor del exponente de N_{TR} en la relación $(P)_{TR}$ vs N_{TR} debería tener valores entre 2 y 3.

De acuerdo con lo anterior, la potencia debió ser proporcional al cuadrado de la velocidad rotacional de la turbina Rushton cuando los fluidos fueron agitados en régimen laminar y proporcional al cubo de N_{TR} cuando el régimen fue turbulento

No obstante, para las condiciones experimentales de este trabajo hubo formación de vórtice a cierta velocidad de rotación en todos los fluidos y como consecuencia del vórtice, aereación superficial en los dos fluidos menos viscosos. Esto hace notar que las mamparas del equipo, colocadas en la parte central, no fueron muy eficientes

En la Figura 4.2 se muestra el comportamiento de la potencia sin aereación, $(P)_{TR}$, con respecto a la velocidad de rotación, N_{TR} , para los siete fluidos, donde se aprecia que dicha relación no es lineal

En la Figura 4.2 es claro que

- En los dos fluidos de viscosidad más pequeña (0.0168 y 0.0629 Pa•s), existió influencia de la aereación superficial en el comportamiento de $(P)_{TR}$, porque presentan un punto de inflexión a partir del cual cambia la tendencia esperada de sus curvas (zona 4), esto en comparación visual con las curvas correspondientes a los fluidos restantes. Entonces aparentemente la aereación superficial tuvo más influencia que el vórtice en el comportamiento de la potencia

Como se discutió anteriormente, la formación de vórtice no parece cambiar la trayectoria de cada una de las curvas, más sin embargo la aereación superficial sí, por esta razón en la Figura 4.2.1 se vuelve a mostrar la Figura 4.2 pero en coordenadas logarítmicas y en el cuadro 4.5 el valor del exponente, m , de la relación, $(P)_{TR} \propto N_{TR}^m$, tomando en cuenta todos los datos y separando los valores donde hubo formación de vórtice y aereación superficial

Este cuadro se hizo para comprobar lo que se vio en la figura 4.4, si la aereación superficial tuvo influencia en el comportamiento del consumo de potencia

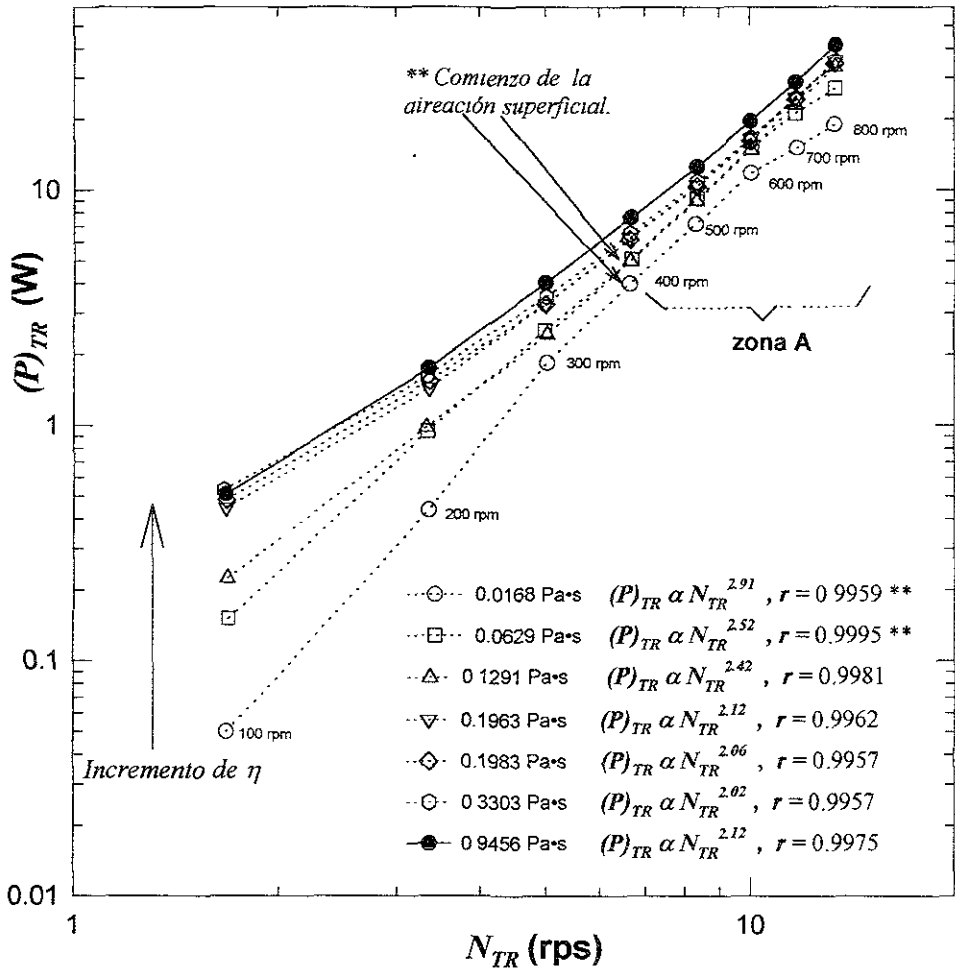


Figura 4.2.1. Efecto de la velocidad de rotación del impulsor de disco y hojas planas rectas, N_{TR} , en el consumo de potencia sin aireación, $(P)_{TR}$, a 25 ± 1 °C y en coordenadas logarítmicas. En esta Figura aparecen los valores de r y m tomando en cuenta todos los datos

Cuadro 4.5. Comportamiento de $(P)_{TR}$ en función de N_{TR} para los fluidos agitados, tomando en cuenta Re_{TR} .

Viscosidad, η (Pa·s)	Intervalo de Re_{TR}	$(P)_{TR} \propto (N_{TR})^m$					
		Todos los datos		Datos sin formación de vórtice		Datos con formación de vórtice	
		m	r	m	r	m	r
0.0168	714 - 5679	2.91	0.9959	3.09	0.9957	2.41*	0.9957
0.0629	198 - 1573	2.52	0.9995	2.60	0.9997	2.45*	0.9974
0.1291	98 - 781	2.42	0.9981	2.16	0.9999	2.74	0.9998
0.1963	61 - 486	2.12	0.9962	1.89	0.9975	2.59	0.9997
0.1983	60 - 480	2.06	0.9957	1.82	0.9981	2.56	0.9995
0.3303	36 - 290	2.02	0.9957	1.85	0.9997	2.59	0.9998
0.9456	13 - 102	2.12	0.9975	2.04	0.9981	2.69**	1

* Datos con aereación superficial y formación de vórtice.

** Únicamente hubo dos datos.

Las observaciones hechas en el cuadro 4.5 son las siguientes:

- Cuando se toman en cuenta todos los datos el valor del exponente, m , cambió de 2.91 a 2.12 a medida que la viscosidad se incrementó (el régimen de flujo se desplaza de turbulento a de transición), además, el valor de r fue muy próximo a 1. En otras palabras, el comportamiento de la potencia se dio de acuerdo con las ecuaciones 110.2 y 111.12. Con esto se entiende que a pesar de que el valor de $(P)_{TR}$ nunca fue proporcional al cubo de N_{TR} en régimen turbulento (a Re_{TR} de 5679) y nunca fue constante en todo el régimen turbulento, sí se mantuvo a valores muy cercanos a 3 y fue disminuyendo a medida que el régimen de flujo fue más de transición.
- En el caso del fluido de 0.9456 Pa·s el cual se agitó totalmente en régimen de transición, el valor del exponente se aproximó mucho a 2.
- En el caso de los fluidos que fueron agitados en régimen de transición y turbulento, el valor de m estuvo entre 2.5 y 2.02 con una tendencia a disminuir a medida que la viscosidad aumentó

Por lo tanto se puede concluir que el efecto de N_{TR} en $(P)_{TR}$ fue igual a lo descrito por la bibliografía manteniéndose en valores cercanos a 3 en régimen turbulento y valores próximos a 2 en régimen de transición

Por otro lado, si utilizamos los datos donde hubo formación de vórtice (exclusivamente régimen de flujo turbulento) de los datos donde no hubo (régimen de flujo turbulento y de transición) se ve que el valor de m cambia radicalmente, es decir:

- En el caso de 0.0168 Pa·s el valor de m fue de 3.09 para condiciones sin vórtice y de 2.41 para condiciones de vórtice y aereación superficial, aunque bajo estas condiciones el valor de m se atribuyó más a la aereación superficial que al vórtice por el comportamiento tan marcado en la zona A en la Figura

4.2 1. Entonces, se puede decir el valor de m cambió de 3.09 a 2.41 por el efecto de la aereación superficial.

- Para 0.0629 Pa*s se ve el mismo comportamiento, la presencia de la aereación superficial disminuyó el valor de m , lo que implicó una disminución en el consumo de potencia a un mismo Fr_{TR} o N_{TR} .
- A viscosidades mayores a 0.1291 Pa*s (régimen de transición y turbulento), el comportamiento de m se invirtió porque su valor fue mayor bajo condiciones de vórtice, que bajo condiciones donde no existió éste. esto quiere decir que la formación de vórtice creó cierto aumento en $(P)_{TR}$ a Fr_{TR} o N_{TR} constantes.

Se piensa que este comportamiento se debe a dos razones, la primera es que en los fluidos con estas viscosidades no existió aereación superficial y la segunda fue que a pesar de que el impulsor de listón no evitó la formación de vórtice si funcionó como mampara y consumió potencia, porque también estuvo en movimiento. Por otra parte y a manera de hipótesis se puede decir que la mayor altura de vórtice, siempre se ubicó en la pared del recipiente, muy próxima al área donde estuvo colocada la hoja del listón y de alguna forma la hoja del listón le impartió movimiento en dirección axial a una altura $H_L + (H_L)_v$ en lugar de H_L , creando dicho incremento de potencia a velocidad de rotación constante.

En general la formación de vórtice propició que el efecto de N_{TR} en $(P)_{TR}$ aumentara (el valor de m aumento), mientras que la aereación superficial tuvo un efecto contrario y visualmente más notorio, porque propició que el efecto de N_{TR} causara una disminución en $(P)_{TR}$ (el valor m disminuyó). Pero aun con la formación de vórtice y la aereación superficial el comportamiento general de $(P)_{TR}$ en función de N_{TR} fue muy similar a lo descrito por las ecuaciones 1 10 2 y 1 11.2.

4.1.2. Efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} , y la viscosidad del fluido, η , en el consumo de potencia sin aereación, $(P)_{TR}$.

Para visualizar de manera más sencilla e integrada el efecto de la viscosidad, η y de la velocidad de rotación, N_{TR} , en el consumo de potencia sin aereación, $(P)_{TR}$, en la Figura 4 3 se muestra en coordenadas logarítmicas, la relación que existe entre Re_{TR} y $(P)_{TR}$ para todos los fluidos, donde el número de Reynolds representa la influencia de η y N_{TR} en $(P)_{TR}$. Las líneas punteadas representan a cada uno de los fluidos y

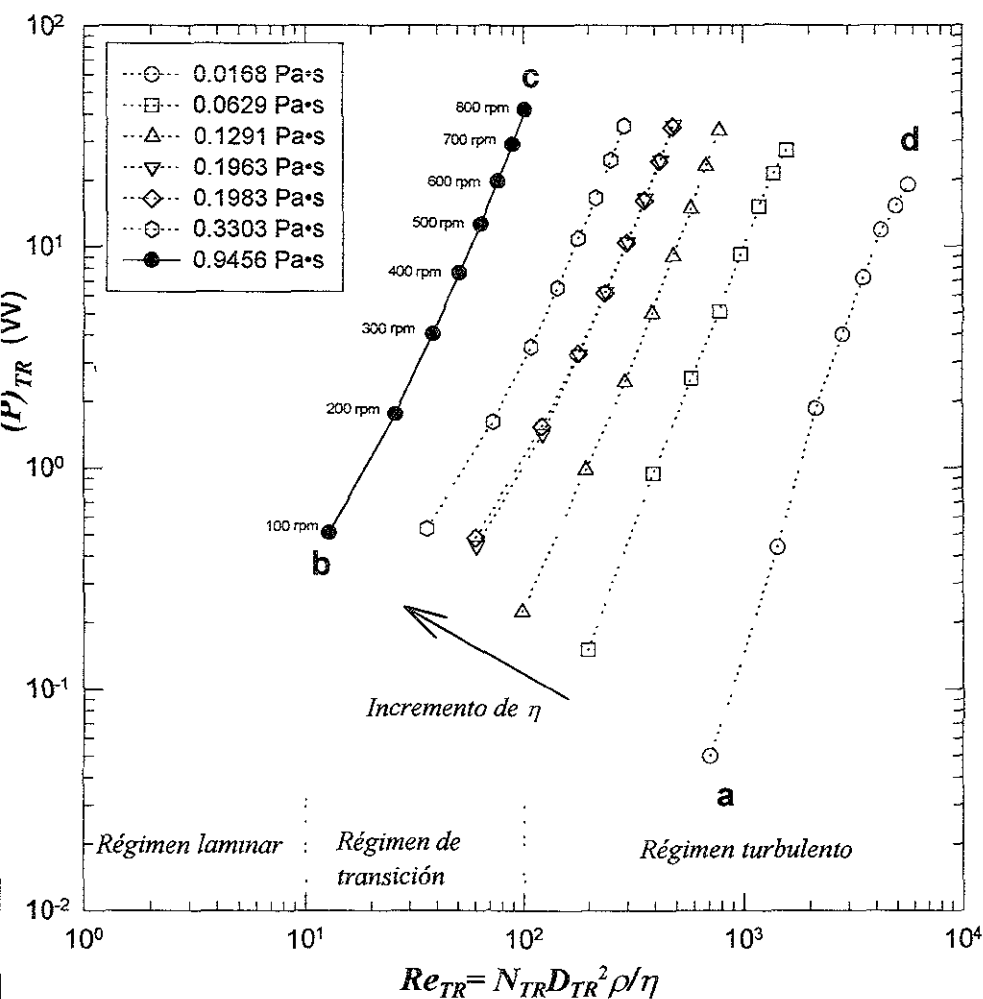


Figura 4.3. Efecto de N_{TR} y η en el consumo de potencia sin aereación, $(P)_{TR}$, determinado para el impulsor de disco y hojas planas rectas, a $25 \pm 1^\circ\text{C}$.

las líneas correspondientes a las viscosidades de 0.1983 y 0.1963 Pa·s están casi superpuestas. También se muestra por medio de una flecha que el aumento de la viscosidad se presenta de derecha a izquierda mientras que el incremento de la velocidad rotacional desde la parte inferior a la superior de la figura. Aunque ya fue expuesto en la sección anterior, los dos fluidos menos viscosos se agitaron en régimen turbulento, los fluidos de 0.1291, 0.1963, 0.1983 e inclusive 0.3303 Pa·s, casi siempre en régimen turbulento; y el fluido de 0.9456 Pa·s en régimen de transición.

a) *Efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} , en el consumo de potencia sin aereación $(P)_{TR}$.*

En la Figura 4.3 se observa que en el fluido menos viscoso la distancia entre el punto a y el d es mayor que la distancia entre los puntos c y b (fluido más viscoso). Esto implica que se requirió aumentar un mayor número de veces la potencia consumida a 100 rpm para poder agitar a 800 rpm en el fluido de menor viscosidad, comparado con el más viscoso. Se debe aclarar que la potencia consumida en el punto a fue muy pequeña comparada con la potencia consumida en el punto b (10 veces menor). La comparación expuesta anteriormente con respecto a los puntos extremos se puede explicar cuantitativamente por medio de la ecuación 4.4 la cual representa la relación entre la potencia que se consumió a 800 rpm y a 100 rpm.

$$\begin{aligned} (P)_{TR} @ N_{TR} = 800\text{rpm} \\ (P)_{TR} @ N_{TR} = 100\text{rpm} \end{aligned} \quad (4.4)$$

En el cuadro 4.6 se muestra el valor de la relación expresada por la ecuación 4.4 para cada viscosidad.

En este cuadro se confirma lo que se mencionó al principio de este apartado.

- En el fluido de menor viscosidad (Segmento a-d de la Figura 4.3), agitado totalmente en régimen turbulento, un incremento de 8 veces provocó un aumento de 379 veces el consumo de potencia.

Cuadro 4.6. Efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} , en el consumo de potencia sin aereación $(P)_{TR}$, para los diferentes fluidos.

Viscosidad, η (Pa·s)	Intervalo de $Re_{T\sigma}$	$(P)_{TR}$ @ $N_{TR}=800$ rpm
		$(P)_{TR}$ @ $N_{TR}=100$ rpm
0.0168	714 - 5679	379 Segmento a-d
0.0629	198 - 1573	179
0.1291	98 - 781	149
0.1963	61 - 486	79
0.1983	60 - 480	71
0.3303	36 - 290	66
0.9456	13 - 102	81 Segmento b-c

- En el caso del fluido más viscoso que fue agitado en régimen de transición fue necesario incrementar únicamente 81 veces la potencia para poder incrementar 8 veces la velocidad rotacional (Segmento b-c de la Figura 4.3).
- En el fluido de menor viscosidad fue mayor el incremento en $(P)_{TR}$ aun cuando hubo aereación superficial.

Por otro lado, en la misma figura, hay cuatro líneas entre los segmentos **a-d** y **b-c**, las cuales corresponden a los fluidos de viscosidad intermedia ($0.0629 \geq \eta \leq 0.3303$ Pa·s). Se ve claramente que a medida que la viscosidad aumentó, disminuyó el número de veces que se tuvo que incrementar la potencia para agitar desde 100 rpm a 800 rpm. Esta tendencia a disminuir el valor de la relación 4.4 a medida que la viscosidad incrementó se mantuvo casi constante a partir de $\eta \geq 0.1963$ (ver Figura 4.3 y cuadro 4.6).

Estas observaciones refuerzan lo explicado en la sección 4.1.1 con respecto a la influencia de N_{TR} en el comportamiento de $(P)_{TR}$, donde el valor de m disminuyó al incrementar la viscosidad (cuadro 4.3), es decir la influencia de N_{TR} en $(P)_{TR}$ fue menor en el fluido más viscoso, tal y como se aprecia en el cuadro 4.6 y la Figura 4.3.

De esto se puede concluir que a viscosidades pequeñas (régimen turbulento) el efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} , en el consumo de potencia sin aereación, $(P)_{TR}$, a una misma viscosidad, η , fue mayor que a viscosidades grandes (régimen de transición); aun cuando en el fluido menos viscoso el efecto de la aereación

superficial disminuyó el efecto de N_{TR} en $(P)_{TR}$ debido a la disminución de la densidad del fluido.

Por otra parte, a medida que la viscosidad, η , se incrementó, el efecto de N_{TR} en $(P)_{TR}$ (la relación entre la potencia consumida a 800 rpm y 100 rpm) disminuyó, permaneciendo casi constante a $\eta \geq 0.1963$.

b) Efecto de la viscosidad, η , en el consumo de potencia sin aereación, $(P)_{TR}$.

Retornando nuevamente a la Figura 4.3 se muestra que es mayor la potencia en el punto **b** que en el punto **a**, esto quiere decir que a 100 rpm se consumió mayor potencia al agitar un fluido de 0.9456 Pa·s que uno de 0.0168 Pa·s. Pero a 800 rpm el comportamiento no fue el mismo, porque si se observa nuevamente esta Figura se ve que no existió gran diferencia entre el consumo de potencia para un fluido de 0.9456 Pa·s y uno de 0.0168 Pa·s (segmento **c-d**), agitados a 800 rpm.

En el cuadro 4.7 se indica la relación a una misma velocidad de rotación, entre la potencia consumida por el fluido más viscoso y la potencia consumida por el fluido de menor viscosidad, tal y como lo expresa la ecuación 4.5

$$\begin{aligned} (P)_{TR} @ \eta = 0.9456 \text{ Pa}\cdot\text{s} \\ (P)_{TR} @ \eta = 0.0168 \text{ Pa}\cdot\text{s} \end{aligned} \quad (4.5)$$

Cuadro 4.7. Efecto de la viscosidad, η , en el consumo de potencia sin aereación $(P)_{TR}$, para los diferentes fluidos.

Velocidad de rotación, N_{TR} (rpm)	Intervalo de Re_{TR}	$(P)_{TR} @ \eta = 0.9456 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ $(P)_{TR} @ \eta = 0.0168 \text{ Pa}\cdot\text{s}$
100	13-714	10.2 Segmento a-b
200	26-1428	11.3
300	39-2140	9.2
400	51-2839	4.1
500	64-3553	3.1
600	77-4271	2.7
700	90-4988	1.9
800	102-5679	2.1 Segmento d-c

Lo que se ve con la ayuda de la ecuación 4.5, es que:

- A 100 rpm se necesitó incrementar diez veces la potencia consumida con el fluido de 0.0168 Pa·s para poder agitar un fluido de una viscosidad (0.9456 Pa·s) 56 veces mayor que 0.0168 Pa·s, mientras que a 800 rpm únicamente fue necesario un incremento de 2 veces la potencia consumida a 0.0168 Pa·s (punto **d**), para un mismo incremento de viscosidad (ver cuadro 4.7) A medida que N_{TR} aumentó, la relación entre la potencia consumida $(P)_{TR}$ en agitar un fluido de 0.0168 Pa·s y un fluido de 0.9456 Pa·s disminuyó, siendo casi constante a partir de 600 rpm.
- Con respecto al régimen de flujo se puede mencionar que la relación expresada por la ecuación 4.5 fue casi constante en régimen turbulento y donde el régimen fue principalmente turbulento A velocidades de rotación que propician regiones de flujo turbulento y de transición, el valor de la ecuación 4.5 aumentó a medida que el intervalo de Re_{TR} se desplazó casi totalmente hacia régimen de transición (disminución de N_{TR} a partir de 700 rpm)

Para concluir de forma integral el efecto de N_{TR} y η en $(P)_{TR}$ se afirma que siempre fue mayor el efecto de la velocidad de rotación comparada con la viscosidad en el comportamiento de $(P)_{TR}$, porque al incrementar ocho veces N_{TR} el incremento de $(P)_{TR}$ fue mayor que al incrementar 56 el valor de η Por otro lado en nuestro equipo de agitación, N_{TR} tuvo mayor influencia (el aumento de $(P)_{TR}$ fue mayor) en el régimen de flujo turbulento que en el de transición, mientras que η tuvo mayor efecto (el aumento de $(P)_{TR}$ fue mayor) en el régimen de transición que en el de flujo turbulento, es decir el comportamiento de $(P)_{TR}$ con respecto a N_{TR} y η concuerda con lo descrito por las ecuaciones 1.10.2 y 1.11.2.

c) Efecto del número de Reynolds, Re_{HR} , en el número de potencia, $(P_0)_{HR}$, para el impulsor de listón helicoidal.

Para complementar los resultados obtenidos por Espinosa et al. (1997), la Figura 4.4 muestra gráficamente la relación entre Re_{HR} y $(P_0)_{HR}$ (curva de potencia) para régimen laminar elaborada por Espinosa et al. (1997) y para régimen turbulento y de transición, a partir de los resultados experimentales de este trabajo. De acuerdo con

los trabajos anteriores, para calcular $(P_0)_{HR}$ se tomó la potencia consumida por el impulsor de disco y hojas planas rectas, pero la velocidad rotacional y el diámetro del impulsor de listón helicoidal, N_{HR} y D_{HR} . En el caso de Re_{HR} se toma también en cuenta N_{HR} y D_{HR} , dando las siguientes relaciones:

$$Re_{HR} = 0.8847 Re_{TR} \quad (4.1)$$

$$(P_0)_{HR} = 3.3817(P_0)_{TR} \quad (4.6)$$

En dicha figura, es posible distinguir de manera integrada el efecto de η y N_{HR} , en el consumo de potencia sin aireación $(P)_{HR}$. Por medio de flechas se indica que de izquierda a derecha se da el incremento de N_{HR} , de derecha a izquierda el aumento de η y de arriba hacia abajo el incremento de $(P)_{HR}$ a viscosidad constante. También se indica, por medio de flechas, los puntos donde se inició la formación de vórtice y el fenómeno de aireación superficial. Con respecto a $(P)_{HR}$ se debe tener muy claro que a medida que aumentó la viscosidad, el consumo de potencia fue mayor, o en otras palabras, el consumo de potencia a N_{HR} constante siempre fue mayor en el fluido más viscoso.

En el cuadro 4.8 se muestra el intervalo de Re_{HR} y $(P_0)_{HR}$ correspondiente a la Figura 4.4

Cuadro 4.8. Intervalo de Re_{HR} y $(P_0)_{HR}$ a diferentes viscosidades, η .

Concentración (%, p/p)	Viscosidad, η (Pa·s)	Intervalo de Re_{HR}	Intervalo de $(P_0)_{HR}$
Azúcar			
51.0	0.0168	631-5024	9-11
62.0	0.0629	175-1391	12-33
65.5	0.1291	87-691	14-48
Glicerol			
91.0	0.1963	54-430	16-102
94.2	0.3303	32-256	16-124
91.0	0.1983	53-425	16-110
100	0.9456	11-91	18-115

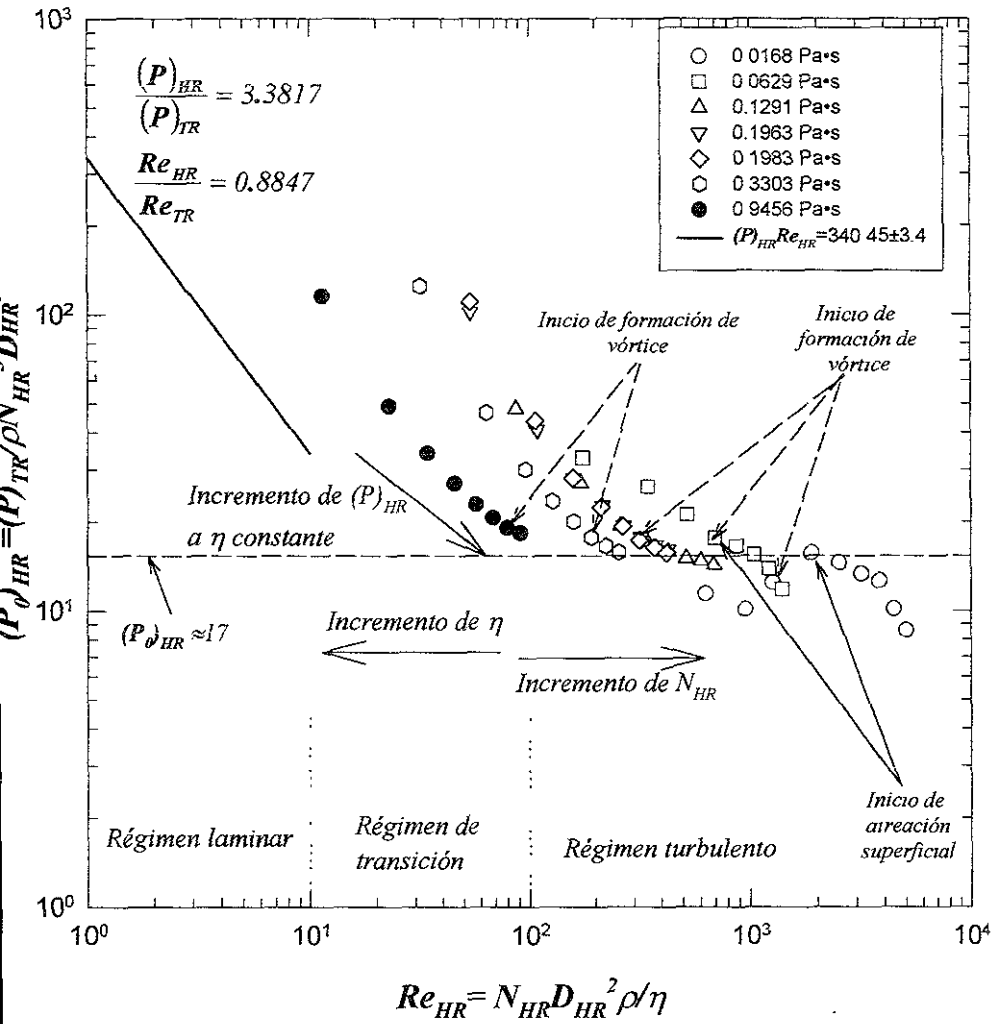


Figura 4.4. Efecto del número de Reynolds, $(Re)_{HR}$ en el número de potencia, $(P)_{HR}$, tomando en cuenta N_{HR} y D_{HR} correspondientes al impulsor de listón helicoidal; evaluado a $25 \pm 1^\circ\text{C}$.

En la Figura 4 4 se aprecia que:

- En régimen de transición es difícil hacer una generalización del comportamiento cuando se toma en cuenta al número de potencia, $(P_0)_{HR}$, porque todos los puntos correspondientes a este régimen de flujo no se sobrepone en una misma curva. Lo único que se sabe hasta el momento es que en ésta región la viscosidad tuvo mayor efecto en $(P)_{HR}$ y que para $F_{TR} < 0.194$ ($N_{TR} < 300$ rpm) nunca hubo vórtice, ya que el listón helicoidal funcionó como mampara, además de consumir potencia. Posiblemente se deba a esto, el por qué los datos para 100, 200, 300 rpm en régimen de transición (tres fluidos más viscosos) no estén sobre una misma línea.
- En régimen turbulento está mejor definida la curva e incluso se puede ver poca variación de $(P_0)_{HR}$, tal que es posible definir un valor promedio de $(P_0)_{HR}$ para éste régimen de flujo (17, aproximadamente). La trayectoria de la curva para este régimen se debe a que a pesar de que el impulsor de listón helicoidal funcionó como mampara si hubo vórtice, es por eso que no se aprecia un levantamiento de la curva hacia mayores valores de 17 para $(P_0)_{HR}$, tal y como generalmente ocurre.
- En esta Figura también se ve el efecto de la aereación superficial (los primeros cuatro puntos en dirección descendente de Re_{HR} para los dos fluidos menos viscosos). Tal y como se concluyó en la sección 4.1.1, la aereación superficial originó una disminución del $(P_0)_{HR}$, lo cual concuerda con lo reportado por Sverak y Hrubý (1981).

Como una alternativa para evitar la formación de vórtice se pueden adicionar mamparas sobre el nivel del líquido a una distancia muy cercana del listón helicoidal, y de forma similar al propuesto por Jolicoeur et al. (1992) y Kamen et al. (1995), quienes acomodaron las mamparas de una forma tal que evitaron la formación de vórtice e incluso lograron aereación superficial a $Re > 100000$. Además, de acuerdo a sus resultados las mamparas no modificaron la trayectoria de la curva de potencia para su impulsor de doble listón helicoidal, porque fueron colocadas en la superficie del líquido y no en el interior de éste

Objetivo particular 2.

Determinar, en condiciones isotérmicas, el efecto de la viscosidad sobre el consumo de potencia con aereación, variando condiciones de operación (velocidad de rotación del mezclador y flujo volumétrico de aire), para establecer el comportamiento del equipo ante al fenómeno de dispersión.

4.2. Potencia con aereación

En régimen aereado se trabajó únicamente con cinco fluidos (0.0168, 0.0629, 0.1291, 0.1963 y 0.3303 Pa*s), ocho velocidades de rotación y cuatro flujos volumétricos de aire, 5, 10, 15 y 20 L/min (0.00008, 0.00016, 0.00025 y 0.00033 m³/s, respectivamente), como se muestra en el cuadro 3.2.

Debido a que la primera repetición de los experimentos de potencia con aereación se realizó simultáneamente con los de transferencia de masa, el consumo de potencia con aereación, $(P_g)_{TR}$, fue evaluado al cuando se llegó al estado estacionario de transferencia de masa, porque se consideró que bajo estas circunstancias, el valor en la señal de torque alcanzó el estado estacionario. En el caso de la segunda y tercera repetición el estado estacionario se presentó en un tiempo promedio de 10 ± 5 min.

El valor del torque en régimen aereado y su coeficiente de variación se incluyen en el cuadro 4.9. De acuerdo con este cuadro se observa lo siguiente:

- La inestabilidad en las lecturas de torque a un mismo tiempo y por lo tanto la variación de $(P_g)_{TR}$ en términos de c.v., se mantuvo entre 0 y 10.3 %, y fue independiente del flujo volumétrico de aire, Q_g , es decir, con los cinco fluidos utilizados no hubo un flujo volumétrico de aire donde hubiera mayor variación.
- La variación de $(P_g)_{TR}$ para todos los fluidos fue mayor a velocidades de rotación entre 100 y 300 rpm.
- La variación en $(P_g)_{TR}$, generalmente fue mayor a viscosidades menores, es decir para el fluido de menor viscosidad (0.0168 Pa*s) a los cuatro flujos volumétricos de aire, Q_g , el c.v. se mantuvo entre 0 y 6.1 %, para el fluido de 0.0629 Pa*s se mantuvo entre 0.3 y 10.3 %, para 0.1291 Pa*s entre 0 y 5.8 %, para 0.1963 Pa*s entre 0 y 5.9 % y para 0.3303 Pa*s entre 0 y 9.3 %. En el fluido más viscoso las variaciones de $(P_g)_{TR}$ fueron mayores.

Cuadro 4.9. Valores de torque con aeración, T_g , y coeficientes de variación, c.v., para las diferentes condiciones de operación

Viscosidad η (Pa·s)	N_{TR} (rpm)	5 L/min (0.00008 m ³ /s)		10 L/min (0.00016 m ³ /s)		15 L/min (0.00025 m ³ /s)		20 L/min (0.00033 m ³ /s)	
		T_g Lb·in	c.v. (%)	T_g Lb·in	c.v. (%)	T_g Lb·in	c.v. (%)	T_g Lb·in	c.v. (%)
0.0168	100	0.049	0	0.033	0	0.080	6.1	0.049	0
	200	0.043	0	0.118	4.4	0.164	1.6	0.249	0
	300	0.292	5.8	0.278	4.7	0.317	1.6	0.348	0
	400	0.593	1.2	0.600	3.0	0.600	1.0	0.497	0
	500	0.959	0.9	0.795	0	0.676	0.9	0.729	0
	600	1.209	1.2	1.022	3.2	0.962	0	0.996	0.7
	700	1.577	1.3	1.394	1.6	1.245	0.7	1.273	0.6
	800	1.881	1.1	1.795	0.8	1.716	0.6	1.673	0.7
0.0629	100	0.100	10.3	0.131	0.3	0.468	5.7	0.529	3.2
	200	0.397	8.2	0.475	1.6	0.477	1.3	0.565	1.3
	300	0.714	4.6	0.660	1.6	0.655	1.3	0.590	1.4
	400	1.067	4.1	0.901	1.3	0.840	0.9	0.704	1.2
	500	1.555	5.4	1.232	10.3	1.057	1.1	0.948	1.9
	600	2.116	1.9	1.567	2.8	1.633	1.0	1.245	1.8
	700	2.559	1.6	2.014	1.1	1.828	2.8	1.582	0.5
	800	2.852	1.5	2.250	2.3	2.281	2.3	1.978	2.2
0.1291	100	0.211	3.5	0.177	4.2	0.153	4.9	0.349	5.8
	200	0.428	1.4	0.302	2.4	0.265	0	0.2303	2.2
	300	0.621	1.3	0.451	1.6	0.282	0	0.348	0
	400	0.763	2.6	0.613	0	0.512	1.0	0.547	0.6
	500	1.031	0.8	0.991	0.5	0.761	0.5	0.663	0.9
	600	1.386	0.9	1.188	0.7	0.998	1.4	0.917	1.3
	700	1.778	0.5	1.527	0.5	1.444	0.8	1.372	1.0
	800	2.218	0.5	1.920	0.8	1.840	0.7	1.787	0.7
0.1963	100	0.348	0	0.381	0	0.392	2.0	0.381	0
	200	0.576	3.7	0.592	2.2	0.630	5.3	0.606	1.0
	300	0.729	0	0.746	4.4	0.754	1.1	0.737	1.1
	400	0.903	0.9	0.911	1.8	0.962	0	0.945	0
	500	1.169	0.6	1.160	1.4	1.160	2.9	1.162	1.6
	600	1.467	2.8	1.539	4.2	1.450	2.8	1.477	2.4
	700	1.814	5.9	1.890	1.7	1.902	2.8	1.818	2.5
	800	2.434	1.8	2.243	3.2	2.179	3.5	2.201	2.9
0.3303	100	0.365	0	0.390	2.1	0.392	2.1	0.388	2.2
	200	0.597	5.5	0.588	1.4	0.621	1.3	0.613	2
	300	0.713	4.6	0.713	7.1	0.796	4.1	0.763	0
	400	0.878	5.7	0.944	0.3	0.953	0.9	0.920	0.8
	500	1.077	9.3	1.177	2.8	1.086	2.3	1.119	0.7
	600	1.367	7.9	1.432	0.7	1.404	5.1	1.417	1.7
	700	1.839	9.1	1.777	1.0	1.753	0.3	1.759	0.7
	800	2.325	5.9	2.214	2.2	2.156	0.5	2.141	0.8

Al igual que para consumo de potencia sin aereación, se consideró que los datos de torque en régimen aereado fueron confiables

En cuanto al régimen de flujo se refiere se puede decir que fue de transición y turbulento al igual que para consumo de potencia sin aereación, $(P)_{TR}$, porque se experimento con los mismos fluidos y las mismas velocidades de rotación (cuadro 4.1).

4.2.1. Presencia de gas retenido, ε .

Bajo condiciones aereadas también se presentó un aumento en la altura del líquido, $(H_L)_{vq}$, pero en este caso, debido tanto al vórtice como al gas retenido, ε , (Hold-up). Fue complicado separar la altura $(H_L)_v$, originada por el vórtice, de la altura debida únicamente al gas retenido, $(H_L)_g$, porque generalmente a velocidades de rotación, N_{TR} , menores a 400 rpm el nivel parecia homogéneo en toda el área transversal del recipiente (no se observó el efecto del vórtice), sin embargo, en ocasiones y a velocidades de rotación superiores a 400 rpm la superficie transversal tomaba forma de vórtice. En otras ocasiones no había diferencia de alturas entre el nivel ubicado en la pared del recipiente con el nivel ubicado en el eje del impulsor (superficie transversal del recipiente plana).

Por esta razón, en el cuadro 4.10 se incluye el valor de $(H_L)_{vq}$, (altura debida al gas retenido y al vórtice) y el valor de $(H_L)_g$, este último en términos de porcentaje de gas retenido, ε , para una mejor utilidad. El valor de $(H_L)_g$ se calculó bajo el mismo criterio para todos los valores de $(H_L)_{vq}$, restándole a $(H_L)_{vq}$ el valor de $(H_L)_v$ (eliminando el incremento del nivel de líquido debido al vórtice)

El valor de ε se calculó por medio de la ecuación 3.3

$$\varepsilon = \left(\frac{(H_L)_g}{(H_L)_g + H_L} \right) * 100 \quad (3.3)$$

También en el cuadro 4.10 se incluyen los valores de la ecuación 3.3 para las cinco viscosidades y los cuatro flujos volumétricos de aire, Q_v . Las observaciones hechas a partir de este cuadro son las siguientes:

- Para las viscosidades de 0.0168 Pa•s y 0.0629 Pa•s el aumento en la altura del líquido comenzó a notarse a partir de 300 rpm (Fr_{TR} de 0.19) a cualquier Q_g , mientras que para las viscosidades restantes comenzó a notarse a partir de 100 rpm (Fr_{TR} de 0.02), también a cualquier Q_g . Además, la altura del líquido, $(H_L)_{vg}$, manteniendo el flujo volumétrico de aire constante, aumentó a medida que la viscosidad se incrementó, y en los dos fluidos más viscosos el valor de $(H_L)_{vg}$ comenzó a ser más inestable a velocidades de rotación de 700 y 800 rpm (Fr_{TR} de 1.05 y 1.37, respectivamente). Esto último no se presentó de la misma forma que para el fluido de 0.9456 Pa•s bajo condiciones no aereadas porque aquí el nivel de fluido no aumentó sólo cuando el impulsor pasaba por el punto de medición, únicamente fue más inestable.
- Los valores máximos de ε se obtuvieron en el fluido más viscoso (0.3303 Pa•s) y los menores en el fluido menos viscoso (0.0168 Pa•s). Además, manteniendo Q_g constante, los valores máximos se encontraron a $N_{TR} \geq 500$ rpm (Fr_{TR} de 0.53), pero la velocidad de rotación a la que comenzó a retenerse aire, así como a la velocidad a la que se obtienen valores máximos de ε dependió más de la viscosidad del fluido que del número de Froude.
- Si para cada fluido mantenemos η y N_{TR} constantes, se aprecia que ε permaneció casi constante a medida que Q_g aumentó, sin embargo a bajas N_{TR} , ε no fue constante e incrementó a medida que Q_g aumentó.

Cuadro 4.10. Altura de líquido, $(H_L)_{vg}$, y porcentaje de gas retenido, ε , a las diferentes velocidades de rotación, N_{TR} y viscosidades, η .

Viscosidad η (Pa·s)	N_{TR} (rpm)	5 L/min (0 00008 m ³ /s)		10 L/min (0 00016 m ³ /s)		15 L/min (0 00025 m ³ /s)		20 L/min (0 00033 m ³ /s)	
		$(H_L)_{vg}$	ε (%)	$(H_L)_{vg}$	ε (%)	$(H_L)_{vg}$	ε (%)	$(H_L)_{vg}$	ε (%)
0 0168	300	3	0	3	0	4	0 34	4	0 34
	400	8	1	8	1	8	1	8	1
	500	10	0 33	12	0 99	14	1 64	14	1 64
	600	16	0 32	18	0 97	18	0 97	13	0
	700	22	0 64	25	1 58	25	1 58	25	1 58
	800	25	0	30	0	30	0	25	0
0 0629	300	4	1 36	4	1 36	4	1 36	4	1 36
	400	7	1 01	9	1 67	9	1 67	9	1 67
	500	10	1	13	1 98	13	1 98	13	1 98
	600	15	1 63	17	2 28	18	2 59	17	2 28
	700	20	0 64	20	0 64	23	1 59	25	2 22
	800	25	0 63	25	0 63	25	0 63	25	0 63
0 1291	100	1	0 34	1	0 34	1	0 34	2	0 68
	200	3	1 02	3	1 02	2	0 68	4	1 36
	300	3	1 02	5	1 69	6	2 02	8	2 68
	400	5	1 01	8	2 01	10	2 66	10	2 66
	500	8	1 34	10	2	13	2 97	11	2 32
	600	10	0 66	13	1 35	14	1 97	13	1 65
	700	15	1 96	17	2 60	17	2 60	15	1 96
	800	17	1 30	17	1 30	18	1 62	18	1 62
0 1963	100			11	3 65	12	3 97	14	4 60
	200	12	3 97	14	4 60	14	4 60	14	4 60
	300	14	4 60	14	4 60	17	5 53	17	5 53
	400	17	5 53	18	5 84	20	6 45	17	5 53
	500	20	5 16	19	4 85	21	5 46	20	5 16
	600	22	5 12	22	5 12	20-25	5 28	22-24	5 43
	700	17-24	3 70	18-25	4 01	20-26	4 47	20-26	4 47
	800	15-26	3 70	18-29	4 62	19-30	4 92	20-30	5 07
0 3303	100	13	4 29	14	4 60	14	4 60	15	4 91
	200	13	4 29	14	4 60	15	4 91	15	4 91
	300	15	4 91	17	5 53	18	5 84	19	6 14
	400	19	6 14	20	6 45	20	6 45	21	6 75
	500	23	7 34	24	7 64	24	7 64	24	7 64
	600	24	6 68	26	7 27	26	7 27	26	7 27
	700	15-20	3 41	25-28	6 16	22-27	5 56	22-26	5 41
	800	17-30	3 66		4 58	20-30	4 12	21-30	4 27

$H_t = 29$ cm (290 mm)

En base al cuadro 4 10 a continuación se incluyen de la Figura 4 5 a la 4 9 donde las dos primeras describen el efecto de N_{TR} en términos de Fr_{TR} en ε para 5 y 20 L/min

(4.5 y 4.6) y las tres últimas describen el efecto de Q_c en ε manteniendo Re_{TR} constante (4.7, 4.8 y 4.9).

a) Efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} , en el porcentaje de aire retenido, ε .

