



Casa abierta al tiempo

Universidad Autónoma Metropolitana

Azcapotzalco

Modelado y simulación de un reactor airlift para su aplicación en la separación de sílice del agua.

*Ing. José Ángel Solís Herrera
m.01.09/03/2015*

*Directora de Tesis: Dra. Margarita M. González
Departamento de Energía, UAM-A*

*Co-director de Tesis: M. en C. Francisco J. Díaz
VWT México S.A. de C.V.*

CBI DIVISION DE
CIENCIAS BASICAS
E INGENIERIA
UAM - Azcapotzalco



Posgrado en
Ingeniería de
Procesos

Agradecimientos

A Francisco Díaz quien me permitió tomar este reto y ha sido un ejemplo de profesionalista y persona para mí.

A la Dr. Margarita González quien depositó su confianza en mí y me apoyó para la realización de este Proyecto.

Al Dr. Omar Castillo y José Antonio Colín por aportar su experiencia y conocimientos para mejorar el presente trabajo.

Dedicatorias

A mi padre, por haber sembrado en mí el espíritu de aprender y compartir.

A mi madre, que ha estado procurándome como siempre.

A Julia B. por estar aguardar conmigo a que terminara la lluvia y seguir juntos adelante.

A mis compañeros de generación del Posgrado, una generación muy especial: Delia con su manera de ser y decir muy positiva y elocuente, Ana y su alegría, Adrián con su sencillez y capacidad de análisis.

A mis amigos, en especial Eberth por sus constantes muestras de aprecio y motivación para seguir adelante.

...a todos gracias por compartirme algo.

CONTENIDO

CONTENIDO	3
ÍNDICE DE FIGURAS	6
LISTA DE ACRÓNIMOS.....	9
LISTA DE SÍMBOLOS.....	10
1. RESUMEN.....	13
2. OBJETIVOS.....	14
3. ESTADO DEL ARTE	15
3.1 El agua en los procesos industriales.....	17
3.1.1 Tratamiento de agua para proceso	19
3.1.2 Tratamiento de aguas residuales	23
3.1.3 Precipitación química de la sílice en agua.....	26
3.2 El mezclado como operación unitaria	30
3.2.1 Tanques agitados	30
3.2.2 Mezcladores tipo jet	36
3.3 Mezclado, turbulencia y fluidos turbulentos.....	37
3.3.1 Número de Reynolds en un conducto	38
3.3.2 Turbulencia.....	38
3.4 Dinámica de Fluidos Computacional	47
3.4.1 Discretización del dominio del flujo	48
3.4.2 Discretización de las ecuaciones gobernantes.....	48
3.4.3 Solución de las ecuaciones algebraicas.....	49
3.5 Dispersión y Mezclado mediante agitación con aire.....	51
3.5.1 Dinámica del movimiento de burbujas en agua	52
3.5.2 Disipación de la energía en dispositivos airlift.....	58
3.5.3 Modelo termodinámico para energía de disipación.....	59
3.6 Reactores airlift.....	60
3.6.1 Variantes.....	60
3.6.2 Estudios experimentales	62
3.6.3 Modelos para representar la dinámica de fluidos en un dispositivo airlift.....	64
3.6.4 Los dispositivos airlift como reactores	73
3.6.5 Tiempo de residencia espacial	74
3.6.6 Distribución del tiempo de residencia.....	74
3.6.7 Modelo experimental estímulo-respuesta	77

4. EL SISTEMA EXPERIMENTAL Y LA EXPERIMENTACIÓN.....	79
4.1 Fabricación del reactor airlift piloto	80
4.1.1 Un reactor airlift de doble circuito	80
4.1.2 Consideraciones para la fabricación del reactor airlift	81
4.1.3 Materiales seleccionados.....	83
4.1.4 Ensamble del reactor	84
4.1.5 Montaje del reactor	85
4.1.6 Montaje de equipos auxiliares.....	86
4.1.7 Puesta en funcionamiento	88
4.1.8 Experimentación – Hidrodinámica del reactor	88
4.1.9 Experimentación – Reacción química	96
5. EL MODELO.....	108
1.1 Procedimiento para generación del modelo en CFD.....	110
1.1.1 Uso del asistente	110
1.1.2 Geometría del modelo	113
1.1.3 Constructor del modelo	115
6. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	120
6.1. Velocidad de circulación de agua y Re zonal en el reactor	120
6.1.1 Sección descendente interior	120
6.1.2 Sección ascendente	122
6.1.3 Sección descendente exterior	125
6.2 Tiempo de mezclado	131
6.3 Retención global de gas.....	133
6.4 Distribución de Tiempo de Residencia (DTR) en el reactor	134
6.5 Reactor airlift como CSTR	139
6.5.1 Reactor sin recirculación.....	139
6.5.2 Reactor con recirculación.....	143
6.6 Reactor airlift como reactor por lotes.....	144
6.6.1 Orden y la constante de velocidad de reacción – Método diferencial	146
6.6.2 Orden y la constante de velocidad de reacción – Método integral	148
6.6.3 Comparativo entre los métodos de obtención de la constante de velocidad de reacción y orden de reacción	151
6.7 Modelo hidrodinámico en CFD.....	152
6.7.1 Presión hidrostática	153
6.7.2 Velocidad en diferentes zonas del reactor	153

6.7.3	Fracción volumétrica de aire en el líquido	156
6.7.4	Energía cinética turbulenta, κ	157
6.7.5	Tasa de disipación de energía cinética, ε	158
6.8	Comparativo entre las velocidades experimentales y obtenidas con CFD	159
6.9	Requerimientos energéticos de mezclado	161
6.9.1	Requerimientos teóricos de potencia en un reactor airlift	161
6.9.2	Energía disipada en el reactor airlift.....	162
6.9.3	Número de Reynolds y flujo de bombeo en el reactor airlift	162
6.9.4	Potencia requerida para mezclado en un tanque de propela	163
6.9.5	Un reactor airlift de doble circuito en lugar de un reactor airlift de circuito simple	165
7	CONCLUSIONES Y TRABAJOS FUTUROS.....	168
7.1	Trabajos futuros	169
8	BIBLIOGRAFÍA	171
9	APÉNDICES.....	176
9.1	Propiedades físicas del agua	176
9.2	Propiedades físicas del aire	177
9.3	Bosquejo del reactor airlift de doble circuito (VWT México).....	178
9.4	Memoria de cálculo VWT México	179

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 3-1. Usos del agua en México.....	15
Figura 3-2. Esquema simplificado del proceso de ósmosis inversa.....	21
Figura 3-3. Causas de ensuciamiento o incrustación en membranas de Ósmosis Inversa	22
Figura 3-4. Ilustración esquemática de los dos tipos de floculación.....	24
Figura 3-5. Aspecto de algunos precipitados.	25
Figura 3-6. Precipitados de hidróxidos metálicos.....	25
Figura 3-7. Arreglo típico para un recipiente mecánicamente agitado.....	31
Figura 3-8. Base contorneada de un vaso para sólidos en suspensión.....	32
Figura 3-9. Tipos básicos de impulsor	32
Figura 3-10. Arreglo de agitadores y patrones de flujo para un agitador de flujo axial y un agitador de flujo radial	36
Figura 3-11. Dispositivo airlift con tubo de arrastre.....	37
Figura 3-12. Perfil de velocidad adimensional típico para fluidos turbulentos sobre una placa plana.	40
Figura 3-13. Forma alternativa de representar las diferentes regiones de interés en el estudio de flujos turbulentos	40
Figura 3-14. Ilustración del promedio y fluctuación para flujo estacionario y transitorio.....	43
Figura 3-15 La turbulencia y su relación con el mezclado.	47
Figura 3-16. Bosquejo de las dimensiones de reactor de circulación interna.....	50
Figura 3-17. Resultados de una simulación realizada al modelo del reactor de circulación interna.	51
Figura 3-18. Definiciones de las regiones individuales de un dispositivo airlift.....	52
Figura 3-19. Bosquejo de varios tipos de burbujas observados en líquidos Newtonianos absolutos	53
Figura 3-20. Fotografía de burbujas con diámetro equivalente de 3.7 mm ascendiendo en una columna de burbujeo.....	54
Figura 3-21 Mapa del régimen de forma para burbujas ascendiendo en un líquido Newtoniano absoluto	55
Figura 3-22. Ejemplo de la trayectoria de una burbuja simple en agua limpia	56
Figura 3-23.Desarrollo de patrones de flujo para diferentes flujos de gas (velocidad superficial).....	57
Figura 3-24. Velocidad de burbujas y gotas en un líquido.....	58
Figura 3-25. Representación esquemática de un dispositivo airlift de tubo concéntrico.	60

Figura 3-26. Enfoque multi-nivel para el modelado de flujo bifásico gas-líquido disperso.	65
Figura 3-27. Representación gráfica de la curva C.....	77
Figura 4-1. Estructura General sobre el desarrollo del Proyecto de Tesis.	79
Figura 4-2. Esquema básico de un reactor airlift de doble circuito.	80
Figura 4-3. Vista frontal con relaciones geométricas más importantes consideradas para la fabricación del reactor airlift.	82
Figura 4-4. Forma del fondo del reactor airlift piloto.....	83
Figura 4-5. Colocación del difusor de aire en el fondo del reactor.....	84
Figura 4-6: Arreglo del equipo piloto para la experimentación.....	86
Figura 4-7. Esquema de las conexiones del reactor airlift.....	87
Figura 4-8. Vista de la colocación de los equipos para el reactor airlift.....	88
Figura 4-9. Principales elementos utilizados en la determinación de velocidad de agua en el reactor.	90
Figura 4-10. Vista esquemática de los puntos de inyección del trazador químico ara determinación de velocidad en cada zona del reactor.	91
Figura 4-11. Ubicación de dos puntos de inyección de trazador en el reactor airlift.....	92
Figura 4-12. Colocación del recipiente colector de agua a la salida del reactor airlift con el sensor de conductividad Hanna.....	96
Figura 4-13. Muestra de agua con un precipitado de hidróxido de magnesio e hidróxido de aluminio combinados.....	97
Figura 4-14. Principales componentes del equipo para medición de sílice por colorimetría..	99
Figura 4-15. Esquema de equipo para filtración a gravedad de muestras de agua.....	99
Figura 4-16. Reacción química durante la determinación de sílice.....	100
Figura 4-17. Esquema de funcionamiento del reactor airlift para la primera corrida.....	103
Figura 4-18. Esquema del funcionamiento de una bomba airlift.....	104
Figura 4-19. Esquema de funcionamiento del reactor airlift para la segunda corrida.	105
Figura 4-20. Imagen de sistema experimental para la segunda corrida.....	105
Figura 4-21. Esquema de sistema experimental para reactor airlift tipo batch.	106
Figura 4-22. Aspecto de la mezcla de agua con precipitado químico.....	107
Figura 5-1. Ventana donde se seleccionó el sistema espacial de coordenadas para ubicar el dibujo del airlift.	111
Figura 5-2. Pantalla con información para seleccionar las físicas de estudio.....	112
Figura 5-3. Selección de régimen de proceso: estacionario o transitorio.	112
Figura 5-4. Ventana en que aparece la biblioteca para selección de materiales.	113

Figura 5-5. Interfaz para desarrollo del dibujo del modelo.....	113
Figura 5-6. Unión de elementos que conformaron el dominio del modelo.....	114
Figura 5-7. Ventana que muestra el dominio seleccionado para aplicar las físicas seleccionadas.....	115
Figura 5-8. Ventanas en que se aprecia la selección del modelo físico y se muestra el conjunto de ecuaciones diferenciales.....	116
Figura 5-9. Mallado del modelo geométrico del reactor airlift de doble circuito.....	118
Figura 6-1. Gráfica de velocidad de agua vs. Flujo de aire suministrado al reactor airlift en la sección descendente inferior.....	122
Figura 6-2. El exceso de aire suministrado incrementó la coalescencia de burbujas en la zona ascendente.....	124
Figura 6-3. Gráfica de velocidad de agua vs. Flujo de aire suministrado al reactor airlift en la zona ascendente.....	124
Figura 6-4. Gráfica de velocidad de agua vs. Flujo de aire suministrado al reactor airlift en zona descendente exterior.....	127
Figura 6-5. Trayectoria del trazador a diferentes valores de número de Reynolds.....	128
Figura 6-6. Patrón seguido por un pulso de tinta añadido a un fluido con diferentes regímenes de flujo.....	129
Figura 6-7. Película de hidróxidos y carbonatos formada en la superficie en el difusor de aire.....	130
Figura 6-8. Gráfica de conductividad de equilibrio para diferentes flujos de aire alimentado al reactor airlift.....	132
Figura 6-9. Microburbujas retenidas en el líquido por la acción de agua moviéndose en sentido descendente (región descendente exterior).....	133
Figura 6-10. Comportamiento típico encontrado para la función de distribución de tiempo de residencia en el reactor airlift respecto el flujo de aire suministrado.....	136
Figura 6-11. Gráfica comparativa de Distribución de Tiempo de Residencia.....	137
Figura 6-12. Comportamiento de la permanencia de moléculas de trazador químico en el reactor airlift.....	138
Figura 6-13. Coloración adquirida por la muestra de agua tomada a la salida del reactor airlift después del análisis de sílice.....	140
Figura 6-14. Efecto de la adición de sulfato de aluminio en la remoción de sílice del agua... ..	141
Figura 6-15. Efecto del aire suministrado sobre la reacción química.....	142
Figura 6-16. El esfuerzo cortante y la disipación de energía cinética turbulenta pueden	142
Figura 6-17. Tiempo requerido para alcanzar un valor similar de sílice residual.....	144
Figura 6-18. Cambio de concentración de sílice residual durante los primeros 240 segundos de reacción.....	145

Figura 6-19. Linealización de datos. Método diferencial.....	147
Figura 6-20. Curva de concentración de sílice residual vs. tiempo con el trazo de una curva suave.	148
Figura 6-21. Interpolación de datos.....	149
Figura 6-22. Linealización de datos. Método Integral.	150
Figura 6-23. Conversión de sílice respecto al tiempo de reacción en el reactor.	152
Figura 6-24. Presión hidrostática en el reactor airlift, Pa.	153
Figura 6-25. Resultados sobre el perfil de velocidad cercano a la pared.	155
Figura 6-26. Vector de velocidad en la fase líquida, m/s.....	156
Figura 6-27. Fracción de aire en el líquido del reactor.	157
Figura 6-28. Energía cinética turbulenta, m^2/s^2	157
Figura 6-29. Tasa de disipación turbulenta, m^2/s^3	158
Figura 6-30. Línea de ubicación sobre la que se tomaron datos de velocidad después de la simulación del modelo.....	159
Figura 6-31. Comparación entre la magnitud velocidad obtenida experimentalmente vs la velocidad obtenida en CFD	160
Figura 6-32. Gráfica de potencia requerida vs volumen de reactor.	165
Figura 6-33. Representación gráfica de la magnitud de velocidades en el reactor airlift en tres dimensiones.....	167

LISTA DE ACRÓNIMOS

Símbolo	Descripción
DBO	Demanda Bioquímica de Oxígeno
SST	Sólidos Suspendidos Totales
CFD	Dinámica de Fluidos Computacional
RANS	Navier-Stokes Reynolds-promediado
CFD	Dinámica de Fluidos Computacional
FEM	Método de Elementos Finitos
ASME	Asociación Americana de Ingenieros Mecánicos

LISTA DE SÍMBOLOS

σ	Tensión superficial
ξ	Rugosidad de la superficie
ν	Viscosidad cinemática
μ	Viscosidad dinámica
κ	Energía cinética turbulenta
η	Eficiencia del compresor
ζ	Diámetro del remolino más pequeño
ε	Tasa de disipación de la energía cinética
δ	Espesor de una frontera
α	Constante termodinámica = 0.283
∇	Operador nabra
Ψ	Vector de densidad de flujo de momentum combinado
\mathcal{D}	Coefficiente de difusión
y	Distancia desde la pared plana a un punto en el espacio
w	Revoluciones por segundo
u	Velocidad de un fluido en un punto de sistema
p	Presión hidrostática en el sistema
k	Coefficiente de transferencia de masa
A	Área de una sección
W	Masa de agua en el recipiente
V	Volumen útil del reactor
T	Temperatura del sistema
R	Constante de gas ideal = 8.31 J/(mol · K)
Re	Número de Reynolds
Mo	Número de Morton
M	Masa molecular del gas
H	Constante de Henry
Fr	Número de Froude
Eo	Número de Eötvös
E	Módulo de elasticidad
D	Coefficiente de difusión del gas
B	Constante adimensional = 5.0 – 5.5
\mathbf{g}	Vector de la gravedad
K	Constante de von Kármán = 0.4 – 0.41
u'	Fluctuación de velocidad

t	Tiempo
g	Aceleración de la aceleración de la gravedad
c	Concentración de gas disuelto en el líquido
a	Área interfacial por unidad de volumen
\dagger	Transpuesto
Δ	Incremento
ϕ_l	Fracción volumen de la fase líquida
ϕ_g	Fracción volumen del gas
τ_{xy}	Esfuerzo cortante en el plano x - y
τ_w	Esfuerzo cortante en la pared
σ_κ	Número turbulento de Prandtl
σ_ε	Número turbulento de Prandtl para disipación
ρ_l	Densidad del líquido
ρ_g	Densidad del gas
μ_l	Viscosidad dinámica del líquido
μ_T	Viscosidad turbulenta del líquido
$\bar{\varepsilon}$	Tasa de disipación de energía cinética promedio
\mathcal{P}_κ	Tasa de producción de energía cinética turbulenta
$\bar{\mathbf{u}}'$	Vector del promedio de las fluctuaciones de velocidad
y^+	Coordenada espacial normal a la superficie
u_b	Velocidad de la burbuja
u_τ	Velocidad de fricción
u_{max}	Velocidad máxima de un fluido
u^+	Velocidad adimensional
p_{ref}	Presión de referencia (presión atmosférica)
p_2	presión en el punto de aspiración
p_1	Presión en el punto de descarga
n_b	Número de burbujas por unidad de volumen
m_{gl}	Tasa de transferencia de masa del gas al líquido
d_e	Diámetro equivalente de la burbuja
S_κ	Turbulencia inducida por la burbuja
S_κ	Turbulencia ejercida por una burbuja
Re_b	Número de Reynolds para burbujas ascendiendo en un líquido
Re_I	Número de Reynolds del impulsor
Q	Flujo a través de una sección
Q_e	Flujo de gas suministrado en el sistema
Q_I	Flujo de bombeo promovido por el impulsor
P_v	Presión de vapor del líquido

P_s	Potencia absorbida por la flecha
P_s	Presión absoluta en la superficie del líquido
P_d	Presión absoluta de descarga en el punto de inyección de aire
P_W	Potencia requerida para mezclado
N_p	Número de potencia para el impulsor
N_Q	Número de bombeo
E_D	Energía disipada en un sistema
D_T	Diámetro de un tubo
D_I	Diámetro del impulsor
C_μ	Constante de viscosidad – turbulencia = 0.09
$C_{\varepsilon 2}$	Constante para el modelo
$C_{\varepsilon 1}$	Constante para el modelo
C_ε	Constante para el modelo ε
C_d	Coefficiente de arrastre
\mathbf{u}_{slip}	Vector de velocidad de deslizamiento. Velocidad relativa entre el gas y el líquido
\mathbf{u}_l	Vector de velocidad de la fase líquida
\mathbf{u}_g	Vector de velocidad de la fase gas
$N_{\rho g}$	Flujo másico de gas
\bar{u}	Velocidad promedio
ζ	Desviación estándar
γ	Peso específico
E	Módulo de elasticidad
P_v	Presión de vapor

1. RESUMEN

En el presente trabajo, se llevó a cabo la experimentación y análisis de la factibilidad técnica de aplicación de un reactor airlift, que mostrara la capacidad de mantener una reacción química conservando el rendimiento y los requerimientos de energía de un reactor agitado con un impulsor. Se planteó el uso de un “dispositivo airlift” el cual se encuentra libre de partes mecánicas móviles en su interior, y donde el mezclado es generado por burbujas de aire. La investigación y experimentación se enfocaron en la utilización un dispositivo airlift con doble circuito de recirculación interna. Se manejaron herramientas aplicadas de CFD que permitieron modelar el patrón de flujo en el reactor bajo diferentes condiciones. Se aplicó la precipitación química de dióxido de silicio (sílice) para su separación del agua. La remoción de sílice es muy importante en muchos procesos industriales como parte del pretratamiento de agua para procesos industriales.

Como en toda área de investigación, la búsqueda bibliográfica fue piedra angular para definir las actividades que se desarrollaron en el Proyecto, replantear los alcances y profundizar en algunos aspectos. Por estos motivos se realizó una revisión en libros, artículos de revistas, Internet, informes, normas, catálogos y manuales que aportaran antecedentes e información relativa a la aplicación de reactores tipo airlift y su utilidad práctica para aplicar en la industria.

Una parte complementaria de la búsqueda bibliográfica fue la fabricación de un reactor piloto tipo airlift y el desarrollo de pruebas experimentales con este reactor, que aportó información específica sobre su comportamiento, la cual no pudo encontrarse en las referencias. Las fases desarrolladas con reactor piloto fueron: diseño, fabricación, instalación, arranque, experimentación con la reacción química y obtención de resultados. En estas fases, al igual que en la búsqueda bibliográfica, requirieron el replanteamiento de los alcances, que permitiera direccionar adecuadamente su desarrollo hacia los objetivos originales, complementando solamente con información útil. El dominio de todas las variables relacionadas con el funcionamiento del sistema facilitó la realización de las pruebas.

Otra línea de trabajo desarrollada, fue la construcción del modelo del reactor airlift en un paquete de software para CFD. Se comenzó desde representar geoméricamente el reactor piloto, e ingresar la información relativa a las propiedades de los fluidos, materiales aplicados, fronteras del sistema, bajo qué condiciones se resolvería el modelo y cómo se procesarían los resultados. La tarea requirió el entendimiento básico de la forma de operar del paquete de software y de ensayos continuos, ya que en los primeros ensayos no se obtuvieron los resultados esperados. Esto fue mejorando a medida que se interpretó mejor el lenguaje manejado por el programa y la forma de presentar los resultados.

La comparación datos generados con el reactor piloto y con el modelo del reactor permitió confirmar la congruencia entre los valores experimentales con los valores obtenidos en la simulación. De esta forma se comenzó a describir de forma precisa los procesos hidrodinámicos que ocurren en el reactor, tales como el transporte de momento (a través de la velocidad de agua), el régimen de turbulencia, fracción volumétrica de gas, energía cinética turbulenta, etc.

Se realizó una comparación teórica del desempeño energético del reactor airlift contra un reactor agitado con un impulsor, a través de datos y cálculos mencionados las referencias bibliográficas.

En este Proyecto se intentó dar un enfoque sobre cómo los fundamentos de fenómenos de transporte pueden aplicarse a casos prácticos en la industria.

2. OBJETIVOS

Desarrollar y resolver un modelo para llevar a cabo la simulación de un reactor tipo airlift para su aplicación en la separación de dióxido de silicio contenido en el agua, que permita identificar el efecto de las distintas variables involucradas sobre una reacción química y sobre el costo energético.

Objetivos específicos:

- ▶ Aplicar técnicas para modelado de reactores airlift y tecnologías actualmente disponibles para separación de sílice del agua.
- ▶ Analizar y resolver un modelo que describa los fenómenos físicos en el reactor airlift.
- ▶ Obtener parámetros cinéticos y de transporte a nivel de planta piloto.
- ▶ Obtener un modelo empírico que describa la rapidez de reacción en el reactor airlift.
- ▶ Estimar los parámetros requeridos por el modelo y validar el mismo.
- ▶ Comparar los requerimientos energéticos del reactor airlift a diferentes escalas, con cálculos a nivel teórico de un reactor de tanque agitado bajo condiciones similares.

Motivación:

La motivación para realizar esta investigación se basó en resolver las siguientes interrogantes:

- ▶ ¿En qué consisten un reactor airlift de circuito simple y uno de doble circuito?
- ▶ ¿Cuál es el patrón de flujo de un reactor airlift de doble circuito?
- ▶ ¿En qué se diferencia un reactor airlift de doble circuito respecto a un reactor airlift de circuito simple?
- ▶ ¿Existe alguna ventaja en el uso de un reactor de doble circuito comparado con uno de circuito simple?
- ▶ ¿Por qué utilizar un programa de CFD que construya un modelo para un equipo de proceso si se tiene un equipo piloto?
- ▶ ¿Para qué utilizar un equipo piloto para el diseño o dimensionamiento de un equipo de proceso si se tiene un programa de CFD?
- ▶ ¿Qué cantidad de energía se requiere para mantener las condiciones de mezclado necesarias para que se lleve a cabo una reacción química?
- ▶ Para aplicaciones de reacciones químicas en agua y respecto a un reactor agitado con un impulsor, ¿tiene alguna ventaja el uso de este tipo de reactor en términos de consumo de energía y de mezclado?
- ▶ La reacción química objeto de estudio, ¿puede llevarse a cabo de forma satisfactoria en reactores airlift?
- ▶ ¿Puede alcanzarse la concentración de sílice residual deseada?
- ▶ ¿Existe alguna reacción o interferencia de los componentes del aire que se burbujea al reactor con los reactivos aplicados?
- ▶ ¿En qué aplicaciones puede ser una ventaja el mezclado con aire y en cuales no?

La respuesta a estas interrogantes generó gran parte de los temas de estudio de este Proyecto de Tesis, además de evaluar la factibilidad técnica del reactor airlift en términos energéticos.

3. ESTADO DEL ARTE

La finalidad de este capítulo es proporcionar un panorama general de la importancia del agua en los procesos químicos industriales, así como en sus sistemas auxiliares (calderas, intercambiadores de calor, pretratamiento y post-tratamiento del agua, entre otros). Desde luego, existen ciertos requerimientos para el uso de agua en los sistemas auxiliares, por lo que se proporcionan algunos valores de referencia para su uso, los cuales puedan minimizar los problemas asociados más comunes: incrustación o ensuciamiento de superficies.

Parte del tratamiento que debe recibir el agua para mitigar estos efectos se describe, enfatizando en aquellos conceptos científicos y tecnológicos que se plantean en la literatura o se han aplicado en procesos industriales. Dentro de estos conceptos se explica el mezclado como una operación unitaria muy común e igualmente importante en la Ingeniería de Procesos. Un tema inherente al mezclado es la turbulencia, por lo que se mencionan los aspectos que son aplicables al hablar de mezclado, particularmente en los dispositivos airlift. Después se proporcionan fundamentos que tuvieron relación con la parte experimental y de modelado del reactor airlift a través de programas de Dinámica de Fluidos Computacional ejemplificando algunos estudios al respecto.

El entendimiento de la reacción química llevada a cabo en el reactor necesita de algunos conceptos de química del agua, cinética de reacción, mezclado y transporte de cantidad de movimiento por lo que también son presentados. Una breve explicación es desarrollada sobre la naturaleza de las burbujas en agua así como sus principales características y la forma en que los alrededores del sistema afectan su tamaño.

El suministro constante del agua y su calidad han sido factores esenciales en el desarrollo de los asentamientos humanos. En un principio, la preocupación estuvo enfocada en la cantidad de agua disponible. Sin embargo, el incremento de la población ha incrementado los esfuerzos sobre la calidad de agua en las fuentes de abastecimiento y su contaminación con desechos municipales, agrícolas e industriales, lo que ha provocado el deterioro de la calidad en diversas fuentes (Crittenden, *et. al*, 2012).

En México, 77% del agua se utiliza en la agricultura; 14%, en el abastecimiento público; 5%, en las termoeléctricas y 4%, en la industria como se muestra en la Figura 3-1. (Cuéntame, 2014)

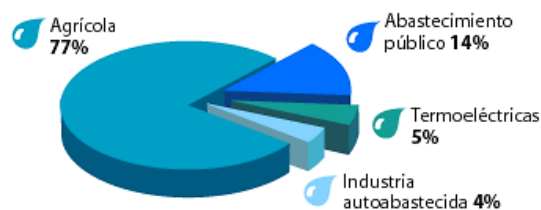


Figura 3-1. Usos del agua en México.

Según información del INEGI, el principal uso agrícola es el riego. El abastecimiento público se da a domicilios e industrias a través de redes de agua potable. En la industria autoabastecida (que no toma agua de la red de agua potable municipal), las empresas toman el agua directamente de los ríos, arroyos, lagos y acuíferos del país. Las centrales termoeléctricas utilizan el agua para producir electricidad.

Es difícil imaginar algún sector industrial en el que no se utilice agua. El agua se emplea para lavar, calentar y refrigerar; para generar vapor; para transportar sustancias o partículas disueltas; como materia prima; como disolvente, y como parte constituyente de productos (como en el caso del sector de las bebidas). Comparando con el uso agrícola, el volumen de agua utilizado por la industria es bajo: constituye menos de un 10% del total de extracciones de agua. Sin embargo la industria ejerce una acusada presión sobre los recursos hídricos, no tanto por la cantidad de agua consumida en la propia producción, sino más bien por los impactos derivados de los vertidos de aguas residuales y de su potencial contaminante (Organización de las Naciones Unidas para la Educación, la Ciencia y la Cultura, 2014).

A fin de satisfacer los requisitos de calidad de agua para la industria, cumplir con las leyes y normas para su vertido y para promover su creciente reuso, se han desarrollado un sinnúmero de tecnologías basadas en procesos físicos, químicos y biológicos para su pretratamiento y depuración. Muchos de estos procesos se llevan a cabo en reactores en los cuales se busca que ocurran las reacciones que transformen y eliminen los componentes no deseados del agua. Después de la reacción, procede una separación de los productos para que al final se obtenga el agua con la calidad requerida. Los subproductos de la reacción reciben un tratamiento adicional para disponerlos o reutilizarlos.

No podrían concebirse las tecnologías de tratamiento de agua convencionales y aún las tecnologías más recientes sin el uso de estos reactores. Todas las reacciones se llevan a cabo en tanques; desde un sencillo recipiente, hasta aquellos con un sinnúmero de aditamentos para máximo control de la reacción química.

Por otra parte, una etapa en un proceso químico puede ser de poca importancia, como por ejemplo si se realiza en un simple tanque de mezcla; sin embargo, es más frecuente que ésta sea la etapa más significativa; es decir, la que económicamente decide la factibilidad económica del proceso (Levenspiel, 2001). En consecuencia, la selección de estos equipos no depende solo de la sencillez que pueda tener el proceso.

El diseño de un reactor no es cuestión de rutina, ya que para el mismo proceso se pueden proponer diferentes diseños. El diseño óptimo no ha de basarse precisamente en el coste mínimo del reactor; puede hacerse un diseño con un costo bajo de reactor, pero los productos resultantes que salen del mismo pueden estar en condiciones tales que su tratamiento requiera un coste mucho más elevado que empleando otros diseños de reactor. En consecuencia, en el diseño más adecuado ha de considerarse la economía global del proceso. Para el diseño del reactor hemos de disponer de información, conocimientos y experiencia en diferentes campos: termodinámica, cinética química, mecánica de fluidos, transferencia de calor, transporte de materia y economía. La Ingeniería de las reacciones químicas es la síntesis de todos estos factores con el objeto de diseñar, de modo adecuado, un reactor químico (Levenspiel, 2001).

Una de las características que se busca (en muchos de los casos) en un reactor es un mezclado acorde al proceso. El mezclado es ampliamente encontrado en la industria de procesos que involucran cambios físicos, químicos o biológicos. Aunque mucho de nuestro conocimiento sobre mezclado ha sido desarrollado para la industria química, muchos otros sectores realizan operaciones de mezclado a gran escala (Nienow *et al.*, 2001). Por ejemplo, el mezclado también es una operación unitaria importante en muchas fases del tratamiento de aguas residuales como: mezclado de una sustancia en otra, mezclado de líquidos miscibles, floculación de partículas, mezclado de suspensiones (Tchobanoglous *et al.*, 2003), además del mezclado en los propios reactores.

El mezclado también puede encontrarse en sistemas de tratamiento de agua que se encargan de abastecer los servicios auxiliares de una planta industrial. Estos sistemas de tratamiento incluyen comúnmente procesos como la precipitación química, coagulación y remoción de dureza del agua o incluso una simple adición de reactivo. Con estos procesos, se busca que algunos compuestos no deseados (por ejemplo, aquellos de baja solubilidad) o partículas suspendidas sean removidos para minimizar su depósito o incrustación en equipos de proceso.

Muchos tipos de dispositivos de mezclado están disponibles, la selección depende de la aplicación o tiempo requerido de mezclado o reacción. Algunos ejemplos son: mezcladores estáticos, agitadores de propela, agitadores de paletas y agitadores neumáticos. Los agitadores de turbina o propela son comúnmente usados en tratamiento de agua (Tchobanoglous *et al.*, 2003).

Los proveedores o firmas de ingeniería comúnmente seleccionan reactores agitados para aplicaciones específicas, que provean un mezclado lo más eficiente posible en el tiempo de reacción necesario. Normalmente esta selección está basada en el tipo de proceso, características del agua a procesar, características de agua requeridas por la industria, espacio y tecnologías disponibles, aspectos operativos, costos de adquisición y costos de mantenimiento.

3.1 El agua en los procesos industriales

Las industrias de los procesos químicos y bioquímicos se encargan de elaborar una gran variedad de productos orientados a mejorar nuestra calidad de vida o a producir materias primas para otras industrias que las emplean en la fabricación de artículos que utilizamos a diario. Entre los productos elaborados por estas industrias se encuentran desde los combustibles hasta los medicamentos, pasando por los plásticos, las telas sintéticas y alimentos elaborados (Gonzalez Brambila, 2013)

El agua es uno de los recursos más importantes en la industria ya que puede ser destinada a múltiples usos; como materia prima, para refrigeración, como disolvente, agente de transporte y lavado, fuente de energía (centrales hidroeléctricas, producción de vapor y fuerza motriz) o como parte constitutiva del propio producto. Existen industrias que hacen un uso intensivo del agua como pueden ser las industrias de fabricación de productos químicos, hierro, acero y pulpa de papel que hace necesario la implantación de procesos que permitan la recuperación y reciclaje del agua y la reducción del volumen requerido por unidad de producción (Instituto Nacional de Estadística, 2009).

La industria es un motor esencial del crecimiento económico y, por tanto, clave para el progreso económico y social. Sin embargo, muy a menudo, la necesidad de maximizar los resultados económicos, sobre todo en los países en desarrollo y en las economías en transición, ha excluido la protección del medio ambiente de sus procesos de planificación. Con todo, el vínculo entre la industria y la contaminación no es inevitable. Sin embargo, es posible separar el desarrollo industrial de la degradación medioambiental, reducir de forma drástica el consumo de recursos naturales y energía y, al mismo tiempo, contar con sectores industriales limpios y rentables (Organización de las Naciones Unidas para la Educación, la Ciencia y la Cultura, 2014).

Un amplio abanico de instrumentos reguladores, iniciativas voluntarias y de oportunidades de formación y asesoramiento están disponibles para ayudar a los administradores del sector industrial a mejorar la productividad en el uso del agua y a reducir las emisiones contaminantes a niveles muy bajos. Simultáneamente, estas herramientas pueden contribuir a la eficiencia productiva, a reducir el consumo de materias primas, a facilitar la recuperación de materiales valiosos y a fomentar una gran expansión del reciclaje y la reutilización (Organización de las Naciones Unidas para la Educación, la Ciencia y la Cultura, 2014).

Se han desarrollado numerosas tecnologías que buscan aprovechar eficientemente el agua, lo que en última instancia se refleja como una minimización en su extracción de fuentes naturales. Estas tecnologías frecuentemente consisten del reuso de agua residual tratada. Estas tecnologías en conjunto o por sí solas pueden constituir un sistema de tratamiento de agua.

Según el propósito buscado, el objetivo principal del tratamiento de agua puede ser diverso:

- ▶ **Potabilización de agua:** Producción de agua que proteja la salud pública y dé cumplimiento a las normas locales de calidad del agua para consumo humano.
- ▶ **Tratamiento, acondicionamiento y reuso del agua:** Producción de agua para usos muy particulares en la industria y que cumpla parámetros muy específicos.
- ▶ **Tratamiento de aguas residuales:** Tratamiento de agua residual industrial o municipal antes de su vertido al ambiente.

Por otra parte, el objetivo de una instalación pública o privada de abastecimiento de agua también es proporcionar agua tratada sin interrupción y con un costo razonable para el consumidor o aplicación final. El cumplimiento de estos objetivos implica una serie de actividades independientes, incluyendo (1) la protección y manejo de la fuente y el sistema de transporte, (2) la eficacia del tratamiento, y (3) la gestión adecuada del sistema de distribución de agua para asegurar la calidad en el punto de uso. Los componentes típicos que se encuentran en las aguas subterráneas y superficiales que pueden necesitar ser retirados, inactivados, o modificados para cumplir con los estándares de calidad se identifican como constituyentes coloidales, constituyentes disueltos, gases disueltos, materia flotante y suspendida y líquidos inmiscibles (Crittenden, *et. al*, 2012).

Los requisitos de calidad de agua pueden variar incluso para cada aplicación particular en una misma industria. Los equipos comúnmente empleados para tratar, acondicionar o procesar el agua para su aplicación en otras áreas pueden incluir: calderas, generadores de vapor, turbinas, intercambiadores de calor, enfriadores evaporativos, ósmosis inversa y desmineralizadores.

En las secciones siguientes se hace una descripción general de las necesidades de calidad de agua para algunos sistemas industriales, además de los valores típicamente encontrados, en particular, para sílice.

3.1.1 Tratamiento de agua para proceso

Calderas y generadores de vapor

Las calderas han sido utilizadas desde hace 150 años en muchos países de Europa y América, además de Japón, Sudáfrica, Rusia, y Australia (Rayaprolu, 2009). El tratamiento de agua para generación de vapor es una de las ramas más elaboradas de la química del agua. La presión y el diseño de una caldera determinan la calidad de agua que se requiere para la generación de vapor.

El agua municipal o de alguna planta, que sea de buena calidad para uso doméstico rara vez es lo bastante buena como agua de alimentación de caldera. Estas fuentes se tratan casi siempre para reducir contaminantes hasta niveles aceptables; además, se añaden productos químicos correctivos al agua tratada para contrarrestar cualquier efecto adverso de los contaminantes que aún queden en estado de trazas.

La secuencia de tratamiento depende del tipo y concentración de los contaminantes hallados en el abastecimiento de agua y de la calidad deseada del agua producto con el fin de evitar los tres mayores problemas de los sistemas de calderas: depósitos, corrosión y arrastres (Kemmer, 1989).

En particular las incrustaciones, se pueden formar sobre cualquier superficie de un equipo lavado con agua –especialmente en los tubos de las calderas – en cuanto las condiciones de equilibrio en el agua en contacto con estas superficies sean perturbadas por una fuerza externa, como el calor. Cada contaminante tiene una solubilidad definida en el agua, y se precipitará cuando sea excedida. Si el agua está en contacto con una superficie caliente y la solubilidad de los contaminantes es menor a mayores temperaturas, el precipitado se formará sobre la superficie, causando una incrustación. Los componentes más comunes de los depósitos en de calderas son fosfato de calcio, carbonato de calcio (en calderas de baja presión), hidróxido de magnesio, silicato de magnesio, varias formas de óxido de fierro, sílice adsorbida en los precipitados antes mencionados y alúmina. (Kemmer, 1989). Según la Sociedad americana de Ingenieros Mecánicos (ASME), el contenido de sílice en agua de alimentación para calderas debe ser menor que 150 mg/L para calderas hasta 20.7 barg y menor a 1 mg/L para calderas hasta 138 barg.

En referencia a la sílice, (Rayaprolu, 2009) menciona que a presiones mayores de 80 bar, la sílice tiene una tendencia a gasificarse con el vapor, escapando de este modo de su captura en los separadores de vapor. El arrastre selectivo de sílice puede ocurrir a una presión de caldera tan baja como 30 bar. La única manera de controlar esto, es reducir el contenido de sílice en el agua de la caldera.

(Rayaprolu, 2009) refiere que en las calderas de alta presión el monitoreo de la concentración de sílice es prioritario sobre otras sales disueltas. Los niveles recomendados de sílice en el agua de la caldera deben permitir obtener 15 – 20 µg/L de concentración de sílice en vapor según la norma ASME 1975.

Contrariamente a lo que ocurre con la solubilidad de otros compuestos disueltos en el agua, la solubilidad de la sílice se incrementa con un aumento de la temperatura.

Turbinas

En las centrales de energía de vapor, gas o hidroeléctricas, el dispositivo que acciona el generador eléctrico es la turbina. Cuando el fluido pasa por la turbina ejerce trabajo sobre los álabes que están unidos al eje. En consecuencia el eje gira y la turbina produce trabajo (Çengel & Boles, 2003). Las turbinas de vapor representan una tecnología compleja porque son unidades comúnmente diseñadas para funcionar cientos de miles de horas mientras se somete a un ambiente severo y una variedad de fenómenos operativos capaces de degradar su condición. El control de la calidad del vapor que es alimentado a la turbina es obviamente sinónimo del control del agua en la caldera (Sanders, 2001).

Un valor máximo de 10 $\mu\text{g/L}$ para concentración de sílice en el valor, representa el límite superior que se considera necesario para proporcionar vapor de suficiente pureza, lo cual reduce al mínimo los paros por limpiezas de mantenimiento. La operación más allá de estos límites superiores se debe evitar, pero si se excede, una acción correctiva inmediata debería ser implementada. Mientras los valores para una operación diaria a mediano y largo plazo deben mantenerse menores a 10 $\mu\text{g/L}$; en aquellos eventos en los que falle en proceso de desmineralización del agua, existe una tolerancia de dos a cinco veces de éste límite normal. Esto no representa que exceder los valores de operación normal sea un evento que regularmente se permita que ocurra; el sistema de desmineralización debe proveer suficiente seguridad para que no sean recurrentes. Desafortunadamente, es posible que una unidad pueda funcionar durante años por debajo de los niveles recomendados, y luego una sola falla del sistema de desmineralización de varias horas de duración pueda causar una entrada de contaminantes suficiente para producir una velocidad de depósito muy perjudicial para continuar una operación confiable de la turbina (Sanders, 2001).

Intercambiadores de calor

La mayor parte del agua empleada con fines industriales se usa para enfriar un producto o un proceso. La disponibilidad del agua en la mayoría de las áreas industrializadas y su gran capacidad calorífica han hecho del agua el medio de transferencia de calor favorito en las aplicaciones industriales y de servicios (Kemmer, 1989).

La transferencia de calor es tan sólo el movimiento del calor de un cuerpo a otro; la fuente es el cuerpo más caliente y el más frío, el receptor. En los sistemas de agua de enfriamiento, el producto o proceso que se enfría es la fuente, y el agua de enfriamiento, el receptor. En general, el agua de enfriamiento no entra en contacto directo con la fuente; los dos materiales se suelen separar por una barrera que es un buen conductor de calor, por lo común un metal. La barrera que permite el paso del calor de la fuente al receptor se llama superficie de transferencia de calor, y el conjunto de barrera en un recipiente de contención es un cambiador de calor. En muchos cambiadores de calor industriales tanto la fuente como el receptor son líquidos. Si la fuente es vapor de agua o alguna otra substancia que se encuentre en estado de vapor, el cambiador de calor se conoce como condensador; si el receptor es un líquido que se esté vaporizado; el cambiador recibe el nombre de evaporador (Kemmer, 1989).

El calentamiento o enfriamiento de un medio por otro se realiza en un intercambiador de calor junto con la disipación de calor de las superficies del equipo. Durante la operación y con el tiempo, el equipo recibe una deposición (incrustaciones) que retarda la capacidad de intercambio de calor del equipo, junto con una pérdida de presión y mayor requerimiento de bombeo. La acumulación de sustancias no deseadas sobre una superficie se define como ensuciamiento (Kazi, 2012).

Ósmosis Inversa

De forma general, puede decirse que la ósmosis inversa es un proceso de filtración en el que se desea eliminar un disolvente con respecto a un soluto por medio de flujo impulsado por presión a través de una membrana que rechaza el soluto (Bird *et al.*, 2006).

Es, por lo tanto, una técnica de desmineralización usada para separar sólidos disueltos, tales como iones, de la disolución (en la cual el agua es el disolvente) (Kucera, 2010). La membrana actúa como una barrera selectiva que permite que solo algunas especies químicas pasen a través de ella. Estas especies químicas son transportadas fuera de la membrana por una corriente de agua denominada rechazo o concentrado, mientras que el agua que atraviesa la membrana recibe el nombre de permeado. La Figura 3-2 representa gráficamente este proceso.

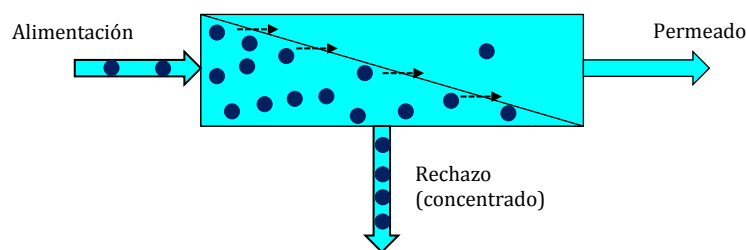


Figura 3-2. Esquema simplificado del proceso de ósmosis inversa.

Los sistemas de ósmosis inversa pueden aparecer normalmente como pretratamiento del agua de alimentación a una caldera o torre de enfriamiento. También pueden formar parte del tratamiento del agua empleada como materia prima en la elaboración de un producto. En otros casos pueden cumplir la función de potabilizar el agua (por ejemplo, en la desalinización de agua de mar).

Los equipos de ósmosis inversa para desalinización o producción de agua baja en sales disueltas son susceptibles de ensuciamiento o incrustación de diversos compuestos en sus membranas. Estos depósitos se forman en la superficie de la membrana, lo cual reduce el desempeño de la membrana, produciendo menor cantidad de agua permeada y otros problemas operativos. En algunos casos la incrustación o ensuciamiento es muy difícil de remover; la membrana no recupera su capacidad de producción e incluso puede quedar inservible. La Figura 3-3 muestra una proporción aproximada de las causas más frecuentes después del análisis de 150 membranas.

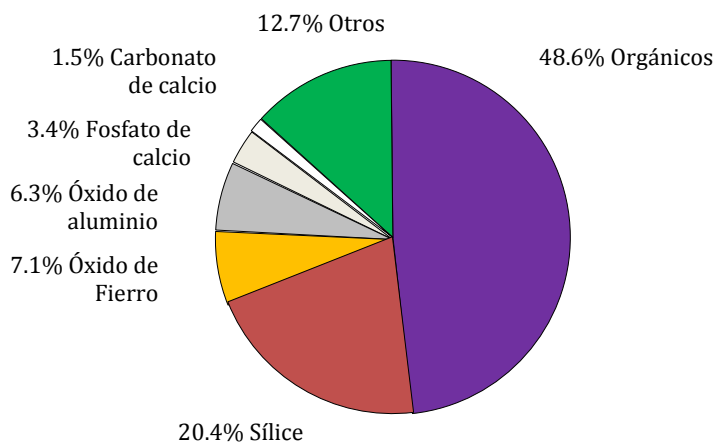


Figura 3-3. Causas de ensuciamiento o incrustación en membranas de Ósmosis Inversa (Kucera, 2010)

Se observa que más de la mitad de los problemas de ensuciamiento de membranas son ocasionados por compuestos orgánicos (incluidos microorganismos u otros organismos vivos) y por sílice. Para autores como (Kucera, 2010), el límite aceptable de sílice (soluble) en el agua de alimentación es de 140 – 200 mg/L. Otros autores como Hsu-Hui Cheng *et al.* 2009, han reportado valores de sílice de 30 o hasta 18 mg/L como necesarios en el agua de alimentación a ósmosis inversa para evitar la sobresaturación de sílice en las membranas. Hui Cheng *et al.* mencionan que la concentración máxima recomendada de sílice en agua con la que puede ser alimentada una ósmosis inversa, disminuye al pretender permear más agua a través de la membrana. Al cociente del volumen de agua que permea la membrana respecto al volumen total alimentado se conoce como porcentaje de recuperación de agua.

Por ejemplo, cuando una ósmosis inversa se diseña con un porcentaje de recuperación del 90% significa que de cada 1000 litros de agua que se alimentan a la ósmosis, solo podrán obtenerse 900 litros de agua permeada y 100 litros serán rechazados (no aprovechados). En estas condiciones, la concentración de sílice recomendada en el agua de alimentación es alrededor de 10 mg/L (Al-Rehaili, 2003). Sin embargo, valores de recuperación alrededor del 80% son más comunes.

Materia prima para productos de consumo humano

Como se ha hecho hincapié en las secciones anteriores, gran parte de los efectos no deseados del agua en procesos industriales, están relacionados con la acumulación de compuestos orgánicos e inorgánicos en las superficies de los equipos de proceso que están en contacto con agua. Cuando el agua de proceso se usa en la elaboración de un producto para el consumo humano, las especificaciones pueden ser diversas.

En México de forma mínima, el agua que se utiliza como materia prima está sujeta al cumplimiento de la norma NOM-SSA1-127-1994 (Secretaría de Salud, 1994) que se refiere a los límites permisibles de calidad y tratamientos a que debe someterse el agua para su potabilización. En esta norma se enlistan los procesos de tratamiento que pueden aplicarse a un agua para que pueda cumplir con los parámetros de calidad indicados. En la potabilización del agua predominan procesos químicos (por ejemplo: coagulación, floculación, intercambio iónico, ablandamiento, adsorción, neutralización) y procesos físicos (por ejemplo: destilación, ósmosis inversa, filtración, sedimentación).

3.1.2 Tratamiento de aguas residuales

Como se describió en la sección anterior, muchos componentes del agua residual, como las partículas en suspensión que sedimentan lentamente, pueden ser removidos a través de procesos fisicoquímicos tales como la coagulación y la floculación, por lo que es conveniente conocer un poco de su naturaleza relacionada con su mecanismo de separación del agua.

Coagulación

La coagulación es utilizada para la remoción de materiales en suspendidos o coloidales del agua. Los coloides son partículas con un tamaño entre 1 μm a 0.1 μm . Estas partículas no sedimentan y no pueden ser removidas por procesos físicos convencionales. (Eckenfelder *et al.*, 2009). Si se intentara dejar en reposo total un cierto volumen de agua con contenido de coloides algunas partículas podrían sedimentar en pocos segundos, mientras que otras tomarían días, meses o incluso años en ser separadas.

Las partículas mayores a 100 micras pueden observarse a simple vista y son consideradas como asentables. En el intervalo de 10 a 100 micras se las considera turbidez. Por debajo de las 10 micras se las considera coloidales. Las partículas mayores a 0.1 micras son visibles con el microscopio óptico; para menores a 0.1 micras se usa microscopio electrónico para detectarlas (Kemmer, 1989). Los principales tipos de partículas causantes de turbidez son arcilla, limo, finamente dividido la materia orgánica e inorgánica, y el plancton y otros organismos microscópicos (Clesceri, 1998)

Los coloides poseen propiedades eléctricas que crean fuerzas repulsivas que previenen la aglomeración y sedimentación. Iones estabilizantes están fuertemente adsorbidos a una película fija interior que proporciona una carga a la partícula que varía con la valencia o el número de iones adsorbidos. Iones de una carga opuesta forman una difusa capa exterior que se mantiene cerca de la superficie debido a fuerzas electrostáticas (Eckenfelder *et al.*, 2009). Estos fenómenos de cargas eléctricas en la superficie de las partículas coloidales en agua pueden explicarse por la teoría de doble capa (Tchobanoglous *et al.*, 2003).

Dado que la estabilidad del coloide se debe mayormente a fuerzas electrostáticas la neutralización es necesaria para inducir la floculación y precipitación de dicho coloide. (Eckenfelder *et al.*, 2009). La coagulación es resultado de dos mecanismos: coagulación pericinética (o electrocinética), en la que las cargas eléctricas repulsivas del coloide son reducidas por iones u otros coloides de carga opuesta a un nivel inferior a las fuerzas atractivas de Van der Waals, y coagulación ortocinética, en el que los agregados de micelas forman agregados de partículas (Eckenfelder *et al.*, 2009).

Floculación

El propósito de la floculación de aguas residuales es la formación de agregados o “flocs” a partir de partículas finamente divididas y de partículas químicamente desestabilizadas (Tchobanoglous *et al.*, 2003), como en la coagulación. La floculación es una etapa de transporte que conlleva la colisión entre partículas desestabilizadas necesarias para formar partículas mayores que sean fácilmente sedimentadas o filtradas. Aunque no se utiliza rutinariamente, la floculación del agua residual por agitación mecánica o aire puede ser considerada para:

- ▶ Incremento de remoción de sólidos suspendidos o DBO en instalaciones de tratamiento primario. El tratamiento primario del agua residual son todas aquellas operaciones unitarias que eliminan partículas fácilmente separables contenidas en el agua.
- ▶ Acondicionamiento de agua residual industrial.
- ▶ Mejorar el rendimiento de sedimentadores secundarios seguidos de lodos activados,
- ▶ Como etapa de pretratamiento para filtración de efluentes secundarios, es decir agua residual procesada con algún tipo de tratamiento biológico.

La floculación típicamente va seguida después de la coagulación. Existen dos tipos de floculación: microfloculación y macrofloculación. La distinción entre ambas está basada en el tamaño de partículas involucradas.

La microfloculación (o floculación pericinética) es la agregación de partículas producida por movimientos térmicos aleatorios de las moléculas del fluido (movimiento Browniano). La microfloculación es significativa para partículas con un tamaño entre 0.001 a 1 μm .

La macrofloculación (o floculación ortocinética) se refiere a la agregación de partículas mayores a 1 o 2 μm . La macrofloculación puede producirse por gradientes de velocidad inducidos y sedimentación diferencial (Tchobanoglous *et al.*, 2003). La inducción de gradientes de velocidad se consigue por mezclado lento del fluido y la sedimentación diferencial se produce por la colisión entre partículas de diferente tamaño y velocidad.

En la Figura 3-4 se presenta esquemáticamente el proceso de microfloculación; gobernada por el movimiento Browniano y la macrofloculación en la que las líneas de corriente de diferente magnitud provocan la colisión de partículas que sedimentan a diferentes velocidades.