Tanto en la Figura 4.5 como en la 4.6 se incluye el intervalo de Re_{TR} en el cual se presentó la retención de aire. Únicamente fue necesario incluir el comportamiento de ε para 5 y 20 L/min porque para 10 y 15 L/min dicho efecto fue muy similar.

En ambas Figuras se ve muy bien definido que:

- Los tres fluidos menos viscosos retuvieron menor cantidad de aire
- El valor de ε a viscosidad constante, tiene un valor máximo a partir del cual comienza a descender.

Esta última observación no concuerda con lo presentado por Loiseau et al. (1977) y los patrones de flujo, los cuales establecen que a partir del valor máximo de ε , éste se mantiene constante aunque la velocidad de rotación se aumente. La causa de esta falta de concordancia reside en la forma que se calculó el valor de ε , ya que debido a la formación de vórtice, optamos por restar el incremento de la altura debido a éste de la altura total bajo condiciones aereadas. **Es por eso, que se hace mucho énfasis en eliminar la formación de vórtice para no entrar en dicho conflicto, cuando se determine el valor de ε en sistemas gas-líquido**

En el caso específico de la Figura 4.5 se nota que

- Para 0.0168 Pa*s hubo ε únicamente entre 400 rpm y 700 rpm (régimen de flujo turbulento), mientras que $(H_L)_{v,c}$ se presentó desde 300 a 700 rpm (cuadro 4.9). Por eso es necesario tomar en cuenta que a 300 y 800 rpm el valor de ε puede no ser completamente confiable porque en estas condiciones existió la duda si $(H_L)_{v,c}$ se debió únicamente al gas retenido o al gas y al vórtice. Por ejemplo, si se toma como igual a $(H_L)_c$ el valor de $(H_L)_{v,c}$, significaría que a 300 rpm la cantidad de aire sería de 1 % (la misma que para 400 rpm si se sustrae la altura debida al vórtice de la altura total en condiciones aereadas) (ver Figura 4.5), lo cual es poco lógico, porque se apreció que a 300 rpm la turbina generalmente no dispersó al gas y sin embargo, a 400 sí se observó cómo la turbina comenzó a dispersar aire. En el otro extremo, 800 rpm, se vio vórtice, pero hay que recordar que a 800 rpm bajo condiciones no aereadas se dio la aereación superficial. Si de igual manera que para 300 rpm se toma a $(H_L)_{v,c}$ como igual a $(H_L)_c$, el valor de ε a 800 rpm sería de 8%, lo cual sería muy

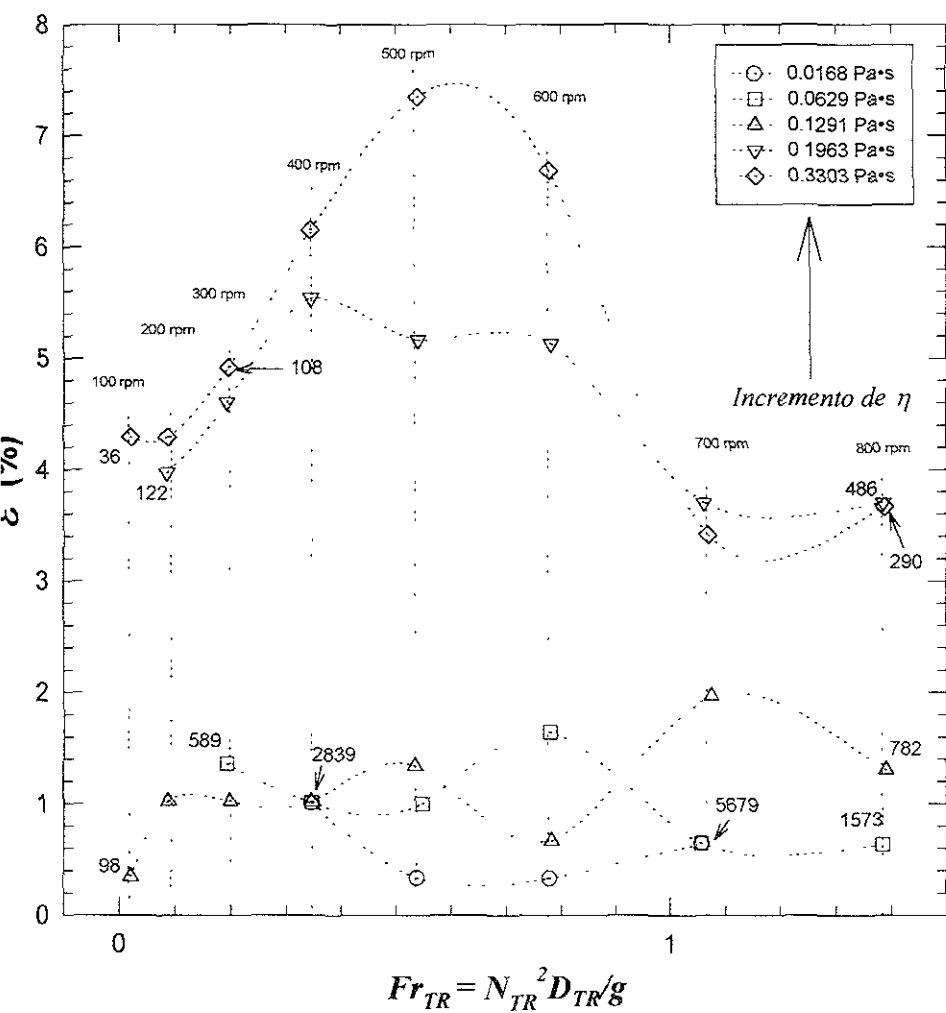
benéfico para la transferencia de masa gas-líquido e implicaría que el máximo sería a 800 rpm y no a 400 rpm. Por esto, se debe tomar en cuenta esta contradicción en las próximas secciones, porque en todos los fluidos se presentó dicha controversia. Regresando a la curva correspondiente a 0.0168 Pa·s se ve que el valor máximo de ε fue de 1% a 400 rpm (Fr_{TR} de 0.34) y fue disminuyendo a medida que la velocidad rotacional aumentó.

- Para la viscosidad de 0.629 Pa·s (régimen turbulento) el valor máximo de ε fue 1.6% a 600 rpm y para 0.1291 Pa·s (régimen turbulento) de 1.9 % a 700 rpm, tal como se muestra en la Figura 4.5. Algo característico de estas dos viscosidades fue que los valores de ε no tienen una trayectoria bien definida a medida que N_{TR} se aumenta, es decir aumentan y disminuyen constantemente.
- Para el caso de las soluciones de glicerol (0.1963 y 0.3303 Pa·s), se aprecia que alcanzaron valores mayores de ε , comparadas con las de azúcar. Además existe una gran diferencia en las curvas para los dos fluidos más viscosos (glicerol) de los tres menos viscosos (azúcar). Para la viscosidad de 0.1963 Pa·s la aereación se apreció desde 200 rpm (régimen turbulento) con un máximo valor de ε de 5.5% a 400 rpm (ver cuadro 4.9). En el fluido más viscoso el nivel comenzó a notarse desde 100 rpm (régimen de transición), permaneciendo casi constante a 200 (régimen de transición, Re_{TR} de 72) y aumentando a partir de 300 rpm (régimen turbulento), es decir, una característica del fluido más viscoso es que el gas retenido también se presentó en régimen de transición. El valor máximo de ε para 0.3303 Pa·s fue de 7.3 % a 500 rpm, donde a partir del cual comenzó a disminuir hasta 3.4%.

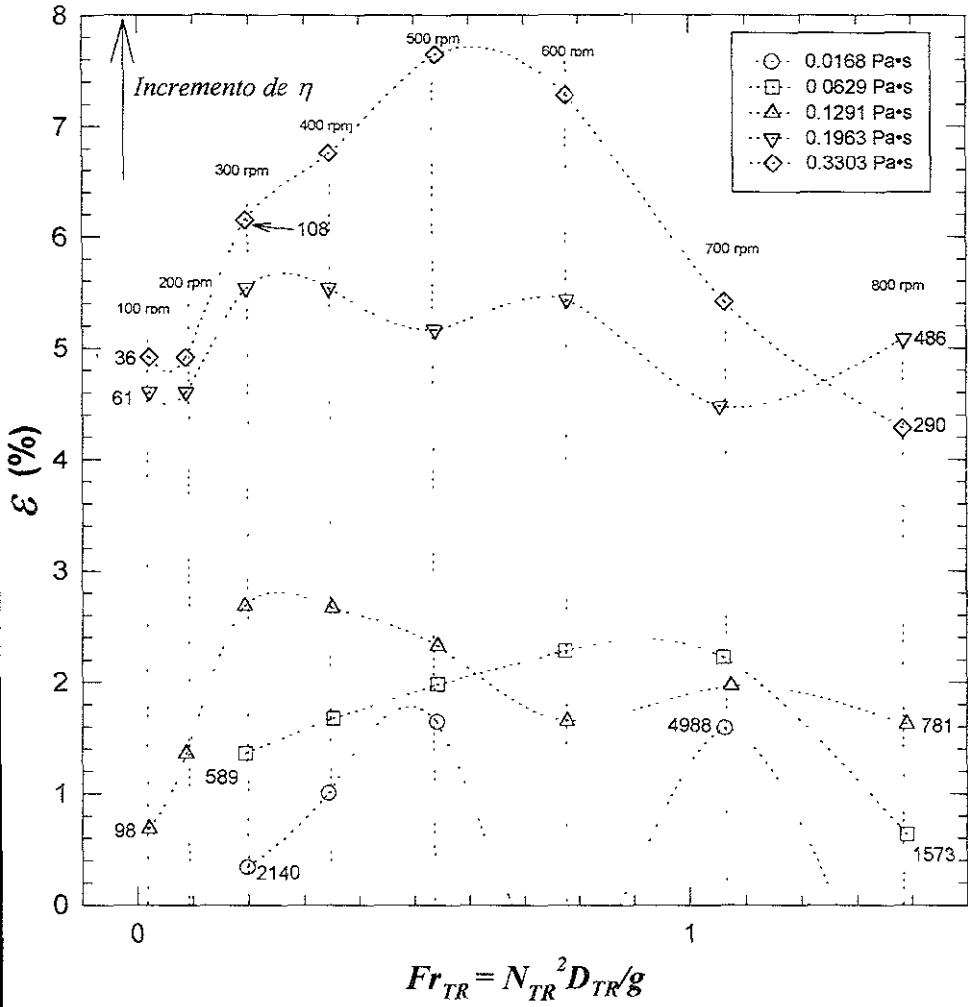
En el caso de la Figura 4.6 se muestra el mismo comportamiento de ε ante la variación de N_{TR} con los diferentes valores de viscosidad a 20 L/min. Nuevamente se observa que

- A Fr_{TR} ó N_{TR} constante, el valor de ε aumentó a medida que la viscosidad también aumentó.
- En cada viscosidad se observa que ε aumentó a medida que N_{TR} se incrementó, pero llegan a un máximo igual que para 5 L/min (Figura 4.5), donde a partir del cual comenzaron a disminuir.
- El valor máximo de ε siempre se presentó en régimen turbulento (7.6% a 500, 5.5% a 400, 2.6% a 300, 2.2% a 600 y 1.6 % a 500 rpm para 0.3303, 0.1963, 0.1291, 0.629 y 0.168 Pa·s respectivamente) (ver Figura 4.6).

De la comparación entre la Figura 4.6 y la Figura 4.5 se obtiene que.



ra 4.5. Efecto de Fr_{TR} en la cantidad total de gas retenido, ϵ , determinado a $5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0024 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$. Los números que aparecen al final e inicio de cada línea corresponden a Re_{TR}



ura 4.6. Efecto de Fr_{TR} en la cantidad total de gas retenido, ϵ , determinado a $20 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0096 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$. Los números que aparecen al final e inicio de cada línea corresponden a Re_{TR}

- A medida que el flujo volumétrico de aire aumentó, el valor máximo de ε también aumentó siendo más notorio este cambio en los tres fluidos menos viscosos. Además la velocidad de rotación a la que se presentó este máximo también disminuyó (excepto para 0.0168 Pa*s donde aumentó de 400 a 700 rpm), se piensa que esto se debió a las controversias presentadas por la formación de vórtice.
- En los tres fluidos menos viscosos a velocidad de rotación constante, ε aumentó a medida que Q_g aumentó, pero a partir de 10 L/min el valor de ε se mantuvo constante y para 0.0168 Pa*s únicamente hubo ε a 15 y 20 L/min. En los dos más viscosos el valor máximo de ε se mantuvo casi constante a los cuatro flujos de aire, Q_g e inclusive la velocidad de rotación a la que se presentaron éstos también se mantuvo constante.

b) Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en el porcentaje de aire retenido, ε .

Para ilustrar mejor el efecto de Q_g en ε manteniendo Fr_{TR} constante, a continuación se muestra las Figuras 4.7, 4.8 y 4.9 para 300 (Fr_{TR} de 0.19), 500 (Fr_{TR} de 0.53) y 800 (Fr_{TR} de 1.37), respectivamente:

- En la Figura 4.7 se comprueba lo concluido con anterioridad, a medida que el flujo volumétrico de aire Q_g , se incrementó el valor de ε , también se incrementó, siendo más notorio para 0.1291 Pa*s (el incremento en ε es de 1% aproximadamente).
- En la Figura 4.8 (500 rpm) el valor de ε para los dos fluidos más viscosos se mantuvo constante al aumentar Q_g , mientras que para los tres fluidos menos viscosos se mantiene constante a partir de 10 L/min.
- En la Figura 4.9 (800 rpm) se aprecia que ε es prácticamente constante a cualquier flujo de aire, Q_g . Sin embargo para 0.0168 Pa*s nunca hubo ε .

En conclusión, se puede decir que la viscosidad fue la que más influyó en la cantidad de aire retenido lo cual puede apreciarse claramente en las Figuras 4.5 y 4.6. La segunda variable que más influyó fue la velocidad de rotación de la turbina Rushton N_{TR} , y la tercera fue el flujo volumétrico de aire, Q_g . Es decir, manteniendo N_{TR} y Fr_{TR} constantes y para cualquier flujo volumétrico de aire, el porcentaje de gas retenido, ε , aumentó a medida que la viscosidad se incrementó. Sin embargo, este comportamiento no es igual al encontrado en la bibliografía. Un claro ejemplo es lo reportado por Loiseau et al (1977) y Sensel et al (1993).

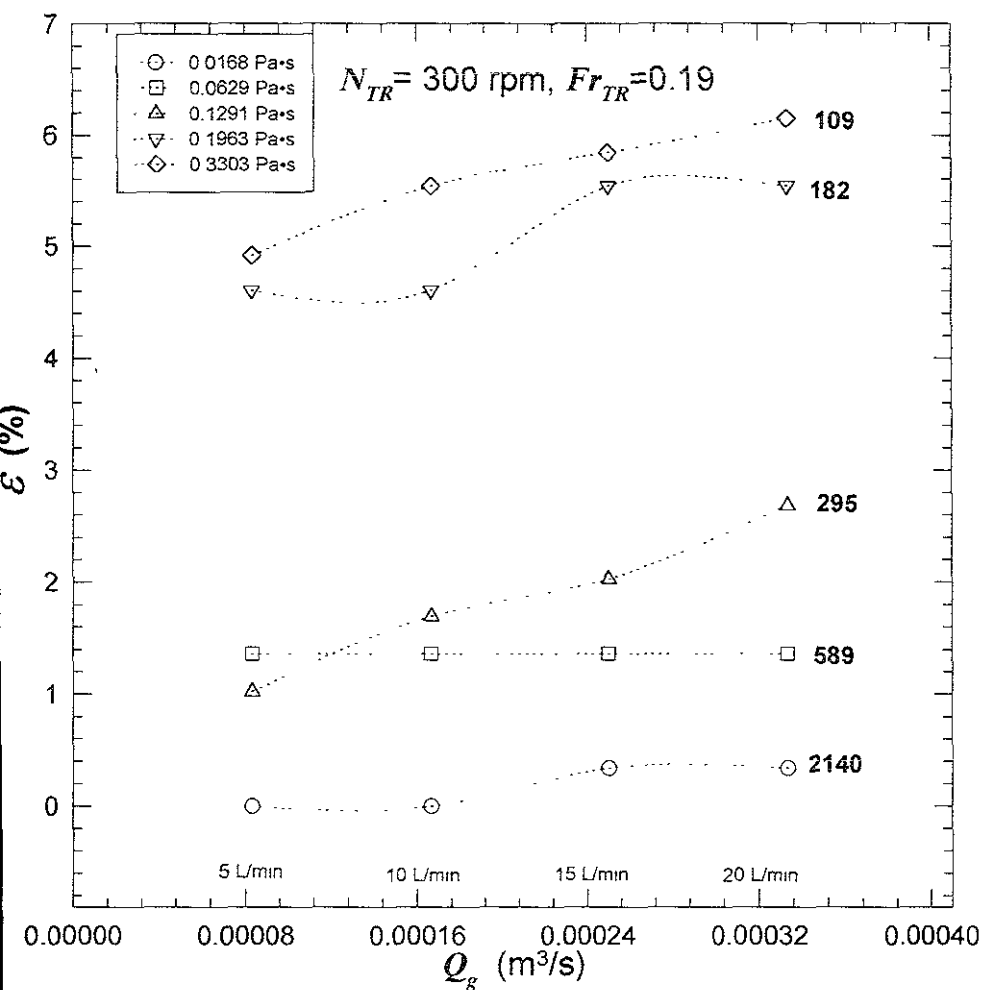


Figura 4.7. Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en la cantidad total de gas retenido, ε , a velocidad de rotación, N_{TR} , de 300 rpm (Fr_{TR} de 0.19) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$. Los valores que aparecen en el extremo de cada línea representan a Re_{TR} .

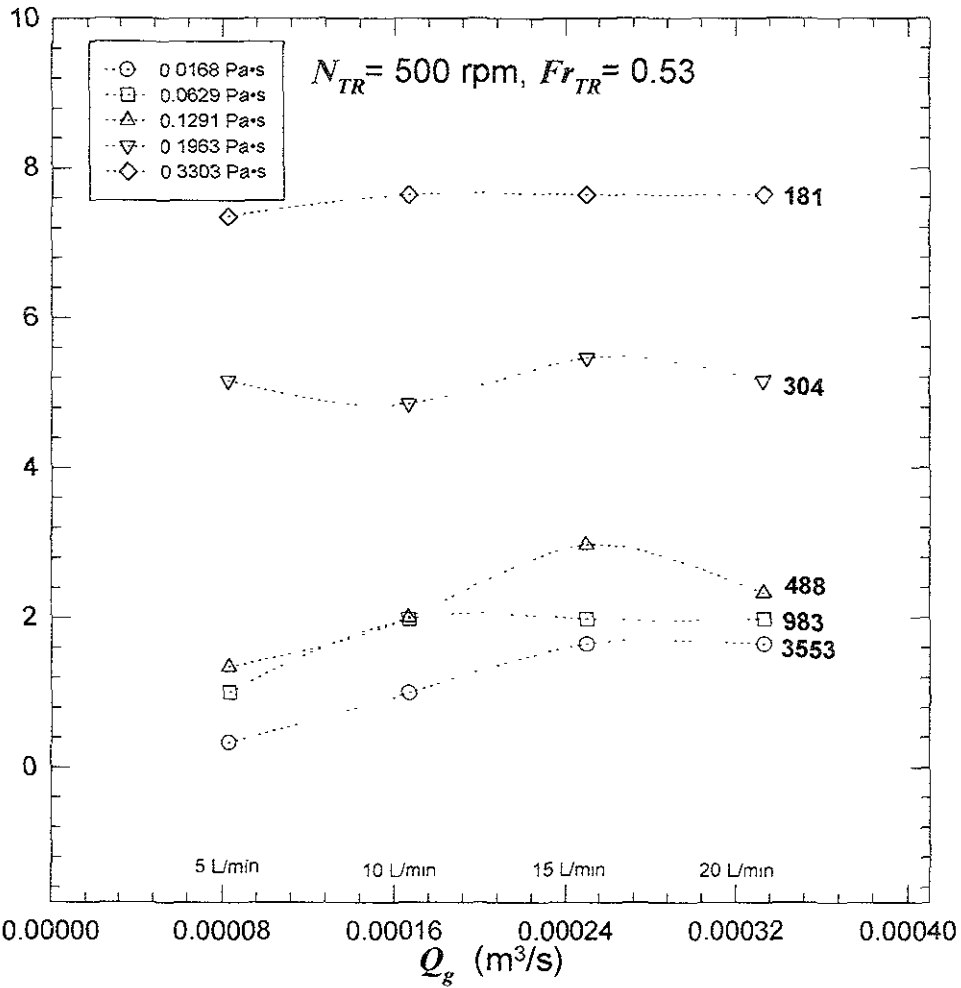


Figura 4.8. Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en la cantidad total de gas retenido, ε , a velocidad de rotación, N_{TR} , de 500 rpm (Fr_{TR} de 0.53) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$. Los valores que aparecen en el extremo de cada línea representan a Re_{TR}

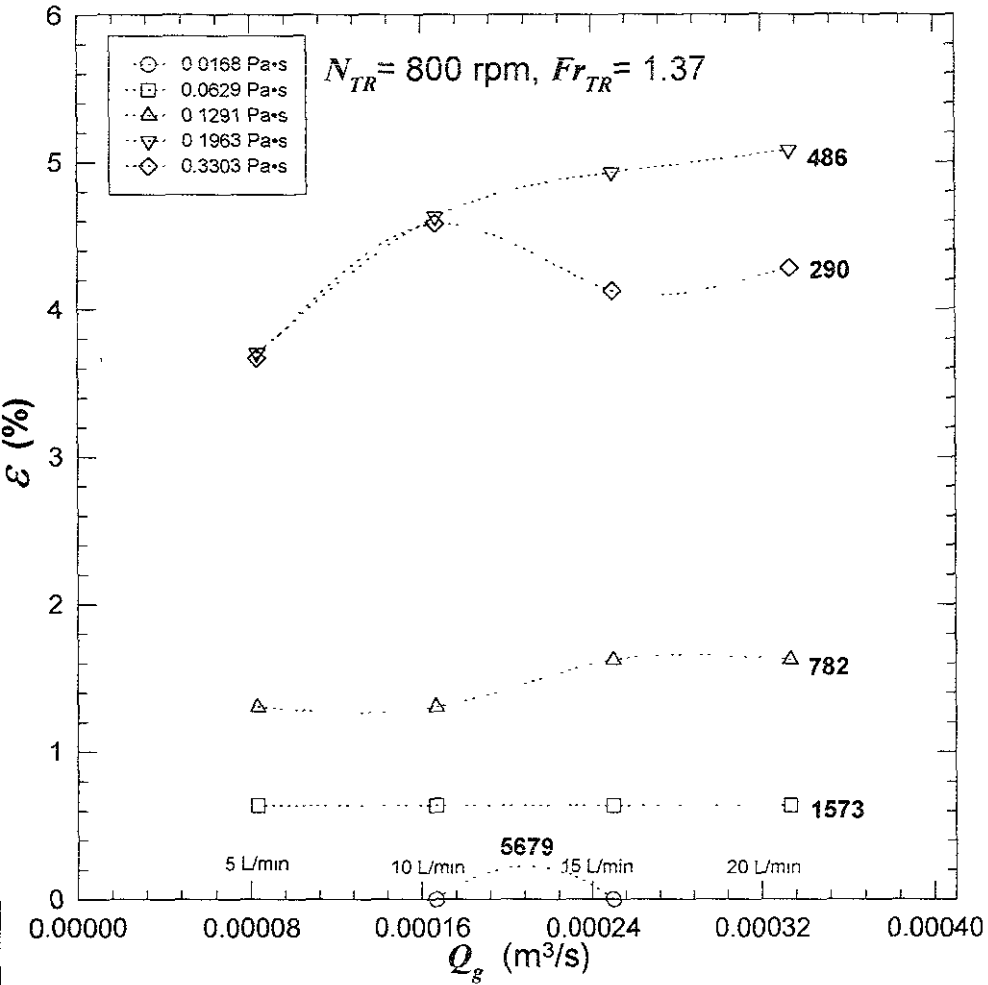


Figura 4.9. Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en la cantidad total de gas retenido, ϵ , a velocidad de rotación, N_{TR} , de 800 rpm (Fr_{TR} de 1.37) y $25 \pm 1^\circ C$. Los valores que aparecen en el extremo de cada línea representan a Re_{TR} .

- Sensel et al (1993) trabajaron con una turbina Rushton y un recipiente de geometría estándar y encontraron que a N_{TR} constante la cantidad de aire retenido, ε , disminuyó a medida que la viscosidad se incrementó, ellos atribuyen que se debió a que el aumento de la viscosidad propició un aumento de la velocidad de ascenso por parte de las burbujas grandes, creadas éstas a su vez por la coalescencia y la baja velocidad de ascenso de las burbujas de tamaño muy pequeño bajo grandes flujos de aire. Es bueno mencionar como una comparación, que ellos lograron aproximadamente 3% de aire retenido bajo 1.5 vvm de aire (1.5 veces el volumen de gas por volumen de líquido por minuto) y 480 rpm a viscosidad de 0.2 Pa·s, para nuestro caso se logró 5.4% a 500 rpm y 1.5 vvm (15 L/min) en el fluido 0.1963 Pa·s. También alcanzaron hasta 5% pero con 3 vvm mientras que en nuestro caso el valor de 5.4% casi permaneció constante desde 0.5 a 2 vvm (5 a 20 L/min, respectivamente). Esto es importante porque el impulsor dual generó una circulación tal que ya no fue necesario incrementar el flujo volumétrico a valores tan grandes para alcanzar un valor estable de ε (30 L/min sería 3 vvm para nuestro caso). Otra característica de su trabajo es que observaron un incremento de ε hasta de 10% a medida que Q_g aumentó, también a 0.2 Pa·s, pero fue necesario suministrar valores de Q_g equivalentes a 19 vvm.
- Cheng y Carreau (1994) trabajaron con un impulsor de listón helicoidal y un difusor de anillo y encontraron que en una solución de glicerol de 0.470 Pa·s fue necesario suministrar un flujo de aire equivalente a 7 vvm a 64.5 rpm (en nuestro caso sería igual a 400 rpm de la turbina Rushton) para lograr un valor de 7% de aire retenido. Para el impulsor dual y utilizando como el ejemplo el fluido de 0.3303 Pa·s se logró bajo la misma velocidad de rotación del listón un valor de 6.7% a 20 L/min (2 vvm) iniciando con 6.1% a 5 L/min (0.5 vvm). Esto demuestra la gran capacidad del impulsor dual para lograr importantes valores de ε sin la necesidad de aumentar el flujo volumétrico de aire a valores tan grandes.
- Por otro lado a viscosidad constante el valor de ε aumentó a medida que N_{TR} se incrementó, hasta llegar a un máximo (siempre en régimen turbulento), donde a partir del cual comenzó a disminuir. Se podría pensar y de acuerdo con lo expuesto por Loiseau et al. (1977) y Mann (1986) que a partir de este máximo fue demasiada la cantidad de gas que se dirigió hacia la turbina Rushton que simplemente, ésta ya no pudo dispersar más cantidad de aire tal que éste salió verticalmente (inundación) (ver sección 1.6.2). Aunado a esto, hay que recordar que de acuerdo al patrón de flujo generado, el listón helicoidal, también empujó aire hacia la turbina por (y no se considera el posible efecto de aereación superficial debido a la disminución de la densidad y de cierta manera de la viscosidad) lo cual también podría, de alguna manera, influir en el fenómeno de inundación (nombrado así por Loiseau et al (1977) y Mann (1986)). Esto se pudo comprobar en la sección 4.3.1 a) donde a viscosidad constante el incremento de la velocidad rotacional causó que fuera aumentado en menor proporción el $(k_{La})_{TR}$, es decir, a pesar de que el gas retenido aumentó al aumentar la velocidad de rotación, la capacidad para la

transferencia de masa por parte del equipo fue disminuyendo, esto sin contar con el efecto de la viscosidad. Por otro lado, y sobre todo a velocidades de rotación superiores a 500 rpm el hecho de incrementar el flujo volumétrico de aire no aumentó en gran proporción el valor de $(k_L a)_{HR}$ y sí disminuyó el consumo de potencia a pesar de que ε permaneció casi constante, o en otras palabras el aumento de Q_g ocasionó que la capacidad para la transferencia de oxígeno del equipo no aumentara y que ya no se retuviera más cantidad de aire, lo cual también podría ser un indicio del fenómeno de inundación. Pero, esto podría ser válido sólo si se comprueba que hay el mismo comportamiento de $(k_L a)_{HR}$ y de ε en condiciones donde no haya formación de vórtice.

Pero aun con el comportamiento de ε bajo las condiciones de experimentación de este trabajo, la capacidad para lograr grandes valores de ε por parte del impulsor dual, fue grande.

Un problema que se tiene que resolver es que debe evitarse la formación de vórtice para no entrar en conflictos al momento de trabajar con sistemas gas-líquido ya que es difícil decidir si la altura del fluido se debe al gas únicamente o a la formación de vórtice, además para evitar las variaciones en la altura a velocidades de 700 y 800 rpm como se observó en los fluidos más viscosos. Para resolver este problema tal vez sea adecuado utilizar unas mamparas similares a las propuestas por Jolicoeur et al. (1992) y Kamen et al. (1992) y como se había mencionado antes, esto no modificaría significativamente la curva de potencia, al menos ellos lo observaron.

Finalmente se puede asegurar que se comprobó que la principal ventaja del impulsor dual es la capacidad para recircular, dispersar y mezclar continuamente el gas recirculado y por lo tanto conservar siempre un tamaño uniforme de burbuja, lo cual no se logra con un impulsor de listón helicoidal o una turbina Rushton por separado.

En cuanto al efecto de $(H_L)_{1,q}$ en el comportamiento de $(P_g)_{1R}$ en función de N_{1R} , se debe recordar que éste, siempre se ha relacionado como la potencia relativa, P/P_g , en función del número de aereación, Fl , y se asocia a los patrones de flujo del sistema gas-líquido. Por esta razón este punto se discutirá en el apartado 4.2.2(d), donde se incluye como el efecto de ε .

4.2.2. Efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} , la viscosidad del fluido, η , y el flujo volumétrico de aire, Q_g , en el consumo de potencia con aereación, $(P_w)_{TR}$.

Para determinar el efecto de la velocidad de rotación N_{TR} , de la viscosidad, η , y del flujo volumétrico de aire, Q_g , en el consumo de potencia con aereación $(P_w)_{TR}$, de forma sencilla e integrada, se muestran cinco Figuras de la 4.10 a 4.14. Las dos primeras corresponden a la relación que existe entre Re_{IR} y $(P_w)_{TR}$ para los cinco fluidos bajo experimentación, donde el número de Reynolds representa la influencia de η y N_{TR} en $(P_w)_{TR}$ a cada uno de los flujos de aire manejados, 5 y 20 L/min, respectivamente.

Las tres últimas corresponden al efecto de Q_g en $(P_w)_{TR}$ para 100, 400 y 800 rpm.

a) Efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} , en el consumo de potencia con aereación $(P_w)_{TR}$.

Las características de las Figuras para 5 y 20 L/min (4.10 y 4.11 en el mismo orden) son las mismas que para la Figura 4.3 (consumo de potencia sin aereación). Es decir el incremento de la viscosidad se da de derecha a izquierda y el aumento de la velocidad de rotación de abajo hacia arriba. Para el caso de 10 y 15 L/min el comportamiento de $(P_w)_{TR}$ fue el mismo que para 5 y 20 L/min.

Por otro lado el régimen de flujo se encontró entre los límites de transición para los dos fluidos más viscosos y flujo turbulento para los fluidos restantes.

Lo primero que se observa en ambas Figuras es que el comportamiento de $(P_w)_{TR}$ en función a Re_{IR} fue similar que para condiciones no aereadas (Figura 4.3). Es decir parece que la velocidad de rotación tiene mayor influencia en el valor de $(P_w)_{TR}$ comparada con la viscosidad.

Para comprobar esto fue necesario hacer el mismo tipo de análisis que para condiciones no aereadas, para lo cual se utilizó una ecuación similar a la ecuación 4.4 y es aplicable a las cuatro Figuras correspondientes a este apartado (4.10, 4.11 y 4.13).

$$\frac{(P_g)_{TR} @ N_{TR} = 800\text{rpm}}{(P_g)_{TR} @ N_{TR} = 100\text{rpm}} \tag{4.7}$$

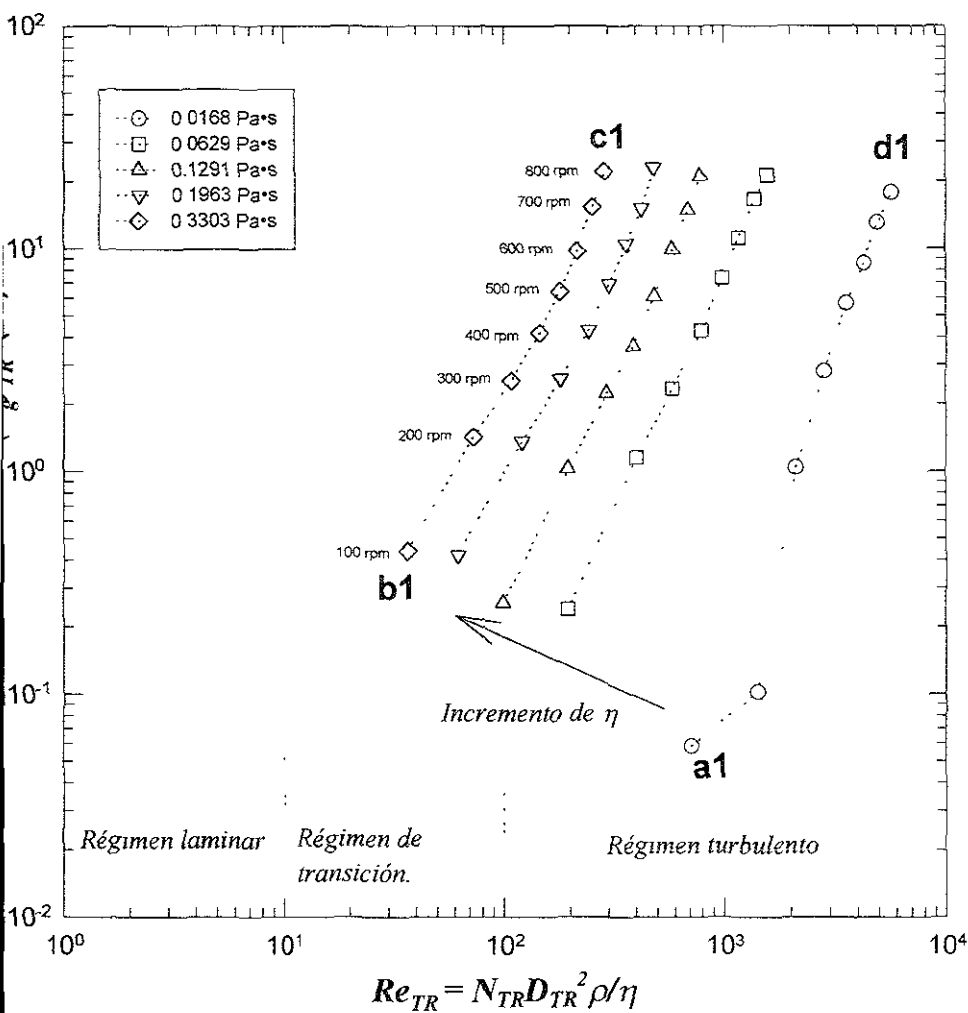
En el cuadro 4.11 se incluye el valor de la ecuación 4.7 para los cinco fluidos a los cuatro flujos volumétricos de aire.

Cuadro 4.11. Efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} , en el consumo de potencia con aereación $(P_g)_{TR}$, a diferentes viscosidades y cuatro flujos volumétricos de aire, Q_g

Q_g		Figura	$\frac{(P_g)_{TR} @ N_{TR}=800 \text{ rpm}}{(P_g)_{TR} @ N_{TR}=100 \text{ rpm}}$				
			0.0168 Pa*s	0.0629 Pa*s	0.1291 Pa*s	0.1963 Pa*s	0.3303 Pa*s
m ³ /s	L/min						
0.00008	5	4 10	305 Segmento a1-d1	89	83	55	50 Segmento b1-c1
0.00016	10		597	39	86	47	45
0.00025	15		184	30	96	44	44
0.00033	20	4 11	99 Segmento a4-d4	41	42	46	44 Segmento b4-c4

De acuerdo con el cuadro 4.11 se hicieron las siguientes observaciones:

- Para 5 L/min (Figura 4.10) fue mayor el consumo de potencia requerido para aumentar ocho veces la velocidad rotacional a medida que la viscosidad aumentó. Por ejemplo, en el caso de la viscosidad de 0.0168 Pa*s, se observa que para llegar de 100 (punto a1) a 800 rpm (punto d1) (se incrementó 8 veces N_{TR}) fue necesario aumentar la potencia 305 veces (cuadro 4.8), mientras que en el caso de 0.3303 Pa*s y el mismo flujo volumétrico de aire, Q_g , fue necesario incrementar únicamente 50 veces la potencia consumida a 100 rpm (punto b1) para llegar a 800 rpm (punto c1).
- Para 10 L/min, en el cuadro 4.11 se observa la misma tendencia que para 5 L/min, es decir, a medida que la viscosidad se incrementó, fue necesario disminuir la cantidad de veces la potencia requerida para incrementar 8 veces la velocidad rotacional (de 100 a 800 rpm). Para agitar un fluido de 0.0168 Pa*s desde 100 a 800 rpm fue necesario multiplicar 597 veces la potencia consumida a 100 rpm, sin embargo, cuando se agitó desde 100 a 800 rpm el fluido más viscoso (0.3303 Pa*s) únicamente fue necesario incrementar 45 veces la potencia con aereación, $(P_g)_{TR}$ correspondiente a 100 rpm. El valor mínimo representado por la ecuación 4.7 bajo estas condiciones, fue para 0.0629 Pa*s (el valor de la ecuación 4.7 fue de 39), donde la potencia con aereación evaluada a 100 rpm fue la causa de esta diferencia tan pequeña, pero en general, forma parte del comportamiento global (a mayor viscosidad



ra 4.10. Efecto de N_{TR} y η en el consumo de potencia con aireación, (P_{TR}) , determinado a $5 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0024 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.

es menor la cantidad de veces que se tiene que aumentar la potencia para agitar desde 100 a 800 rpm)

- En el caso de 15 L/min, la potencia necesaria para agitar el fluido de 100 a 800 rpm, fue de 184 veces para una viscosidad de 0.0168 Pa•s y 44 para una viscosidad de 0.3303 Pa•s. El comportamiento para 0.0629 Pa•s fue el mismo que en 10 L/min (ver cuadro 4.8)
- Para 20 L/min (Figura 4.11) y una viscosidad de 0.0168 Pa•s la relación representada por la ecuación fue de 99, es decir, la potencia consumida a 800 rpm (punto **d4**) fue 99 veces mayor que la potencia aplicada en 100 rpm (punto **a4**). En el caso de 0.3303 Pa•s, esta misma relación tuvo un valor de 44, tal y como se muestra en el cuadro 4.8. Haciendo énfasis nuevamente en 0.0629 Pa•s, se debe decir que a este flujo volumétrico de aire, su comportamiento se asemejó más al observado a 5 L/min, es decir, a 10 y 15 L/min el comportamiento para 0.0629 Pa•s se desvió un poco de las otras viscosidades (de acuerdo con la ecuación 4.7), debido a la potencia evaluada a 100 rpm. Esto podría deberse a la cantidad de aire retenido y al patrón de flujo, lo cual se verá más adelante, aunque para esta viscosidad el porcentaje de aire retenido, ϵ , comenzó hasta 300 rpm

Retornando nuevamente al cuadro 4.11 se puede ver que para 0.0168 Pa•s el valor de la ecuación 4.7 disminuyó a medida que el flujo volumétrico de aire aumentó, mientras que en el fluido más viscoso (0.3303 Pa•s) la misma relación permaneció casi constante. Es claro que a medida que la viscosidad aumentó, la influencia del flujo volumétrico de aire permanece casi constante a 100 y a 800, es decir si la potencia a 800 rpm disminuye al aumentar el flujo volumétrico de aire, implicará también un descenso de la potencia a 100 rpm al aumentar Q_g .

De manera general se puede concluir, que para los cuatro flujos de aire (5, 10, 15 y 20 L/min) el efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} , en el consumo de potencia con aereación, $(P_{\psi})_{TR}$ fue mayor en viscosidades pequeñas (0.0168 Pa•s) que a viscosidades grandes (0.3303 Pa•s), porque a viscosidades pequeñas fue mayor el incremento de la potencia para agitar desde 100 a 800 rpm, comparado con las viscosidades grandes. De acuerdo al régimen de flujo, el efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} , en el consumo de potencia con aereación, $(P_{\psi})_{TR}$ tuvo mayor influencia a medida que el intervalo de N_{TR} se alejó más del régimen de transición. Por otra parte, a una misma viscosidad, el efecto de N_{TR} sobre $(P_{\psi})_{TR}$, disminuyó a medida que se incrementó el flujo volumétrico de gas, Q_g , es decir, el número de

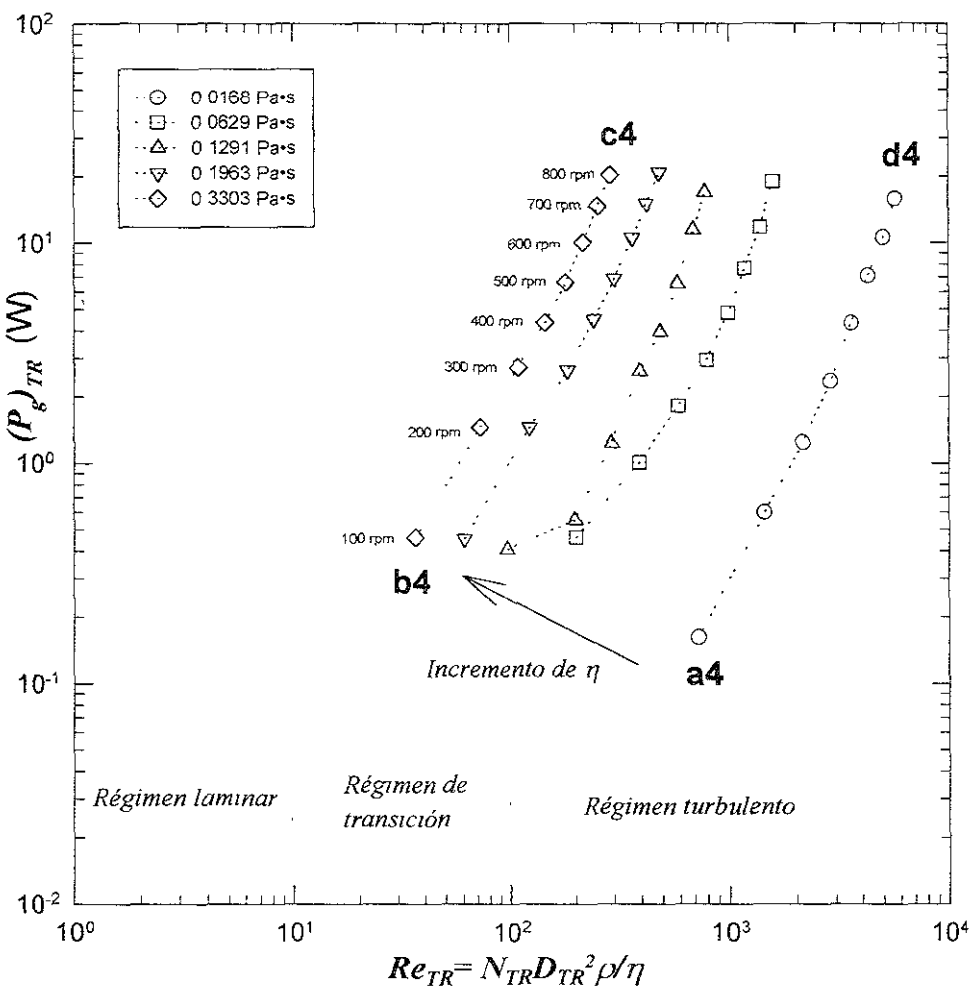


Figura 4.11. Efecto de N_{TR} y η en el consumo de potencia con aereación, $(P_g)_{TR}$, determinado a $20 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0096 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.

veces que se tuvo que incrementar la potencia para agitar desde 100 a 800 rpm disminuyó a medida que el flujo volumétrico de aire aumentó

Como se pudo observar el comportamiento de $(P_g)_{IR}$ ante N_{TR} a cualquier flujo volumétrico de aire, es igual que para el consumo de potencia sin aereación, $(P)_{TR}$

b) Efecto de la viscosidad, η , en el consumo de potencia con aereación, $(P_g)_{TR}$.