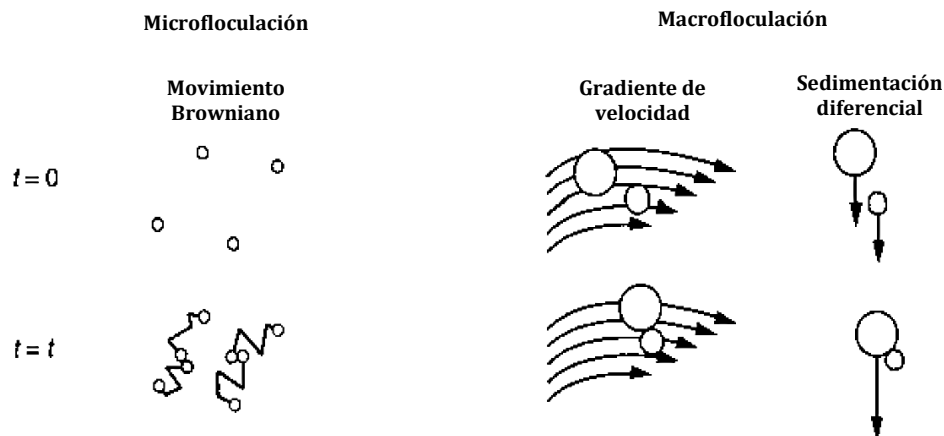
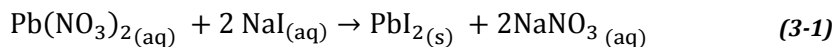


Figura 3-4. Ilustración esquemática de los dos tipos de floculación.

Precipitación química

La reacción de precipitación es un tipo común de precipitación química en disolución acuosa que se caracteriza por la formación de un producto insoluble o precipitado. Un precipitado es un sólido insoluble que se separa de la disolución. En las reacciones de precipitación por lo general participan compuestos iónicos. Por ejemplo, cuando se agrega una disolución acuosa de nitrato de plomo $[\text{Pb}(\text{NO}_3)_2]$ a una disolución acuosa de yoduro de sodio $[\text{NaI}]$ se forma un precipitado amarillo de yoduro de plomo $[\text{PbI}_2]$ (Chang, 2002):



¿Cómo se puede predecir la formación de un precipitado cuando se añade un compuesto a una disolución o cuando se mezclan dos disoluciones? Esto depende de la *solubilidad* del soluto, que se define como la máxima cantidad de soluto que se disolverá en una cantidad dada de disolvente a una temperatura específica. Los químicos describen a las sustancias como solubles, ligeramente solubles o insolubles en términos cualitativos. Se dice que una sustancia es soluble si se disuelve visiblemente una cantidad suficiente cuando se agrega agua. Si no es así, la sustancia se describe como ligeramente soluble o insoluble. Aunque todos los compuestos iónicos son electrolitos fuertes, no todos tienen la misma solubilidad (Chang, 2002).

Los precipitados formados por precipitación (como los indicados en la Figura 3-5) presentan en general un aspecto sólido normalmente tiende a sedimentar con el tiempo, cuya coloración varía según el compuesto precipitado.



Figura 3-5. Aspecto de algunos precipitados. De izquierda a derecha: CdS, PbS, Ni(OH)₂ y Al(OH)₃ (Chang, 2002).

En la sección de reacciones de precipitación de sílice 3.1.3 se describirán más a detalle las aplicaciones de este tipo de reacciones para la separación de sílice del agua a partir de la formación de precipitados de hidróxido de magnesio e hidróxido de aluminio, los cuales han sido caracterizados en diversos trabajos como el realizado por (Stewart *et al.*, 2011). La Figura 3-6 muestra el aspecto de un precipitado de fierro y uno de magnesio.

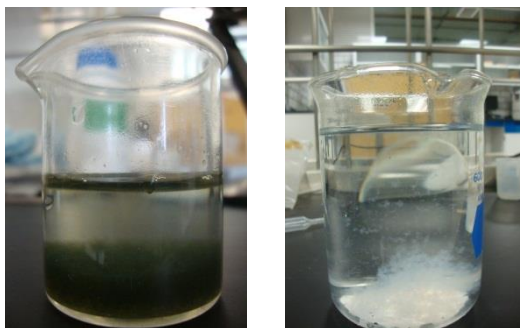


Figura 3-6. Precipitados de hidróxidos metálicos. Izquierda: Fe(OH)₃ a derecha: Mg(OH)₂.

3.1.3 Precipitación química de la sílice en agua

El silicio es el segundo elemento más abundante en la Tierra. Por tanto, no es de sorprender que la mayoría de las aguas contengan compuestos de silicio, usualmente como óxido de silicio (SiO_2) o silicatos (SiO_4^{4-} y SiO_3). La concentración de sílice en el agua es comúnmente menos de 30 mg/L, sin embargo concentraciones mayores a 100 mg/L son usuales y concentraciones mayores a 1000 mg/L son posibles en aguas con alta cantidad de sales o salmueras (HACH, 2006). Existen tanto en formas cristalinas como amorfas. La sílice cristalina tiene una muy baja solubilidad en agua, del orden de 6 mg/L, mientras que la sílice amorfa tiene una solubilidad más elevada de 100 – 140 mg/L (Sheikhholeslami *et al.*, 2002). El cuarzo, tridimita, o cristobalita son formas cristalinas de la sílice y tienen una baja solubilidad, alrededor de 6 mg/L. La sílice amorfa tiene mayor solubilidad, alrededor de 100 – 140 mg/L. La presencia de sílice en agua es debida a la disolución de sílice basada en la siguiente reacción:



La sílice soluble en agua está inicialmente en estado monomérico como ácido monosilícico ($\text{Si}(\text{OH})_4$) y no está ionizada mayormente en niveles de pH naturales. Cuando el pH se incrementa, también lo hace el grado de ionización; a pH de 8.5 solo el 10% del ácido monosilícico está ionizado mientras que a un pH de 10 la ionización alcanza el 50%. La polimerización del ácido monosilícico es iniciada y favorecida cuando hay una ionización parcial; altos grados de ionización evitan la polimerización y promueven la formación de ácido ortosilícico (H_4SiO_4)

Por otra parte, los cationes multivalentes decrecen la solubilidad aparente de la sílice en disolución y pueden permitir la formación de incrustaciones incluso a concentraciones por debajo del punto de saturación de la sílice (Milne *et al.*, 2014).

El dióxido de silicio (sílice) y los silicatos se adicionan al agua para numerosos usos, tales como acondicionamiento de agua, detergentes, inhibidores de corrosión. Sin embargo, la sílice en agua puede causar problemas significativos a las industrias, principalmente en calderas o turbinas. Altas presiones y altas temperaturas ocasionan que la sílice se deposite en tubos de calderas e intercambiadores. Esos cristales depositados disminuyen la transferencia de calor y provocan fallas prematuras. Los depósitos de sílice en álabes de turbinas de vapor reducen la eficiencia y aumentan la frecuencia con que requieren limpieza. (Kemmer, 1989)

Otra aplicación en la cual la concentración de sílice afecta directamente el proceso es la ósmosis inversa. La ósmosis inversa es un proceso que conlleva la concentración de sales, mismos que son susceptibles de precipitar químicamente en la superficie de las membranas. Dentro de los compuestos que más afectan el rendimiento de las membranas y ocasionan problemas operativos se encuentra la sílice, por lo que la remoción previa de la corriente de alimentación a los equipos de ósmosis inversa es necesaria. La adición de anti-incrustantes ayuda a mantener soluble la sílice. Los proveedores de estos productos afirman que pueden mantener buenos resultados hasta 300 mg/L en la corriente de agua rechazada por las membranas de ósmosis inversa. (Wagner, 2002)

Técnicas de precipitación química en agua

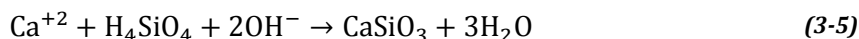
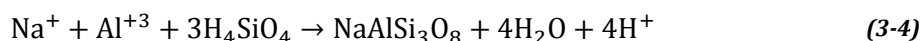
Varias técnicas para remoción de sílice en el agua han sido descritas (Milne *et al.*, 2014):

- ▶ Precipitación alcalina
- ▶ Adición de sales metálicas
- ▶ Electrocoagulación
- ▶ Adsorción
- ▶ Precipitación sembrada
- ▶ Intercambio iónico

Precipitación alcalina

Es una de las técnicas más ampliamente usada, se basa en incrementar el pH para inducir la precipitación. Usualmente se usa hidróxido de calcio ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) o hidróxido de sodio (NaOH) para incrementar el pH e iniciar la precipitación de sales de calcio y magnesio. Puede añadirse carbonato de sodio para precipitar el exceso de calcio añadido, o sales de aluminio (alúmina o policloruro de aluminio) para asistir la coagulación del precipitado y mejorar la remoción.

La remoción de la sílice ocurre a medida que se incrementa el pH y es realmente significativa por encima de 10. El mecanismo de remoción no es suficientemente claro, pero se ha establecido que un mecanismo de adsorción de sílice cristalina junto con las siguientes reacciones de precipitación provocan la separación de sílice (Sheikholeslami *et al.*, 2001):



Estas reacciones son una simplificación ya que las reacciones de precipitación suelen ser más complicadas. Hay evidencias de que a un pH arriba de 10.6 se induce la precipitación de hidróxido de magnesio que resulta en una adsorción de sílice sobre el precipitado o pueden formarse silicatos de magnesio. Cuando el pH es bien controlado, han sido reportadas las eficiencias de remoción en el rango de 96 – 100%.

El uso de sales de calcio puede provocar problemas si existen otras especies incrustantes, esto ha ocasionado que algunos investigadores consideren la opción de ajustar el pH con hidróxido de sodio, NaOH (que es más caro). Aunque el costo del reactivo es mayor, es generalmente más eficiente. Se han realizado pruebas a nivel laboratorio que comparan la eficiencia de remoción de sílice utilizando NaOH vs. $\text{Ca}(\text{OH})_2$ con resultados de un 91% de remoción para el primero y un 77% para el segundo (Milne *et al.*, 2014).

Sales metálicas

Las sales metálicas tienen numerosos efectos sobre la sílice. La presencia de varios metales en disoluciones de sílice pueden resultar en la formación de precipitados metálicos de sílice. Esto ha sido utilizado en la búsqueda de una técnica de remoción de sílice. Los cationes polivalentes también son capaces de formar una unión entre partículas de sílice coloidal, permitiendo su fácil remoción. En particular, la química del aluminio aplicada a la remoción de sílice se enfoca a la utilización de sales de aluminio o aluminatos. Típicamente son añadidos para auxiliar a la precipitación. El ion aluminio policatiónico puede actuar como un puente efectivo para conducir las partículas de sílice juntas y es frecuentemente combinado con el ajuste de pH para asistir en la remoción de sílice coloidal. El impacto actual de la adición de aluminio es frecuentemente debatido, algunos investigadores reportan el pequeño o nulo efecto de la adición de aluminio durante el ajuste de pH con hidróxido de sodio. El aluminato (aluminato de sodio), por otro lado, es algo más efectivo sobre todo si se combina con tratamiento con cal (hidróxido de calcio).

Electrocoagulación

La electrocoagulación está relacionada a la adición de un metal, que utiliza la disolución de cationes polivalentes para actuar como puentes entre las partículas de sílice coloidal facilitando su eliminación. En la electrocoagulación se utiliza un circuito para hacer circular una corriente eléctrica a través de la disolución por medio de dos placas de metal paralelas; esto mantiene un ánodo de sacrificio, por lo general de aluminio o de hierro, para formar iones metálicos *in situ*. El proceso puede eliminar cualquier tipo de partícula que se mantenga en suspensión a través de la repulsión de cargas. Los hidróxidos metálicos formados *in situ* son mucho más eficaces para la eliminación de óxidos de sílice que los óxidos que puedan añadirse.

Una vez que las fuerzas de repulsión se superan, o los puentes entre los coloides comienzan a formarse, las partículas más pequeñas forman agregados, lo que les permite ser removidos fácilmente de la solución a través de sedimentación o filtración. Para la eliminación de sílice, se utilizan electrodos de aluminio, ya que el hidróxido de aluminio formado tiene un poder de coagulación superior en comparación con los óxidos de hierro y cobre.

La electrocoagulación ha demostrado ser eficaz en la eliminación tanto de sílice coloidal como de sílice reactiva, con mayor eficiencia y una menor producción de residuos que la adición de sales metálicas. El mayor costo de capital se ve compensado por la reducción de los costos de operación y el potencial de simplificación en términos de logística. Sin embargo, el potencial para la formación de metales y la formación de lodos, aunque reducida, todavía tienen que ser considerados.

Adsorción

La sílice monomérica en forma iónica puede ser removida de la disolución por la adsorción en sitios activos sobre la superficie de algún material adsorbente seleccionado. El material adsorbente debe ser elegido específicamente para interactuar con la sílice. Después de que la sílice se elimina de la disolución, el adsorbato se puede regenerar y posiblemente reutilizar.

El sitio de adsorción de óxidos metálicos e hidróxidos es el grupo M – O – H extendido sobre la superficie del adsorbente. Estos sitios pueden ser catiónicos, neutrales o aniónicos dependiendo del pH local.

De forma similar que en la precipitación alcalina y coagulación con sales metálicas, la aplicación de sales de aluminio o de magnesio para remoción de sílice ha sido extensamente abordadas.

Alúmina activada e hidróxido de aluminio

La alúmina activada es bien conocida como sorbente general con una razonable capacidad de regeneración. Actualmente es utilizada en tratamiento de agua para remoción de fluoruros, pero también su aplicación se ha enfocado por los investigadores para la remoción de arsénico, selenio, boro y bromuro así como sílice.

Se han realizado diversos estudios de laboratorio usando alúmina para remover sílice del agua. En general se han analizado los efectos del pH y dosis para alcanzar remociones superiores al 85 % como los descritos por (Bouguerra *et al.*, 2006).

Mientras que estudios a nivel laboratorio para remoción de sílice han permitido altas tasas de remoción, no han sido registrados estudios a nivel piloto (Milne *et al.*, 2014).

Precipitación sembrada

La precipitación sembrada (a veces llamada “siembra de sílice”) es una técnica especialmente usada para reducir el periodo de precipitación. La introducción de un material de siembra en una solución sobresaturada genera altas concentraciones de “racimos” de precipitado en la vecindad del material sembrado debido a las fuerzas de Van der Waals e interacciones electrostáticas. El proceso de precipitación es acelerado por la presencia de mayor material de siembra. Algunos materiales para llevar a cabo una precipitación sembrada son: sílica gel, sílica coloidal amorfa, cuarzo, feldespatos, dickita, etc.

La precipitación sembrada ha demostrado ser eficaz en el tratamiento del agua para reducir la concentración de sílice por encima de su sobresaturación, pero sólo hasta la concentración de saturación.

Intercambio iónico

Este proceso ya ha sido utilizado en tratamiento de agua para remover varias especies iónicas desconocidas. Los sistemas de intercambio iónico consisten básicamente de un recipiente que contiene una resina de intercambio que es seleccionada según las especies químicas que se deseen eliminar, cationes o aniones. El agua a procesar es puesta en contacto con la resina y las especies químicas no deseadas son adsorbidas en la superficie de la resina a la vez que se liberan otras menos problemáticas para los procesos de tratamiento o usos posteriores. (Milne, *et al.*, 2014).

3.2 El mezclado como operación unitaria

En esta sección se busca dar una introducción a las operaciones de mezclado de fluidos no viscosos que han sido comúnmente utilizadas con agitadores mecánicos, detallando los elementos básicos empleados, después se realiza descripción del mezclado neumático que también es utilizado en algunas aplicaciones específicas como en bioprocesos .

Los procesos de mezcla juegan un papel crítico en el rendimiento de un reactor, pero a su vez, son importantes en muchas otras etapas de procesamiento, desde la preparación de los reactivos hasta la mezcla final de los productos. El equipo utilizado depende de la naturaleza de los materiales y del grado de mezcla requerida. En muchos procesos, algunos o todos de los suministros al reactor se premezclan antes de ser bombeados a la presión y temperatura de reacción que se requiera. La premezcla se utiliza comúnmente cuando reactivos sólidos deben disolverse o alimentarse como una suspensión, y las operaciones de mezclado de líquidos y sólidos se llevan a cabo a menudo como procesos por lotes (Towler & Sinnott, 2013).

Los siguientes factores deben tomarse en cuenta en la elección de equipos de mezclado (Towler & Sinnott, 2013):

- ▶ Operación continua o en lotes
- ▶ Naturaleza del proceso: líquidos miscibles, preparación de disoluciones o dispersiones de líquidos inmiscibles.
- ▶ Grado de mezcla requerido
- ▶ Propiedades físicas de los líquidos, particularmente la viscosidad.
- ▶ Ambiente de mezclado asociado, como la transferencia de calor para la reacción.

Es claro que no hay un elemento de mezcla que sea capaz de llevar a cabo todas las tareas anteriores de forma eficiente y con bajos costos de capital y operación. En consecuencia se han desarrollado distintos tipos de agitadores a través de los años (Nienow *et al.*, 2001):

- ▶ Recipientes mecánicamente agitados
- ▶ Mezcladores tipo jet
- ▶ Mezcladores estáticos en línea
- ▶ Mezcladores dinámicos en línea
- ▶ Molinos de dispersión
- ▶ Válvulas homogeneizadoras
- ▶ Homogeneizadores ultrasónicos
- ▶ Extrusores

La lista de arriba no es exhaustiva y dentro de cada uno de los tipos existen aún una amplia gama de diseños. En las secciones siguientes se hará una descripción más detallada de los recipientes mecánicamente agitados y los mezcladores tipo jet.

3.2.1 Tanques agitados

Los tanques de mezcla son el equipo más común para el mezclado tanto de líquidos viscosos como de preparación de disoluciones. Un reactor de tanque agitado puede ser considerado como un reactor básico.

El rango de tamaños varía desde pocos litros hasta miles de litros. Son usados para reacciones líquido-líquido y líquido-gas, reacciones homogéneas y heterogéneas y para reacciones que involucran finos sólidos suspendidos que deben pueden ser mantenidos en suspensión por agitación (Towler & Sinnott, 2013). La Figura 3-7 muestra los principales elementos que pueden encontrarse en un tanque agitado.

Una *operación isotérmica* implica que la corriente de alimentación, el contenido del reactor y la corriente de salida tienen la misma temperatura y ésta es uniforme (Hill Jr. & Root, 2014).

La mayoría de reactores de tanque agitado no son diseñados para operar completamente llenos de líquido. Los tanques agitados no deberían ser diseñados para operar a más del 90% de llenado, entre el 60 y 70% es lo más típico.

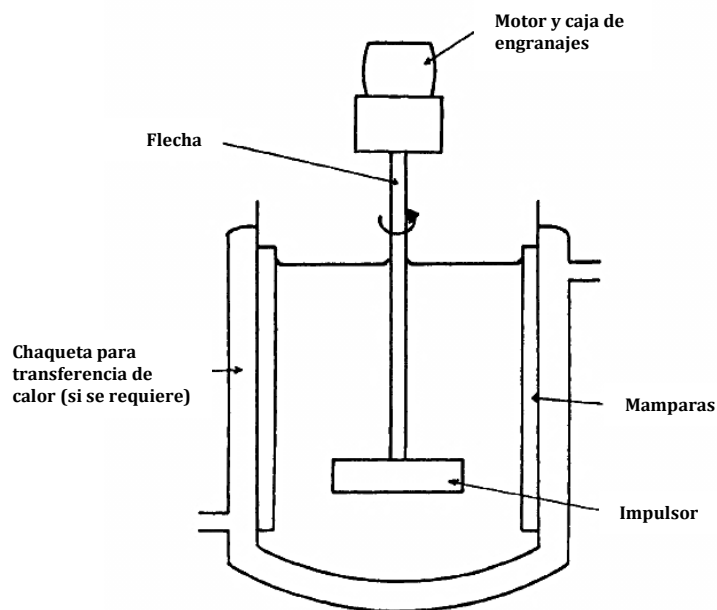


Figura 3-7. Arreglo típico para un recipiente mecánicamente agitado.

Recipientes

Estos son a menudo tanques cilíndricos montados verticalmente. El diámetro del recipiente pueden ir desde 0.1 m para las unidades piloto hasta 10 metros o más, en grandes instalaciones industriales.

La base de los tanques puede ser plana, cóncava o cónica, dependiendo de factores tales como la facilidad de vaciado o suspensión de sólidos. Si se utiliza un cono en la base de un tanque cilíndrico debe tenerse especial cuidado para asegurar una mezcla adecuada en el cono. Esto puede ser conseguido bajando la posición del impulsor, aunque existe un riesgo de mezclado insuficiente en la superficie. En tales casos pueden ser necesarios dos impulsores en la flecha para asegurar un buen mezclado (Nienow *et al.*, 2001). En algunos casos para prevenir deposición de sólidos en el fondo del tanque se han propuesto bases especialmente contorneadas como la que se muestra en la Figura 3-8.

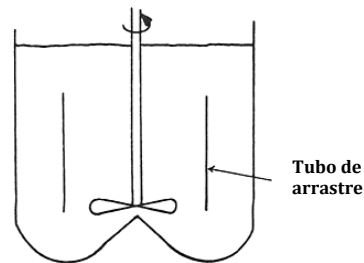


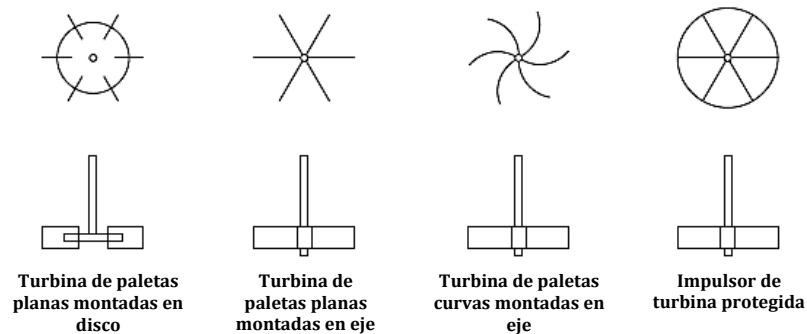
Figura 3-8. Base contorneada de un vaso para sólidos en suspensión.

Mamparas

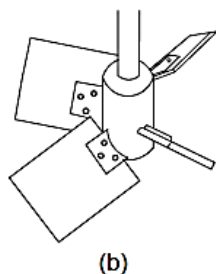
Para prevenir la formación de vórtices (remolinos) en líquidos con baja viscosidad agitados en tanques cilíndricos verticales con impulsor montado en el centro, se colocan mamparas en las paredes del recipiente. Típicamente se colocan cuatro mamparas con un ancho de un décimo del diámetro del tanque (Nienow *et al.*, 2001).

Tipos de impulsores

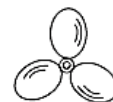
Se utilizan tres tipos básicos de impulsores para altos números de Reynolds (baja viscosidad), estos se muestran en la Figura 3-9. Pueden ser clasificados de acuerdo a la dirección del flujo producida por el agitador. Las turbinas de cuchillas planas (Rushton) son esencialmente dispositivos de flujo radial, adecuados para procesos controlados por un mezclado turbulento. Las propelas y turbinas de cuchillas inclinadas son esencialmente dispositivos de flujo axial adecuados para mezclar altos volúmenes de líquido (Towler & Sinnott, 2013).



(a)



(b)



(c)

Figura 3-9. Tipos básicos de impulsor: (a) impulsor de turbina, (b) turbina de cuchillas inclinadas (c) propela marina (Towler & Sinnott, 2013).

La Tabla 3-1 muestra los impulsores utilizados típicamente en tratamiento de aguas. En tratamiento de aguas residuales, un rápido mezclado usualmente ocurre en el régimen de flujo turbulento en que las fuerzas inerciales predominan sobre las fuerzas viscosas (Ver sección 3.3). Como regla general, a mayor velocidad y mayor turbulencia, el mezclado es más eficiente (Tchobanoglous, *et al.*, 2003).

Requerimientos de potencia

Basado en las fuerzas inerciales y fuerzas viscosas generadas durante el mezclado, se han desarrollado expresiones matemáticas para estimar los requerimientos de potencia para dicho mezclado y para la capacidad de bombeo del agitador.

Potencia en la flecha para mezclado

La potencia absorbida por la flecha de un agitador mecánico para el mezclado depende mayormente del diámetro, de la velocidad y del tipo de impulsor utilizado.

$$P_s = N_p \rho_l w^3 D_I^5 \quad (3-7)$$

Donde,

P_s = Potencia absorbida por la flecha, W ($\text{kg} \cdot \text{m}^2/\text{s}^3$)
 N_p = Número de potencia para el impulsor, adimensional
 ρ_l = Densidad del fluido, kg/m^3
 w = revoluciones por segundo, s^{-1}
 D_I = Diámetro del impulsor, m

El número de potencia es una cantidad adimensional que físicamente representa la fuerza de arrastre del impulsor respecto a la fuerza inercial provocada en el fluido (Perry, 2008). Altos valores de número de potencia indican que predomina el arrastre generado por el giro del impulsor sobre la resistencia al movimiento del fluido. Bajos valores se traducen como una gran resistencia al movimiento del fluido por una fuerza de arrastre insuficiente.

En la Tabla 3-1 también se presentan valores del número de potencia para diferentes tipos de impulsores.

Flujo de bombeo

Los impulsores a veces son vistos como dispositivos de bombeo, el flujo volumétrico total Q_I generado por un impulsor puede calcularse mediante la siguiente ecuación:

$$Q_i = N_Q w D_I^3 \quad (3-8)$$

Donde,

Q_I = Flujo de bombeo, m^3/s
 N_Q = Número de bombeo, adimensional

En la Tabla 3-1 además se indican algunos valores de N_Q para diferentes impulsores.

Número de Reynolds para un impulsor

Para un impulsor y geometría de tanque dados, el número de Reynolds del impulsor (Re_I) determina el patrón de flujo en el tanque y se calcula mediante la ecuación (3-9) :

$$Re_I = \frac{D_I^2 w \rho}{\mu} \quad (3-9)$$

Donde,

Re_I = Número de Reynolds para el impulsor, adimensional

μ = viscosidad dinámica del fluido, $N \cdot m/s^2$

Típicamente, $Re_I > 10000$ se requieren para condiciones completamente turbulentas en un tanque. Una amplia región de transición entre flujo laminar y turbulento ocurre en el rango $10 < Re_I < 10000$ (Perry, 2008). Para impulsores de flujo axial, Jirout y Rieger han encontrado valores de Re entre 13 000 y 202 500 según la posición y diametro de la propela.

Número de Froude

El número de Froude relaciona la fuerza inercial que desarrolla el fluido cuando el impulsor está girando respecto a la fuerza de gravedad.

$$Fr = \frac{D_I w^2}{g} \quad (3-10)$$

Donde,

Fr = Número de Froude, adimensional

g = aceleración de la gravedad, m/s^2

El número de Froude es importante únicamente en situaciones donde existen enormes vórtices y esto puede afectar en los casos en que el número de Reynolds es menor a 300. Para altos números de Reynolds los efectos del número de Froude son eliminados por el uso de mamparas o agitadores acéntricos.

Los requerimientos de potencia dependerán del grado de agitación requerido y variarán entre 0.2 kW/m^3 para mezcla moderada hasta 2 kW/m^3 para mezclado intenso (Towler & Sinnott, 2013), algunos valores típicos se muestran en la Tabla 3-2.

Tabla 3-1. Tipos comunes de impulsores para mezclado usados en tratamiento de agua residual. Adaptado de (Tchobanoglou, et al., 2003).


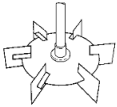
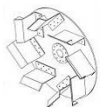
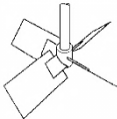
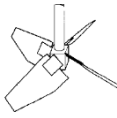

Tipo de impulsor		Flujo	Corte	Capacidad de bombeo	Número de potencia, N_p	Número de bombeo, N_Q	Aplicaciones
	Turbina de cuchillas planas verticales	Radial	Alto	Baja	3.5 – 4.0	0.84 – 0.86	Mezclado rápido vertical, suspensión de sólidos, dispersión de gas
	Turbina de disco	Radial	Alto	Baja	-	-	Mezclado, dispersión de gas
	Propela superficial, de WaterWorld®	Radial	Alto	Moderada	-	-	Transferencia de gas
	Turbina de paletas inclinadas (45 o 32°)	Axial	Medio	Moderada	1.6 (45°)	0.84 0.86	Mezclado rápido horizontal, suspensión de sólidos, mezclas
	Hidroala de bajo corte	Axial	Bajo	Alta	0.60	0.55	Mezclado rápido de flujo horizontal, mezclas, floculación
	Propela	Axial	Muy bajo	Alta	0.44 (Jirout & Rieger, 2011)	-	Mezclado rápido de flujo horizontal, mezclas, floculación

Tabla 3-2. Requerimientos de potencia – Recipientes agitados con mamparas (Towler & Sinnott, 2013).

Agitación	Aplicaciones	Potencia, kW/m ³
Suave	Mezclado, incorporación	0.04 – 0.10
	Reacciones homogéneas	0.01 – 0.03
Media	Transferencia de calor	0.03 – 1.0
	Mezcla líquido-líquido	1.0 – 1.5
Severa	Suspensión de lodo líquido	1.5 – 2.0
	Absorción de gas	1.5 – 2.0
	Emulsiones	1.5 – 2.0
Violenta	Suspensión de lodo líquido fino	>2.0

Patrones de flujo

La Figura 3-10 esquematiza los patrones de flujo para un impulsor de turbina de paletas inclinadas (izquierda) y paletas rectas (derecha). En el primer caso la circulación de flujo es axial respecto la flecha creada por la orientación de las cuchillas en cuyo caso el fluido circulará desde arriba hacia abajo. En el segundo caso, la circulación de flujo es radial, el fluido circulará desde arriba y desde abajo del impulsor hacia su periferia.

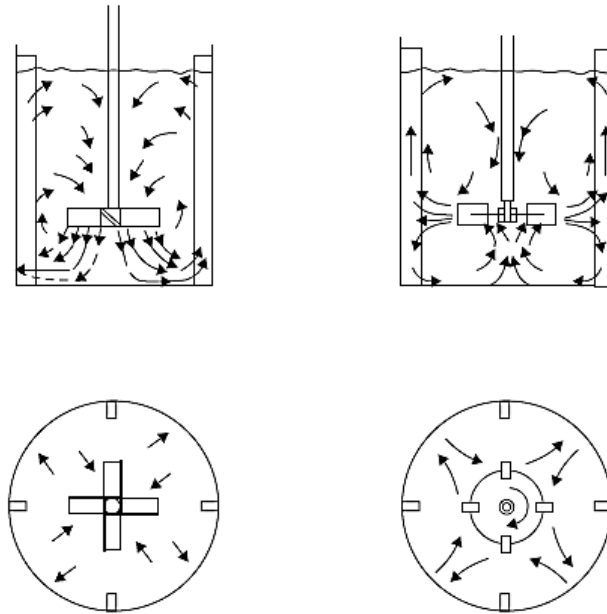


Figura 3-10. Arreglo de agitadores y patrones de flujo para un agitador de flujo axial (izquierda) y un agitador de flujo radial (derecha). (Towler & Sinnott, 2013).

3.2.2 Mezcladores tipo jet

El mezclado en un recipiente para fluidos con baja viscosidad puede conseguirse con el uso de una boquilla sumergida de la cual emerge un chorro de líquido a alta velocidad. Una bomba es usada para tomar parte del líquido del recipiente y recircularla por la boquilla. El momentum transferido por el chorro de agua al líquido del recipiente causa el mezclado y circulación dentro del tanque (Nienow, *et al.*, 2001).

Dispositivos airlift

De forma similar el mezclado puede ser conseguido por la inyección de gas sin ninguna agitación mecánica. En el caso más simple, las columnas de burbujeo usan un difusor de plato que produce una multitud de burbujas que se elevan a través del líquido y provocan su agitación. Si la circulación de líquido es importante, frecuentemente estos dispositivos tienen un *tubo de arrastre* (Nienow, *et al.*, 2001), el cual consiste de un tubo concéntrico por el que circula la fase líquido-gas. En la Figura 3-11 se esquematiza un dispositivo de este tipo.

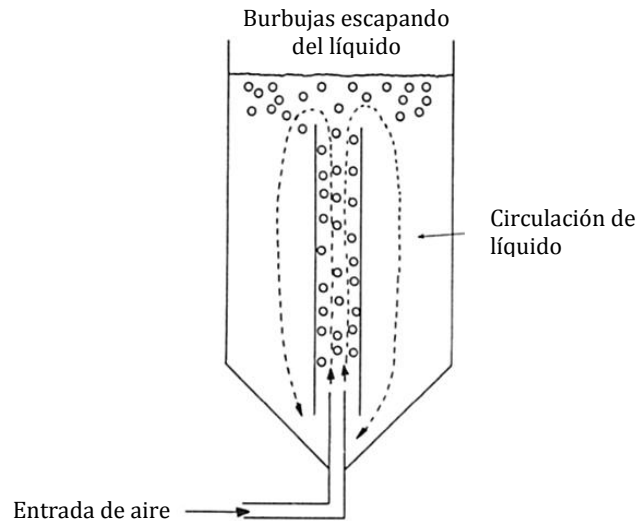


Figura 3-11. Dispositivo airlift con tubo de arrastre. (Nienow, Harnby, & Edwards, 2001).

Los dispositivos airlift pueden ser considerados mezcladores tipo jet. Existen muchas variaciones geométricas de estos dispositivos, en la sección 3.6.1 se describirán con mayor profundidad.

En general, la potencia requerida para cierto nivel de mezclado en un dispositivo neumático está dada por la siguiente ecuación (Tchobanoglous *et al.*, 2003):

$$P_W = \frac{N_{\rho g} R T}{29.7 \alpha \eta} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{0.283} - 1 \right] \quad (3-11)$$

Donde,

P_W = Potencia requerida para mezclado, watt

$N_{\rho g}$ = Flujo másico de gas, kg/s

R = Constante universal de los gases, 8.314 kJ/kg mol·K

T = temperatura de aspiración del aire, temperatura ambiente, K

α = constante termodinámica = 0.283

η = eficiencia del compresor, x 100%

p_2 = presión en el punto de descarga, Pa

p_1 = presión en el punto de aspiración, Pa

3.3 Mezclado, turbulencia y fluidos turbulentos

Antes de abordar el tema de mezclado y su relación con la escala de turbulencia es conveniente definir el parámetro adimensional número de Reynolds aplicado a fluido que circula por un tubo o un conducto.

Cabe mencionar que el flujo turbulento a través de un movimiento caótico de remolinos asociado con una fluctuación de velocidad conduce a un rápido mezclado y, por lo tanto, es el régimen preferido para el mezclado (Perry, 2008).

3.3.1 Número de Reynolds en un conducto

El comportamiento de un fluido depende de que el flujo sea laminar o turbulento. Por esta razón, se necesita un medio para predecir el tipo de flujo sin tener que observarlo en realidad. Más aún la observación directa es imposible para fluidos que van por tubos opacos. Se demuestra de forma experimental y se verifica de modo analítico que el carácter del flujo depende de cuatro variables: la densidad del fluido ρ , su viscosidad dinámica μ , el diámetro del tubo D_T y la velocidad promedio del flujo u_l (Mott, 2006). La ecuación siguiente es la definición de número de Reynolds (Re) para tuberías circulares:

$$Re = \frac{D_T u_l \rho}{\mu} \quad (3-12)$$

Físicamente Re es la relación entre la fuerza inercial y la fuerza viscosa del fluido. La fuerza inercial se desarrolla a partir de la Segunda Ley de Movimiento de Newton $F = ma$. La fuerza viscosa se relaciona con el producto del esfuerzo cortante por el área, que es función de la viscosidad del fluido. Los flujos tienen Re grandes debido a una velocidad elevada y/o una viscosidad baja, y tienden a ser turbulentos. Aquellos fluidos con viscosidad alta y/o que se mueven a velocidades bajas tendrán Re bajos y tenderán a comportarse en forma laminar (Mott, 2006).

El flujo turbulento ocurre cuando el número de Reynolds excede un valor crítico, el cual depende de la geometría. Existe generalmente una transición entre el número de Reynolds crítico y el número de Reynolds en el cual el flujo puede considerarse completamente turbulento (Perry, 2008).

Para aplicaciones prácticas de flujo en tuberías se encuentra que si $Re < 2000$ el flujo será laminar y si $Re > 4000$ el flujo será turbulento. Precisamente entre 2000 y 4000 se denomina región crítica y es imposible predecir qué tipo de flujo existe. Para aplicaciones práctica se cambia la tasa de flujo o diámetro del tubo para hacer que en definitiva sea laminar o turbulento. Entonces es posible realizar análisis más precisos (Mott, 2006).

3.3.2 Turbulencia

Se ha mencionado constantemente los términos de turbulencia o turbulento en las secciones anteriores, pero debido a la complejidad del flujo turbulento y las dificultades en su entendimiento e interpretación física, una introducción a un modelo conceptual único es difícil (Hoffman & Chiang, 2000).

Se hará una breve descripción de la física de la turbulencia a continuación descrita por Hoffman y Chiang (Hoffman & Chiang, 2000). En esta descripción se dividen las regiones de turbulencia según la distancia desde la superficie de contacto entre el líquido y la pared. Hay que tener en cuenta sin embargo que esta descripción no es la única y existen otras en la literatura. La Figura 3-12 esquematiza estas regiones.

La primera categoría de flujos turbulentos es la de *flujos cercanos a la pared*. En este tipo de flujos turbulentos, la mayoría de la energía cinética turbulenta es producida cerca de la pared. Los flujos turbulentos cercanos a la pared pueden sub-dividirse en *capa turbulenta límite* o *flujo turbulento completamente desarrollado*. Una capa límite turbulenta se encuentra simplemente limitada por una pared y la corriente libre de fluido, mientras que un flujo completamente desarrollado está limitado por superficies, por ejemplo flujo en un canal o flujo en una tubería.

La segunda categoría de flujos turbulentos es la *capa de corte*. Este tipo de flujos turbulentos se desarrolla en el sentido de la corriente y típicamente desarrolla características universales que pueden ser consideradas como auto-conservantes. Puede ser subcategorizado en: capas cortantes libres, chorros o estelas.

La tercera categoría de flujo turbulento es el flujo turbulento de red generada, que puede ser producido inicialmente por el paso, en principio, uniforme e irrotacional de flujo a través de mallas compuestas de barras. Los vórtices generados por las barras interactúan juntos y terminan en turbulencia. Este tipo de turbulencia es típicamente isotrópica. En general, la mayoría de los flujos turbulentos son anisotrópicos, sin embargo la suposición de isotropía es usada en muchas aplicaciones.

Una capa turbulenta límite es comúnmente dividida en varias regiones específicas en las cuales el comportamiento turbulento puede ser identificado. Una región muy delgada cercana a la superficie es referida como una *subcapa viscosa*. La región exterior donde el flujo es turbulento es llamada *zona completamente turbulenta*. La región que conecta ambas zonas es llamada *zona de amortiguamiento*.

Otra clasificación de la capa límite turbulenta es dividirla en una región interior y otra exterior. La región interior incluye la subcapa viscosa, zona de amortiguamiento y parte de la zona completamente turbulenta. La parte restante de la capa límite turbulenta está considerada en la región exterior.

La división de la capa turbulenta límite en las regiones mencionadas es comúnmente identificada por la definición de una velocidad adimensional llamada u^+ y la coordenada espacial normal a la superficie y^+ . Estas cantidades están definidas como:

$$u^+ = \frac{u}{u_\tau} \quad (3-13)$$

$$y^+ = y \frac{u_\tau}{\nu} \quad (3-14)$$

Donde u_τ es conocida como velocidad de fricción dada por

$$u_\tau = \sqrt{\frac{\tau_w}{\rho}} \quad (3-15)$$

Y τ_w es el esfuerzo cortante en la pared. De acuerdo a estas ecuaciones, las diferentes regiones son identificadas como:

$$y^+ < (2 - 8) \Rightarrow \text{Subcapa viscosa}$$

$(2 - 8) < y^+ < (2 - 50) \Rightarrow$ Zona de amortiguamiento

$y^+ > 50 \Rightarrow$ Zona completamente turbulenta

Y

$y^+ < (100 - 400) \Rightarrow$ Región interna

$y^+ > (100 - 400) \Rightarrow$ Región exterior

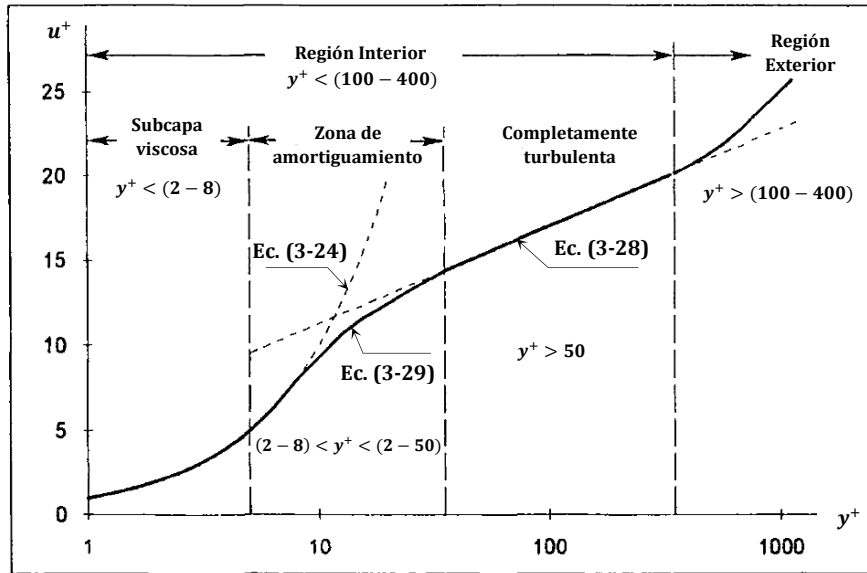


Figura 3-12. Perfil de velocidad adimensional típico para fluidos turbulentos sobre una placa plana. Adaptado de Hoffman y Chiang (2000).

Otra forma de representar las diferentes regiones relacionadas con flujos turbulentos y laminares se presenta en la siguiente figura:

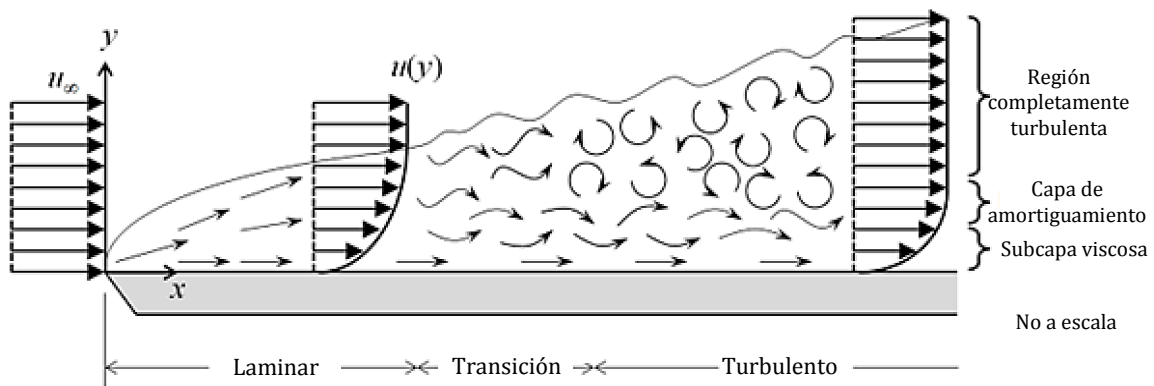


Figura 3-13. Forma alternativa de representar las diferentes regiones de interés en el estudio de flujos turbulentos (Frei, 2013).

Perfil universal de velocidades

Se han desarrollado relaciones semi-empíricas que pueden ser usadas para proporcionar soluciones aproximadas para flujos turbulentos simples. Una de estas relaciones es el Perfil Universal de Velocidades.

Los parámetros físicos que influyen en el perfil de velocidad cerca de la pared incluyen la densidad (ρ), viscosidad (μ), distancia a la pared (y), rugosidad de la superficie (ξ) y gradiente de velocidad en la pared $[(du/dy)_w]$ o, lo que es lo mismo, el esfuerzo cortante en la pared (τ_w) (Hoffman & Chiang, 2000). Como se puede notar, para muchos flujos con altos valores de Número de Reynolds (Re) el efecto de las fuerzas viscosas es dominante en las regiones adyacentes a la superficie.

La función para la velocidad cerca de la pared puede escribirse:

$$u = F(\rho, \nu, y, \xi, \tau_w) \quad (3-16)$$

Nótese que la influencia de la capa exterior sobre el perfil de velocidad cerca de la pared está dado por,

$$u^+ = f(y^+, k^+) \quad (3-17)$$

Donde

$$k^+ = \frac{u_\tau}{\nu} \quad (3-18)$$

Para una pared lisa (donde k es muy pequeña) la expresión anterior se reduce a

$$u^+ = f(y^+) \quad (3-19)$$

Esta relación es conocida como la *ley de pared*. Como se ha mencionado, en esta región dominan los esfuerzos viscosos y el perfil de velocidad es prácticamente lineal. Así,

$$\tau_w = \mu \frac{\partial u}{\partial y} \cong \mu \frac{u}{y} \quad (3-20)$$

o

$$\frac{\tau_w}{\rho} = \frac{\mu u}{\rho y} = \nu \frac{u}{y} \quad (3-21)$$

De la ecuación (3-15),

$$u_\tau^2 = \frac{\tau_w}{\rho} \quad (3-22)$$

Entonces,

$$\frac{u}{u_\tau} = \frac{u_\tau y}{\nu} \quad (3-23)$$

o

$$u^+ = y^+ \quad (3-24)$$

El perfil de velocidad en la región exterior puede ser expresado como:

$$u_o - u = F(\rho, y, \delta, u_\tau, dp/dx) \quad (3-25)$$

O en términos adimensionales:

$$\frac{u_o - u}{u_\tau} = F\left(\frac{y}{\delta}, \frac{\delta}{\rho u_\tau^2}, \frac{dp}{dx}\right) \quad (3-26)$$

Conocida como la *ley de defecto*, en la que $u_o - u$ es la diferencia entre la velocidad en el centro de las paredes que limitan el flujo u_o y la velocidad promedio u . La variable δ es el espesor de la frontera y dp/dx es el gradiente de presión. Observar que la viscosidad no aparece en la relación anterior. El efecto de la viscosidad es disipar los remolinos pequeños debidos a la existencia de gradientes de velocidad grandes. El efecto es dominante cerca de la pared donde el número de Reynolds es relativamente bajo. Sin embargo la contribución de los pequeños remolinos en altos números de Reynolds en la región exterior, es despreciable. Como consecuencia, el perfil de velocidad en la región exterior es esencialmente independiente de la viscosidad.

El Desarrollo realizado por (Hoffman & Chiang, 2000) y por (Pope, 2000), deriva en las siguientes ecuaciones semi-empíricas para describir el perfil de velocidad en las zonas de turbulencia:

Región exterior:

$$\frac{u_o - u}{u_\tau} = \frac{1}{K} \ln\left(\frac{y}{\delta}\right) + B \quad (3-27)$$

Donde K (constante de von Kármán) y B son constantes adimensionales determinadas experimentalmente con valores típicos de $K = 0.4 - 0.41$ y $B = 5.0 - 5.5$. Con estos valores la ecuación puede ser reescribirse como:

$$u^+ = 2.5 \ln y^+ + 5.5 \quad (3-28)$$

Región cercana a la pared:

$$u^+ = 5.0 \ln y^+ + 3.05 \quad (3-29)$$

Autores como Kalitzin *et al.* han propuesto formulaciones para la ley de pared que son aplicables a los modelos de turbulencia como el modelo RANS. Una breve descripción de este modelo se presenta en la sección 3.6.3. La investigación de Kalitzin *et al.* también se ha centrado en la influencia de los errores numéricos en la solución de funciones de pared además de proponer algunas mejoras para el cálculo computacional.

Descomposición de Reynolds

La descomposición de la velocidad $\mathbf{u}(x, t)$ en su promedio y fluctuación se conoce como *descomposición de Reynolds* (Pope, 2000). Tradicionalmente esta modificación se logra representado cantidades de flujo instantáneo, como la suma de un valor medio (denotado por una barra sobre la variable y de un valor fluctuante dependiente del tiempo (denotado con un apóstrofe). Matemáticamente se expresa:

$$\mathbf{u} = \bar{\mathbf{u}} + \mathbf{u}' \quad (3-30)$$

De acuerdo con la ecuación de la continuidad:

$$\nabla \mathbf{u} = \nabla \cdot (\bar{\mathbf{u}} + \mathbf{u}') = 0$$

Por tanto, los vectores $\bar{\mathbf{u}}$ y \mathbf{u}' son solenoidales (flujo incompresible) (Pope, 2000). En la ecuación (3-30),

$$\bar{\mathbf{u}} = \frac{1}{\Delta t} \int_{t_0}^{t_0+\Delta t} \mathbf{u} dt \quad (3-31)$$

Gráficamente estas cantidades (estacionaria y transitoria) pueden representarse como se muestra en la siguiente figura:

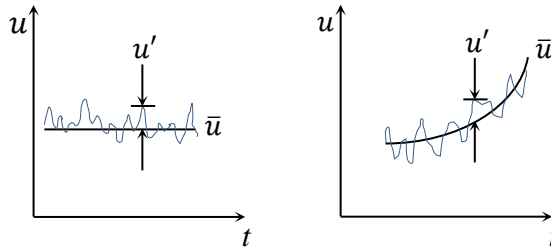


Figura 3-14. Ilustración del promedio y fluctuación para flujo estacionario y transitorio (Hoffman & Chiang, 2000).

El tiempo promedio de una fluctuación durante un tiempo Δt resulta en:

$$\bar{u}' = \frac{1}{\Delta t} \int_{t_0}^{t_0+\Delta t} u' dt \quad (3-32)$$

El intervalo de tiempo Δt usado en estas definiciones debe ser más largo que el periodo de las fluctuaciones pero más pequeño que el intervalo de tiempo asociado con el flujo no estacionario. El intervalo del tiempo depende de la geometría y física que está siendo estudiada. Nótese que para un flujo estacionario el valor medio del tiempo promediado es constante mientras que para un flujo no estacionario es función del tiempo (Hoffman & Chiang, 2000).

Reglas de descomposición de Reynolds

Las siguientes reglas de tiempo promediado se aplican para las ecuaciones de continuidad y *momentum*:

$$\overline{\bar{\mathbf{u}}} = \bar{\mathbf{u}} \quad (3-33)$$

$$\overline{\bar{\mathbf{u}} + \mathbf{u}'} = \bar{\mathbf{u}} + \overline{\mathbf{u}'} = \bar{\mathbf{u}} \quad (3-34)$$

$$\overline{\mathbf{u}\mathbf{u}'} = \bar{\mathbf{u}}\bar{\mathbf{u}} = \mathbf{0} \quad (3-35)$$

$$\overline{\frac{\partial \mathbf{u}}{\partial x}} = \frac{\partial \bar{\mathbf{u}}}{\partial x} \quad (3-36)$$

$$\overline{\mathbf{u}^2} = \overline{\bar{\mathbf{u}} \cdot \bar{\mathbf{u}}} = \bar{\mathbf{u}} \cdot \bar{\mathbf{u}} = \bar{\mathbf{u}}^2 \quad (3-37)$$

$$\overline{\mathbf{u}_x' \mathbf{u}_y'} < \mathbf{0} \quad (3-38)$$

Ecuación de tiempo promediado para la Ecuación de la Continuidad

La ecuación diferencial de la continuidad en coordenadas cartesianas puede escribirse como:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x}(\rho u_x) + \frac{\partial}{\partial y}(\rho u_y) + \frac{\partial}{\partial z}(\rho u_z) = 0$$

Aplicando las reglas de descomposición de Reynolds,

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\bar{\rho} + \bar{\rho}')}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x}(\bar{\rho} + \bar{\rho}')(\bar{u}_x + \overline{u_x'}) + \frac{\partial}{\partial y}(\bar{\rho} + \bar{\rho}')(\bar{u}_y + \overline{u_y'}) + \frac{\partial}{\partial z}(\bar{\rho} + \bar{\rho}')(\bar{u}_z + \overline{u_z'}) &= 0 \\ \frac{\partial(\bar{\rho} + \bar{\rho}')}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x}(\bar{\rho} \bar{u}_x + \bar{\rho} \overline{u_x'} + \bar{\rho}' \bar{u}_x + \bar{\rho}' \overline{u_x'}) + \frac{\partial}{\partial y}(\bar{\rho} \bar{u}_y + \bar{\rho} \overline{u_y'} + \bar{\rho}' \bar{u}_y + \bar{\rho}' \overline{u_y'}) & \\ + \frac{\partial}{\partial z}(\bar{\rho} \bar{u}_z + \bar{\rho} \overline{u_z'} + \bar{\rho}' \bar{u}_z + \bar{\rho}' \overline{u_z'}) &= 0 \end{aligned}$$

Simplificando,

$$\frac{\partial \bar{\rho}}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x}(\bar{\rho} \bar{u}_x + \bar{\rho}' \overline{u_x'}) + \frac{\partial}{\partial y}(\bar{\rho} \bar{u}_y + \bar{\rho}' \overline{u_y'}) + \frac{\partial}{\partial z}(\bar{\rho} \bar{u}_z + \bar{\rho}' \overline{u_z'}) = 0$$

En notación vectorial:

$$\frac{\partial \bar{\rho}}{\partial t} + \nabla \cdot (\bar{\rho} \bar{\mathbf{u}} + \bar{\rho}' \overline{\mathbf{u}'}) = 0 \quad (3-39)$$

Para un fluido incompresible la densidad es constante y la variación prácticamente cero, por lo tanto la ecuación (3-41) se reduce a:

$$\nabla \cdot \bar{\mathbf{u}} = 0 \quad (3-40)$$

Ecuación de tiempo promediado para la Ecuación de conservación de momentum

Se sigue un procedimiento igual al aplicado en la ecuación de continuidad. En ausencia de fuerzas externas y a través de las ecuaciones de Navier-Stokes, la conservación de momentum de un fluido que fluye en un plano bidimensional con velocidad \mathbf{v} y componentes v_x y v_y puede escribirse en coordenadas cartesianas como:

$$\rho \left[\frac{\partial u_x}{\partial t} + v_x \frac{\partial u_x}{\partial x} + v_y \frac{\partial u_x}{\partial y} \right] = -\frac{\partial p_x}{\partial x} + \mu \left(\frac{\partial^2 u_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 u_x}{\partial y^2} \right)$$

$$\rho \left[\frac{\partial u_y}{\partial t} + v_x \frac{\partial u_y}{\partial x} + v_y \frac{\partial u_y}{\partial y} \right] = -\frac{\partial p}{\partial y} + \mu \left(\frac{\partial^2 u_y}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 u_y}{\partial y^2} \right)$$

Al descomponer la velocidad en x y y en velocidad promedio y su fluctuación vistas anteriormente, realizando el álgebra correspondiente y aplicando las reglas de descomposición de Reynolds, se tiene el siguiente sistema de ecuaciones:

$$\rho \left[\frac{\partial \bar{u}_x}{\partial t} + \bar{v}_x \frac{\partial \bar{u}_x}{\partial x} + \bar{v}_y \frac{\partial \bar{u}_x}{\partial y} \right] = -\frac{\partial \bar{p}}{\partial x} + \mu \left(\frac{\partial^2 \bar{u}_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \bar{u}_x}{\partial y^2} \right) - \rho \left[\frac{\partial \overline{u_x'^2}}{\partial x} + \frac{\partial \overline{u_x' u_y'}}{\partial y} \right]$$

$$\rho \left[\frac{\partial \bar{u}_y}{\partial t} + \bar{v}_x \frac{\partial \bar{u}_y}{\partial x} + \bar{v}_y \frac{\partial \bar{u}_y}{\partial y} \right] = -\frac{\partial \bar{p}}{\partial y} + \mu \left(\frac{\partial^2 \bar{u}_y}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \bar{u}_y}{\partial y^2} \right) - \rho \left[\frac{\partial \overline{u_y' u_x'}}{\partial x} + \frac{\partial \overline{u_y'^2}}{\partial y} \right]$$

Al dividir entre ρ , reordenando y representando en notación vectorial (ver referencia en Pope S. (Pope, 2000)):

$$\frac{D\mathbf{u}}{Dt} = \nu \nabla^2 \bar{\mathbf{u}} - \frac{\partial \overline{u_x u_y}}{\partial u_x} - \frac{1}{\rho} \nabla \bar{p} \quad (3-41)$$

(Ecuación de Reynolds)

En apariencia, la ecuación de Reynolds y la ecuación de Navier-Stokes son la misma excepto por el término en el *estrés de Reynolds*, $\partial \overline{u_x u_y} / \partial u_x$ (Pope, 2000). Puede decirse que este término es el resultado de los efectos del transporte de momentum por las fluctuaciones de velocidad.

Las magnitudes del estrés de Reynolds son distintas de cero porque las fluctuaciones de velocidad en diferentes direcciones de coordenadas se correlacionan de manera que $\overline{v_x' v_y'}$ y en general no es cero. Aunque las simulaciones numéricas directas bajo circunstancias limitadas se han llevado a cabo para determinar los campos de velocidad fluctuantes (no promediados), en general, la solución de las ecuaciones de movimiento para el flujo turbulento se basa en las ecuaciones promediadas en el tiempo (Perry, 2008).

Escala de turbulencia

La principal característica de los flujos turbulentos es la presencia de remolinos que son grandes comparados con la escala molecular y que promueven el proceso de mezclado (dispersión turbulenta) (Nienow *et al.*, 2001).

Los remolinos más grandes comienzan aproximadamente a la mitad o un tercio de longitud del dispositivo de mezcla, y el tamaño de los remolinos más pequeños se determina por el límite entre la *región turbulenta* y la *subcapa viscosa*. El tamaño de los remolinos más pequeños se considera como la línea divisoria entre la microescala y macroescala como se describe en la Figura 3-15 (Crittenden *et al.*, 2012).

En la macroescala, la transferencia de masa se lleva a cabo tanto por dispersión turbulenta como por la difusión molecular, pero la dispersión turbulenta es la dominante. En la microescala, la transferencia de masa se lleva a cabo solamente por difusión molecular. Conforme más energía entra al sistema, la línea divisoria entre la microescala y la macroescala se vuelve cada vez más pequeña; es decir, los remolinos más pequeños se vuelven aún más pequeños. El matemático ruso llamado Andrey Kolmogorov reconoció esta línea divisoria y sugirió que el diámetro del remolino más pequeño, ζ , podría estimarse a partir de la cantidad de energía que está siendo disipada en el sistema:

$$\zeta = \left(\frac{\nu^3}{\varepsilon} \right)^{1/4} \quad (3-42)$$

Donde,

ζ = Diámetro del remolino más pequeño, m

ν = Viscosidad cinemática, m²/s

ε = Tasa de disipación de energía cinética al punto de interés, J/kg · s

La tasa de energía de disipación en un recipiente mezclado (ε) no es uniforme a lo largo del recipiente, pero ya que la energía debe ser disipada a la misma tasa con que entra al sistema la tasa promedio global de disipación de energía, $\bar{\varepsilon}$, es igual a la potencia de entrada:

$$\bar{\varepsilon} = \frac{P_w}{W} \quad (3-43)$$

Donde,

$\bar{\varepsilon}$ = Tasa de disipación de energía promedio por unidad de masa para el recipiente, J/kg · s

P_w = Potencia de mezclado suministrada a todo el recipiente, J/s

W = Masa de agua en el recipiente, kg.

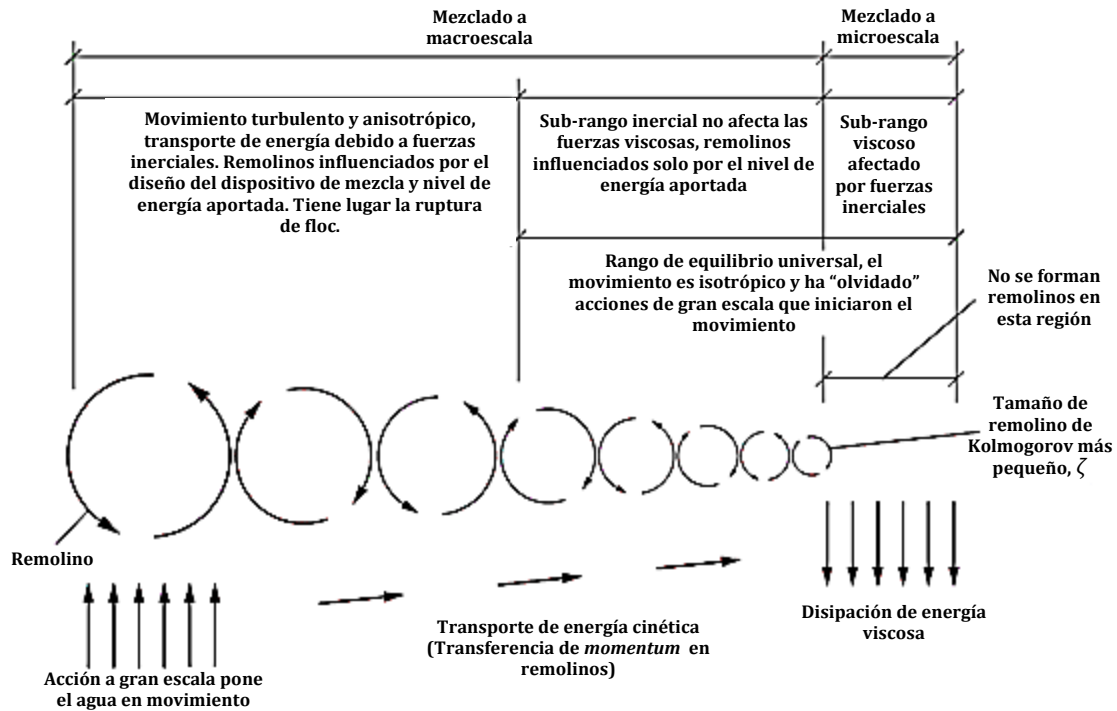


Figura 3-15 La turbulencia y su relación con el mezclado (Crittenden et al., 2012).

3.4 Dinámica de Fluidos Computacional

La Dinámica de Fluidos Computacional (CFD, por sus siglas en inglés) emergió en los 80's como una herramienta significativa tanto para la investigación como la práctica, permitida por el rápido desarrollo de software y hardware. El software comercial para CFD es ampliamente disponible. La Dinámica de Fluidos Computacional es la solución numérica de las ecuaciones de continuidad y momentum (ecuaciones de Navier-Stokes para fluidos newtonianos incompresibles) junto con ecuaciones de conservación adicionales para energía y especies químicas a fin de resolver problemas no isotérmicos, de mezclado o reacción química (Perry, 2008).

Gracias al desarrollo de CFD es posible modelar los patrones de flujo producidos por los dispositivos de mezclado. Respecto al flujo de fluidos, hay disponibles modelos en dos y tres dimensiones (Tchobanoglous *et al.*, 2003).

Una amplia gama de métodos numéricos se han empleado pero tres pasos básicos son comunes a todos ellos son:

- ▶ Subdivisión o discretización del dominio del flujo en celdas o elementos
- ▶ Discretización de las ecuaciones gobernantes
- ▶ Solución de las ecuaciones algebraicas

3.4.1 Discretización del dominio del flujo

Existen métodos llamados *métodos de elemento de contorno* en los que se discretiza la superficie del dominio del flujo, o más bien el volumen. La discretización produce una red de líneas o curvas que se definen como una *malla* y un conjunto de *nodos* en los cuales las variables son calculadas (Perry, 2008).

3.4.2 Discretización de las ecuaciones gobernantes

En esta etapa, las ecuaciones diferenciales parciales exactas a resolver son reemplazadas por ecuaciones algebraicas escritas en términos de los valores de los nodos de las variables dependientes. Entre los numerosos métodos de discretización, *diferencias finitas*, *volumen finito* y *elemento finito* son los más comunes.

El método de diferencias finitas estima derivadas espaciales en términos de los valores nodales y el espacio entre los nodos. Las ecuaciones que gobiernan se escriben en términos de las incógnitas nodales en cada nodo interior (Perry, 2008). Sin embargo, gran parte de la actividad en mecánica de fluidos ha seguido un esquema en diferencias finitas y, más recientemente, una derivación de esta técnica, el volumen finito (Zienkiewicz & Taylor, 2000).

El método de volumen finito, relacionado con el método de diferencias finitas, se puede derivar de una integración de volumen de las ecuaciones de movimiento, con la aplicación del teorema de la divergencia, reduciendo en uno el orden de las ecuaciones diferenciales. De manera equivalente al anterior, las ecuaciones de balance macroscópico se escriben en cada celda (Perry, 2008).

En el método de elemento finito, la región de solución es considerada como la construcción de pequeñas subregiones interconectadas llamadas elementos finitos, los cuales es posible hacer más y más pequeños (refinamiento para aproximar mejor la solución a costa de un mayor costo computacional (Singiresu S., 2005). Cuando se utiliza el método de elementos finitos (FEM) para resolver los problemas mecánicos o de otra índole que se rigen por un conjunto de ecuaciones en derivadas parciales, el dominio del problema se discretiza primero (de forma adecuada) en el conjunto de pequeñas regiones mencionado. En cada una de estas regiones, la variación de estos desplazamientos se asume con formas sencillas para obtener las ecuaciones de los elementos. Las ecuaciones obtenidas para cada elemento son ensambladas con los elementos adyacentes para formar una ecuación de elementos finitos global para el dominio del problema. Las ecuaciones así creadas para el dominio del problema pueden resolverse fácilmente para todo el sistema (Liu & Quek, 2014).

Cada método tiene su propia forma para implementar las condiciones de frontera. El resultado final después de la discretización de las ecuaciones y la aplicación de las condiciones de frontera es un conjunto de ecuaciones algebraicas para las variables nodales desconocidas. La discretización en el tiempo se requiere también para términos con la derivada $\partial/\partial t$ en flujos transitorios. El método de diferencias finitas es utilizado frecuentemente. Las ecuaciones discretizadas representan una aproximación a las soluciones exactas y sus soluciones dan una aproximación para las variables del flujo. La precisión en la solución mejora si la malla es *refinada* es decir el número de nodos se incrementa (Perry, 2008).

3.4.3 Solución de las ecuaciones algebraicas

Para flujos reptantes, las ecuaciones algebraicas que describen el sistema son lineales y se resuelve una ecuación matricial lineal. Se utilizan tanto solucionadores directos como iterativos. Para la mayoría de los flujos los términos inerciales no lineales en la ecuación de momentum son importantes y las ecuaciones algebraicas discretizadas son por lo tanto no lineales. La solución produce los valores nodales de las incógnitas. Las soluciones de CFD, especialmente las de flujos complejos en tres dimensiones (3D) generan gran cantidad de datos. Los gráficos por computadora han mejorado mucho la habilidad para examinar las soluciones de CFD y visualizar el flujo (Perry, 2008).

Los métodos de CFD puede utilizarse para flujos isotérmicos, no isotérmicos, newtonianos, no newtonianos, laminares o turbulentos, reptantes, compresibles o incompresibles. Se han simulado flujos con reacción química, particularmente en el campo de la combustión. La precisión en la solución debe ser considerada desde diversas perspectivas. Estas deben incluir la convergencia de los algoritmos para resolver las ecuaciones no lineales discretizadas y la convergencia respecto al refinamiento de la malla, tal que las ecuaciones discretizadas se aproximen a las ecuaciones exactas y, en algunos casos, tal que la malla se ajuste mejor a la geometría. La posibilidad de que el estado estacionario sea inestable debe ser considerada. En adición a las numerosas fuentes de error, los errores de modelado son introducidos en flujos turbulentos donde modelos empíricos de cerradura se usan para resolver ecuaciones de movimiento promediado. La mayoría de los códigos comerciales de CFD incluyen el *modelo de turbulencia* $\kappa - \epsilon$, que ha sido por mucho el más utilizado (Perry, 2008). Las simplificaciones y economía provistas por las funciones de pared son muy atractivas y son ampliamente utilizadas en aplicaciones comerciales de códigos para CFD para flujos turbulentos complejos. Sin embargo bajo muchas condiciones de flujo, por ejemplo; fuertes gradientes de presión, flujos separados o incidentes sus bases físicas son inciertas y su precisión es pobre (Pope, 2000).

En su sentido más general, el flujo multifásico no es actualmente solucionable por dinámica de fluidos computacional. Sin embargo, en ciertos casos pueden obtenerse soluciones razonables. Estos casos incluyen flujos bien separados, cuando las fases se limitan a regiones relativamente bien definidas, separadas por una o unas pocas interfases y flujos en el que una segunda fase aparece como partículas discretas de tamaño y la forma conocida cuyo movimiento puede aproximarse con formulaciones de coeficiente de arrastre, o rigurosamente calculado con mallas refinadas aplicando condiciones de frontera en la superficie de la partícula. El *Modelado de dos fluidos*, en el que las fases se tratan como superposición continua, con cada fase ocupando una fracción de volumen que es una función continua de la posición (y del tiempo) es una aproximación útil que comienza a estar disponible en programas de cómputo comerciales (Perry, 2008).

Šimcĭk *et al.* realizaron experimentos mediante un programa de CFD para la simular la hidrodinámica de un reactor cilíndrico de dos fases (agua y aire) en estado estacionario. Con este modelado obtuvieron algunos parámetros que describían comportamiento del reactor (retención de gas, velocidad intersticial del líquido, etc.). La Figura 3-16 es un bosquejo de la geometría del reactor estudiado:

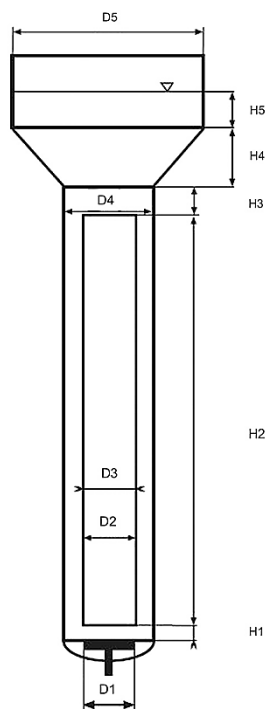


Figura 3-16. Bosquejo de las dimensiones de reactor de circulación interna simulado por Šimčík et al. (Šimčík, Mota, Ruzicka, Vicente, & Texeira, 2011).

Las dimensiones del reactor modelado se indican en la Tabla 3-3. Estas dimensiones corresponden a uno de los casos estudiados.

Tabla 3-3. Descripción de partes en modelo de reactor de dos fases de circulación interna (reactor airlift) simulado por Šimčík et al. (Šimčík, Mota, Ruzicka, Vicente, & Texeira, 2011).

Símbolo	Descripción	Dimensiones, mm
D1	Diámetro del difusor de aire	100
D2	Diámetro interior del tubo de arrastre	62
D3	Diámetro exterior del tubo de arrastre (frontera entre zonas ascendente y descendente del fluido)	70
D4	Diámetro del contenedor cilíndrico (reactor)	142
D5	Diámetro del tubo de separación de gas	420
H1	Altura de separación del tubo de arrastre y el fondo del reactor	23
H2	Altura del tubo de arrastre	1200
H3	Altura de separación del tubo de arrastre a la zona de desgasificación	200
H4	Altura del cono de desgasificación	170
H5	Nivel de agua en la zona de desgasificación.	120

Las simulaciones fueron realizadas para diferentes dimensiones del reactor. Por ejemplo los resultados de uno de los casos de estudio indicado en la tabla anterior, en que se inyectaron diferentes flujos de aire, fueron los mostrados en la Figura 3-17:

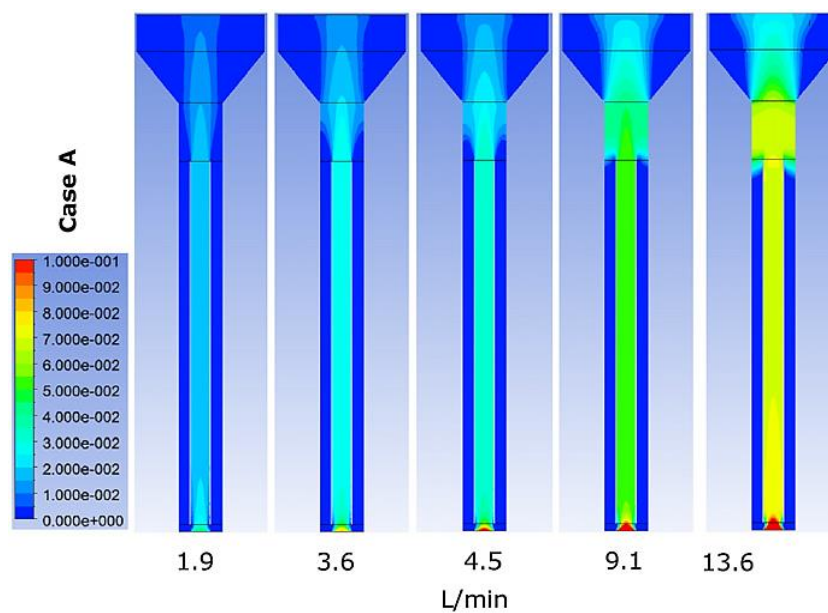


Figura 3-17. Resultados de una simulación realizada al modelo del reactor de circulación interna (airlift) realizado por (Šimčík, Mota, Ruzicka, Vicente, & Texeira, 2011).

La escala de la izquierda indica la velocidad en m/s de la mezcla de aire-agua en la zona ascendente del dispositivo. El rojo indica las zonas de mayor velocidad, mientras que la zona azul oscuro la zona de menor velocidad. Al incrementar el flujo de gas (en L/min) inyectado en el fondo, se incrementa la velocidad del agua. El paquete de software de CFD utilizado fue FLUENT versión 6.3 en el módulo de modelo algebraico multifásico de mezcla deslizante.

3.5 Dispersión y Mezclado mediante agitación con aire

Al referirse a aplicaciones de mezclado con aire es común referirse a *flujos burbujeantes*. Un sistema de flujo burbujeante involucra la presencia de una fase líquida (en mayor proporción) y una fase gaseosa (en menor proporción). Es útil introducir el término *columna de burbujeo*, que simplemente es un recipiente lleno de líquido en el que se inyecta aire mediante un difusor en la inferior como se describió en el apartado 3.2.2.

Además de las columnas de burbujeo, un gran número de dispositivos de contacto multifásicos son operados en la presencia de burbujas de gas con líquido como fase continua. Con frecuencia, una fase sólida también está presente lo que complica el funcionamiento del sistema. Tanto en sistemas reactivos o no reactivos, las burbujas de gas desempeñan un papel esencial en la determinación del comportamiento o rendimiento del sistema.

Suponiendo un sistema reactivo, las burbujas de gas son generalmente una fuente de especies reactantes cuyo transporte de masa dependerá de la circulación de fluido alrededor de la burbuja. En sistemas no reactivos, las burbujas de gas juegan el papel de inducir la mezcla íntima de líquidos / sólidos; y en un lecho fluidizado trifásico, las burbujas de gas son responsables de arrastre de sólidos en la expansión y contracción de la cama. Se ha reconocido específicamente que la *estela* de la burbuja situada inmediatamente debajo de la base de la burbuja es el factor dominante para contribuir al rendimiento de los fenómenos mencionados (Fan & Tsuchiya, 1990).

Un reactor airlift (*dispositivo airlift*) es una variante de las columnas de burbujeo que se caracteriza por una fase gas discontinua provista en forma de burbujas que se separan de la fase líquida resultando en una expansión isotérmica que mantiene homogeneidad. El nombre de reactor de columna con tubo de arrastre también ha sido utilizado (Luo & Al-Dahhan, 2008).

Lizardi y Gutiérrez han realizado una descripción de estos dispositivos en los que se muestran las zonas y elementos que los componen (Lizardi-Jiménez & Gutiérrez-Rojas, 2011). En general la literatura sobre el tema hace mención a las mismas zonas en que suele definirse este tipo de dispositivos. Véanse referencias (Šimčík *et al.*, 2011), (Gavrilescu & Tudose, 1997) y (Merchuck & Berzin, 1995).

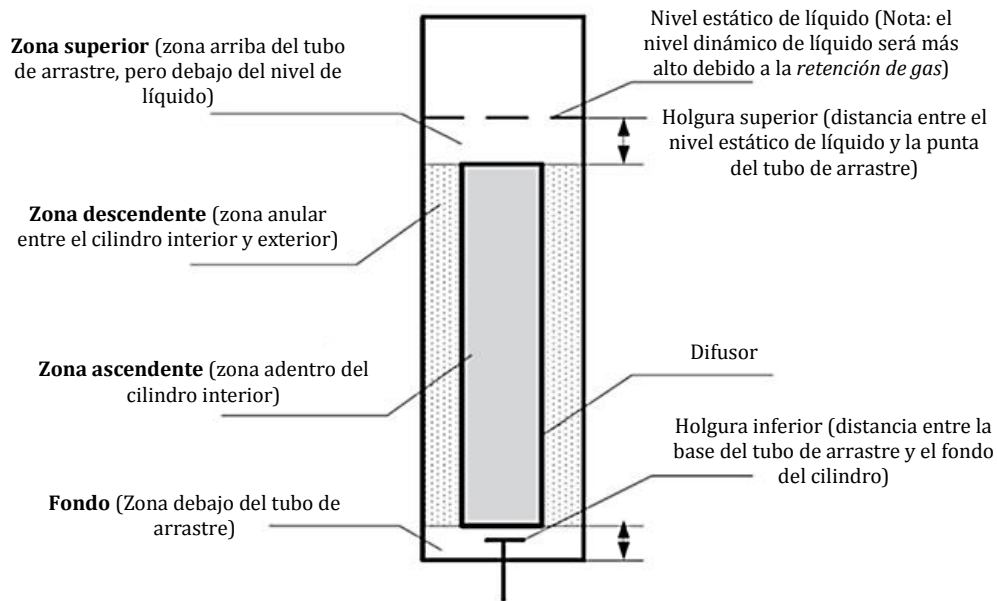


Figura 3-18. Definiciones de las regiones individuales de un dispositivo airlift. Adaptado de (Luo & Al-Dahhan, 2008).

La fuerza motriz del líquido en el dispositivo airlift es el conjunto de burbujas suministradas continuamente (a veces llamado “enjambre de burbujas”). Es importante hacer una descripción general del movimiento de las burbujas en el líquido para comprender e identificar las variables que modifican sus efectos en los dispositivos airlift.

3.5.1 Dinámica del movimiento de burbujas en agua

Intuitivamente se sabe que las burbujas producidas por la inyección de aire en el fondo de un recipiente que contiene un líquido (por ejemplo, un acuario), tenderán a elevarse hasta la superficie del líquido donde el aire contenido en la burbuja escapará en la interfase agua-aire hacia la atmósfera circundante. La inyección continua de aire, por su parte, provocará un movimiento del fluido.

Las características de ascenso de una burbuja han sido descritas en términos de la forma, la velocidad de ascenso y el movimiento de la burbuja. Estas características de ascenso están estrechamente asociadas con las régimen de flujo, las propiedades físicas del fluido (principalmente la viscosidad o presencia / ausencia de partículas sólidas), así como las propiedades interfaciales (es decir, la presencia / ausencia de agentes tensoactivos) en la superficie de la burbuja (Fan & Tsuchiya, 1990).

Tipo de burbujas

La interacción entre las burbujas de gas y el medio líquido (o líquido-sólido) que las rodea determina la forma de la burbuja y la magnitud de la perturbación en el campo de flujo circundante.

Las burbujas en movimiento son generalmente clasificadas con forma *esférica*, *elipsoidal achatada* y *gorro elipsoidal/esférico*. La forma está basada en las magnitudes relevantes de las fuerzas que actúan sobre la burbuja como la tensión superficial y fuerzas inerciales.



Figura 3-19. Bosquejo de varios tipos de burbujas observados en líquidos Newtonianos absolutos (Fan & Tsuchiya, 1990).

En general, la forma de burbuja no puede ser completamente predicha a menos que se tenga en cuenta todas las variables físicas relacionadas con la elevación de la burbuja. Haberman y Morton (1953) sugirieron un análisis dimensional basado en ocho variables: aceleración de la gravedad (g), diámetro de la esfera de volumen equivalente (d_e), densidad (ρ_l) y viscosidad (μ_l) del líquido circundante, tensión superficial del líquido (σ), y la densidad (ρ_g) y viscosidad (μ_g) del gas dentro de la burbuja. Con estas variables, pueden ser formados cinco grupos adimensionales independientes. Si las variables ρ_g y μ_g se consideran despreciables pueden ser eliminados dos grupos adimensionales. Esto es válido cuando se compara la densidad y viscosidad del aire con la del agua, por ejemplo.

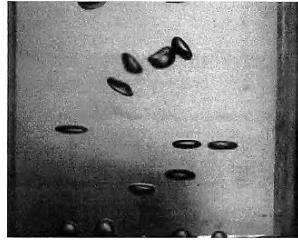


Figura 3-20. Fotografía de burbujas con diámetro equivalente de 3.7 mm ascendiendo en una columna de burbujeo (Scheid, y otros, 2004).

Los tres grupos adimensionales restantes son:

Número de Reynolds para burbujas (relación de fuerzas inerciales y viscosas entre la burbuja y líquido)

$$Re_b = \frac{\rho_l d_e u_b}{\mu_l} \quad (3-44)$$

Número de Eötvös (Relación entre las fuerza de gravedad o boyante de la burbuja y la fuerzas por tensión superficial del líquido)

$$Eo = \frac{g \rho_l d_e^2}{\sigma} \quad (3-45)$$

Número de Morton (relación de fuerzas viscosas y fuerzas por tensión superficial del líquido)

$$Mo = \frac{g \mu_l^4}{\rho_l \sigma^3} \quad (3-46)$$

Donde,

Re = Número de Reynolds, adimensional

Eo = Número de Eötvös

Mo = número de Morton

g = vector de aceleración de gravedad, m/s^2

ρ_l = densidad del líquido, kg/m^3

d_e = diámetro del volumen equivalente de la esfera, m

u_b = velocidad de la burbuja, m/s

μ_l = viscosidad dinámica del fluido, $N / m^2 s$

σ = tensión interfacial entre las fases líquida y gas (tensión superficial líquido), N/m

Bajo circunstancias especiales, son posibles mayores simplificaciones. Por ejemplo, para líquidos con alta viscosidad (alto número de Morton) la forma de la burbuja es función solo del número de Reynolds. Para líquidos de baja viscosidad, la forma de la burbuja depende del número de Morton y el Número de Reynolds. La relación entre Re , Mo y Eo se presenta en la Figura 3-21.

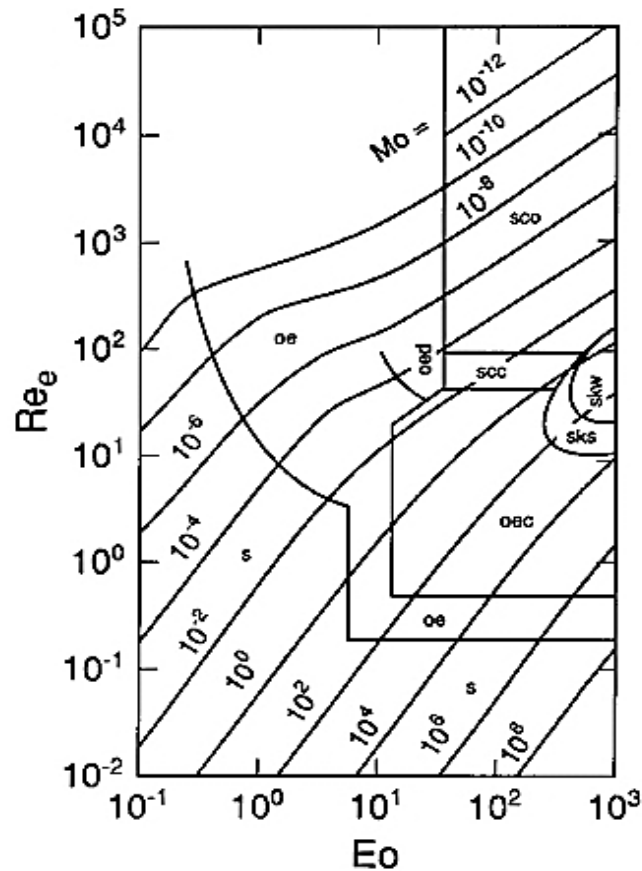


Figura 3-21 Mapa del régimen de forma para burbujas ascendiendo en un líquido Newtoniano absoluto (Fan & Tsuchiya, 1990).

Tamaño de la burbuja

La forma de burbuja observada físicamente en un sistema es el resultado de un complejo equilibrio entre las fuerzas que actúan sobre la burbuja, tales como la tensión superficial, fuerzas viscosas o fuerzas inerciales (o flotación).

Como las fuerzas dominantes cambian con el aumento de tamaño de las burbujas, la forma de la burbuja cambia primero de esférica a elipsoidal y luego a la forma de gorro-esférico. En general, la transición del régimen esférico a elipsoidal, es decir, la simple tendencia de aplanamiento puede explicarse sin considerar el efecto de la estela dejada por la burbuja. Sin embargo, el efecto de la estela se debe tener en cuenta para explicar la inestabilidad marginal caracterizada por una fluctuación de forma que ocurre en el régimen elipsoidal. El patrón de flujo circulatorio debajo de la base de la burbuja puede causar la transición desde el régimen elipsoidal al de gorro-esférico (Fan & Tsuchiya, 1990).

Se ha encontrado que cuando el tamaño de la burbuja es pequeño (por ejemplo, menos de 1 mm de diámetro) las fuerzas por tensión superficial predominan y la forma de la burbuja es aproximadamente esférica. El flujo alrededor de la burbuja es controlado por las fuerzas viscosas y puede ser descrito –siempre que $Re_b \ll 1$ – como una aproximación a una *flujo reptante*, el cual mediante la *teoría de Hadamard-Rybczynski* para sistemas puros o por la *ley de Stokes* para sistemas contaminados (Fan & Tsuchiya, 1990)

Para burbujas de tamaño medio los efectos tanto de la tensión superficial y de la inercia del medio alrededor de la burbuja son importantes. En adición, la dinámica de la burbuja es profundamente influenciada por la viscosidad del líquido y la presencia de tensoactivos. Como resultado las burbujas de tamaño intermedio exhiben una forma y movimientos complejos.

Las burbujas cuyo volumen es mayor a 3 cm^3 (es decir 18 mm de diámetro equivalente), en general, son dominadas por fuerzas inerciales o boyantes con efectos despreciables de tensión superficial, viscosidad o pureza del líquido. El flujo alrededor de la burbuja es controlado por las fuerzas viscosas y puede ser descrito como una aproximación a un *flujo reptante*, el cual puede ser descrito por la teoría de Hadamard-Rybczynski para sistemas puros o por la ley de Stokes para sistemas contaminados.

La teoría de Hadamard-Rybczynski describe fenómenos de resistencia de esferas rígidas, gotas y burbujas desplazándose en un medio fluido en función de su tamaño y densidad, que puede aplicarse a burbujas pequeñas en las que predomina el flujo reptante en su superficie. (Zapryanov & Tabakova, 1999).

Trayectoria de la burbuja

Se han realizado experimentos para verificar la trayectoria de las burbujas desde el momento que salen del difusor de aire hasta la superficie del líquido. Experimentos realizados por (Brenn *et al.*, 2004) mostraron que las burbujas con 3.7 mm de diámetro suben a lo largo de trayectorias rectilíneas con forma casi constante, hasta que alcanzan un nivel de aproximadamente 30 mm encima de la salida del difusor. En este nivel, se produce una transición a una trayectoria en espiral. Al mismo tiempo, la forma de la burbuja empieza a oscilar. Además, se observa una inestabilidad de la estela de la burbuja, que indica la formación de dos filamentos rotando contrariamente.

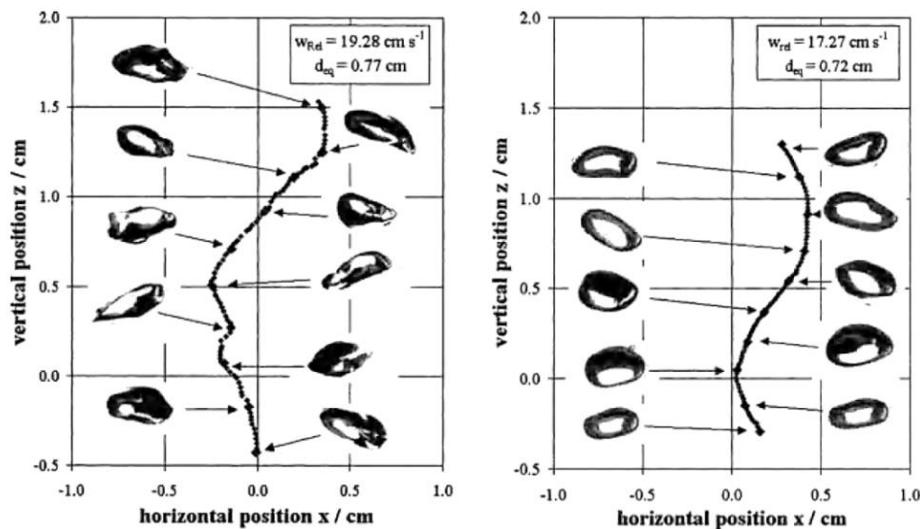


Figura 3-22. Ejemplo de la trayectoria de una burbuja simple en agua limpia; diámetro equivalente, izquierda 77 mm , derecha 72 mm . La fotografía indica la forma de la burbuja a diferentes tiempos (Scheid, et al., 2004).

Coalescencia y ruptura de burbujas

El término coalescencia hace referencia a la unión de dos dominios de fases con la misma composición en un dominio mayor. Una burbuja puede ser considerada como un dominio la cual al unirse a otra burbuja forman un dominio mayor. La misma situación puede aplicarse a gotitas de un compuesto (Levenspiel, 2001).

La coalescencia de burbujas ha sido estudiada tanto teórica como experimentalmente para dos burbujas consecutivas, cadenas de burbujas y para enjambres de burbujas. Basado en las observaciones realizadas en la mayoría de estos estudios, la coalescencia de un par de burbujas con una estela toroidal estable procede en los siguientes pasos (Fan & Tsuchiya, 1990):

- i. Alineación vertical de dos burbujas a lo largo del mismo eje; una burbuja alcanza a otra;
- ii. Aceleración y alargamiento de una burbuja (la burbuja alcanzada);
- iii. La burbuja rebasa a la burbuja alcanzada; y
- iv. Ruptura de la película delgada de líquido que separa las dos burbujas. Unión de ambas burbujas.

El término ruptura simplemente hace referencia a la separación de una burbuja grande en burbujas más pequeñas.

Algunos autores como (Lucas *et al.*, 2004), han realizado experimentos para describir y diferenciar estos fenómenos en tubos con agua, inyectando burbujas pequeñas de aire desde el fondo.

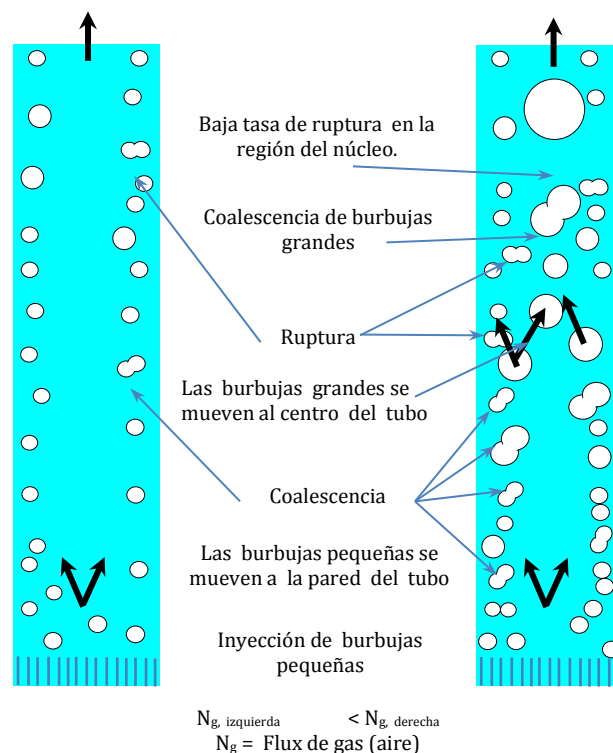


Figura 3-23. Desarrollo de patrones de flujo para diferentes flujos de gas (velocidad superficial). Se inyectaron burbujas pequeñas en ambos casos. Para bajos flujos de gas (izquierda) se establece un equilibrio entre la ruptura y coalescencia permitiendo un flujo burbujeante estable. Para altos flujos de gas, se da la coalescencia de burbujas grandes en el centro del tubo. Adaptado de Lucas *et al.* (Lucas, Krepper, & H.-M., 2004).

Numerosos experimentos se ha realizado tanto en líquidos puros, como en líquidos con impurezas (contaminados) y se ha encontrado que el comportamiento de la elevación de las burbujas es distinto (Wesselingh, 1987). Para diferentes tamaños de burbuja (adimensional), la velocidad (adimensional) es mayor en líquido puro que en líquidos contaminados. En la Figura 3-24 se esquematiza este comportamiento.

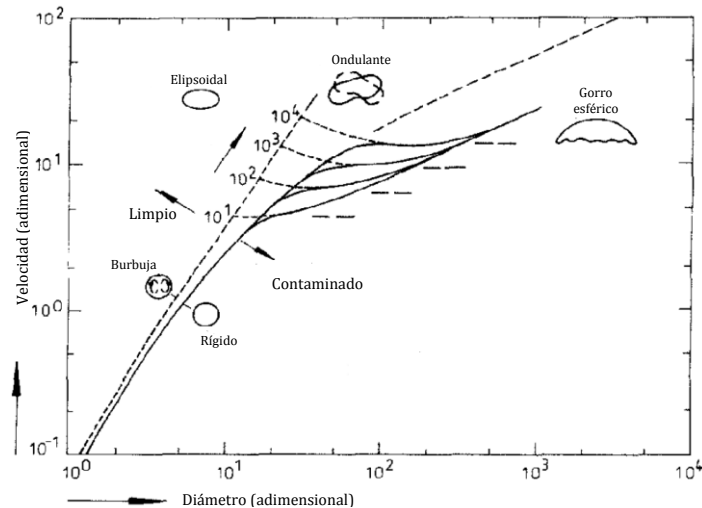


Figura 3-24. Velocidad de burbujas y gotas en un líquido. La fase dispersa es la menos viscosa. Adaptado de Wesselingh (1987).

3.5.2 Disipación de la energía en dispositivos airlift

La energía es disipada en los dispositivos de burbujeo por dos mecanismos: fricción con la pared y disipación asociada a la burbuja. El modelo de *estela de burbuja* muestra que la distorsión producida sobre el flujo del líquido por la presencia de burbuja de gas es trasladado tanto a efectos turbulentos y laminares (Merchuck & Berzin, 1995). Según este modelo y los datos experimentales, la velocidad de un elemento de líquido que se aproxima a la burbuja por su parte delantera incrementa sensiblemente su velocidad por encima de la de un elemento sin perturbaciones. Esto crea un gradiente de velocidad cerca de la superficie de la burbuja, similar al gradiente cerca de las paredes del recipiente que lo contiene. El área de las burbujas presentes en un reactor es generalmente de un orden de magnitud mayor que el área de las paredes, por lo que las burbujas se convierten en la fuente principal de *cizallamiento laminar* en el reactor. (Merchuck & Berzin, 1995).

Por otra parte los datos del modelo de estela de burbuja muestran que la estela adjunta a la parte trasera de la burbuja puede ser considerada como un fluido perfectamente mezclado. Esto implica movimientos caóticos de líquido detrás de la burbuja (Fan & Tsuchiya, 1990). Estos movimientos caóticos del líquido pueden ser considerados el principal factor de disipación de energía en el reactor. Toda la energía se disipa finalmente en el líquido, ya sea en la masa, cerca de la interfase gas-líquido o cerca de las paredes (Merchuck & Berzin, 1995).

3.5.3 Modelo termodinámico para energía de disipación

De acuerdo a Merchuck y Berzin, el modelo matemático que representa a un dispositivo la distribución de energía airlift está basado en las siguientes condiciones (Merchuck & Berzin, 1995):

- i. Se asume comportamiento de gas ideal. El trabajo hecho por el gas sobre el líquido (y viceversa) puede ser expresado como una expansión isotérmica de burbujas.
- ii. La energía de disipación en el interior de la fase gas es despreciable.
- iii. El reactor puede ser representado por cuatro regiones: región de ascenso, región de separación de gas, región de descenso y fondo.
- iv. La energía es disipada por fricción cerca de la interfase líquido-gas y en el grueso del líquido.
- v. La temperatura del líquido puede ser considerada constante.
- vi. Los cambios de energía cinética son despreciables.
- vii. La energía potencial del gas es despreciable.

Tomando en cuenta estas suposiciones, el balance general de energía parte del siguiente planteamiento:

$$\Delta(PQ) = \Delta E_p + E_D = W_s \quad (3-47)$$

Donde el primer término (ΔPQ) representa el flujo de trabajo perdido por el sistema considerado, el segundo término (ΔE_p) representa la tasa de energía potencial disipada por el sistema, (E_D) es la energía disipada por unidad de tiempo y W_s es el trabajo de flecha hecho en los alrededores del sistema en consideración. En este caso es el trabajo realizado por el compresor de aire (Merchuck & Berzin, 1995).

Después de aplicar un balance similar para cada una de las zonas indicadas en la Figura 3-25 en el fondo (punto s) y superficie (punto d), tenemos la siguiente ecuación:

$$E_D = Q_g P_d \ln \frac{P_d}{P_s} \quad (3-48)$$

Donde,

E_D = Energía disipada por el sistema, W

Q_g = Flujo de gas suministrado en el sistema, m³/s

P_d = Presión de descarga en el punto de inyección de aire, Pa

P_s = Presión en la superficie del líquido

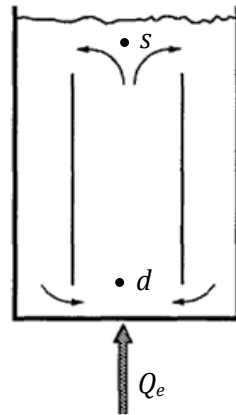


Figura 3-25. Representación esquemática de un dispositivo airlift de tubo concéntrico.

3.6 Reactores airlift

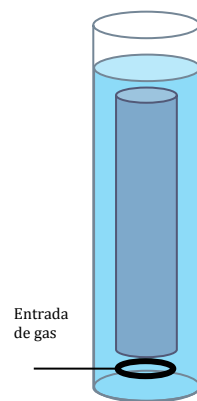
En las secciones anteriores se ha dado una introducción y una descripción general de algunos dispositivos airlift. Una aplicación muy importante de estos dispositivos, es la de funcionar como reactores. Los *reactores de airlift* han llamado mucho la atención en la industria química y la biotecnología debido a sus características hidrodinámicas, especialmente sus tasas de circulación de líquido fácilmente controlables (Gavrilescu & Tudose, 1997).

3.6.1 Variantes

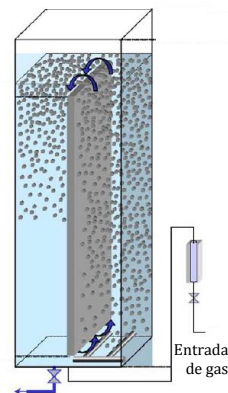
De acuerdo con la bibliografía, una clasificación de estos dispositivos está basada en los siguientes aspectos:

Geometría

Se han empleado comúnmente recipientes para contener el líquido con forma de prisma rectangular, prisma cuadrangular o cilindro.



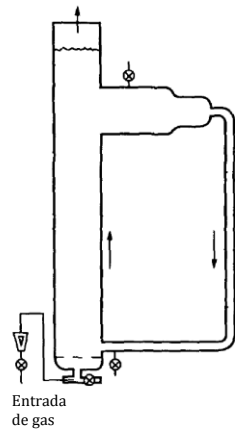
Cilíndrico; Al-Dahhan *et al.*, 2008)



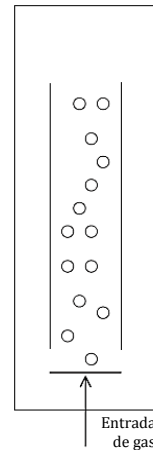
Cuadrado; Courvet *et al.* 2003.

Circuito de circulación de líquido

El líquido que circula puede hacerlo dentro del mismo recipiente o por un conducto exterior conectado también al mismo recipiente.



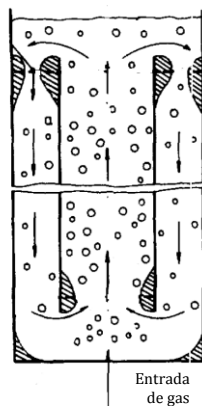
Exterior; Snape, *et al.* 1995



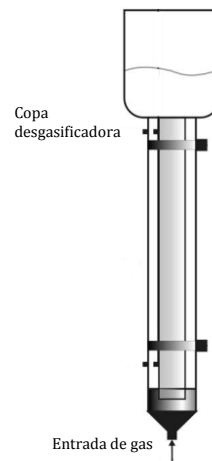
Interior; Fu *et al.* 2004

Zona de desgasificación

La sección donde se desprende el gas del líquido (interfase líquido-aire) puede ser simplemente la superficie del líquido limitada por el área del recipiente, o adicionalmente implementar una salida con un área mayor para mejorar la salida del gas.



Simple (Gavrilescu & Tudose, 1997)



En copa, Blažej *et al.*

El difusor de aire también ha sido objeto de experimentación tanto por la distribución de aire como por el tamaño de burbuja. Se han utilizado diferentes formas del difusor y diversos tamaños de orificio. Autores como (Šimčík *et al.*, 2011) han realizado experimentación con difusores tipo plato, en cambio otros como Fu *et al.* (Fu *et al.*, 2004) han utilizado difusores en forma de dona delgada con orificios.

Algunos otros implementos interiores se han colocado en el reactor para verificar algún comportamiento en particular, tales como mamparas internas divisorias: tubo de arrastre, placas deflectoras, etc. Por ejemplo Fu *et al.* 2004 han colocado tubos de arrastre con diferentes características como un tubo de arrastre sólido o con pared de red o no han colocado tubo de arrastre en sus experimentos.

3.6.2 Estudios experimentales

Una amplia gama de estudios experimentales de la hidrodinámica de dispositivos airlift se ha realizado en los últimos años. Luo & Al-Dahhan enlistan algunas investigaciones realizadas por otros autores sobre dispositivos airlift; estos estudios se enfocan principalmente a la medición de la retención de gas, la velocidad de circulación del líquido, tiempo de mezcla y distribución de tamaño de burbuja, principalmente para diversas geometrías, y técnicas de medición.

Tabla 3-4. Algunas investigaciones realizadas con dispositivos airlift.

Referencia	Tipo de reactor	VARIABLES MEDIDAS	Técnicas usadas para la medición
Merchuck y Stein (1981)	Columna con circulación externa	Velocidad de circulación del líquido	Medidor de flujo magnético
		Retención de gas	Presión diferencial
Weiland y Onken	Columna con circulación externa	Velocidad de circulación del líquido	Medidor de flujo magnético
		Tiempo de mezclado	Método para conductividad
		Coefficiente de dispersión	Trazadores
		Retención de gas	Presión diferencial
Bello et al. (1984, 1985)	Columna con circulación externa	Velocidad de circulación del líquido	Trazadores
	Columna con circulación interna	Retención de gas	Presión diferencial
Chisti y Moo-Young (1988)	Columna con circulación interna	Velocidad de circulación del líquido	Trazadores
	Cilindro dividido		

Referencia	Tipo de reactor	VARIABLES MEDIDAS	Técnicas usadas para la medición
Young et al. (1991)	Columna con circulación externa	Velocidad local del líquido	Anemómetro de película caliente
		Velocidad local del gas	Sensor de resistividad
		Retención local de gas	Densitómetro gamma
Merchuck et al. (1998)	Columna con circulación interna	Velocidad de circulación del líquido	Técnica Estímulo-respuesta
		Retención global de gas	Presión diferencial
Vial et al. (2002)	Columna con circulación externa	Velocidad de circulación del líquido	Técnica Estímulo-respuesta
		Retención global de gas	Presión diferencial
		Velocidad local del líquido	Láser Doppler
		Velocidad RMS	Anemómetro aerométrico
		Velocidad local del gas	Ultrasonido Doppler
		Retención local de gas	Sensor de fibra óptica
Zhang et al. (2002)	Columna con circulación interna	Retención de gas (global, zonas de ascenso, descenso)	Expansión de volumen y presión diferencial
		Velocidad circulación del líquido	Técnica Estímulo-respuesta
Baten et al. (2003)	Columna con circulación interna	Retención de gas	Presión diferencial
		Velocidad circulación del líquido	Técnica Estímulo-respuesta
Klein et al. (2003)	Columna con circulación interna	Retención de gas (zonas de ascenso, descenso)	Presión diferencial
		Velocidad circulación del líquido	Método de trazador magnético
Nakao et al. (2003)	Columna con circulación externa	Velocidad circulación del líquido	Tubo Pitot
Lo y Hwang (2003)	Columna con circulación interna	Dinámica de burbujas (retención de gas, velocidad de gas, distribución de tamaño de burbuja)	Sensores resistividad eléctrica dual
Wu y Merchuck (2003)	Columna con circulación interna	Velocidad de circulación del líquido	Técnica PIV

3.6.3 Modelos para representar la dinámica de fluidos en un dispositivo airlift

Varias publicaciones recientes han establecido el potencial de la dinámica de fluidos computacional (CFD) para describir la hidrodinámica de columnas de burbujas. Una ventaja importante de la aproximación por CFD es que la geometría de la columna y los efectos de escalamientos se contabilizan automáticamente (van Baten *et al.*, 2003).

Se conocen esencialmente dos enfoques básicos para la simulación de la dinámica de fluidos de los sistemas de gas-líquido de dos fases. El primero es un enfoque en el que tanto el movimiento de la fase líquida y la fase gaseosa se considera homogéneo. Esta aproximación de dos fluidos está considerada en la representación Euleriana y por lo tanto es referida como la *simulación de Euler-Euler*. El segundo enfoque trata sólo el movimiento de la fase líquida en una representación Euleriana y calcula el movimiento de los elementos en fase gaseosa dispersados en una forma Lagrangiana mediante su seguimiento de forma individual en su camino a través de todo el líquido. Este enfoque se ha denominado *representación de Euler-Lagrange* (P. Lestinsky, 2012).

El modelo de dos fluidos de Euler-Euler es el modelo macroscópico básico para el flujo de fluido de dos fases. La derivación de las ecuaciones de este modelo comienza con la suposición de que las dos fases se pueden describir como continuas, gobernadas por las ecuaciones diferenciales parciales de mecanismo continuo. Las fases están separadas por una interfase, que se asume como la superficie del líquido. En la interfase, puede ser formulada la condición para la conservación de la masa y de la cantidad de movimiento. El flujo burbujeante es la simplificación del modelo de flujo de dos fluidos con los siguientes supuestos (P. Lestinsky, 2012):

- ▶ La densidad del gas es insignificante en comparación con la densidad del líquido.
- ▶ El movimiento de las burbujas de gas con respecto a líquido se determina por el equilibrio entre el esfuerzo cortante y esfuerzo viscoso.
- ▶ Los campos de presiones son equivalentes para las dos fases.

La suma de la ecuación de cantidad de movimiento para las dos fases es el resultado de estos supuestos. Esta suma incluye la ecuación de *momentum* para la velocidad del líquido, la ecuación de continuidad y la ecuación de transporte para la *retención de gas* (P. Lestinsky, 2012).

Antes de continuar con el análisis descriptivo del modelo de flujo burbujeante conviene ahondar en su nivel de aplicación y sus alcances.

Los flujos encontrados en columnas de burbujeo (u otros dispositivos airlift) son inherentemente inestables (Sokolichin y Eigenberger, 1994) y muestran una amplia gama de escalas de tiempo y longitud, y como consecuencia directa, se ha adoptado un enfoque de *modelado multinivel* que consta de varios niveles (ver Figura 3-26) cada una con su propio punto fuerte particular de aplicación (van Sint Annaland *et al.*, 2004).

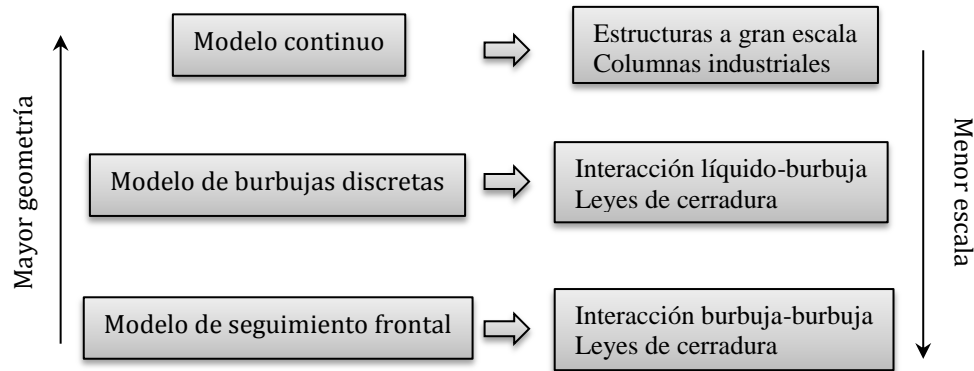


Figura 3-26. Enfoque multi-nivel para el modelado de flujo bifásico gas-líquido disperso. Para cada nivel de modelado se indica la zona de aplicación típica.