En el presente análisis también se hizo referencia a las Figuras 4 10 y 4 11 para 5 y 20 L/min, respectivamente. Lo primero que se observa es que el efecto de la viscosidad en la potencia con aereación también es el mismo que en la potencia sin aereación, o en otras palabras, a medida que aumentó la velocidad de rotación la diferencia entre el consumo de potencia en el fluido más viscoso y el menos viscoso, disminuyó

Como resultado, para evaluar este comportamiento se utilizó una relación similar a la expresada por la ecuación 4.4, la cual representa el cociente entre la potencia consumida en el fluido más viscoso y la potencia consumida en el fluido menos viscoso, ambas, a una misma velocidad de rotación

$$\begin{aligned} \left(P_g \right)_{IR} @ \eta = 0.3303 \text{ Pa} \cdot \text{s} \\ \left(P_g \right)_{IR} @ \eta = 0.0168 \text{ Pa} \cdot \text{s} \end{aligned} \quad (4.8)$$

En el cuadro 4 12 se incluye el valor de la ecuación 4 8 para las ocho velocidades de rotación y los cuatro flujos volumétricos de aire.

Si se observa el cuadro 4.12 se puede ver que

- El comportamiento de $(P_g)_{TR}$ a cualquier flujo volumétrico de aire fue muy similar, es decir el valor de la relación expuesta por medio de la ecuación 4 8 disminuyó a medida que la velocidad rotacional aumentó, hasta cierta velocidad de rotación, a partir de la cual, el valor de dicha relación permaneció casi constante. En otras palabras el efecto de la viscosidad en el consumo de potencia con aereación disminuyó a medida que la velocidad de rotación fue incrementada

Cuadro 4.12. Efecto de la viscosidad, η , en el consumo de potencia con aereación $(P_g)_{TR}$ a las diferentes velocidades de rotación, N_{TR} , y cuatro flujos volumétricos de aire, Q_g

Q_g		Figura	$(P_g)_{TR} @ \eta = 0.3303 \text{ Pa}\cdot\text{s}$							
m^3/s	L/min		$(P_g)_{TR} @ \eta = 0.0168 \text{ Pa}\cdot\text{s}$							
			100 rpm	200 rpm	300 rpm	400 rpm	500 rpm	600 rpm	700 rpm	800 rpm
0.00008	5	4 10	7.5 segment o a1-b1	14	2.4	1.5	1.1	1.1	1.2	1.2 segment o d1-c1
0.00016	10		16.4	5	2.5	1.6	1.5	1.4	1.3	1.2
0.00025	15		5.2	3.8	2.5	1.6	1.6	1.5	1.4	1.3
0.00033	20	4 11	2.8 segment o a4-b4	2.4	2.2	1.9	1.5	1.4	1.4	1.3 segment o d4-c4

- A 5 L/min (Figura 4 10), se observa que a 100 rpm se tuvo que incrementar 7.5 veces la potencia cuando se incrementó 19.6 veces la viscosidad (de 0.0168 a 0.3303 Pa·s). También se puede decir que para llegar del punto a1 al punto b1 a 100 rpm, se tuvo que incrementar por un factor de 7.5, la potencia consumida, a una viscosidad de 0.0168 Pa·s, (punto a). Por otro lado, para llegar del punto d1 al punto c1 (incrementar 19.6 veces la viscosidad) a 800 rpm fue necesario incrementar la potencia en el punto d1 (0.0168 Pa·s), 1.24 veces. Además, a partir de 400 rpm (régimen turbulento) el valor de la ecuación 4.8 permaneció casi constante.
- A 10 L/min (cuadro 4 12 únicamente), la relación a 100 rpm entre la potencia a 0.3303 Pa·s y 0.0168 Pa·s fue de 16.4, mientras que esta misma relación pero a 800 rpm fue de 1.23. Esta relación comenzó a ser constante a partir de 400 rpm, donde el régimen de flujo también fue turbulento.
- Para 15 L/min, (cuadro 4 12) el comportamiento de la ecuación 4.8 fue exactamente el mismo que para 10 L/min.
- A 20 L/min (Figura 4 11), la potencia consumida en el punto b4 (0.3303 Pa·s) fue 2.8 veces la potencia consumida en el punto b4 (0.0168 Pa·s), mientras que la potencia consumida en el punto d4 (0.3303 Pa·s) fue 1.28 la potencia correspondiente al punto c4 (0.0168 Pa·s) (ver cuadro 4 9). Se ve claramente que el efecto de la viscosidad fue mayor a la más baja velocidad de rotación.

Por otra parte en el cuadro 4 12 también se observa que para 100 y 200 rpm el valor de la ecuación 4.8 disminuyó a medida que aumentó el flujo volumétrico de aire mientras que a partir de 300, dicho valor permanece casi constante. Esto implica

que de alguna forma el flujo de gas tuvo mayor efecto en el consumo de potencia a bajas velocidades de rotación.

De el anterior análisis se puede concluir que a bajas velocidades de rotación, N_{TR} el efecto de la viscosidad, η , en el consumo de potencia con aereación, $(P_{\psi})_{TR}$, fue mayor que a grandes velocidades de rotación, porque a estas últimas el aumento de la potencia no fue tan grande como a bajas velocidades de rotación. En cuanto al regimen de flujo se puede ver que la influencia de la viscosidad fue disminuyendo a medida que el régimen de flujo fue completamente turbulento (a partir de 400 rpm).

Por otra parte, a velocidades de rotación bajas, el efecto de η sobre $(P_{\psi})_{TR}$ comenzó a disminuir a medida que el flujo volumétrico de aire, Q_g , aumentó, porque la potencia consumida para agitar desde el fluido menos viscoso al más viscoso disminuyó también, sin embargo, a velocidades de rotación grandes el efecto de η sobre $(P_{\psi})_{TR}$ fue casi constante o permaneció sin cambios a medida que Q_g aumentó

c) Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en el consumo de potencia con aereación $(P_{\psi})_{TR}$.

Para establecer el efecto de Q_g en $(P_{\psi})_{TR}$, se hace referencia a las Figuras 4 12, 4 13 y 4 14, las cuales corresponden a 100, 400 y 800 rpm, respectivamente (en cada Figura se mantiene N_{TR} constante) La justificación de tomar estas velocidades de rotación es porque en el apartado anterior se indujo que el efecto del flujo volumétrico de aire fue mayor a bajas velocidades de rotación (menores a 400 rpm)

Por lo tanto, la ecuación 4.9 representa la relación entre el consumo de potencia con aereación, $(P_{\psi})_{TR}$ evaluado al flujo volumétrico de aire mas grande (20 L/min) y el flujo volumetrico más pequeño (5 L/min)

$$\begin{aligned} (P_{\psi})_{TR} @ Q_g = 20 \text{ L/min} \\ (P_{\psi})_{TR} @ Q_g = 5 \text{ L/min} \end{aligned} \quad (4.9)$$

En el cuadro 4 13 se incluye el valor de la ecuación 4.10 para los cinco fluidos

Cuadro 4.13. Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_v , en el consumo de potencia con aereación $(P_g)_{TR}$, a 100 rpm, 400 rpm y 800 rpm a diferentes viscosidades, η

Concentración (%, p/p)		Soluciones de Azúcar			Soluciones de Glicerol	
		51	62	65.5	91	94.2
η (Pa·s)		0.0168	0.0629	0.1291	0.1963	0.3303
v_{TR}		$(P_g)_{TR} @ Q_v = 20 \text{ L/min}$				
rps	rpm					
1.66	100	2.77 segmento a1-a4*	1.90	1.60	1.08	1.05 segmento b1-b4*
6.66	400	0.83 segmento a12-a42**	0.68	0.72	1.04	1.04 segmento b12-b42**
13.33	800	0.89 segmento d1-d4***	0.88	0.80	0.90	0.91 segmento c1-c4***

* Ver segmento en la Figura 4 12

** Ver segmento en la Figura 4 13

*** Ver segmento en la Figura 4 14

Las observaciones hechas a partir de este cuadro son las siguientes

- A 100 rpm (Figura 4 12) el flujo volumétrico causó un incremento del consumo de potencia, pero en los fluidos más viscosos el consumo de potencia permaneció casi invariable al aumento del flujo de aire. Se debe recordar tres aspectos.
 1. El primero es que a esta velocidad, ya había gas retenido en los tres fluidos más viscosos (0.3303, 0.1963 y 0.1291 Pa·s)
 2. El segundo es que a esta velocidad se observó que el impulsor de disco y hojas planas rectas no dispersó (aspecto parecido a una columna de burbujas)
 3. El tercero es que conforme se aumentó la viscosidad el régimen de flujo se aproximó cada vez más al régimen de transición (el efecto del flujo de aire es menor en régimen de transición)

En la Figura se ven los segmentos (a1-a4) y (b1-b4) los cuales corresponden al fluido de menor y mayor viscosidad, respectivamente. Entre los segmentos (a1-a4) y (b1-b4) hay 3 líneas, las cuales corresponden 0.0629 Pa·s, 0.1291 Pa·s y 0.1963 Pa·s. El segmento que corresponde a 0.1291 Pa·s tiene la misma tendencia que el segmento (a1-a4), pero, para el caso de 0.0629 Pa·s, se observa que aunque, $(P_g)_{TR}$ tiende a incrementar a medida que aumenta Q_v , los puntos que corresponden a 10 y 15 L/min hacen que la línea no siga la misma trayectoria del segmento (a1-a4), este comportamiento posiblemente se debe a que bajo esta velocidad de rotación, ya había gas retenido. La línea que corresponde a 0.1963 Pa·s tiene la misma tendencia que el segmento (b1-b4).

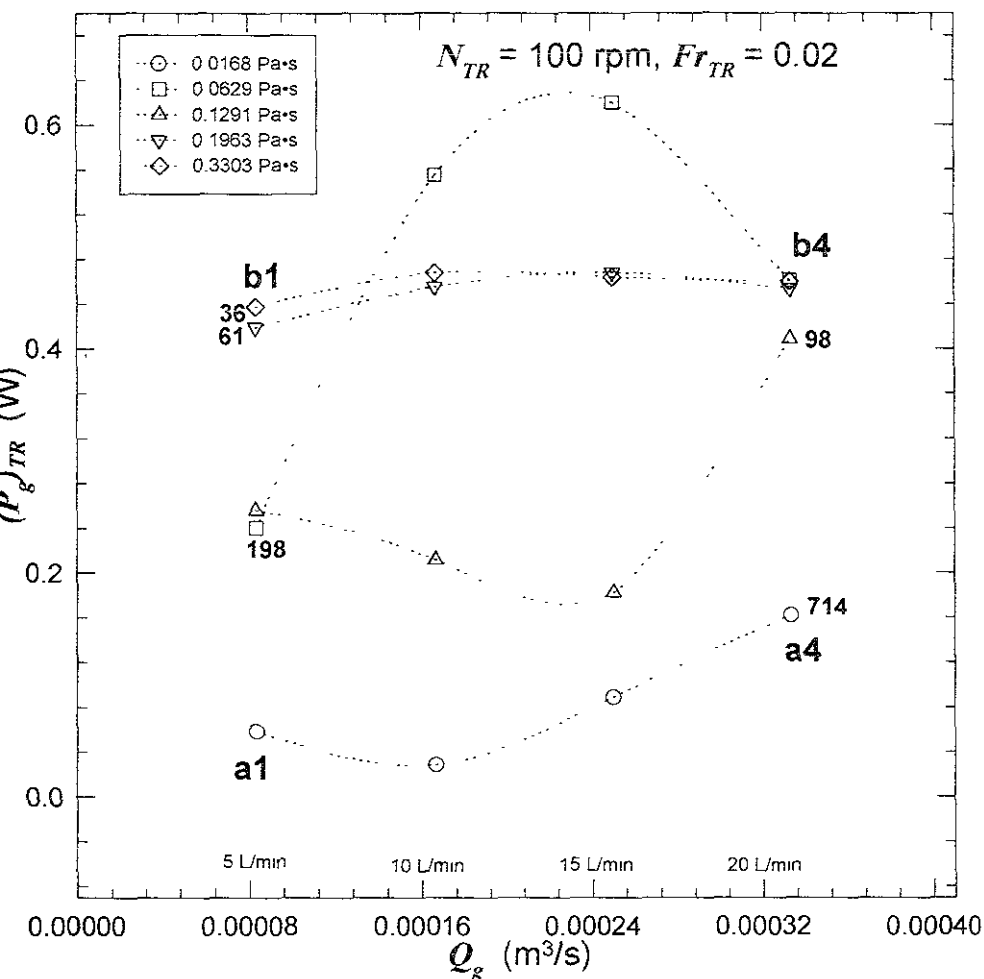


Figura 4.12. Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en el consumo de potencia con aereación $(P_g)_{TR}$, a velocidad de rotación, N_{TR} , de 100 rpm (Fr_{TR} de 0.02) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$. Los valores que aparecen en el extremo de cada línea representan a Re_{TR}

De forma cuantitativa, en el cuadro 4 13 se ve que para 100 rpm (Figura 4 12), el valor de la relación expresada por medio de la ecuación 4.9 disminuyó a medida que la viscosidad incrementó, siendo casi constante en los dos fluidos más viscosos. Es decir, el efecto del flujo volumétrico de aire en el consumo de potencia a la más pequeña velocidad de rotación fue mayor en los tres fluidos menos viscosos (0.1291, 0.629 y 0.0168 Pa*s). En todas las viscosidades la potencia aumentó a medida que se incrementó el flujo volumétrico de aire, siendo menos notorio en los dos fluidos menos viscosos. Por ejemplo, cuando se incrementó cuatro veces el valor de flujo volumétrico (de 5 a 20 L/min) para el fluido menos viscoso (segmento **a1-a4**), fue necesario incrementar 2.7 veces la potencia, ($P_{D}TR$, en **a1** (cuadro 4 13)). Sin embargo, en el fluido más viscoso (segmento **b1-b4**) únicamente fue necesario incrementar únicamente 1.05 veces la potencia en el punto **b1**, para un mismo incremento de flujo volumétrico.

- A 400 rpm (Figura 4 13), el consumo de potencia tiene una tendencia diferente comparada con 100 rpm porque los tres fluidos menos viscosos consumieron menor potencia a medida que el flujo volumétrico de aire aumentó. A diferencia de este comportamiento, en los dos fluidos más viscosos la potencia casi permaneció constante, se debe recordar que a esta velocidad de rotación ya había gas retenido y que entre 300 y 500 rpm (Figura 4 7 y 4 8) el porcentaje de aire retenido aumentó a medida que el flujo volumétrico de aire también aumentó, principalmente para los tres fluidos menos viscosos. Esto podría ser una causa del por qué en los tres fluidos menos viscosos la potencia disminuyó al aumentar el flujo de aire es decir la retención del aire (o incremento de gas retenido) propició esta disminución en ($P_{D}TR$).

En cuanto al régimen de flujo se refiere, se puede comentar que los dos fluidos más viscosos estuvieron más próximos al régimen de transición y fue precisamente en estos fluidos donde el efecto del flujo volumétrico de aire fue mínimo.

En cuanto al cuadro 4 13 y 0.0168 Pa*s a 400 rpm se ve que la potencia a 20 L/min representa 0.83 veces la correspondiente a 5 L/min (segmento **a12-a42**), mientras que para 0.3303 Pa*s la potencia consumida a 20 L/min corresponde a 1.04 veces la potencia a 5 L/min (segmento **b12-b42**). Nuevamente se comprueba que el efecto del flujo volumétrico de aire fue menor en los dos fluidos más viscosos porque potencia no sufrió cambios notorios, ya sea un aumento o una disminución al incrementar el flujo volumétrico de aire.

- A 800 rpm (Figura 4 14) el comportamiento de la potencia con aereación cambió para los dos fluidos más viscosos, mientras que para los tres menos viscosos se mantuvo invariable. El consumo de potencia para todas las viscosidades disminuyó al aumentar el flujo de aire, aunque en el cuadro 4 10 se ve que fue mayor la variación para las tres viscosidades menores. El régimen para todas las viscosidades fue totalmente turbulento.

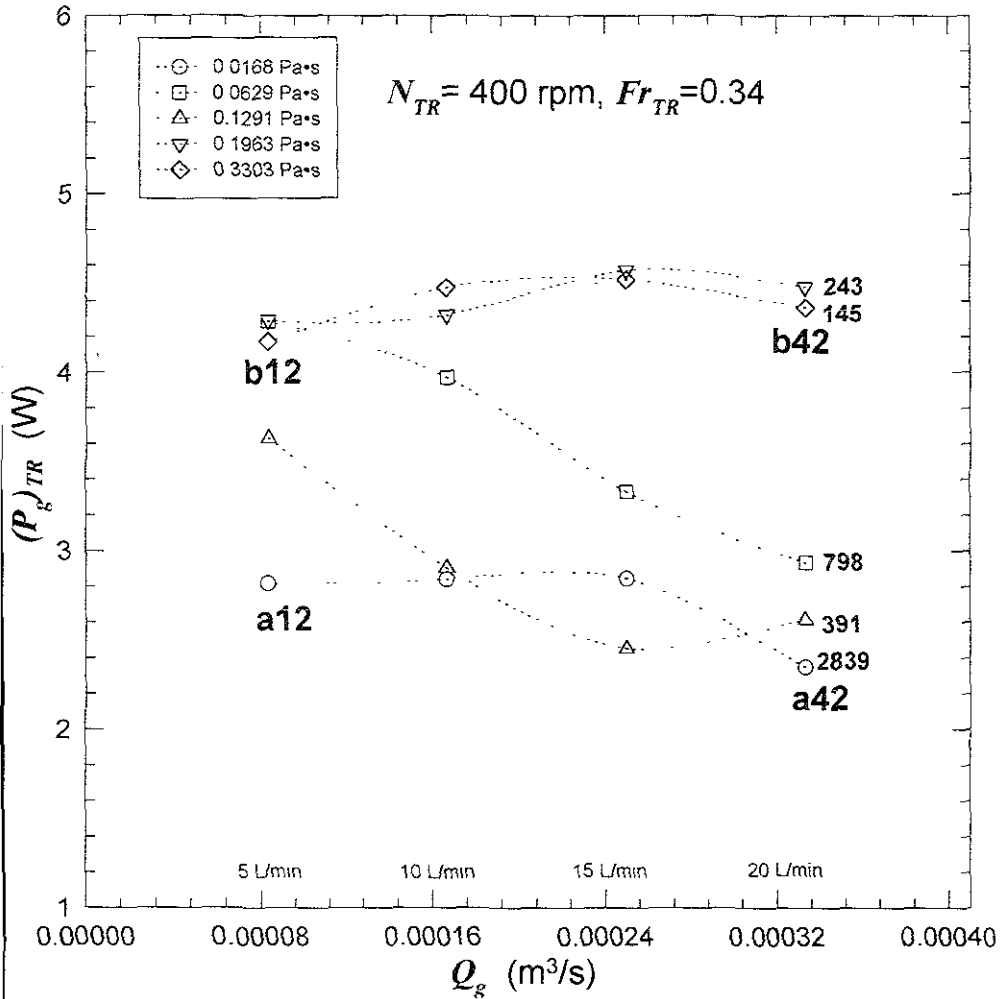


Figura 4.13. Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en el consumo de potencia con aeración $(P_g)_{TR}$, a velocidad de rotación, N_{TR} de 400 rpm (Fr_{TR} de 0.34) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$. Los valores que aparecen en el extremo de cada línea representan a Re_{TR} .

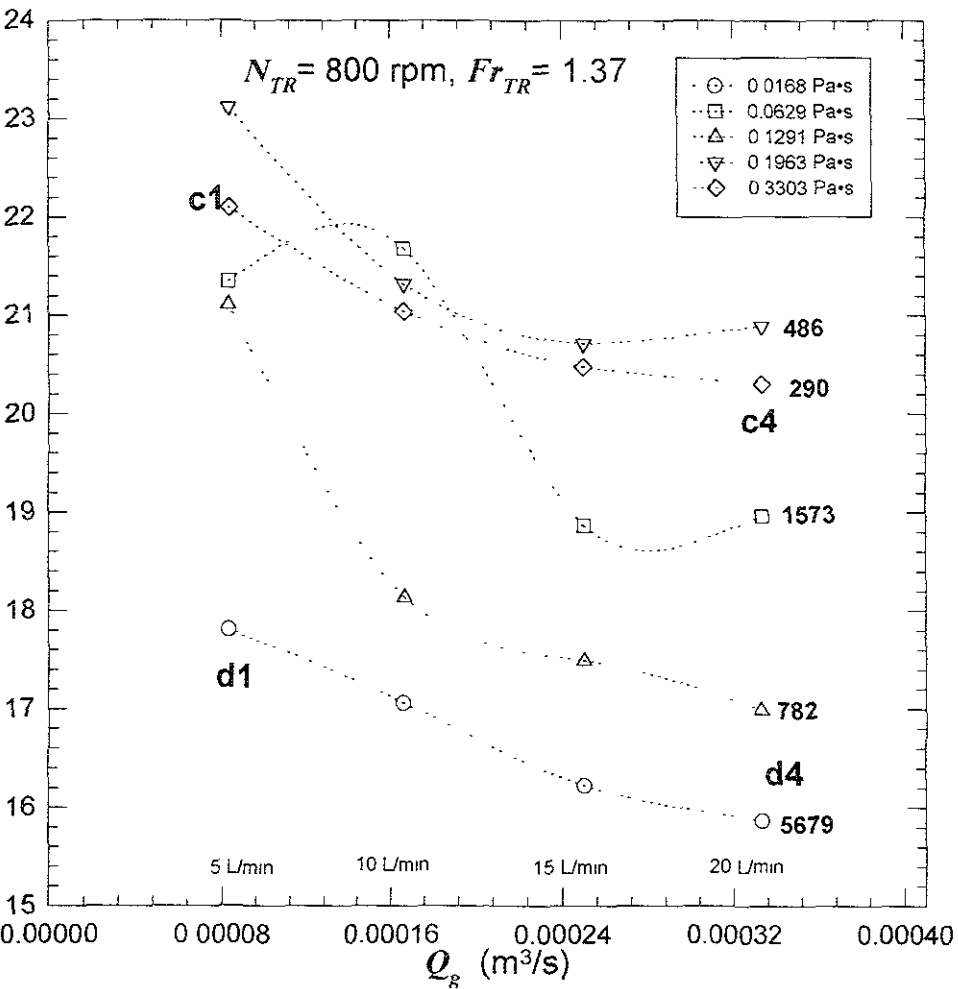


Figura 4.14. Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en el consumo de potencia con aeración (P_{jTR}), a velocidad de rotación, N_{TR} de 800 rpm (Fr_{TR} de 1.37) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$. Los valores que aparecen en el extremo de cada línea representan a Re_{TR}

Algo característico de 0.0168 Pa·s es que la potencia con aereación disminuyó al aumentar el flujo volumétrico de aire, aún cuando bajo estas condiciones no hubo gas retenido (Figura 4.9)

Se puede concluir que el efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en el consumo de potencia, $(P_g)_{TR}$, fue mayor a bajas velocidades de rotación, N_{TR} , y pequeñas viscosidades, η , mientras que a grandes viscosidades el efecto de Q_g en $(P_g)_{TR}$ fue casi constante y menor que a pequeñas viscosidades y bajas velocidades de rotación, porque a grandes viscosidades el consumo de potencia a 20 L/min fue casi el mismo que para 5 L/min.

Con respecto al régimen de flujo, en transición (los dos fluidos más viscosos agitados a 100 y 400 rpm) fue despreciable el efecto de Q_g porque el valor de la relación 4.9 fue de aproximadamente 1. En los tres fluidos menos viscosos y los dos más viscosos a partir de 800 rpm y donde el régimen de flujo fue de carácter más turbulento, dicho efecto fue aumentando a medida que la velocidad de rotación aumentó porque creó una disminución en el consumo de potencia a medida que el flujo de aire fue incrementándose. En otras palabras se puede decir que en los dos fluidos más viscosos el consumo de potencia se mantuvo casi constante a cualquier flujo de aire en régimen de transición (a velocidades bajas), pero en régimen turbulento (velocidades de rotación grandes) comenzó a disminuir a medida que el flujo turbulento aumentó. En los tres fluidos menos viscosos, la potencia aumentó a medida que aumentó el flujo volumétrico de aire a la más baja velocidad (transición), pero por arriba de la velocidad intermedia de 400 rpm (turbulento) comenzó a disminuir a medida que el flujo de aire aumentó.

Lo observado con los dos fluidos más viscosos a velocidades de rotación inferiores a 400 rpm ($0.34 \leq Fr_{TR}$) refuerza lo concluido por Brito et al. (1997) y Espinosa (1998), quienes establecieron que para fluidos de viscosidad de 5.89 y 3.89 Pa·s, los cuales fueron agitados en régimen laminar ($3.89 \leq Re_{IR} \leq 5.89$) a $Fr_{TR} \leq 0.04$ ($N_{TR} \leq 136$ rpm), el consumo de potencia con aereación fue independiente del flujo volumétrico de aire en el intervalo de 0.19 a 19 L/min (0.02 a 2 vvm), y también fue igual al consumo de potencia sin aereación (lo último no fue nuestro caso). Por otro lado Cheng y Carreau (1994) utilizando un impulsor con un listón helicoidal, observaron que agitando una solución de glicerol de 0.47 Pa·s en el intervalo de $28 \leq$

$Re_{TR} \leq 440$, el consumo de potencia en régimen aerado fue independiente de Q_a en el intervalo de 22.14 L/min a 126.5 L/min (1.23 a 7 vvm) y también, casi igual al consumo de potencia sin aereación.

Comparando el efecto de la velocidad de rotación, la viscosidad y el flujo volumétrico de aire, se puede afirmar que la velocidad de rotación tuvo mayor efecto, seguida de la viscosidad y por último el flujo volumétrico de aire. La velocidad de rotación y la viscosidad tuvieron mayor efecto a bajas velocidades de rotación (límites entre el flujo turbulento y el de transición) mientras que el flujo volumétrico de aire tuvo mayor efecto a partir de velocidades intermedias (régimen totalmente turbulento) justamente donde fue mayor el porcentaje de gas retenido.

d) Efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} , y del flujo volumétrico de aire, Q_a , en la potencia relativa, $(P_g/P)_{TR}$.

Esta parte complementa lo expuesto anteriormente y tiene la finalidad de determinar el efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} , y del flujo volumétrico de aire Q_a , de manera conjunta (en términos de Fl_{TR}) en la potencia relativa, $(P_g/P)_{TR}$, a diferentes viscosidades.

A través de este tipo de análisis, aunado con el patrón de flujo que dominó al sistema gas-líquido durante la experimentación (inundación, descarga o recirculación) se puede establecer bajo qué condiciones el equipo proporcionó mayor dispersión de gas y en cierta medida mejor mezclado de ambas fases. Este apartado también es una complementación del apartado 4.2.1.

Para llevar a cabo este objetivo, primero se calcularon las velocidades de rotación $(N_I)_{TR}$, $(N_{CD})_{TR}$ y $(N_R)_{TR}$ y las regiones correspondientes a los tres patrones de flujo (inundación, descarga y recirculación) por medio de la relación que existe entre el número de Fr_{TR} y Fl_{TR} .

En la Figura 4.15 se representa esta relación en el intervalo de Q_a y N_{TR} , bajo el cual se experimentó, utilizando las ecuaciones 1.18, 1.19 y 1.20 (válidas para $\eta \leq 0.100$ Pa·s). De acuerdo con esta Figura:

- La *Etapa I* (inundación) se presentó a velocidades de rotación de 100 y 200 rpm (1.66 y 3.33 rps) a cualquier flujo volumétrico de aire, a 300 y 400 rpm para $Q_a > 5$ y $Q_a > 10$ L/min respectivamente.

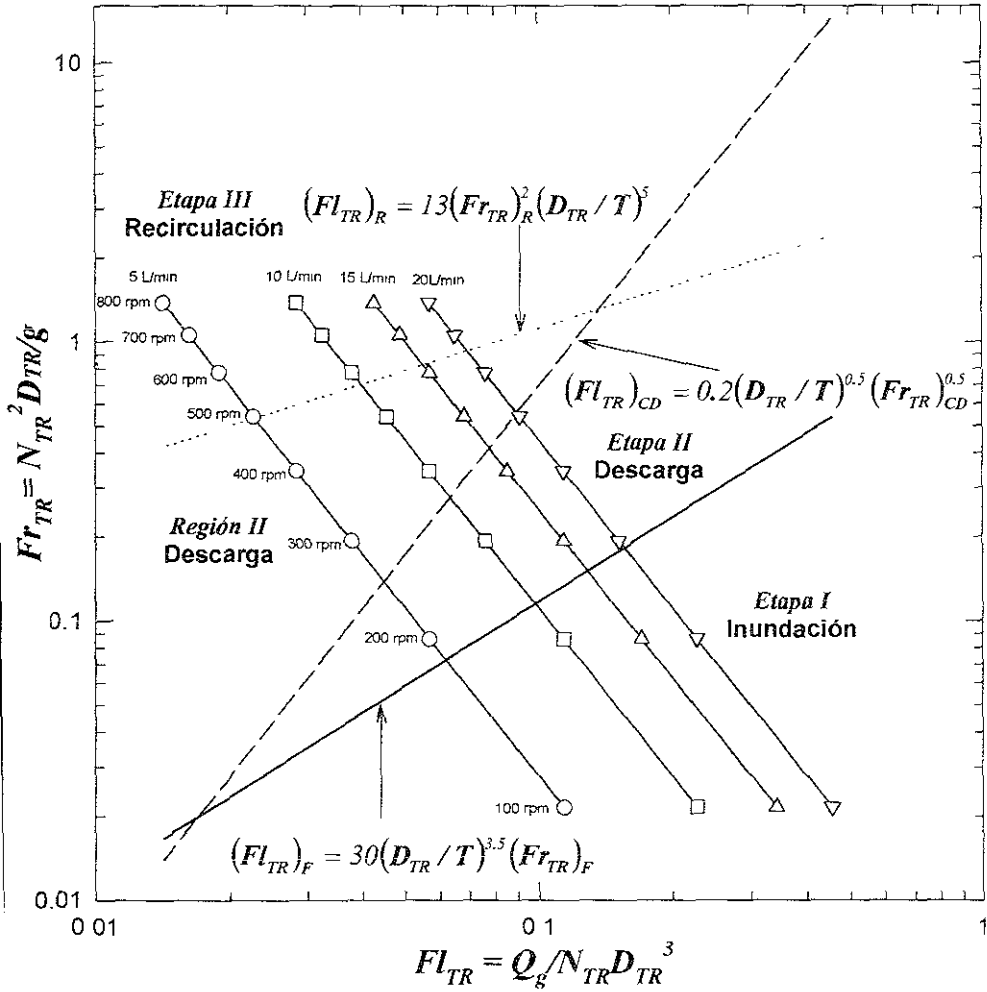


Figura 4.15. Relación entre el número de Froude, Fr_{TR} , y el número de aereación, Fl_{TR} , con respecto a los diferentes patrones de flujo, para viscosidades inferiores a 0.1 Pa·s.

- La *Etapa II* (descarga) estuvo comprendida a $N_{TR} < 600$ rpm (11.6 rps) a cualquier flujo volumétrico de aire, Q_a . sin embargo, durante la experimentación, se observó que el impulsor de disco y hojas planas rectas comenzó a dispersar hasta 400 rpm, para cualquier Q_a y η . Además, la presencia del listón helicoidal comenzó a ser notoria a partir de 300 rpm donde se vio que algunas burbujas de aire fueron bombeadas hacia la turbina Rushton en una trayectoria espiral
- La *Etapa III* (recirculación) se presentó $N_{TR} \geq 600$ con todos los flujos volumétricos de aire, Q_a .

Durante la experimentación, donde se aumentaba N_{TR} y se mantenía constante Q_a , el fenómeno de dispersión se comportó de la siguiente manera

- A velocidades de rotación, de $100 \leq N_{TR} \leq 200$, el sistema se asemejó a una columna de burbujas, dando como resultado que las de gran tamaño (1 cm aproximadamente), golpearan la membrana del electrodo y en ocasiones que se quedaran adheridas a ésta, a medida que el flujo de aire aumentó el área transversal (con respecto al diámetro del recipiente) por la que salían las burbujas, aumentó. En los fluidos de mayor viscosidad se observó cómo ascendían lentamente y en ocasiones giraban por todo el perímetro del recipiente
- A 300 rpm el impulsor de listón helicoidal comenzó a influir en la trayectoria de las burbujas, ya que las de diámetro aproximado a 2 mm descendían en trayectoria helicoidal, mientras que las de tamaño grande ascendían verticalmente en toda el área transversal del recipiente. En las viscosidades mayores se observó que las burbujas de aire comenzaban a acumularse en el recipiente de forma más significativa
- A 400 rpm, se llenó todo el volumen que rodeaba al impulsor de disco y hojas planas rectas (incluyendo la parte inferior del recipiente) y el volumen comprendido entre el eje y el borde interno del listón helicoidal, por burbujas de tamaño inferior a 5 mm aproximadamente. Además, se observó cómo parte de ellas descendían sobre dicho eje en trayectoria helicoidal, pasando por más de una vez por el mismo perímetro. Generalmente a esta N_{TR} comenzó a disminuir el tamaño de las burbujas más notoriamente y se pudo observar también una intensa circulación de fluido en la parte inferior a la turbina Rushton (fondo del tanque)
- A 500 rpm se comenzó a formar un volumen de gran cantidad de burbujas de gas entre el eje y el perfil interno del impulsor de listón helicoidal. Este volumen aumentó de tamaño en las zonas próximas del impulsor de disco y hojas planas rectas y en la parte inferior del recipiente, y al parecer, en esta zona la cantidad de gas fue mayor que en la parte superior, junto a la pared del tanque (en ocasiones hubo vórtice), lo cual fue lógico porque debido a las fuerzas inerciales el fluido menos denso siempre se encuentra más próximo al eje del impulsor.

d1). Efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} , en la potencia relativa, $(P_Q)_{TR}/(P)_{TR}$.

Para describir de manera gráfica las tres etapas del patrón de flujo, a continuación se muestran cuatro Figuras (4 16, 4.17, 4 18 y 4 19), las cuales corresponden a 5, 10, 15 y 20 L/min, en ellas se incluyó, para cada viscosidad, el efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} en términos de FI_{TR} , sobre la potencia relativa $(P_Q)_{TR}/(P)_{TR}$

En estas Figuras se mantuvo constante Q_g y se incremento N_{TR} . También se aclara que el aumento del número de Reynolds y por lo tanto la dirección en la que predomina el régimen turbulento se da en la misma dirección que la velocidad rotacional, de derecha a izquierda. Por medio de líneas punteadas en las cuatro figuras se incluye el valor teórico de $(FI_R)_{TR}$, $(FI_{CD})_{TR}$ y $(FI_F)_{TR}$.

A partir de las observaciones hechas en las Figuras 4 16, 4 17, 4 18 y 4 19, se construyó el cuadro 4 14 en el que se incluye el valor de la velocidad de rotación experimental en la que ocurrió la transición entre la recirculación y la descarga completa, así como la velocidad de rotación donde se obtuvo el mayor porcentaje de gas retenido

Cuadro 4.14. Valores de $(N_{CD})_{TR}$ determinados experimentalmente y N_{TR} a la que se presentó el ϵ_{max}

Q (L/min)	5			10			15			20		
	$(N_{CD})_{TR}$		ϵ_{max}	$(N_{CD})_{TR}$		ϵ_{max}	$(N_{CD})_{TR}$		ϵ_{max}	$(N_{CD})_{TR}$		ϵ_{max}
	Experimental (rpm)	N_{TR} (%)	(rpm)	Experimental (rpm)	N_{TR} (%)	(rpm)	Experimental (rpm)	N_{TR} (%)	(rpm)	Experimental (rpm)	N_{TR} (%)	(rpm)
Azúcar												
0 0168	200	400	1	300	700	16	300	500	16	300	500	16
0 0629	400	600	16	500	600	22	500	600	26	400	600	22
0 1291	500	700	2	400	700	26	300	500	3	300	300	26
Glicérol												
0 1963	600-700	400	55	500-600	400	58	500	400	64	500	300-400	55
0 3303	500-600	500	73	600	500	76	500	500	76	500	500	76

De acuerdo con lo anterior se hicieron las siguientes observaciones

- Para 5 L/min, se observa que en los dos fluidos menos viscosos a 100 rpm (Fl_{TR} de 0.021), la potencia relativa, $(P_{g})_{TR}/(P)_{TR}$, fue mayor a 1, esto es lógico porque generalmente, para cualquier flujo volumétrico de aire, a 100 y 200 rpm el torque con aereación, $(T_{g})_{TR}$ fue muy parecido y en ocasiones mayor al torque sin aereación, $(T)_{TR}$, además, a ésta velocidad nunca hubo gas retenido y sí poca estabilidad en la lectura del torque.

Por otro lado, para cada fluido existe un valor mínimo en la curva, el cual teóricamente corresponde al punto de transición entre la recirculación y la descarga. De acuerdo con la figura 4.15 el valor teórico de $(N_{CD})_{TR}$ debería ser una velocidad entre 200 y 300 rpm, sin embargo:

1. En el caso de 0.0168 Pa*s, el valor mínimo de la potencia relativa, $(P_{g})_{TR}/(P)_{TR}$, se presentó a 200 rpm (Fl_{TR} de 0.056), es decir si concuerda con lo predicho por la figura 4.15. A partir de este mínimo, $(P_{g})_{TR}/(P)_{TR}$, aumentó llegando hasta un valor de 0.95. Este comportamiento no fue afectado por el fenómeno de aereación superficial que comenzó a partir de 400 rpm, es decir, a 5 L/min no se llegó a la etapa de inundación y descarga completa (N_L y N_{CD}) a velocidades de rotación muy pequeñas.
2. Para la viscosidad de 0.0629 Pa*s el valor mínimo se encuentra en 400 rpm (Fl_{TR} de 0.34), donde a partir de esta N_{TR} , la potencia relativa se mantuvo casi constante a 0.8. Aunque el comportamiento de la curva es muy similar al de 0.0168 Pa*s, el valor de se aproxima a un valor de $(N_R)_{TR}$ teórico más que de $(N_{CD})_{TR}$ teórico (ver figura 4.16).

Relacionando el valor mínimo de cada curva con el máximo porcentaje de gas retenido, ϵ_{max} , se observó que ambos fluidos (0.0168 y 0.0629 Pa*s) ϵ_{max} se presentó a 400 con 1% y 600 con 1.6 % respectivamente (ver Figura 4.16 y cuadro 4.14), después del valor mínimo experimental de la potencia relativa $(P_{g})_{TR}/(P)_{TR}$, es decir entre la etapa de descarga y recirculación (Figura 4.15).

En conclusión se vio que para este mezclador dual, la velocidad de rotación a la que se obtuvo un valor máximo de gas retenido, ϵ_{max} , no fue la misma velocidad a la que se dio la transición entre la inundación y la descarga, $(N_{CD})_{TR}$, tal y como lo menciona la bibliografía. Sin embargo el comportamiento de la potencia relativa, $(P_{g})_{TR}/(P)_{TR}$, con respecto al número de aereación, Fl_{TR} , es muy similar (consultar Figura 1.9). Se debe aclarar que en este trabajo se experimentó con un impulsor dual compuesto por impulsores de diferentes características y no con un impulsor individual.

Para viscosidades mayores a 0.1291 Pa*s, el valor mínimo de la potencia relativa encontró a 500 rpm $\leq N_{TR} \leq 700$ rpm

1. Para 0.1291 Pa*s el mínimo (descarga) comenzó a 500 rpm y se mantuvo casi constante hasta 800 rpm. No es lo que la figura 4.15 predice.