Reformulación y modificación de las ecuaciones de movimiento

A fin de incluir y tener en cuenta el efecto de la turbulencia en un campo de flujo, las ecuaciones de movimiento son modificadas y corregidas por los modelos de turbulencia. Para este propósito, hay dos aproximaciones para reformular las ecuaciones de Navier-Stokes. Las ecuaciones resultantes son conocidas como ecuaciones de Navier-Stokes Reynolds-promediado (**RANS**, en inglés) y ecuaciones de Navier-Stokes Favre-promediado (FANS, en inglés) (Hoffman & Chiang, 2000). Las ecuaciones RANS son descritas en la sección 3.3.2.

Hay cinco modelos RANS para turbulencia que pueden utilizarse en CFD. Todos estos modelos aumentan las ecuaciones de Navier-Stokes con un término de viscosidad turbulenta adicional, pero difieren en la forma en que se calculan. Los programas de CFD hacen uso de alguna de estos modelos según la aplicación específica (Frei, 2013).

Spalart-Allmaras

El modelo Spalart-Allmaras añade una variable adicional para una *viscosidad de Spalart-Allmaras* (viscosidad de remolinos), no utiliza funciones de pared y resuelve el campo de flujo entero. El modelo fue desarrollado originalmente para aplicaciones aerodinámicas y es ventajoso en que resuelve para una sola una única variable adicional. Esto provee un menor costo computacional que otros modelos que resuelven el campo de flujo en la zona de amortiguamiento. Su ventaja es que es muy estable y muestra una buena convergencia. La experiencia demuestra que este modelo no calcula con precisión campos que exhiben esfuerzos cortantes, flujos separados, o turbulencia en decaimiento (Frei, 2013).

Modelo $\kappa - \epsilon$

El modelo kappa-épsilon resuelve para dos variables: kappa (κ); o energía cinética turbulenta, y épsilon (ϵ); o tasa de disipación de la energía cinética (Hoffman & Chiang, 2000):

$$\kappa = \frac{1}{2} [\overline{u'^2} + \overline{v'^2} + \overline{w'^2}] \quad (3-49)$$

$$\varepsilon = \mu_T \overline{\left(\frac{\partial u'_i}{\partial x_j} \right) \left(\frac{\partial u'_i}{\partial x_j} \right)} \quad (3-50)$$

Donde μ_T es la viscosidad turbulenta definida como:

$$\mu_T = \frac{C_\mu \kappa^2}{\varepsilon} \quad (3-51)$$

Donde precisamente κ es una entidad de turbulencia que es función de la posición y el tiempo, esto es $\kappa(x, t)$. En la ecuación (3-64) se muestra la ecuación de transporte para κ .

Por otro lado ε también puede ser vista como una cantidad que representa la tasa de flujo de energía que se disipa en cascada desde los remolinos grandes (macroescala) hasta remolinos pequeños (microescala). En la ecuación (3-65) se muestra la ecuación de transporte para ε . Por último, C_μ es una constante con valor 0.09 (Pope, 2000), más adelante se hará nuevamente mención de esta constante.

El modelo $\kappa - \varepsilon$ es muy popular para aplicaciones industriales debido a su buena velocidad de convergencia y los requisitos relativamente bajos de memoria. No es muy exacto al calcular con mucha precisión los campos de flujo que presentan grandes gradientes de presión, la pronunciada curvatura del flujo, o un flujo de chorro. Tampoco funciona bien para los problemas de flujo externos alrededor de geometrías complejas (Frei, 2013).

Modelo $\kappa - \omega$

El modelo $\kappa - \omega$ es similar al $\kappa - \varepsilon$, pero en cambio, resuelve para omega (ω) – que es la tasa específica de disipación de la energía cinética. También utiliza funciones de pared y por lo tanto tiene requisitos de memoria comparables. Tiene más dificultad de converger y es muy sensible a la suposición inicial de la solución. Por lo tanto, el modelo $\kappa - \varepsilon$ se utiliza a menudo para encontrar primero una condición inicial para resolver el modelo $\kappa - \omega$. El modelo $\kappa - \omega$ es útil en muchos casos en los que el modelo $\kappa - \varepsilon$ no es exacto, como flujos internos, las corrientes que presentan curvatura fuerte, flujos separados, y chorros. Un buen ejemplo de flujo interno es el flujo a través de un codo en una tubería (Frei, 2013).

$\kappa - \varepsilon$ para bajo Número de Reynolds

El número $\kappa - \varepsilon$ Reynolds bajo es similar al modelo $\kappa - \varepsilon$ pero no usa las funciones de pared; que resuelve el flujo en todas partes. Es una extensión lógica a $\kappa - \varepsilon$ y comparte muchas de sus ventajas, pero utiliza más memoria. A menudo es aconsejable utilizar el $\kappa - \varepsilon$ para calcular primero una buena condición inicial para resolver el número de modelo $\kappa - \varepsilon$ para Reynolds bajo. Puesto que no utiliza funciones de pared, las fuerzas de elevación y arrastre y flujo de calor se puede modelar con mayor precisión (Frei, 2013).

Transporte de esfuerzo cortante

Finalmente, el modelo de transporte de esfuerzo cortante es una combinación del modelo $\kappa - \varepsilon$ en la corriente libre y el modelo $\kappa - \omega$ cerca de las paredes. No utiliza las funciones de pared y tiende a ser más precisa cuando la solución del flujo está cerca de la pared. El modelo de transporte de esfuerzo cortante no siempre converge a la solución rápidamente, por lo que los modelos de k - ε o k - ω suelen resolverse primero en darle buenas condiciones iniciales (Frei, 2013).

Modelos de flujo burbujeante en CFD

Un modelo desarrollado para describir la física de un problema es llamado *modelo conceptual*.

Un modelo conceptual para flujo turbulento puede ser desarrollado basado en observaciones experimentales, y complementado con observaciones numéricas. En este momento todavía hay muchos aspectos del flujo turbulento que son pobremente entendidos. Como resultado, es clara la necesidad de mejorar los modelos conceptuales propuestos. Más aún, debido a la incertidumbre y la falta de un claro entendimiento e interpretación de los datos disponibles, hay diferentes, y en ocasiones, contradictorias explicaciones de los eventos relacionados con la turbulencia. Con esto en mente, es claro que muchos modelos conceptuales para flujo turbulento pueden ser o haber sido propuestos. Estos modelos son actualizados y obtenemos mayor entendimiento sobre los flujos turbulentos, lo que eventualmente convergerá en un modelo más ampliamente aceptado (Hoffman & Chiang, 2000).

La mayoría de aplicaciones de fluidos involucran turbulencia. Todos los días experiencias tales como flujo de fluido en una tubería, flujo sobre el ala de un avión, flujo de proceso en la combustión, rociado de pintura, etc. En algunas aplicaciones es ventajoso promover la turbulencia a fin de conseguir certeza en metas de diseño (Hoffman & Chiang, 2000).

Como se describió en la sección 'Escala de turbulencia', pág. 46, es útil pensar que un flujo turbulento consiste de una cascada de remolinos, más específicamente una cascada de desde grandes a pequeños remolinos. La energía cinética impartida al agua a través de una acción física (una bomba, un mezclador, cayendo sobre un vertedero, etc.) imparte un gran impulso a segmentos de agua, creando los remolinos grandes que se mueven en una dirección congruente con la fuerza motriz; sin embargo, la estructura del agua es tal que, ya que estos grandes remolinos al moverse alrededor, transfieren su energía inmediatamente a remolinos más pequeños. Una vez que los remolinos se vuelven lo suficientemente pequeños, las fuerzas de inercia son superadas por la naturaleza viscosa de agua y no pueden ser más pequeños (Crittenden *et al.*, 2012).

La turbulencia inmediata resultante del movimiento inducido por un dispositivo es *anisotrópica* (la energía de movimiento es en una dirección u otra), pero una vez que esta energía ha sido transmitida a los remolinos más pequeños, la turbulencia se convierte isotrópica (energía de movimiento es igual en todas las direcciones).

Por ejemplo, los gradientes de velocidad necesarios para la floculación de partículas en el agua están presentes tanto turbulencia anisotrópica como la isotrópica, pero el esfuerzo cortante a gran escala, responsable de la ruptura del floc, mayormente se encuentran en el flujo anisotrópico (Crittenden *et al.*, 2012).

En programas de CFD como *COMSOL Multiphysics* hay un modo de aplicación de flujo burbujeante, que rastrea la concentración de fase promediada en lugar de cada burbuja en detalle, y por lo tanto es muy adecuado para modelar el flujo. Puede acoplarse fácilmente el modelo de flujo multifásico con una ecuación de transporte de masa para modelar el transporte de gas disuelto en el líquido.

Se describen a continuación las ecuaciones utilizadas por COMSOL para modelar un flujo burbujeante, haciendo referencia a aquellas otras que complementan y sustentan este modelo.

El modo de aplicación de flujo burbujeante hace que sea fácil de configurar un modelo de flujo bifásico para la elevación de burbujas de gas a través de un líquido. El modelo se resuelve para la velocidad del líquido, la presión, y la fracción volumen de la fase de gas (COMSOL AB, 2008).

Transferencia de momentum

El balance del momentum para un fluido en movimiento en el dispositivo airlift es parte lo siguiente planteamiento general (Bird, E., & Lightfoot, 2006):

$$\left(\begin{array}{c} \text{Velocidad de} \\ \text{incremento del} \\ \text{momentum} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{Velocidad de} \\ \text{entrada del} \\ \text{momentum} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Velocidad de} \\ \text{salida del} \\ \text{momentum} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Fuerza externa} \\ \text{sobre el fluido} \end{array} \right)$$

La ecuación de transporte de momentum para la mezcla es

$$\phi_l \rho_l \frac{\partial \mathbf{u}_l}{\partial t} + \phi_l \rho_l \mathbf{u}_l \cdot \nabla \mathbf{u}_l = -\nabla p + \nabla \cdot [\phi_l \mu_l (\nabla \mathbf{u}_l + \nabla \mathbf{u}_l^\dagger)] + \phi_l \rho_l \mathbf{g} \quad (3-52)$$

Donde ϕ_l denota la fracción volumen de la fase líquida (m^3/m^3), ρ_l es la densidad del líquido (kg/m^3), \mathbf{u}_l es la velocidad de la fase líquida (m/s), p es la presión (Pa), μ_l es la viscosidad dinámica del líquido ($\text{Pa} \cdot \text{s}$) y \mathbf{g} es el vector de la gravedad (m/s^2) (COMSOL AB, 2008).

En términos físicos, el primer término de la ecuación (3-52) representa el cambio de momentum respecto al tiempo, que representa si el movimiento del fluido ocurre en régimen estacionario o transitorio.

El caudal volumétrico que fluye por el dispositivo airlift lleva consigo cierto momentum $\rho \mathbf{u}$ por volumen unitario (Bird *et al.*, 2006). En realidad, la suma de los términos $\rho_l \mathbf{u}_l \cdot \nabla \mathbf{u}_l$ (densidad de flujo de momentum convectivo), $-\nabla p$ y $\nabla \cdot [\phi_l \mu_l (\nabla \mathbf{u}_l + \nabla \mathbf{u}_l^\dagger)]$ (flujo de momentum molecular) forman un tensor llamado densidad de flujo de momentum combinado, Ψ el cual describe el transporte de momentum en todo el fluido del sistema.

Nótese todos los términos excepto el término de presión dependen de la fracción de líquido contenido en el dispositivo airlift.

Conservación de masa

Por otra parte, para bajas concentraciones de gas, el modo de aplicación de COMSOL se aproxima a la ecuación de conservación de la masa a partir del siguiente planteamiento:

$$\left(\begin{array}{c} \text{Incremento de} \\ \text{materia en el} \\ \text{sistema} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{Velocidad de} \\ \text{entrada de} \\ \text{materia} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Velocidad de} \\ \text{salida de} \\ \text{materia} \end{array} \right)$$

De forma similar al resultado obtenido en la ecuación (3-40)

O bien,

$$\frac{\partial \rho_l}{\partial t} = -(\nabla \cdot \rho_l \mathbf{u}_l) \quad (3-53)$$

Assumiendo densidad constante del fluido se tiene que:

$$\nabla \cdot \mathbf{u}_l = 0 \quad (3-54)$$

Físicamente representa que se el fluido que circula por el dispositivo airlift es incompresible (Bird *et al.*, 2006).

Transporte de la fase gaseosa

Para el transporte en fase gaseosa, el modo de aplicación de COMSOL resuelve la ecuación:

$$\frac{\partial \rho_g \phi_g}{\partial t} + \nabla \cdot (\phi_g \rho_g \mathbf{u}_g) = -m_{gl} \quad (3-55)$$

Donde \mathbf{u}_g es la velocidad de la fase gas (m/s), ρ_g es la densidad del gas (kg/m³), ϕ_g es la fracción volumen del gas (m³/m³) y m_{gl} es la tasa de transferencia de masa del gas al líquido (kg/m³ · s). La ecuación tiene un término de cambio de flujo de gas respecto al tiempo y otro de flujo neto de gas, referidos a la tasa de transferencia de gas hacia el líquido.

La densidad del gas se calcula a partir de la ley de los gases ideales:

$$\rho_g = \frac{(p + p_{ref})M}{RT} \quad (3-56)$$

Donde M es la masa molecular del gas (kg/mol), R denota la constante de gas ideal (8.31 J/(mol · K)) p_{ref} es una presión de referencia (1 · 10⁵ Pa) y T es la temperatura (K).

Fracción gas y fracción líquida

La relación entre el volumen de la fracción gas y el volumen de la fracción líquida contenidos en el dispositivo airlift es calculada con:

$$\phi_l = 1 - \phi_g \quad (3-57)$$

Velocidad del gas

La velocidad del gas es calculada mediante la siguiente expresión:

$$\mathbf{u}_g = \mathbf{u}_l + \mathbf{u}_{\text{slip}} \quad (3-58)$$

Donde \mathbf{u}_{slip} es el vector de la velocidad relativa entre el gas y el líquido (velocidad de deslizamiento).

Para las burbujas subiendo a través de un líquido, debido a la flotabilidad, es asumir que las fuerzas de presión equilibran aproximadamente a las fuerzas de arrastre viscoso en una burbuja de gas. La velocidad relativa entre las dos fases, se puede determinar a partir de la relación:

$$\frac{3}{4} \frac{C_d}{d_e} \rho_l |\mathbf{u}_{\text{slip}}| \mathbf{u}_{\text{slip}} = -\nabla p \quad (3-59)$$

Existen otras expresiones para la velocidad de deslizamiento \mathbf{u}_{slip} como la mencionada por van Baten *et al.* (van Baten, Ellenberger, & Krishna, 2003);

$$\mathbf{u}_{\text{slip}} = \sqrt{\frac{(\rho_l - \rho_g)}{3/4(C_d/d_e)\rho_l}} \quad (3-60)$$

Válida solo cuando la burbuja se eleva en la quietud del líquido, por ejemplo al comienzo de la inyección de gas.

En ambos casos, C_d es el coeficiente de arrastre (adimensional) y d_e es el diámetro equivalente de la burbuja (m). Para grandes burbujas de gas en agua ($d_e > 2 \text{ mm}$), una expresión empírica para el coeficiente de arrastre es:

$$C_d = \frac{0.622}{\frac{1}{E\ddot{o}} + 0.235} \quad (3-61)$$

Donde el Número de Eötvös se definió en la ecuación (3-45).

Roy *et al.* 2006 han utilizado la siguiente expresión:

$$C_d = 0.44 + \frac{24}{Re} + \frac{6}{1 + \sqrt{Re}} \quad (3-62)$$

El modelo de deslizamiento definido por las ecuaciones (3-45), (3-60) y (3-61) está disponible como uno de los modelos de deslizamiento predefinidos en el modo de aplicación de COMSOL. Sólo tiene que dar valores de los parámetros físicos de la gravedad, la densidad, el diámetro de la burbuja y el coeficiente de tensión superficial. A partir de estos valores, el modo de aplicación calcula automáticamente la velocidad de deslizamiento \mathbf{u}_{slip} .

Modelo de Turbulencia

Para flujos turbulentos, se puede utilizar el modelo de turbulencia $\kappa - \varepsilon$ y resolver para el campo de velocidad promedio (descrito en la sección 3.3.2. Turbulencia). El modelo de turbulencia representativo para los flujos burbujeantes es similar al modelo de turbulencia $\kappa - \varepsilon$ para una sola fase. Sin embargo, existen términos de origen adicionales con el fin de dar cuenta de la producción extra de turbulencia debido al movimiento relativo entre las burbujas de gas y el líquido. El planteamiento general del balance es:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Tasa de cambio} \\ \text{de } \kappa \text{ o } \varepsilon \\ \text{respecto al} \\ \text{tiempo y la} \\ \text{posición} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Transporte} \\ \text{de } \kappa \text{ por} \\ \text{convección} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Transporte de} \\ \kappa \text{ o } \varepsilon \text{ por} \\ \text{difusión} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Producción de} \\ \kappa \text{ o } \varepsilon \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Tasa de} \\ \text{disipación de} \\ \kappa \text{ o } \varepsilon \end{array} \right]$$

Cuando se utiliza el modelo de turbulencia $\kappa - \varepsilon$, COMSOL Multiphysics añade una viscosidad turbulenta a la viscosidad física en la ecuación de transporte de momento. La viscosidad turbulenta se modela por

$$\mu_T = \rho_l C_\mu \frac{\kappa^2}{\varepsilon} \quad (3-63)$$

Donde C_μ es una constante del modelo. Algunos valores de la constante C_μ utilizados por algunos autores se muestran en la Tabla 3-5.

La ecuación de transporte para la energía cinética turbulenta κ es

$$\rho_l \frac{\partial \kappa}{\partial t} - \nabla \cdot \left[\left(\mu_l + \frac{\mu_T}{\sigma_\kappa} \right) \nabla \kappa \right] + \rho_l \mathbf{u}_l \cdot \nabla \kappa = \frac{1}{2} \mu_T (\nabla \mathbf{u}_l + \nabla \mathbf{u}_l^\dagger)^2 - \rho_l \varepsilon + S_\kappa \quad (3-64)$$

Y la evolución de la disipación turbulenta de la energía ε se rige por:

$$\rho_l \frac{\partial \varepsilon}{\partial t} - \nabla \cdot \left[\left(\mu_l + \frac{\mu_T}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon \right] + \rho_l \mathbf{u}_l \cdot \nabla \varepsilon = \frac{1}{2} C_{\varepsilon 1} \frac{\varepsilon}{\kappa} \mu_T (\nabla \mathbf{u}_l + \nabla \mathbf{u}_l^\dagger)^2 - \rho_l C_{\varepsilon 2} \frac{\varepsilon^2}{\kappa} + \frac{\varepsilon}{\kappa} C_\varepsilon S_\kappa \quad (3-65)$$

El término S_κ representa la turbulencia inducida por la burbuja y viene dada por

$$S_\kappa = -C_\kappa \phi_g \nabla p \cdot \mathbf{u}_{\text{slip}} \quad (3-66)$$

Para el campo de velocidad de la fase gas, se añade una velocidad de arrastre:

$$\mathbf{u}_g = \mathbf{u}_l + \mathbf{u}_{\text{slip}} + \mathbf{u}_{\text{drift}} \quad (3-67)$$

Donde,

$$\mathbf{u}_{\text{drift}} = -\frac{\eta_T}{\rho_l} \frac{\nabla \phi_g}{\phi_g} \quad (3-68)$$

En el modo de aplicación de flujo burbujeante, puede fácilmente activarse o desactivarse el modelo de turbulencia $\kappa - \varepsilon$, ya sea con o sin el término de turbulencia de burbuja inducida S_κ .

Las constantes para flujo turbulento que normalmente utilizan para modelado por CFD varían ligeramente entre diferentes autores que han experimentado con flujos turbulentos burbujeantes, o en los valores predefinidos en los programas de CFD como se aprecia en la Tabla 3-5.

Tabla 3-5. Valores utilizados por diversos autores para las constantes del modelo de turbulencia $\kappa - \varepsilon$

Parámetro	Descripción	COMSOL (2008)	Hoffman y Chiang (2000)	van Baten <i>et. al</i> (2003)	Roy <i>et al.</i> (2006)	Launder y Sharma (2000)
C_μ	Constante de viscosidad-turbulencia	0.09	0.09	0.09	0.09	0.09
$C_{\varepsilon 1}$	Constante para el modelo ε	1.44	1.81	1.44	1.44	1.44
$C_{\varepsilon 2}$	Constante para el modelo ε	1.92	2.0	1.92	1.92	1.92
σ_κ	Número turbulento de Prandtl	1	2.0	1.0	1.0	1.0
σ_ε	Número turbulento de Prandtl para disipación	1.3	3.0	1.3	1.0	1.3

Disolución de gas

El modo de aplicación calcula la tasa de transferencia de masa del gas de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$m_{gl} = k \left(\frac{p + p_{ref}}{H} - c \right) Ma \quad (3-69)$$

Donde

$$a = (4n_b\pi)^{1/3} (3\phi_g)^{2/3} \quad (3-70)$$

En las ecuaciones, k representa el coeficiente de transferencia de masa (m/s), H representa la constante de Henry (Pa m³/mol), c la concentración de gas disuelto en el líquido (mol/m³), M la masa molecular (kg/mol), y a el área interfacial por unidad de volumen (m²/m³). El área interfacial por unidad de volumen depende de la fracción de volumen de gas, pero también del número de burbujas por unidad de volumen, n_b (1/m³). Si se selecciona el modelo de la teoría de doble capa, el modo de aplicación también resuelve para n_b de forma automática. Se asume que las burbujas no pueden dividir o combinar, mientras que el tamaño de cada burbuja puede variar:

$$\frac{\partial n_b}{\partial t} + \nabla \cdot (n_b \mathbf{u}_g) = 0 \quad (3-71)$$

La ecuación de transporte para el gas disuelto es

$$\frac{\partial c}{\partial t} + \nabla c \cdot \mathbf{u}_1 = \nabla \cdot (D \nabla c) + \frac{m_{gl}}{M} \quad (3-72)$$

Donde D es el coeficiente de difusión (m^2/s).

Cuando se utiliza un modelo de turbulencia para el campo de flujo, el coeficiente de difusión es:

$$D = \frac{\mu_T}{\rho_1} \quad (3-73)$$

3.6.4 Los dispositivos airlift como reactores

Los dispositivos airlift descritos en las secciones anteriores han sido objeto de estudio para su aplicación como reactores. Los reactores airlift han sido ampliamente utilizados en la industria química, petroquímica y en la industria de bioprocesos; como la fermentación y tratamiento de aguas residuales. Recientemente muchos investigadores han también recomendado su uso para fotobiorreactores para cultivo de microalgas y cianobacterias (Luo & Al-Dahhan, 2008).

El reactor es el corazón de los procesos químicos, donde las reacciones químicas son llevadas a cabo para transformar los reactivos en productos (Towler & Sinnott, 2013). Dentro de la amplia variedad de reactores que pueden encontrarse, suelen clasificarse en dos grandes grupos: reactores de flujo pistón o reactor perfectamente mezclado.

Los reactores airlift aplicados a la formación de un precipitado químico pueden ser considerados como reactores trifásicos completamente mezclados. Es relativamente sencillo burbujear gas en la fase sólida-líquida. A altas tasas de burbujeo, la presencia de burbujas de gas ayuda al mezclado reduciendo la necesidad de agitación externa. Esto es utilizado en reactores de circuito externo o reactores con tubo de arrastre. La diferencia de densidad entre la zona de ascenso de burbujas y la zona de descenso de líquido crea un gradiente hidráulico que causa la circulación del líquido Tanto en reactores con circuito externo como con tubo de arrastre utilizan el mismo concepto (Towler & Sinnott, 2013).

El análisis de los reactores airlift para evaluar su aplicabilidad en cierta reacción química conlleva la determinación de algunas variables, indicadas en la sección 3.6.2, la cual ha sido llevada a cabo por diversos investigadores.

De acuerdo con van Baten *et al.*, para el diseño de reactores airlift es necesario conocer la fracción de gas retenida, y las velocidades en la zona ascendente y descendente. En particular, las velocidades del líquido en las zonas ascendente y descendente son muy dependientes de las pérdidas por fricción que son a su vez dependientes de la geometría y condiciones de operación.

La verificación del patrón de flujo en el reactor puede hacerse mediante la aplicación de *trazadores*. Estas sustancias no se degradan, no reaccionan y pueden cuantificarse fácilmente.

Es importante esperar que el reactor adquiera un régimen estacionario para la aplicación de estos trazadores (Crittenden *et al.*, 2012).

El empleo de trazadores en reactores continuos de tanque agitado (CSTR) es comúnmente utilizado. Existen estudios de aplicación de trazadores en reactores airlift como los realizados por Gavrilescu y Tudose (Gavrilescu & Tudose, 1999). Al inyectar un pulso de trazador en la línea de alimentación al reactor (influyente), este trazador se distribuirá por todo el volumen de reactor.

El pulso o *función pulso* consiste en la adición de cierto volumen de trazador en el reactor con líquido mezclado y poder determinar el tiempo de residencia.

Debe considerarse que el mezclado en dos escalas afecta dramáticamente la eficiencia del reactor. En una microescala (<500 μm) hay atención sobre el mezclado de los reactivos en la entrada tal que hay una concentración uniforme de los reactivos entrando al reactor. En una macroescala hay atención en cuánto tiempo los diferentes elementos del fluido permanecen en el reactor.

En general, tres ideas o conceptos básicos se utilizan para caracterizar y modelar reactores no ideales, como los reactores airlift:

- ▶ La distribución de los tiempos de permanencia en el sistema;
- ▶ La calidad de la mezcla;
- ▶ El modelo utilizado para describir al sistema

Un modelo completo de un reactor airlift requeriría vectores de velocidad en cada punto de la sistema, tanto fase gas como fase líquida. Esta información no siempre está disponible debido a la complicada la naturaleza de la dinámica de fluidos en flujo de dos fases y por el hecho de que la solución de este modelo necesita esfuerzos computacionales (Gavrilescu & Tudose, 1999).

3.6.5 Tiempo de residencia espacial

Es el tiempo que tarda un elemento diferencial de volumen del agua de alimentación en salir del volumen del reactor, esto es:

$$\theta = \frac{V}{Q} \quad (3-74)$$

Donde θ es el tiempo medio de residencia espacial en unidades de tiempo, V es el volumen del reactor, y Q es el flujo que se alimenta al reactor.

3.6.6 Distribución del tiempo de residencia

La *Distribución del Tiempo de Residencia* (DTR) de un reactor es una característica del patrón de flujo que se produce en la reactor, siendo una de las características más informativas del reactor. La DTR da información de qué tanto tiempo han estado los distintos elementos en el

reactor pero no dice nada sobre el intercambio de materia entre los componentes de fluido (Gavrilescu & Tudose, 1999). La DTR está definida como:

$$DTR = \frac{C_0 e^{-t/\theta}}{\int_0^{\infty} C_0 e^{-t/\theta} dt} \quad (3-75)$$

Puede aplicarse un cambio de variable a los límites de integración (0 y a ∞) y evaluar la integral impropia como un límite:

$$\int_0^{\infty} C_0 e^{-t/\theta} dt = \lim_{b \rightarrow \infty} \left(\int_0^b C_0 e^{-t/\theta} dt \right) \quad (3-76)$$

En el cual la integral puede evaluarse por sustitución:

$$\lim_{b \rightarrow \infty} \left(\int_0^b C_0 e^{-t/\theta} dt \right) = \lim_{b \rightarrow \infty} \left(-\theta C_0 \int_0^b e^u du \right) \quad (3-77)$$

Por lo tanto,

$$\lim_{b \rightarrow \infty} \left(\int_0^b C_0 e^{-t/\theta} dt \right) = -\tau C_0 \left[\lim_{b \rightarrow \infty} (e^{-b/\theta} - e^{-0/\theta}) \right] \quad (3-78)$$

$$\lim_{b \rightarrow \infty} \left(\int_0^b C_0 e^{-t/\theta} dt \right) = -\theta C_0 (0 - 1) \quad (3-79)$$

La integral impropia se reduce a,

$$\int_0^{\infty} C_0 e^{-t/\theta} dt = \theta C_0 \quad (3-80)$$

Al sustituir en la ecuación (3-75) la DTR resulta,

$$DTR = \frac{C_0 e^{-t/\theta}}{\theta C_0} = \frac{1}{\theta} e^{-t/\theta} \quad (3-81)$$

Esta ecuación es válida en condiciones de idealidad. Gavrilescu y Tudose (1999) han utilizado la función de distribución de tiempo de residencia $E(t)$ para caracterizar el patrón de flujo en reactores airlift de tubo concéntrico (Gavrilescu & Tudose, 1999). Las ecuaciones que han utilizado son:

$$\text{Caso continuo} \\ E(t_i) = \frac{C(t_i)}{\int_0^{\infty} C(t) dt} \quad (3-82)$$

$$\text{Caso discreto} \\ E(t_i) \cong \frac{C(t_i)}{\sum_{i=1}^n C(t_i) \Delta t_i} \quad (3-83)$$

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{\infty} t E(t) dt}{\int_0^{\infty} E(t) dt} \quad (3-84)$$

$$\bar{t} \cong \frac{\sum_{i=1}^n t_i C(t_i) \Delta t_i}{\sum_{i=1}^n C(t_i) \Delta t_i} \quad (3-85)$$

Donde,

$E(t_i)$ = Función de distribución de tiempo de residencia, s^{-1} o min^{-1} ,

\bar{t} = tiempo medio de residencia. Diferente al tiempo de residencia espacial.

$C(t_i)$ = Concentración del trazador al tiempo i ,

Con las ecuaciones (3-82) y (3-83) es posible caracterizar la distribución del tiempo de residencia en un reactor dado a partir de los datos experimentales simplemente midiendo la concentración del trazador en diferentes tiempos.

El flujo en un reactor real es no ideal y las curvas de DTR son usadas para caracterizar un flujo no ideal. En reactores no ideales las condiciones de mezclado son complejas y el comportamiento del flujo con frecuencia se desvía sustancialmente de las suposiciones de flujo ideal (Crittenden *et al.*, 2012).

Al proporcionar una medida cuantitativa de la grado de mezclado dentro de un sistema, el conocimiento de la DTR del líquido es importante, lo que permite un modelado cinético preciso del sistema, y siendo una ayuda en el diseño del reactor para lograr o llegar a un patrón de flujo deseado. Además, estas razones incluyen el hecho de que la DTR permite una comparación más completa entre los sistemas con diferentes configuraciones o diferentes zonas del reactor y representa una herramienta en el escalamiento exitoso del proceso. El análisis de DTR ha sido ampliamente utilizado para examinar el macromezclado en reactores químicos y ha sido ampliamente revisado (Gavrilescu & Tudose, 1999).

El flujo de dos fases en los reactores airlift es muy complejo y una descripción exacta está aún más allá de un conocimiento general. La mayoría de las discusiones sobre los reactores airlift comienzan con el examen de los dos patrones de flujo idealizados: flujo pistón y mezcla completa, que representan los dos extremos opuestos del espectro de hidrodinámica de los reactores (Gavrilescu & Tudose, 1997).

En operación real, la mayoría de los reactores airlift se encuentran en algún lugar entre estos dos extremos y la desviación desde flujo ideal puede tener variedad de causas: mezcla radial incompleta, líquido retromezclado, la existencia de regiones de estancamiento, las canalizaciones. También las secciones específicas de los reactores airlift (sección ascendente, bajantes, separación de gas y fondo) son diferentes hidrodinámicamente.

Al analizar los reactores no ideales, la DTR sola no es suficiente para determinar su rendimiento y se necesita más información. Para entender la DTR los datos experimentales tienen que ser ajustados en un modelo adecuado (el modelo de dispersión axial o el modelo de tanques en serie) para describir el patrón no ideal de flujo del reactor y conocer la calidad de la mezcla, especialmente para reacciones distintas de las de primer orden (Gavrilescu & Tudose, 1999).

3.6.7 Modelo experimental estímulo-respuesta

En muchos casos no necesitamos conocer mucha información acerca del reactor, simplemente cuánto tiempo permanece cada una de las moléculas en el recipiente, o más exactamente la distribución de tiempos de residencia de la corriente del fluido (Levenspiel, 2001) que se describió anteriormente.

En este tipo de experimentación estimulamos al sistema mediante una perturbación y vemos cómo responde a este estímulo; el análisis de la respuesta nos da información sobre el sistema. Este método de investigación se emplea ampliamente en la investigación científica (Levenspiel, 2001).

El estímulo es una inyección de trazador en el fluido que entra al recipiente, mientras que la respuesta es una representación del trazador a la salida del recipiente frente al tiempo. Puede emplearse como *trazador* cualquier sustancia que se pueda detectar y que no perturbe el tipo de flujo en el recipiente y cualquier tipo de señal de entrada: una señal al azar, una señal periódica, una señal en escalón, o una señal en impulso (Levenspiel, 2001).

La curva C

Cuando la corriente de fluido que entra al recipiente no contiene trazador y le imponemos una señal *idealizada* de trazador (señal de trazador que se inyecta de modo virtualmente instantáneo y que frecuentemente se conoce como función delta o pulso) se denomina curva C a la respuesta *normalizada* del trazador en la corriente de salida frente al tiempo (Figura 3-27). Para efectuar esta normalización, se divide la concentración del trazador por el flujo Q (área bajo la curva concentración-tiempo). En forma normalizada:

$$\int_0^{\infty} C dt = \int_0^{\infty} \frac{C}{Q} dt = 1 \quad (3-86)$$

Siendo

$$Q = \int_0^{\infty} C dt \quad (3-87)$$

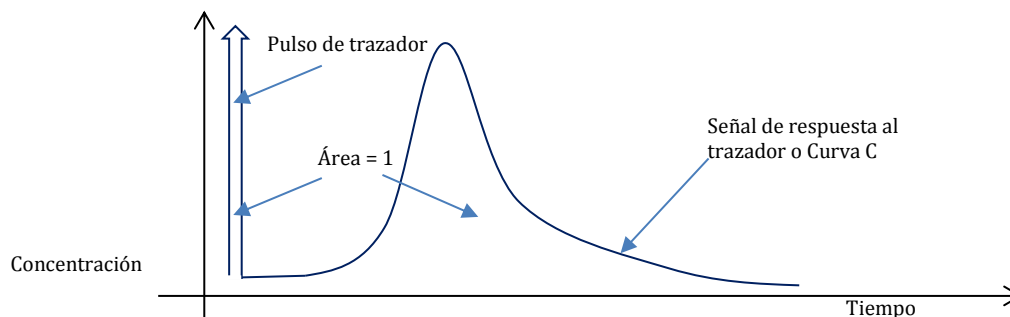


Figura 3-27. Representación gráfica de la curva C.

Inconvenientes de la inyección por pulso para obtener la DTR

La principal dificultad con la técnica de pulso reside en los problemas relacionados con la obtención de un pulso razonable en la entrada del reactor. La inyección debe realizarse durante un período que sea muy corto, en comparación con los tiempos de residencia en los diversos segmentos del reactor o sistema reactor, y debe haber una cantidad despreciable de dispersión entre el punto de inyección y la entrada al sistema reactor. Si se puede cumplir con tales condiciones, la técnica constituye un método simple y directo para determinar la DTR (Fogler, 2008).

En este tipo de experimentación el trazador que se utilice debe ser una sustancia completamente miscible con el fluido que se analiza y que sea fácilmente detectable con algún instrumento a través del pH o la conductividad eléctrica.

4. EL SISTEMA EXPERIMENTAL Y LA EXPERIMENTACIÓN

La experimentación representó la herramienta que permitió comprender la teoría involucrada con los principios físicos y químicos relacionados con el funcionamiento de los reactores airlift. También mediante la experimentación fue posible responder a las interrogantes planteadas en torno a la practicidad y factibilidad de aplicación de un reactor de estas características. Después del estudio teórico de los procesos químicos y de transporte, además de la información bibliográfica realizada comenzaron a definirse las características de detalle para la fabricación del reactor y posteriormente el desarrollo de pruebas experimentales hidrodinámicas y de cinética química.

El fundamento físico de los principales procesos que se involucran en un dispositivo airlift fue descrito en la sección anterior. Sin embargo, en todas las fases del presente trabajo de Tesis se buscó dar una explicación a los fenómenos observados mediante una continua consulta bibliográfica. El siguiente esquema (Figura 4-1) representa los pasos principales sobre los cuales se desarrolló el Proyecto de Tesis.

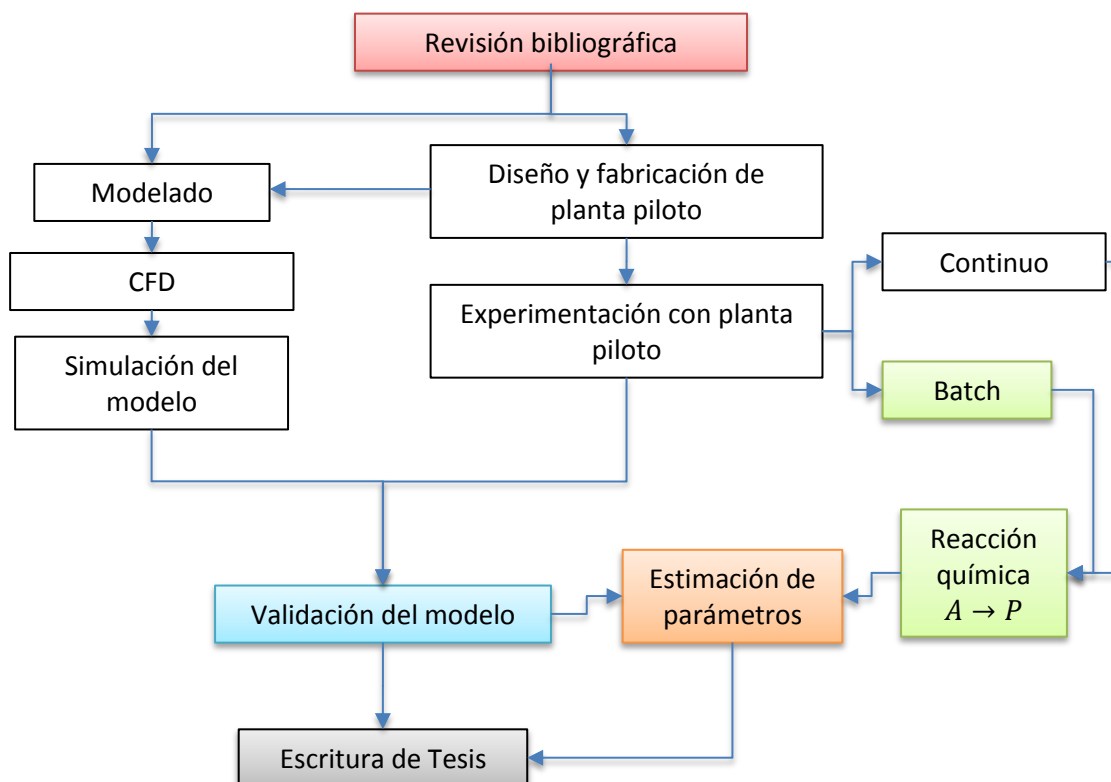


Figura 4-1. Estructura General sobre el desarrollo del Proyecto de Tesis.

4.1 Fabricación del reactor airlift piloto

La revisión bibliográfica acerca de dispositivos airlift muestra numerosos estudios que se han realizado en torno a reactores airlift para diferentes fines. En algunos de ellos se ha experimentado con equipos piloto, otros se han llevado a cabo con modelos desarrollados mediante CFD y otros más han sido una combinación de ambos.

En este Proyecto, se planteó el uso de un *reactor airlift de doble circuito*. Al no disponer y no encontrar suficiente información que describiera más en detalle el funcionamiento de este tipo de reactor, se recurrió a la fabricación de un equipo piloto. Parte de la información generada con el equipo piloto se utilizó complementar la simulación del modelo.

4.1.1 Un reactor airlift de doble circuito

En el Estado del Arte se describieron algunos trabajos de autores respecto a reactores airlift. Durante la revisión de bibliografía sobre reactores airlift, se encontró que prácticamente todos los trabajos reportados tratan sobre reactores con circulación externa o interna, en los cuales una mezcla de agua y burbujas de aire fluye en una zona ascendente y sólo el agua seguía después una trayectoria hacia abajo en la zona descendente. La frontera entre las zonas ascendente y descendente es una placa plana (si el reactor es cuadrado) o un tubo de arrastre cilíndrico (si el reactor es cilíndrico). A este sistema se le conoce como *reactor airlift de circuito simple*.

En un *reactor airlift de doble circuito* existe una zona ascendente por donde fluye la mezcla de agua y burbujas de aire y dos zonas descendentes por donde fluye sólo agua. Para que esto pueda ser factible en un reactor cilíndrico, debe colocarse un tubo de arrastre adicional, teniendo por lo tanto un reactor con doble tubo de arrastre (Figura 4-2).

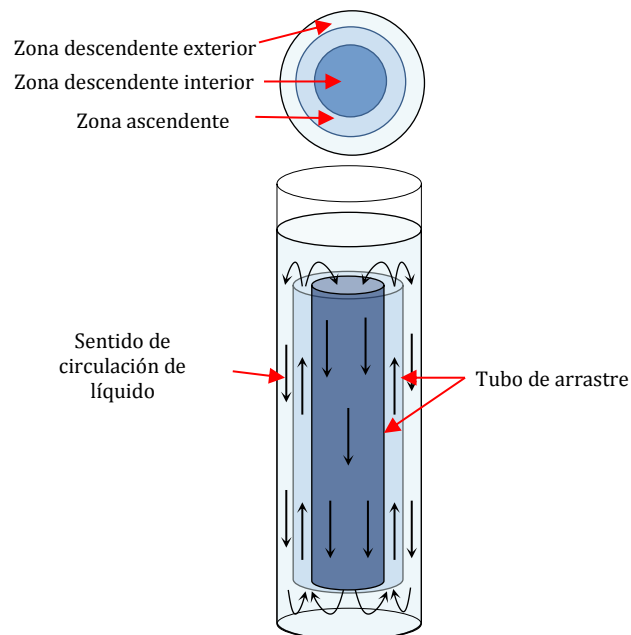


Figura 4-2. Esquema básico de un reactor airlift de doble circuito.

La idea de un doble circuito de recirculación de agua en el reactor airlift fue planteada como un diseño novedoso para aplicación en reactores de precipitación química.

Se ha realizado un trabajo en que se empleó un modelo matemático para caracterizar el rendimiento de un reactor airlift de doble circuito (Behin, 2010). En dicho estudio se llevaron a cabo experimentos con un dispositivo piloto y se desarrolló y resolvió un modelo mediante un paquete de software (Matlab). Durante la evaluación del rendimiento se analizaron las características de mezclado, el tiempo de mezclado y el tiempo de circulación del fluido para ello se utilizaron técnicas clásicas con trazadores.

El alcance de este Proyecto de Tesis fue más allá que comprobar el desempeño de un reactor de este tipo y se buscó utilizarlo llevar a cabo una reacción química. La principal interrogante que surgió en un momento dado fue por qué no utilizar un reactor airlift de circuito simple, de cual ya existe mucha más información. Algunas referencias mostraron que la aplicación de reactores airlift de doble circuito en reacciones químicas era altamente factible (VWT México, 2012).

4.1.2 Consideraciones para la fabricación del reactor airlift

Se analizaron las referencias proporcionadas por (Behin, 2010) y (VWT México, 2012) para definir las dimensiones finales que se utilizaron para la fabricación del reactor. Además, en la definición de las dimensiones del reactor se consideraron los siguientes aspectos:

- ▶ Ubicación y espacio disponible para colocación del reactor y los demás equipos
- ▶ Materiales empleados
- ▶ Equipo auxiliar requerido
- ▶ Cantidad de reactivos a utilizar
- ▶ Costo de fabricación, costo de equipos auxiliares y consumibles

Dimensiones y relaciones geométricas

La información proporcionada por otros autores permitió conocer cuáles fueron las proporciones geométricas utilizadas en otros equipos piloto. Se elaboró una tabla comparativa que se muestra en Tabla 4-1, donde se indican algunas relaciones geométricas importantes.

Tabla 4-1. Relaciones geométricas empleadas por algunos autores para reactores airlift y empleadas en éste reactor.

Tipo de reactor airlift	Circuito simple	Doble circuito	Circuito simple	Circuito simple	Doble circuito
Símbolo	Baten, et al. 2004	Behin, J. 2010	Lizardi Jiménez 2011	Šimčík et al. Caso A 2011	Éste reactor
H/D_1	13.33	4.86	5	10.0	3.14
D_2/D_1	-	0.75	-	-	0.77
D_3/D_2	0.67	0.60	0.65	0.44	0.63
D_3/D_1	-	0.46	-	-	0.49
h_d/H	0.95	0.88	0.77	0.84	0.68

En general los reactores airlift presentan relaciones altura/diámetro interno del reactor (H/D) mayores a 5 y menores a 10. Al comparar con la relación H/D del reactor airlift piloto de este proyecto, se observa que la relación es menor a 4.

La razón para seleccionar un valor menor de H/D es porque se parte de la premisa de que es un equipo con potencial aplicación en procesos industriales de tratamiento de agua y no sería factible instalar un reactor demasiado alto con área de la base relativamente pequeña, aun cuando su desempeño fuera excelente. Además, al incrementar la columna de agua, se incrementa la presión requerida para inyección de aire, y por lo tanto el tipo de compresor; encareciendo el consumo energético. En consecuencia, se procedió a dimensionar un reactor airlift con relaciones geométricas similares a las tomadas en cuenta en otros experimentos y las relaciones geométricas que puede poseer un reactor de agitación mecánica convencional. Las dimensiones definitivas para fabricación del reactor airlift de doble circuito se muestran en la Figura 4-3 y en la Tabla 4-2.

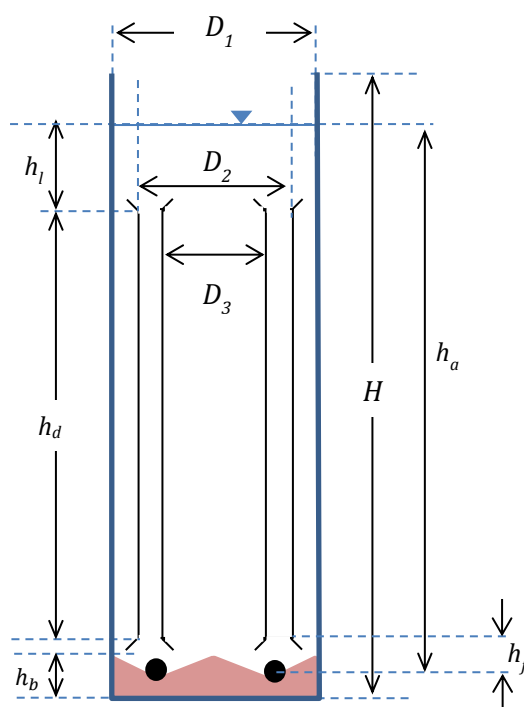


Figura 4-3. Vista frontal con relaciones geométricas más importantes consideradas para la fabricación del reactor airlift.

Tabla 4-2. Dimensiones básicas del reactor airlift piloto.

Símbolo	Dimensión	Valor
H	Altura reactor	0.60 m
D_1	Diámetro interno del reactor	0.191 m
D_2	Diámetro interno de tubo de arrastre medio	0.148 m
D_3	Diámetro interno tubo de arrastre interior	0.094 m
h_d	Altura de los tubos de arrastre	0.41 m
h_b	Altura máxima del fondo contorneado	0.035 m
h_l	Altura de líquido arriba de los tubos de arrastre (variable)	0.035 m
h_f	Separación del tubo de arrastre respecto al fondo	0.02 m
h_a	Altura del líquido en el reactor ¹	0.465 m

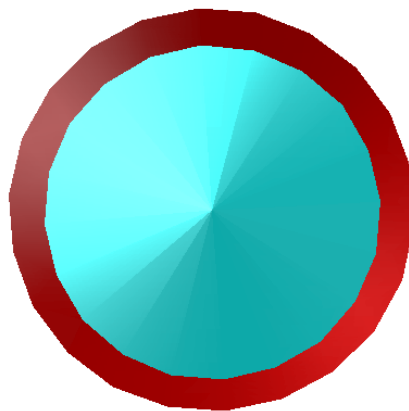
¹ La altura del líquido en el reactor está dada por $h_a = h_d + h_f + h_l$

Fondo del reactor

El fondo del reactor airlift fue considerado con forma contorneada para minimizar la presencia de zonas muertas (zonas con baja circulación de fluido), y por lo tanto volumen no aprovechado del reactor. La forma de contorno se muestra en la Figura 4-4. Como puede apreciarse, el fondo tiene forma de “corona” en la que existe una región cónica en la parte central y una especie de chaflán rodeando la corona el cual tuvo contacto con la pared del reactor.



Vista lateral en corte



Vista superior

Figura 4-4. Forma del fondo del reactor airlift piloto.

4.1.3 Materiales seleccionados

Reactor

Tanto en el recipiente como en los internos del reactor se utilizó acrílico transparente blanco, que permitió apreciar el movimiento del fluido y cambios ocurridos durante la parte experimental. El espesor seleccionado para cada parte del reactor airlift se indican en la Tabla 4-3.

Tabla 4-3. Espesor de los componentes del reactor airlift piloto.

Parte	Espesor
Recipiente (incluye fondo)	5 mm
Tubo de arrastre medio	3 mm
Tubo de arrastre interior	3 mm

La base de soporte sobre la que se colocó el reactor fue una placa de madera barnizada.

Conexiones de aire y agua

El material de las mangueras para alimentación de aire y las mangueras para alimentación de reactivos fue polietileno. El diámetro seleccionado fue de 6 mm. El material de tuberías fue CPVC ligero de ½" de diámetro para la salida de agua del reactor.

Difusor de aire

Un elemento crítico en el desempeño del reactor airlift, claramente es el difusor de aire. La selección de este componente no fue una tarea arbitraria, al comienzo del diseño del reactor se consideró la prueba de difusores de diferente material. Sin embargo todos debían tener forma de dona que fuera capaz de distribuir el aire suministrado en todo su perímetro para formar una "cortina de burbujas" que atravesara el espacio entre los tubos de arrastre. Se probó con un difusor hecho con tubo de cobre con orificios de 6.35 mm, pero la distribución fue deficiente. Los difusores de poliuretano resultaron distribuir más uniformemente el aire y con tamaños de burbuja de aproximadamente 3 mm, que de acuerdo a la bibliografía consultada (ver sección 3.5.1, tipo, tamaño y trayectoria de burbujas) proporcionan un predominio de fuerzas inerciales que promueven el movimiento del fluido. Al mismo tiempo, debía de evitarse al máximo la coalescencia de las burbujas para impedir la formación de zonas de recirculación locales en la zona ascendente del reactor. De esta manera, se seleccionó un difusor de poliuretano con tamaño de burbuja de aproximadamente 3 mm, alimentado con aire por sus extremos.



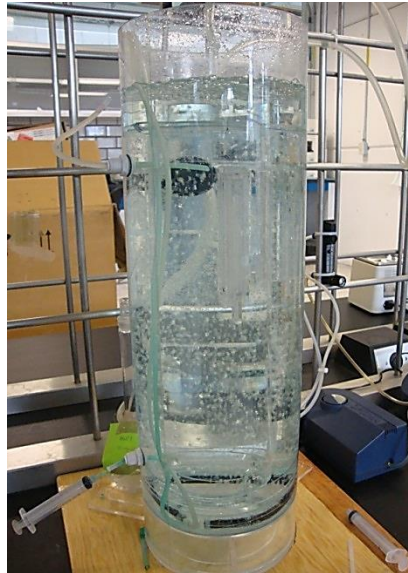
Figura 4-5. Colocación del difusor de aire en el fondo del reactor, se aprecia el espacio entre los tubos de arrastre. La conexión con las dos líneas de aire se realizó posteriormente.

4.1.4 Ensamble del reactor

El trabajo de ensamble del reactor se realizó en un taller especializado. Los componentes internos del reactor fueron unidos con pegamento especial para acrílico o sellados con silicón para eliminar fugas de agua.

4.1.5 Montaje del reactor

Las imágenes de la Figura 4-6 muestran cómo quedó instalado del reactor en el Laboratorio de Análisis de Procesos en el Edificio W de la UAM-Azcapotzalco.



(a)



(b)



(c)

Figura 4-6: Arreglo del equipo piloto para la experimentación: (a) Pruebas hidrodinámicas, (b) Pruebas con reacción química sin recirculación y régimen continuo, (c) Pruebas con reacción química y recuperación de precipitado químico.

4.1.6 Montaje de equipos auxiliares

Además del reactor, se requirieron otros componentes para el desarrollo de las pruebas experimentales.

Se dispuso de la mesa de trabajo donde se ubicó el reactor y se colocaron todos los equipos auxiliares descritos a continuación:

- ▶ Compresor de aire de baja presión
- ▶ Bomba dosificadora para hidróxido de sodio
- ▶ Bomba dosificadora para sulfato de magnesio
- ▶ Embudo de separación para adición de sulfato de aluminio (por goteo)
- ▶ Matraz Erlenmeyer para disolución de hidróxido de sodio
- ▶ Matraz Erlenmeyer para disolución de sulfato de magnesio
- ▶ Tanque de separación de precipitado químico
- ▶ Bomba airlift para recirculación de precipitado químico

El montaje se muestra en las Figuras Figura 4-7 y Figura 4-8.

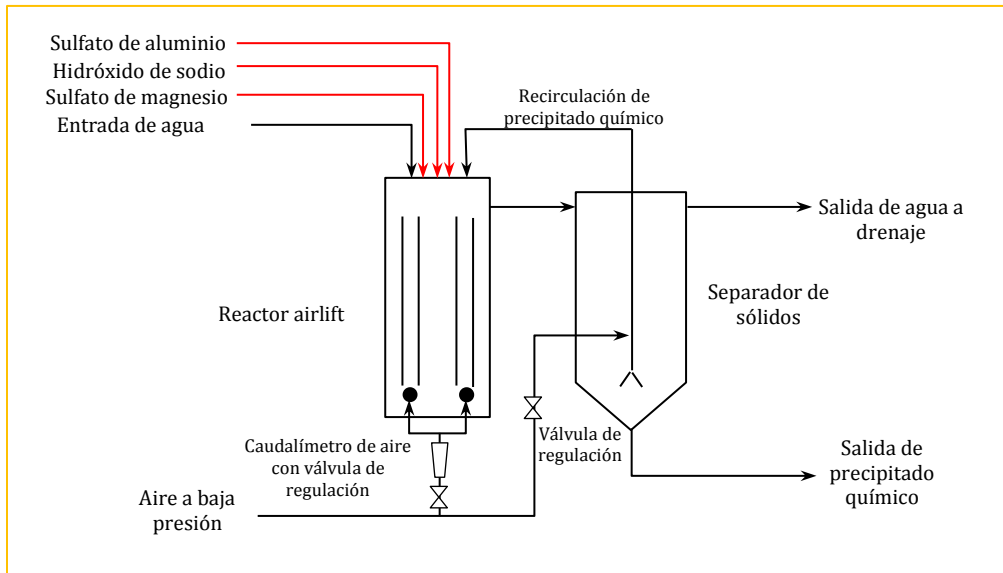
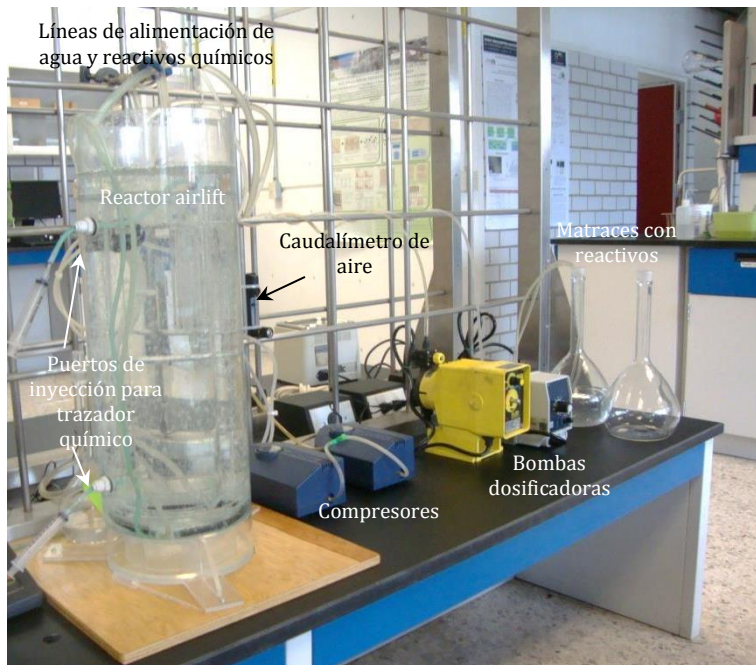


Figura 4-7. Esquema de las conexiones del reactor airlift.



(a)



(b)

Figura 4-8. Vista de la colocación de los equipos para el reactor airlift. En la imagen (a) no se ha colocado el separador de sólidos. En la imagen (b) se ha colocado el separador de sólidos y el sensor de conductividad.

4.1.7 Puesta en funcionamiento

El objetivo de esta etapa fue verificar que todos los equipos y conexiones operaran sin fallas.

Las verificaciones realizadas incluyeron:

- ▶ Llenado con agua limpia del reactor airlift para detección de fugas.
- ▶ Arranque de bombas dosificadoras con agua limpia para expulsar burbujas de aire y comprobar su correcto funcionamiento.
- ▶ Burbujeo del reactor para descartar fugas de aire.

4.1.8 Experimentación – Hidrodinámica del reactor

La parte experimental sobre de la hidrodinámica del reactor fue desarrollada en las siguientes etapas:

- ▶ Determinación del volumen útil del reactor
- ▶ Determinación de las velocidades del agua en las diferentes zonas del reactor
- ▶ Determinación de la Distribución de Tiempo de Residencia en el reactor
- ▶ Determinación de la velocidad de circulación de agua y Número de Reynolds zonal en el reactor.
- ▶ Determinación del tiempo de mezclado.
- ▶ Determinación de retención global de gas.

Obtención del volumen útil del reactor

La determinación del volumen del reactor airlift fue muy importante para la realización de cálculos posteriores como será indicado.

Tomando en cuenta el tamaño del reactor, la forma más simple de obtener su volumen fue llenarlo con agua midiendo el volumen utilizado con un recipiente de volumen conocido. Se tomó una probeta graduada de 1 L y con ella se midió el volumen de agua utilizado para llenar el reactor hasta la altura requerida (0.46 m aproximadamente).

El volumen obtenido fue de $V_r = 12.750$ L.

Determinación de la velocidad de circulación de agua en el reactor

Mediante esta prueba se buscó obtener el régimen de turbulencia promovido por la inyección de aire en las zonas ascendente, descendente externa y descendente interna del reactor. Para ello se empleó un trazador químico que permitiera calcular la velocidad del agua. Esta técnica está basada en el método de inyección de un pulso de trazador (ver sección 3.6.7), en el cual se mide el tiempo que tarda un sensor de conductividad eléctrica en agua en detectar el paso de dicho pulso. Conociendo la distancia entre el punto de inyección y el punto de detección, puede calcularse la velocidad a la que viajó el trazador, y por lo tanto la velocidad del agua que circula. Para este propósito, el trazador aplicado fue un electrolito fuerte, que pudiera ser fácilmente detectado y cuantificado por el medidor de conductividad.

Las herramientas utilizadas para este experimento fueron:

Medidor de conductividad calibrado. Se utilizaron dos medidores; uno para medición en la zona ascendente y otro para las zonas descendente interior y exterior. El primero fue un medidor marca *Hanna* tipo “lápiz” (sin sonda) con sensor de temperatura integrado, es decir el sensor está acoplado directamente en el instrumento. Su rango de medición es de 0 a 3999 $\mu\text{S}/\text{cm}$. Este medidor además tiene integrado un sensor de pH; por tanto es capaz de medir tres parámetros: conductividad eléctrica, pH y temperatura, en consecuencia, a veces recibe el nombre de “medidor multiparámetros”. El segundo medidor de conductividad utilizado fue un medidor marca *Conductronic*, el cual poseía una sonda con el sensor de conductividad y temperatura capaz de sumergirse hasta el fondo del reactor. Rango de medición del instrumento: 0 – 9999 $\mu\text{S}/\text{cm}$.

Flexómetro. Rango de medición 0 – 2.5 m.

Cronómetro con capacidad de medición de centésimas de segundo.

Jeringas de 10 mL con aguja para inyección del trazador.

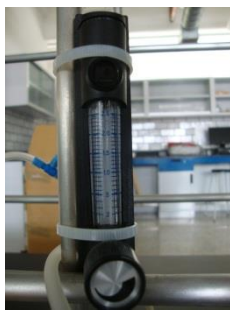
Trazador químico con las características mencionadas en la Tabla 4-4.

Tabla 4-4. Características del trazador químico empleado en la experimentación.

Trazador	Característica
Para magnitud de velocidad Cloruro de sodio (NaCl)	Disolución de 12.5 g de NaCl/100 mL de agua destilada + 3 gotas de azul de metileno como colorante.
Para DTR Cloruro de sodio (NaCl)	Disolución de 8.0 g de NaCl/100 mL de agua destilada + 3 gotas de azul de metileno como colorante.

El reactor airlift contó con tres puertos de inyección para el trazador: uno en la zona ascendente, colocado en la parte inferior del reactor, y dos en las zonas descendentes, ubicados en la parte superior del reactor. Cada puerto poseía una manguera de 6 mm por donde circuló el trazador hasta el punto de descarga. En el extremo opuesto al punto de descarga se adaptó un catéter para facilitar la inyección del trazador con la jeringa.

En la Figura 4-9 se muestran las principales herramientas para medir la velocidad del agua y el flujo de aire inyectado que correspondió a dicha velocidad.



Caudalímetro de aire



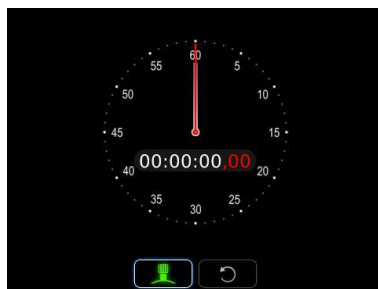
Medidor de conductividad con sonda



Medidor de conductividad tipo lápiz



Trazador químico



Cronómetro



Jeringas

Figura 4-9. Principales elementos utilizados en la determinación de velocidad de agua en el reactor.

El procedimiento experimental comenzó con el llenado del reactor con agua limpia. Durante toda la experimentación se mantiene una alimentación de agua al reactor de aproximadamente 0.8 L/min para minimizar el incremento de conductividad ocasionado por el trazador. Posteriormente se encendieron los compresores de aire.

Se realizó una verificación de distribución uniforme de aire y la corrección de la posición del difusor en caso necesario para asegurar una distribución homogénea a través de la zona ascendente.

El ajuste del flujo de aire inyectado para la determinación de velocidades del agua en las diferentes zonas se realizó a través del control de los compresores. Los valores de flujo de aire utilizados fueron: 0.2, 0.5, 1.0, 1.5, 2.0, 2.5 y 3.0 L/ min.

Se tomó una medición de la distancia entre el punto de inyección y el punto de detección del trazador (d_m). Con ayuda del flexómetro se midió la distancia entre el punto de inyección y el punto de ubicación del medidor de conductividad. La distancia se midió en metros (m). Esta operación incluyó la búsqueda de un punto conveniente para la colocación del medidor de conductividad de forma que se utilizara la máxima distancia posible entre el punto de inyección y el punto de medición. En la zona ascendente se colocó el medidor de conductividad marca Hanna y para cada una de las zonas descendentes se colocó el medidor de conductividad marca Conductronic. El paso siguiente fue medir de la conductividad del agua. Se encendió el medidor de conductividad para registrar la temperatura y conductividad inicial del agua.

Se tomó un volumen de trazador para ser inyectado. Este volumen debía ser tal que permitiera una rápida inyección y que provocara un cambio de conductividad apreciable a su paso por el medidor de conductividad. Después de varias pruebas, se determinó que 1 – 3 mL de trazador era un volumen adecuado. Para la medición de velocidad en la zona ascendente se inyectó el trazador en la zona inferior y para las zonas descendente interior y exterior se inyectó en la parte superior como se muestra en la Figura 4-10.

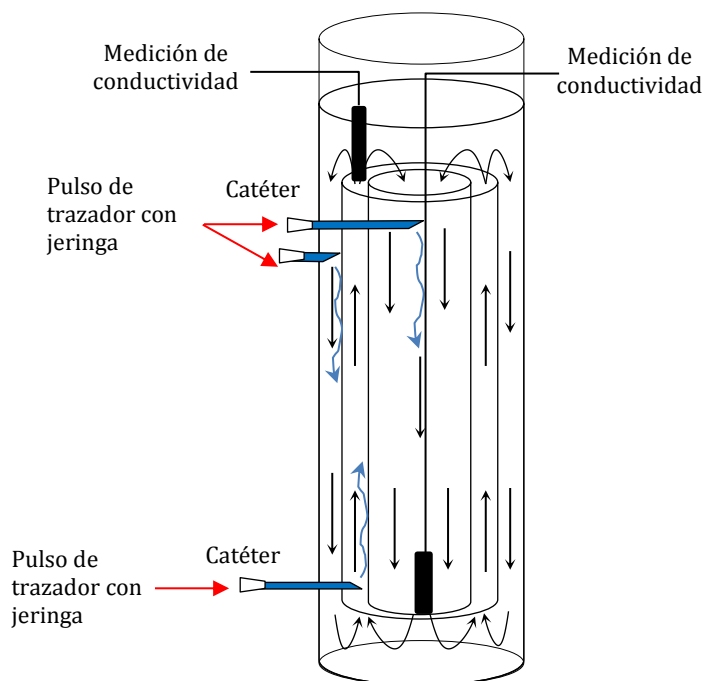


Figura 4-10. Vista esquemática de los puntos de inyección del trazador químico para determinación de velocidad en cada zona del reactor.



Figura 4-11. Ubicación de dos puntos de inyección de trazador en el reactor airlift.

Simultáneamente a la inyección del trazador, se midió el tiempo transcurrido entre la inyección y el incremento de conductividad medida por el sensor. El registro de tiempo se hizo tomando en cuenta el mayor valor de conductividad registrado por el sensor de conductividad. Este valor se registró como un incremento de tiempo Δt en segundos (s). El valor de conductividad máxima medido por el sensor también fue registrado. Para cada flujo de aire inyectado y para propósitos de reducción del error, se repitió la inyección de trazador y medición de tiempo al menos cinco veces. La medición de distancia se efectuó solo al inicio del experimento. El volumen de trazador empleado también fue registrado.

Todos aquellos casos en que la sincronización entre la inyección y la medición no fue la correcta fueron repetidos, también aquellos que mostraron valores no congruentes con los anteriores. Con las mediciones anteriores se preparó una tabla con la cual se obtuvo la velocidad promedio y la desviación estándar mediante las siguientes ecuaciones:

$$u_{exp,i} = \frac{d_m}{t_i} \quad (4-1)$$

$$\bar{u}_{exp} = \frac{\sum_{i=1}^n u_{exp,i}}{n} \quad (4-2)$$

Donde,

$u_{exp,i}$ es la velocidad experimental i ,

d_m es la distancia medida entre el punto de inyección y el punto de medición de conductividad,

Δt_i es el incremento de tiempo en la medición i y

n es el número total de mediciones

La desviación estándar fue calculada con la información anterior y con la ecuación siguiente:

$$\sigma = \sqrt{\frac{(u_{exp,i} - \bar{u}_{exp})^2}{n - 1}} \quad (4-3)$$

Con la desviación estándar se evaluó el grado de dispersión de los datos. Si la dispersión excedía el 5%, la experimentación para ese flujo de aire suministrado debió ser repetida. El mismo procedimiento fue llevado a cabo para las otras zonas.

Con esta información y con las dimensiones geométricas del reactor se procedió a calcular el número de Reynolds para cada zona, empleando la siguiente ecuación:

$$Re = \frac{\rho \bar{u}_{exp} D_H}{\mu} \quad (4-4)$$

Donde ρ y μ son propiedades del agua a la temperatura medida obtenidas de la bibliografía (Ver Apéndices, sección 9.1) y D_H es el diámetro hidráulico, definido como:

$$D_H = \frac{4A}{P_M} \quad (4-5)$$

El parámetro P_M es el perímetro que permanece en contacto con el agua. Para la zona descendente interior tenemos que $P_M = \pi D_3$. Para la zona ascendente el perímetro mojado se obtiene a partir del área anular formada por la suma de las áreas con diámetros D_2 y D_3 esto es, $P_M = \pi D_2 + \pi D_3$. De forma similar, el perímetro mojado para la zona descendente exterior es $P_M = \pi D_2 + \pi D_1$. En todos los casos se desprecia el espesor de la pared de cada tubo de arrastre.

El cálculo del número de Reynolds se efectuó para cada flujo de aire suministrado al reactor. Esta información permitió conocer la capacidad del reactor para el mezclado y el régimen de flujo generado por la agitación neumática.

Determinación del tiempo de mezclado

El objetivo de esta medición fue conocer el tiempo desde la adición de un pulso de trazador hasta que se alcanzó un cierto grado de uniformidad del trazador en el medio líquido del reactor airlift. Como el trazador era una sustancia completamente miscible y de densidad muy parecida a la del agua en el reactor, éste se incorporó rápidamente por acción del mezclado promovido por las burbujas de aire. El trazador disuelto en el agua ocasionó un incremento de conductividad del agua. Al alimentar agua común al reactor el trazador disuelto fue desplazado hacia la salida del reactor, donde fue medido con el sensor de conductividad.

Las herramientas utilizadas para esta prueba fueron:

Medidor de conductividad calibrado. Se utilizó el medidor marca *Hanna* tipo “lápiz” (sin sonda) con sensor de temperatura integrado, con rango de medición es de 0 a 3999 $\mu\text{S}/\text{cm}$.

Cronómetro con precisión de centésimas de segundo.

Jeringas de 10 mL con aguja para inyección del trazador.

Trazador químico. En este experimento se utilizó como trazador químico una disolución saturada de cloruro de calcio, debido a que no se disponía de cloruro de sodio como en el experimento anterior. El volumen de pulso de utilizado fue de 8 mL.

Se procedió a llenar nuevamente el reactor con agua del grifo y se encendieron los compresores de aire. Se ajustó el flujo de aire suministrado al reactor. La determinación de tiempo de mezclado se realizó de forma independiente para los siguientes flujos de aire: 0.5, 1.0, 1.5, 2.0 y 2.5 L/min. En el primer experimento se ajustó a 0.5 L/min. De forma similar al experimento anterior, se colocó el medidor de conductividad Hanna en la parte superior. Además fueron tomados los valores iniciales de conductividad y temperatura.

Con el cronómetro puesto a cero, se añadió el pulso de trazador a partir del cual se activó el cronómetro. Cada cierto intervalo de segundo se midió la conductividad y se registró. Se decidió añadir el trazador en la parte superior de la zona descendente inferior en todos los experimentos. El experimento se consideró terminado cuando el valor de la conductividad en las mediciones fue prácticamente constante (esto recibe el nombre de conductividad de equilibrio, C_{∞}). Con los datos registrados se construyó una gráfica de conductividad vs tiempo.

Determinación de retención global de gas

El objetivo de este experimento fue calcular la retención global de gas en el reactor airlift, que se define como la fracción volumétrica de aire presente en un volumen total de una mezcla de dos o tres fases. Es uno de los parámetros más importantes que caracterizan la hidrodinámica gas-líquido, gas-líquido-sólido, ya que no solamente proporciona la fracción volumétrica de gas, sino que es necesaria para estimar el área interfacial y por lo tanto la tasa de transferencia de masa entre la fase líquida y gas (Kadic & Heindel, 2014). En este Proyecto es importante para estimar la fracción volumétrica ocupada por el gas.

En condiciones de quietud, el líquido ocupa un volumen determinado, pero cuando se inyecta aire desde el fondo del reactor, este aire (en forma de burbuja) ocupará un volumen adicional, que se manifestará como un incremento en la altura del líquido. Dependiendo de la cantidad de aire, este volumen puede ser importante, representando un “volumen muerto” que no es aprovechado en el reactor.

Para este experimento solo se requirieron el *Reactor airlift* lleno con agua y los compresores suministrando aire mediante el difusor, además del *Flexómetro*.

Se utilizó una técnica simple de expansión de volumen, que consistió en medir el volumen del líquido en condiciones de quietud y después medirlo cuando se inyecta cierto flujo de aire. Se utilizó un solo valor de flujo de aire (>3.0 L/min). Como el diámetro del reactor se mantiene constante, el incremento de volumen se refleja en la diferencia de alturas durante quietud y después en inyección. Esta técnica sin embargo puede ser susceptible de errores en la medición dadas las fluctuaciones del nivel de agua si la agitación es intensa.

Determinación de la Distribución de Tiempo de Residencia (DTR) en el reactor

En esta etapa se buscó determinar el patrón de flujo y el tiempo medio de residencia de un elemento de volumen para diferentes flujos de aire suministrado en el reactor airlift. El suministro de un flujo de agua constante fue necesario, por lo que se implementó una línea de agua común que alimentara al reactor airlift. El valor de flujo de agua a alimentar dependió de la estimación inicial del tiempo de residencia espacial necesario para la reacción (15 minutos), valor mencionado en la bibliografía (VWT México, 2012).

La parte experimental correspondiente a la DTR se llevó a cabo mediante el empleo del trazador y el medidor de conductividad utilizados en las etapas anteriores.

La respuesta del sistema a la inyección del trazador se consiguió aplicando la función pulso (delta de Dirac) y observando el cambio de conductividad a través del tiempo.

Los materiales e instrumentos utilizados para este experimento fueron:

Medidor de conductividad calibrado. Se utilizó el medidor marca *Hanna* tipo “lápiz” (sin sonda) con sensor de temperatura integrado, con rango de medición es de 0 a 3999 $\mu\text{S}/\text{cm}$.

Cronómetro.

Jeringas de 10 mL con aguja para inyección del trazador.

Trazador químico con las características mencionadas en la

Tabla 4-4.

En primer lugar, se definieron y ajustaron los siguientes parámetros de operación del reactor:

Parámetro	Valor	Unidad
Flujo de agua alimentada al reactor, Q_e	0.83	L/min
Flujo de aire suministrado al reactor, Q_{air}	0.2, 0.5, 1.0, 1.5, 2.0, 2.5, 3.0	L/min
Volumen útil ² , V_r	12.75	L
Tiempo de retención espacial, θ	15.36	min

Para cada valor de flujo de aire se realizó una corrida de mediciones. Antes de iniciar una nueva corrida, se desplazó el agua del reactor hasta alcanzar un valor de conductividad cercano al valor de conductividad del agua común utilizada, esto con el fin de evitar interferencias en las mediciones subsecuentes.

En este experimento, el medidor de conductividad Hanna fue colocado en un recipiente que recolectaba el agua de salida del reactor (véase Figura 4-12)

² Se conoce como volumen útil al volumen de líquido con el que puede ser llenado un tanque independientemente del volumen total de dicho tanque. Este volumen toma en cuenta el proceso, geometría y disposición del tanque y normas para una operación segura. Consecuentemente, el volumen útil es menor que el volumen total del recipiente.



Figura 4-12. Colocación del recipiente colector de agua a la salida del reactor airlift con el sensor de conductividad Hanna. Se aprecia también la válvula de agua de alimentación al reactor.

Con este arreglo fue posible medir la conductividad del agua de forma puntual en diferentes instantes de tiempo. De este modo el medidor monitoreó la variación de la conductividad del agua respecto al tiempo.

Se tomaron 10 mL del trazador con la jeringa. Se seleccionó este volumen después de realizar varios ensayos para detectar un cambio de conductividad apreciable sin utilizar demasiado trazador. El trazador fue inyectado por la parte superior central de la sección descendente interior. De esta forma se representó la entrada de reactivos y agua de alimentación. La inyección fue, igual que en casos anteriores, en forma de pulso. A partir del momento de la inyección se accionó el cronómetro para medir la conductividad a diferentes tiempos. La medición fue cada 10 segundos durante el primer minuto, monitoreándose después cada medio minuto hasta que la conductividad fue casi idéntica que la conductividad inicial. Se registraron valores de tiempos, conductividades, flujo de aire y flujo de agua suministrado al reactor para su procesamiento.

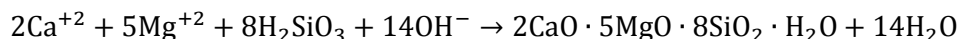
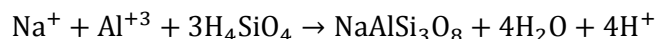
4.1.9 Experimentación – Reacción química

La segunda fase de experimentación sobre la aplicación del reactor airlift en procesos fisicoquímicos para el tratamiento de agua, consistió en determinar la capacidad del recipiente para llevar a cabo una reacción química.

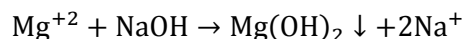
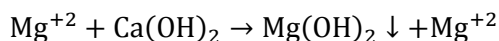
De acuerdo a los objetivos de este trabajo, el proceso químico que se desea analizar, es la adsorción de dióxido de silicio (técnicamente denominado, sílice) sobre un precipitado químico de hidróxido de magnesio [$Mg(OH)_2$]. Si una fracción de la sílice total presente en el agua es de naturaleza coloidal, como se observó que ocurre con el agua con que se experimentó, se debe de fomentar, además, la formación de un precipitado de hidróxido de aluminio [$Al(OH)_3$], el cual promoverá, a través de la coagulación, la separación de esta fracción coloidal. La evidencia más clara para concluir que algún porcentaje de la sílice presente en el agua fue de naturaleza coloidal, fue que la sílice residual medida después de aplicar sulfato de aluminio para coagulación fue mucho menor que si se agregaba solo sulfato de magnesio, como se verá más adelante.

Se mencionó en la sección 3.1.3 que el hidróxido de magnesio puede ser formado haciendo reaccionar hidróxido de sodio con una sal de magnesio, en esta experimentación se utilizó sulfato de magnesio $MgSO_4$. Las vías de separación de dióxido de silicio pueden ser:

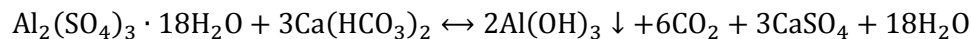
Formación de silicatos precipitables:



Adsorción de sílice sobre hidróxido de magnesio:



Coagulación con sulfato de aluminio:



Por otro lado, para producir hidróxido de aluminio se utilizó sulfato de aluminio $Al_2(SO_4)_3$ que reaccionó con hidróxido de sodio, formando dicho precipitado.

La solubilidad de los hidróxidos formados a pH alcalino es muy baja, por lo que una vez formados pudieron separarse del agua por simple sedimentación, como se aprecia en la Figura 4-13, en que partículas color blanco grisáceo se separan del agua lentamente para depositarse en el fondo del vaso de precipitados.



Figura 4-13. Muestra de agua con un precipitado de hidróxido de magnesio e hidróxido de aluminio. Se coadyuva a la separación con un floculante orgánico para una mayor velocidad de sedimentación.

La parte experimental sobre el rendimiento del reactor para separación de dióxido de silicio del agua fue desarrollada en las siguientes etapas:

- ▶ Evaluación de la eficiencia de remoción de dióxido de silicio sin recirculación de precipitado químico en operación continua.
- ▶ Evaluación de la eficiencia de remoción de dióxido de silicio con recirculación de precipitado químico en operación continua.
- ▶ Evaluación de la eficiencia de remoción de dióxido de silicio en agua en reactor airlift tipo batch.

Técnicas de medición para los parámetros seleccionados durante la experimentación

En esta fase de la experimentación se buscó en la bibliografía especializada [ver referencias (Milne *et al.*, 2014), (Sheikholeslami *et al.*, 2002) y (Al-Rehaili, 2003)] para sondear cuáles eran variables y los valores que usualmente se manejan para que la remoción de sílice sea llevada a cabo. Se esperaba obtener remociones de sílice de alrededor del 90% de la concentración de entrada. Las técnicas de medición se aplicaron tanto para el reactor airlift operando en continuo y por lotes.

Para la caracterización inicial del agua de alimentación al reactor se consideraron los siguientes parámetros:

Tabla 4-5. Parámetros considerados para el monitoreo durante la experimentación con reacción química.

Parámetro	Unidad	Método de medición
Conductividad de alimentación	μS/cm	Medidor multiparámetros portátil marca Hanna. El mismo que se utilizó en la experimentación de la sección 4.1.8.
Temperatura de alimentación	°C	
pH de alimentación	-	
Sílice total	mg/L	Kit de reacción y colorímetro marca HACH.

Determinación de pH, temperatura y conductividad

Previamente a la medición se verificó que el medidor se encontrara en condiciones de medición. Después se verificó con soluciones patrón para pH y conductividad que las mediciones arrojadas por el instrumento fueran consistentes. El medidor pudo ser colocado sin mayor dificultad en la parte superior del reactor con el sensor sumergido lo suficiente para proporcionar lecturas estables.

Determinación de sílice en agua

Este método se basa en el siguiente principio: la sílice y el fosfato presentes en la muestra reaccionan con iones molibdato en condiciones ácidas para formar complejos color amarillo de ácido silicomolibdico, $H_4[SiO_4Mo_{12}O_{36}]$, y complejos de ácido fosfomolibdico $H_3[P(Mo_3O_{10})_4]$. La adición de ácido cítrico destruye los complejos de fósforo.

La sílice se determina entonces midiendo el color amarillo restante en un colorímetro a una longitud de onda de 452 nm (Hach Company, 2009).

El material requerido fue esencialmente un *Colorímetro portátil* marca HACH modelo DR/890, *Celdas de vidrio* marca HACH de 10 mL o 25 mL para el colorímetro y un *Kit de reactivos* marca HACH para determinación de sílice en agua alto rango con los siguientes reactivos:

- ▶ Sobres con reactivo ácido para sílice
- ▶ Sobres con ácido cítrico
- ▶ Sobres con reactivo de molibdato

Se requirió material común de laboratorio: *pipetas* de 3, 5 y 10 mL, *franela suave* para limpieza de las celdas de vidrio, *embudo de vidrio* chico con anillo de metal y nuez de sujeción para el embudo, *papel filtro* marca Whatman para separación de fases de 90 mm de diámetro y *Probeta graduada* de 100 mL.

En la Figura 4-14 se muestran imágenes los elementos del equipo de medición colorimétrica.



Figura 4-14. Principales componentes del equipo para medición de sílice por colorimetría.

La técnica de medición fue llevada a cabo según el Manual de Procedimientos de HACH (Hach Company, 2009). La medición de sílice requirió que las muestras recibieran un tratamiento previo. Para facilitar la separación del precipitado químico del agua se agregó a la muestra un floculante orgánico (poliacrilamida en disolución al 0.1%). Después se necesitó filtrar las muestras que presentaran sólidos en suspensión remanentes. Con ayuda del embudo, anillo y nuez de sujeción, papel filtro y probeta se montó un dispositivo como el que se muestra en la Figura 4-15.

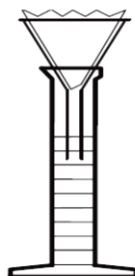


Figura 4-15. Esquema de equipo para filtración a gravedad de muestras de agua.

Después de obtener la muestra, se encendió el colorímetro, se seleccionó el programa de medición (Programa **89**). Se llenaron dos celdas con 10 mL de muestra. Una de ellas fue el *blanco*. La temperatura del agua siempre estuvo por debajo de 25 °C como sugiere el manual. A la otra celda se le agregó el contenido de un sobre de reactivo de molibdato. Se cerró la celda y agitó para el mezclado del reactivo. Se destapó la celda y se agregó el contenido de un sobre de reactivo ácido. Se cerró la celda y agitó para el mezclado del reactivo. La presencia de sílice o fosfato desarrolló un color amarillo. Se presionó la tecla del temporizador en el colorímetro para contabilizar 10 minutos de tiempo de reacción. En la Figura 4-16 se muestra una imagen de colorímetro con 1:14 minutos restantes para que termine la reacción.



Figura 4-16. *Reacción química durante la determinación de sílice. Antes de cumplirse 10 minutos de reacción se formó el complejo de sílice principalmente. La imagen muestra el tiempo restante para la reacción y la celda en color amarillo arriba a la izquierda.*

Después de 10 minutos, se añadió el contenido del sobre con ácido cítrico. Se cerró la celda y agitó para el mezclado del reactivo. No cambió el color amarillo, por lo que se asumió que no había fosfato que eliminar del agua. Se presionó la tecla del temporizador en el colorímetro para contabilizar 2 minutos de tiempo de reacción. Al término de los 2 minutos, se colocó la celda con el blanco en el colorímetro. Fue importante colocar la tapa del colorímetro para evitar lecturas erróneas por la presencia de luz ambiental. Se presionó la tecla "ZERO" para confirmar la corrección. Se colocó la muestra con los reactivos, que fue previamente limpiada con la franela suave. Se presionó la tecla "READ" y el instrumento indicó el valor medido.

la medición de sílice en todas las muestras se llevó a cabo con éste mismo procedimiento.

Determinación de sólidos suspendidos totales

Con el colorímetro HACH se midió la concentración aproximada de SST en el líquido del reactor airlift.

El método utilizado es fotométrico, en el cual se hace pasar un haz de luz a través de una celda de vidrio que contiene la muestra a analizar. Según el contenido de partículas en suspensión, se absorberá más o menos luz. Un detector medirá la luz no absorbida y por comparación se correlaciona con la concentración de partículas en partes por millón (mg/L). Es un método muy sencillo y práctico para conocer la concentración de SST pero no tan exacto con el método gravimétrico convencional descrito en las referencias bibliográficas (Clesceri, 1998).

El material utilizado fue nuevamente el *Colorímetro portátil* marca HACH modelo DR/890, *celdas de vidrio* de 10 mL o 25 mL para el colorímetro HACH, *Pipetas* de 3, 5 y 10 mL, una *franela suave* para limpieza de las celdas de vidrio y una *piseta* con agua destilada.

Después de obtener la muestra, se encendió el colorímetro, se seleccionó el programa de medición (Programa 94). Se llenaron dos celdas; una con 25 mL de muestra y otra con 25 mL de agua destilada (blanco). Se proporcionó una agitación de al menos 1 minuto a la celda con la muestra. Se colocó la celda con agua destilada (blanco) y la tapa del colorímetro. Al presionar la tecla "ZERO" la pantalla del instrumento indicó "0 mg/L Su Sld", lo que significó que el instrumento está corregido y listo para medir. Se colocó la celda con la muestra y la tapa del colorímetro, teniendo cuidado de eliminar burbujas adheridas a la celda. Se presionó la tecla "READ" y en la pantalla se mostró el valor de sólidos suspendidos. Este fue el valor registrado en los experimentos en que se buscaba cuantificar los SST.

El manual de procedimientos de HACH indica el límite de detección inferior para SST es de 22.1 mg/L, por lo que se optó por medir valores de SST en el reactor mayores de 50 mg/L.

Medición de flujos de dosificación de reactivos y de agua de alimentación

Al experimentar con el reactor para llevar a cabo la remoción de sílice, se dosificaron hidróxido de sodio y sulfato de magnesio mediante bombas dosificadoras y, después, sulfato de aluminio mediante un embudo de separación. Para determinar la concentración dosificada de estos reactivos fue necesario conocer el flujo dosificado, por lo que se utilizó un método de aforo para calcularlo. Este método también se volvió a utilizar para el agua de alimentación.

La Tabla 4-6 presenta las concentraciones de las soluciones madre para aplicar al reactor airlift.

Tabla 4-6. Concentración de reactivos.

Reactivo	Concentración, mg/L	Comentario
Hidróxido de sodio	100 000	Se preparó en el laboratorio a partir de hidróxido de sodio en escamas.
Sulfato de magnesio	50 000	Se preparó en el laboratorio a partir de sulfato de magnesio granular.
Sulfato de aluminio	75 000	Se aplicó a su concentración comercial.

Para el cálculo de la concentración adicionada se utilizó la siguiente ecuación:

$$C_e Q_e + C_s Q_s = C_m Q_m \quad (4-6)$$

En donde,

C_e = concentración de reactivo en el agua de alimentación, mg/L

Q_e = flujo de alimentación de agua al reactor airlift, L/min o mL/min

C_s = concentración del reactivo en la solución madre, mg/L

Q_s = flujo de reactivo dosificado, L/min o mL/min

C_m = concentración del reactivo en mezclado con el agua alimentada al reactor, mg/L

Q_m = suma del flujo de agua alimentado y flujo de reactivo dosificado, $Q_m = Q_e + Q_s$, L/min

Se consideró que $C_e = 0$, ya que no se esperó que existiera reactivo en el agua de alimentación, la Ecuación (4-6) se convirtió en:

$$C_m = \frac{C_s Q_s}{Q_e + Q_s} \quad (4-7)$$

Con esta ecuación pudieron obtenerse las concentraciones de reactivos aplicadas.

El reactor airlift como reactor continuo de tanque agitado (CSTR)

En esta etapa experimental, el reactor airlift fue puesto a funcionar como un reactor continuo. El principal objetivo fue verificar la factibilidad y eficiencia de remoción de la reacción química con el mezclado con aire. Los parámetros que se fijaron fueron:

- ▶ Flujo de alimentación de agua con alto contenido de sílice. Se utilizó agua común de la toma de agua de servicios del laboratorio de Análisis de Procesos.
- ▶ Flujo de aire suministrado al reactor airlift. Se utilizaron los compresores de aire regulables.
- ▶ Concentración de sulfato de magnesio.
- ▶ pH de reacción.
- ▶ Concentración de sulfato de aluminio.
- ▶ Temperatura de reacción.

Los parámetros que se buscaba conocer fueron el porcentaje de remoción de sílice y los sólidos suspendidos totales.

Hay que destacar que se evitó en lo posible realizar corridas muy largas para reducir el drenado del agua procesada, ya que no se contaba con un almacenamiento de agua. De igual forma reducir la generación de precipitado químico que, aunque es inocuo, es una fuente de sedimentos en el drenaje.

Primera corrida – Experimentación con reactor airlift sin recirculación

Las características del agua de entrada fueron:

Parámetro	Valor	Unidad
Conductividad de alimentación	279	μS/cm
Temperatura de alimentación	20.8	°C
pH de alimentación	7.72	-
Sílice total	48.6	mg/L

El esquema para las pruebas aún no requería un elemento que separara el precipitado químico. La separación de este precipitado para medir sílice residual se realizó de acuerdo a la técnica de determinación de sílice.

Se colocó el medidor portátil Hanna para monitorear el pH y la temperatura en el reactor. El pH fue en realidad uno de los parámetros más importantes para la efectividad de la reacción.

Las condiciones del experimento fueron:

- ▶ Flujo de agua de alimentación. Se estableció alrededor de 870 mL/min, valor que corresponde a un tiempo de residencia espacial de alrededor de 15 min. Valor que es congruente con la información de (VWT México, 2012).
- ▶ Flujo de aire suministrado. Se reguló en un intervalo de 1 – 2 L/min.

En la Figura 4-17 se muestra un esquema con los reactivos utilizados, y las principales conexiones. En la imagen se observa la turbidez del agua producto de la formación de precipitado químico durante la reacción.

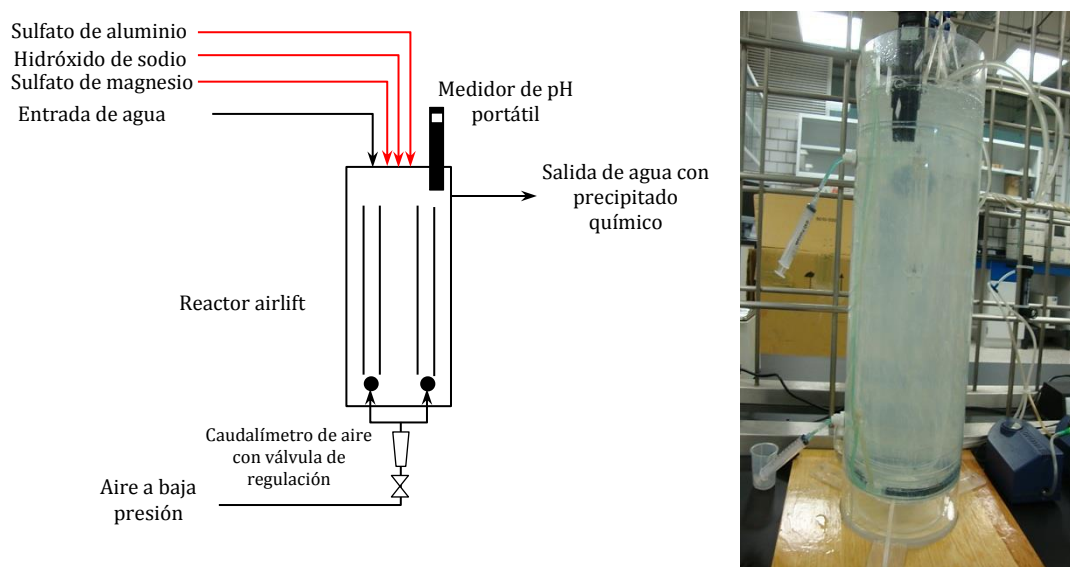


Figura 4-17. Esquema de funcionamiento del reactor airlift para la primera corrida.

Una vez que se prepararon los reactivos, se tuvo listo el kit de análisis y se ajustó el flujo de alimentación al reactor, comenzaron las mediciones de características del agua de alimentación. Al término de las mediciones, comenzó a dosificarse la solución madre de hidróxido de sodio y sulfato de magnesio. La dosificación de hidróxido de sodio se realizó con base al pH requerido para reacción (alrededor de 11.0), por lo que no se cuantificó su concentración sino el pH.

En las primeras mediciones no se había considerado la medición de sólidos suspendidos totales (SST), un parámetro que puede medirse con el colorímetro HACH rápidamente. En ensayos posteriores (después del ensayo 14) se incluyó este parámetro que, como se verá más adelante, fue un parámetro de control muy importante para la efectividad de la reacción.

Segunda corrida – Experimentación con reactor airlift con recirculación

En sistemas de tratamiento de agua, y en general en la industria química, es común que los sistemas de reacción posean una recirculación de los productos y los reactivos que no reaccionaron hacia la entrada del reactor. Esta operación de separar y recircular los reactivos que no se convirtieron en el reactor puede ser de suma importancia, ya que el costo de las materias primas representa alrededor del 70% del costo de operación del reactor (Gonzalez Brambila, 2013). El reactor airlift no fue la excepción y se realizó una corrida donde se le introducía el precipitado químico formado. La separación se llevó a cabo en un recipiente donde se le daba cierto tiempo retención. El precipitado sedimentó en el fondo del recipiente y el agua salía por la parte superior. Este recipiente no fue del todo adecuado y cierta cantidad de sólidos salía por la parte superior. Con ayuda de una *bomba airlift* colocada en el tanque de separación se recirculó el precipitado acuoso sedimentado hacia el reactor airlift.

Un esquema básico de este tipo de bombas se muestra en la Figura 4-18. No confundir bomba airlift con reactor airlift. La bomba airlift es un dispositivo para transferir líquido entre recipientes cuando la diferencia de alturas entre ellos es pequeña (como en este sistema).

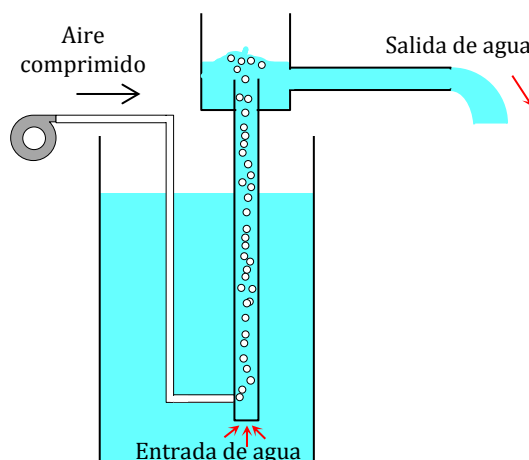


Figura 4-18. Esquema del funcionamiento de una bomba airlift.

En esta corrida, las características del agua de entrada fueron:

Parámetro	Valor	Unidad
Conductividad de alimentación	284	$\mu\text{S}/\text{cm}$
Temperatura de alimentación	19.3 – 20.4	$^{\circ}\text{C}$
pH de alimentación	7.78	
Sílice total	76.6	mg/L

Nótese que los valores se mantienen prácticamente constantes excepto la concentración de sílice la cual se incrementó sustancialmente respecto a la primera corrida.

El esquema del sistema para esta corrida se muestra en la Figura 4-19 y una imagen de equipo montado en el laboratorio se presenta en la Figura 4-20.

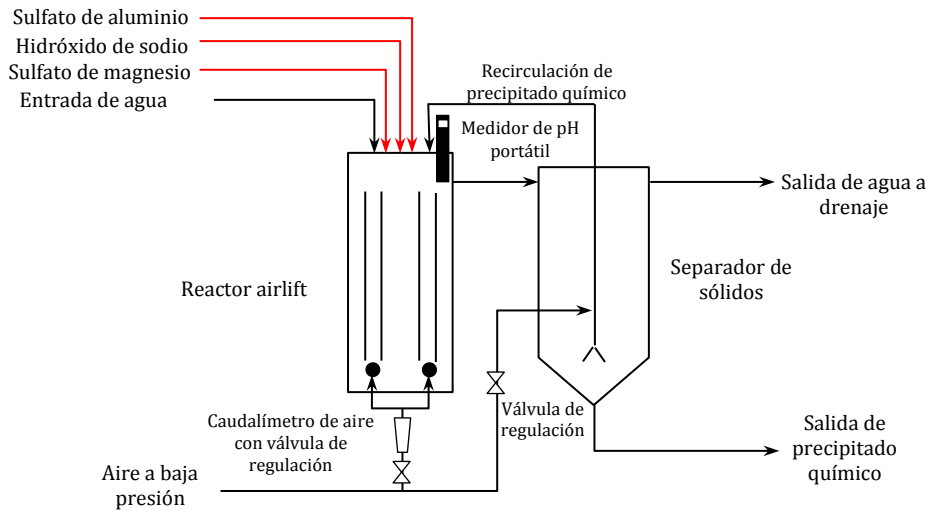


Figura 4-19. Esquema de funcionamiento del reactor airlift para la segunda corrida.



Figura 4-20. Imagen de sistema experimental para la segunda corrida.

Al igual que en la corrida anterior, se prepararon los reactivos, se contó con el kit de análisis y se ajustó el flujo de alimentación al reactor, se aforó un flujo de recirculación de 600 mL/min y comenzaron las mediciones de características del agua de alimentación (mostradas anteriormente). El valor de flujo de recirculación fue tomado según la información de (VWT México, 2012) y por la limitación de la bomba airlift. Al término, se comenzó a dosificar la solución madre de hidróxido de sodio y sulfato de magnesio. La dosificación de hidróxido de sodio se realizó con base al pH requerido para la reacción (alrededor de 11.0), por lo que no se cuantifica su concentración sino el pH.

A diferencia de la corrida anterior (sin recirculación de precipitado químico), en esta corrida ya se consideró la medición de sólidos suspendidos totales (SST), porque se encontró que su concentración está relacionada con la remoción de sílice como se verá en el capítulo de resultados.

El reactor airlift como reactor por lotes

La cinética de la reacción química fue una parte importante para la integración del modelo del reactor airlift. Para determinar la velocidad de reacción y la constante de velocidad de reacción fue necesario experimentar con el reactor airlift como un reactor tipo batch (por lotes). Se ajustaron las condiciones de funcionamiento a determinados valores y se agregaron los reactivos químicos también a ciertas concentraciones, monitoreando el tiempo de reacción. Al final del experimento se obtuvieron datos de concentración de sílice residual y tiempo de reacción.

La información generada en este experimento sirvió para determinar en principio la velocidad de reacción además de la tasa de conversión, es decir, el porcentaje de reactivos que se convierten en productos en un periodo de tiempo.

Se utilizaron los mismos equipos y materiales que se han descrito en esta sección (4.1.9) para el monitoreo de parámetros: pH, temperatura, sílice residual y sólidos suspendidos totales (SST)

El reactor airlift se acondicionó como se muestra en la Figura 4-21.

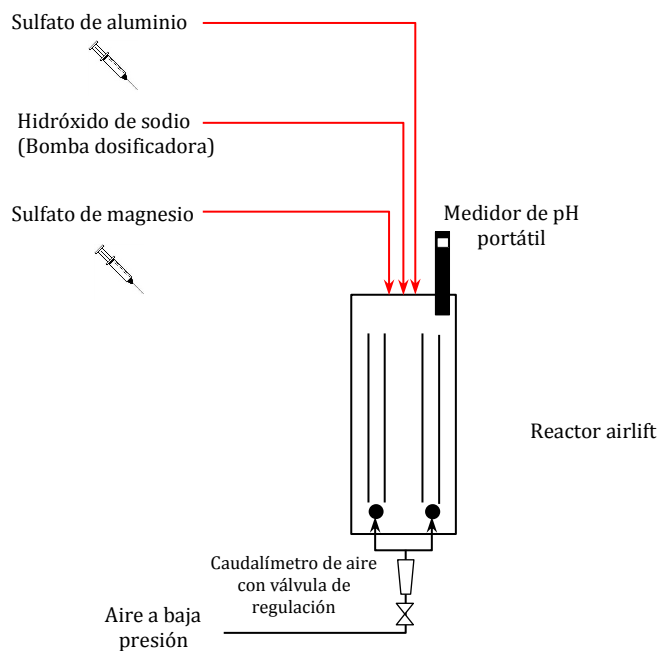


Figura 4-21. Esquema de sistema experimental para reactor airlift tipo batch.

En el esquema anterior se aprecia que la dosificación para control de pH en el reactor fue controlada mediante la bomba dosificadora y el medidor de pH portátil, mientras que el sulfato de aluminio y sulfato de magnesio fueron agregados con una jeringa mediante un pulso. Esta adición fue instantánea y a partir de ese momento se contabilizó el tiempo de reacción. Cada cierto tiempo se tomó una muestra de agua directamente del reactor y se midió el valor de sílice de acuerdo a la técnica descrita anteriormente.

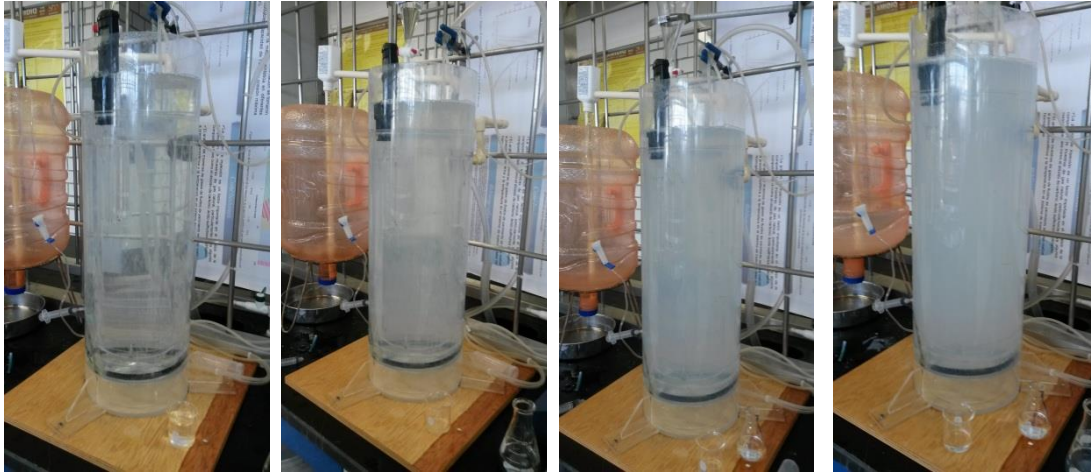


Figura 4-22. Aspecto de la mezcla de agua con precipitado químico en el reactor airlift en cuatro diferentes momentos después de inyectar sulfato de magnesio y sulfato de aluminio. De izquierda a derecha, inicial, intermedios y final.

Las características que se midieron en el agua antes de la reacción fueron:

Parámetro	Valor	Unidad
Temperatura de alimentación	18.0	°C
pH de alimentación	7.78	-
Sílice total	73.0	mg/L

El pH fue ajustado a 10.9 antes de agregar el sulfato de magnesio y el sulfato de aluminio. En cuanto a las concentraciones aplicadas, se realizaron cuatro corridas con diferentes dosificaciones, las cuales se indicarán en la Tabla 6-11.

5. EL MODELO

Este capítulo describe el procedimiento que fue empleado para desarrollar el modelo a través de un paquete de software de CFD. El sistema de ecuaciones diferenciales conformado por las ecuaciones de transporte de momentum, ecuación de la continuidad, flujo de gas y el modelo de turbulencia fueron discretizadas por este paquete de software para obtener un sistema matricial de ecuaciones lineales que fue posteriormente resuelto. Las bases teóricas a través de las cuales funciona el programa de CFD para llegar a estos resultados, fueron parte del aprendizaje en el Posgrado de Ingeniería de Procesos. La descripción de esta labor no formó parte de los objetivos de este Proyecto, y a lo largo del capítulo se muestra la forma en que se construyó el modelo desde su geometría básica, propiedades de los fluidos, condiciones de frontera aplicables a cada contorno, métodos de solución y mallado hasta la solución numérica del sistema.

La segunda parte que conformó el modelo (cinética de la reacción), fue abordada en la sección anterior y en la sección de resultados y discusión se hace una descripción del comportamiento observado.

La descripción mostrada en la sección 3.6.3 acerca de los modelos para representar la dinámica de fluidos de un flujo burbujeante fue utilizada para obtener información del comportamiento del reactor airlift mediante el programa de CFD.

El aprendizaje básico del programa COMSOL Multiphysics, primero versión 3.5 y después 4.3a fue pieza clave para desarrollar el modelo que representara el reactor airlift piloto. Las corridas se realizaron en una computadora portátil con un procesador Intel CORE i3 de 2.3 GHz de velocidad, una memoria RAM de 4 GB y Windows 7. Las simulaciones tomaron un tiempo de entre 5 minutos y 20 minutos. Si se detectaba que la solución no convergía, mostraban un comportamiento errático o demoraban demasiado entonces se procedía a cancelarlas.

COMSOL Multiphysics es un paquete de software que, contiene un módulo para Dinámica de Fluidos Computacional que permite modelar una amplia gama de fluidos descritos en la Tabla 5-1. La carpeta principal seleccionada fue *flujo multifásico* en el modo de aplicación *flujo burbujeante turbulento*.

La resolución de los sistemas de ecuaciones diferenciales ingresados está basado en el método de elemento finito. Una descripción del método de elemento finito puede encontrarse en (Zienkiewicz & Taylor, 2000).

Tabla 5-1. Modos de aplicación para el transporte de momentum. Tomado de (COMSOL AB, 2008)

Carpeta principal de modo de aplicación	Modo de aplicación	Descripción
Flujo laminar	Ecuaciones de Navier-Stokes flujo incompresible	Balance general de momentum y ecuación de la continuidad para fluidos con densidad constante
	Flujo no newtoniano	Balance de momentum y ecuación de la continuidad con leyes de potencia y Carreau y modelos reológicos definidos por el usuario.
Flujo turbulento	Modelo de turbulencia $\kappa - \varepsilon$	Modelo de turbulencia $\kappa - \varepsilon$ estándar con funciones de pared de arranque.
	Modelo de turbulencia $\kappa - \omega$	Modelo de turbulencia $\kappa - \omega$ según Wilcox con funciones de pared de arranque.
Medio poroso	Ecuaciones de Brinkman	Extensiones de Brinkman de la Ley de Darcy que incluyen transporte viscoso de momentum.
	Ley de Darcy	Ley de Darcy combinada con ecuación de la continuidad para fluidos con densidad constante o variable.
Flujo multifásico	Flujo burbujeante laminar	Flujo laminar de dos fases para burbujas de gas en líquidos
	Flujo burbujeante turbulento	Flujo de dos fases para burbujas de gas en líquidos combinado con modelo de turbulencia $\kappa - \varepsilon$
	Ajuste de nivel	Rastreo de una interfase móvil dentro de un campo de velocidad dado usando el método de ajuste de nivel.
	Flujo bifásico, laminar con ajuste de nivel	Balance de momentum y ecuación de la continuidad acopladas a ecuación de ajuste de nivel para flujo bifásico laminar.
	Flujo bifásico, turbulento con ajuste de nivel	Balance de momentum y ecuación de la continuidad acopladas a ecuación de ajuste de nivel para flujo bifásico combinado con un modelo de turbulencia $\kappa - \varepsilon$.
	Campo de fase	Modelado de fases móviles sobre una malla fija usando la teoría de campo de fase.
	Flujo de bifásico, laminar con campo de fase	Balance de momentum y ecuación de la continuidad acopladas al método de campo de fase para flujo bifásico laminar.
	Flujo bifásico, turbulento con campo de fase	Balance de momentum y ecuación de la continuidad acopladas al método de campo de fase para flujo bifásico combinado con un modelo de turbulencia $\kappa - \varepsilon$.
	Modelo de mezcla, laminar	Flujo bifásico para partículas sólidas en líquidos o líquido dispersado en una fase líquida continua.
	Modelo de mezcla, turbulento	Flujo bifásico para partículas sólidas en líquidos o líquido dispersado en una fase líquida combinado con un modelo de turbulencia $\kappa - \varepsilon$.