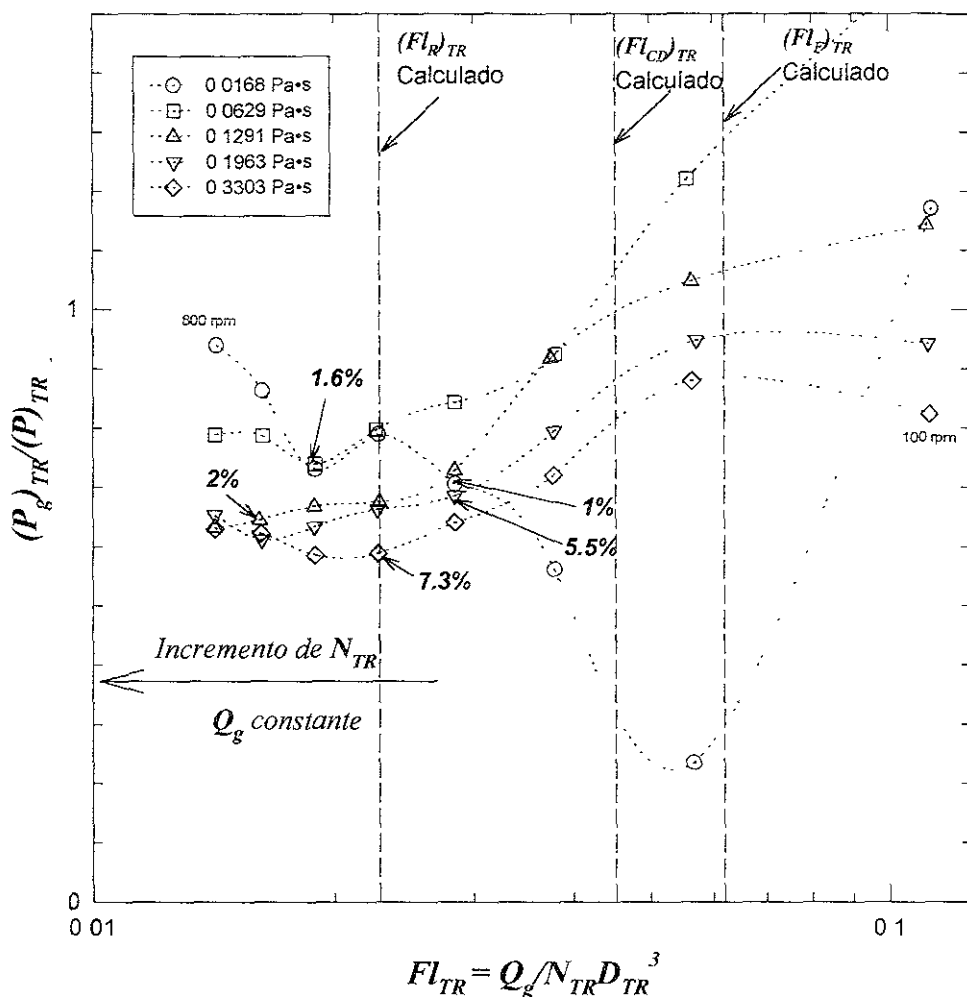


Figura 4.16. Efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} en términos de Fl_{TR} , sobre la potencia relativa, $(P_g)_{TR}/(P)_{TR}$, a $5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0024 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$. Las flecha indican la velocidad de rotación en que se presentó $\epsilon_{m\acute{a}x}$ y los números corresponden al valor de éste

- 2 Para 0.1963 Pa·s éste mínimo comenzó entre 600 y 700 rpm
Tampoco concuerda con lo predicho por la figura 4 15
- 3 Para 0 3303 Pa·s entre 500 y 600 rpm.

Para estas viscosidades el mayor porcentaje de gas retenido, ε_{\max} , si se presentó en el valor mínimo de $(P_{g})_{TR}/(P)_{TR}$, (ver Figura 4 16 y cuadro 4 14), es decir, precisamente en el punto de descarga completa, $(N_{CD})_{TR}$. Esto si fue lo que la bibliografía reporta pero no lo que la figura 4 15 predice.

Se puede concluir que el comportamiento de la potencia relativa, $(P_{g})_{TR}/(P)_{TR}$ con respecto de Fl_{TR} y para viscosidades superiores a 0.1 Pa·s, fue muy parecido con lo predicho por la Figura 4 15, la cual fue válida para viscosidades inferiores a 0.1 Pa·s, pero los valores experimentales de $(Fl_{R})_{IR}$, $(Fl_{CD})_{TR}$ y $(Fl_{I})_{IR}$ no se dieron a las velocidades de rotación que indica dicha figura.

Por otro lado, a número de aereación constante, Fl_{IR} , el valor de $(P_{g})_{TR}/(P)_{TR}$, disminuyó a medida que la viscosidad aumentó, esto fue ocasionado por que en las viscosidades más grandes, el aire fue retenido en el líquido por más tiempo, o en otras palabras, la disminución de la densidad fue mayor en los fluidos más viscosos, esto se comprueba porque siempre, a F_{TR} ó N_{TR} constante, el valor de ε aumentó a medida que la viscosidad aumentó (ver Figura 4.5), esto concuerda con lo argumentado por Nienow y Elson (1988) y Nienow (1990), quienes establecieron que a velocidad de rotación constante la disminución en el consumo de potencia con aereación es mayor en viscosidades grandes comparado con viscosidades pequeñas

- Para 10 L/min se construyó la Figura 4 17 De acuerdo con la Figura 4 15, el valor mínimo correspondiente al punto de transición, $(N_{CD})_{TR}$, entre la inundación y la descarga debería ser a velocidades de rotación entre 300 y 400 rpm En la Figura 4 17 y el cuadro 4 14 se muestra que
 - 1 Para 0.0168 Pa·s el valor mínimo se encontró en 300 rpm
 - 2 Para 0.0629 Pa·s en 500 rpm
 - 3 Para 0.1291 Pa·s en 400 rpm
 - 4 Para 0.1963 Pa·s entre 500 y 600, manteniéndose casi constante este mínimo
 - 5 Para el caso de 0.3303 Pa·s a partir de 600 rpm, la potencia relativa, $(P_{g})_{TR}/(P)_{TR}$, se mantuvo constante, es decir fue independiente de la velocidad rotacional

En cuanto a los valores de ε_{\max} se nota que siempre para los tres fluidos menos viscosos, se presentaron a velocidades de rotación superiores a $(N_{CD})_{TR}$ predichos por la figura 4 15 y lo cual se ve claramente en la figura 4 17 Las velocidades de rotación para lograr ε_{\max} fueron a 700, 600 y 700 rpm para 0.0168, 0.0629, 0.1291 Pa·s, mientras que para los restantes

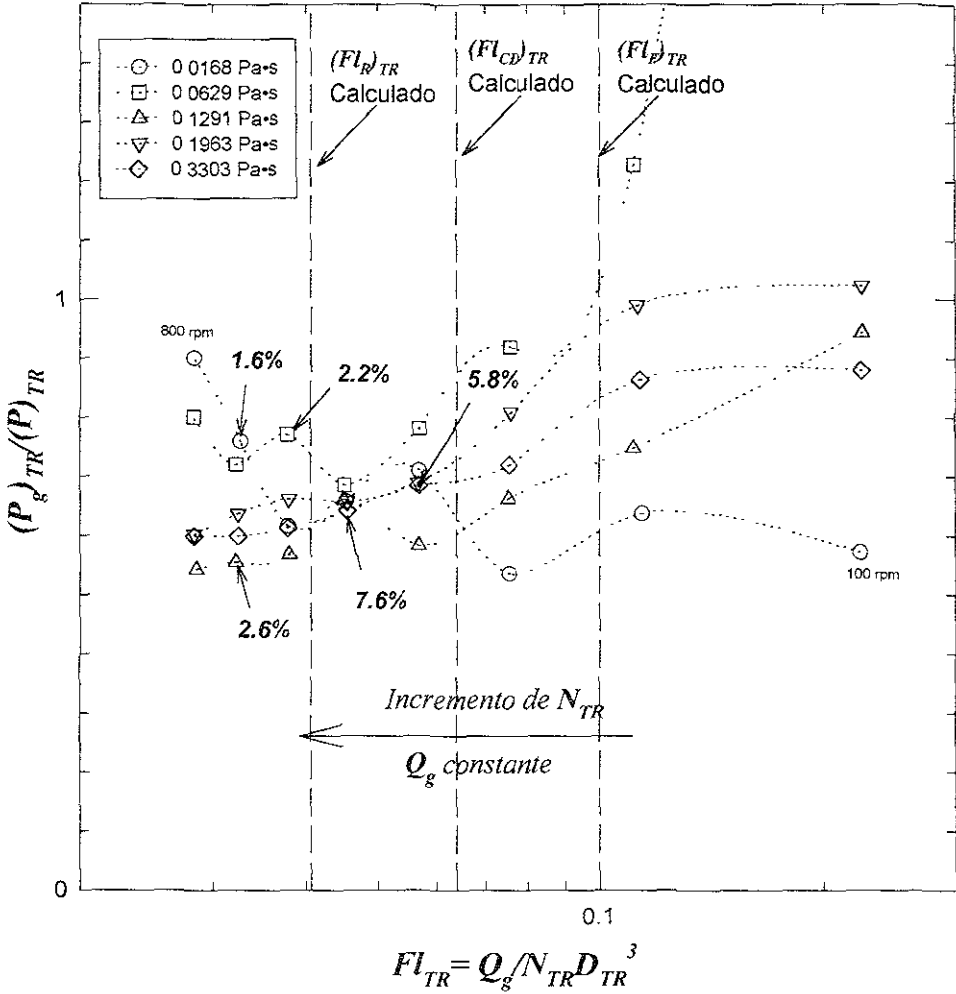


Figura 4.17. Efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} en términos de Fl_{TR} , sobre la potencia relativa, $(P_g)_{TR} / (P)_{TR}$, a $10 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$ (v , de 0.0048 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$. Las flecha indican la velocidad de rotación en que se presentó $\epsilon_{máx}$ y los números corresponden al valor de éste.

(0.1963 y 0.3303 Pa·s) a $N_{TR} > (N_{CD})_{TR}$ ($N_{TR} > 400$ y $N_{TR} > 500$ rpm, respectivamente) tal y como se incluye en el cuadro 4.14

Generalmente en esta Figura, no se aprecia un orden lógico de las curvas para cada viscosidad, ya que la curva para 0.3303 Pa·s se encuentra por arriba de la curva para 0.0168 Pa·s y la curva de 0.1963 Pa·s por arriba de esta última. No es lógico que una viscosidad donde la cantidad de aire retenido fue mayor presente mayores valores de $(P_{\psi})_{TR}/(P)_{TR}$ que una viscosidad donde ε tuvo menores valores. También se puede ver que a 700 y 800 rpm el orden las diferentes curvas es más lógico (a Fl_{TR} constante, la relación $(P_{\psi})_{TR}/(P)_{TR}$ fue menor a medida que la viscosidad aumentó). Pero algo que no se debe pasar por alto es que aunque a mayores viscosidades la disminución de la densidad fue mayor (fue mayor el porcentaje de gas retenido), el volumen de fluido fue también mayor, es decir, aumentó la cantidad de fluido a someter bajo recirculación. No se encontró que la disminución de la densidad compense la energía consumida en mover mayor cantidad de fluido.

- Para 15 L/min corresponde la figura 4.18. En la Figura 4.15 el valor mínimo de, $(P_{\psi})_{TR}/(P)_{TR}$ a un flujo volumétrico de aire de 15 L/min se debió obtener entre 400 y 500 rpm ($(N_{CD})_{TR}$)

En cuanto a lo obtenido experimentalmente (Figura 4.18), se observa que

1. Para 0.0168, 0.0629, 0.1291 y 0.1963 Pa·s el valor mínimo de $(P_{\psi})_{TR}/(P)_{TR}$ se presentó a 300, 500, 300 y 500 rpm, respectivamente
2. Para 0.3303 Pa·s, el valor mínimo de la potencia relativa se presentó a 500 rpm, a partir de la cual, se mantuvo casi constante, es decir el aumento de N_{TR} , ya no tuvo influencia en la relación $(P_{\psi})_{TR}/(P)_{TR}$

En la misma Figura y el cuadro 4.11 se indican la velocidad a la cual se obtuvo, ε_{max} , siendo 500, 600, 500, 400, y 500 rpm para 0.0168, 0.0629, 0.1291, 0.1963 y 0.3303 Pa·s en el mismo orden. De la misma forma que para 10 L/min el mayor porcentaje de gas retenido se obtuvo a velocidades de rotación superiores a $(N_{CD})_{TR}$ experimental o lo que la figura 4.15 predice

En cuanto al comportamiento de la potencia relativa, $(P_{\psi})_{TR}/(P)_{TR}$, con respecto al número de aereación, Fl_{TR} , se puede comentar que en los cinco fluidos fue muy parecido a lo que se reporta en la bibliografía (consultar Figura 1.9), pero no tienen un orden definido a velocidades inferiores a 700 rpm, ya que las curvas de los dos fluidos más viscosos, están por encima de la curva para 0.0168 Pa·s. Se podría pensar que este comportamiento tanto para 10 como para 15 L/min se debió a la acción del impulsor de listón helicoidal, ya que no permitió que la potencia con aereación, $(P_{\psi})_{TR}$, disminuyera en gran medida (circuló mayor cantidad de fluido) aun cuando la cantidad de gas retenido fue mayor, esto implicaría mejor dispersión de burbujas (diámetros muy pequeños), mejor mezclado de ambas fases y mejor circulación de fluido. A manera de observación se recuerda que para 0.3303 y 0.1963 Pa·s y 300 rpm, parte de las burbujas siguieron el patrón de flujo impuesto por el listón (el listón

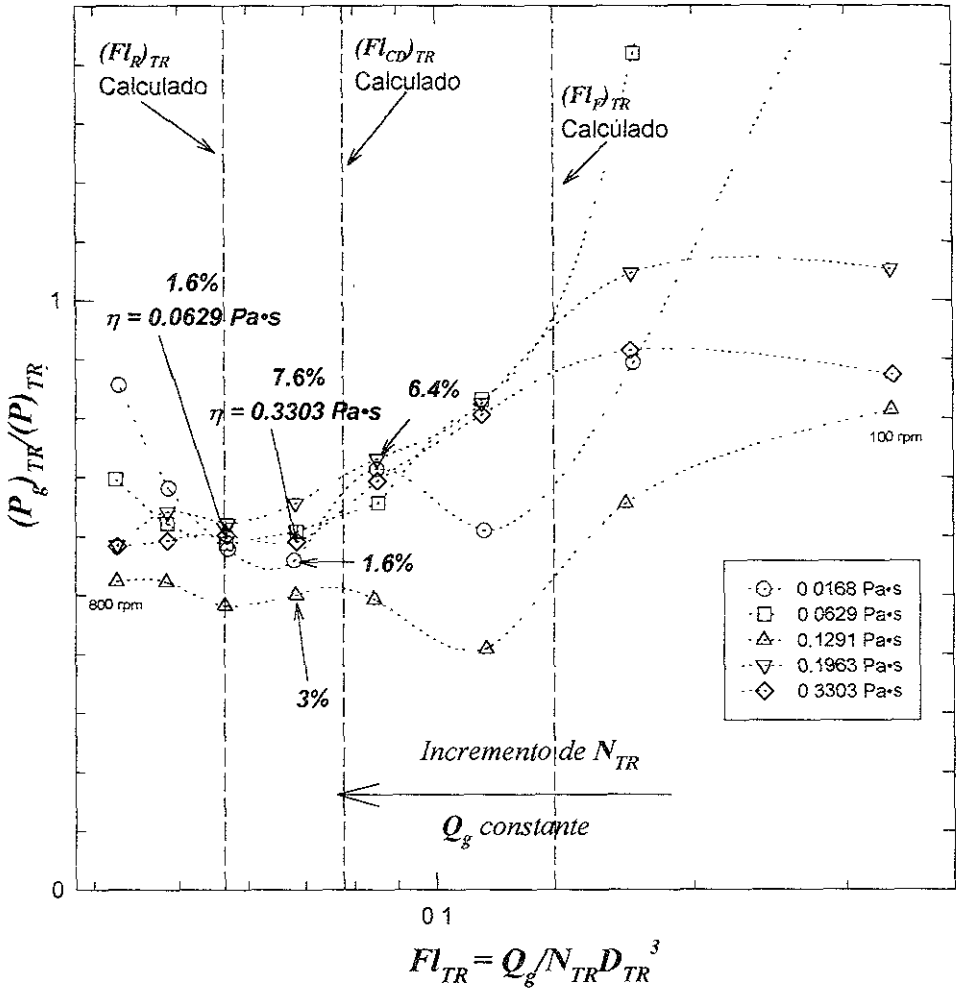


Figura 4.18. Efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} en términos de Fl_{TR} , sobre la potencia relativa, $(P_g)_{TR}/(P)_{TR}$, a $15 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0072 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$. Las flecha indican la velocidad de rotación en que se presentó $\epsilon_{m\acute{a}x}$ y los números corresponden al valor de éste.

hizo circular el gas dirigiéndolo hacia el impulsor de disco y hojas planas rectas), algo que no sucedió con los fluidos de menor viscosidad. Por esta razón la curva para 0.1963 Pa·s se encuentra por arriba de las de menor viscosidad. No obstante, para el caso de la viscosidad de 0.3303 Pa·s, aunque la influencia del listón fue también importante, la disminución en la densidad del fluido comenzó nuevamente a tener mayor influencia en la potencia relativa

- Para 20 L/min (Figura 4.19) el valor mínimo de $(P_{\psi})_{TR}/(P)_{TR}$, para 20 L/min, se debió encontrar entre 500 y 600 rpm (ver Figura 4.15). Pero, experimentalmente el mínimo de $(P_{\psi})_{TR}/(P)_{TR}$ para 0.168 Pa·s se presentó a 300 rpm, para 0.0629 Pa·s en 400 rpm, para 0.1291 en 300 rpm. En el caso de la viscosidad de 0.1963 y 0.3303 Pa·s el valor mínimo de $(P_{\psi})_{TR}/(P)_{TR}$, se presentó a 500 rpm, manteniéndose casi constante a partir de esta velocidad de rotación. Al igual que en los flujos de aire menores a 20 L/min en la velocidad a la cual el valor de ε fue máximo siempre estuvo muy cerca de la $(N_{CD})_{TR}$ experimental

Nuevamente, las curvas para los tres fluidos menos viscosos se encuentran bajo las curvas de los dos fluidos más viscosos (0.1963 y 0.3303 Pa·s)

Esta última observación crea controversia porque mientras Nienow y Elson (1988) y Nienow (1990) establecen que en fluidos de viscosidad grande (aproximadamente de 1 Pa·s) la disminución en el consumo de potencia en régimen aereado es mayor que en fluidos de viscosidad pequeña, Bakker y Van Den Akker (1994) y Sensel et al., (1993) han encontrado que para viscosidades menores a 0.080 Pa·s (con un impulsor de florete de hojas amplias) y menores a 0.2 Pa·s (con una turbina Rushton), respectivamente, la potencia relativa es mayor a medida que la viscosidad disminuye, es decir la disminución en el consumo de potencia en régimen aereado aumenta a medida que la viscosidad disminuye. Una causa de los comportamientos que reporta cada autor es el tipo de impulsor para la que son válidas sus observaciones

En general, se pudo observar que a 5 L/min se cumple lo reportado por Nienow y Elson (1988) y Nienow (1990), pero a partir de 10 L/min ocurre lo observado por Bakker y Van Den Akker (1994) y Sensel et al., (1993)

Se puede concluir que para este mezclador dual, el comportamiento de la potencia relativa ante el número de aereación fue similar al comportamiento de un impulsor individual pero las velocidades de rotación en las que se presenta la inundación, descarga y recirculación son mayores para este impulsor. Además las velocidades de rotación donde se obtuvieron los mayores porcentajes de gas retenido fueron las mismas donde de dio la descarga completa, esto también fue lo que la bibliografía afirma

d2). Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en la potencia relativa, $(P_{\psi})_{TR}/(P)_{TR}$.

Para establecer el efecto del flujo volumétrico en términos de Fl_{TR} sobre la potencia relativa, $(P_{\psi})_{TR}/(P)_{TR}$, se muestran las Figuras 4.20, 4.21 y 4.22 las cuales corresponden a 100, 400 y 800 rpm, respectivamente. En dichas Figuras se mantuvo la velocidad de rotación constante y se aumentó el flujo volumétrico de aire.

- La Figura correspondiente a 100 rpm (Figura 4.20) muestra que:
 1. En los tres fluidos menos viscosos el efecto del flujo volumétrico de aire en la potencia relativa, $(P_{\psi})_{TR}/(P)_{TR}$, fue mayor, porque al aumentar éste, el valor de la potencia relativa cambió de manera más notoria, comenzando a aumentar.
 2. Para los dos restantes, (0.1963 y 0.3303 Pa·s) el efecto del flujo volumétrico de aire fue despreciable porque la potencia relativa permaneció casi constante y muy próxima a uno.

Tal como se mencionó con anterioridad, en los tres fluidos menos viscosos la potencia relativa aumentó, $(P_{\psi})_{TR}/(P)_{TR}$, a medida que el flujo volumétrico de aire también aumentó, se piensa que posiblemente éste comportamiento se debió a la gran inestabilidad en las lecturas de torque observadas cuando se aumentó el flujo volumétrico de aire (la potencia en régimen aereado también se incrementó), además a ésta velocidad de rotación los dos fluidos menos viscosos no retuvieron aire. Sin embargo, a pesar que para 0.1291 Pa·s sí hubo retención de aire desde 100 rpm el comportamiento de la potencia relativa se asemeja a las curvas de 0.9163 y 0.3303 Pa·s donde también hubo retención de aire. En los fluidos restantes (0.9163 y 0.3303 Pa·s) la disminución de la potencia relativa fue constante y muy pequeña (muy próximo a la unidad). El comportamiento de la potencia relativa a flujo volumétrico de aire constante para las condiciones experimentales de este trabajo (la disminución de la potencia debida a la aereación fue mayor cuanto mayor fue la viscosidad), concuerda con lo propuesto por Nienow y Elson (1988) y Nienow (1990).

En cuanto al régimen de flujo, la influencia del flujo volumétrico de aire tuvo una tendencia a permanecer constante a medida que el régimen se aproximó a la transición porque la potencia relativa casi permaneció constante; mientras que a medida que el régimen se volvió más turbulento, el aumento del flujo volumétrico de aire propició un aumento en el consumo de potencia relativa (a 100 rpm el Re_{TR} para 0.0168, 0.629, 0.1291, 0.9163 y 0.3303 Pa·s es de 714, 198, 98, 61 y 36 en el mismo orden).

Retornando a las conclusiones hechas por Espinosa (1998) se puede decir que al igual que él, en los fluidos más viscosos y en etapa de inundación, la potencia con aereación no cambió cuando se aumentó el flujo volumétrico de aire, es por eso que la potencia relativa no cambio. Pero en los dos fluidos menos viscosos no ocurrió lo mismo, ya que la potencia con aereación aumentó a medida que el flujo volumétrico de aire también se incrementó, es por tal motivo que la potencia relativa también aumento.

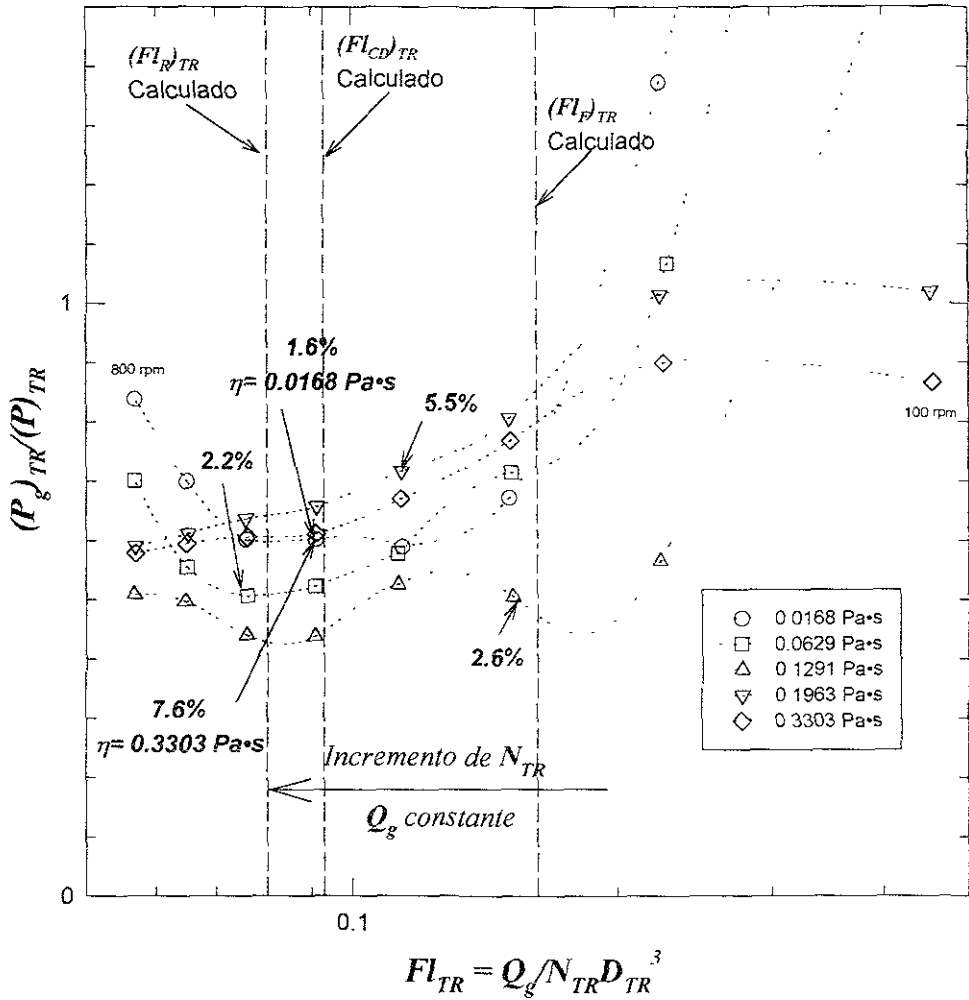


Figura 4.19. Efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} en términos de FI_{TR} , sobre la potencia relativa, $(P_g)_{TR}/(P)_{TR}$, a $20 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0096 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$. Las flechas indican la velocidad de rotación en que se presentó $E_{m\acute{a}x}$ y los números corresponden al valor de éste.

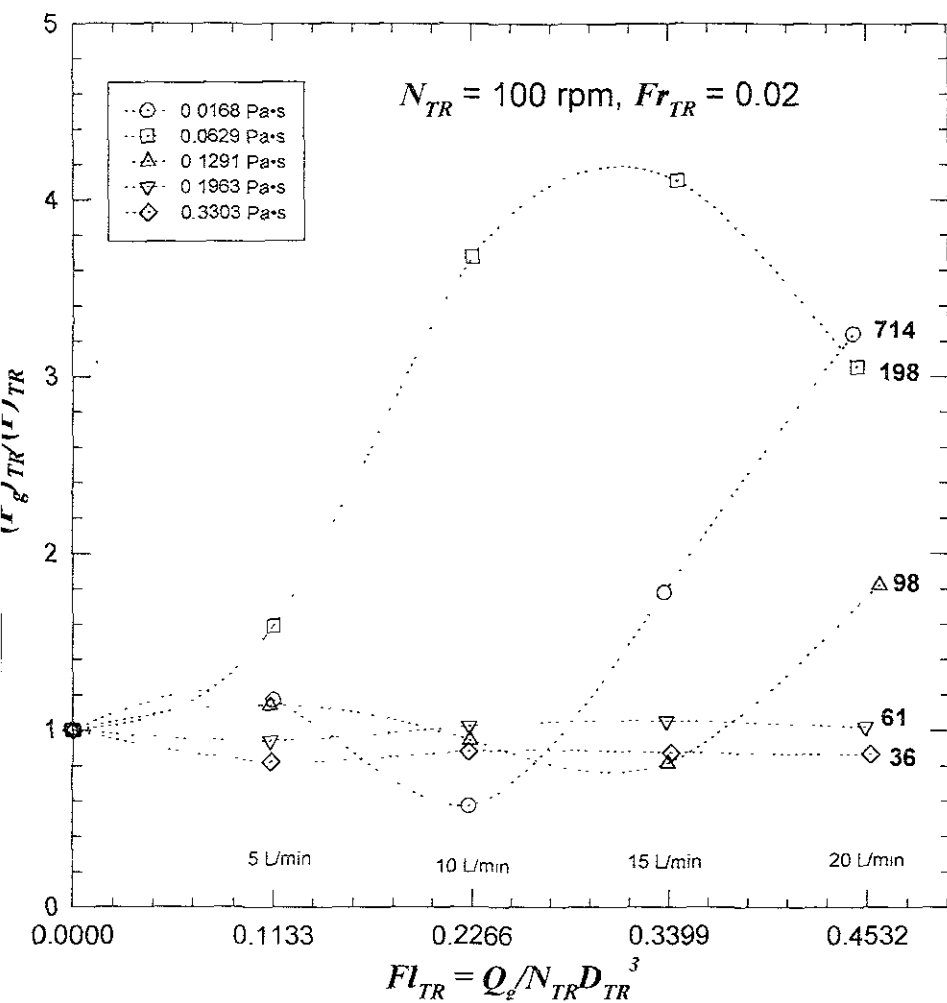


Figura 4.20. Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en términos de Fl_{TR} , sobre la potencia relativa $(P_{gTR})/(P_{TR})$, a 100 rpm (Fr_{TR} de 0.02) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$. Los valores que aparecen en el extremo de cada línea representan a Re_{TR} .

- En la Figura 4 21 se muestra la influencia de Q_g en $(P_{O})_{TR}/(P)_{TR}$ para 400 rpm, donde a diferencia de 100 rpm, los dos fluidos más viscosos (0.1963 y 0.3303 Pa*s) junto con el menos viscoso (0.0168 Pa*s) tuvieron la tendencia a mantener la relación $(P_{O})_{TR}/(P)_{TR}$ constante

A 400 rpm y 5 L/min (Figura 4.16) los dos fluidos menos viscosos (0.0168 y 0.0629 Pa*s) estuvieron en la etapa de descarga experimental pero por arriba de la velocidad de rotación en la que ocurrió la transición experimental ($N_{TR} > (N_{CD})_{TR}$), mientras que en los fluidos restantes también estuvieron en la etapa de descarga, pero a velocidades inferiores pero muy próximas a $(N_{CD})_{TR}$ experimental. De acuerdo con esto y con la Figura 4.21, se ve que.

- 1 Para 0.1291 y 0.0629 Pa*s y cuando el equipo se encontró en la etapa de descarga, el aumento del flujo volumétrico de aire dio como resultado, una disminución en el consumo de potencia con aeración dando como resultado una disminución de la potencia relativa, $(P_{O})_{TR}/(P)_{TR}$.
 - 2 Para 0.0168, 0.1963 y 0.3303 Pa*s la potencia relativa se mantuvo casi constante, pero con valores inferiores comparados con $(P_{O})_{TR}/(P)_{TR}$ a 100 rpm. Aquí no se aprecia de forma significativa la influencia de Re_{IR} porque todos los fluidos fueron agitados en régimen turbulento, aunque el fluido de 0.3303 Pa*s fue agitado a menor número de Reynolds (145) comparado con el fluido de 0.0168 Pa*s (2839)
- Por último, en la Figura 4 22, correspondiente a 800 rpm, se ve que en todos los fluidos la potencia relativa disminuyó a medida que el flujo volumétrico de aire aumentó. Pero manteniendo el número de aeración constante. la potencia relativa fue mayor a medida que la viscosidad disminuyó, y al igual que para 400 rpm, en los dos fluidos menos viscosos la potencia relativa se mantuvo casi constante a partir de 10 L/min. Se debe recordar que a 800 rpm los tres fluidos menos viscosos estuvieron en una etapa entre la descarga y la recirculación experimental (ver Figuras 4 16, 4 17, 4 18 y 4 19), pero más cercana a ésta última, mientras que los dos fluidos de mayor viscosidad en un punto de descarga, ya que generalmente a partir de ésta velocidad rotacional para 10, 15 y 20 L/min, nunca aumentó la potencia relativa aunque se incrementara la velocidad de rotación

Algo que es notorio en las tres figuras anteriores es que a 400 y 800 rpm y flujos de aires superiores a 10 L/min

Como conclusión se puede decir que para viscosidades superiores a 0.1 Pa*s, la potencia relativa, $(P_{O})_{TR}/(P)_{TR}$, cuando se incrementó N_{IR} y se mantuvo Q_g constante, presentó un comportamiento similar al descrito por las ecuaciones 1 18, 1.19 y 1 20 válidas para viscosidades inferiores a 0.1 Pa*s, es decir el listón helicoidal no influyó en que en la turbina Rushton estuviera en etapa de inundación, descarga y

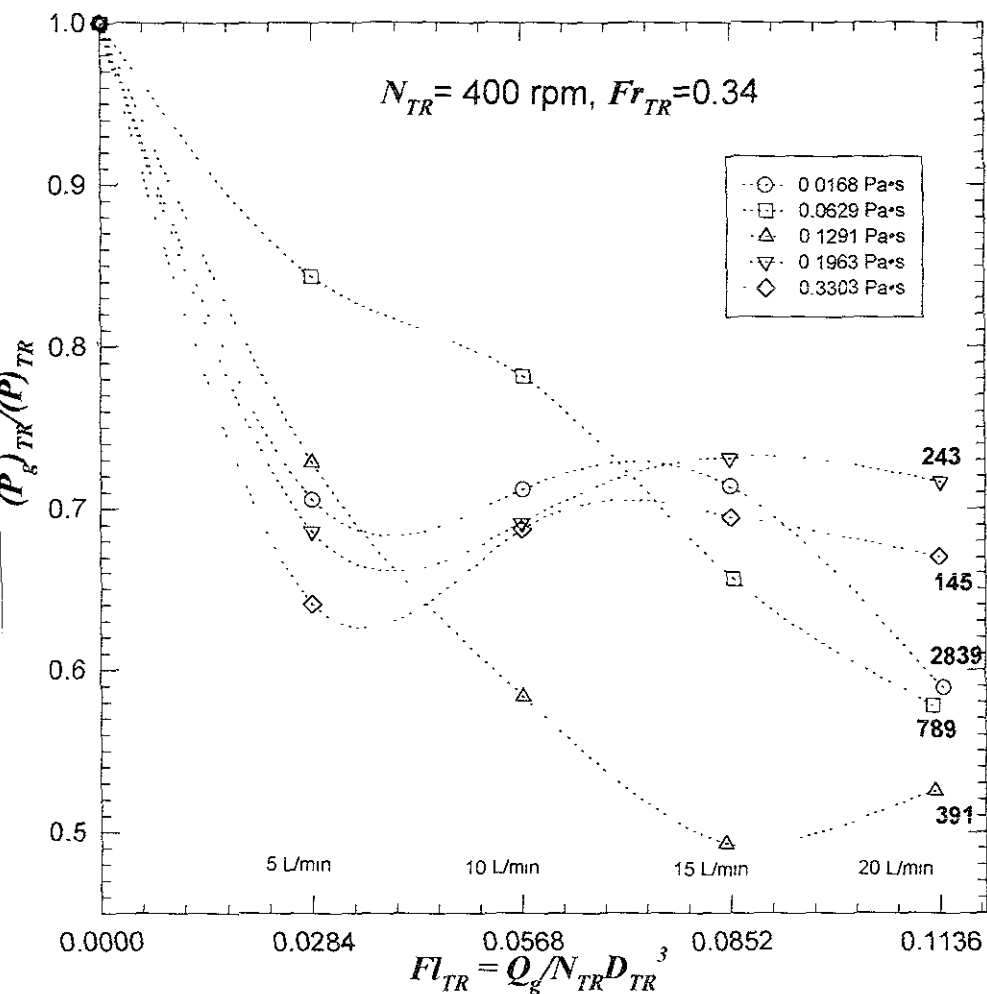


Figura 4.21. Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en términos de FI_{TR} , sobre la potencia relativa $(P_2)_{TR}/(P)_{TR}$, a 400 rpm (Fr_{TR} de 0.34) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$. Los valores que aparecen en el extremo de cada línea representan a Re_{TR} .

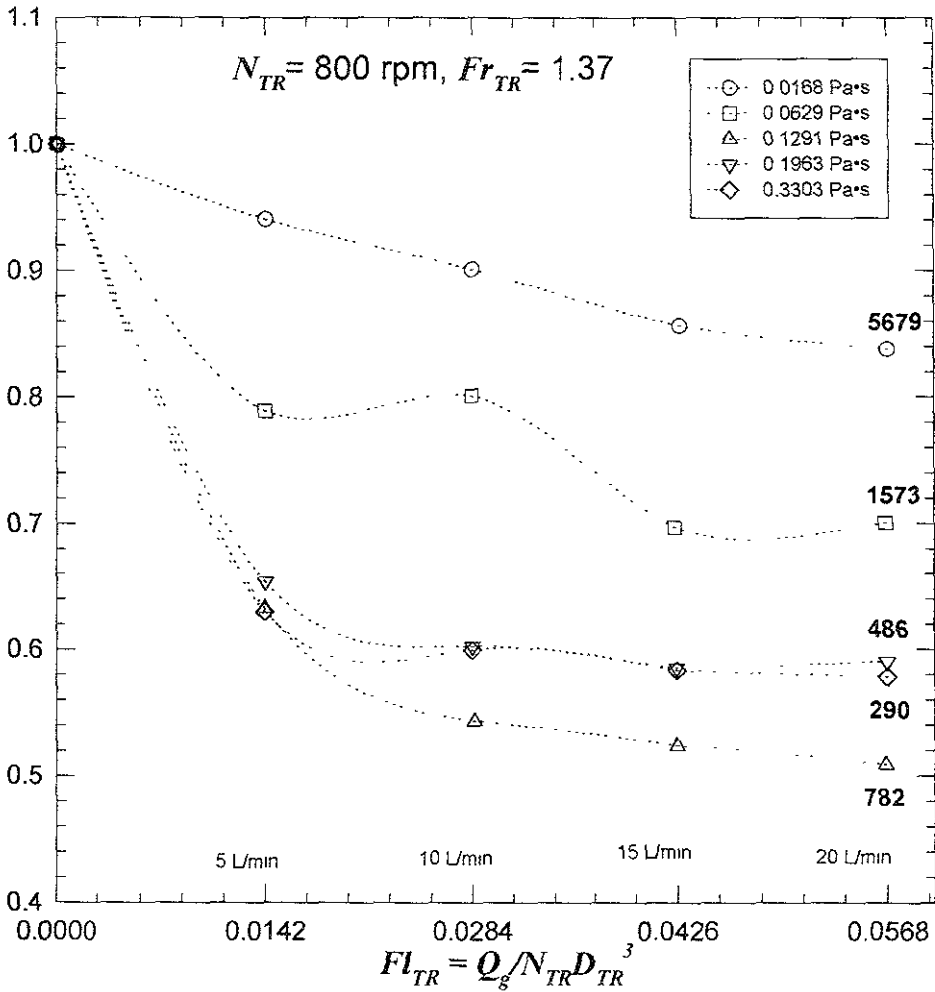


Figura 4.22. Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en términos de FL_{TR} , sobre la potencia relativa $(P_e)_{TR}/(P)_{TR}$, a 800 rpm (Fr_{TR} de 1.37) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$. Los valores que aparecen en el extremo de cada línea representan a Re_{TR} .

recirculación, aunque al parecer en los fluidos más viscosos nunca hubo una etapa de recirculación porque a partir del valor mínimo la potencia relativa se mantuvo constante e independiente de la velocidad de rotación. Por otro lado el mayor porcentaje de gas retenido siempre se presentó a velocidades muy próximas a la velocidad de descarga experimental. Además para cada viscosidad, este valor mínimo de potencia relativa, $(P_{\psi})_{TR}/(P)$, fue independiente del flujo volumétrico de aire, Q_g ya que, para cada viscosidad, siempre se presentó casi a la misma velocidad de rotación en los cuatro flujos de aire. Por otro lado $(N_{CD})_{TR}$ experimental, a los cuatro flujos de aire, fue casi el mismo en los tres fluidos más viscosos.

En cuanto al efecto de Q_g en $(P_{\psi})_{TR}/(P)_{TR}$ manteniendo N_{IR} constante, se vio que en los dos fluidos de mayor viscosidad fue menor dicho efecto, porque a 100, 400 y 800 rpm se mantuvo casi constante (generalmente a partir de 10 L/min), aun cuando entre 300 y 500 rpm el valor de ε aumentó a medida que Q_g se incrementó. Para el caso de los tres fluidos menos viscosos se vio que a 100 rpm el valor de $(P_{\psi})_{TR}/(P)_{TR}$ aumentó a medida que Q_g se incrementó y entre 400 y 800 rpm disminuyó, siendo menos notoria ésta disminución a 800 rpm.

Segunda parte

Objetivo particular 3.

Determinar, en condiciones isotérmicas, el efecto de la viscosidad sobre la transferencia de masa interfásica en la parte superior e inferior del recipiente, variando condiciones de operación (velocidad de rotación del mezclador y flujo volumétrico de aire), para establecer el comportamiento del equipo, ante el fenómeno de dispersión de gas.

4.3. Transferencia de masa

Para cubrir esta etapa, es necesario mencionar que la mayor parte del presente análisis se realizó para la sonda colocada en la tapa del recipiente (7.2 cm bajo el nivel de líquido), debido a que en trabajos realizados por Chavarria et al (1996) y Chavarria (1997), la sonda fue colocada en el mismo lugar. La membrana de esta sonda estuvo dirigida hacia abajo, a la altura del impulsor de listón helicoidal, tal y como se muestra en la Figura A2 del Anexo 1. El mecanismo de funcionamiento de la sonda para oxígeno se incluye en el Anexo 3.

Al final de esta segunda parte se hace una comparación entre el coeficiente volumétrico de transferencia de oxígeno de la sonda colocada a la altura del listón helicoidal y del impulsor de disco y hojas planas rectas es decir, entre $(k_{L,a})_{HR}$ y $(k_{L,a})_{IR}$, donde el valor de $(k_{L,a})_{TR}$ corresponde a una zona de alta dispersión y buen mezclado. El objetivo de colocar un electrodo en una posición próxima a la turbina Rushton, aunado a la diferencia de alturas, fue saber si existen diferencias y saber si se puede afirmar que la concentración de oxígeno disuelto fue igual en todo el volumen de líquido.

Hubo condiciones de operación en las cuales no se experimentó, por cuestiones de operación. Es decir:

- Únicamente para las viscosidades de 0.0168, 0.0629 y 0.1291 Pa·s, las condiciones de operación a las cuales se determinó $(k_{L,a})_{TR}$ y $(k_{L,a})_{HR}$, fueron las mismas que para potencia con aereación, $(P_{a})_{TR}$.

- En el caso de las viscosidades de 0.1963 y 0.3303 Pa·s, se descartó realizar experimentos de transferencia de masa a 100 rpm a los cuatro flujos volumétricos de aire, debido a la poca efectividad de la dispersión por parte del impulsor de disco y hojas planas rectas. Para el caso especial de la viscosidad de 0.3303 Pa·s, tampoco se realizaron experimentos de transferencia de masa a 300 rpm y 20 L/min

Además:

- La sonda colocada al nivel de la turbina Rushton tuvo menos interferencia comparada con la sonda colocada en la tapa. Por otro lado, la sonda colocada en la tapa presentó más interferencia a velocidades de rotación de $N_{TR} < 500$ rpm y 15 y 20 L/min, principalmente a 0.1963 y 0.3303 Pa·s, debido a que el gas golpeó la membrana. Se debe recordar que 500 rpm corresponde a $(N_{CD})_{TR}$ experimental en dichos fluidos

Para ilustrar mejor la anterior observación, en la figura 4.22.1 se ilustran cuatro gráficos donde se aprecia claramente que bajo las mismas condiciones de operación los datos de la sonda colocada al nivel de la turbina Rushton se ajustaron mejor al modelo de regresión. Además se observa menos interferencia en los datos de la sonda colocada al nivel de la turbina Rushton.

En el cuadro 4.15 y 4.16 se muestran los valores calculados de $(k_L a)_{TR}$, y $(k_L a)_{HR}$, respectivamente, así como los valores del error estándar, $std\ err$, y del coeficiente de correlación, r .