Los modos de aplicación están disponibles para geometrías en dos dimensiones (2D), cilíndricas (2D axisimétrico) y tres dimensiones (3D). El programa además incluye modos de aplicación para transporte de energía y transporte de masa. Sin embargo, dentro de las suposiciones más importantes para flujo burbujeante en el airlift fueron que no existe cambio de temperatura apreciable durante el proceso en el reactor, ni transporte de masa entre el aire inyectado y el fluido. Esto se mencionará más adelante.

5.1 Procedimiento para generación del modelo en CFD

El modelo del reactor airlift comenzó a desarrollarse en la versión 3.5 de COMSOL Multiphysics. Después de realizar algunas simulaciones del modelo, se obtuvieron resultados que fueron comparados con los resultados experimentales que ya se habían generado.

Se disponía de la versión 4.3a de COMSOL Multiphysics que, dentro de muchas otras características, presentaba mayor número de modelos, como en el módulo de ingeniería química para reacciones. En un momento dado, se planteó la idea de acoplar al modelo de flujo burbujeante un modelo de reacción química y otro modelo para trazado de partículas, que fueran capaces de representar los fenómenos de transporte de masa y energía que ocurren en el reactor. Por esta razón, aunado a que se tuvieron problemas de compatibilidad con el modelo desarrollado entre ambas versiones, se decidió desarrollar nuevamente el modelo en la versión 4.3a.

La interfaz de la versión 4.3a resultó más didáctica que la interfaz de la versión 3.5, sin embargo, al dibujar la geometría del reactor se presentaron algunas dificultades porque los comandos para dibujar cambiaron mucho respecto a la versión 3.5. Por otra parte, el *constructor de modelo* aportó numerosas ayudas que no se encontraban presentes en la versión 3.5 de COMSOL Multiphysics.

En términos del mallado, las dos versiones utilizaron esencialmente el mismo arreglo de elementos triangulares y sin mayor complicación.

Un cambio importante entre la versión 3.5 y 4.3a de COMSOL Multiphysics fue el resolvidor del modelo. En la versión 3.5 se manejó un solo gráfico de convergencia de la solución del sistema matricial de ecuaciones, mientras que en la versión 4.3a manejó tres gráficos de convergencia denominados pasos segregados, cada uno de los cuales agrupaba a las diferentes variables a resolver:

- ▶ Paso segregado 1: vector de velocidad y la presión
- ▶ Paso segregado 2: densidad de gas efectiva
- ▶ Paso segregado 3: Energía cinética turbulenta y tasa de disipación de energía cinética turbulenta.

5.1.1 Uso del asistente

La generación de modelos en COMSOL Multiphysics versión 4.3a es llevada a cabo utilizando un asistente que permite definir las características básicas sobre las que se desarrollará el modelo. Estas características son:

- ▶ Sistema espacial de coordenadas
- ▶ Física del objeto de estudio
- ▶ Sistema en estado estacionario o transitorio
- ▶ Materiales del modelo

Sistema espacial de coordenadas del sistema

Se eligió un sistema espacial para ubicar el modelo. Los sistemas de coordenadas disponibles en COMSOL son:

Cartesianas:

- 0D: Puntual
- 1D: una dimensión
- 2D: bidimensional
- 3D: tridimensional

Cilíndricas

- 2D: dos dimensiones, simetría axial (o axisimétrico).

Los criterios de selección del sistema de coordenadas en que se desarrolló el modelo fueron: el grado de refinamiento de la malla generada y el costo computacional.

Se realizaron ensayos de prueba y error con diferentes refinamientos de malla y se determinó que un mallado grueso era suficiente para presentar los gráficos con resultados aceptables, a la vez que se reducía bastante el tiempo de cálculo.

En cuanto al costo computacional, se eligió el sistema 2D axisimétrico para ubicar el reactor airlift debido a que el reactor es cilíndrico y los tubos de arrastre internos y la base pueden ser dibujados simétricamente además de reducir la memoria RAM requerida para el cálculo del sistema. Existió la posibilidad de importar el dibujo del reactor desde AutoCAD o SOLIDWORKS son embargo, la sencillez de la geometría permitió dibujarlo en la misma interfaz de dibujo de COMSOL sin mayores dificultades.

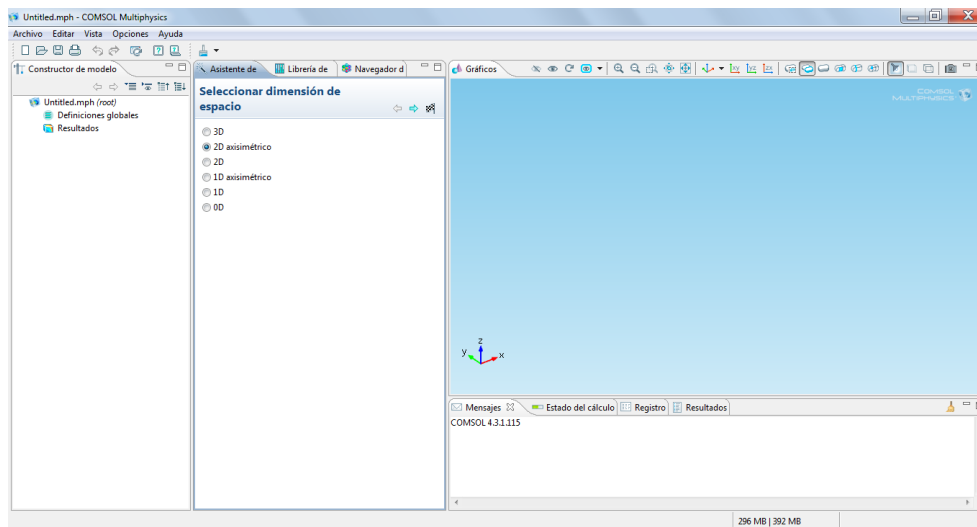


Figura 5-1. Ventana donde se seleccionó el sistema espacial de coordenadas para ubicar el dibujo del airlift.

Física del fenómeno objeto de estudio

En este paso se incluyeron los modelos físicos que representaron al reactor airlift. Como se mencionó anteriormente, la física seleccionada fue *Flujo burbujeante acoplado al modelo de turbulencia $\kappa - \epsilon$* . Según la complejidad del fenómeno, pueden definirse más de una física en el estudio.

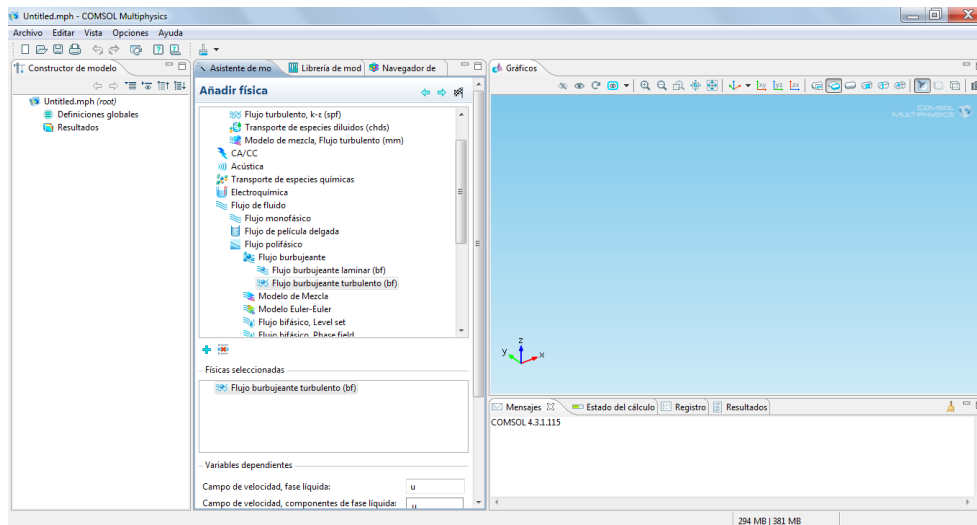


Figura 5-2. Pantalla con información para seleccionar las físicas de estudio.

Estado estacionario o transitorio

En este paso se eligió el estado estacionario por lo que todos los términos con dependencia respecto al tiempo quedaron cancelados. En la siguiente pantalla se seleccionó el estado del sistema:

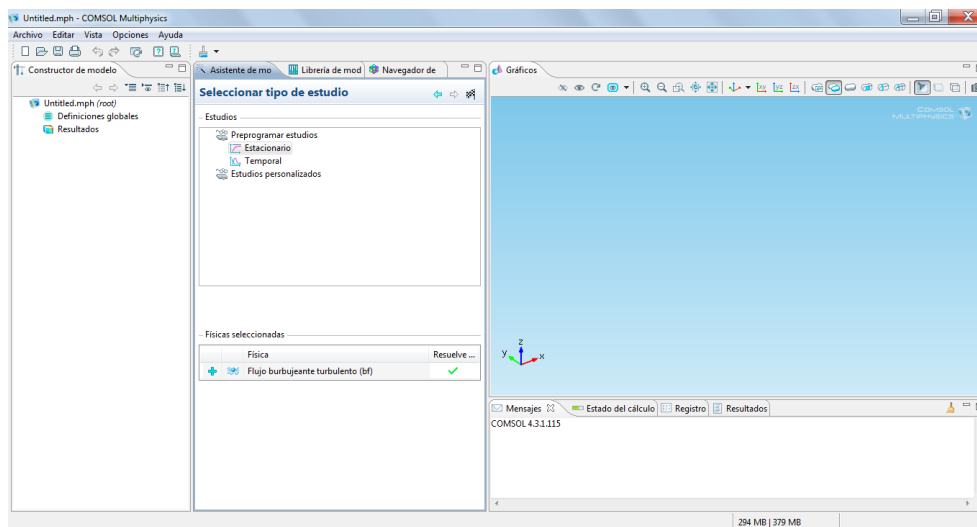


Figura 5-3. Selección de régimen de proceso: estacionario o transitorio.

Materiales en el modelo

COMSOL dispone de una biblioteca con los materiales más comunes y especiales para diversas aplicaciones tecnológicas o industriales. La selección de materiales depende de las físicas que se hayan incluido. Para el reactor airlift se consideraron únicamente dos materiales: el *agua* contenida en el reactor y el *aire* suministrado. Si aparte del estudio de la hidrodinámica del reactor se requiriera modelar algún flujo de calor hacia los alrededores del reactor, el material del reactor debería ser considerado.

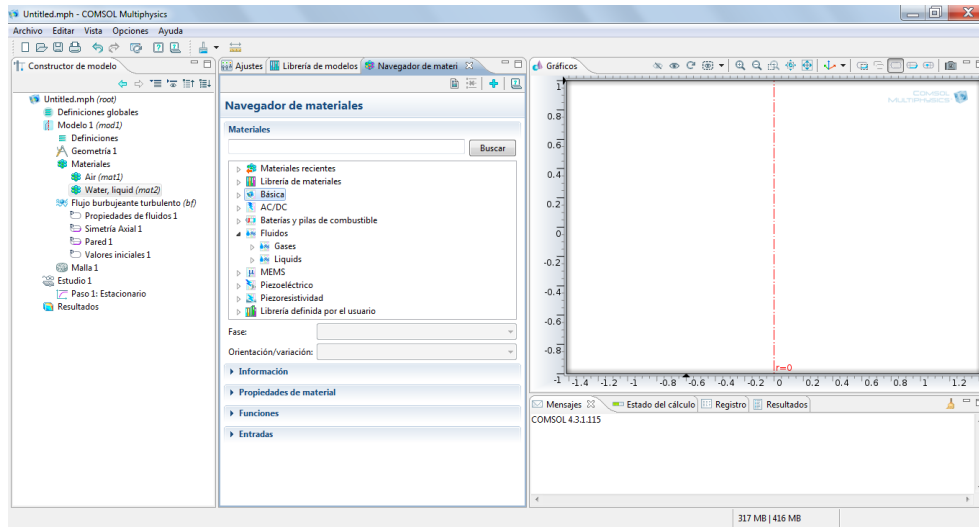


Figura 5-4. Ventana en que aparece la biblioteca para selección de materiales.

5.1.2 Geometría del modelo

Una vez que se definieron los ítems anteriores, el programa presentó la interfaz para dibujar el modelo. La cuadrícula posee un eje de simetría para representar el modelo, representada por el eje $r = 0$. Se buscó ubicar el eje de simetría del reactor airlift en este eje (ver Figura 5-5) presentado como una línea punteada en color rojo sobre la cuadrícula de dibujo.

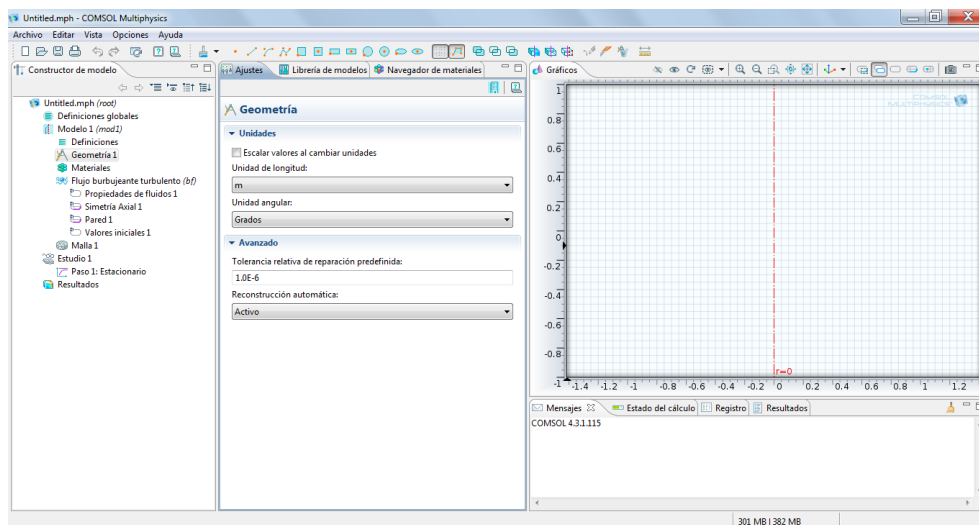


Figura 5-5. Interfaz para desarrollo del dibujo del modelo.

El dibujo del reactor realizó siempre en esta ventana tomando elementos geométricos sencillos para componer otros elementos más complejos, haciendo uso de comandos que son comunes a muchos programas de diseño gráfico tales como: posición, sustracción, unión, diferencia, convertir a sólido, convertir a superficie, etc. Al utilizar un sistema de coordenadas 2D axisimétrico, solo se requirió dibujar una mitad del reactor que correspondiera a un corte axial (a lo largo del eje $r = 0$ del reactor) y COMSOL consideró que la mitad restante fue igual a la mitad dibujada.

Las dimensiones del reactor airlift dibujado son las mismas que las del reactor piloto, presentadas en la Tabla 4-2. En COMSOL se asignaron variables para definir estas dimensiones. La unidad de medida seleccionada para el dibujo fue en metros.

Tabla 5-2. Valores de entrada para la geometría del reactor airlift en COMSOL.

Nombre de la variable en COMSOL	Valor	Descripción
H	0.48 [m]	Altura líquido
R_r	0.0955 [m]	Radio interno reactor
d_b	0.003 [m]	Diámetro de la burbuja
R_tm	0.074 [m]	Radio tubo arrastre medio
R_ti	0.047[m]	Radio tubo arrastre interno

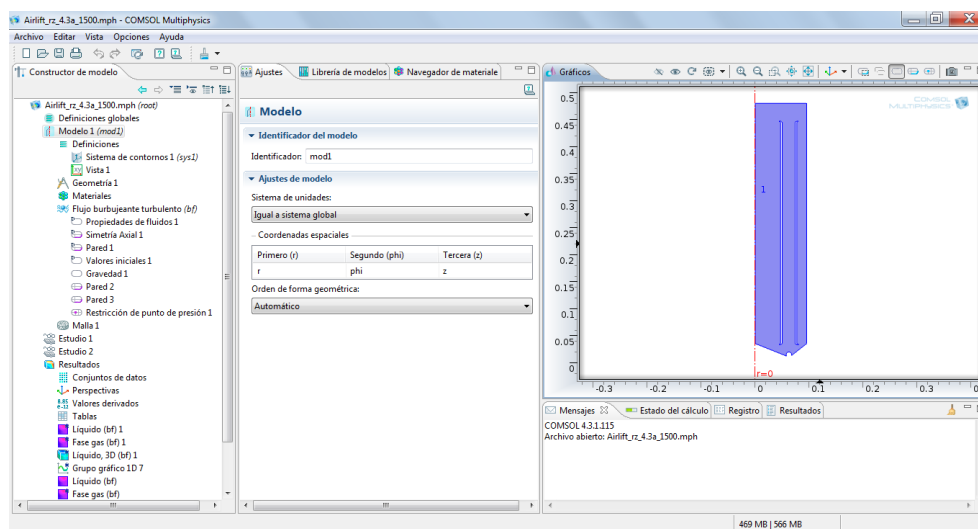


Figura 5-6. Unión de elementos que conformaron el dominio del modelo en la ventana de gráficos. Se aprecia el detalle de los tubos de arrastre concéntricos y las toberas de entrada y salida.

Al terminar de dibujar el contorno interior y exterior que representaba la forma del reactor se procedió a formar un bloque único. Este bloque conformó el *dominio* del fluido, que es el espacio del reactor que contiene agua. Fue necesario definir en COMSOL que este era el dominio de estudio lo cual se realizó en la sección de *selección de dominio*. Al realizar esta selección, el dominio se representó en color verde, como se indica en la Figura 5-7.

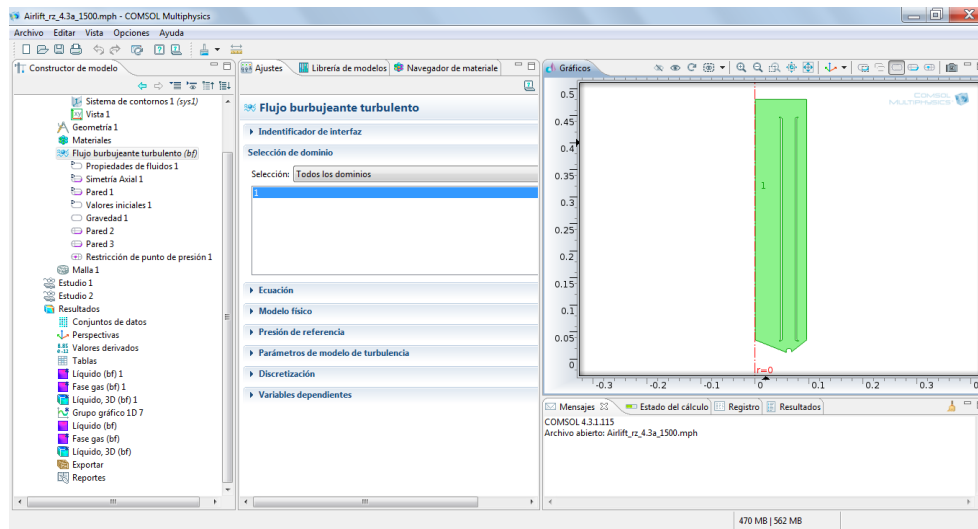


Figura 5-7. Ventana que muestra el dominio seleccionado para aplicar las físicas seleccionadas.

5.1.3 Constructor del modelo

Una interfaz al lado izquierdo denominada *Constructor del modelo* permite habilitar y definir las diferentes entradas, variables, ecuaciones y condiciones de las cuales se compone la física del fenómeno. Con el constructor del modelo se definieron la presión atmosférica y temperatura del sistema.

Modelo de flujo burbujeante bifásico

Parámetros del modelo de flujo burbujeante: parámetros de la fase líquida y la fase gas tales como velocidad inicial, densidad efectiva, etc., constantes del modelo de turbulencia $\kappa - \epsilon$. COMSOL utilizó el modelo RANS basado en las reglas de descomposición de Reynolds para aplicarlo a las ecuaciones de transporte y modelo de turbulencia $\kappa - \epsilon$. De esta manera se incluyeron ecuaciones con un término promedio y una fluctuación para evaluar variables como la velocidad del fluido, energía cinética turbulenta o tasa de disipación turbulenta.

Los valores asignados para el modelo del reactor airlift fueron:

- ▶ Temperatura: 293.15 K = 20 °C
- ▶ Presión de referencia: 1 atm
- ▶ Densidad del líquido: asignada por COMSOL
- ▶ Densidad del gas: asignada por COMSOL
- ▶ Diámetro de la burbuja: 0.003 m = 3 mm
- ▶ Modelo de deslizamiento: Balance de resistencia de presión
- ▶ Modelo de coeficiente de resistencia: Burbujas grandes (mayores a 3 mm). El modelo de burbujas pequeñas (que es descrito por la teoría de Hadamard-Rybczynski) no fue seleccionado porque las burbujas del difusor tenían un diámetro de alrededor de 3 mm.
- ▶ Tensión superficial del agua.
- ▶ El límite de longitud de mezcla (escala de mezclado) fue definido automáticamente por COMSOL.

Los valores asignados para el arranque del modelo fueron:

Campo de velocidad: $u_r = 0 \text{ m/s}$, $u_z = 0.15 \text{ m/s}$
 Densidad de gas efectiva: 0.31 kg/m^3
 Tasa de disipación turbulenta: $0 \text{ m}^2/\text{s}^3$
 Energía cinética turbulenta: $0 \text{ m}^2/\text{s}^2$
 Gravedad: $g_r = 0 \text{ m/s}$, $g_z = -9.81 \text{ m/s}^2$

La

Figura 5-8 muestra el listado de ecuaciones que relacionan las variables descritas anteriormente.

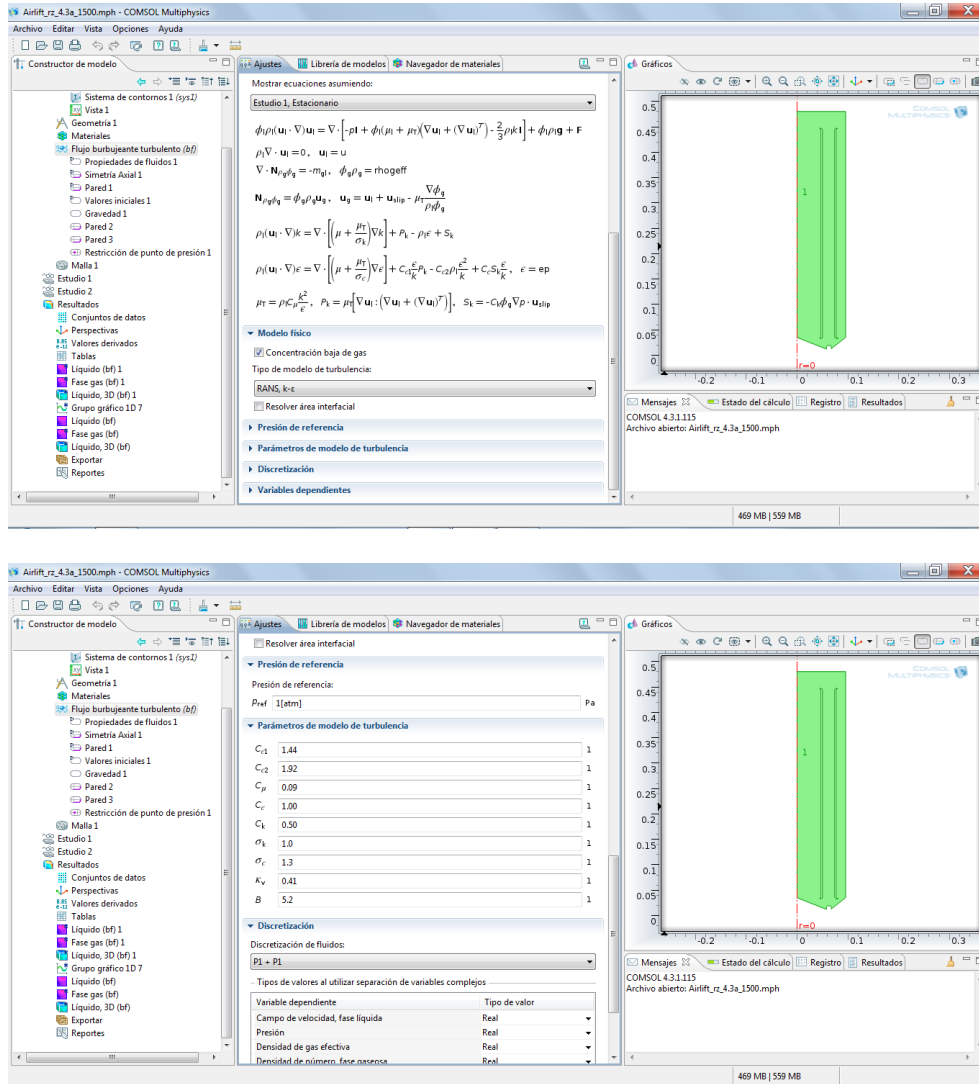
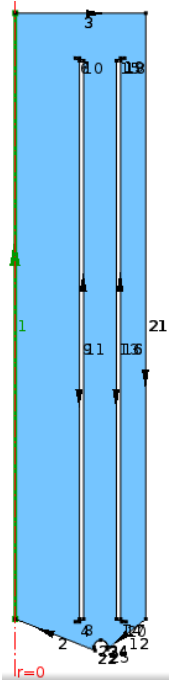
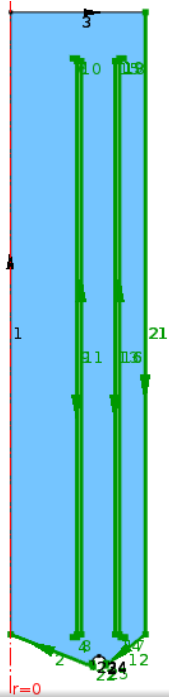
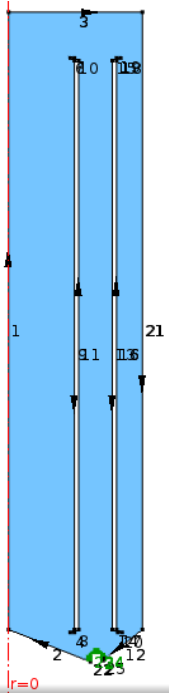
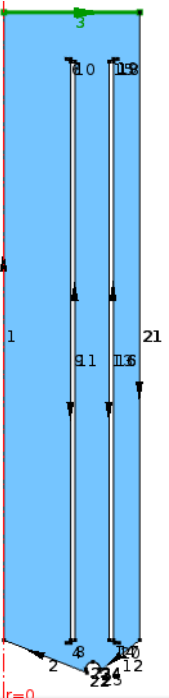


Figura 5-8. Ventanas en que se aprecia la selección del modelo físico y se muestra el conjunto de ecuaciones diferenciales (primera ventana). En la segunda ventana se muestra las constantes tomadas por COMSOL para el modelo de turbulencia.

Definiciones de subdominio (Fronteras del sistema): En la *selección de contorno* del constructor del modelo se definen las condiciones la función de cada frontera del reactor airlift. Se definió el eje de simetría, las paredes del reactor airlift, las fronteras móviles (superficie del agua), la entrada y la salida de aire suministrado, como se muestra en la Tabla 5-3.

Los números que aparecen en cada dibujo del reactor son asignados por COMSOL para enlistar el número de contornos. La entrada y salida de agua del reactor no se consideraron para no alterar la simetría del dibujo y porque no fueron requeridas por el modelo.

Tabla 5-3. Definición de contornos en el modelo.

Eje de simetría axial	Pared	Difusor	Superficie del líquido
			
Este contorno representó el eje de simetría sobre el cual se revolucionaron los demás contornos, en $r = 0$	Este conjunto de contornos representan todas las paredes y el fondo del reactor, las paredes de los tubos de arrastre y las toberas, que fueron definidas en COMSOL como paredes fijas.	Dos contornos representaron el área del difusor, que se muestran en color verde en la parte inferior. El área del difusor en el reactor airlift piloto se convirtió en un área equivalente que pudiera ser representada con estos contornos.	La superficie del agua se definió con un único contorno en la parte superior. La condición de contorno se especificó como una pared deslizante en virtud de que el agua es desplazada continuamente mientras el reactor burbujee.

Los flujos máscicos de aire (N_{pg}) asignados en COMSOL que correspondieron al área del difusor y a los flujos volumétricos fueron:

Flux aire, kg/m ² s	Flujo volumétrico, L/min
0.002500	0.20
0.006251	0.50
0.012502	1.00
0.018752	1.50
0.025003	2.00
0.031253	2.50
0.037505	3.00
0.068759	5.50

Mallado: tamaño, forma y refinamiento de malla. Se utilizó una malla predeterminada por COMSOL (gruesa) con el fin de no provocar demoras o fallas en el procesamiento de datos debidos al costo computacional. Por otra parte, durante las primeras corridas realizadas con el modelo, se obtuvieron resultados consistentes, así se concluyó que no se requería mayor refinamiento de malla. La Figura 5-9, presenta un ejemplo típico de mallado extra-grueso.

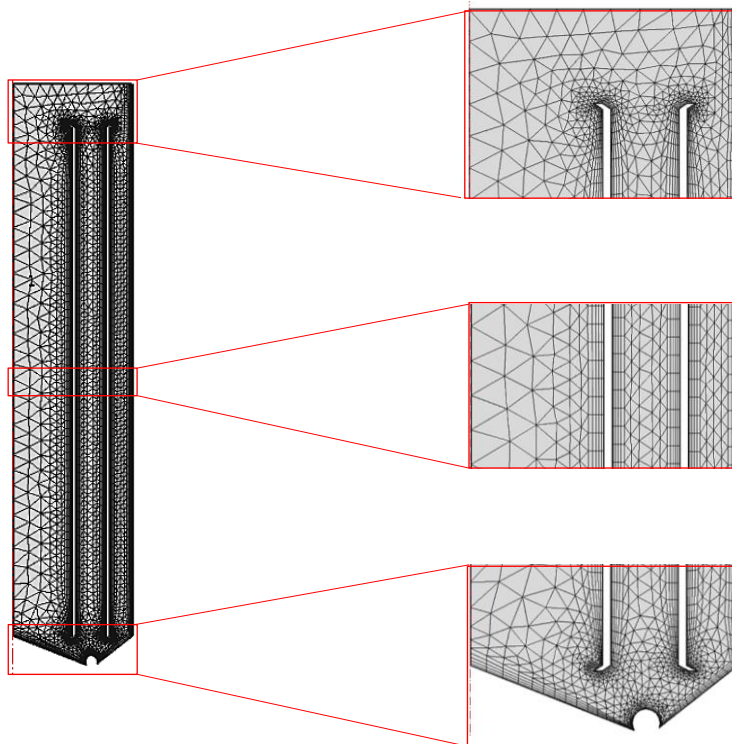
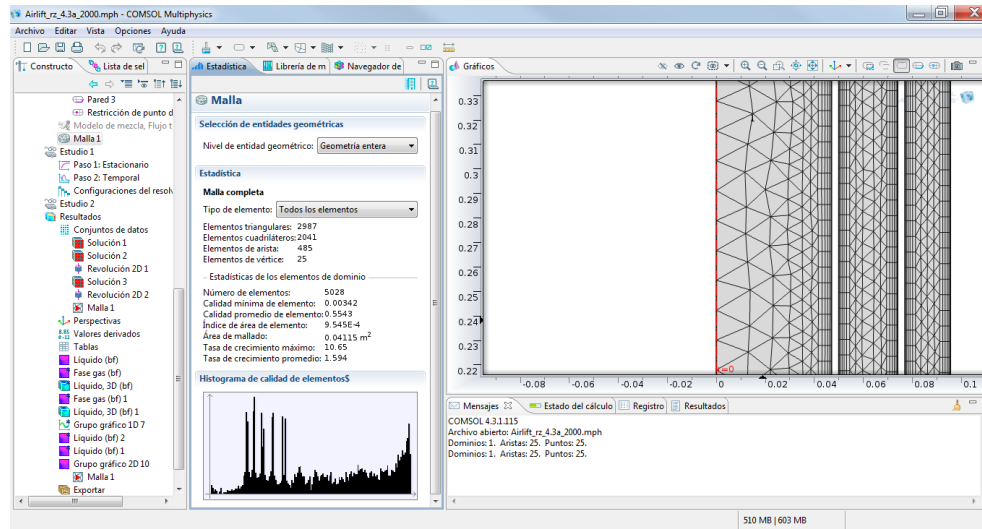


Figura 5-9. Mallado del modelo geométrico del reactor airlift de doble circuito. Se presenta un detalle de las zonas superior media e inferior para apreciar los elementos triangulares y cuadrados que COMSOL Multiphysics puede generar. El grado de mallado en este ejemplo fue extra-grueso.

Solución al modelo: En esta etapa se llevó a cabo la compilación de ecuaciones, estados segregados derivados de las variables a resolver, solución del sistema de ecuaciones diferenciales parciales gracias a la discretización de este sistema.

Post-procesamiento: Las gráficas en 2D y 3D, perfiles y vectores de velocidad, fracción de aire y fracción de líquido son generadas en esta etapa, en las cuales puede manipularse y visualizar de diferentes maneras los resultados.

Ecuaciones descriptivas del modelo de flujo burbujeante bifásico en CFD

Acercas del sistema de ecuaciones diferenciales, COMSOL Multiphysics integró el sistema de ecuaciones con todas las condiciones y parámetros definidos con el asistente y el constructor de modelo.

Para la aplicación del modelo se asumió que:

- ▶ Existió un flujo turbulento no viscoso, incompresible y en dirección axial.
- ▶ Las coordenadas del sistema de referencia fueron cilíndricas.
- ▶ El proceso ocurrió en estado estacionario.
- ▶ El líquido circuló de arriba hacia abajo en las bajantes (dirección de la gravedad).
- ▶ La mezcla líquido-gas (aire) circuló de abajo hacia arriba.
- ▶ La velocidad del fluido es función del radio del cilindro; $u_z = u_z(r)$
- ▶ El fluido no se desplaza en dirección de θ ; esto es, $u_\theta = 0$
- ▶ El fluido no se mueve en dirección radial, $u_r = 0$
- ▶ La presión del fluido es función de la altura del cilindro; $p = p(z)$
- ▶ No existió transferencia de masa entre el líquido y el gas (o que fue despreciable)
- ▶ El proceso fue isotérmico

El sistema ensamblado por COMSOL se conformó por la ecuación de la continuidad, ecuación de transporte de momentum, ecuaciones constitutivas para el transporte de momentum, ecuaciones del modelo de turbulencia y ecuaciones constitutivas del modelo de turbulencia las cuales se describieron en la sección 3.6.3. En este sistema de ecuaciones, las variables dependientes definidas por COMSOL para resolver el modelo fueron:

- ▶ Campo de velocidad en fase líquida. El cual puede descomponerse para cada coordenada (r, z, θ) .
- ▶ Presión del sistema. Es el campo escalar que muestra la presión en cada punto del líquido contenido en el reactor.
- ▶ Densidad de gas efectiva, es la densidad del gas que corresponde a la fracción de gas disuelto en el líquido. Por ejemplo, si la fracción de gas en el líquido fuera 0.5, la densidad efectiva correspondería a la mitad de la densidad del gas a las condiciones de burbujeo.
- ▶ Número de densidad en fase gas, que representa la relación entre el área interfacial de la burbuja y su respectivo volumen.
- ▶ Energía cinética turbulenta, cantidad de energía producida por el movimiento del fluido
- ▶ Tasa de disipación de energía cinética, la cantidad de energía cinética que se transforma en calor por disipación viscosa.

6. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Se presentan los resultados obtenidos durante la etapa de experimentación y la etapa de modelado del reactor airlift y posteriormente se realiza una comparación de los parámetros de mayor relevancia de acuerdo a los objetivos planteados. Con la información obtenida se tabularon resultados y se elaboraron las gráficas con las variables que describieron el comportamiento del reactor airlift. Algunas imágenes dan cuenta de cómo se desempeñaron las pruebas realizadas, las cuales complementan a las descritas en la sección de sistema experimental. También se realizó una discusión de los valores obtenidos enfocándola a su congruencia, precisión y utilidad.

6.1. Velocidad de circulación de agua y Re zonal en el reactor

Las siguientes tablas y gráficas muestran los resultados que se obtuvieron al realizar las mediciones de la magnitud de velocidad en las diferentes zonas del reactor airlift. El registro de la temperatura en todos los experimentos mostró que la temperatura fluctuó entre 19.5 y 20.3 °C, por este motivo se consideró que el proceso fue isotérmico, y no influyó en algún cambio de la conductividad del agua.

En todos estos experimentos se midió la distancia entre el punto de inyección y punto de detección del trazador para realizar las mediciones de velocidad con el trazador, cuyo valor fue de 0.37 m.

6.1.1 Sección descendente interior

Las variables que fueron objeto de medición fueron:

- ▶ Volumen del pulso de trazador, mL
- ▶ Tiempo para alcanzar conductividad máxima, s
- ▶ Velocidad instantánea, $u_{exp,i}$, m/s
- ▶ Conductividad máxima, $\mu\text{S}/\text{cm}$

En la primera columna de la Tabla 6-1 aparece el flujo de aire suministrado al reactor y la conductividad eléctrica inicial. En la segunda columna cada número corresponde a las variables enlistadas anteriormente. Las siguientes columnas muestran los valores medidos en el i -ésimo experimento; se muestran en negritas los valores de velocidad. La penúltima columna muestra el valor promedio calculado de todas las mediciones, sólo velocidad, por ser ésta la variable utilizada para cálculos posteriores. La última columna muestra la desviación estándar de la velocidad que indica el grado de dispersión de los resultados.

Tabla 6-1. Resultados de las mediciones efectuadas para obtención de velocidad en la zona descendente interior del reactor airlift.

Flujo de aire al reactor (Q_{air}) (L/min) / Conductividad inicial ($\mu\text{S/cm}$)	Variable	Número de experimento, i									\bar{u}_{exp} , m/s	ζ
		1	2	3	4	5	6	7	8	9		
0.2 / 347	Volumen del pulso de trazador, mL	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0		
	Tiempo para alcanzar conductividad máxima, s	14.7	12.88	11.95	16.26	21.57	19.32	22.66	21.89	19.99		
	Velocidad instantánea, $u_{exp,i}$, m/s	0.022	0.026	0.028	0.020	0.015	0.017	0.015	0.015	0.017	0.019	0.005
	Conductividad máxima, $\mu\text{S/cm}$	388	390	402	509	509	498	504	555	489		
0.5 / 368	Volumen del pulso de trazador, mL	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0				
	Tiempo para alcanzar conductividad máxima, s	14.77	13.75	13.67	12.7	13.58	14.22	12.28	13.87			
	Velocidad instantánea, $u_{exp,i}$, m/s	0.022	0.024	0.024	0.026	0.024	0.023	0.027	0.024		0.024	0.001
	Conductividad máxima, $\mu\text{S/cm}$	506	489	484	506	493	488	509	551			
1.0 / 405	Volumen del pulso de trazador, mL	2	2	2	2	2	2	2	2			
	Tiempo para alcanzar conductividad máxima, s	10.43	9.26	9.16	9.34	9.23	9.08	9.31	10.01	8.66		
	Velocidad instantánea, $u_{exp,i}$, m/s	0.032	0.036	0.036	0.035	0.036	0.036	0.035	0.033	0.038	0.035	0.002
	Conductividad máxima, $\mu\text{S/cm}$	494	488	476	511	528	523	599	501	530		
1.5 / 420	Volumen del pulso de trazador, mL	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0			
	Tiempo para alcanzar conductividad máxima, s	8.01	9.54	7.91	7.68	7.37	8.46	8.52	8.19			
	Velocidad instantánea, $u_{exp,i}$, m/s	0.041	0.035	0.042	0.043	0.045	0.039	0.039	0.040		0.040	0.003
	Conductividad máxima, $\mu\text{S/cm}$	475	505	484	512	498	472	492	489			
2.0 / 437	Volumen del pulso de trazador, mL	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0			
	Tiempo para alcanzar conductividad máxima, s	6.64	7.01	7.28	7.24	7.29	7.7	7.41	7.25	7.9		
	Velocidad instantánea, $u_{exp,i}$, m/s	0.050	0.047	0.045	0.046	0.045	0.043	0.045	0.046	0.042	0.045	0.002
	Conductividad máxima, $\mu\text{S/cm}$	514	479	514	551	537	477	517	510	490		
2.5 / 283	Volumen del pulso de trazador, mL	2.0	2.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0		
	Tiempo para alcanzar conductividad máxima, s	7.83	8.81	7.16	7.3	7.45	7.05	6.6	8.58	6.87		
	Velocidad instantánea, $u_{exp,i}$, m/s	0.042	0.037	0.046	0.045	0.044	0.047	0.050	0.038	0.048	0.044	0.003
	Conductividad máxima, $\mu\text{S/cm}$	940	1581	1673	1300	1433	1370					
3.0 / 355	Volumen del pulso de trazador, mL	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0		
	Tiempo para alcanzar conductividad máxima, s	6.89	6.62	6.08	6.31	6.74	5.94	6.5	6.69	6.98		
	Velocidad instantánea, $u_{exp,i}$, m/s	0.048	0.050	0.054	0.052	0.049	0.056	0.051	0.049	0.047	0.051	0.003
	Conductividad máxima, $\mu\text{S/cm}$	1347	1345	1139	2216	883	928	932	1473	1145		

Con los datos de flujo de aire y velocidad promedio, se construyó la gráfica de la Figura 6-1. Se incluyó una curva de regresión polinómica de grado 2 que fue la que mejor se ajustó a los puntos graficados con un coeficiente de correlación de 0.97.

La ecuación de esta curva fue: $y = -0.0035x^2 + 0.0217x + 0.0154$, esto es, una parábola.

La primera observación fue que la velocidad del agua es dependiente del movimiento del agua producido, en la sección ascendente, debido a la producción de burbujas. También se observó que la variación de la velocidad del agua respecto al flujo de aire inyectado al reactor no fue lineal en el intervalo de medición. Esto significa que, de acuerdo a la ecuación de la curva obtenida, al aumentar el flujo de aire, la velocidad del agua en la sección descendente aumentó en incrementos cada vez más pequeños. A partir de esta observación comenzó a inferirse que un aumento del flujo de aire al reactor airlift promueve la circulación del agua. Si continua suministrándose más aire, la velocidad no aumentará más.

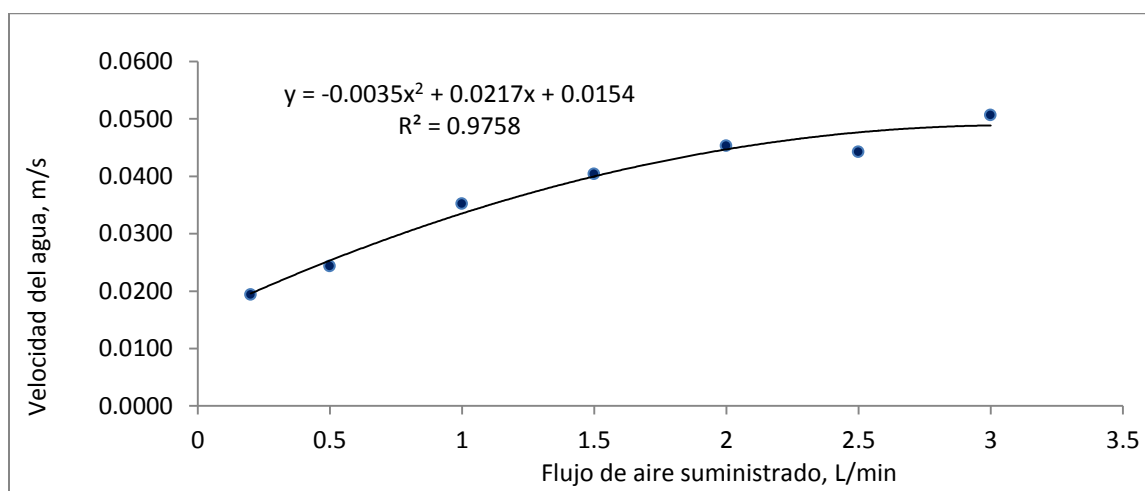


Figura 6-1. Velocidad de agua vs. flujo de aire inyectado al reactor airlift en la sección descendente inferior.

6.1.2 Sección ascendente

Las variables que fueron objeto de medición fueron:

- ▶ Volumen del pulso de trazador, mL
- ▶ Tiempo para alcanzar conductividad máxima, s
- ▶ Velocidad instantánea, $u_{exp,i}$, m/s
- ▶ Conductividad máxima, $\mu\text{S/cm}$

En la primera columna de la Tabla 6-2 se muestra el flujo de aire suministrado al reactor y la conductividad eléctrica inicial la cual es diferente de la mostrada en la Tabla 6-1 debido a un ligero cambio que se presentó en las características del agua de alimentación al reactor. La causa de este cambio pudo deberse a las características del agua que alimentaban el sistema de abastecimiento del laboratorio. En la segunda columna cada número corresponde a las variables enlistadas arriba. Las siguientes columnas muestran los valores de la *i-ésima* medición; se muestran en negritas los valores de velocidad. La penúltima columna muestra el valor promedio calculado de todas las mediciones, sólo velocidad, por ser ésta la variable de interés. La última columna muestra la desviación estándar de la velocidad que indica el grado de dispersión de los resultados.

Tabla 6-2. Resultados de las mediciones efectuadas para obtención de velocidad en la zona ascendente del reactor airlift.

Flujo de aire al reactor (Q_{air}) (L/min) / Conductividad inicial ($\mu\text{S/cm}$)	Variable	Medición, i										\bar{u}_{exp} , m/s	ζ	
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10			
0.2 / 235	Volumen del pulso de trazador, mL	1.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0				
	Tiempo para alcanzar conductividad máxima, s	7.81	6.26	8.79	6.72	8	7.54	7.68	8.04	6.71	6.48			
	Velocidad instantánea, $u_{exp,i}$, m/s	0.049	0.061	0.043	0.057	0.048	0.050	0.049	0.047	0.057	0.059	0.052	0.006	
	Conductividad máxima, $\mu\text{S/cm}$	317	781	1053	830	890	1120	1032	1138	657	831			
0.5 / 235	Volumen del pulso de trazador, mL	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0						
	Tiempo para alcanzar conductividad máxima, s	5.19	4.41	5.72	5.2	4.82	5.14	5.21						
	Velocidad instantánea, $u_{exp,i}$, m/s	0.073	0.086	0.066	0.073	0.079	0.074	0.073				0.075	0.006	
	Conductividad máxima, $\mu\text{S/cm}$	1438	1034	838	1093	873	1041	748						
1.0 / 235	Volumen del pulso de trazador, mL	2	2	2	2	2	2	2						
	Tiempo para alcanzar conductividad máxima, s	4.63	4.37	4.78	4.07	3.98	4.03	4.41						
	Velocidad instantánea, $u_{exp,i}$, m/s	0.082	0.087	0.079	0.093	0.095	0.094	0.086				0.088	0.006	
	Conductividad máxima, $\mu\text{S/cm}$	630	1493	830	977	1049	1077	1093						
1.5 / 235	Volumen del pulso de trazador, mL	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0					
	Tiempo para alcanzar conductividad máxima, s	4.22	3.64	3.5	3.73	3.64	3.63	4.22	3.46					
	Velocidad instantánea, $u_{exp,i}$, m/s	0.090	0.104	0.109	0.102	0.104	0.105	0.090	0.110			0.102	0.008	
	Conductividad máxima, $\mu\text{S/cm}$	857	947	1508	1610	1073	870	1010	1543					
2.0 / 235	Volumen del pulso de trazador, mL	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0					
	Tiempo para alcanzar conductividad máxima, s	4.08	3.69	3.34	3.44	3.04	3.33	3.09	3.58					
	Velocidad instantánea, $u_{exp,i}$, m/s	0.093	0.103	0.114	0.110	0.125	0.114	0.123	0.106			0.111	0.010	
	Conductividad máxima, $\mu\text{S/cm}$	746	1502	1208	1890	1567	1474	1081	947					
2.5 / 235	Volumen del pulso de trazador, mL	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.5				
	Tiempo para alcanzar conductividad máxima, s	2.87	2.78	3.2	2.68	3.47	3.26	3.31	3.24	2.47				
	Velocidad instantánea, $u_{exp,i}$, m/s	0.132	0.137	0.119	0.142	0.110	0.117	0.115	0.117	0.154		0.127	0.013	
	Conductividad máxima, $\mu\text{S/cm}$	916	1016	1024	746	1353	742	871		2122				
3.0 / 235	Volumen del pulso de trazador, mL	2.5	2.5	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0			
	Tiempo para alcanzar conductividad máxima, s	2.71	3.09	3.12	3.03	2.58	2.4	2.75	3.1	3.19	2.59			
	Velocidad instantánea, $u_{exp,i}$, m/s	0.140	0.123	0.122	0.125	0.147	0.158	0.138	0.123	0.119	0.147	0.134	0.014	
	Conductividad máxima, $\mu\text{S/cm}$	1347	1345	1134	2216	883	928	932	1473	1145	914			

Al igual que en la sección descendente inferior con los datos de flujo de aire y velocidad promedio, se construyó la gráfica de la Figura 6-3. Del mismo modo se incluyó una curva de regresión polinómica de grado 2 que fue la que mejor se ajustó a los puntos graficados con un coeficiente de correlación de 0.98, es decir los datos se ajustaron a la curva de regresión ligeramente mejor que en la sección descendente interior.

La ecuación de esta curva es: $y = -0.005x^2 + 0.0434x + 0.0484$, esto es, una curva parabólica.

Al igual que en experimento de velocidad en la sección descendente exterior, se encontró que la variación de la velocidad del agua respecto al flujo de aire inyectado al reactor fue parabólica en el intervalo de medición. Se piensa que la coalescencia de burbujas tiene un papel más importante a medida que se inyecta mayor cantidad de aire al difusor creando zonas de recirculación internas que dificultan el movimiento del agua.



Figura 6-2. El exceso de aire suministrado incrementó la coalescencia de burbujas en la zona ascendente.

Al suministrar un exceso de aire, pudo verificarse el efecto de la coalescencia en la región cercana a la superficie del agua (Figura 6-2).

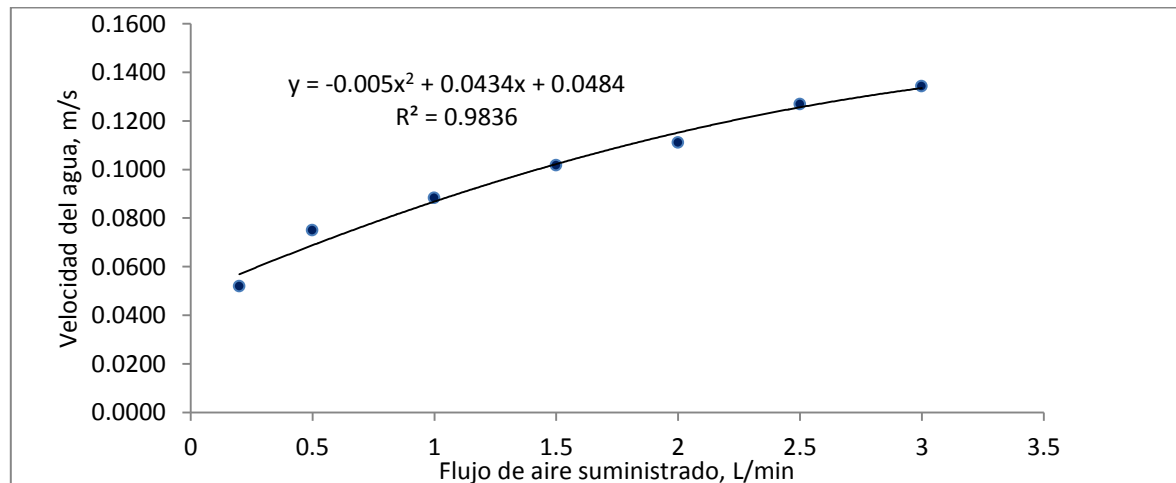


Figura 6-3. Gráfica de velocidad de agua vs. Flujo de aire suministrado al reactor airlift en la zona ascendente.

6.1.3 Sección descendente exterior

Se midió la distancia entre el punto de inyección y punto de detección del trazador para realizar las mediciones de velocidad con el trazador. En este experimento el valor fue 0.37 m.

Las variables que fueron objeto de medición fueron:

- ▶ Volumen del pulso de trazador, mL
- ▶ Tiempo para alcanzar conductividad máxima, s
- ▶ Velocidad instantánea, $u_{exp,i}$, m/s
- ▶ Conductividad máxima, $\mu\text{S}/\text{cm}$

En la primera columna de la Tabla 6-3 se indica el flujo de aire suministrado al reactor y la conductividad eléctrica inicial la cual difiere ligeramente de los valores de conductividad de las tablas anteriores, debido también a un cambio en las características del agua de alimentación al reactor. En la segunda columna cada número corresponde a las variables enlistada arriba. Las siguientes columnas muestran los valores de la *i*-ésima medición; se muestran en negritas los valores de velocidad. La penúltima columna muestra el valor promedio calculado de todas las mediciones, sólo de la velocidad, por ser ésta la variable de interés. La última columna muestra la desviación estándar de la velocidad que indica el grado de dispersión de los resultados.

Tabla 6-3. Resultados de las mediciones efectuadas para obtención de velocidad en la zona descendente exterior del reactor airlift.