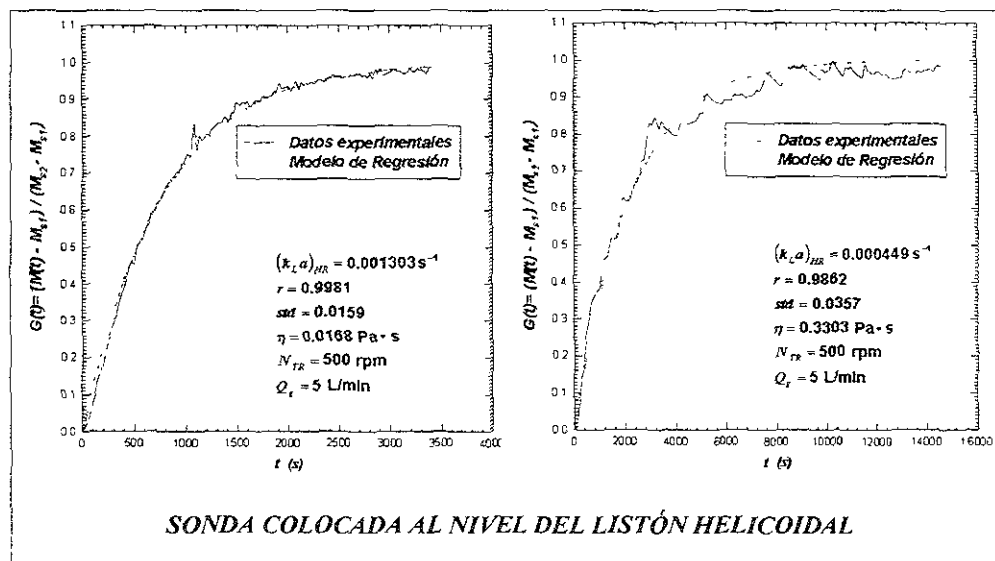
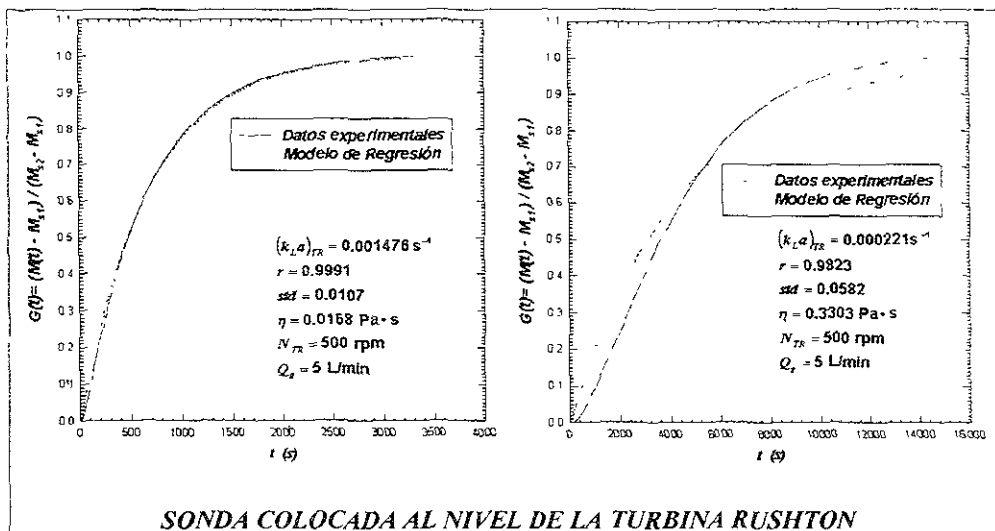


Figura 4.22.1. Comparación entre la respuesta normalizada $G(t)$ y los datos experimentales para ambas sondas, bajo las mismas condiciones de operación

Tabla 4.15. Valores del coeficiente volumétrico de transferencia de masa de la sonda colocada al nivel de la turbina Rushton, $(k_L a)_{TR}$, del coeficiente de correlación, r y valores del error estándar, $std\ err$, para las diferentes condiciones de operación

Viscosidad, (Pa·s)	N_{TR} (rpm)	5 L/min (0.00008 m ³ /s)			10 L/min (0.00016 m ³ /s)			15 L/min (0.00025 m ³ /s)			20 L/min (0.00033 m ³ /s)		
		$(k_L a)_{TR}$ $\times 10^6$ (s ⁻¹)	r	$std\ err$	$(k_L a)_{TR}$ $\times 10^6$ (s ⁻¹)	r	$std\ err$	$(k_L a)_{TR}$ $\times 10^6$ (s ⁻¹)	r	$std\ err$	$(k_L a)_{TR}$ $\times 10^6$ (s ⁻¹)	r	$std\ err$
0.0168	100	178	0.9879	0.0457	250	0.9960	0.0249	344	0.9968	0.0220	455	0.9964	0.0235
	200	383	0.9871	0.0472	429	0.9963	0.0239	554	0.9963	0.0237	688	0.9947	0.0289
	300	688	0.9915	0.0380	898	0.9962	0.0237	990	0.9943	0.0297	1129	0.9935	0.0319
	400	1045	0.9988	0.0127	1542	0.9944	0.0292	1791	0.9909	0.0391	1830	0.9905	0.0388
	500	1476	0.9991	0.0107	1667	0.9987	0.0129	1844	0.9955	0.0259	2018	0.9970	0.0201
	600	2285	0.9992	0.0091	1958	0.9986	0.0138	2085	0.9983	0.0156	2319	0.9985	0.0135
	700	2278	0.9993	0.0088	2618	0.9965	0.0229	2505	0.9979	0.0171	2690	0.9977	0.0176
	800	2585	0.9985	0.0142	3307	0.9979	0.0169	3287	0.9977	0.0178	3469	0.9983	0.0148
0.0629	100	123	0.9797	0.0609	157	0.9816	0.0582	180	0.9893	0.0434	217	0.9895	0.0427
	200	181	0.9880	0.0457	207	0.9919	0.0372	236	0.9937	0.0321	213	0.9947	0.0292
	300	283	0.9898	0.0423	319	0.9937	0.0322	356	0.9969	0.0207	260	0.9956	0.0263
	400	414	0.9960	0.0247	462	0.9969	0.0213	499	0.9986	0.0160	553	0.9974	0.0189
	500	553	0.9950	0.0283	617	0.9963	0.0238	599	0.9959	0.0243	645	0.9968	0.0215
	600	881	0.9969	0.0211	961	0.9954	0.0266	1017	0.9960	0.0241	769	0.9968	0.0218
	700	961	0.9962	0.0242	995	0.9966	0.0225	1017	0.9966	0.0227	930	0.9966	0.0229
	800	1189	0.9965	0.0230	1215	0.9973	0.0196	1265	0.9958	0.0252	1539	0.9967	0.0210
0.1291	100	84	0.9724	0.0732	109	0.9816	0.0594	124	0.9863	0.0500	139	0.9883	0.0456
	200	111	0.9865	0.0494	139	0.9859	0.0510	163	0.9886	0.0451	147	0.9828	0.0571
	300	166	0.9875	0.0476	187	0.9893	0.0435	222	0.9885	0.0453	172	0.9884	0.0451
	400	235	0.9929	0.0344	236	0.9928	0.0348	268	0.9915	0.0382	285	0.9909	0.0396
	500	272	0.9950	0.0281	349	0.9949	0.0285	337	0.9932	0.0337	391	0.9912	0.0389
	600	443	0.9931	0.0337	407	0.9930	0.0342	690	0.9871	0.0485	467	0.9869	0.0485
	700	596	0.9929	0.0343	586	0.9934	0.0330	477	0.9892	0.0437	664	0.9875	0.0476
	800	630	0.9937	0.0321	705	0.9935	0.0327	776	0.9896	0.0429	722	0.9933	0.0332
0.1963	200	66	0.9560	0.0908	76	0.9758	0.0673	93	0.9822	0.0579			
	300	96	0.9833	0.0557	115	0.9828	0.0572						
	400	173	0.9793	0.0638	180	0.9807	0.0611	190	0.9809	0.0608	190	0.9832	0.0563
	500	225	0.9824	0.0581	242	0.9831	0.0567	240	0.9826	0.0577	245	0.9845	0.0538
	600	265	0.9845	0.0539	287	0.9861	0.0505	267	0.9890	0.0438	271	0.9853	0.0521
	700	299	0.9843	0.0542	338	0.9841	0.0546	330	0.9838	0.0553	320	0.9852	0.0522
	800	359	0.9858	0.0510	366	0.9875	0.0475	367	0.9845	0.0537	374	0.9858	0.0511
	0.3303	200	72	0.9701	0.0762	89	0.9822	0.0573	109	0.9861	0.0505	116	0.9862
300		134	0.9789	0.0647	134	0.9774	0.0671	137	0.9852	0.0522	153	0.9837	0.0555
400		198	0.9846	0.0537	205	0.9865	0.0490	213	0.9825	0.0577	219	0.9809	0.0608
500		221	0.9823	0.0582	244	0.9815	0.0596	241	0.9858	0.0511	279	0.9873	0.0477
600		252	0.9870	0.0485	273	0.9898	0.0420	289	0.9871	0.0479	312	0.9880	0.0464
700		295	0.9872	0.0480	339	0.9891	0.0434	339	0.9893	0.0431	341	0.9905	0.0383
800		326	0.9894	0.0431	372	0.9904	0.0408	387	0.9896	0.0427	411	0.9881	0.0463

Cuadro 4.16. Valores del coeficiente volumétrico de transferencia de masa de la sonda colocada al nivel del listón helicoidal, $(k_L a)_{HR}$, del coeficiente de correlación, r y valores del error estándar, $std\ err$, para las diferentes condiciones de operación

Viscosidad (Pa·s)	N_{HR} (rpm)	5 L/min (0 0008 m ³ /s)			10 L/min (0 0016 m ³ /s)			15 L/min (0 0025 m ³ /s)			20 L/min (0 0033 m ³ /s)		
		$(k_L a)_{HR}$ $\times 10^6$ (s ⁻¹)	r	$std\ err$	$(k_L a)_{HR}$ $\times 10^6$ (s ⁻¹)	r	$std\ err$	$(k_L a)_{HR}$ $\times 10^6$ (s ⁻¹)	r	$std\ err$	$(k_L a)_{HR}$ $\times 10^6$ (s ⁻¹)	r	$std\ err$
0 0168	100	148	0 9870	0 0456	178	0 9901	0 0381	353	0 9984	0 0151	439	0 9968	0 0212
	200	361	0 9868	0 0475	338	0 9955	0 0260	544	0 9964	0 0233	651	0 9882	0 0249
	300	672	0 9933	0 0329	681	0 9932	0 0324	990	0 9958	0 0253	1079	0 9936	0 0319
	400	977	0 9986	0 0136	1100	0 9959	0 0241	1755	0 9929	0 0341	1773	0 9932	0 0325
	500	1303	0 9981	0 0159	1242	0 9937	0 0293	1820	0 9974	0 0194	1970	0 9982	0 0151
	600	2079	0 9980	0 0156	1512	0 9884	0 0432	1930	0 9965	0 0229	2113	0 9981	0 0158
	700	2053	0 9973	0 0188	1923	0 9941	0 0308	2147	0 9941	0 0308	2297	0 9939	0 0308
	800	2209	0 9938	0 0313	2709	0 9908	0 0393	2664	0 9908	0 0395	2717	0 9922	0 0355
0 0529	100	133	0 9888	0 0430	177	0 9934	0 0325	199	0 9952	0 0275	236	0 9970	0 0212
	200	184	0 9897	0 0419	210	0 9940	0 0312	241	0 9954	0 0269	216	0 9960	0 0248
	300	284	0 9902	0 0413	311	0 9928	0 0347	343	0 9970	0 0204	2608	0 9967	0 0223
	400	404	0 9957	0 0258	449	0 9965	0 0228	477	0 9974	0 0192	529	0 9970	0 0204
	500	492	0 9881	0 0459	581	0 9943	0 0303	599	0 9958	0 0254	611	0 9946	0 0292
	600	767	0 9925	0 0347	830	0 9897	0 0424	876	0 9911	0 0384	703	0 9933	0 0331
	700	845	0 9898	0 0421	857	0 9906	0 0402	879	0 9900	0 0417	801	0 9898	0 0424
	800	1020	0 9904	0 0406	1018	0 9910	0 0390	1038	0 9885	0 0452	1192	0 9901	0 0406
0 1291	100	98	0 9892	0 0430	131	0 9928	0 0346	147	0 9959	0 0252	165	0 9962	0 0239
	200	122	0 9941	0 0310	153	0 9915	0 0382	175	0 9937	0 0323	170	0 9913	0 0387
	300	202	0 9852	0 0415	204	0 9949	0 0287	230	0 9917	0 0376	185	0 9934	0 0330
	400	250	0 9944	0 0300	246	0 9926	0 0352	282	0 9931	0 0338	296	0 9918	0 0373
	500	266	0 9934	0 0329	339	0 9932	0 0333	331	0 9913	0 0386	376	0 9875	0 0474
	600	397	0 9864	0 0499	379	0 9878	0 0469	564	0 9722	0 0747	426	0 9789	0 0635
	700	506	0 9837	0 0554	493	0 9836	0 0557	436	0 9826	0 0577	553	0 9743	0 0715
	800	538	0 9845	0 0539	586	0 9841	0 0548	622	0 9763	0 0687	573	0 9843	0 0542
0 1963	200	79	0 9795	0 0549	91	0 9925	0 0347	104	0 9929	0 0342
	300	102	0 9910	0 0372	113	0 9932	0 0335
	400	170	0 9896	0 0418	195	0 9840	0 0550	205	0 9834	0 0561	210	0 9878	0 0466
	500	207	0 9890	0 0414	251	0 9835	0 0559	253	0 9822	0 0585	259	0 9814	0 0500
	600	242	0 9780	0 0658	297	0 9858	0 0509	263	0 9868	0 0486	268	0 9820	0 0588
	700	297	0 9877	0 0446	333	0 9810	0 0607	316	0 9757	0 0704	304	0 9781	0 0659
	800	324	0 9780	0 0662	342	0 9815	0 0597	340	0 9757	0 0704	343	0 9756	0 0704
	0 3303	200	87	0 9879	0 0452	101	0 9939	0 0311	140	0 9980	0 0166	139	0 9952
300		216	0 9954	0 0236	282	0 9838	0 0783	442	0 8275	0 0931	257	0 9929	0 0273
400		425	0 8949	0 0763	319	0 9973	0 0184	266	0 9808	0 0445	3944	...	0 1030
500		449	0 9862	0 0357	321	0 9951	0 0242	260	0 9864	0 0493	401	0 9747	0 0556
600		239	0 9832	0 0552	254	0 9888	0 0440	265	0 9849	0 0516	317	0 9884	0 0431
700		280	0 9793	0 0637	320	0 9910	0 0348	333	0 9923	0 0325	313	0 9905	0 0383
800		390	0 9913	0 0365	364	0 9852	0 0453	426	0 9848	0 0469	409	0 9934	0 0304

En general, en ambos cuadros se aprecia que

- Los datos experimentales para ambas sondas se ajustaron bien al modelo de regresión y se obtuvieron mejores coeficientes de correlación, r y errores estándar pequeños, $std\ err.$ a $\eta < 0.1291\text{ Pa}\cdot\text{s}$ y a $N_{TR} > 400\text{ rpm}$. Sin embargo, el modelo de regresión se ajustó de mejor forma a la sonda colocada al nivel de la turbina Rushton.
- El intervalo de r , incluyendo las cinco viscosidades y los cuatro flujos de aire, se mantuvo entre 0.8276 y 0.9993, mientras que el error estándar, $std\ err.$, entre 0.0085 y 0.0931
- Los valores máximos del coeficiente volumétrico de transferencia de masa, por parte de ambos impulsores, corresponden a los flujos volumétricos de aire y velocidades de rotación más grandes
- Para el caso de la viscosidad más grande y la sonda colocada en la tapa se ve que a velocidades inferiores a 400 rpm los valores del coeficiente volumétrico de transferencia de masa se incrementaron en demasiada proporción (especialmente a 400 rpm y 20 L/min) y a partir de 500 rpm volvió a disminuir dicho valor. Este comportamiento se atribuye a que bajo estas condiciones de operación el mezclador dual no dispersó de manera efectiva

Es importante mencionar que mediante el modelo de regresión no lineal se obtuvo el valor del coeficiente volumétrico global de transferencia de masa gas-líquido, K_{La} , pero debido a la baja solubilidad del oxígeno, el valor de K_{La} se puede considerar equivalente al coeficiente volumétrico local de transferencia de masa gas-líquido, k_{La} , al cual se hace referencia en este trabajo ($K_{La} \approx k_{La}$) (ver ecuación Anexo 3 y ecuación 2.13)

4.3.1. Efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} , de la viscosidad del fluido, η , y del flujo volumétrico de aire, Q_g , en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, $(k_{La})_{HR}$.

El análisis de resultados se hizo de la misma manera que para consumo de potencia con aereación, $(P_D)_{TR}$. Las Figuras 4.23 a 4.26 corresponden al comportamiento de $(k_{La})_{HR}$ para cada uno de los flujos de aire manejados, 5, 10, 15 y 20 L/min, respectivamente. Se análisis de hace para la sonda colocada en la tapa debido para comparar nuestros resultados con los obtenidos por Chavarria (1997)

Cada Figura muestra la relación que existe entre Re_{TR} y $(k_{La})_{HR}$, para los cinco fluidos usados, donde el número de Reynolds representa la influencia de η y N_{TR} en $(k_{La})_{HR}$. El régimen de flujo en cada una de éstas es el mismo que para el consumo de potencia con aereación (de transición y turbulento), no obstante el análisis se realizó para el intervalo de N_{TR} de 200 a 800 rpm, porque en los dos fluidos más viscosos no se determinó el coeficiente volumétrico de transferencia de masa a 100 rpm. Para establecer la influencia de Q_g , se presentan las Figuras 4 28, 4 29 y 4 30, las cuales corresponden a 200, 500 y 800 rpm, respectivamente.

a) Efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} , en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, $(k_{La})_{HR}$.

En las Figuras 4.23 a 4.26 se puede observar claramente que el comportamiento de $(k_{La})_{HR}$ en función de Re_{TR} está menos definido comparado con el consumo de potencia con aereación (Las figuras 4 10 y 4 11 representaron el efecto de N_{TR} en $(P_{Q})_{TR}$), porque en los cuatro flujos de aire, las curvas para las viscosidades de 0 1291 y 0.1963 Pa·s se sobreponen, además la curva para el fluido más viscoso (0 3303 Pa·s) contiene valores máximos a 500 rpm para 5, 10 y 20 L/min (figuras 4 23, 4.24 y 4 26) y 300 rpm (figura 4 25) los cuales propician una desviación de la tendencia. Esto comparado con las curvas correspondientes a los fluidos menos viscosos. Más adelante se discutirán las causas del comportamiento del $(k_{La})_{HR}$ para 0 3303 Pa·s. Para el análisis de las Figuras 4.23 a 4.26, se incluye la ecuación 4 10, la cual representa el número de veces que fue incrementado el valor de $(k_{La})_{HR}$ cuando se aumentó cuatro veces la velocidad de rotación (de 200 a 800 rpm). Es importante mencionar que en las Figuras 4 23 a 4.26 se indica con una flecha el punto correspondiente a 200 rpm ya que en éstas es complicado identificarlos, además, en los tres fluidos menos viscosos sí se determinó el valor de $(k_{La})_{HR}$ a 100 rpm.

$$\frac{(k_{La})_{HR} @ N_{TR} = 800 \text{rpm}}{(k_{La})_{HR} @ N_{TR} = 200 \text{rpm}} \quad (4 10)$$

Aunado a lo anterior, en el cuadro 4 17 se muestra el valor de la ecuación 4 10 para los cinco fluidos que fueron agitados.

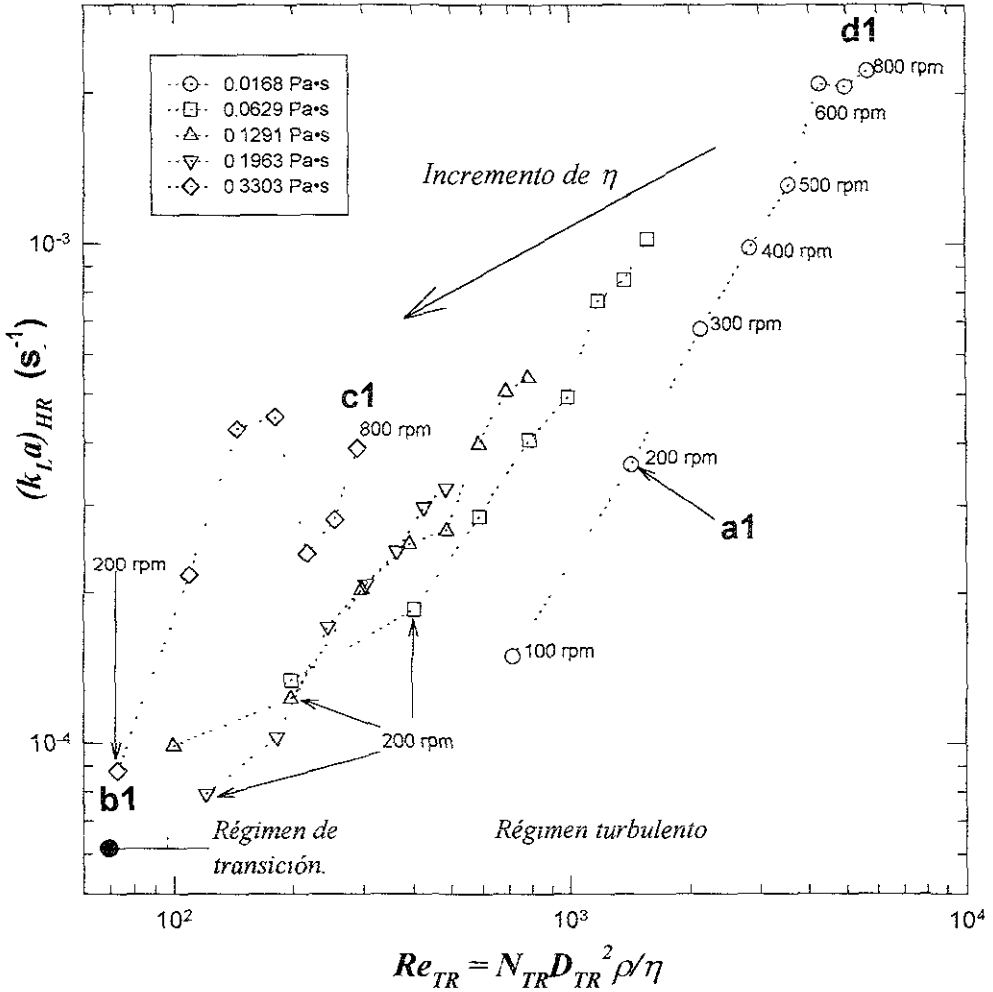


Figura 4.23. Efecto de N_{TR} y η , en $(k_L a)_{HR}$, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal a $5 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0024 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.

Cuadro 4.17. Efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} , en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, $(k_{La})_{HR}$, a diferentes viscosidades, η , y flujos volumétricos de aire, Q_a .

Concentración (%, p/p)		Soluciones de Azúcar			Soluciones de Glicerol	
η (Pa·s)		51	62	65.5	91	94.2
Q_a		0.0168	0.0629	0.1291	0.1963	0.3303
m^3/s	L/min	$(k_{La})_{HR} @ N_{IR}=800 \text{ rpm}$				
		$(k_{La})_{HR} @ N_{IR}=200 \text{ rpm}$				
0.00008	5	6.1 segmento a1-d1*	5.6	4.4	4	4.4 segmento b1-c1*
0.00016	10	8.1 segmento a2-d2**	4.8	3.8	3.7	3.6 segmento b2-c2**
0.00025	15	5.2 segmento a3-d3***	4.2	3.6	3.4	3 segmento b3-c3***
0.00033	20	4.1 segmento a4-d4****	5.6	3.3	---	3 segmento b4-c4****

* Ver segmento en la Figura 4.23

** Ver segmento en la Figura 4.24

*** Ver segmento en la Figura 4.25

**** Ver segmento en la Figura 4.26

De acuerdo con la Figura 4.23 (5 L/min) y este cuadro

- El efecto de la velocidad de rotación en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa aumentó a medida que la viscosidad disminuyó, es decir, a medida que la viscosidad aumentó el número de veces que se incrementó el valor de $(k_{La})_{HR}$ disminuyó, manteniendo constante el número de veces que fue aumentada velocidad rotacional. Es decir, tomando como ejemplo el fluido más y el menos viscoso se observa lo siguiente
 1. Para 0.0168 Pa·s se alcanzó un incremento en el valor de $(k_{La})_{HR}$ de 6 veces el $(k_{La})_{HR}$ correspondiente al punto a1 cuando se aumentó la velocidad rotacional cuatro veces, o de 200 rpm (punto a1) a 800 rpm (punto d1)
 2. Para 0.3303 Pa·s (segmento b1-c1), bajo las mismas condiciones de operación, el valor de la relación expresada por la ecuación 4.10 fue igual a 4.4
- En cuanto al régimen de flujo se puede decir que el efecto de N_{IR} en el valor de $(k_{La})_{HR}$ fue mayor en condiciones bajo las cuales el régimen de flujo se volvió más turbulento, es decir a medida que la viscosidad disminuyó
- Para cada viscosidad, el valor de la relación expresada por la ecuación 4.10 disminuyó a medida que el flujo volumétrico aumentó, esto se debió a que al aumentar el flujo volumétrico de aire es decir, la capacidad para dispersar y homogenizar por parte del mezclador dual fue disminuyendo a medida que el

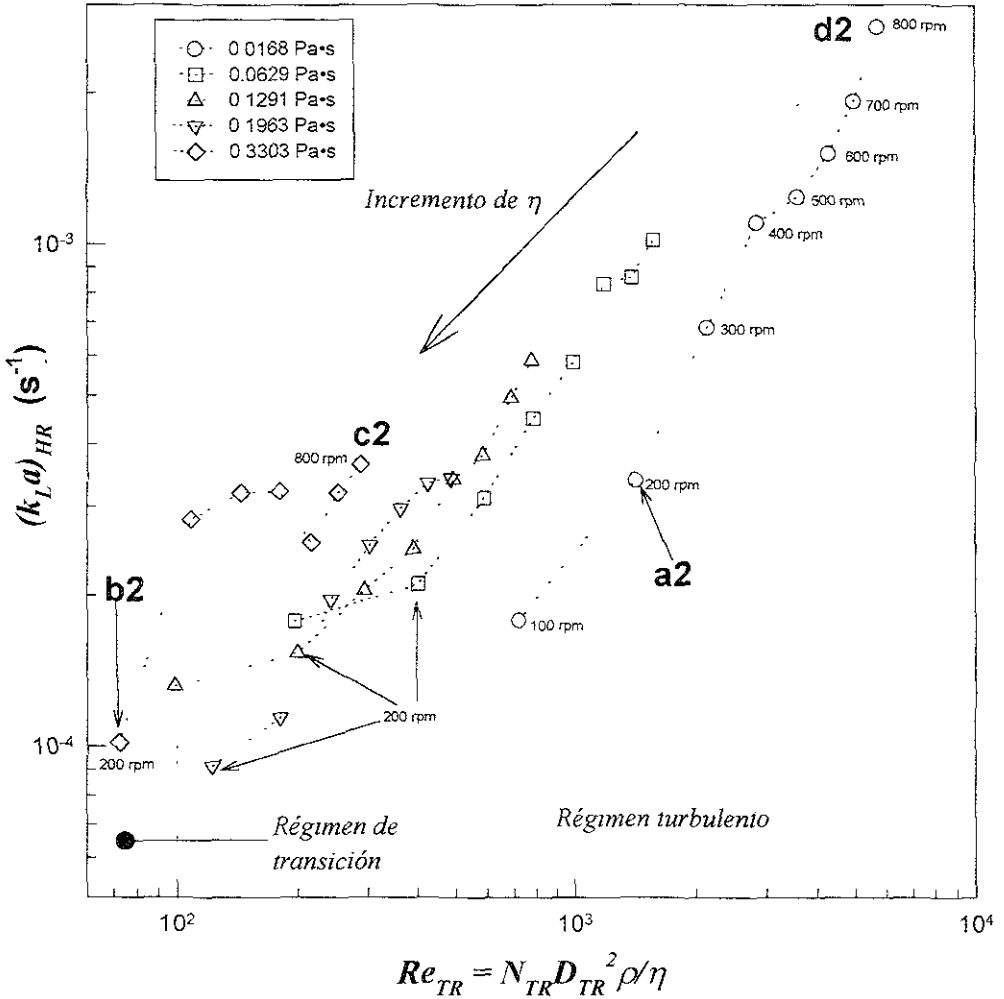


Figura 4.24. Efecto de N_{TR} y η , en $(k_L a)_{HR}$, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal a $10 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0048 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$

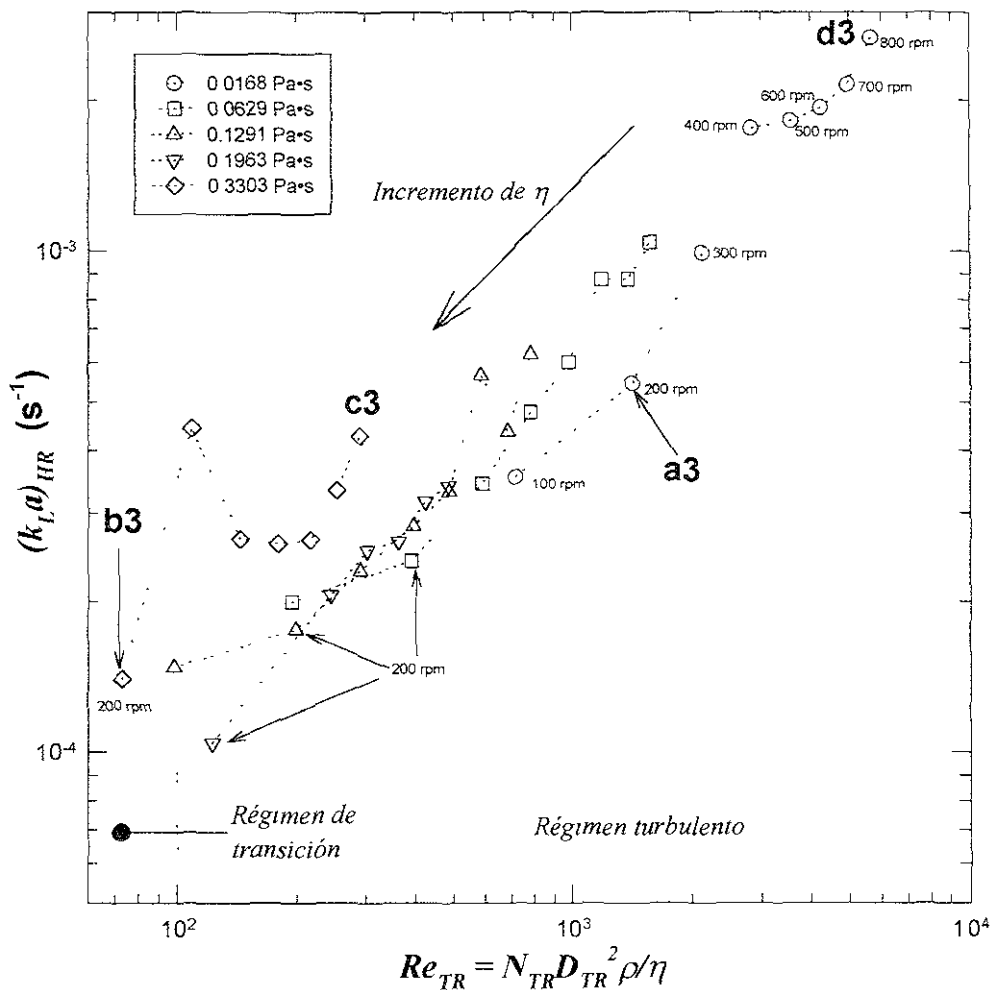


Figura 4.25. Efecto de N_{TR} y η , en $(k_L a)_{HR}$, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal a $15 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$ (v_r de 0.0072 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$

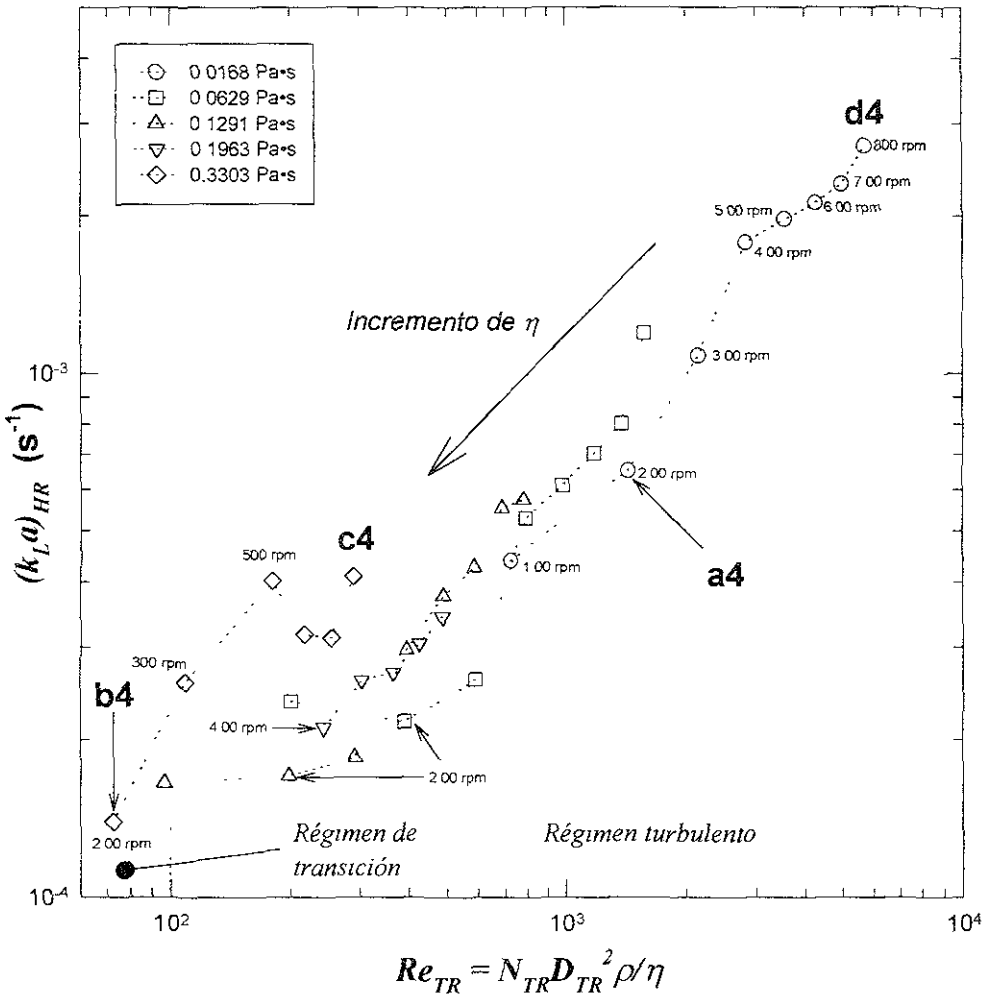


Figura 4.26. Efecto de N_{TR} y η , en $(k_L a)_{HR}$, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal a $20 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0096 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$.

flujo de aire también aumentó. La razón de este comportamiento es que el valor de $(k_{LA})_{HR}$ a 200 rpm fue más notorio comparado con 800 rpm; una causa segura es que a 200 rpm las burbujas ascendieron verticalmente dando como resultado que a mayor flujo volumétrico la transferencia de masa en ambos electrodos aumentara. Esto puede confundir porque supuestamente a 200 rpm el impulsor estuvo en la etapa de inundación, sin embargo, debido a la ubicación de los electrodos y a la forma en que se fue dispersando el gas por todo el volumen influyó en que se obtuvieran estos resultados.

En las Figuras 4.24, 4.25 y 4.26, junto con el cuadro 4.17, se observa que el comportamiento de $(k_{LA})_{HR}$ para 10, 15 y 20 L/min fue generalmente el mismo que para 5 L/min, es decir, fue mayor el efecto de N_{TR} en $(k_{LA})_{HR}$ cuanto menor fue la viscosidad del fluido que fue agitado. Además se pueden mencionar otros aspectos se ven muy claramente en las cuatro figuras

- Para cualquier viscosidad y bajo cualquier flujo de aire se puede ver que a medida que la velocidad de rotación aumentó, el incremento de $(k_{LA})_{HR}$ se fue haciendo menor, esto quiere decir que a velocidades superiores a 800 rpm es posible que ya no se logre un incremento importante en el valor del $(k_{LA})_{HR}$. En la Figura 4.27, correspondiente al coeficiente volumétrico de transferencia de masa del electrodo colocado en la parte inferior del recipiente $(k_{LA})_{TR}$, evaluado a 5 L/min, se ve el mismo comportamiento, y también fue observado para 10, 15 y 20 L/min. Por otro lado, para ambos electrodos, también se ve un cambio de tendencia haciéndose menor la inclinación de la curva a partir de 400 rpm siendo más notorio en el fluido más viscoso.
- Para el caso del fluido más viscoso, se puede mencionar que dentro de los valores que propiciaron el cambio tan marcado en la trayectoria de la curva para 0.3303 Pa·s (300 a 500 rpm), a los cuatro flujos de aire, fue común que a 500 rpm se lograra el máximo porcentaje de gas retenido, así como los valores de $(N_{CD})_{TR}$ experimental (ver cuadro 4.14 y Figuras 4.5 y 4.6). Esto último crea la posibilidad de proponer para esta viscosidad, a 500 y 600 rpm (principalmente 600 rpm) como velocidades de rotación adecuadas para lograr una máxima cantidad de gas retenido, un menor consumo de potencia y un mayor coeficiente de transferencia de masa. Por otra parte y a manera de comparación el comportamiento de $(k_{LA})_{TR}$ para el electrodo colocado al nivel de la turbina Rushton y a esta misma viscosidad, no fue igual y estuvo mejor definido, en la Figura 4.27 se ve que únicamente hubo menor inclinación de la curva a partir de 400 rpm en lugar de incrementar tan marcadamente el valor de $(k_{LA})_{TR}$ a velocidades inferiores a 400 rpm (Figura 4.23). Generalmente este comportamiento de $(k_{LA})_{TR}$ fue el mismo para los cuatro flujos de aire. Este comportamiento se puede deber a la capacidad para dispersar y homogeneizar las burbujas de gas por parte del mezclador, lo cual visualmente no fue muy bueno a velocidades inferiores a 400 rpm.

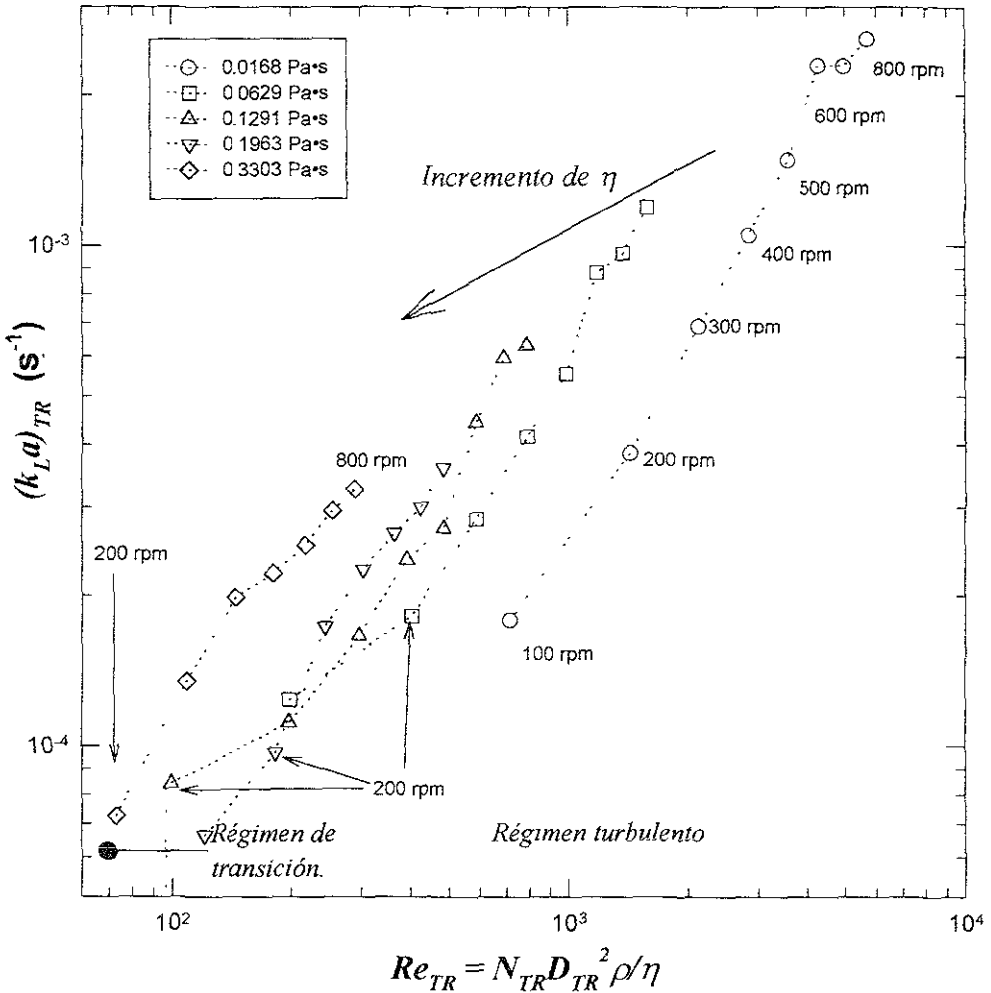


Figura 4.27. Efecto de N_{TR} y η , en $(k_L a)_{TR}$, correspondiente a la sonda colocada a la altura de la turbina Rushton a $5 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0024 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$

Comparando la Figura 4.23 con la 4.27 se aprecia que

- Ambos electrodos y principalmente el que fue colocado en la tapa, pudieron servir como indicadores de la homogeneidad
 - 1 Para el caso del electrodo colocado en la tapa, estos incrementos tan marcados en el valor de $(k_{La})_{HR}$ a velocidades inferiores a 500 rpm podrían deberse a que el equipo simuló una columna de burbujas, dando como consecuencia que el gas golpeará la membrana de la sonda
 - 2 Para el electrodo colocado al nivel de la turbina Rushton, la falta de dispersión y homogeneidad propicio un cambio en la trayectoria del $(k_{La})_{TR}$, es decir, a velocidades inferiores a 500 rpm hubo mayor concentración de oxígeno o más cantidad de burbujas en la parte central del recipiente. En forma general a velocidades inferiores a 500 rpm, se vio que a medida que se aumentaba la velocidad rotacional, la turbina impulsaba más cantidad de burbujas de gas de tamaño no tan pequeño en dirección radial, además por la falta de efecto por parte del listón la mayor parte de las burbujas llegaron de gran tamaño a la sonda de la tapa creando mayores valores de $(k_{La})_{HR}$ comparados con $(k_{La})_{TR}$ (zona de alta dispersión de gas)

Lo anterior implica que de alguna forma, tanto la dispersión como el mezclado de gas para esta viscosidad fue baja entre 400 y 500 rpm (además la distorsión de la señal de la sonda colocada en la tapa fue máxima a estas velocidades de rotación y mínima a velocidades de rotación superiores a 600 rpm) y comenzó a ser mejor a partir de 600 rpm. Aunado a lo anterior, se ha comprobado que el máximo valor de α para 0.3303 Pa·s, se logró en la etapa de recirculación experimental 500 rpm $((N_{LD})_{TR})$ tal como se vio en las Figuras 4.16 a 4.19 y el cuadro 4.14

Otro aspecto de relevancia en los fluidos de menor viscosidad, fue que en éstos se propició un menor consumo de potencia y menores porcentajes de gas retenido, pero mayores valores del coeficiente volumétrico de transferencia de masa. En otras palabras, en los fluidos más viscosos el porcentaje de gas retenido compensó de alguna forma el efecto de la viscosidad y el consumo de potencia en el valor del $(k_{La})_{HR}$

Se puede concluir, que para los cuatro flujos de aire (5, 10, 15 y 20 L/min) el efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} , en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, $(k_{La})_{HR}$, fue mayor en viscosidades bajas (0.0168 Pa·s) que en viscosidades grandes (0.3303 Pa·s) porque en los fluidos menos viscosos se lograron mayores

valores de $(k_{La})_{HR}$ al aumentar el mismo número de veces la velocidad rotacional. De acuerdo con el régimen de flujo, el efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} , en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, $(k_{La})_{HR}$, fue mayor en régimen turbulento que en régimen muy próximo al de transición por las mismas razones que en el punto anterior. En el fluido menos viscoso, agitado a 800 rpm, estuvo presente el fenómeno de aereación superficial en la viscosidad de 0.0168 Pa·s y posiblemente fue la causa que presentara mayor incremento de $(k_{La})_{HR}$, al aumentar de 200 rpm a 800 rpm, en comparación con la mayor viscosidad (0.3303 Pa·s). El comportamiento de $(k_{La})_{HR}$ e inclusive el de $(k_{La})_{TR}$ fue similar que para el consumo de potencia con aereación.