Flujo de aire al reactor (Q_{air}) (L/min) / Conductividad inicial ($\mu\text{S/cm}$)	Variable	Medición, i									\bar{u}_{exp} , m/s	ζ
		1	2	3	4	5	6	7	8	9		
0.2 / 370	Volumen del pulso de trazador, mL	1.7	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	2.0	2.0	2.0		
	Tiempo para alcanzar conductividad máxima, s	28.29	32.02	30.77	20.19	21.57	22.16	20.00	21.70	20.42		
	Velocidad instantánea, $u_{exp,i}$, m/s	0.014	0.012	0.013	0.020	0.019	0.018	0.020	0.018	0.020	0.017	0.003
	Conductividad máxima, $\mu\text{S/cm}$	359	363	353	348	381	361	369	373	385		
0.5 / 384	Volumen del pulso de trazador, mL	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0		
	Tiempo para alcanzar conductividad máxima, s	16.68	19.27	13.00	14.18	12.54	11.82	12.32	11.54	13.05		
	Velocidad instantánea, $u_{exp,i}$, m/s	0.024	0.021	0.031	0.028	0.032	0.034	0.032	0.035	0.031	0.030	0.005
	Conductividad máxima, $\mu\text{S/cm}$	418	418	447	393	404	418	440	444	488		
1.0 / 405	Volumen del pulso de trazador, mL	2	2	2	2	2						
	Tiempo para alcanzar conductividad máxima, s	7.61	7.63	7.63	7.53	6.81	7.03					
	Velocidad instantánea, $u_{exp,i}$, m/s	0.053	0.052	0.052	0.053	0.059	0.057				0.054	0.003
	Conductividad máxima, $\mu\text{S/cm}$	418	430	452	463	489	502					
1.5 / 408	Volumen del pulso de trazador, mL	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0					
	Tiempo para alcanzar conductividad máxima, s	6.51	7.22	6.44	7.47	6.23	6.41					
	Velocidad instantánea, $u_{exp,i}$, m/s	0.061	0.055	0.062	0.054	0.064	0.062				0.060	0.004
	Conductividad máxima, $\mu\text{S/cm}$	521	448	444	434	448	439					
2.0 / 380	Volumen del pulso de trazador, mL	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0					
	Tiempo para alcanzar conductividad máxima, s	4.84	6.18	5.92	5.17	5.80	5.32					
	Velocidad instantánea, $u_{exp,i}$, m/s	0.083	0.065	0.068	0.077	0.069	0.075				0.073	0.007
	Conductividad máxima, $\mu\text{S/cm}$	432	442	458	463	465	483					
2.5 / 380	Volumen del pulso de trazador, mL	1.8	2.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0				
	Tiempo para alcanzar conductividad máxima, s	5.48	5.60	4.68	4.64	4.38	4.02	4.72				
	Velocidad instantánea, $u_{exp,i}$, m/s	0.073	0.071	0.085	0.086	0.091	0.100	0.085			0.085	0.011
	Conductividad máxima, $\mu\text{S/cm}$	383	392	403	420	450	430	461				
3.0 / 390	Volumen del pulso de trazador, mL	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0				
	Tiempo para alcanzar conductividad máxima, s	3.96	3.76	4.09	4.12	4.16	4.49	4.01				
	Velocidad instantánea, $u_{exp,i}$, m/s	0.101	0.106	0.098	0.097	0.096	0.089	0.100			0.098	0.005
	Conductividad máxima, $\mu\text{S/cm}$	457	492	467	479	520	530	562				

Con los resultados de flujo de aire y velocidad promedio, se construyó la gráfica de la Figura 6-4. Se agregó una curva de regresión polinómica de grado 2 que fue la que mejor se ajustó a los puntos graficados con un coeficiente de correlación de 0.98.

El incremento de la velocidad del agua disminuyó al suministrar mayor cantidad de aire al difusor, de la misma manera que en la sección descendente interior y la sección ascendente. Sin embargo, la velocidad del agua en la sección descendente interior siempre fue mayor que la velocidad en la sección descendente exterior, debido a la geometría de la tobera de salida y el área de la sección anular.

La velocidad descendente exterior e interior es completamente dependiente de la velocidad en la sección ascendente, la cual a su vez variará según el flujo de aire alimentado al difusor. Esto puede ser explicado, a partir de la creación de la corriente de agua producida por la diferencia de densidad entre la zona ascendente y las zonas descendentes. Esta diferencia es promovida en la zona ascendente por las burbujas de aire provenientes del difusor. En la parte superior del reactor airlift se separa el gas, pero el líquido al conservar cierta cantidad de movimiento es dirigido a las secciones descendentes.

Es importante señalar que este comportamiento sólo fue medido en el intervalo de 0.5 a 3.0 L/min de aire inyectado al difusor, debido a las limitaciones del suministro de aire que se tuvieron en el momento de la experimentación.

En la parte experimental con reacción química se determinará si el mezclado generado con estos valores de velocidad del agua es suficiente para obtener el rendimiento de la reacción esperado.

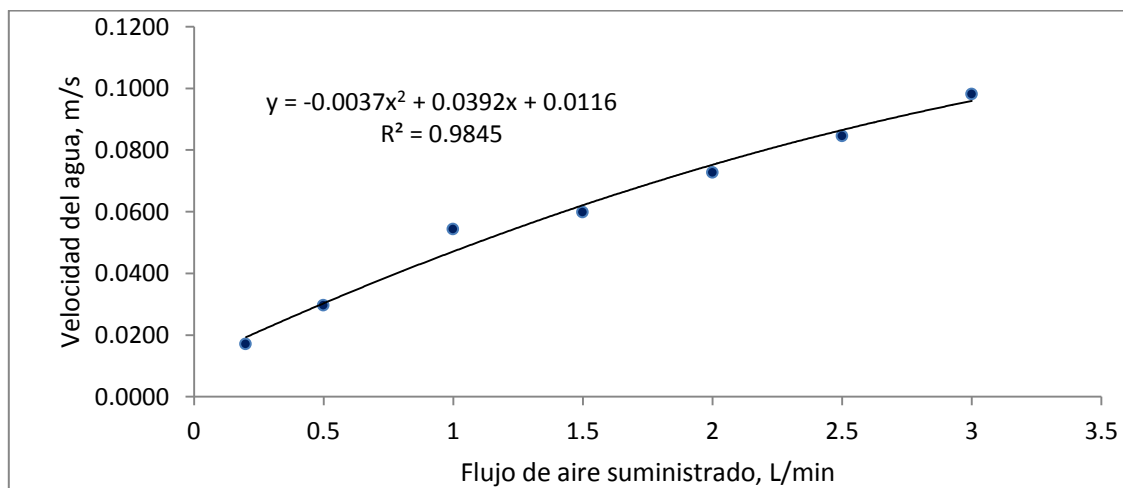


Figura 6-4. Gráfica de velocidad de agua vs. Flujo de aire suministrado al reactor airlift en zona descendente exterior.

El número de Reynolds fue calculado a partir de los valores de velocidad obtenidos anteriormente y con el área seccional de las zonas descendentes interior, exterior y ascendente. Las ecuaciones empleadas están indicadas en el procedimiento de prueba anteriormente descrito (sección 4.1.8).

La Tabla 6-4 muestra los valores de Número de Reynolds obtenidos a partir de las áreas seccionales del reactor y la velocidad del agua. Los resultados muestran que el líquido pasa de un régimen de transición a un régimen turbulento, esto tiene relación con el grado de mezclado que puede obtenerse con este tipo de reactor, existiendo un gradiente de mezclado amplio para diferentes operaciones unitarias según se requiriera, por ejemplo una floculación o un mezclado rápido.

Tabla 6-4. Número de Reynolds calculado para cada área seccional del reactor.

Flujo volumétrico de aire, L/min	Número de Reynolds		
	Sección descendente inferior Área = 0.0081 m ²	Sección ascendente Área = 0.0101 m ²	Sección descendente exterior Área = 0.0107 m ²
0.20	1814	2686	698
0.50	2276	3878	1211
1.00	3297	4567	2218
1.50	3780	5264	2442
2.00	4236	5747	2968
2.50	4141	6563	3448
3.00	4741	6947	4005

Como parte del proceso de aprendizaje sobre cómo el comportamiento del movimiento del agua a diferentes valores de Número de Reynolds, se procedió a realizar un experimento que permitiera verificar visualmente el orden de magnitud de los valores de la Tabla 6-4. Se hizo fluir trazador a través de una aguja sumergida en el líquido de la sección descendente exterior del reactor airlift cuando el reactor presentaba diferentes flujos de aire. El trazador fue colocado en un embudo de separación conectado a la aguja y después se dejaba fluir por gravedad del trazador. Se tomaron imágenes de la “pluma” de trazador formada. Los resultados fueron los siguientes presentados en la Figura 6-5.

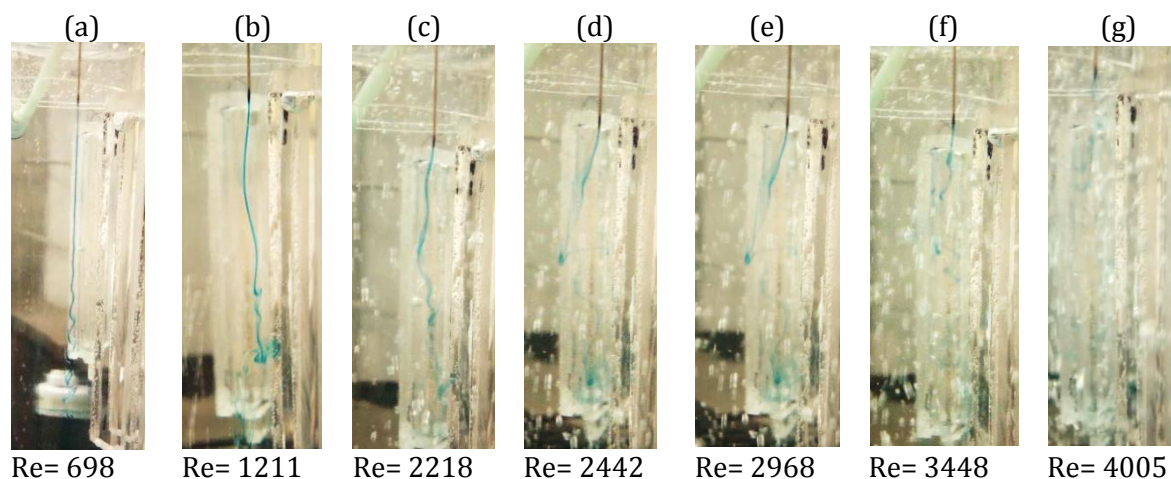


Figura 6-5. Trayectoria del trazador a diferentes valores de número de Reynolds.

En el caso (a), se observó que el trazador fluye formando un “hilo”, debido a que predominan la fuerza de gravedad y la diferencia de densidad respecto al agua. Conforme la velocidad del agua se incrementa, el hilo de trazador va perdiendo estabilidad adquiriendo cierta ondulación (casos (b) y (c)), encontrándose en el intervalo de transición del número de Reynolds; las fuerzas inerciales empiezan a tener efectos importantes en el movimiento del trazador. En las imágenes (d – g) ya se desarrolló un régimen turbulento en el que predominan completamente las fuerzas inerciales y el mezclado del trazador es inmediato. Una revisión bibliográfica mostró que el patrón desarrollado por el trazador abarcó los tres regímenes de flujo; es decir laminar, transición y turbulento, como se aprecia en la Figura 6-6:

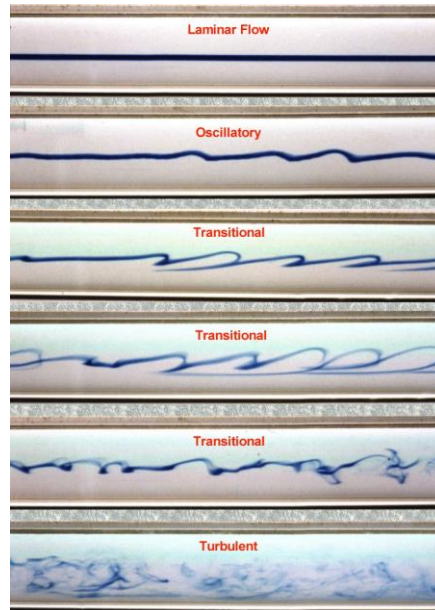


Figura 6-6. Patrón seguido por un pulso de tinta añadido a un fluido con diferentes regímenes de flujo, (Ballesteros, 2004-2005).

Acerca de las características del burbujeo, el tamaño de burbuja generado por el difusor fue aproximadamente de 3 mm, y en los experimentos realizados se observó una forma de burbuja esférica elipsoidal y ondulante la cual no provocó coalescencia significativa. Mediante el número de Reynolds para la burbuja (Re_b), número de Eötvös (Eo) y número de Morton (Mo) fue posible clasificar la forma de la burbuja a partir de la siguiente información:

$$\begin{aligned}\rho_l &= 998 \quad \text{kg/m}^3 \\ d_e &= 0.003 \quad \text{m} \\ u_b &= 0.25 \quad \text{m/s} \\ \mu_l &= 0.001 \quad \text{Pa} \cdot \text{s} \\ g &= 9.81 \quad \text{m/s}^2 \\ \sigma &= 0.072 \quad \text{N/m}\end{aligned}$$

Sustituyendo en las ecuaciones (3-44), (3-45) y (3-46) se obtuvo que:

$$Re_b = \frac{(998)(0.003)(0.25)}{0.001} = 748$$

$$Eo = \frac{(9.81)(998)(0.003)^2}{0.072} = 1.22$$

$$Mo = \frac{(9.81)(0.001)(0.001)^4}{(998)(0.072)^3} = 2.63 \times 10^{-11}$$

Al intersectar en la gráfica de la Figura 3-21 los valores del Número de Eötvös y del Número de Reynolds con el número de Morton calculado, se verificó que la forma de las burbujas para las condiciones del sistema descritas es esférica elipsoidal y Re_b . Si se utilizara un difusor de aire que proporcionara el mismo tamaño de burbuja y con las mismas propiedades del agua, el único parámetro que podría cambiar la forma de las burbujas es el número de Reynolds. De acuerdo a la gráfica de la Figura 3-21 la forma podría cambiar entre forma esférica y esférica achatada.

En otro experimento realizado con un difusor con orificios más grandes fue posible verificar una gran coalescencia de burbujas con el mismo caudal de aire alimentado, lo cual no propició a un buen mezclado.

Otra observación interesante, fue la trayectoria seguida por las burbujas cuando el nivel del agua llegaba al ras de la parte superior de los tubos de arrastre y otra trayectoria diferente cuando el reactor se encontraba lleno de agua. En el primer caso, la trayectoria de las burbujas fue más zigzagante y con mayor ondulación de las burbujas. En el segundo caso, la trayectoria de las burbujas fue recta y las burbujas presentaron menos ondulaciones. Se cree que este fenómeno fue debido a que en el primer caso no se generaron corrientes convectivas que promovieran una mayor facilidad de circulación del fluido y las burbujas quedaban “frenadas” en su camino de ascenso.

El incremento gradual de caída de presión en el difusor fue un efecto recurrente durante toda la fase experimental. Más aun en la experimentación para la precipitación química, este efecto fue mayor. La presencia de hidróxidos y carbonatos a pH mayor de 10 aceleró el proceso de incrustación de estos compuestos en la periferia de los orificios del difusor por los que se burbujeaba el aire (Figura 6-7). En consecuencia esta acumulación obstruyó gradualmente el flujo de aire incrementando la presión. Las limitaciones de presión de descarga del compresor hacían que el flujo de aire disminuyera gradualmente. En algunos casos se inició un experimento con un flujo de aire de 3.0 L/min y al término del mismo, el flujo se encontró en 1.0 L/min.



Figura 6-7. Película de hidróxidos y carbonatos formada en la superficie en el difusor de aire.

Si se llevara este reactor a una operación industrial, debería de contarse con mayor presión para alargar el tiempo de operación continua, pero inevitablemente el difusor terminaría por obstruirse, provocando paros del reactor para limpieza o mantenimiento del difusor. Por lo tanto puede concluirse que éste es un punto a revisar en el reactor airlift. Cabe aclarar que la caída de presión es más rápida en aplicaciones de precipitación química por la naturaleza insoluble de los compuestos involucrados. Una forma en que podría solucionarse este efecto es la inyección periódica de cierta cantidad de ácido para solubilizar y retirar las sales incrustadas en el difusor, evidentemente esto representaría un costo operativo adicional.

6.2 Tiempo de mezclado

Como se describió en la sección 4.1.8, este experimento consistió esencialmente en averiguar el tiempo que tarda un pulso de trazador en mezclarse completamente en todo el volumen del reactor.

Se obtuvieron curvas de tiempo de mezclado para diferentes flujos de aire suministrado al reactor airlift. El tiempo de mezclado fue función del flujo inyectado de aire; a mayor flujo de aire, mezclado más rápido. Como se aprecia en la Tabla 6-5, la temperatura no varió durante cada experimento, por lo que se consideró al mezclado con aire como un proceso isotérmico.

Tabla 6-5. Medición de temperatura y flujo de aire suministrado al reactor airlift.

Temperatura agua, t = 0 s	16.3	15.9	15.8	15.8	15.8	°C
Flujo de aire	0.5	1.0	1.5	2.0	2.5	L/min
Temperatura t = 380 s	16.3	15.9	15.8	15.8	15.8	°C

En la Tabla 6-6 se presentan los valores de conductividad eléctrica que se obtuvieron a diferentes tiempos y diferentes flujos de aire suministrados.

Tabla 6-6. Variación de la conductividad eléctrica en el agua que circuló por el reactor airlift después de inyectar el pulso de trazador

Conductividad eléctrica a diferentes tiempos y a diferentes flujos de aire, $\mu\text{S/cm}$					
Tiempo, s	Flujo de aire suministrado (Q_{air}), L/min				
	0.5	1.0	1.5	2.0	2.5
0	333	342	338	364	362
5	337	343	336	370	365
10	336	418	707	531	507
15	334	557	452	450	488
20	339	480	461	473	468
25	349	466	483	466	459
30	369	505	471	468	458
40	458	473	471	471	457
50	512	478	470	471	457

Conductividad eléctrica a diferentes tiempos y a diferentes flujos de aire, $\mu\text{S}/\text{cm}$					
Tiempo, s	Flujo de aire suministrado (Q_{air}), L/min				
	0.5	1.0	1.5	2.0	2.5
60	483	471	470	471	457
70	489	468	470	471	457
80	499	467	467	472	459
90	511	467	467	472	457
100	498	467	467	472	457
110	490	466	468	472	458
120	491	465	467	472	457
130	490	467	468	472	456
140	488	466	467	472	457
150	490	466	468	472	457
160	490	467	468	472	457
170	490	465	467	472	457
180	486	465	468	472	456
190	486	466	467	472	457
200	486	467	467	472	456
210	488	466	467	472	457
220	490	464	467	472	457
230	488	465	467	472	457
240	486	464	468	472	456
250	485	464	468	472	457

Al graficar los valores de conductividad y tiempo presentados en la Tabla 6-6 para cada flujo de aire alimentado, se puede comprobar que en flujos de aire 1.5, 2.0 y 2.5 L/min se alcanza primero una conductividad de equilibrio. En la Figura 6-8 se observa que para un flujo de aire de 0.5 L/min se requirieron aproximadamente 100 segundos para llegar a una dispersión completa del trazador, mientras que para un flujo de 2.5 L/min se requirieron solo 30 segundos.

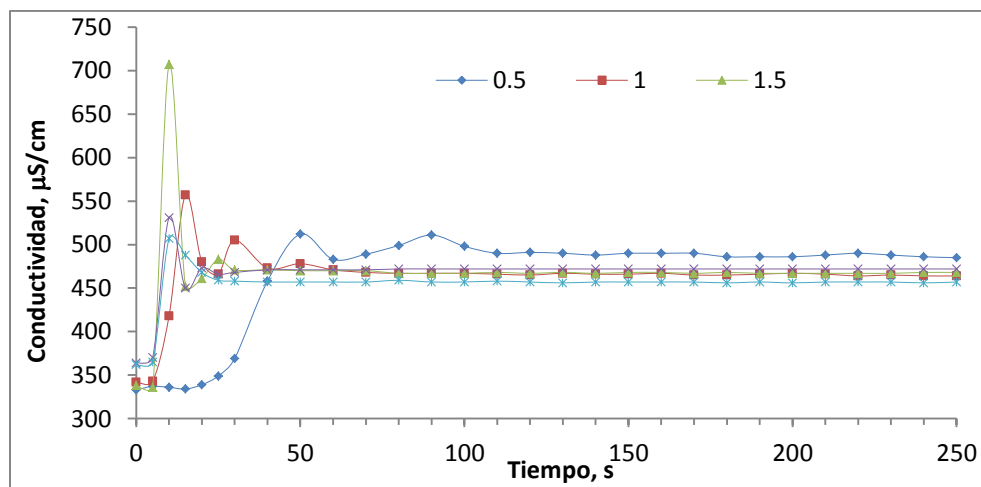


Figura 6-8. Gráfica de conductividad de equilibrio para diferentes flujos de aire alimentado al reactor airlift.

6.3 Retención global de gas

La retención global de gas, representa la fracción volumétrica de aire presente en el volumen útil del reactor. Para el cálculo de la retención global de gas se midió el volumen inicial del reactor y la altura de agua correspondiente. Se inyectó un flujo de aire de 3.0 L/min (flujo máximo) para medir nuevamente la altura de la mezcla agua-aire, la cual fue mayor que la altura inicial. Con esta altura y el diámetro del reactor se obtuvo el volumen de gas. Se asumió que, por la altura del reactor, la compresión del gas fue despreciable. Los valores obtenidos a partir de estas mediciones se presentan en la Tabla 6-7.

Tabla 6-7. Resultados de la experimentación para obtener la retención global de gas.

Parámetros en el reactor	Valor	Unidad
Volumen del agua en quietud	12.75	L
Área de la circunferencia del reactor	0.0287	m ²
Datos de la experimentación		
Altura del agua en quietud	0.445	m
Altura del agua en condiciones de agitación	0.450	m
Cálculos		
Incremento de altura	0.005	m
Incremento de volumen	0.143	L
Fracción global de gas retenido	0.011	
Fracción de líquido	0.989	

Prácticamente todo el aire retenido en el reactor se concentró en la zona ascendente y solo una parte muy pequeña (ver Figura 6-9) fue retenida en las regiones descendente exterior e interior.

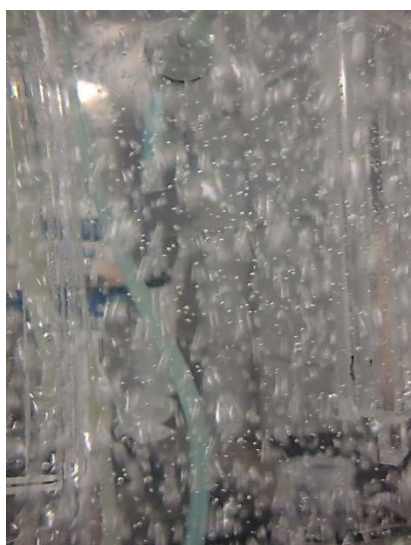


Figura 6-9. Microburbujas retenidas en el líquido por la acción de agua moviéndose en sentido descendente (región descendente exterior).

En la Tabla 6-7 se observa que la retención global de gas fue de 0.011 o 1.1 % a una velocidad en la zona ascendente cercana a 0.134 m/s. Este valor se comparó con valores mencionados en la bibliografía; Roy *et al.* (Roy, Dhotre, & Joshi, 2006), Šimčík *et al.* (Šimčík, Mota, Ruzicka, Vicente, & Texeira, 2011) y Vial *et al.* (Vial, Poncin, Wild, & Midoux, 2002), verificando que es la fracción volumétrica que debía esperarse para reactores airlift de circuito interno.

En términos generales el valor obtenido indica que el volumen ocupado por el aire durante el burbujeo no tuvo influencia en los procesos de distribución de tiempo de residencia y reacción química.

6.4 Distribución de Tiempo de Residencia (DTR) en el reactor

Las condiciones de experimentación en el reactor airlift para obtener la Distribución de Tiempo de Residencia fueron:

Volumen de trazador:	10	mL	
Flujo de agua alimentado al reactor:	0.826	L/min	(Flujo obtenido por aforo ³)
Volumen útil del reactor:	12.75	L	
Tiempo de retención espacial:	15.43	min	

Después de establecer estas condiciones y agregar el pulso de trazador se obtuvieron los resultados indicados en la Tabla 6-8. Es importante señalar que para cada experimento con un flujo de aire diferente se buscó que reactor adquiriera las condiciones indicadas anteriormente y para asegurarse que el trazador del experimento anterior fuera desplazado.

Tabla 6-8. Valores de conductividad a diferentes tiempos y flujos de aire, medidos a la salida del reactor airlift después de añadir el trazador.

Tiempo		Conductividad, $\mu\text{S}/\text{cm}$						
s	min	0.2 L/min	0.5 L/min	1.0 L/min	1.5 L/min	2.0 L/min	2.5 L/min	3.0 L/min
0	0.00	283	275	277	276	280	276	275
5	0.08	283	274	277	278	280	275	275
10	0.17	283	274	289	284	288	281	361
15	0.25	283	284	476	427	421	398	390
20	0.33	283	431	424	413	391	391	400
25	0.42	299	465	397	407	408	401	392
30	0.50	326	416	419	403	396	399	394
35	0.58	411	382	396	396	397	396	390
40	0.67	441	389	397	394	392	392	388
45	0.75	428	399	393	389	392	391	387
50	0.83	409	377	388	389	389	389	387
55	0.92	387	376	390	387	389	387	385

³ El método de aforo consiste en medir el caudal que se desea conocer directamente de la tubería. Se basa en la medición del tiempo que tarda en llenarse un recipiente de volumen conocido. Mediante la ecuación $Q = V/t$, puede calcularse el flujo. En esta ecuación, Q es el flujo que se desea conocer, V es el volumen del recipiente y t es el tiempo que tarda en llenarse el recipiente. Es una técnica útil para medir caudales relativamente pequeños o aquellos en que pueda controlarse fácilmente el flujo y no existan limitaciones para manipular el recipiente.

Tiempo		Conductividad, $\mu\text{S}/\text{cm}$						
60	1.00	385	380	386	386	389	387	385
90	1.50	376	373	376	377	365	381	379
120	2.00	376	369	372	374	361	375	375
150	2.50	370	365	368	370	357	371	371
180	3.00	366	360	364	366	353	367	367
210	3.50	362	357	360	362	350	363	363
240	4.00	358	353	356	358	347	359	359
270	4.50	355	349	352	354	344	355	355
300	5.00	350	347	348	350	340	351	352
330	5.50	346	343	345	346	338	348	350
360	6.00	342	341	342	342	334	344	346
390	6.50	340	337	339	341	332	340	344
420	7.00	336	335	336	337	328	338	340
450	7.50	333	333	333	333	326	334	336
480	8.00	330	329	330	331	324	331	334
510	8.50	328	327	328	329	322	328	331
540	9.00	324	323	325	327	319	326	328
570	9.50	322	320	323	325	316	322	326
600	10.00	320	318	319	323	314	320	324
630	10.50	316	315	317	320	313	318	322
660	11.00	315	312	315	317	311	316	318
690	11.50	313	310	313	315	309	313	316
720	12.00	311	308	311	313	307	311	314
750	12.50	309	306	309	311	305	309	313
780	13.00	307	304	307	309	303	307	311
810	13.50	305	302	305	307	301	305	309
840	14.00	303	300	303	305	301	303	307
870	14.50	301	298	301	303	299	301	305
900	15.00	299	296	300	301	297	299	303
930	15.50	298	295	298	299	295	297	301
960	16.00	296	293	298	297	294	297	301
990	16.50	294	292	296	296	293	295	298
1020	17.00	292	290	294	294	291	293	297
1050	17.50	291	288	292	291	289	291	295
1080	18.00	290	287	290	289	289	291	294
1110	18.50	288	286	288	289	287	289	293
1140	19.00	286	284	288	287	287	287	291
1170	19.50	286	283	286	285	285	287	291
1200	20.00	284	282	284	285	284	285	289

El criterio para terminar las mediciones en cada experimento, fue que la conductividad eléctrica a la salida del reactor fuese prácticamente la misma que al principio de cada experimento. Como puede observarse, esto ocurrió alrededor de los 20 minutos en todos los experimentos.

A partir de la Tabla 6-8 se calculó la función de distribución de tiempo de residencia, $E(t_i)$, y el tiempo medio de residencia, \bar{t} , a partir de las ecuaciones (3-83) y (3-85). Posteriormente se graficó la función de distribución de residencia en función del tiempo para obtener el perfil de la distribución. En la Figura 6-10 se presenta la gráfica de distribución de tiempo de residencia para un flujo de aire de 0.2 L/min suministrado al reactor. Al graficar para cada flujo de aire se obtuvieron gráficas con una tendencia muy parecida, por lo que se prefirió no graficarlas de forma separada. En lugar de esto, se generó una gráfica mostrando la distribución de tiempo de residencia para diferentes los flujos de aire (Figura 6-11).

Los tiempos medios de residencia que se obtuvieron a partir de la Tabla 6-8 fueron:

Flujo de aire, L/min	\bar{t}
0.2	9.76
0.5	9.73
1.0	9.72
1.5	9.73
2.0	9.77
2.5	9.52
3.0	9.75

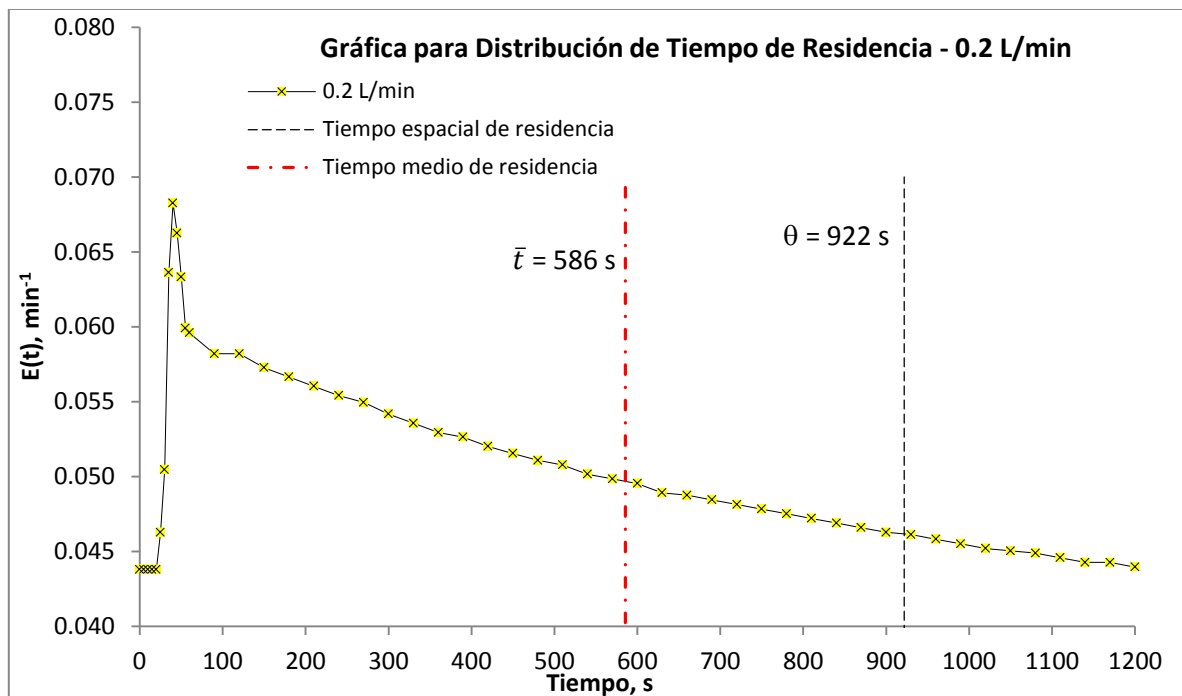


Figura 6-10. Comportamiento típico encontrado para la función de distribución de tiempo de residencia en el reactor airlift respecto el flujo de aire suministrado. (0.2 L/min).

En la curva de cada gráfica de la Figura 6-10, puede observarse un sesgo hacia la izquierda. Esto indica que existió un intervalo breve de tiempo en que elementos de volumen con una “alta” concentración de trazador abandonaron el reactor, pero el resto de elementos de volumen con “baja” concentración de trazador tardaron mucho más tiempo en abandonar el reactor. Esto indica que la incorporación de trazador en todas las zonas del reactor fue muy rápida.

Otra observación interesante se presentó al comparar el tiempo de retención espacial, θ contra el tiempo medio de retención \bar{t} . Como se aprecia en la gráfica de la Figura 6-10, $\bar{t} < \theta$. Con el flujo de alimentación ajustado durante los experimentos, el tiempo de retención espacial se encontraba alrededor de 15 minutos, sin embargo debido al sesgo de los datos, el tiempo medio de residencia se encontraba en aproximadamente 9 minutos. En condiciones de idealidad estos tiempos deberían ser aproximadamente iguales, se concluye que en este experimento el reactor se desvía de la idealidad. Sin embargo es posible que los valores entre \bar{t} y θ sean más cercanos al variar el tiempo de retención espacial. Es probable que si se disminuye el valor de θ , el valor de \bar{t} se incremente hasta llegar a un valor cercano. En la parte experimental no fue posible realizar este experimento que permitiría verificar si el reactor airlift puede ser descrito como un reactor continuo de tanque agitado. Por otra parte debe examinarse si cambiar el tiempo de retención espacial no afecta el desempeño de la reacción química.

Al hacer una superposición de las gráficas de cada experimento y acotar el intervalo de tiempo hasta 70 segundos, pudo conocerse la velocidad de distribución del trazador en todo el volumen del reactor. Esta velocidad de distribución presenta el mismo patrón que el obtenido en el experimento del tiempo de mezclado; a bajos flujos de aire alimentado el sesgo de la curva se orienta más a la derecha (mayor tiempo de mezclado para el trazador) y a altos flujos de aire el sesgo se orienta más a la izquierda (menor tiempo de mezclado del trazador). Se observa claramente que para los tres primeros valores de flujo de aire suministrado, la diferencia en tiempos de mezclado fue apreciable. En los siguientes valores no fue tan marcada.

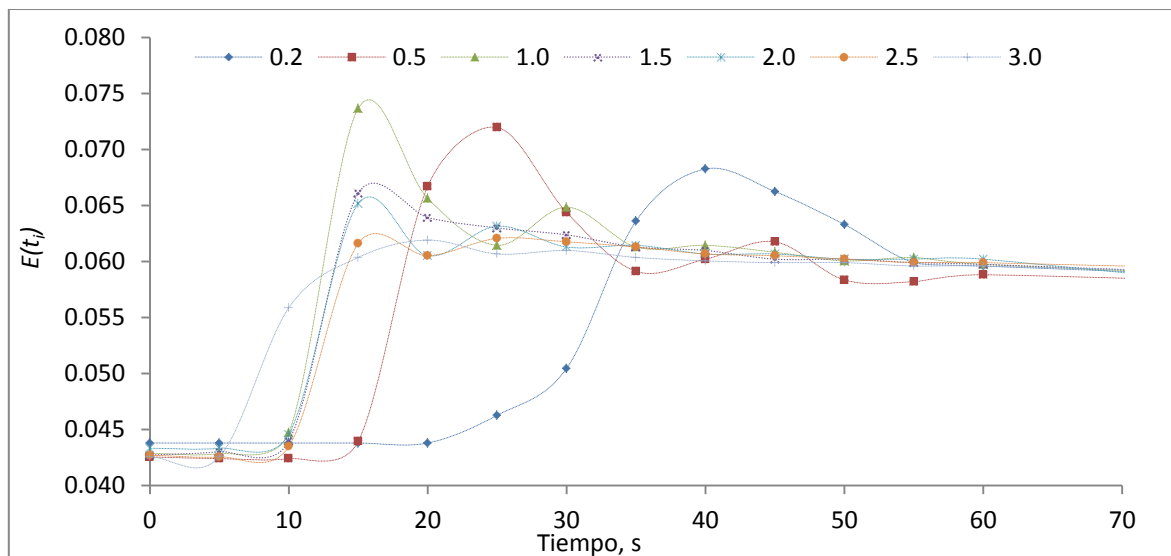


Figura 6-11. Gráfica comparativa de $E(t_i)$ para cada flujo de aire (en L/min) durante los primeros 90 segundos después de la inyección del trazador.

En cuanto al tiempo de permanencia del trazador en el reactor airlift, con la función de distribución de tiempo de residencia, se calculó la fracción de elementos de volumen (o moléculas) que permanecieron en el reactor respecto al tiempo t . La fracción de moléculas en un momento, está dado por:

$$\varphi_m = E(t_{i-1}) + \frac{E(t_i)}{\sum_{i=1}^n E(t_i)} \quad (6-1)$$

$E(t_i)$ es el valor de la función de distribución de tiempo de residencia actual

$E(t_{i-1})$ es el valor de la función de distribución de tiempo anterior

Con los datos de la Tabla 6-8 y la ecuación (6-1) se construyó una gráfica que mostrara la variación de permanencia de moléculas de trazador respecto al tiempo (Figura 6-12):

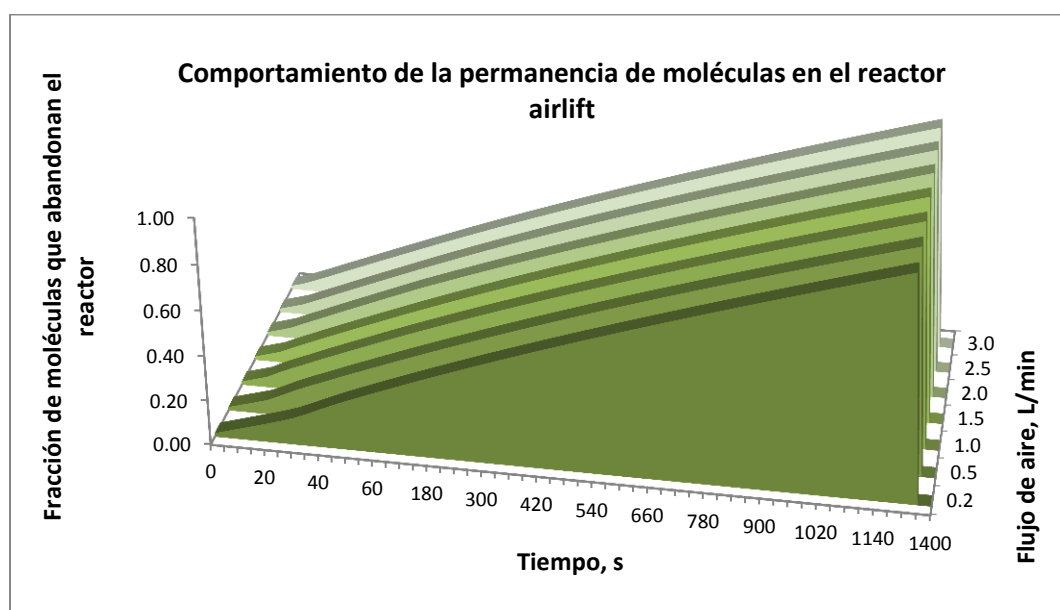


Figura 6-12. Comportamiento de la permanencia de moléculas de trazador químico en el reactor airlift.

El comportamiento para todos los flujos de aire con los que se experimentó fue muy similar, independientemente de la intensidad de mezclado proporcionado por las burbujas, se mantuvo una tendencia lineal respecto al tiempo de la salida de moléculas de trazador del reactor. En la Figura 6-12 se muestra que, en todos los experimentos, el mezclado del trazador en el agua ocurre en los primeros 100 segundos después de su inyección al reactor airlift. Una vez que transcurrió este tiempo la concentración del trazador va disminuyendo gradualmente conforme el trazador es desplazado fuera del reactor. Esto coincidió con el tiempo de mezclado para obtener una conductividad de equilibrio (Ver Figura 6-8). En ambos casos, después de los primeros 60 segundos, la variación en la conductividad en el reactor fue pequeña.

Derivado de estos resultados se tiene que el mezclado en el reactor airlift es rápido, de acuerdo a su DTR su comportamiento se desvía de la idealidad debido al sesgo de la curva de función de distribución de tiempo de residencia, no obstante, hasta que se realicen experimentos con la reacción química se concluirá el efecto real de este sesgo.

6.5 Reactor airlift como CSTR

6.5.1 Reactor sin recirculación

En la Tabla 6-9 se muestran las dosificaciones de reactivos para la precipitación de sílice en el reactor bajo tres escenarios: sin adición de un coagulante, con adición de un coagulante y variando el flujo de aire alimentado (Q_{air}). En cada corrida (indicada en la primera columna) se monitoreó el pH de reacción y el flujo de agua alimentado (Q_e) en la segunda columna. En la tercera columna aparecen los flujos (Q_s) de reactivos químicos empleados: hidróxido de sodio ($NaOH$), sulfato de magnesio ($MgSO_4$) y sulfato de aluminio [$Al_2(SO_4)_3$]. La concentración de los reactivos en el reactor (C_m) fue calculada a partir de la concentración de la solución madre, el flujo de alimentación y flujo del reactivo a partir de la ecuación (4-7). La concentración de SST también fue monitoreada ya que observó una relación directa entre la concentración de sólidos suspendidos totales (SST). En la última columna se presenta la concentración de sílice residual medida con el colorímetro. Un bajo valor de sílice residual corresponde a un color amarillo más claro como se aprecia en la Figura 6-13.

Tabla 6-9. Resumen de los parámetros más importantes en la experimentación del reactor airlift sin recirculación.

No.	Q_e mL/min	Q_{air} L/min	Q_s			pH	C_m			SST mg/L	SiO_2 mg/L
			$NaOH$	$MgSO_4$	$Al_2(SO_4)_3$		$NaOH$	$MgSO_4$	$Al_2(SO_4)_3$		
			mL/min				mg/L				
Sin adición de sulfato de aluminio											
1	874	1.0	2.84	2.85	0	10.87	325	163	0	-	33.4
2	874	1.0	2.84	2.84	0	10.9	325	162	0	-	33
3	726	1.0	2.84	4.52	0	11.25	391	311	0	-	30.6
4	874	2.0	2.84	7.24	0	11.14	325	414	0	-	29.1
5	726	2.0	2.84	10	0	11.3	391	689	0	-	28
6	874	2.0	2.84	13.6	0	11.2	325	778	0	-	30.4
Adición de sulfato de aluminio como coadyuvante y sobredosificación de sulfato de magnesio											
1	885	2.0	2.84	1.7	1.3	10.5	321	94	57	-	20
2	845	2.0	-	1.3	1.6	9.5	-	79	72	-	26.1
3	845	2.0	-	1.3	1.6	10.8	-	77	72	-	18.8
4	845	2.0	-	1.3	1.6	10.8	-	77	72	-	19.6
5	845	2.0	-	1.3	1.6	10.8	-	77	72	-	18.8
6	845	2.0	-	1.3	1.6	10.7	-	77	72	-	20.5
7	845	2.0	-	1.3	1.6	10.7	-	77	72	-	12.3
8	875	1.0	-	5	1	11	-	286	43	13	28
9	875	1.0	-	5	1	11.1	-	286	43	51	10.7
10	875	1.0	-	5	1	11	-	286	43	52	7.5
Variación de flujo de aire											
1	875	0.5	-	0.9	1.5	11.22	-	57	64	24	29.7
2	875	1.5	-	0.9	1.5	11.27	-	57	64	19	34.4
3	875	2.5	-	0.9	1.5	11.32	-	57	64	18	37.9
4	875	Máximo	-	0.9	1.5	11.28	-	57	64	18	35.7

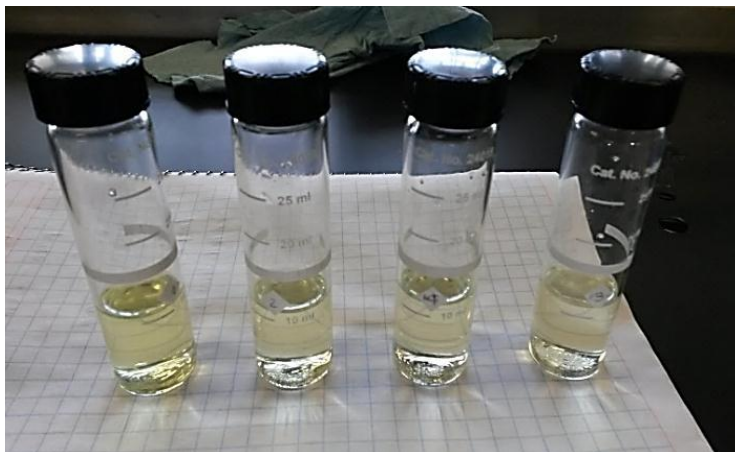


Figura 6-13. Coloración adquirida por la muestra de agua tomada a la salida del reactor airlift después del análisis de sílice. La muestra con amarillo menos intenso (a la derecha) es la que contiene menor sílice residual.

En el primer ensayo de la Tabla 6-9 se muestra que alimentando alrededor de 0.870 L/min de agua con un contenido de sílice de casi 50 mg/L con un flujo de aire de 1 – 2 L/min, se dosificaron desde 163 hasta 778 ppm de sulfato de magnesio, manteniendo un pH en el reactor de entre 10.8 y 11.3. Sin embargo la sílice residual (es decir, aquella que no se pudo eliminar) no bajó de 30 mg/L. Esto significó, que por más que se agregara solución madre de sulfato de magnesio, no se correspondía estequiométricamente con la cantidad sin reaccionar de sílice.

En consecuencia se procedió a realizar otro ensayo, en esta ocasión agregando un coagulante (sulfato de aluminio) para verificar si era posible remover la sílice residual. En la Tabla 6-9, se presentan los resultados del segundo ensayo con adición de sulfato de aluminio. Puede observarse que agregando coagulante se alcanzaron valores de sílice residual hasta de 7.5 mg/L (ver Figura 6-14). En las pruebas 1 – 7 se observa que disminuyó la dosis de sulfato de magnesio aplicada respecto al ensayo anterior, la cual fue compensada por la adición de sulfato de aluminio, que al momento de la medición resultó en una menor sílice residual (12.3 mg/L). En las pruebas 8 – 10 se incrementó la dosis de sulfato de magnesio y disminuyó la dosis de sulfato de aluminio, que provocó aún una menor concentración de sílice residual (7.5 mg/L). Debe mencionarse que, a pesar de que existe mucho conocimiento sobre la química de separación de sílice en agua, muchos de estos sondeos para conocer cuáles son los mejores reactivos y concentraciones comienzan con ensayos de prueba y error. El objetivo de esta fase fue determinar las concentraciones de reactivos que permitieran remover la sílice a una concentración que se aproximara a los valores presentados por la bibliografía para su aplicación en procesos industriales. Evidentemente, la velocidad de estas reacciones químicas debía conjuntarse con los resultados del análisis desarrollado sobre la hidrodinámica del reactor airlift.

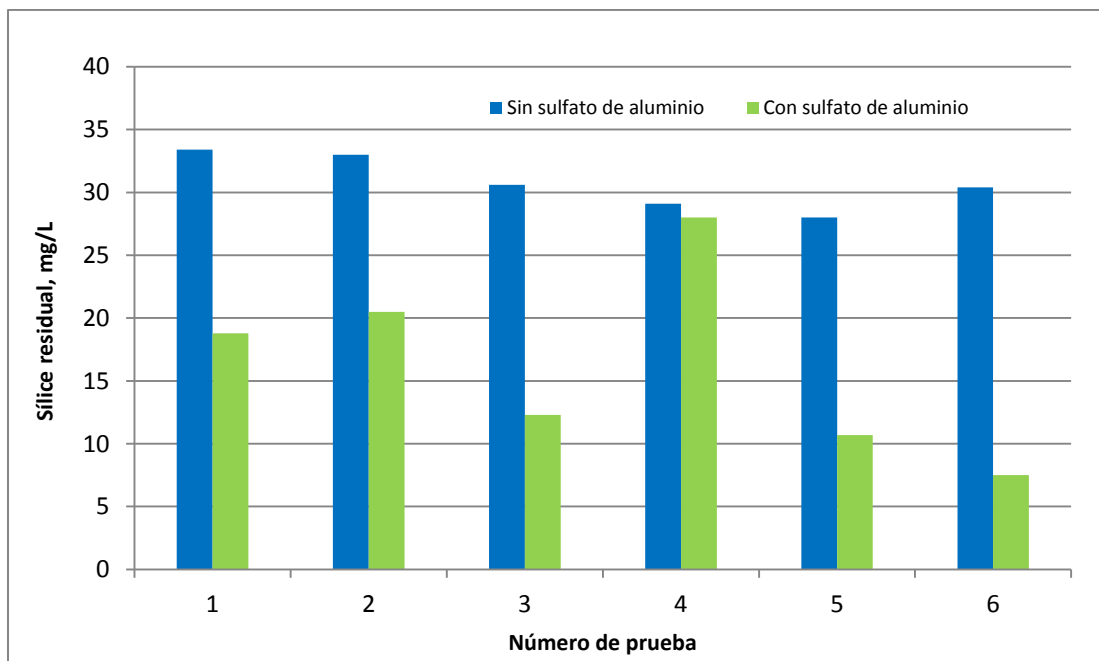


Figura 6-14. Efecto de la adición de sulfato de aluminio en la remoción de sílice del agua.

La adición de sulfato de aluminio fue necesaria, debido a la naturaleza química de la sílice. Se concluye que existió una fracción de sílice cristalina que reaccionó con el sulfato de magnesio y otra de sílice coloidal (amorfa) que fue removida por coagulación con ayuda de sulfato de aluminio, a través de la desestabilización de sus cargas y que promovió su precipitación, reduciendo la sílice residual total. De acuerdo a (Sheikholeslami & Bright, 2002), este mecanismo es resultado de fuerzas atractivas de van der Waals sobre los compuestos coloidales de sílice. La especiación química de la sílice presente en el agua y los mecanismos exactos de reacción no fueron objeto de estudio en este trabajo. Es importante indicar que se tomó en cuenta un tiempo de reacción de alrededor de 15 minutos, que fue considerado como un tiempo mínimo de reacción.

En contraparte, no se consideró extender el tiempo de reacción a valores mayores porque aun cuando la reacción pudiera completarse, operar reactores airlift más grandes podría no ser económicamente viable. Finalmente, los valores de sílice residual alcanzados con la adición de sulfato de magnesio y sulfato de aluminio hacen que el agua pueda ser apta para su uso en equipos industriales como las calderas de alta presión y en el proceso de desalinización de agua salobre.

El tercer ensayo realizado consistió en la verificación del efecto de la intensidad de agitación provocada por las burbujas de aire. Este ensayo no se enfocó a obtener la mínima dosis de sílice residual, sino a conocer si el incremento de la intensidad de agitación por las burbujas ocasionaba incremento o decremento de la sílice residual a la salida del reactor airlift. La suposición original fue que el esfuerzo cortante inducido por las burbujas (poco o mucho) tuviera un impacto directo en la formación de los cristales de hidróxido de aluminio o magnesio. Evidentemente este impacto debía analizarse en el intervalo de aire suministrado por los compresores.

El reactor airlift fue puesto en operación con las condiciones mostradas en la Tabla 6-9 en la última parte (variación de flujo de aire): flujo de alimentación de agua: 875 mL/min, flujo de aire de 0.5 L/min incrementando hasta el flujo máximo proporcionado por los compresores (fuera del rango del caudalímetro de aire), y las concentraciones en la mezcla indicadas.

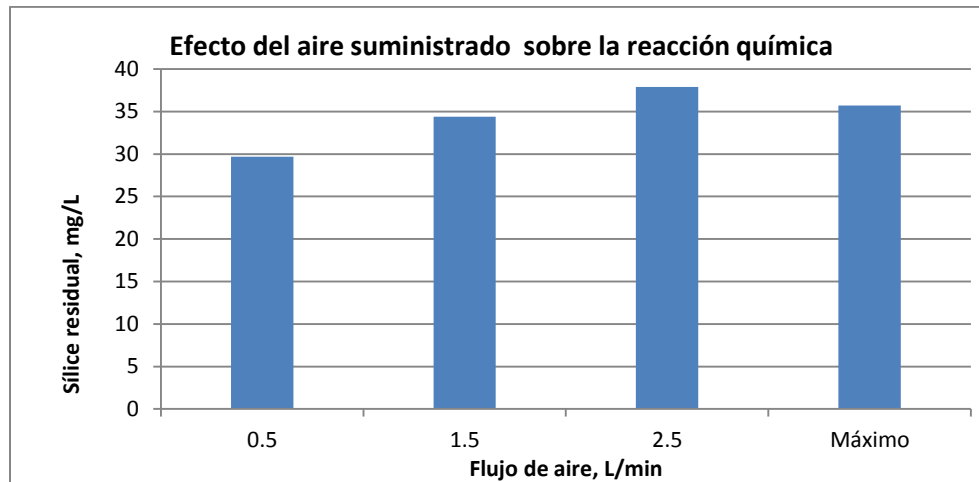


Figura 6-15. Efecto del aire suministrado sobre la reacción química.

En la Figura 6-16 puede verse que, en el intervalo de aire (de 0.5 L/min a flujo máximo) no existió un efecto importante del flujo de aire sobre la formación de precipitado químico.

Sin embargo, es posible que si suministrara un flujo de aire mucho mayor o con burbujas más grandes (como se muestra en la Figura 6-16), se pudiera incidir en la formación o disgregación de cristales de hidróxido de magnesio o de aluminio, cuyos efectos sobre el desempeño de la reacción se desconocen.

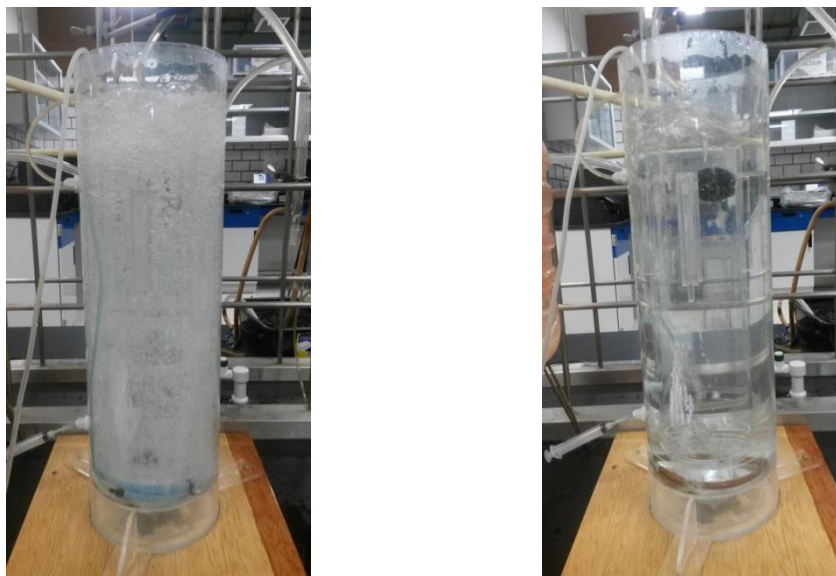


Figura 6-16. Para flujos de aire excesivos, el esfuerzo cortante y la disipación de energía cinética turbulenta pueden provocar una reacción química poco eficiente.

6.5.2 Reactor con recirculación

En la Tabla 6-10 se presentan los resultados obtenidos en un experimento bajo condiciones similares al anterior, pero ahora recirculando cierta fracción de precipitado químico.

Tabla 6-10. Resumen de los parámetros más importantes en la experimentación del reactor airlift con recirculación.