Por otra parte, a cualquier viscosidad, el efecto de N_{TR} sobre $(k_{La})_{HR}$ disminuyó a medida que se incrementó el flujo volumétrico de aire, Q_g , debido a que a 200 rpm la capacidad para dispersar gas y homogenizar lo disminuyó al aumentar Q_g .

Por otra parte, el análisis del comportamiento del coeficiente volumétrico de transferencia de masa, siempre se hace en función de la potencia por unidad de volumen de líquido, (P_g/V_L) . Debido a esto se incluye la siguiente sección.

a1). Efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} en términos de consumo de potencia con aereación, $(P_g)_{TR}$, en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, $(k_{La})_{HR}$.

En el presente análisis se hace referencia a las Figuras 4.23.1, 4.26.1 correspondientes al comportamiento de $(k_{La})_{HR}$ en función $(P_g)_{TR}$ a 5 y 10 L/min tomando como límite inferior la potencia consumida a 200 y como superior la evaluada a 800 rpm. No se hizo en función de $((P_g)_{TR}/V_L)$ porque el comportamiento de $(k_{La})_{HR}$ es el mismo ya que el volumen de líquido fue siempre el mismo. Este análisis se hizo porque generalmente en la bibliografía se encuentra esta relación.

A simple vista se aprecia nuevamente lo observado con anterioridad

- El fluido de mayor viscosidad consumió más potencia a cualquier velocidad rotacional (concorda con lo visto en la sección 4.2.2 a), pero proporcionó los valores más pequeños de $(k_{La})_{HR}$. También se ve que a la velocidad de rotación más grande se consumió casi la misma potencia para los cinco fluidos.

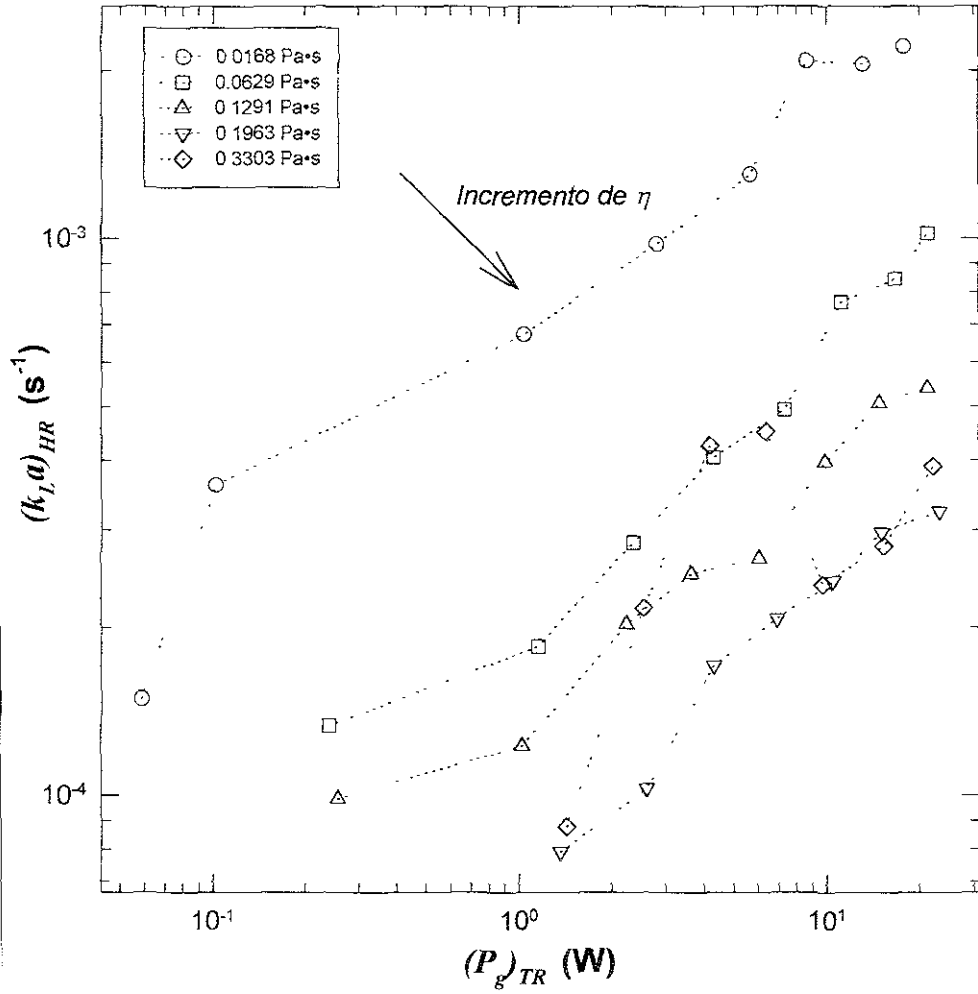


Figura 4.23.1. Efecto de $(P_g)_{TR}$ en $(k_L a)_{HR}$, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal a $5 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0024 m/s) y $25 \pm 1^\circ \text{C}$.

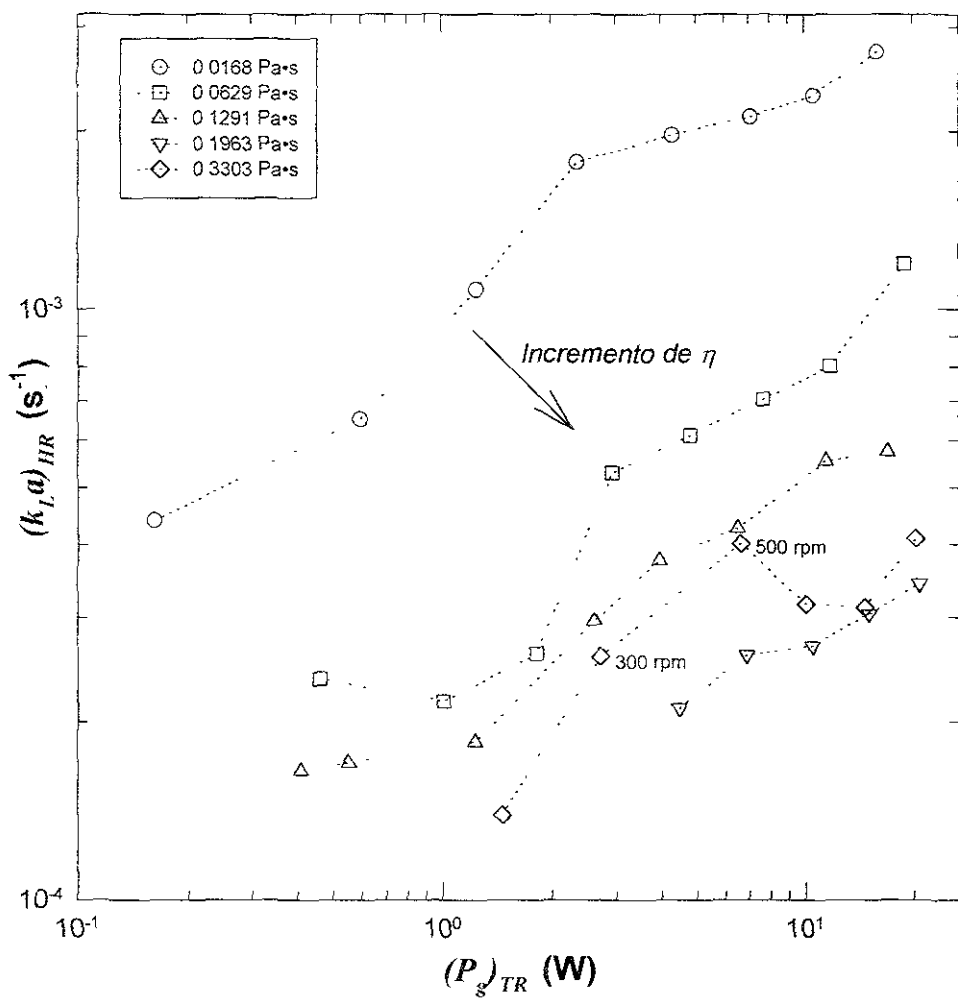


Figura 4.26.1. Efecto de $(P_g)_{TR}$ en $(k_L a)_{HR}$, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal a $20 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0096 m/s) y $25 \pm 1^\circ \text{C}$.

- El valor de $(k_{LA})_{HR}$ y de $(P_g)_{TR}$ para cada viscosidad fue incrementado en menor proporción a medida que la velocidad de rotación fue aumentando siendo ambos muy pequeños y casi constante para el $(k_{LA})_{HR}$, entre 700 y 800 rpm. Este comportamiento indica que tal vez, la potencia no fue utilizada de forma eficiente ya que a velocidades mayores a 800 rpm, es posible que no se incrementa considerablemente el valor de $(k_{LA})_{HR}$. Probablemente a estas velocidades de rotación el valor de $(k_{LA})_{HR}$ llegó al inicio de una región donde el valor de $(k_{LA})_{HR}$ permanecería constante aunque se incrementara la potencia, esta región fue nombrada por Tatterson (1994) en términos de $(k_{LA})_{HR}$, como región de ahogo (Choked region), y donde el impulsor ya no fue capaz de dispersar más cantidad de gas (la recirculación fue demasiado grande). Debido al comportamiento de ε esta zona puede ser la zona denominada por Loiseau et al (1977) y Mann (1986) como zona de inundación.
- La inclinación de la curva para cada viscosidad siendo más notorio para 20 L/min (Figura 4.26.1), disminuyó a partir de 400 rpm. Para 0.3303 Pa·s se ve nuevamente un incremento repentino en los valores de $(k_{LA})_{HR}$ entre 300 y 500 rpm.
- A medida que Q_g aumentó, la curva para 0.3303 Pa·s fue colocándose por arriba de la correspondiente a 0.1963 Pa·s, lo cual es un indicio de que a velocidad de rotación constante, en aumento en el porcentaje de gas retenido debido al incremento de la viscosidad compensó el efecto de $(P_g)_{TR}$ y de η en $(k_{LA})_{HR}$. Cabe mencionar que esto también sucedió con el valor de $(k_{LA})_{FR}$.
- El comportamiento del $(k_{LA})_{TR}$ para el nivel de la turbina Rushton, también fue el mismo.

En el cuadro 4.18 se ve el incremento de la potencia con aereación cuando fue incrementado por un factor de 4 la velocidad rotacional (de 200 a 800 rpm)

Cuadro 4.18. Efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} en el consumo de potencia con aereación $(P_g)_{TR}$, a diferentes viscosidades y cuatro flujos volumétricos de aire, Q_g

Q_g		Figura	$(P_g)_{TR} @ N_{TR} = 800 \text{ rpm}$				
			0.0168 Pa·s	0.0629 Pa·s	0.1291 Pa·s	0.1963 Pa·s	0.3303 Pa·s
m ³ /s	L/min						
0.00008	5	4.23.1	178	19	21	17	16
0.00016	10		61	19	25	15	15
0.00025	15		42	14	27	14	14
0.00033	20	4.26.1	26	19	31	14	14

Este cuadro es similar al cuadro 4 11 pero aqui se tomo en cuenta 200 rpm en lugar de 100 rpm, no obstante el comportamiento de $((P)_{TR @ 800 \text{ rpm}} / (P)_{TR @ 200 \text{ rpm}})$ fue el mismo que para la ecuación 4 7 $((P)_{TR @ 800 \text{ rpm}} / (P)_{TR @ 100 \text{ rpm}})$

Haciendo un análisis conjunto entre el cuadro 4 17 y el 4.18 se comprueba nuevamente lo observado en las Figuras 4 23 1 y 4 26 1

- A flujo volumétrico de aire constante, el incremento en el valor de $(k_L a)_{HR}$ y en el valor de $(P_g)_{TR}$ fue disminuyendo a medida que la viscosidad aumentó, por ejemplo, para 0 0168 y 5 L/min fue necesario incrementar 178 veces la potencia consumida a 200 rpm para incrementar únicamente 6 veces el $(k_L a)_{HR}$ correspondiente a esta misma velocidad, mientras que para 0 3303 Pa•s se incremento 20 veces la potencia para lograr un incremento en el $(k_L a)_{HR}$ de 4. Para los flujos restantes de aire se presenta la misma situación
- A viscosidad constante, el incremento en el valor de $(k_L a)_{HR}$ y en el valor de $(P_g)_{TR}$ fue disminuyendo a medida que el flujo de aire fue aumentando, anteriormente se había dicho que el comportamiento de la relación $(k_L a)_{HR @ 800 \text{ rpm}} / (k_L a)_{HR @ 200 \text{ rpm}}$ se debió a la gran cantidad de gas que llegó al electrodo por la falta de capacidad para dispersar el gas a medida que el flujo de aire aumentó

En el caso de $((P)_{TR @ 800 \text{ rpm}} / (P)_{TR @ 200 \text{ rpm}})$ 0 0629 Pa•s tanto la potencia a 200 rpm como la potencia a 800 también fue disminuyendo y en los fluidos restantes, la potencia consumida a 200 se mantuvo constante pero la potencia a 800 fue disminuyendo a medida que el flujo de aire se incrementó

b) Efecto de la viscosidad, η , en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, $(k_L a)_{HR}$.

En el presente análisis también se hace referencia a las Figuras 4 23 a 4 26 para 5, 10, 15 y 20 L/min, respectivamente. Como se observa en cada una de estas, el aumento de la viscosidad, a velocidad de rotación constante, propició una disminución en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa. Por dicha razón, el valor de la ecuación 4 11 representa el número de veces que se reduce el valor de $(k_L a)_{HR}$ cuando se aumentó 19 6 veces la viscosidad

$$\begin{aligned} (k_L a)_{HR} @ \eta = 0.0168 \text{ Pa}\cdot\text{s} \\ (k_L a)_{HR} @ \eta = 0.3303 \text{ Pa}\cdot\text{s} \end{aligned} \quad (4.11)$$

En el cuadro 4.19 se incluye el valor de la ecuación 4.11.

Cuadro 4.19. Efecto de la viscosidad, η , en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, correspondiente, a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, $(k_L a)_{HR}$, a los diferentes flujos volumétricos de aire.

Q_s		Figura	$(k_L a)_{HR} @ \eta=0.0168 \text{ Pa}\cdot\text{s}$			
			$(k_L a)_{HR} @ \eta=0.3303 \text{ Pa}\cdot\text{s}$			
m^3/s	L/min		200 rpm	600 rpm	700 rpm	800 rpm
0.00008	5	4.23	4.1 segmento a1-b1	8.6	7.3	5.6 segmento d1-c1
0.00016	10	4.24	3.2 segmento a2-b2	7.2	6.4	6.2 segmento d2-c2
0.00025	15	4.25	3.9 segmento a3-b3	7.3	6.4	6.2 segmento d3-c3
0.00033	20	4.26	4.7 segmento a4-b4	6.7	7.3	6.6 segmento d4-c4

Debido a que el comportamiento de $0.3303 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ se vio afectado entre 300 y 500 rpm en esta tabla no se incluye el valor de la ecuación 4.11 para 300, 400 y 500 rpm

En el cuadro 4.19 se ve que

- A flujo volumétrico de aire constante el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, $(k_L a)_{HR}$ disminuyó en mayor proporción en las velocidades de rotación más grandes. Una causa de este comportamiento es que para $0.0168 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ hubo aereación superficial a partir de 400 rpm.
- Para los cuatro flujos de aire hubo mayor disminución de $(k_L a)_{HR}$ entre 600 y 700 rpm comparada con 200 rpm. A esta velocidad de rotación la turbina Rushton no dispersó el gas, y éste ascendió verticalmente hacia el electrodo colocado en la tapa, es por eso que el valor de la ecuación 4.11 a esta velocidad fue menor que para 600 rpm, donde la homogeneidad fue mayor.
- Por otro lado, se ve que para velocidad de rotación el valor de la ecuación 4.11 fue disminuyendo hasta permanecer casi constante a partir de 10 L/min cuando el flujo volumétrico de aire fue aumentado. Este comportamiento indica que a pesar de que el flujo de aire fue aumentando, la velocidad de transferencia de masa no aumentó en la misma proporción.

Debido a que es difícil visualizar el comportamiento de $(k_L a)_{HR}$ en función de la viscosidad, η , a continuación se incluye la Figura 4.28 correspondiente únicamente a

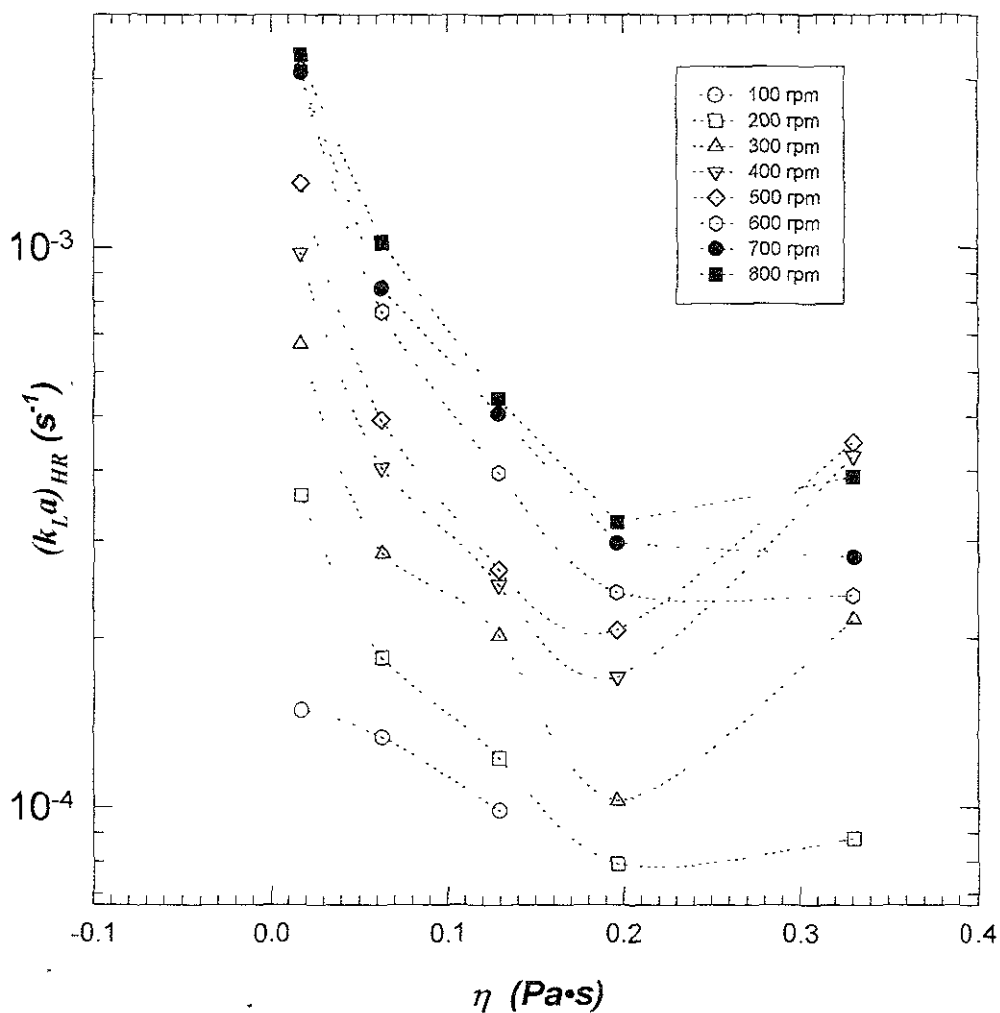


Figura 4.28. Efecto de la viscosidad, η , en $(k_L a)_{HR}$, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal a $5 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$ (v_s de 0.0024 m/s) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$

5 L/min, ya que el comportamiento de 10, 15 y 20 L/min fue muy similar. En esta Figura se muestran los siguientes aspectos vistos antes

- A medida que la velocidad de rotación aumentó, el valor de $(k_{La})_{HR}$ fue disminuyendo en mayor proporción, esto también se aprecia en el cuadro 4.20 y Figuras 4.23 a 4.26 aunque no tan claramente en estas últimas. No obstante, a velocidad de rotación constante y en cualquiera de éstas (a velocidades de rotación superiores a 600 rpm la interferencia de la señal del electrodo para 0.3303 Pa·s fue mínima), el valor de $(k_{La})_{HR}$ comenzó a incrementarse a partir de 0.1963 Pa·s. El valor de $(k_{La})_{HR}$ entre 600 y 800 rpm, comenzó a ser constante a partir de 0.1963 Pa·s, esto nuevamente comprueba que el porcentaje de gas retenido compensó el efecto de la viscosidad en el valor de $(k_{La})_{HR}$, precisamente en las Figuras 4.5 y 4.6 se vio la gran diferencia de ε para los dos fluidos más viscosos (se obtuvieron mayores valores de ε) en comparación con los de menor viscosidad (el efecto de ε en $(k_{La})_{HR}$ fue grande para los dos fluidos más viscosos). También se observa que a velocidades de rotación inferiores a 600 el valor de $(k_{La})_{HR}$ aumentó a partir de 0.1963 Pa·s, pero esto se debió a los incrementos tan peculiares de $(k_{La})_{HR}$ a 0.3303 Pa·s cuando fue agitado en este intervalo de N_{TR} .
- Haciendo énfasis en el régimen de flujo, se puede apreciar a velocidad de rotación constante el efecto de la viscosidad disminuyó a medida que el régimen de flujo se aproximó al de transición, es decir el valor del $(k_{La})_{HR}$ fue disminuyendo en mayor proporción a medida que incrementó la viscosidad.

Es necesario mencionar que el comportamiento de $(k_{La})_{TR}$, correspondiente al nivel de la turbina Rushton fue igual que para $(k_{La})_{HR}$, lo cual indica que el efecto de la viscosidad y de cierta manera el ε en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa fue el mismo a los dos niveles del recipiente.

Comparando el efecto de N_{TR} y η en el valor de $(k_{La})_{HR}$ bajo las condiciones experimentales de este trabajo, se puede decir que fue mayor el efecto de N_{TR} , porque a pesar de que con un incremento de 19.6 veces el valor de η , se logró una disminución un poco mayor en el valor de $(k_{La})_{HR}$, se puede incrementar en igual magnitud el valor de $(k_{La})_{HR}$ incrementado únicamente 8 veces la velocidad rotacional

Sin embargo, a continuación se hace una comparación entre el efecto de $(P_{\mathcal{D}})_{TR}$ y η en $(k_L a)_{HR}$, donde la velocidad de rotación estará expresada en términos de consumo de potencia con aereación

b1). Efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} en términos de consumo de potencia con aereación, $(P_{\mathcal{D}})_{TR}$, y de la viscosidad, η , en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, $(k_L a)_{HR}$.

Con la ayuda de los cuadros 4 15 y 4 19, a continuación se muestra el cuadro 4 20 donde se incluye el valor de las ecuaciones 4 8 y 4 11

Cuadro 4.20. Efecto de la viscosidad, η , en el consumo de potencia con aereación $(P_{\mathcal{D}})_{TR}$ y en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, correspondiente, a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, $(k_L a)_{HR}$, a los diferentes flujos volumétricos de aire

Q_c	$(P_{\mathcal{D}})_{TR}$ @ $\eta = 0.3303 \text{ Pa}\cdot\text{s}$				$(k_L a)_{HR}$ @ $\eta = 0.0168 \text{ Pa}\cdot\text{s}$			
	$(P_{\mathcal{D}})_{TR}$ @ $\eta = 0.0168 \text{ Pa}\cdot\text{s}$				$(k_L a)_{HR}$ @ $\eta = 0.3303 \text{ Pa}\cdot\text{s}$			
L/min	200 rpm	600 rpm	700 rpm	800 rpm	200 rpm	600 rpm	700 rpm	800 rpm
5	14	11	12	12	41	86	73	56
10	5	14	13	12	32	72	64	62
15	38	15	14	13	39	73	64	62
20	24	14	14	13	47	67	73	66

De acuerdo con este cuadro se observa lo siguiente.

- A flujo de aire constante, se ve que a medida que la velocidad de rotación se incremento el efecto de $(P_{\mathcal{D}})_{TR}$ en $(k_L a)_{HR}$ comenzo a disminuir mientras que el efecto de η fue incrementando porque a la velocidad de rotación mas pequeña (200 rpm), el aumento de la viscosidad dio como resultado un mayor incremento en el consumo de potencia y la menor disminución en el $(k_L a)_{HR}$, es decir a 200 rpm el efecto de la potencia fue mayor que el de la viscosidad. Por otro lado a la velocidad de rotación más grande el aumentó de la viscosidad no cambió el consumo de potencia, pero fue la velocidad donde la disminución del $(k_L a)_{HR}$ fue mayor, o en otras palabras a esta velocidad de rotación fue mayor el efecto de la viscosidad comparado con el consumo de potencia. Otra observación es que el efecto de la viscosidad fue mayor a partir de 600 rpm y para el consumo de potencia a la más baja velocidad de rotación, se debe recordar que a velocidades inferiores a 400 rpm el mezclado de ambas fases así como la dispersión de gas fue mejorando a medida que la

velocidad rotacional aumentó, mientras que a velocidades de rotación superiores a 600 rpm el valor de ε comenzó a ser menor y la turbina Rushton se inundó por gran cantidad de gas que el listón impulsó hacia ésta.

- A velocidad de rotación constante se ve que el flujo de aire propició una notoria disminución en el incremento de consumo de potencia y sin embargo el incremento del $(k_L a)_{HR}$ disminuyó en menor medida, permaneciendo casi constante a los cuatro flujos de aire. Aparentemente, el efecto del flujo volumétrico de aire fue mayor en el consumo de potencia que en el $(k_L a)_{HR}$, lo cual se discutirá en la siguiente sección.

c) *Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, $(k_L a)_{HR}$, a diferentes viscosidades, η , y velocidades de rotación, N_{TR} .*

Para realizar el análisis correspondiente a esta etapa, se utilizaron las Figuras 4 29 a 4 31 correspondientes a 200, 500 y 800 rpm, respectivamente. En éstas se representa la relación entre el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, $(k_L a)_{HR}$ y el flujo volumétrico de aire, Q_g .

La ecuación 4 12 se muestra la relación que existe entre el número de veces que se puede aumentar el coeficiente volumétrico de transferencia de masa de la parte superior del recipiente, $(k_L a)_{HR}$, al aumentar cuatro veces el flujo volumétrico de aire.

$$\begin{aligned} (k_L a)_{HR} @ Q_g = 20 \text{ L/min} \\ (k_L a)_{HR} @ Q_g = 5 \text{ L/min} \end{aligned} \quad (4 12)$$

En el cuadro 4 21 se incluye el valor de la ecuación 4 12 para las cinco viscosidades

Cuadro 4.21. Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_v , en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, correspondiente, a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, $(k_{LA})_{HR}$, a diferentes viscosidades, η y velocidades de rotación, N_{7R}

Concentración (%, p/p)		Azúcar			Glicerol	
η (Pa·s)		51	62	65.5	91	94.2
N_{7R}		$(k_{LA})_{HR} @ Q_v = 20 \text{ L/min}$				
rps	Rpm	$(k_{LA})_{HR} @ Q_v = 5 \text{ L/min}$				
1.66	100	2.00 segmento a1-a4*	2.00	1.41	-----	1.58 segmento b1-b4*
8.33	500	1.51 segmento a12-a42**	1.24	1.42	1.25	0.90 segmento b12-b42**
13.33	800	1.22 segmento d1-d4***	1.16	1.07	1.06	1.00 segmento c1-c4***

* Ver segmento en la Figura 4.29

** Ver segmento en la Figura 4.30

*** Ver segmento en la Figura 4.31

Lo primero que se aprecia en el cuadro es que

- A velocidad de rotación constante, el efecto del flujo volumétrico de aire, aumentó a medida que la viscosidad disminuyó porque hubo mayor incremento del $(k_{LA})_{HR}$ al aumentar Q_v en el fluido menos viscoso. A manera de ejemplo
 - En la Figura 4.29 se muestran los segmentos, **a1-a4** y **b1-b4** correspondientes a 0.0168 y 0.3303 Pa·s, respectivamente. La relación entre el punto **a1** (5 L/min) y el punto **a4** (20 L/min) es de 2, es decir, al aumentar cuatro veces Q_v , se obtuvo como resultado un incremento en el $(k_{LA})_{HR}$ de 2. Y el $(k_{LA})_{HR}$ en el punto **b4** (20 L/min) representa 1.58 veces el $(k_{LA})_{HR}$ en el punto **b1** (5 L/min). Entre los segmentos **a1-a4** y **b1-b4** hay 3 líneas (ver Figura 4.29), donde se ve que generalmente el $(k_{LA})_{HR}$ incrementó a medida que Q_v aumenta, hasta alcanzar un valor casi constante a partir de 15 L/min. La línea que corresponde a 0.1963 Pa·s tiene la misma tendencia que el segmento **b1-b4** (0.3303 Pa·s), pero los valores de $(k_{LA})_{HR}$ fueron menores; se piensa que debido a la viscosidad y al incremento en el flujo de aire, las burbujas de aire fueron impulsadas radicalmente a una distancia menor tal que las burbujas llegaron más fácilmente y con mayor velocidad de ascenso a la sonda. Además la interferencia creada por las burbujas de aire a esta viscosidad fue mayor, lo cual comprueba lo anterior.
- La Figura 4.30, la cual corresponde a una velocidad de rotación intermedia, N_r de 500 rpm, incluye nuevamente a dos segmentos, el segmento comprendido entre el punto **a12** y el punto **a42** y el segmento entre el punto **b12** y el punto **b42**. El segmento **a12-a42** corresponde a 0.0168 Pa·s y el segmento **b12-b42** a 0.3303 Pa·s. El $(k_{LA})_{HR}$ en el punto **a42** (20 L/min) representa 1.51

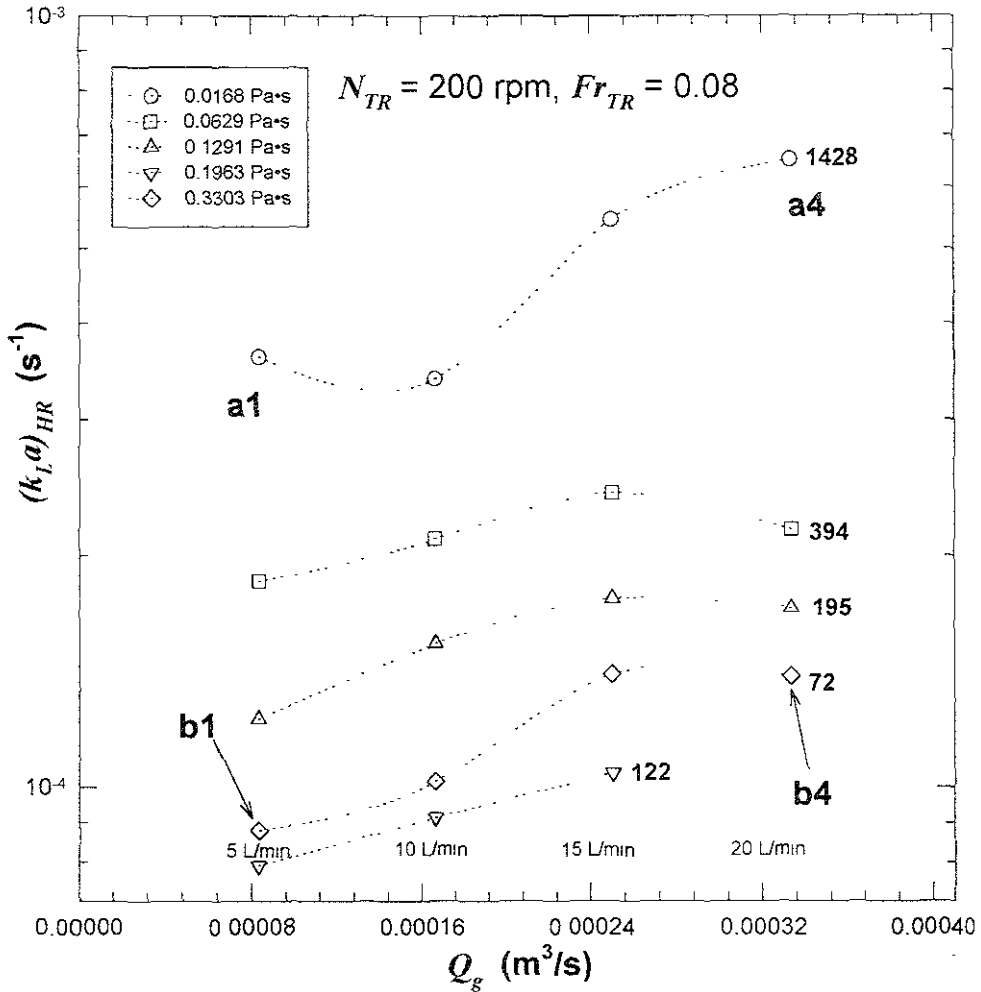


Figura 4.29. Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g en $(k_L a)_{HR}$, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, a velocidad de rotación, N_{TR} , de 200 rpm (Fr_{TR} de 0.08) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$. Los valores que aparecen en el extremo de cada línea representan a Re_{TR} .

veces el $(k_{La})_{HR}$ en el punto **a12** (5 L/min), mientras que el valor de $(k_{La})_{HR}$ en el punto **b42** corresponde a 0.90 veces el $(k_{La})_{HR}$ del punto **b12**, es decir, para este segmento disminuyó la transferencia de masa al aumentar el flujo volumétrico de aire.

- En la Figura 4 31 hay dos segmentos, **d1-d4** (0.0168 Pa·s) y **c1-c4** (0.3303 Pa·s) que corresponden a 800 rpm. Al aumentar de 5 a 20 L/min a 0.0168 Pa·s, el $(k_{La})_{HR}$ en el punto **d4** corresponde a 1.22 veces el $(k_{La})_{HR}$ del punto **d1**. En el caso del segmento **c1-c4**, el valor de $(k_{La})_{HR}$ en ambos casos es el mismo a 5 y 20 L/min. Las curvas correspondientes a 0.0629, 0.1291 y 0.1963 Pa·s presentan el mismo comportamiento, el valor de $(k_{La})_{HR}$ casi permaneció constante al aumentar el flujo volumétrico de aire de 5 a 20 L/min.
- En las Figuras 4 30 y 4 31 también se aprecia que siempre la curva correspondiente a 0.3303 Pa·s estuvo por encima de 0.1963 Pa·s (mayores valores de $(k_{La})_{HR}$ a cualquier flujo de aire), y a diferencia de 200 rpm (Figura 4 29), esto puede ser atribuido a que el fluido más viscoso retuvo más cantidad de aire a velocidades superiores a 500 rpm.
- En el cuadro 4 21 también se observa que a cualquier viscosidad el incremento el aumentó en el $(k_{La})_{HR}$ fue mayor a 200 que a 800 rpm, es decir el efecto de Q_g fue disminuyendo a medida que la velocidad rotacional comenzó incrementarse.

Se puede concluir que el efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, $(k_{La})_{HR}$, fue mayor a bajas velocidades de rotación, N_{TR} , y pequeñas viscosidades porque fue mayor el aumento en el $(k_{La})_{HR}$ al incrementar el flujo volumétrico de aire de 5 a 10 L/min, mientras que a grandes viscosidades el efecto de Q_g en $(k_{La})_{HR}$ fue casi constante, el valor de $(k_{La})_{HR}$ fue independiente del flujo volumétrico de aire (cuadro 4 21).

Por otro lado y para cada viscosidad, el efecto de Q_g en $(k_{La})_{HR}$ disminuyó a medida que N_{TR} aumentó (cuadro 4 21), lo cual puede ser un reflejo del fenómeno de inundación, sobre todo a velocidades de rotación superiores a 600 rpm.

Al hacer una comparación del efecto de Q_g en $(P_{\psi})_{TR}$ y en $(k_{La})_{HR}$ por medio de los cuadros 4 13 y 4 21, se observó que a velocidad de rotación constante, el incremento de $(P_{\psi})_{TR}$ y $(k_{La})_{HR}$ debido al aumento del flujo volumétrico de aire fue disminuyendo a medida que la viscosidad se incremento. El hecho de que en el fluido más viscoso el $(k_{La})_{HR}$ no se incrementara en gran proporción como en el menos viscoso, fue un resultado de la mala dispersión aunado al efecto de la viscosidad. En el caso de la potencia se debió a que en el fluido menos viscoso las burbujas salieran con mayor velocidad ocasionando pérdida en la estabilización de la señal de torque.

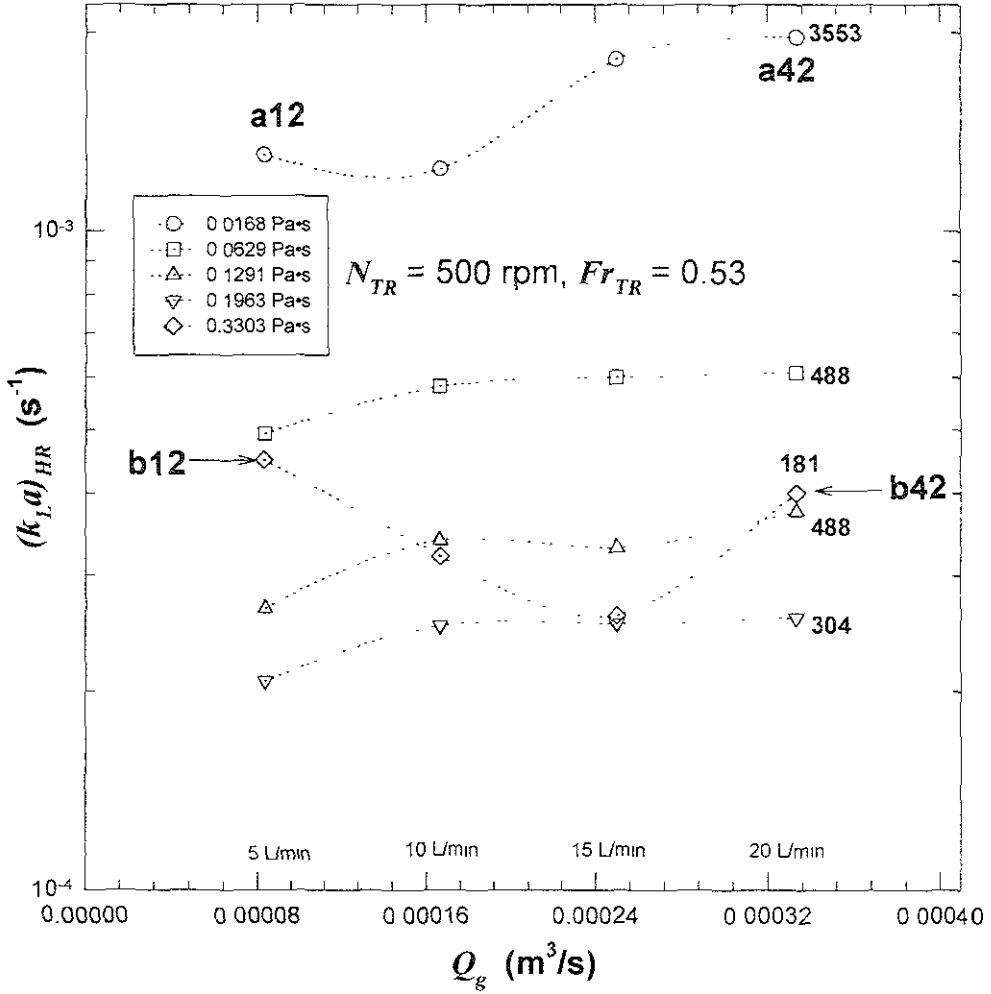


Figura 4.30. Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g en $(k_L a)_{HR}$, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, a velocidad de rotación, N_{TR} , de 500 rpm (Fr_{TR} de 0.53) y $25 \pm 1^\circ C$. Los valores que aparecen en el extremo de cada línea representan a Re_{TR}

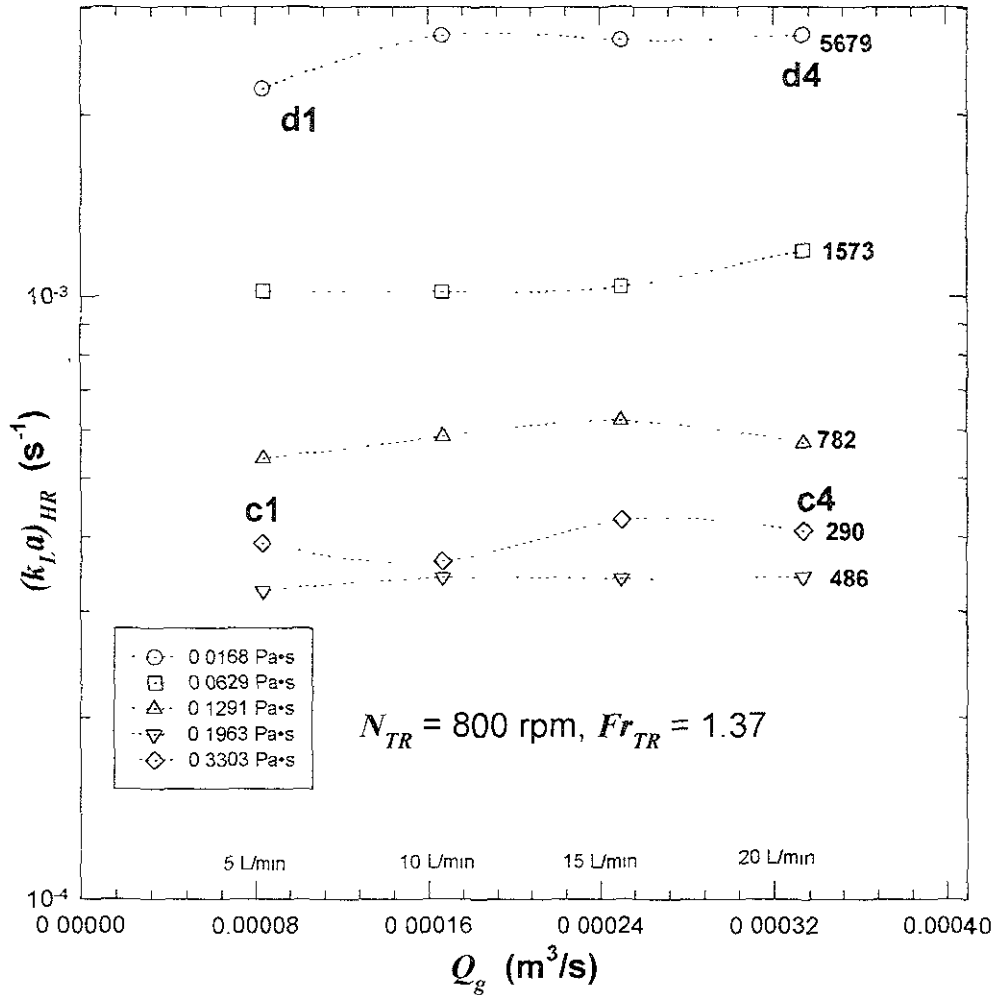


Figura 4.31. Efecto del flujo volumétrico de aire, Q_g , en $(k_{La})_{HR}$, correspondiente a la sonda colocada a la altura del impulsor de listón helicoidal, a velocidad de rotación, N_{TR} , de 800 rpm (Fr_{TR} de 1.37) y $25 \pm 1^\circ\text{C}$. Los valores que aparecen en el extremo de cada línea representan a Re_{TR}

A viscosidad constante el número de veces que se incremento el $(k_{La})_{HR}$ y $(P_v)_{TR}$ fue disminuyendo a medida que la velocidad de rotación aumentó, pero en los dos fluidos más viscosos la disminución en el incremento en el valor de $(P_v)_{TR}$ y de $(k_{La})_{HR}$ fue mínima y en ocasiones permaneció constante al incrementar el flujo volumétrico. Se entiende entonces, que a velocidades de rotación bajas 200 por ejemplo, el flujo volumétrico de aire incrementó en mayor proporción el $(k_{La})_{HR}$ en comparación con velocidades grandes.

Si se realiza una comparación entre el efecto de N_{TR} , η y Q_v en $(k_{La})_{HR}$ se vio que Q_v siempre tuvo menor efecto comparado con N_{TR} , y η , al igual que para el consumo de potencia con aereación. La viscosidad y la velocidad de rotación tuvieron casi el mismo efecto. Pero en la sección anterior se vio que si en la comparación se toma en cuenta la potencia con aereación en lugar de la velocidad de rotación, la viscosidad tuvo mayor influencia a velocidades de rotación mayores a 600, mientras que el consumo de potencia a velocidades inferiores a ésta.

d) Efecto de la posición de la sonda en el coeficiente global de transferencia de masa gas-líquido, k_{La}

En esta etapa se hace una comparación más detallada, entre el coeficiente volumétrico de transferencia de masa correspondiente a la sonda ubicada al nivel del listón helicoidal, $(k_{La})_{HR}$, con el coeficiente volumétrico de la sonda colocada al nivel del impulsor de disco y hojas planas rectas, $(k_{La})_{TR}$.

Se presentan cuatro Figuras 4.32 y 4.33, correspondientes a 5 y 20 L/min. En cada una se muestra la relación que existe entre el cociente de los coeficientes volumétricos de transferencia de masa, para ambas sondas $(k_{La})_{HR} / (k_{La})_{TR}$, con respecto a la velocidad rotacional, N_{TR} .

El comportamiento de la relación $(k_{La})_{HR} / (k_{La})_{TR}$ fue el siguiente:

- En ambas Figuras se observa que a velocidades de rotación menores a 400 rpm ($N_{TR} < 400$ rpm) el $(k_{La})_{HR}$ fue mayor que $(k_{La})_{TR}$ ($(k_{La})_{HR} / (k_{La})_{TR} > 1$), pero a medida que aumentó N_{TR} , esta diferencia comenzó a disminuir o en otras palabras, a medida que la velocidad de rotación fue aumentando el valor de $(k_{La})_{TR}$, también lo hizo. En este intervalo de velocidades de rotación el patrón de flujo estuvo dominado principalmente por el flujo de gas y en muy poca proporción por el impulsor dual, donde la turbina Rushton fue la

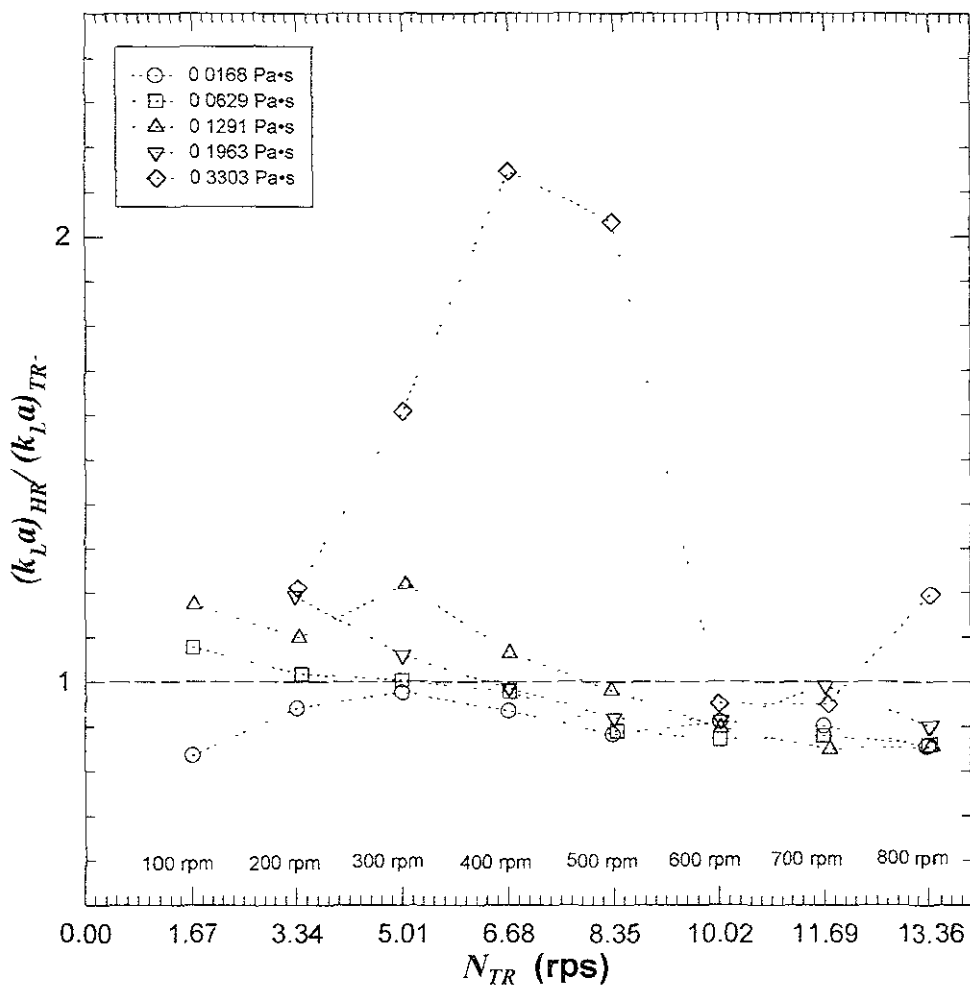


Figura 4.32. Efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} , sobre la relación $(k_{LA})_{HR} / (k_{LA})_{TR}$, determinado a $5 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$ (v_r de 0.0024 m/s) y $25 \pm 1^\circ \text{C}$

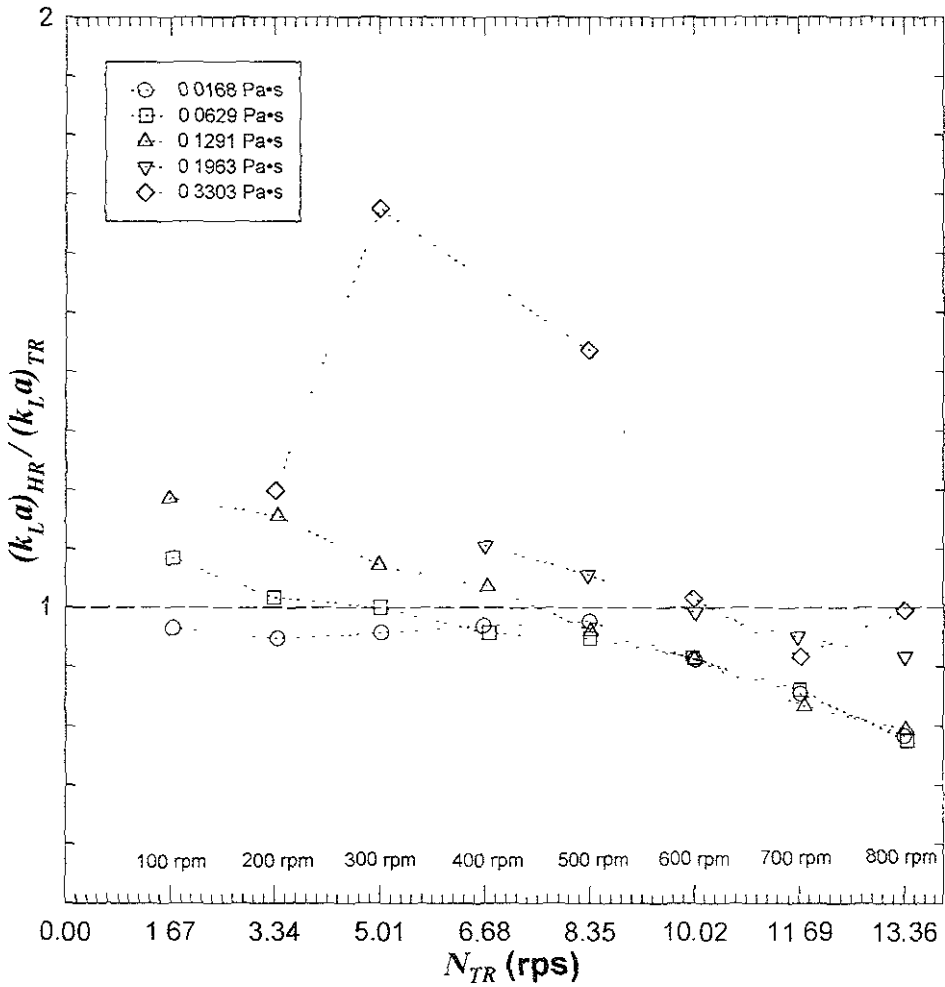


Figura 4.33. Efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} , sobre la relación $(k_{L,a})_{HR} / (k_{L,a})_{TR}$, determinado a $20 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$ (v_r de 0.0096 m/s) y $25 \pm 1^\circ \text{C}$

promotora de la dispersión de gas y el mezclado de ambas fases. Esto concuerda con el hecho de que ε también aumentó a medida que la velocidad de rotación lo hizo. Esto se puede relacionar con el efecto del listón en la mezcla gas-líquido, a medida que la velocidad de rotación aumentó (hasta 500 rpm, aproximadamente), el listón fue impulsando mayor cantidad de gas hacia el fondo dando como resultado aumento en la relación $(k_{LA})_{HR} / (k_{LA})_{TR}$ y en el ε ; es decir, a pesar del poco movimiento impartido por la turbina Rushton hacia las burbujas de gas, comenzó a ser homogénea la mezcla gas-líquido en todo el recipiente, donde la concentración de oxígeno del volumen de líquido correspondiente a la turbina comenzó a incrementarse. Esto también concuerda con el hecho que en esta zona el efecto de la potencia con aereación superó al de la viscosidad, o en otras palabras aumentando la velocidad rotacional se pudieron obtener incrementos importantes tanto en $(k_{LA})_{HR}$ como $(k_{LA})_{TR}$.

- Además, a velocidades de rotación menores a 400 rpm e incluso 500 rpm, los valores de $(k_{LA})_{HR} / (k_{LA})_{TR}$ para 0.3303 Pa·s son demasiado grandes. Esto comprueba nuevamente que para en fluidos de viscosidad grande (para nuestro caso) y velocidades de rotación inferiores a 500 rpm hubo poca dispersión, por lo que se recomienda que a viscosidades superiores a ésta habrá la necesidad de agitar a velocidades mayores a 400 rpm ($F_{rTR} > 0.344$).
- Entre 400 rpm y 500 rpm el cociente $(k_{LA})_{HR} / (k_{LA})_{TR}$ es aproximadamente uno, lo que indica que en este punto hubo mayor homogeneidad en todo el recipiente. En este intervalo de velocidades de rotación se alcanzó $(N_{GD})_{TR}$, para los dos fluidos más viscosos, así como los mayores porcentajes de gas retenido. En dichas Figura se aprecia que aún a 500 rpm la relación $(k_{LA})_{HR} / (k_{LA})_{TR}$ es demasiado grande. Esto último sugiere que entre 400 y 500 existió mayor cantidad de gas en la parte superior del recipiente, principalmente junto al eje.
- A partir de 600 rpm el $(k_{LA})_{HR}$ fue mayor a $(k_{LA})_{TR}$ ($(k_{LA})_{HR} / (k_{LA})_{TR} < 1$), bajo estas condiciones existió una gran cantidad de gas que el impulsor de listón tuvo que bombear hacia la turbina Rushton ocasionando que en el área de la turbina Rushton hubiera mayor cantidad de gas. Además, a partir de 600 rpm el valor de ε comenzó a disminuir a medida que la velocidad de rotación aumentó y el valor de $(k_{LA})_{HR}$ dependió más de la viscosidad que de la potencia (el incremento de la velocidad rotacional no ocasionó un aumento importante de $(k_{LA})_{HR}$ y muy seguramente de $(k_{LA})_{TR}$, porque presentó el mismo comportamiento).

Aunado a lo anterior, se puede apreciar en cada Figura que a medida que la viscosidad se incrementó, a velocidad de rotación constante, la relación $(k_{LA})_{HR} / (k_{LA})_{TR}$ aumentó, o en otras palabras, a medida que la viscosidad incrementó, la cantidad de gas en la parte superior del recipiente fue reteniéndose en mayor cantidad (no hay zonas sin movimiento) en esta zona a pesar de que a velocidades

superiores a 600 rpm, la turbina Rushton se encontró inundada por el gas. Esto está fundamentado en que siempre a mayor viscosidad, el valor de z también fue mayor. Se piensa que para el intervalo de viscosidad y condiciones de operación pertenecientes a este trabajo, el valor de la relación $(k_L a)_{HR} / (k_L a)_{TR}$ podría mantenerse más próximo a la unidad si se realiza lo siguiente:

- Evitar la formación de vórtice, porque a velocidades superiores a 600, régimen aereado, se vio en algunas ocasiones vórtice ocasionó que el listón helicoidal promoviera aereación superficial. Además, La formación de vórtice influyó en que la mayor cantidad de gas permaneciera siempre junto al eje (las fuerzas inerciales propiciaron que el líquido con menores cantidades de gas retenido, permaneciera junto a la pared y que el gas permaneciera alrededor del eje), esto intensificó el bombeo de gas por parte del listón helicoidal hacia la turbina Rushton.
- Evitar que el listón contribuya tan notablemente en la inundación de la turbina Rushton o por lo menos evitar que la inunde a velocidades inferiores a 800 rpm (aumentar la relación N_{TR} / N_{HR})

A pesar de las diferencias tan marcadas en el valor de $(k_L a)_{HR} / (k_L a)_{TR}$, en la Figura 4 34 se muestra la relación entre $(k_L a)_{HR}$ y $(k_L a)_{TR}$, la cual se puede considerar como lineal, lo puntos que se ubican fuera del intervalo de confianza corresponden a son valores máximos para 0 3303 Pa•s (valores a velocidades inferiores a 500 rpm)

$$(k_L a)_{HR} = 5.926 \times 10^{-7} + 0.8206 (k_L a)_{TR} \quad (4 13)$$

$$r = 0.9914$$

De acuerdo con esta ecuación, es posible conocer el valor del $k_L a$ en el fondo y en la parte superior del recipiente, pero se debe comprobar que junto a la paredes, tanto en la parte superior como en la inferior, también el valor del $k_L a$ se mantiene muy próximo a $(k_L a)_{TR}$ (zona considerada de alta dispersión y buen mezclado).

e) Efecto global de N_{TR} , Q_v y η en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa gas-líquido en los dos niveles de líquido, $(k_L a)_{HR}$ y $(k_L a)_{TR}$.

Por último para establecer de manera global el efecto de N_{TR} , η y Q_v en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa en ambos niveles del recipiente, a continuación se muestran las Figuras 4 35 y 4 36 para $(k_L a)_{HR}$ y $(k_L a)_{TR}$ respectivamente. El efecto de N_{TR} se ve en términos del consumo de potencia por unidad de volumen de

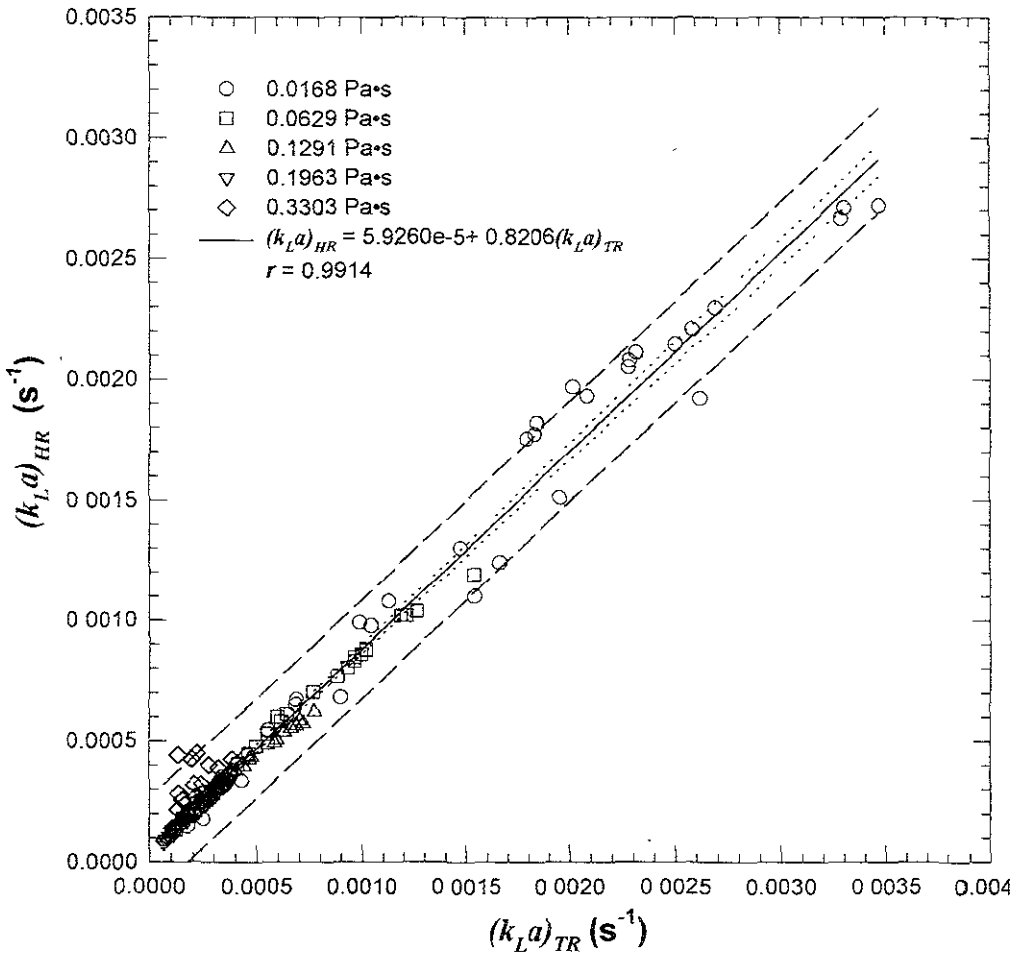


Figura 4.34. Relación entre $(k_L a)_{HR}$ y $(k_L a)_{TR}$, para $0.0168 \text{ Pa}\cdot\text{s} \leq \eta \leq 0.3303 \text{ Pa}\cdot\text{s}$, $5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1} \leq Q_R \leq 20 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ y $100 \text{ rpm} \leq N_{TR} \leq 800 \text{ rpm}$ a $25 \pm 1^\circ\text{C}$. Las líneas punteadas corresponden a un intervalo de confianza de 99 % y las líneas segmentadas corresponde a un intervalo de predicción del 99 %.

líquido $((P_g)_{TR}/V_L)$, y el flujo volumétrico de aire en términos de la velocidad superficial del gas, v_s .

Estas Figuras fueron realizadas tomando en cuenta los valores de $((P_g)/V_L)$ correspondientes a la turbina Rushton y considerando que el efecto de N_{TR} en $(P_g)_{TR}$ fue el mismo que el de N_{HR} en $(P_g)_{HR}$. Se debe recordar que $(P_g)_{TR} \propto N_{TR}^m$, y que m se encuentra entre 2 y 3, porque el comportamiento de $(P_g)_{TR}$ ante N_{TR} fue muy similar al comportamiento de $(P)_{TR}$.

Por medio de una regresión no lineal se estableció el valor de cada uno de los exponentes de la ecuación 2.22, la cual se muestra a continuación

$$k_L a = C \left(\frac{P}{V} \right)^{a_1} v_s^{a_2} \eta^{a_3} \quad (2.22)$$

Para el $(k_L a)_{HR}$ correspondiente al nivel del listón helicoidal se incluyeron todos los datos obtenidos y se obtuvo que

$$\begin{aligned} (k_L a)_{HR} &= 1.72 \times 10^{-4} \left(\frac{(P_g)_{TR}}{V_L} \right)^{0.46} v_s^{0.70} \eta^{-0.76} \\ r &= 0.9811 \\ Std\ err &= 1.16 \times 10^{-4} \end{aligned} \quad (4.14)$$

La ecuación 4.14 también se incluye en la Figura 4.35. En esta Figura se ve que el coeficiente de correlación es muy próximo a uno y el error estándar muy pequeño, lo cual significa que la ecuación 4.14 es confiable en el intervalo de viscosidades ($0.0168 \leq \eta \leq 0.3303$ Pa·s), flujo volumétrico de aire ($5 \leq Q_g \leq 20$ L/min) y velocidad de rotación ($200 \leq N_{TR} \leq 800$ rpm) utilizados para este trabajo. Analizando el valor de cada uno de los exponentes se ve que para este equipo de agitación

- El valor del coeficiente volumétrico de transferencia evaluado al nivel del listón helicoidal, $(k_L a)_{HR}$, fue afectado principalmente por la viscosidad, seguida del consumo de potencia por unidad de volumen y por el flujo volumétrico de aire en el último caso. Esto nuevamente comprueba lo establecido en secciones anteriores (4.3.1.b1), hubo ciertas condiciones de operación (velocidades inferiores a 600 rpm a cualquier flujo volumétrico de aire) en las que la potencia tuvo más efecto que la viscosidad, aunque aparentemente la velocidad rotacional fue la que más afectó al valor de $(k_L a)_{HR}$. Sin embargo a pesar que la concentración de oxígeno fue casi igual a 400 y 500 rpm (la homogeneidad fue buena) a velocidades de rotación inferiores a 400 fue poca la dispersión. Por lo tanto es necesario inducir a que tanto el $(k_L a)_{HR}$ como el

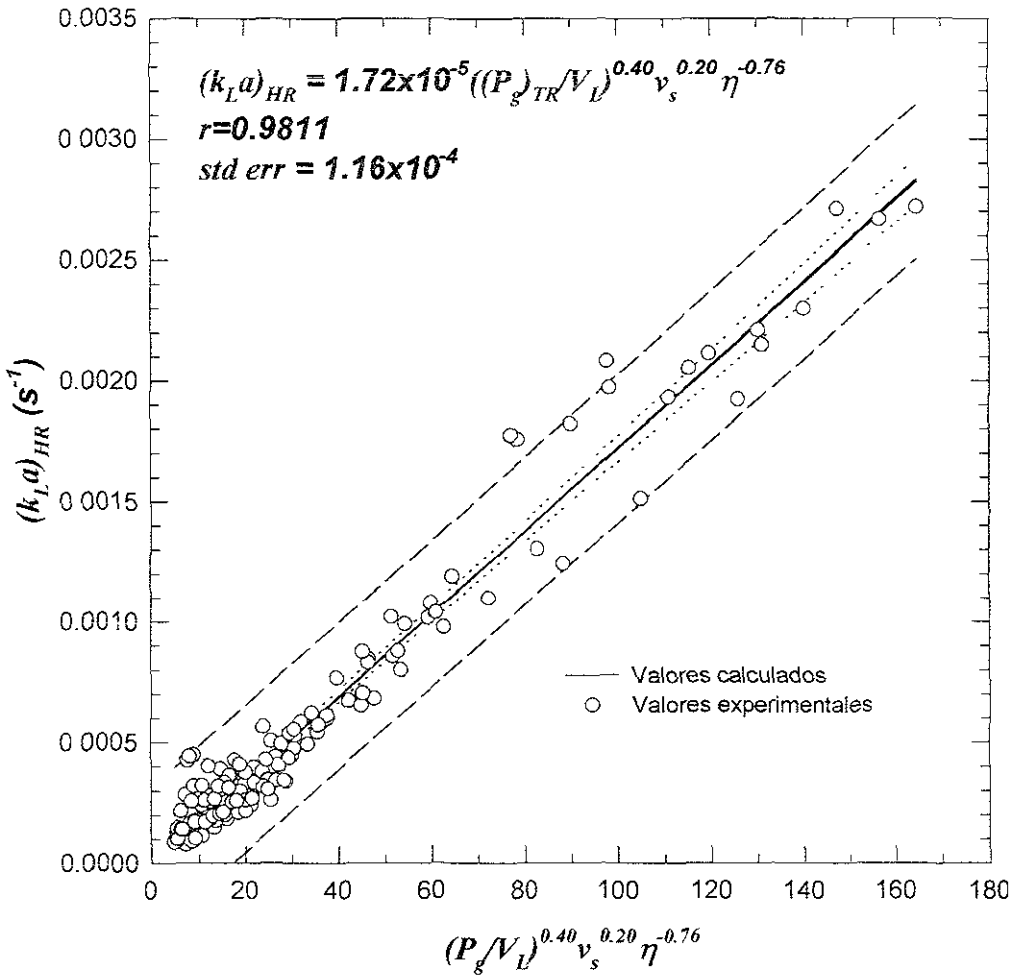


Figura 4.35. Comparación del $(k_L a)_{HR}$ obtenido experimentalmente con el $(k_L a)_{HR}$ calculado por medio de la correlación. Las líneas punteadas corresponden a un intervalo de confianza de 99 % y las líneas segmentadas corresponde a un intervalo de predicción del 99 %

$(k_{La})_{TR}$, dependan más de la potencia que de la viscosidad, es decir inducir que sea mayor el incremento de $(k_{La})_{HR}$ o de $(k_{La})_{TR}$ por un incremento de la velocidad de rotación (aprovechar más la forma en que se distribuye la potencia), que por la disminución de la viscosidad (lo último de puede entender como que sea menor la disminución de $(k_{La})_{HR}$ y de $(k_{La})_{TR}$ por el aumento de la viscosidad). Se piensa que esto se puede hacer al evitar la formación de vórtice o disminuir la intensidad con que el impulsor actúa sobre la mezcla gas-líquido, tal como se expuso en la sección anterior. Sin embargo se debe recordar que a pesar que se estuvo tomado en cuenta la potencia total como la potencia consumida por la turbina Rushton porque fue la más afectada por el suministro del gas ya que fue la que lo dispersó, es necesario conocer la dependencia del $(k_{La})_{HR}$ en función de la potencia consumida por el listón helicoidal.

- El efecto del flujo volumétrico de gas fue mínimo o en otras palabras, el aumentar el flujo volumétrico de aire no propició incrementos notables en los valores de $(k_{La})_{HR}$ y de $(k_{La})_{TR}$. Con esto queda comprobado nuevamente la acción de la turbina Rushton
- El $(k_{La})_{HR}$ no fue proporcional al inverso de la raíz cuadrada de la viscosidad como lo sugiere la ecuación 2.18 o como se apreció en los cuadros 2.2 y 2.3. Para nuestro caso tuvo mayor influencia la viscosidad ya que el valor del exponente fue -0.76 en lugar de -0.50 . Sin embargo, Nocentini et al. 1993, trabajando con dos turbinas Rushton en el recipiente, observó que el valor de $(k_{La})_{HR}$ fue proporcional al inverso de la viscosidad elevada a 1.17 (ver cuadro 2.3) y de la potencia elevada a 0.62 . Esta comparación da como resultado ver que el mezclador dual utilizado en este trabajo, evitó que la viscosidad determinara en gran medida el valor de $(k_{La})_{HR}$ y de $(k_{La})_{TR}$.

Por otro lado, los coeficientes reportados por Chavarria (1997) considerando la viscosidad aparente (ecuación 2.24) son diferentes a los calculados en este trabajo (ecuación 4.14), porque concluyó que entre 407 y 646 rpm el principal factor que afectó en el valor de $(k_{La})_{HR}$ fue el consumo de potencia por unidad de volumen. La segunda variable que afectó al $(k_{La})_{HR}$ fue la viscosidad aparente (tomando en cuenta la velocidad rotacional del listón helicoidal o de la turbina Rushton), η_a , y el flujo volumétrico de aire fue la tercera variable (ver ecuación 2.24). Esto implica que en fluidos adelgazados por cizalla, la potencia aplicada se utilizó de forma más eficiente que en fluidos newtonianos. Sin embargo, también en fluidos newtonianos el flujo volumétrico de aire fue el que menos influyó en $(k_{La})_{HR}$ y de $(k_{La})_{TR}$.

En la Figura 4.36 y en la ecuación 4.15 se muestra la dependencia del coeficiente volumétrico de transferencia de masa, pero evaluado al nivel de la turbina Rushton, $(k_{La})_{TR}$, con el consumo de potencia por unidad de volumen, el flujo volumétrico de

aire en términos de la velocidad superficial, v_s , y la viscosidad, además también se incluyeron todos los datos de $(k_L a)_{TR}$. La ecuación 4 15 a su vez, indica nuevamente que la viscosidad fue la variable principal que afectó el valor de $(k_L a)_{TR}$ y en mayor medida en comparación con $(k_L a)_{HR}$ (ecuación 4 14). El exponente de la potencia por unidad de volumen también aumentó, pero en menor medida

$$k_L a = 1.17 \times 10^{-5} \left(\frac{(P_g)_{TR}}{V_l} \right)^{0.11} v_s^{0.21} \eta^{-0.51}$$

$$r = 0.9911 \quad (4\ 15)$$

$$Std\ err = 9.65 \times 10^{-5}$$

De acuerdo con ésta, el valor de $(k_L a)_{TR}$ dependió en mayor medida de la viscosidad, comparado con $(k_L a)_{HR}$. La segunda variable que más influyó en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, $(k_L a)_{TR}$, fue la potencia por unidad de volumen, y en tercer lugar la velocidad superficial de gas, v_s .

Aun cuando la viscosidad parece ser la principal variable que influyó en la transferencia de masa, la potencia por unidad de volumen suministrada influyó más que el flujo volumétrico de aire, con esto se comprueba la utilidad de utilizar una turbina Rushton para dispersar aire en lugar de utilizar un difusor de anillo, tal como Cheng y Carreau (1994) y Tecante y Choplin (1993). Tecante y Choplin (1993), contrario a lo demostrado en este trabajo, concluyeron por medio de ecuaciones similares a 4 14 y 4 15, que el efecto de la velocidad superficial de gas superó a la potencia por unidad de volumen, es decir, a diferencia de nuestro equipo, su equipo de mezclado no fue eficiente para dispersar gas, sólo para homogenizarlo.

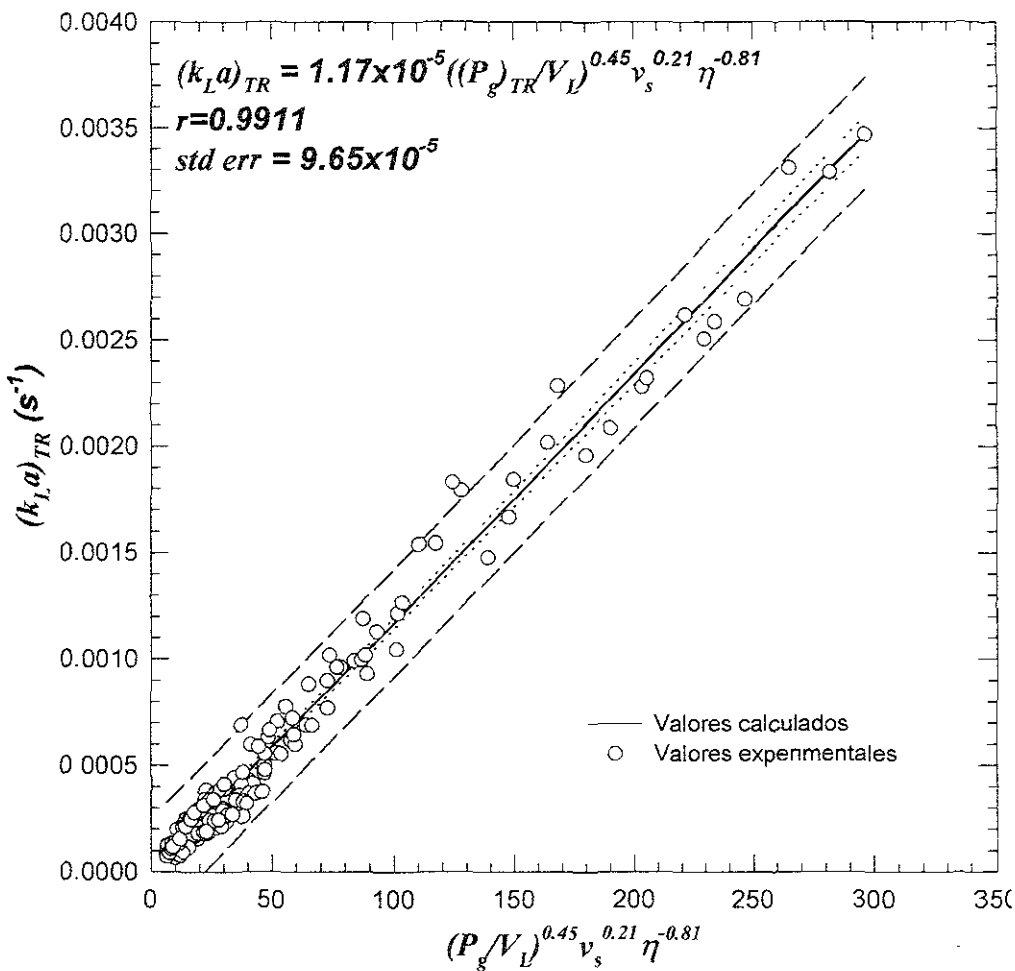


Figura 4.36. Comparación del $(k_L a)_{TR}$ obtenido experimentalmente con el $(k_L a)_{TR}$ calculado por medio de la correlación. Las líneas punteadas corresponden a un intervalo de confianza de 99 % y las líneas segmentadas corresponde a un intervalo de predicción del 99 %.

Tercera parte

Objetivo particular 3.

Identificar las condiciones de operación, con las cuales se obtiene una mejor dispersión de gas en fluidos newtonianos, para garantizar una mejor transferencia de masa gas-líquido.

Desde el punto de vista de la transferencia de masa y de la dispersión de gas, fue mejor agitar el fluido a velocidades de rotación, de la turbina Rushton, superiores a 400 rpm ($Fr_{IR} > 0.344$), dando como consecuencia valores iguales del coeficiente de transferencia de masa tanto en la parte superior como la inferior del recipiente, además de una mayor cantidad de aire retenido. Sin embargo, a viscosidades superiores a 0.3303 Pa·s se vio que a 600 rpm la interferencia causada por las burbujas de gas fue mínima, dando como resultado una mejor estimación del coeficiente volumétrico correspondiente a la parte superior del recipiente. En cuanto al aspecto de recirculación de gas se observó que entre 600 y 800 rpm el $(k_L a)_{HR}$ fue menor a $(k_L a)_{TR}$, esto quiere decir que hubo mayor cantidad de aire en la parte inferior del tanque. Pero aun con dicho comportamiento se puede considerar buena la homogeneidad del volumen de trabajo, porque el valor de $(k_L a)_{HR}$ fue de aproximadamente 80% del valor del coeficiente volumétrico de transferencia de masa correspondiente a una zona de alta dispersión, $(k_L a)_{TR}$. Otra característica de velocidades entre 400 y 800 rpm fue que el efecto de la viscosidad en el consumo de potencia con aereación fue mínimo y casi constante. Además la potencia consumida en agitar el fluido menos viscoso represento aproximadamente 1.5 veces la potencia consumida en el más viscoso. En general la mejor dispersión y los más grandes valores del coeficiente volumétrico de transferencia de masa, en el intervalo de viscosidades de 0.0168 a 0.3303 Pa·s, fueron alcanzados en régimen turbulento, pero a velocidades de rotación superiores a 400 rpm ($Fr_{IR} > 0.344$).

Es necesario eliminar la formación de vórtice para una mejor estimación del porcentaje de gas retenido, además esto creará una mejor homogeneidad en el

recipiente ya que se cree que influyó para que la mayor cantidad de aire se observara junto al eje del impulsor

Debido al poco efecto del flujo volumétrico de aire, se apreció que generalmente a velocidades superiores a 400 rpm el coeficiente volumétrico de transferencia de masa permaneció casi constante a partir de 10 L/min. Sin embargo, para viscosidades superiores a 0.1963 Pa·s y velocidades de rotación inferiores a 400, la distorsión de la señal del electrodo colocado al nivel del listón helicoidal fue mayor a 15 y 20 L/min

En resumen, las mejores condiciones de dispersión se encontraron entre 500 y 700 rpm a 10 y 15 L/min, lográndose así.

- Los mayores porcentajes de aire retenido
- Menor interferencia de la señal del electrodo colocado al nivel del listón helicoidal
- La mejor homogeneidad de la mezcla gas-líquido
- Incrementos más significativos del $(k_{La})_{HR}$ y $(k_{La})_{IR}$ al aumentar la potencia por unidad de volumen o la velocidad de rotación

Conclusiones

Lo primero que se puede concluir es que tanto el objetivo general como los objetivos generales de este trabajo se cumplieron. Es decir, *se conoció el comportamiento de mezclado en términos de consumo de potencia en régimen aereado y no aereado, así como el comportamiento de la transferencia de masa a través del efecto de las variables de operación y principalmente de la viscosidad, con el propósito de establecer las condiciones de operación más adecuadas durante la agitación de fluidos newtonianos con diferente viscosidad*

Otras conclusiones adicionales son

Objetivo particular 1.

Determinar, en condiciones isotérmicas, el efecto de la viscosidad sobre el consumo de potencia sin aereación, variando condiciones de operación (velocidad de rotación del mezclador), para establecer el comportamiento del equipo.

- Las mamparas del equipo no fueron eficientes en el intervalo de viscosidad experimentado y bajo las condiciones de operación en que se trabajó, porque se presentaron los fenómenos de formación de vórtice y aereación superficial
- La formación de vórtice dependió más de la viscosidad que del número de Reynolds y del número de Froude debido a que aún bajo condiciones de agitación en que hubo régimen de flujo turbulento, no existió formación de éste además el vórtice no siempre se originó a un mismo Fr_{TR} y con una misma altura. Este comportamiento se debe a la presencia del listón helicoidal el cual sustituyó a las mamparas bajo ciertas condiciones de operación
- La formación de vórtice propició que el efecto de N_{IR} en $(P)_{TR}$ aumentara (el valor de m aumento), mientras que la aereación superficial tuvo un efecto contrario y visualmente más notorio, porque propició que N_{TR} causara una disminución en $(P)_{TR}$ (el valor m disminuyó). Pero aun con la formación de vórtice y la aereación superficial, el comportamiento global de $(P)_{TR}$ en función de N_{TR} fue muy similar a lo descrito por la bibliografía

- Para concluir de forma integral el efecto de N_{TR} y η en $(P)_{TR}$ se afirma que siempre fue mayor el efecto de la velocidad de rotación, N_{TR} , en el comportamiento de $(P)_{TR}$ comparada con la viscosidad
- A viscosidades pequeñas (régimen turbulento) el efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} , en el consumo de potencia sin aereación, $(P)_{IR}$, fue mayor que a viscosidades grandes (régimen de transición); aun cuando en el fluido menos viscoso hubo aereación superficial.
- A Bajas velocidades de rotación (régimen de transición) el efecto de la viscosidad, η , en la potencia, $(P)_{TR}$, fue mayor que a altas velocidades de rotación (régimen turbulento) El comportamiento de $(P)_{IR}$ con respecto a N_{TR} y η concuerda con lo descrito por la bibliografía

Objetivo particular 2.

Determinar, en condiciones isotérmicas, el efecto de la viscosidad sobre el consumo de potencia con aereación, variando condiciones de operación (velocidad de rotación del mezclador y flujo volumétrico de aire), para establecer el comportamiento del equipo ante al fenómeno de dispersión.

- Bajo condiciones aereadas también se presentó un aumento en la altura del líquido, $(H_L)_{a_0}$, pero en este caso, debido tanto al vórtice como al gas retenido, ϵ , (Hold-up)
- La viscosidad fue la que más influyó en la cantidad de aire retenido La segunda variable que más influyó fue la velocidad de rotación de la turbina Rushton, N_{TR} , y la tercera el flujo volumétrico de aire, Q_g .
- La velocidad de rotación tuvo mayor efecto en el comportamiento de $(P_g)_{IR}$, seguida de la viscosidad y por último el flujo volumétrico de aire.
- El comportamiento de $(P_g)_{TR}$ ante N_{TR} a cualquier flujo volumétrico de aire fue igual que para el consumo de potencia sin aereación, $(P)_{TR}$
- Para los cuatro flujos de aire (5, 10, 15 y 20 L/min), el efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} , en el consumo de potencia con aereación, $(P_g)_{TR}$ fue mayor en viscosidades pequeñas (0.0168 Pa·s) que a viscosidades grandes (0.3303 Pa·s)
- El efecto de N_{TR} sobre $(P_g)_{IR}$ a viscosidad constante, disminuyó a medida que se incrementó el flujo volumétrico de gas, Q_g .
- El efecto de la viscosidad, η , en el consumo de potencia con aereación, $(P_g)_{TR}$, fue mayor a bajas velocidades de rotación, N_{TR} que a grandes, porque a estas últimas el aumento de la potencia no fue tan grande como a bajas velocidades de rotación

- El efecto del flujo volumétrico de aire, Q_v en el consumo de potencia, $(P_w)_{TR}$, fue mayor a bajas velocidades de rotación, N_{TR} , y pequeñas viscosidades, η , mientras que a grandes viscosidades y grandes velocidades de rotación el efecto de Q_v en $(P_w)_{TR}$ fue casi constante y en ocasiones menor
- Para este mezclador dual, el comportamiento de la potencia relativa ante el número de aereación fue similar al comportamiento de un impulsor individual sin embargo, las velocidades de rotación en las que se presentó la inundación, descarga y recirculación fueron mayores. Además las velocidades de rotación donde se obtuvieron los mayores porcentajes de gas retenido fueron las mismas donde se dio la descarga completa, esto también fue lo que la bibliografía afirma.
- El listón helicoidal no influyó en que en la turbina Rushton estuviera en etapa de inundación, descarga y recirculación, pero sí influyó en la velocidad de rotación en la que se presentó cada etapa
- El mayor porcentaje de gas retenido siempre se presentó a velocidades muy próximas a la velocidad de descarga experimental y fue independiente del flujo volumétrico de aire. Es decir el valor de $(N_{CD})_{TR}$ experimental, fue casi el mismo

Objetivo particular 3.

Determinar, en condiciones isotérmicas, el efecto de la viscosidad sobre la transferencia de masa interfásica en la parte superior e inferior del recipiente, variando condiciones de operación (velocidad de rotación del mezclador y flujo volumétrico de aire), para establecer el comportamiento del equipo, ante el fenómeno de dispersión de gas.

- El comportamiento de $(k_L a)_{HR}$ fue similar al comportamiento de $(k_L a)_{TR}$ a viscosidades inferiores a 0.3303 Pa·s debido a la capacidad de la turbina Rushton para dispersar aire.
- Los valores del coeficiente volumétrico de transferencia evaluado al nivel del listón helicoidal, $(k_L a)_{HR}$, y al nivel de la turbina Rushton, $(k_L a)_{TR}$, fueron afectados principalmente por la viscosidad seguida del consumo de potencia por unidad de volumen y por el flujo volumétrico de aire en el último caso
- En los tres fluidos de menor viscosidad, se propició un menor consumo de potencia y menores porcentajes de gas retenido en comparación con los dos fluidos más viscosos bajo las mismas condiciones de operación, pero también se lograron mayores valores del coeficiente volumétrico de transferencia de masa. Es decir, el porcentaje de gas retenido en los dos fluidos más viscosos

compensó el efecto de la viscosidad y el consumo de potencia en el valor del $(k_{La})_{HR}$

- Para los cuatro flujos de aire (5, 10, 15 y 20 L/min) el efecto de la velocidad rotacional, N_{TR} , en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, $(k_{La})_{HR}$, fue mayor en viscosidades bajas que en viscosidades grandes.
- El efecto de, η , fue mayor a grandes de velocidades de rotación, es decir fue más notoria la disminución del $(k_{La})_{HR}$ a grandes velocidades de rotación, al incrementar la viscosidad. Sin embargo a grandes velocidades de rotación existió el fenómeno de aireación superficial
- El efecto del flujo volumétrico de aire, Q_a en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, $(k_{La})_{HR}$, fue mayor a bajas velocidades de rotación, V_{IR} , y pequeñas viscosidades porque fue mayor el aumento en el $(k_{La})_{HR}$ al incrementar el flujo volumétrico de aire de 5 a 10 L/min; mientras que a grandes viscosidades el efecto de Q_a en $(k_{La})_{HR}$ fue casi constante, el valor de $(k_{La})_{HR}$ fue independiente del flujo volumétrico del aire

Concluyendo de una forma más general se puede decir que:

- Se comprobó que fue importante la utilización de la turbina Rushton, porque la aplicación de ésta tuvo como ventajas: dispersar más aire, redispersar el aire retenido, homogenizar el aire retenido con el aire recién suministrado a la mezcla gas-líquido y contribuir en el mezclado de todo el volumen de trabajo
- La formación de vórtice fue importante e influyo tanto en la transferencia de masa como en el consumo de potencia
- Al igual que cuando se utilizan impulsores individuales, el impulsor dual presentó el mismo comportamiento en términos de consumo de potencia sin aireación, así como el mismo comportamiento del consumo de potencia en régimen aireado y los mismos patrones de flujo (inundación, descarga y recirculación) en sistemas gas-líquido. Pero el efecto del listón helicoidal en ocasiones fue excesivo ya que propició la inundación de la turbina Rushton sin embargo, se puede hacer más eficiente su funcionamiento evitando la formación de vórtice o incrementando la relación N_{TR}/N_{HR} , creando así la posibilidad de hacer más eficiente el funcionamiento de este impulsor dual
- La capacidad para lograr grandes valores de ϵ por parte del impulsor dual, fue grande
- La transferencia de masa fue más sensible a cambios de viscosidad que a cambios de consumo de potencia

Referencias

- AICnE, "Equipment testing procedure. Mixing equipment (impeller type)" 2ª Ed., AICHE, New York (1985)
- Atkinson, B. y F. Mavutlana, "Biochemical Engineering and Biotechnology Handbook" 2ª Ed., Stockton Press Mexico (1991)
- Bailey, J. y D. O. Iis "Biochemical engineering fundamentals", Mc Graw-Hill, U. S. A. (1977)
- Bakker, A. y H. E. A. Van Den Akker, "Gas-liquid contacting with axial flow impellers" *Trans. IChemE* **72**, 573-582 (1994)
- Bjurstrom, E., "Biotechnology", *Chem. Eng.*, 126-158 (February 18, 1985)
- Brauer, H. "Development and improvement of bioreactors" *The Chemical Engineer* 224-229 (June, 1982)
- Brauer, H. "Power consumption in aerated stirred tank reactor systems", *Adv. Biochem. Eng.* **13**, 87-119 (1979)
- Brennan, D. J. "Vortex geometry in unbaffled vessels with impeller agitation" *Trans. Instr. Chem. Engrs* **54**, 209-217 (1976)
- Brito, E., T. Espinosa, A. Tecante, F. Thibault y P. A. Tanguy, "Mixing Non-Newtonian fluids under gassed and non-gassed conditions with a double geometry impeller", *Recientes Progres en Génie des Proédés* **11**, 153-160 (1997)
- Bullock, K. "Biología básica", ACRIBIA, España (1991)
- Carpenter, K. J. "Fluid processing in agitated vessels" *Chem. Eng. Res. Des.* **64**, 3-10 (1986)
- Carreau, P. J., J. Paris y P. Guerin, "Mixing of newtonian and non-newtonian fluids. Screw agitator and draft coil system" *Can. J. Chem. Eng.* **70**, 1071-1081 (1992)
- Chavan, V. V., A. S. Jhaveri y J. Ulbrecht, "Power consumption for mixing of inelastic non-newtonian fluids by helical screw agitators", *Trans. Instr. Chem. Engrs* **50**, 1477-155 (1972)
- Chavan, V. V., D. E. Ford y M. Arumugan, "Influence of fluid rheology on circulation, mixing and blending", *Can. J. Chem. Eng.* **53**, December, 628-635 (1975)
- Chavarria, N., "Transferencia de masa gas-liquido en fluidos pseudoplásticos agitados con un impulsor mixto turbina Rushton-helicoidal. Tesis de maestría", Facultad de Química, UNAM (1997)
- Chavarria, N., A. Tecante, E. Brito y P. Tanguy, "Gas-liquid mass transfer in Newtonian and Non-Newtonian liquids in a stirred tank agitated with a dual turbine-helical ribbon impeller" 12th International Congress of Chemical and Process Engineering, 8, Prague (1996)
- Cheng, J. y P. J. Carreau, "Aerated mixing of viscoelastic fluids with helical ribbon impellers", *Chem. Eng. Sci.* **49**, 12, 1965-1972 (1994)
- Cui, Y. Q., R. G. J. M. Van Der Lans y K. Ch. A. M. Luyben, "Local power uptake in gas-liquid systems with single and multiple Rushton turbines" *Chem. Eng. Sci.* **51**, 2631-2636 (1996)
- Einsele, A. y R. Finn, "Influence of gas flow rates and gas hold up on blending efficiency in stirred tanks", *Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.* **19**, 600-603 (1980)
- Espinosa, S. T., "Caracterización hidrodinámica de sistemas de agitación duales. Tesis de doctorado", Facultad de Química, UNAM (1998)
- Espinosa, S. T., E. Brito, A. Tecante y P. Tanguy, "Power consumption of a dual turbine-helical ribbon impeller mixer in ungassed conditions", *Chem. Eng. J.* **67**, 215-219 (1997)
- Fuchs, R., D. Dewey, Y. Ryu y A. Humphrey, "Effect of surface aeration on scale-up procedures for fermentation process" *Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.* **10**, 190-196 (1971)

- Geankoplis J C "Procesos de transporte y operaciones unitarias" 2ª Ed Continental Mexico (1995)
- Golberg I y R Williams, "Biotechnology and food ingredients", AVI USA (1991)
- Harnoy V M Edwards y W Nienow, "Mixing in the process industries" Butterworth and Co UK (1985)
- Ho F C y A Kwong, "A guide to designing special agitators" Chem Eng 94, 104 (July 23 1973)
- Holland F A y F S Chapman, "Liquid mixing and processing in stirred tanks" Reinhold publishing Co USA (1966)
- Hudcova V V Machon, y A Nienow, "Gas-liquid dispersion with dual Rushton turbine impellers" Biotech Bioeng 34 617-628 (1989)
- Hugmark G A "Power requirements and interfacial area in gas-liquid turbine agitated systems" Ind Eng Chem Process Dev 19, 638-641 (1980)
- Jackson M "Process engineering in Biotechnology" Prentice-Hall, USA (1991)
- Jolicœur M C Chavarie, P J Carreau y J Archambault, "Development of a helical-ribbon impeller bioreactor for high-density plant cell suspension culture" Biotech Bioeng 39 511-521 (1992)
- Kamen A C Chavarie, G Andre y J Archambault, "Design parameters and performance of surface baffled helical ribbon impeller bioreactor for the culture of shear sensitive cells" Chem Eng Sci 47 2375-2380 (1992)
- Kawase Y y M Moo-Young, "Volumetric mass transfer coefficients in aerated stirred tank reactors with Newtonian and non-Newtonian media", Chem Eng Res Des 66, 284-288 (1988)
- Kawase Y y M Moo-Young, "Mathematical model for design of bioreactors Applications of Kolmogoroff's theory of isotropic turbulence" Chem Eng J 43, B19-B41 (1990)
- Lambers D F Mussio, y P Swanson, "Using time dependent RPM to enhance mixing in stirred vessels" Chem Eng Sci 55, 733-741 (1996)
- Leami G "Scaleup of gas-dispersion mixers", Chem Eng, 115-118 (October 15 1973)
- Lee Y y G Tsao "Dissolved oxygen electrodes", Adv in Biochem Eng 13 36-86 (1979)
- Linek V J Sinkule y V Vacek, "Dissolved oxygen probes" in Comprehensive Biotechnology, Vol 4 Pergamon Press, Great Britain (1985) pp 346-391
- Linek V P Beneš y V Vacek, "Dynamic pressure method for $k_L a$ measurement in large-scale bioreactors" Biotech Bioeng 33, 1406-1412 (1989)
- Linek V T Moucha y J Sinkule, "Gas-liquid mass transfer in vessels stirred with multiple impellers I Gas-liquid mass transfer characteristics in individual stages" Chem Eng Sci 51 3203-3212 (1996)
- Linek V T Moucha y J Sinkule, "Gas-liquid mass transfer in vessels stirred with multiple impellers II Modelling of a gas-liquid mass transfer" Chem Eng Sci 51 (15), 3875-3879 (1996)
- Linek V V Vacek y P Beneš, "A critical review and experimental verification of the correct use of the dynamic method for the determination of oxygen transfer in aerated agitated vessels to water electrolyte solutions and viscous liquids" Chem Eng J 34, 11-34 (1987)
- Linek V V Vacek J Sinkule, P Beneš y R Chalmers, "Measurement of oxygen by membrane-covered probes Guidelines for applications in Chemical and Biochemical Engineering" Ellis Horwood Limited Great Britain (1988)
- Loiseau S N Midoux y J C Charpentier, "Some hydrodynamics and power input data in mechanically agitated gas-liquid contactors", AIChE J 23, 931-935 (1977)
- Mann R "Gas-liquid stirred vessel mixers towards a unified theory based on networks-of-zones" Chem Eng Res Des 64 23-34 (1986)
- McDonough Robert J, "Mixing for the process industries" Van Nostrand Reinhold New York USA (1992)

- Mirdoux N y J C Charpentier "Mechanically agitated gas-liquid reactors Part 1: Hydrodynamics" *Int Chem Eng* 24 249-287 (1984)
- Mishra V y J Joshi, "Flow generated by a disc turbine Part III Effect of impeller diameter impeller location and comparison with other radial flow turbines" *Trans IChemE* 71 563-573 (1993)
- Mittal y S Gauri: "Food Biotechnology", Technomic publishing Co, USA (1992)
- Moo-Young M y C Charles, "Transport phenomena in bioprocesses" in "Comprehensive Biotechnology" Vol 2 Pergamon Press Great Britain (1985) pp 6-59
- Myers K M Russel, y A Bakker, "Gassed power draw of mixed impeller system" *Can J Chem Eng* 75 620-625 (1997)
- Myers K M Reeder, A Bakker y M Ridgen, "Agitation for success" *The Chemical engineer* 39-42 (October 10 1996)
- Nienow A W y T P Eison "Aspects of mixing in rheologically complex fluids" *Chem Eng Res Des* 66 5-15 (1988)
- Nienow A W "Gas dispersion performance in fermented operation", *Chem Eng Prog* 61-71 (February, 1990)
- Nienow A W M Konno y W Bujalski, "Studies on three-phase mixing A review and recent results" *Chem Eng Res Des* 64, 35-42 (1986)
- Nocentini M D Fajner, G Pasquali y F Magelli, "Gas-liquid mass transfer and hold up in vessels stirred with multiple Rushton turbines water y water-glycerol solutions" *Ind Eng Chem Res* 32 19-26 (1993)
- Ogut A y R Hatch, "Oxygen transfer into Newtonian and Non-Newtonian in mechanically agitated vessel" *Can J Chem Eng* 66, 75-85 (1988)
- Oldsue J Y "Fluid mixing technology and practice", *Chem Eng* 82-108 (June 13 1983)
- Pace G M, "Mixing of highly viscous fermentation broths", *The Chemical engineer* 833-837 (November 1978)
- Pace G M "Production of extracellular microbial polysaccharides", *Adv in Biochem Eng* 15, 41-70 (1980)
- Panja N C y D P Rao "Measurement of gas-liquid parameters in a mechanically agitated contactor" *Chem Eng J* 52 121-129 (1993)
- Reuss M "Oxygen transfer and mixing Scale-up implications" in "Biotechnology" Vol 3 VCH edit Alemania (1993) pp 185-217
- Roman R V y R Z Tudose, "Studies on transfer processes in mixing vessels hydrodynamic of the modified Rushton turbine agitators y gas-liquid dispersions", *Chem Eng J* 61 83-93 (1996)
- Rushton J H "The use of pilot plant mixing data", *Chem Eng Prog* 47, 485-488 (1951)
- Saito F A W Nienow, S Chatwin y I P T Moore, "Power, gas dispersion and homogenisation characteristics of scaba SRGT and Rushton turbine impellers", *J Chem Eng Japan* 25, 281-287 (1992)
- Schuler J y W Deckwer "Gas-liquid mass transfer in stirred vessels" *Chem Eng Sci* 47 2357-2362 (1992)
- Schumpe A G Quicker y W Deckwer "Gas solubilities in microbial culture media" *Adv in Biochem Eng* 24 1-38 (1982)
- Sensel M K J Myers, y J B Fasano "Gas dispersion at high aeration rates in low to moderately viscous Newtonian liquids", *AIChE J* 89, 76-84 (1993)
- Soporka M A Prokop, I Dunn, y A Einsele, "Review of methods for the measurement of oxygen transfer in microbial system", *Annual Reports on Fermentation Process* 5, 127-210 (1982)
- Sverak S y M Hrbjy, "Gas entrainment from the liquid surface of vessels with mechanical agitators", *Int Chem Eng* 21 519-526 (1981)
- Takahashi K K Arai y S Saito, "Power correlation for anchor and helical ribbon impellers in highly viscous liquids" *J Chem Eng Japan* 13, 147-150 (1980)
- Tanaka M y T Izumi "Gas entrainment in stirred-tank reactors" *Chem Eng Res Des* 65 195-198 (1987)

- Tattersson G, R S Brodkey y R V Calabrese, "Move mixing technology into the 21st century" Chem Eng Prog 45-48 (June, 1991)
- Tattersson G "Scale-up and design of industrial Mixing Processes" Mc-Graw Hill USA (1994)
- Tecante A y L Choplin, "Gas-Liquid mass transfer in Non-Newtonian fluids in a tank stirred with a helical ribbon screw impeller", Can J Chem Eng 51, 859-865 (1993)
- Tecante A L Choplin y P A Tanguy, "Hydrodynamics and mass transfer in rheologically complex media: exopolysaccharide fermentation broths" in "Proceedings of the 7th European Congress on Mixing" vol 2 Belgium (1991), pp 367-377
- Treybal R "Operaciones de transferencia de masa" 2ª Ed., Mc-Graw Hill, Mexico (1988)
- Valentin F - "Absorption in gas-liquid dispersions. Some aspects of bubble technology" E and F Nspon LTD London (1967)
- Van Der Reij, K J M Boom y J M Smith, "Power Consumption, impeller coalescence and recirculation in aerated vessels" Trans Instn Chem Engrs 54, 124-131 (1976)
- Yoshida F "Aeration and mixing in fermentation", Annual reports on fermentation processes 5 1-33 (1982)

Anexo I

Montaje experimental

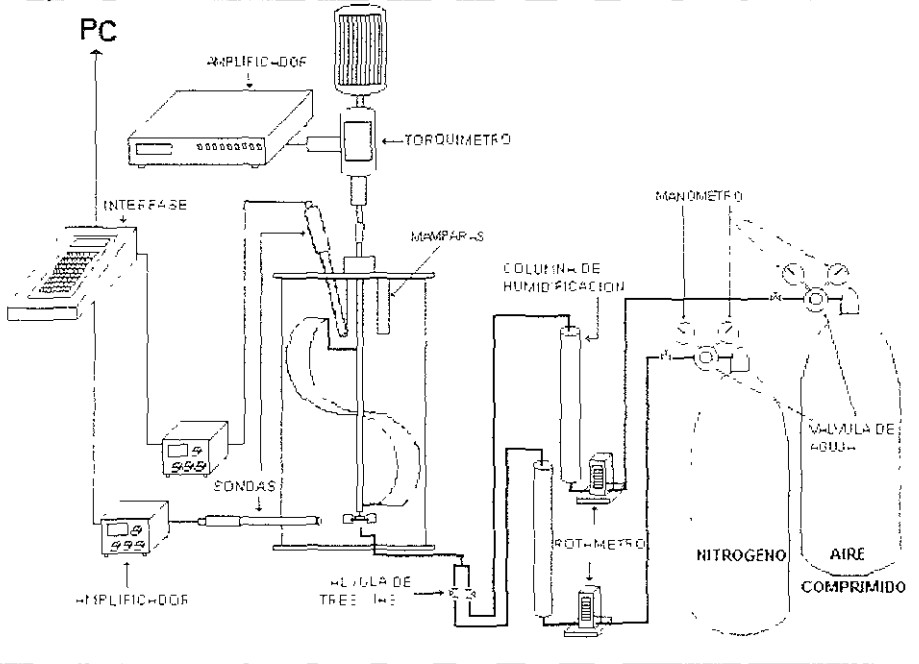


FIGURA A1. Montaje experimental

Descripción

El montaje para mezclado consta de un tanque de agitación, un impulsor dual, un torquímetro, dos sondas para oxígeno, dos amplificadores de señal de oxígeno, una interfase, un difusor de tubo, dos válvulas de tres vías (para la regulación de aire y nitrógeno), dos rotámetros digitales, dos columnas de humidificación, un tacómetro digital, dos tanques de gas comprimido (uno para el suministro de aire y otro para nitrógeno) y un sistema para regulación de temperatura. Los tanques de aire comprimido (fuente de oxígeno) y Nitrógeno cuentan con una válvula de aguja y un manómetro para regular el flujo de gas. En el diagrama A1, se muestran los elementos mencionados y en el cuadro A1 y Figura A2 se ven las principales dimensiones y relaciones geométricas del tanque de agitación.

TANQUE

MATERIAL	Vidrio Pyrex
DIMENSIONES	diámetro interno 0 21 m altura 0 424m
CAPACIDAD	0 012 m ³
Entradas laterales para sondas	3

IMPULSOR DUAL

Material.	Acero inoxidable 316.
Impulsor inferior	Impulsor de disco y hojas planas, turbina Rushtor
Impulsor superior	Listón helicoidal
Número de pasos	1

DIFUSOR

Material	Acero inoxidable
Diámetro interno	0 002 m

CUADRO A.1. Dimensiones y relaciones geométricas del tanque de agitación y sus componentes

Segmento	Dimensión (cm ± 0.1)	Segmento	Dimensión (cm ± 0.1)	Relaciones geométricas.
<i>H</i>	42.4	<i>L_{HR}</i>	3.0	$D_{IR} / T = 0.36$
<i>W_{HR}</i>	19.8	<i>J</i>	2.7	$D_{HR} / T = 0.83$
<i>T</i>	21.0	<i>J₂</i>	21.5	$D_{HR} / D_{TR} = 2.31$
<i>D_{HR}</i>	17.8	<i>J₃</i>	21.8	$W_{HR} / D_{HR} = 1.11$
<i>D_{TR}</i>	7.6	<i>J₄</i>	6.5	$J_1 / H_1 = 0.51$
<i>E_p</i>	1.6	<i>J₅</i>	3.0	$J_2 / H_1 = 0.75$
<i>C_{HR}</i>	7.1	<i>J₆</i>	3.0	$J_3 / H_1 = 0.11$
<i>C_{TR}</i>	5.0	<i>J₇</i>	5.0	$J_4 / H_1 = 0.17$
<i>W_{IR}</i>	1.6	<i>H_d</i>	3.5	$C_{IR} / T = 0.23$
<i>L_{IR}</i>	1.9	<i>H_L</i>	2.9	$H_d / T = 0.16$
				$H_L / T = 1.38$

La membrana de la sonda colocada en la tapa estuvo a 7.2 cm bajo el nivel del líquido

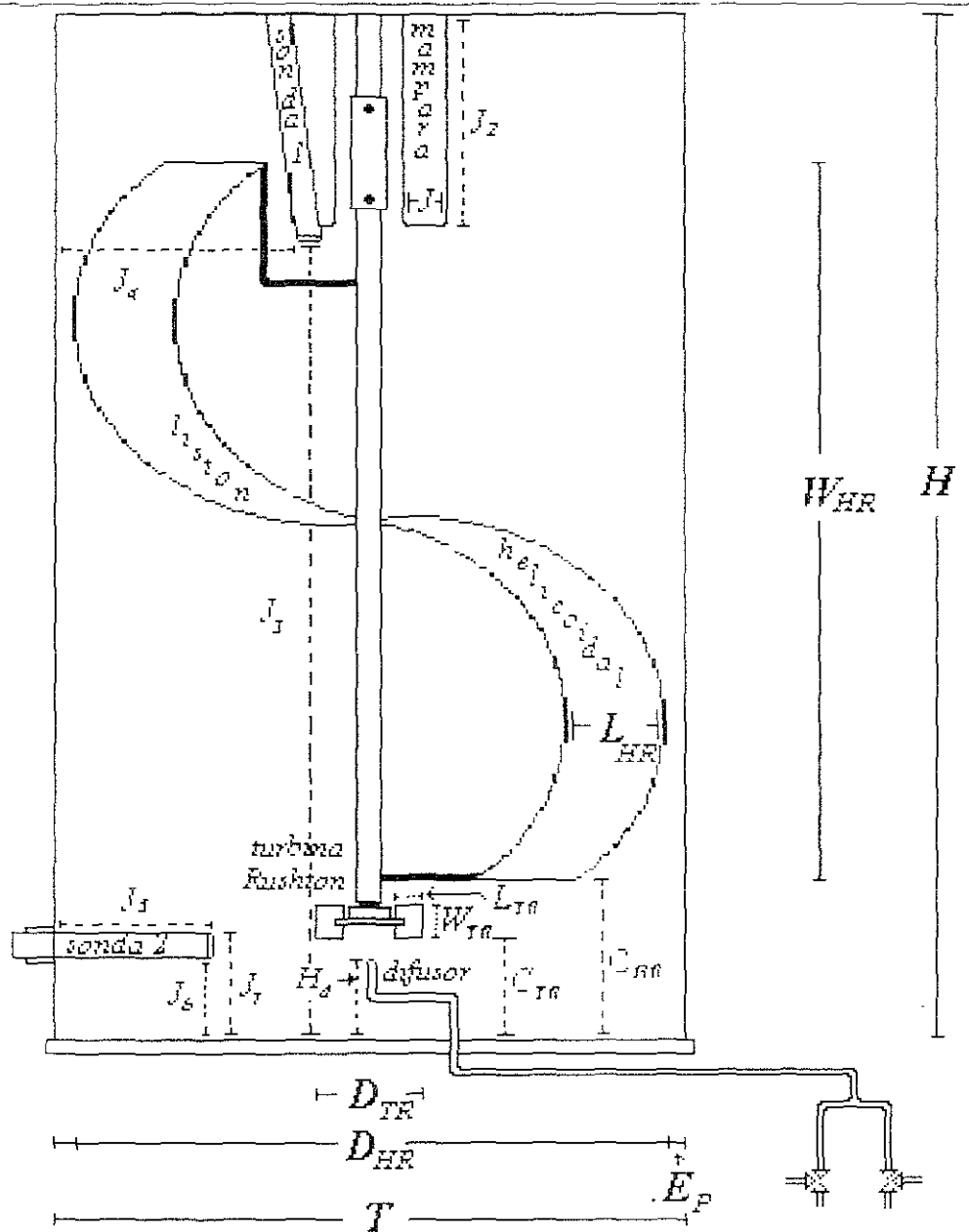


FIGURA A2. Relación de las dimensiones en el tanque de agitación

SONDAS POLAROGRÁFICAS PARA OXÍGENO

Marca Ingold
 Modelo P/N-322756702
 Material Acero inoxidable 316
 Longitud 0.32 m
 Tiempo de respuesta 98% en tiempos mayores a 60 s
 Estabilidad. >2% en operación continua por una semana a temperatura constante
 Temperatura de trabajo 0-150°C (32-302 °F).
 Temperatura de esterilización 130 (266°F).
 Presión máxima: 44 Psi (3 bar)
 MEMBRANA

Material PTFE/silicon (politetrafluoroetileno/silicon)

TORQUIMETRO

Marca S HIMMELSTEIN AND COMPANY (SCH)
 Modelo 66032
 Velocidad de rotación 0 a 15000 RPM , bidireccional
 Torque máximo 2.82 N·m (25 Lb·in)
 Requerimientos de energía 105-130 VOLT, 50 /60 Hz, 75VA
 Sensibilidad 0.1 mV/ V máximo
 No-linealidad (% de la escala total) ±0.1
 Histéresis (% de la escala total) ±0.1
 Precisión (% de la escala total) ±0.05 (±0.00192 N·m ó ± 0.017 Lb·in)

AMPLIFICADORES DE SEÑAL

Marca Cole-Palmer
 Modelo 01972-00

INTERFASE

Marca Electronic Controls Design (ECD)
 Modelo 5100 Longer lab
 Temperatura de trabajo 0-50°C

ROTÁMETROS DIGITALES

Marca McMillan Co
 Modelo 300/310 Flow-meter
 Flujo volumétrico 0-0.0003 m³/s (0-20 L/min)
 Precisión ±0.1 L/min (± 1% f s)

TACÓMETRO DIGITAL

Marca Fisher Scientific
 Modelo 05-028-24
 Velocidad angular 0-30000 rpm
 Precisión 0.05%

SISTEMA DE ENFRIAMIENTO

Baño de agua
 Marca Brookfield
 Modelo EX200
 Temperatura de operación 0-120 °C
 Manguera de látex.

Anexo 2

Calibración de la sonda para oxígeno

La calibración se hizo para ambas sondas a 25 ± 0.5 °C, las cuales estuvieron libres de humedad. La calibración consistió de cuatro pasos.

- 1 Se colocó una jeringa sin émbolo en el extremo de la membrana. La sonda fue colocada en posición vertical con la membrana dirigida hacia abajo, tal como lo muestra en la figura A3. Se verificó que la membrana estuviera en buen estado.
- 2 Se activaron los rotámetros digitales y se abrió la válvula de agua correspondiente al tanque de Nitrógeno hasta aproximadamente 0.05 Psig. Después se abrió la válvula de tres vías que se encuentran después de la columna de humidificación de Nitrógeno.
- 3 Se reguló el flujo de Nitrógeno hasta 5 L/min a 25 ± 1 °C y se ajustó la respuesta o señal del amplificador a 0% de oxígeno o 0 mV en la interfase, hasta que ésta se estabilizó (± 0.002 mV). Esto indicaba que la p_{O_2} era 0. Se recomienda una pureza de 99.999% para el Nitrógeno (grado cromatográfico).
- 4 Se repitió el paso 2 pero ahora con oxígeno para inyectar 5 L/min de aire comprimido. Con un flujo de aire ya estable, se ajustó la señal del amplificador a 100% de oxígeno o 1 mV en la interfase, hasta que ésta, también se estabilizó (± 0.002 mV). Esto indicaba que p_{O_2} era $0.209 \cdot P_T$.
- 5 Fue necesario realizar este procedimiento antes de someter cada uno de los fluidos a régimen aireado.

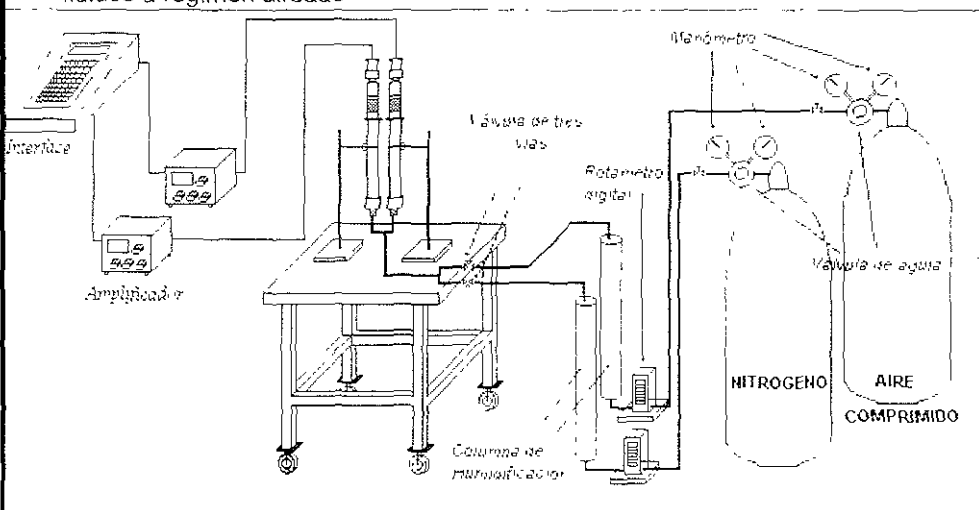


FIGURA A3. Montaje para la calibración de las sondas

Anexo 3

Solución matemática al modelo no lineal

La sonda para oxígeno está compuesta de un ánodo y un cátodo (electrodos), una capa de electrolito y una membrana (figura A4). Su principio de operación consiste en una reacción electroquímica, en la cual el oxígeno es reducido para liberar cuatro electrones por cada molécula de éste. El electrolito, junto con los electrodos, puede o no formar parte en dicha reacción; dependiendo del tipo de sonda (polarográfica o galvánica). Por otra parte, la membrana construida de un polímero (por ejemplo, polipropileno de 12 μm de espesor, teflón o politetrafluoroetileno/silicon), separa a los electrodos del medio ambiente y evita interferencia en la reacción electroquímica que se presenta en los electrodos, ya que es permeable únicamente a oxígeno e impermeable a iones e impurezas (Lee y Tsao, 1979; Linek et al., 1988; Mital y Gauri, 1992; Sobotka et al., 1982)

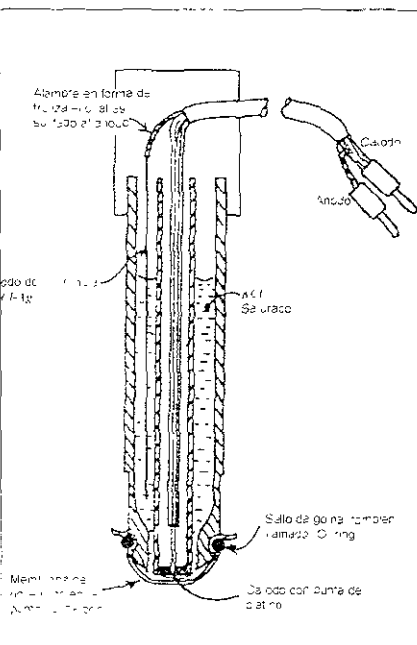


FIGURA A4. Sonda polarográfica (Linek et al., 1988)

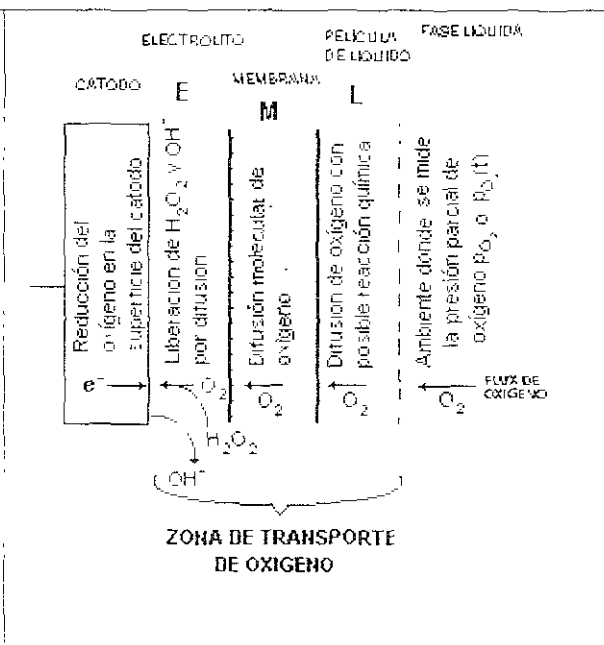
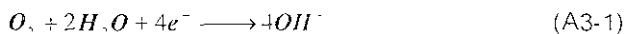


FIGURA A5. Zonas de transporte (Linek et al., 1988)

Existen dos tipos de sondas para oxígeno, las de tipo polarográfico y las de tipo galvánico, la diferencia entre una sonda de tipo polarográfico y una de tipo galvánico es que esta última no requiere la aplicación de un voltaje externo para que se lleve a cabo la reducción de oxígeno, es decir el electrolito no participa en la reacción

En ambos casos la reacción en el cátodo se lleva de la siguiente manera (Lee y Tsao, 1979, Linek et al., 1988, Mital y Gauri, 1992, Sobotka et al., 1982)



El oxígeno se reduce en el cátodo (ganancia de electrones), después de que se ha difundido por la membrana y el electrolito (figura A5)

Como producto de la reacción se produce un flujo de corriente eléctrica (intensidad de corriente) entre el ánodo y el cátodo la cual es proporcional a la concentración de oxígeno que esta reaccionando, esta corriente eléctrica es posible cuantificarla (Mital y Gauri, 1992)

La intensidad de corriente en estado estacionario depende del número de electrones liberados, n_e , de la constante de Faraday F , del área del cátodo, A_c , del espesor y la permeabilidad de la membrana, (E_{mc} y p_{mc}) y de C_l vista en términos de la presión parcial de oxígeno en la fase líquida, p_{O_2} .

$$i = n_e F A_c \left(\frac{p_{mc}}{E_{mc}} \right) p_{O_2} = n_e F A_c n_{O_2} \quad (A3-2)$$

Generalmente n_e es igual a 4 (ecuación A3-1) y de acuerdo con la ecuación A3-2, i es proporcional al flux de oxígeno a través de la membrana n_{O_2} . A su vez n_{O_2} depende de las presiones parciales de oxígeno en la fase líquida y en la interfase membrana-electrolito (se asume que la membrana esta adherida herméticamente al cátodo), y del coeficiente global de transferencia de oxígeno, ver ecuación A3-3

$$n_{O_2} = k_o (p_{O_2} - p_{O_2}) \quad (A3-3)$$

Sustituyendo la ecuación A3-2 en la ecuación A3-3 se llega a la ecuación A3-4

$$p_{O_2L} = p_{O_2e} + \left(\frac{i}{n_e F A_s k_o} \right) \quad (A3-4)$$

En la ecuación A3-4 la presión parcial de oxígeno en la fase líquida es proporcional a la intensidad de corriente. Por lo tanto, sólo es necesario hacer una calibración (p_{O_2} versus i) para determinar p_{O_2L} (Anexo 2) (Moo-Young y Charles, 1985).

Sin embargo, uno de los requerimientos principales para una sonda de oxígeno es su linealidad, ya que muchos tipos de éstas no cumplen con este requisito cuando se exponen a elevadas concentraciones de oxígeno (Linek et al., 1988). Otro aspecto que se debe tomar en cuenta cuando se utilizan sondas para oxígeno en recipientes agitados es que la señal de ésta, y por lo tanto el k_{La} evaluado por medio de dicha señal, varía dependiendo de la localización y de la posición del electrodo en el interior del tanque. Debido a esto se deben evitar dos cosas: colocar la sonda ó electrodo en zonas sin movimiento y el contacto directo entre las burbujas con la membrana, ya que la señal puede distorsionarse a menos que la concentración de oxígeno en la burbujas esté en equilibrio con la concentración de oxígeno en la fase líquida (Linek et al., 1985).

En otro contexto, cuando el oxígeno se difunde a través de la membrana y del electrolito para llegar al lugar de reacción, se presentan varias resistencias a la transferencia de oxígeno las cuales intervienen en el tiempo de respuesta cuando se aplican cambios muy rápidos en C_L (ver figura A5). Mientras no exista una sonda capaz de responder de manera inmediata a los cambios instantáneos de C_L no es confiable aplicar de manera directa los métodos descritos en el cuadro 2.1, ya que si se aplican éstos, se obtendrían resultados poco confiables porque no se estaría considerando los efectos del medio y los de la misma sonda, en la respuesta de ésta (figura A5).

Debido a esto, existen métodos (dinámicos principalmente) donde el k_{La} se determina con una comparación entre la respuesta dada por la sonda durante el experimento y la respuesta calculada a partir de un modelo de absorción para la sonda. Los diferentes modelos de absorción incluyen desde el tiempo de retraso de la sonda (dinámica de la sonda) debido a las diferentes resistencias que se

presentan durante la difusión de oxígeno (electrolito, membrana y película de líquido adyacente a la membrana situada en la parte exterior de ésta) hasta la variación del volumen de gas ocluido y la interacción de la sonda con las burbujas de gas (dinámica de la fase gaseosa). Pero la expresión matemática para la respuesta de la sonda se transforma progresivamente en una expresión más complicada a medida que se incrementan dichos factores (parámetros) en el modelo. Los métodos para la evaluación de $k_L a$ basados en los modelos del electrodo son algo complicados desde el punto de vista matemático y ocasionalmente requieren de cálculos numéricos por computadora (Lee y Tsao, 1979; Sobotka et al. 1982).

Los modelos para la sonda especifican la forma en la cual la variación en la presión parcial de oxígeno, $p_{O_2L}(t)$ es transformada en la señal de la sonda, $M(t)$. Para un modelo lineal, esa transformación está dada por la integral de convolución basada en el principio de superposición. La integral de convolución puede ser usada para calcular la señal de la sonda en mV, $M(t)$, o la respuesta normalizada de la sonda $G(t)$, a un cambio arbitrario en la presión parcial de oxígeno, $p_{O_2L}(t)$, desde un valor inicial en estado estacionario $p_{O_2L,S1}$, a un valor final en estado estacionario $p_{O_2L,S2}$ por el uso de la característica transiente de la sonda ya conocida $H(t)$.

$$G(t) = \int_0^t \left(\frac{p_{O_2L}(\tau) - p_{O_2L,S1}}{p_{O_2L,S2} - p_{O_2L,S1}} \right) \frac{dH(t-\tau)}{dt} d\tau \quad (\text{A3-5})$$

Donde

$$G(t) = \frac{M(t) - M_{S1}}{M_{S2} - M_{S1}} \quad (\text{A3-6})$$

En la ecuación A3-6, M_{S1} y M_{S2} son las señales de la sonda correspondientes a $C_{L,0}$ en el tiempo 0, $C_{L,0}$ y C_L en un tiempo ∞ , $C_{L,max}$ ($C_{L,max} \approx C^*$), en el mismo orden. También, de la misma forma, M_{S1} y M_{S2} son las señales correspondientes a $p_{O_2L,S1}$ y $p_{O_2L,S2}$ respectivamente. La respuesta normalizada $G(t)$ tiene su origen en la ecuación 2-17 la cual describe el cambio de C_L con respecto al tiempo, $C_L(t)$:

Por otro lado la característica transiente de la sonda, la cual es determinada experimentalmente, $H(t)$, está fundamentada en un modelo matemático que

describe n_{O_2} en estado no estacionario (segunda ley de Fick) a través de la zona de transporte compuesta por la membrana y película de líquido (ver ecuación A3-7) (Linek et al., 1988, Linek et al., 1991). Se considera que la membrana está perfectamente construida, firme y herméticamente colocada sobre la superficie del cátodo, tal que el espesor de la línea de electrolito entre ésta y el cátodo es despreciable, por lo que la línea de electrolito no ofrece resistencia a la transferencia de oxígeno. También considera que la difusión de oxígeno ocurre sólo en una dirección, la cual es perpendicular a la superficie del cátodo (Lee y Tsao, 1979)

$$H(t) = 1 + 2(1 + L_L) \sum_{n=1}^{\infty} Q(\alpha_n) \exp(-K_M \alpha_n^2 t) \quad (A3-7)$$

$$Q(\alpha_n) = (-1)^n \frac{(1 + L_L^2 + \alpha_n^2)^{-1/2}}{(1 + L_L + L_L^2 \alpha_n^2)^{-1/2}} \quad (A3-8)$$

En la misma ecuación, A3-3, L_L es el término que toma en cuenta la presencia de la película líquida alrededor de la membrana de la sonda (ecuación A3-9)

$$L_L = \frac{M_{s_1} - M_{s_2}}{M_{s_2}} \quad (A3-9)$$

Otro término que también se incluye es α_n y son las raíces positivas de la siguiente ecuación

$$\alpha_n L_L \cos \alpha_n - \text{sen} \alpha_n = 0 \quad (A3-10)$$

Resolviendo la integral de convolución representada por la ecuación A3-5 se obtiene el siguiente resultado

$$G(t) = 1 - (1 + L_L) \left[\begin{array}{c} B \exp(-B K_M t) \\ \sin B + L_L B \cos B \end{array} + \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2(-1)^n}{L_L + 1 + L_L^2 \alpha_n^2} \frac{1 + L_L^2 \alpha_n^2 \exp(-\alpha_n^2 K_M t)}{\begin{pmatrix} \alpha_n^2 \\ B - 1 \end{pmatrix}} \right] \quad (A3-11)$$

donde B y K_M son los parámetros de regresión que representan la respuesta del sistema, y la dinámica de la sonda (debida principalmente a la membrana), respectivamente

$$B = \frac{K_L a}{K_V} \quad (A3-12)$$

$$K_V = \left(\frac{\pi^2 D_V}{E_{mc}} \right) \quad (A3-13)$$

De acuerdo con la ecuación A3-12 se obtiene el valor del coeficiente global de transferencia de masa gas-líquido, pero debido a la baja solubilidad del oxígeno $K_L a$ es casi igual a $k_L a$. El $k_L a$ representa el coeficiente volumétrico local de transferencia de masa correspondiente a la película líquida.

Los demás términos pueden calcularse por medio de las ecuaciones A3-6, A3-9 y A3-10 (Chavarria, 1997; Linek et al 1988, Tecante y Choplin, 1993 y Votruba, 1978)