No.	Q_e	Q_{air}	Q_r	Q_s		pH	C_m		SST	SiO_2
				$MgSO_4$	$Al_2(SO_4)_3$		$MgSO_4$	$Al_2(SO_4)_3$		
	mL/min	L/min	mL/min		mg/L		mg/L	mg/L		
Flujo de recirculación del 71%										
1	845	1.5	600	1.0	0.6	10.84	59.2	25	24	-
2	845	1.5	600	1.0	0.6	10.84	59.2	25	36	-
3	845	1.5	600	1.0	0.6	10.84	59.2	25	43	-
4	845	1.5	600	1.0	0.6	10.84	59.2	25	55	49.1
5	845	1.5	600	1.0	0.6	10.84	59.2	25	94	50.4
6	845	1.5	600	1.0	0.6	10.84	59.2	25	124	45.8
7	845	2.5	600	1.0	0.6	11.84	59.2	25	169	25
Flujo de recirculación del 45%										
1	798	1.5	365	1.0	0.6	10.84	63	26	117	27.3
2	798	1.5	365	1.0	0.6	10.84	63	26	128	36.2
3	798	1.5	365	1.0	0.6	10.84	63	26	125	37.4
4	796	1	365	1.0	0.6	10.84	63	26	92	30.4
5	796	1	365	1.0	0.6	10.84	63	26	-	29
6	796	2	365	1.0	0.6	11.84	63	26	145	24.1
7	796	3	365	1.0	0.6	12.84	63	26	188	10

La primera observación importante que se hizo fue que, comparando con los resultados de dosificación de sulfato de aluminio y sulfato de magnesio utilizados en la Tabla 6-9, en esta corrida se necesitó menor concentración de estos reactivos para llegar a una concentración muy parecida de sílice residual. Es decir, el aporte del precipitado químico formado al reactor proporcionó mayor concentración de sitios activos para la adsorción de la sílice reactiva (en el caso del hidróxido de magnesio) y una re-coagulación para la sílice coloidal. Al tener este aporte, se reduce la cantidad de sulfato de magnesio y sulfato de aluminio necesarias en la mezcla.

Periódicamente fue necesario extraer del sistema cierta cantidad de precipitado químico para renovarlo y evitar que se terminen los sitios activos disponibles. De esta manera se mantuvo una concentración baja de sílice residual a la salida del reactor airlift. El tiempo que debe transcurrir para mantener esta condición es una cuestión abierta, la cual no alcanzó a ser respondida en este Proyecto. La medición de SST proporcionó una referencia indirecta de la concentración de precipitado necesaria para mantener un valor bajo de sílice residual. Por ejemplo, se observó que con un valor de 188 mg/L de SST, la concentración de sílice residual a la salida disminuyó hasta 10 mg/L.

Un aspecto muy interesante es que al comparar el tiempo requerido para alcanzar una concentración de sílice residual similar con un reactor airlift con recirculación y sin recirculación, resultó que se necesita más tiempo para alcanzarla cuando se utiliza una recirculación. La siguiente gráfica muestra esta tendencia. En ella aparece la concentración de sílice residual vs el tiempo de reacción transcurrido. Los valores fueron tomados de las Tablas Tabla 6-9 y Tabla 6-10. En estas tablas, no se incluyó el tiempo de reacción, pero es un parámetro que fue registrado.

En la Figura 6-17 se observa que el tiempo necesario para alcanzar una concentración de sílice residual de 10 mg/L fue casi cuatro veces mayor en el reactor airlift con recirculación que sin recirculación. A escala industrial esto puede ser un problema, donde frecuentemente se busca tener tiempos rápidos de respuesta en los procesos.

Dados los alcances de éste Proyecto no fue posible determinar si este tiempo de reacción podía reducirse modificando el flujo de recirculación y el tanque de separación. En el sistema experimental se tuvieron limitaciones con el flujo proporcionado por la bomba airlift y con el recipiente de separación. En cualquier caso, la dosificación excesiva de reactivos para alcanzar una concentración de sílice residual no es económicamente conveniente y un reactor airlift con recirculación tiene ventaja en este sentido, aun cuando el tiempo de estabilización de la reacción sea mayor.

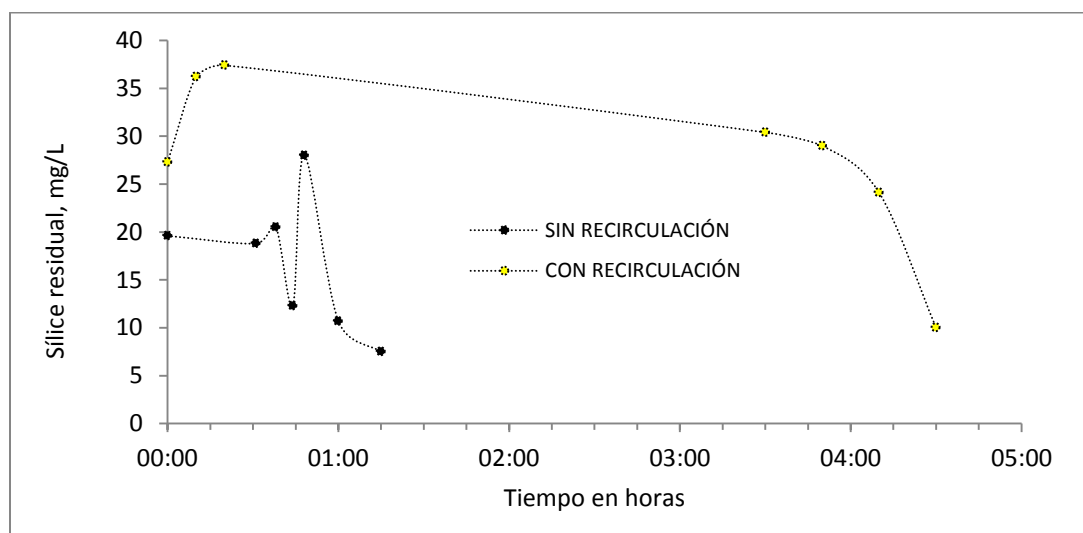


Figura 6-17. Tiempo requerido para alcanzar un valor similar de sílice residual. Reactor airlift sin recirculación vs reactor airlift con recirculación.

6.6 Reactor airlift como reactor por lotes

Cuando se experimentó con el reactor airlift como reactor por lotes (batch) se obtuvieron datos de concentración de sílice residual a diferentes tiempos y concentraciones de reactivos.

Tabla 6-11. Resumen de los parámetros más importantes en la experimentación del reactor airlift tipo batch.

Corrida		1	2	3	4
Al ₂ (SO ₄) ₃	mg/L	0	0	74	74
MgSO ₄	mg/L	20	157	157	276
t, min	t, s	SiO ₂ residual, mg/L			
0	0	73	73	73	73
1	60	49.3	57.2	32.4	26.8
2	120	50.1	58.1	28	15.3
3	180	52	57.8	25.1	12.3
4	240	51.4	57.4	24.1	11.1
5	300	-	53.7	19.7	8.6
10	600	-	53.2	16.5	7.5
15	900	-	51	14.5	8.4
25	1500	-	-	-	6.8

Los resultados obtenidos en la Tabla 6-11 muestran que al incrementar la dosificación de sulfato de magnesio sin agregar sulfato de aluminio, la sílice residual no cambia significativamente respecto al valor original (alrededor de 51 mg/L para ambas corridas). Cuando se agregó sulfato de aluminio, el cambio de concentración fue notorio alcanzando concentraciones de hasta 14.5 mg/L. En la corrida 4 se agregó aún más sulfato de magnesio, y se consiguió reducir la sílice residual hasta 6.8 mg/L. Estos resultados reflejaron el impacto que puede tener en la remoción de sílice un correcto balance entre el sulfato de magnesio y el sulfato de aluminio. La Figura 6-18 muestra como la disminución del contenido de sílice residual en el agua se correspondió al incremento de reactivos y en tiempos similares se pudieron alcanzar valores más bajos.

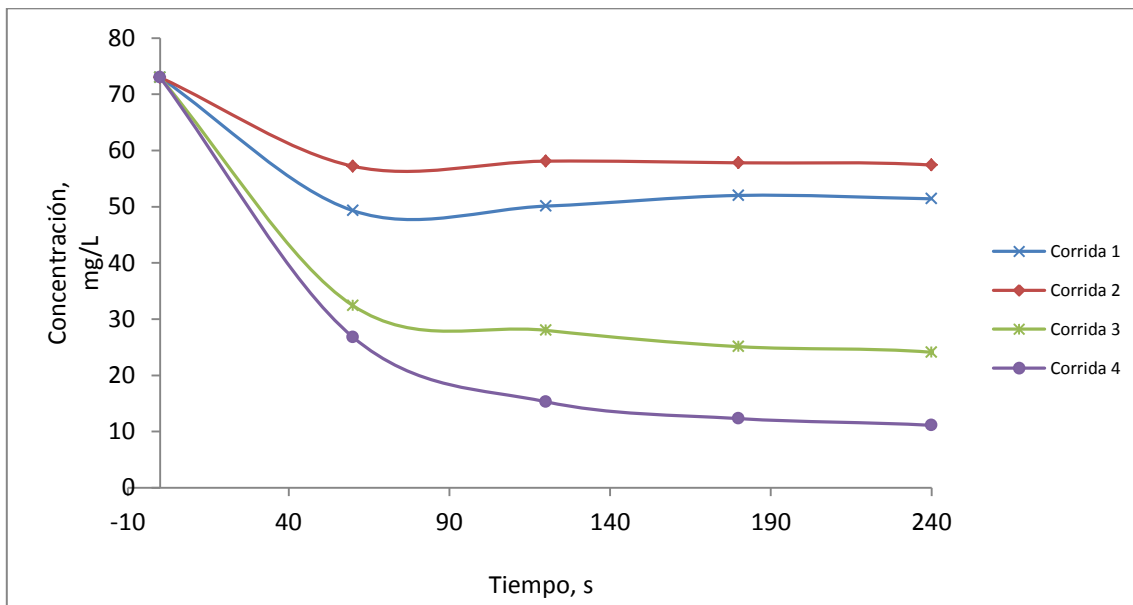


Figura 6-18. Cambio de concentración de sílice residual durante los primeros 240 segundos de reacción.

6.6.1 Orden y la constante de velocidad de reacción – Método diferencial

La obtención de una ecuación empírica para la tasa de reacción en el airlift surge de la ecuación cinética monomolecular en la que la sílice, representada por la letra A es convertida a un producto P :



Esto ocurre a una tasa de reacción determinada por la concentración de A en un tiempo t dado:

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = kC_A^n \quad (6-2)$$

En el cálculo de la constante de velocidad de reacción k se utilizaron los datos de la corrida 4 de la Tabla 6-11, los cuales fueron tratados matemáticamente de acuerdo al método diferencial, para conseguir su linealización y determinar el valor de la pendiente y la ordenada al origen.

Pendiente, $m = n =$ orden de reacción

$$k = e^b \quad (6-3)$$

Donde k es la constante de velocidad de reacción y b es la ordenada al origen.

Una descripción de este método puede encontrarse en (Levenspiel, 2001). La selección de la corrida 4 se basó en que esta curva fue la que presentó menores valores de sílice residual y por lo tanto representó un proceso de reacción química de sílice más eficiente.

En la Tabla 6-12 se presentan los resultados de las mediciones de tiempo y concentración de sílice residual (C_A) de la corrida 4 y los cálculos para linealización según el método diferencial. Estos cálculos y su gráfica se realizaron en una hoja de Excel.

Tabla 6-12. Resultados de linealización de datos experimentales de tiempo y concentración (método diferencial).

Tiempo	C_A	ΔC_A	Δt	\bar{C}_A	$x = \ln \bar{C}_A$	$y = \ln \frac{\Delta C_A}{\Delta t}$
s	mg/L	mg/L	s	mg/L		
0	73	46.2	60	49.9	3.91	-0.26
60	26.8	11.5	60	21.05	3.05	-1.65
120	15.3	3	60	13.8	2.62	-3.00
180	12.3	1.2	60	11.7	2.46	-3.91
240	11.1	2.5	60	9.85	2.29	-3.18
300	8.6	1.1	300	8.05	2.09	-5.61
600	7.5	-0.9	300	7.95	2.07	-
900	8.4	1.6	600	7.6	2.03	-5.93
1500	6.8	-	-	3.4	1.22	-

Donde

C_A = concentración de sílice residual en mg/L,

ΔC_A = diferencia de concentración de sílice residual; $\Delta C_A = C_{A,i} - C_{A,i-1}$ con $C_{A,i}$ representando a la concentración de sílice residual actual y $C_{A,i-1}$ a la concentración de sílice residual en la medición anterior,

Δt = diferencia de tiempo entre dos mediciones, $\Delta t = t_i - t_{i-1}$ con t_i como el tiempo actual en que se efectuó el muestreo y t_{i-1} como el tiempo anterior de medición,

$\bar{C}_A = (C_{A,i} + C_{A,i-1})/2$ = promedio de concentraciones actual y anterior.

Al aplicar logaritmos se linealizan curvas como las mostradas en la Figura 6-18. Se representaron los puntos $y = \ln \Delta C_A / \Delta t$ vs $x = \ln \bar{C}_A$ obteniéndose la gráfica de la Figura 6-19.

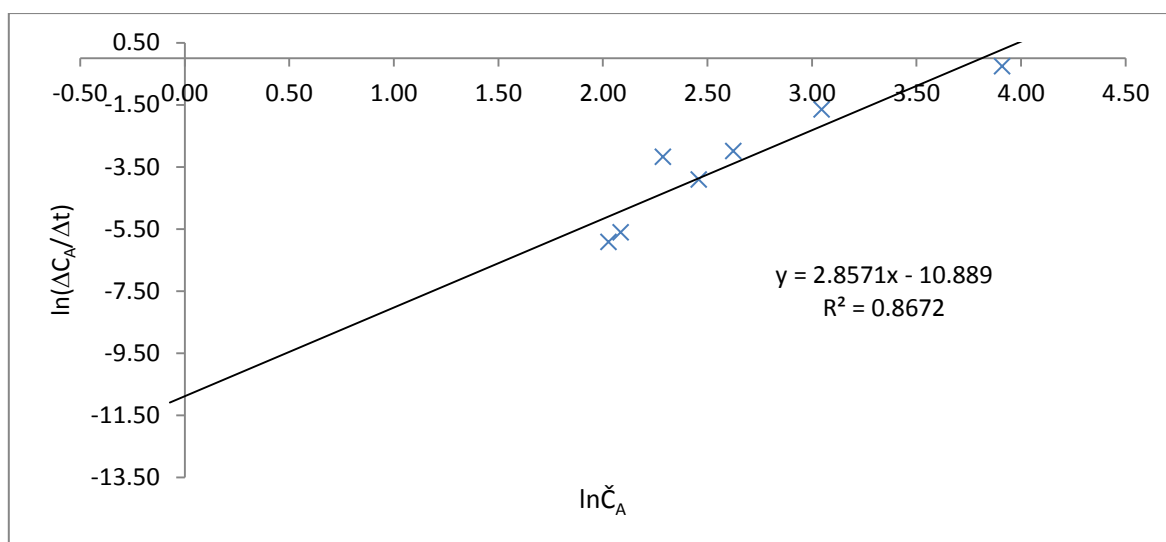


Figura 6-19. Linealización de datos. Método diferencial.

Mediante la regresión lineal se graficó la ecuación de la recta que arrojó un coeficiente de correlación de casi 0.87.

Para esta recta los valores buscados fueron:

Pendiente, $m = 2.857 = n$ = orden de reacción

Ordenada al origen, $b = -10.889$, entonces, la constante de velocidad de reacción k fue:

$$k = e^b$$

$$k = e^{-10.889} = 1.866 \times 10^{-5} \frac{L^{1.857}}{mg^{1.857} \cdot s}$$

6.6.2 Orden y la constante de velocidad de reacción – Método integral

El método integral para la estimación de la constante de velocidad de reacción k y el orden de reacción n es un método gráfico, que parte de una de las curva de concentración vs tiempo mostradas en la Figura 6-18. Para comparar con los resultados del método diferencial se utilizó la curva de la corrida 4. Además con esta curva se obtuvo el mejor desempeño del reactor airlift.

A continuación se muestran nuevamente los datos de esta curva:

Tiempo	C_A
s	mg/L
0	73
60	26.8
120	15.3
180	12.3
240	11.1
300	8.6
600	7.5
900	8.4
1500	6.8

El primer paso de este método fue trazar una curva suave y sin irregularidades con los puntos obtenidos experimentalmente, de forma que se represente lo mejor posible su tendencia.

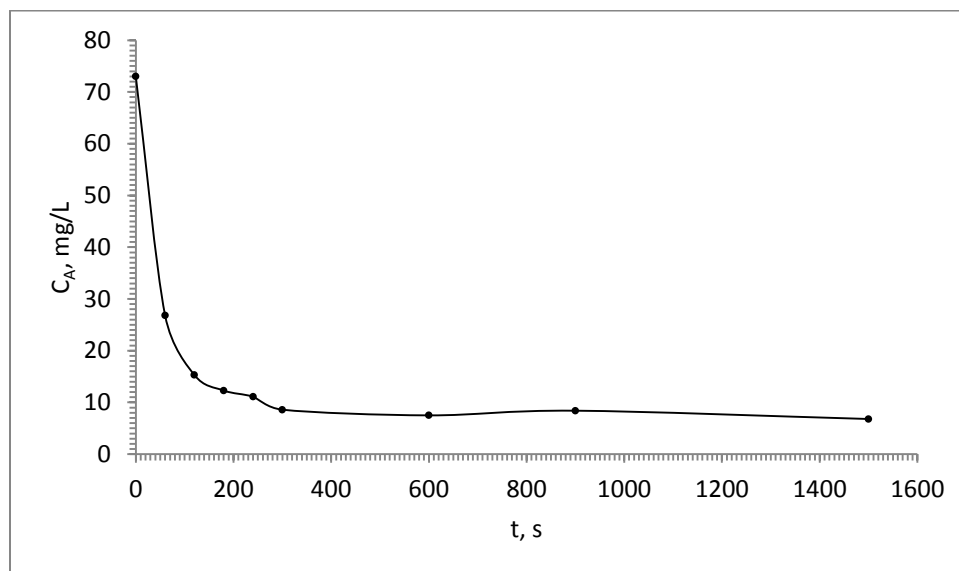


Figura 6-20. Curva de concentración de sílice residual C_A al tiempo t , con el trazo de una curva suave.

Se eligieron tres puntos pertenecientes al intervalo de concentraciones. Para la corrida 4, el intervalo obtenido fue [6.8 – 73.0] mg/L y los puntos elegidos fueron definidos como $C_{A,0} = 73.0, 12.30$ y 8.40 mg/L. La elección de estos puntos obedeció únicamente a ubicar una concentración inicial, una intermedia y una final.

A las concentraciones seleccionadas, se aplicó el método de fracción de vida media, para calcular un valor $C_A = F \cdot C_{A,0}$. La letra F se denomina constante de fracción de vida que toma valores entre 0 y 1. Para la curva de la Figura 6-20 tomó un valor de 0.90, lo que significa que $C_A = 0.90 \cdot C_{A,0}$. Esto se interpreta como que la concentración $C_{A,0}$ cambió a un valor menor en un tiempo, llamado t_F . Al realizar operaciones, para las concentraciones $C_{A,0} = 73.0, 12.30$ y 8.40 mg/L, sus respectivos valores de C_A fueron $C_A = 65.7, 11.1$ y 7.6 mg/L.

El siguiente paso fue conocer en qué tiempo se dieron estos cambios de concentración, para lo cual se utilizó la gráfica de la Figura 6-20. Los valores, tanto de $C_{A,0}$ como de C_A fueron interpolados para obtener los tiempos t_F , ya que t es conocido.

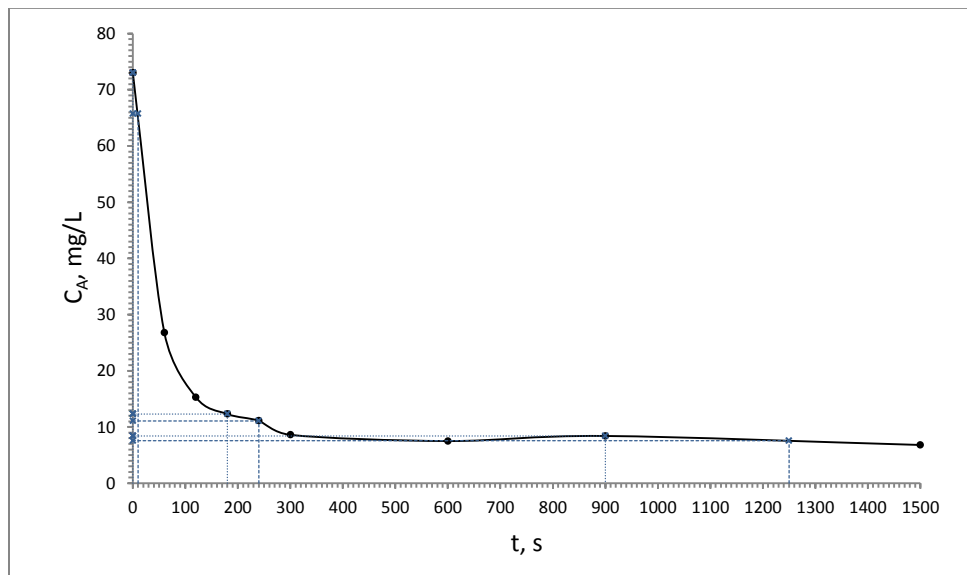


Figura 6-21. Interpolación de datos a partir de la curva de la Figura 6-20.

Con los valores obtenidos en la interpolación se procedió a calcular logaritmos para $C_{A,0}$ y $\Delta t = t_F - t$ para llevar a cabo la linealización de datos de la curva:

$C_{A,0}$	$C_A = 0.90 \cdot C_{A,0}$	t	t_F	Δt	$\log C_{A,0}$	$\log \Delta t$
73.00	65.7	0	10	10	1.86	1.00
12.30	11.1	180	240	60	1.09	1.78
8.40	7.6	900	1250	350	0.92	2.54

Posteriormente se generó la gráfica de $\log C_{A,0}$ vs $\log \Delta t$ de la Figura 6-22:

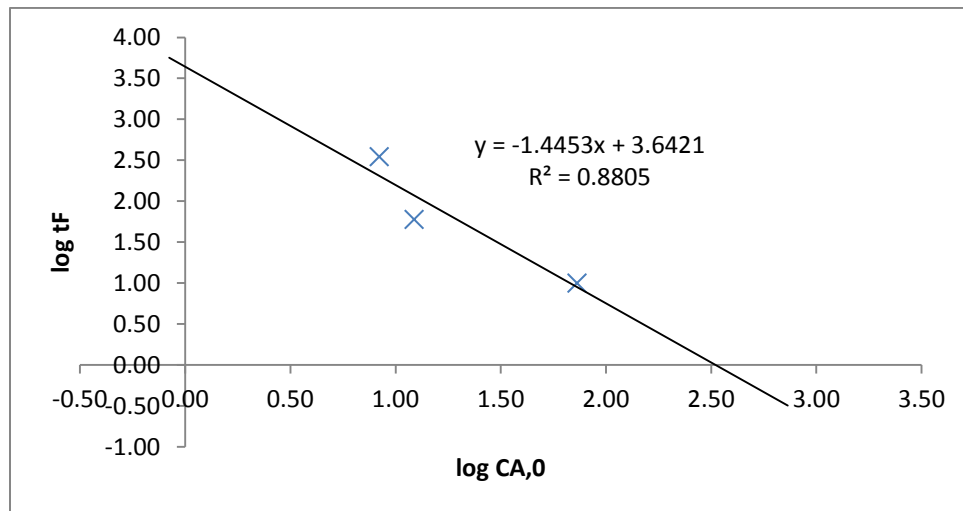


Figura 6-22. Linealización de datos. Método Integral.

Con la pendiente, m , de la recta, se calculó el orden de reacción, n , mediante la siguiente ecuación:

$$m = 1 - n \quad (6-4)$$

Por tanto,

$$n = 1 + 1.4453 = 2.4453$$

Y la constante de velocidad de reacción está dada por:

$$t_F = \frac{F^{1-n} - 1}{k(n-1)} C_{A,0}^{1-n} \quad (6-5)$$

Despejando k

$$k = \frac{F^{1-n} - 1}{t_F(n-1)} C_{A,0}^{1-n} \quad (6-6)$$

Puede tomarse cualquier valor de $C_{A,0}$ y su correspondiente valor de t_F para el cálculo de k . El valor tomado fue $C_{A,0} = 8.40$ mg/L y $t_F = 350$ s. Entonces el valor de k fue:

$$k = \frac{0.90^{1-2.4453} - 1}{10(2.4453 - 1)} 73.0^{1-2.4453} = 2.307 \times 10^{-5} \frac{L^{1.4453}}{mg^{1.4453} \cdot s}$$

6.6.3 Comparativo entre los métodos de obtención de la constante de velocidad de reacción y orden de reacción

Los resultados obtenidos con ambos métodos fueron los mostrados en la Tabla 6-13:

Tabla 6-13. Ecuaciones cinéticas para la tasa de reacción de sílice en el reactor airlift.

Parámetro	Método diferencial	Método integral – Fracción de vida
Constante de velocidad de reacción, k	$1.86 \times 10^{-5} \frac{L^{1.857}}{mg^{1.857} \cdot s}$	$2.307 \times 10^{-5} \frac{L^{1.445}}{mg^{1.445} \cdot s}$
Ecuación de tasa de reacción, r_A	$-r_A = 1.86 \times 10^{-5} \frac{L^{1.857}}{mg^{1.857} \cdot s} C_A^{2.857}$	$-r_A = 2.307 \times 10^{-5} \frac{L^{1.445}}{mg^{1.445} \cdot s} C_A^{2.445}$
Orden de reacción, n	2.857	2.445

De los resultados obtenidos se tiene que la constante de velocidad de reacción se encuentra en el mismo orden de magnitud así como el orden de reacción, el cual además es fraccionario. Esto permite concluir que los resultados son consistentes sirvieron para complementar la parte experimental hidrodinámica.

Con esta información fue posible evaluar la capacidad del reactor en términos de su conversión de reactivos (sílice) a productos (precipitado químico). La *conversión* del reactivo A (X_A) en el reactor es un parámetro cinético que tiene por objeto determinar si un reactor cumplirá el grado de reacción esperado, dada su cinética de reacción. Implícitamente junto a la cinética de reacción aparecen las características físicas y el régimen de mezclado aplicado para que la reacción se lleve a cabo. Para conocer la conversión de sílice (A) se requiere saber el orden de reacción, constante de velocidad de reacción y el grado de conversión esperado (expresado en fracción) y.

$$t = - \frac{(1 - X_A)^{1-n} - 1}{k C_{A0}^{n-1} (1 - n)} \quad (6-7)$$

Con los datos obtenidos para una conversión del 90% (0.90) de la concentración inicial de sílice se tiene:

Método diferencial:

$$t = - \frac{(1 - 0.90)^{1-2.857} - 1}{\left(1.866 \times 10^{-5} \frac{L^{1.857}}{mg^{1.857} \cdot s}\right) \left(73.0 \frac{mg}{L}\right)^{2.857-1} (1 - 2.857)}$$

$$t = 709 \text{ s}$$

Método integral:

$$t = - \frac{(1 - 0.90)^{1-2.4453} - 1}{\left(1.86 \times 10^{-5} \frac{1.4453}{mg^{1.4453} \cdot s}\right) \left(73 \frac{mg}{L}\right)^{2.4453-1} (1 - 2.4453)}$$

$$t = 1634 \text{ s}$$

Al realizar este mismo cálculo para diferentes valores de conversión, la curva generada mostró la tendencia representada en la Figura 6-23:

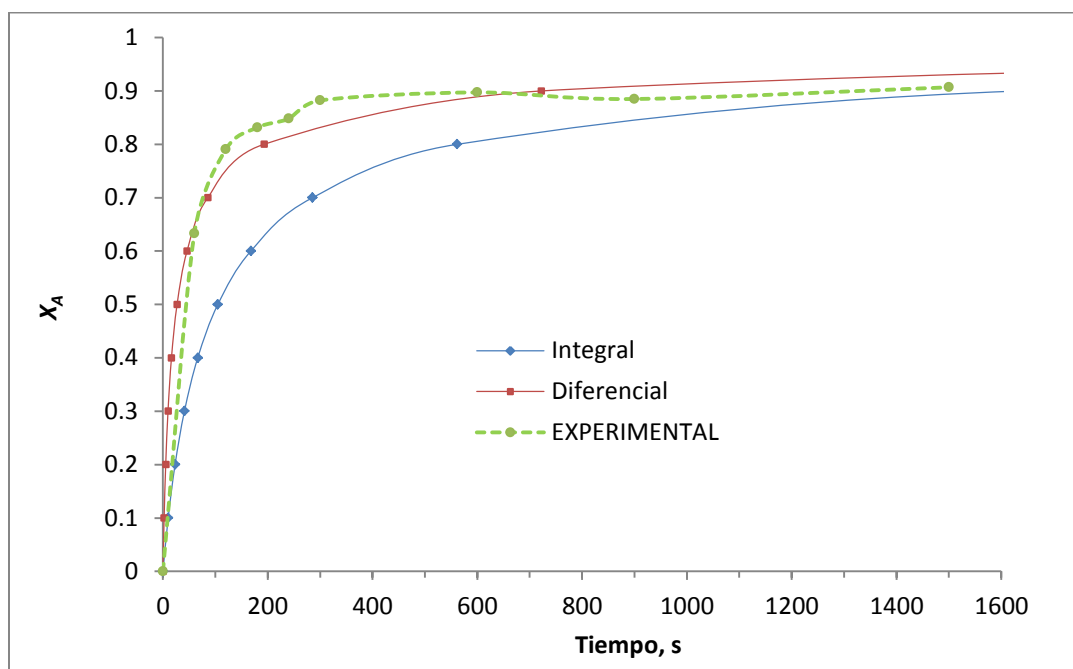


Figura 6-23. Conversión de sílice respecto al tiempo de reacción en el reactor.

Con esta información pudo concluirse que la ecuación de cinética de reacción y conversión de sílice que más se ajusta con los datos experimentales fue la obtenida por el método integral ya que la sílice residual que corresponde al 90% de conversión se obtuvo a aproximadamente a los 1500 s vs los 1634 s calculados.

6.7 Modelo hidrodinámico en CFD

Después de la construcción del modelo con el paquete de software, definición de condiciones iniciales y selección del mallado, siguió la realización de diversas corridas para solucionar el sistema de ecuaciones, se obtuvieron los gráficos con la representación de las variables solucionadas. Todos los parámetros fueron representados en una escala de colores donde el color indicó el valor de su magnitud.

En las siguientes figuras se presentan los gráficos que representan los resultados obtenidos con la solución del modelo. La cantidad de información generada por esta solución es amplia, por lo que solo se describen los gráficos de los parámetros de interés de acuerdo a los objetivos planteados en este Proyecto de Tesis.

6.7.1 Presión hidrostática

El gráfico generado para el campo de presión a lo largo del reactor (eje z) indica la presión hidrostática ejercida por la columna de agua en cada punto del reactor (Figura 6-24). La escala de colores representa la magnitud de la presión (escala lateral derecha). La escala inferior y lateral izquierda representan las coordenadas (r, z) respectivamente.

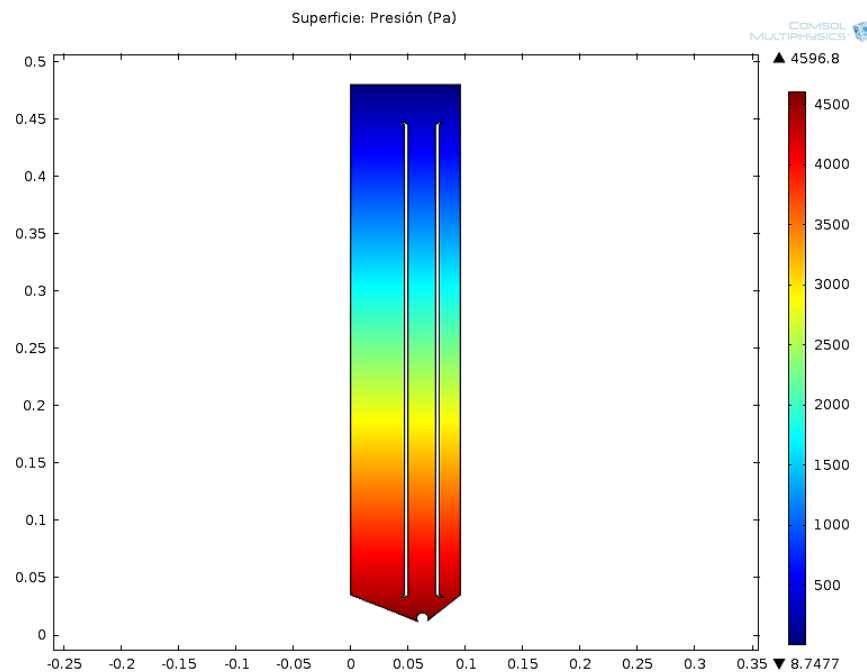


Figura 6-24. Presión hidrostática en el reactor airlift, Pa.

Como se aprecia en el gráfico generado, la magnitud de la presión hidrostática es función de la altura del reactor. De acuerdo a la escala, la presión varía entre 8 Pa (color azul) en la superficie del líquido y 4596 Pa (color rojo) en el fondo del reactor airlift. Esta es la magnitud de presión que debe vencer el compresor para suministrar aire al reactor, además de las pérdidas de presión por conductos, accesorios y el difusor poroso.

6.7.2 Velocidad en diferentes zonas del reactor

Mediante la simulación del modelo se obtuvo un gráfico con la magnitud de la velocidad en las zonas ascendente y descendentes interior y exterior. La región del gráfico limitada por las paredes (contornos) del reactor airlift representó (en una escala de colores) la magnitud de la velocidad en cada punto. Al seleccionar un punto, COMSOL fue capaz de mostrar la velocidad del fluido y las coordenadas de dicho punto.

En un análisis más detallado, se observó que la geometría de los tubos de arrastre y la cercanía del difusor de aire influyeron de manera importante en la magnitud de la velocidad del líquido en la tobera de entrada de la sección ascendente, zona que presentó la mayor magnitud de velocidad en todos los casos (desde 0.05 hasta 0.3 m/s).

La velocidad máxima del agua que se obtuvo ocurrió en la parte baja de la zona ascendente, que es precisamente donde se separan las burbujas de aire del difusor y donde el agua proveniente de la zona descendente interior y exterior, es acelerada antes de circular por esta zona. Este efecto se presenta en una pequeña zona en color rojo-amarillo ubicada en la parte baja de la zona ascendente y se aprecia más claramente a partir de la gráfica con 2.0 L/min de aire suministrado.

Con la herramienta ZOOM de COMSOL fue posible realizar acercamientos para determinar la magnitud mínima de velocidad que era posible medir.

Al obtener las coordenadas y la magnitud de velocidad de un punto muy cercano a la pared, pudieron evaluarse los parámetros adimensionales (y^+ , u^+) para determinar la región de turbulencia a la que COMSOL pudo aproximarse, según lo descrito en la sección 3.3.

Por ejemplo, en la región exterior descendente con las coordenadas $r = 0.0469818$, $z = 0.1999517$, $u(r, z) = 0.0374461$, y tomando las ecuaciones (3-13), (3-14), (3-15) y (3-20), se obtuvo el esfuerzo cortante τ_w :

$$\tau_w \cong 0.001 \frac{0.0374461}{0.0469818} = 7.97 \times 10^{-4}$$

Posteriormente se calculó la velocidad de fricción u_τ :

$$u_\tau = \sqrt{\frac{7.97 \times 10^{-4}}{998.2}} = 8.90 \times 10^{-4}$$

Para obtener la coordenada adimensional y^+ ,

$$y^+ = 0.0469818 \frac{8.90 \times 10^{-4}}{1.003 \times 10^{-6}} = 41.9$$

El valor de $y^+ = 41.9$ se encuentra en la zona de amortiguamiento (muy cercano a la zona turbulenta interior) de acuerdo al intervalo descrito en la sección 3.3.2 $[(2 - 8) < y^+ < (2 - 50)]$, por lo que el valor de u^+ pudo calcularse con la ecuación (3-29):

$$u^+ = 5.0 \ln y^+ - 3.05$$

Sustituyendo a y^+ ,

$$u^+ = 5.0 \ln(41.9) - 3.05 = 15.6$$

Con estas coordenadas adimensionales, (41.9, 15.6) y de acuerdo a la gráfica de Figura 3-12, se verificó que el punto más cercano a la pared se encuentra cercano al límite entre la zona completamente turbulenta y la zona de amortiguamiento como se aprecia en la Figura 6-25.

Realizando un desarrollo similar para la región descendente exterior con las coordenadas $r = 0.0770009, z = 0.1995742$, $u(r, z) = 0.0047199$, las coordenadas adimensionales resultaron (19.0, 11.7). Para la zona ascendente con las coordenadas $r = 0.0500006, z = 0.1999364$, $u(r, z) = 0.0851090$ fueron (65.1, 15.9).

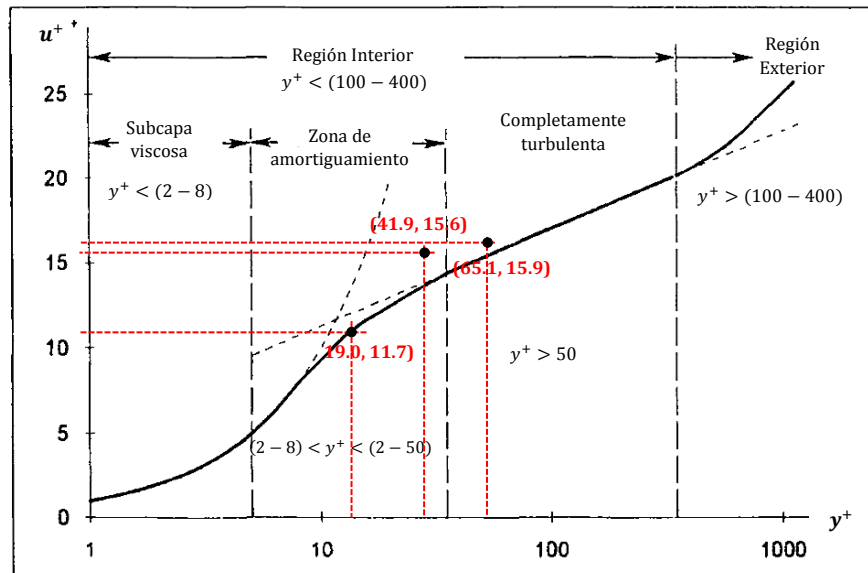


Figura 6-25. Resultados sobre el perfil de velocidad cercano a la pared.

Como se observa, estos puntos siguen la curva de perfil de velocidades para estas regiones. Al generar una lista de coordenadas a lo largo de r con su correspondiente $u(r, z)$, podría obtenerse el perfil de velocidades completo para la región interior y exterior, sin embargo esta tarea no se definió en los alcances del Proyecto de Tesis.

Una suposición muy importante al desarrollar estos cálculos fue que el perfil adimensional de velocidades para el reactor airlift se aproximó al perfil adimensional de velocidades para una placa plana, presentado en la Figura 3-12, lo cual se consideró como válido para la longitud de escala de las coordenadas. En la bibliografía (Bird *et al.*, 2006) se describen ecuaciones similares para flujo turbulento a través de conductos circulares.

Se concluye que COMSOL fue capaz de determinar, la magnitud de velocidad en la región completamente turbulenta teniendo como límite la región de amortiguamiento. Se comprobó que no fue posible llegar a describir este comportamiento en la subcapa viscosa, ya que se observó que en puntos muy cercanos a la pared la velocidad del agua nunca fue cero, lo que se esperaba como condición de frontera.

En la literatura, COMSOL menciona que en las funciones de pared con el modelo RANS y el modelo $\kappa - \varepsilon$ se ignora el campo de flujo en la región de amortiguamiento (y por tanto en la subcapa viscosa), generando velocidades del fluido distintas de cero en la pared. Por tanto, COMSOL sugiere que si se requiere mayor exactitud en los valores cercanos a la pared, puede utilizarse otro modelo de representación como el $\kappa - \varepsilon$ de bajo número de Reynolds, aunque para aplicaciones prácticas en ingeniería, el modelo RANS y el modelo $\kappa - \varepsilon$ proporcionan una aproximación razonable.

COMSOL, además de graficar los vectores de velocidad, es capaz de representar las líneas de corriente que sigue un elemento de volumen, que permiten evaluar recirculaciones internas. Estas líneas de corriente no fueron presentadas debido a que, al hacer una revisión de la región no se observaron recirculaciones internas verificando que el reactor airlift presentó un diseño que minimizó la presencia de zonas muertas.

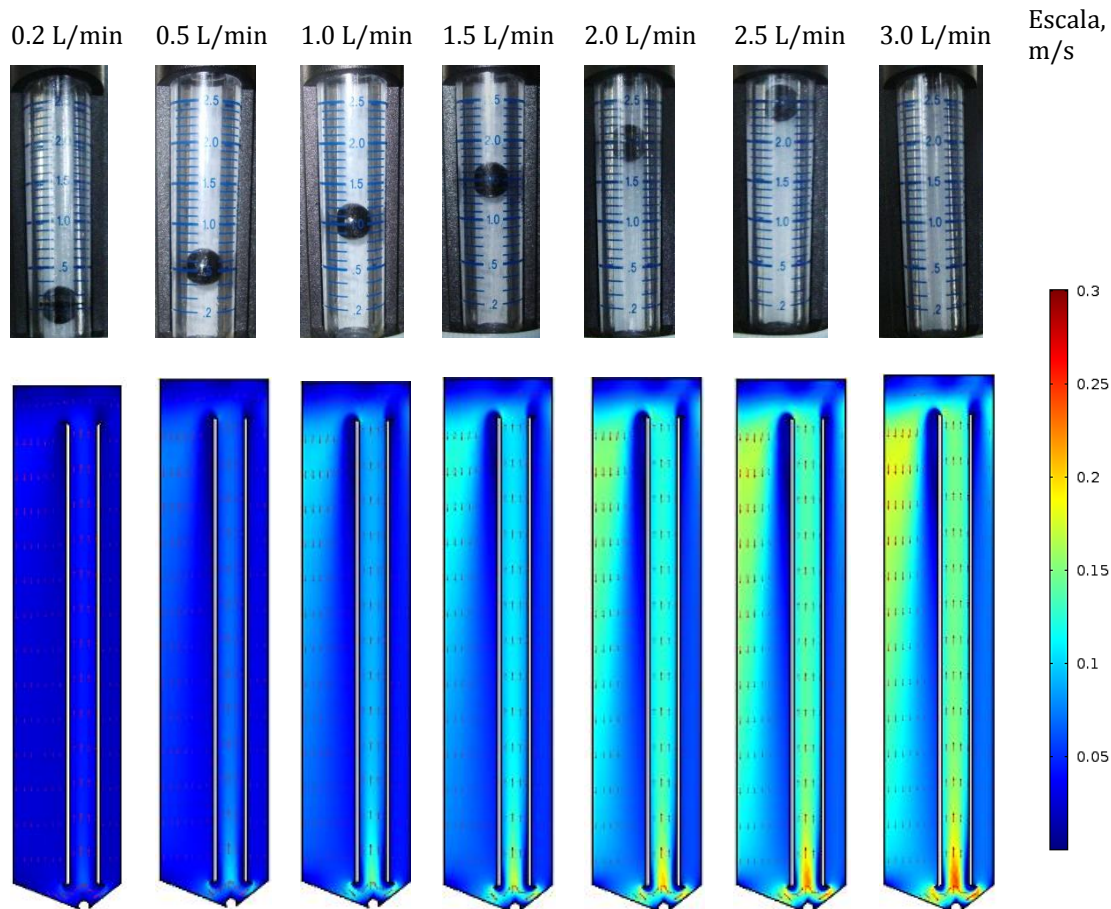


Figura 6-26. Vector de velocidad en la fase líquida, m/s.

6.7.3 Fracción volumétrica de aire en el líquido

La zona hidrodinámica que mostró una mayor fracción volumétrica de aire fue, por supuesto, la zona ascendente. En los gráficos de la Figura 6-27 se muestra la fracción volumétrica en todas las zonas del reactor, observando que conforme se incrementó el flujo de aire alimentado, la fracción volumétrica se incrementó su magnitud varias veces ocupando espacio en la zona ascendente principalmente. La presencia de burbujas de aire pequeñas y con forma esférica que se encontraban “retenidas” en las zonas descendentes exterior e interior se observó a partir de que el flujo de aire se ajustó a 2.0 L/min. Dicha retención, se cree, fue debida al equilibrio de la fuerza boyante de la burbuja con la fuerza del líquido que obligaban a la burbuja dirigirse hacia abajo. Estas fuerzas en el líquido dependen de su velocidad de la masa de líquido que se mueve, es decir, de la magnitud del momentum.

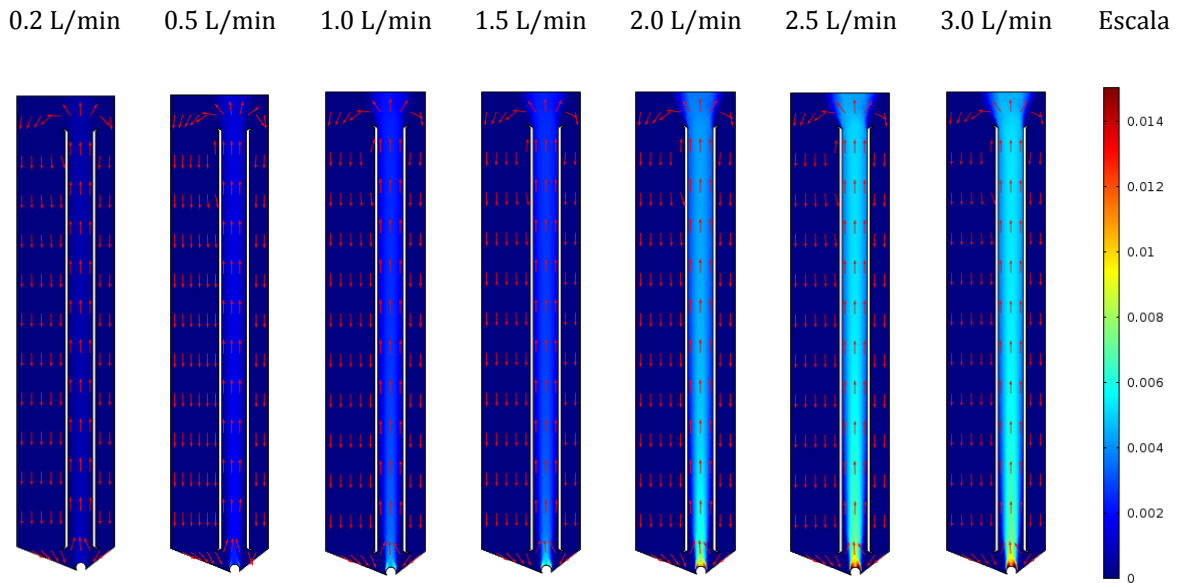


Figura 6-27. Fracción volumétrica de aire en el líquido del reactor.

6.7.4 Energía cinética turbulenta, κ

La resolución del modelo también proporcionó información sobre la energía cinética turbulenta generada por el movimiento del agua en todo el reactor airlift. Al presentar en forma gráfica los resultados. Se observó que la magnitud de energía cinética turbulenta es congruente con la velocidad en las diferentes zonas del reactor, ya que en aquellos puntos en que el fluido se aceleró, también se incrementó la energía cinética turbulenta. Esto es debido a que la energía cinética turbulenta es función de la velocidad como se indica en la Figura 6-28.

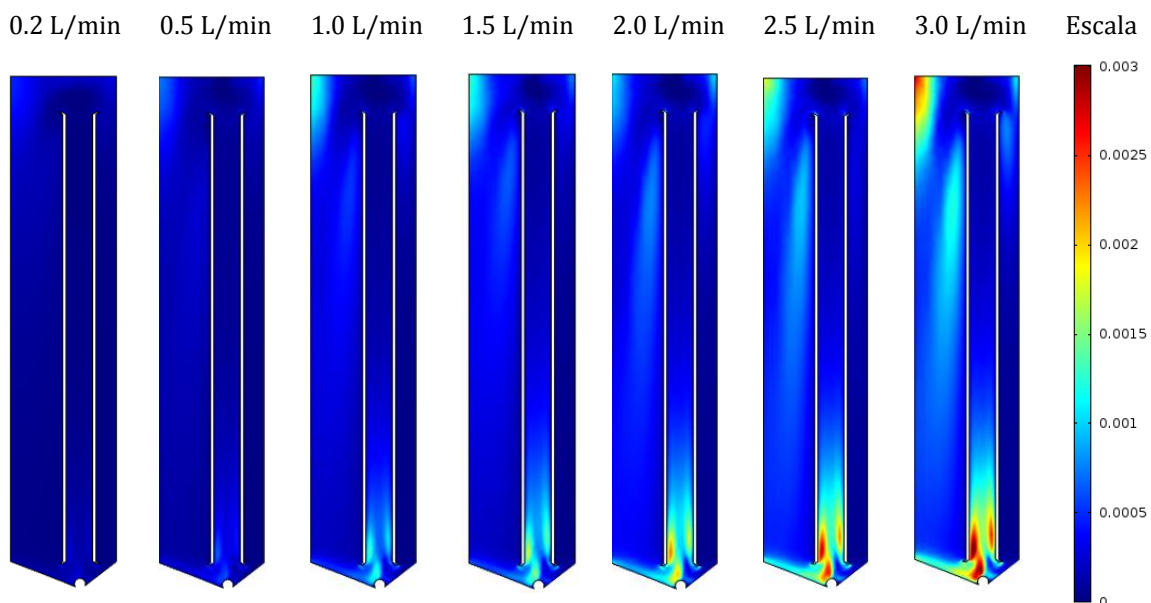


Figura 6-28. Energía cinética turbulenta, m^2/s^2 .

6.7.5 Tasa de disipación de energía cinética, ϵ

En la sección 3.5.2 se indicaron los factores por los cuales la energía producida por las burbujas de aire es transferida al líquido como energía cinética. Esta energía cinética, a su vez, es transferida a diferentes escalas mediante una *cascada de energía* (escala de Kolmogorov) para convertirse finalmente en calor según el esquema mostrado en la Figura 3-15. En los resultados obtenidos con COMSOL, también pudo cuantificarse la magnitud de la tasa de disipación de energía cinética. En la Figura 6-29 se aprecian las magnitudes de ϵ a diferentes flujos de aire suministrado al reactor airlift. Los valores indican que se la tasa de disipación de energía a las zonas adyacentes tiene un máximo de aproximadamente $0.016 \text{ m}^2/\text{s}^3$ (Watts) de energía en la región cercana al difusor de aire cuando se suministraron $3.0 \text{ L}/\text{min}$ de aire. La menor tasa de disipación de energía ocurre prácticamente en todo el volumen del reactor, con valores menores a $0.002 \text{ m}^2/\text{s}^3$ (Watts). Este comportamiento puede explicarse a partir del hecho de que en el área de inyección de aire (parte baja de la zona ascendente) comienza el ascenso de la mezcla agua con burbujas de aire y además convergen los flujos de agua de las zonas descendente interior y exterior.

En las toberas de los tubos de arrastre se presenta una mayor disipación de energía. Esto es debido a que las toberas representan un obstáculo para que el agua continúe con sus líneas de corriente, lo que al final incrementó su energía cinética turbulenta.

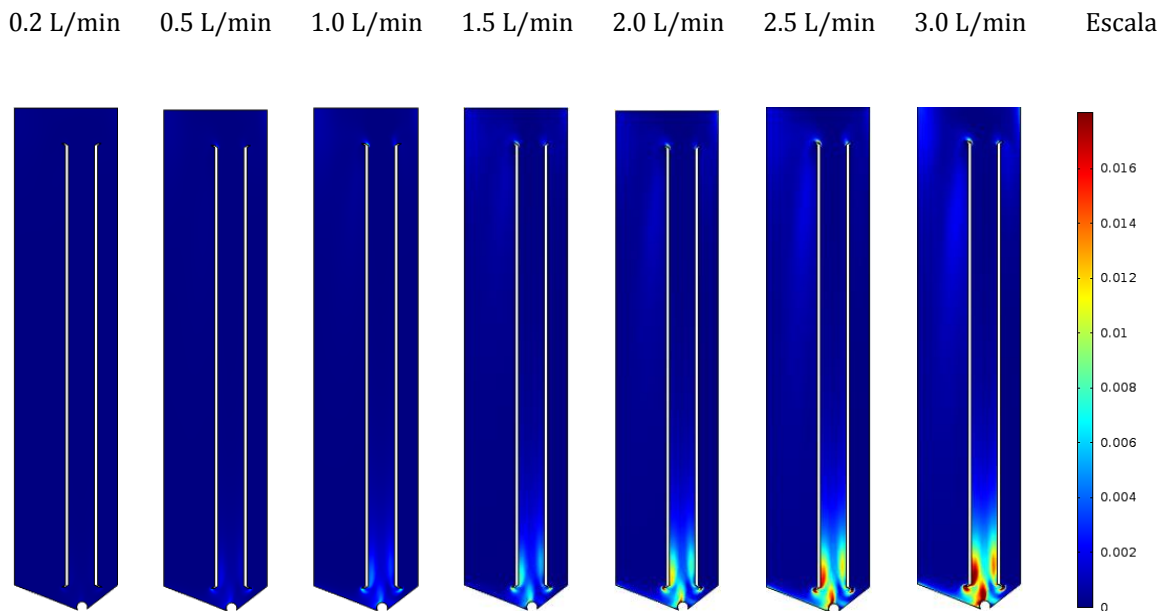


Figura 6-29. Tasa de disipación turbulenta, m^2/s^3 .

6.8 Comparativo entre las velocidades experimentales y obtenidas con CFD

La magnitud de la velocidad en cada zona se obtuvo ubicando las coordenadas del punto del cual se deseaba la velocidad en la sección media del modelo. Esto significa que se tomaron puntos en sentido radial de y no axial del reactor, obteniendo valores de las secciones circular y anulares del reactor.

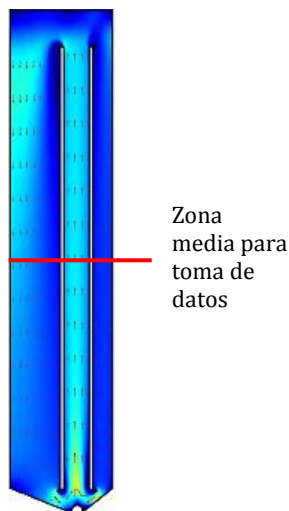


Figura 6-30. Línea de ubicación sobre la que se tomaron datos de velocidad después de la simulación del modelo.

Al comparar los resultados de la magnitud de velocidad encontrados después de la simulación con los valores de velocidad obtenidos experimentalmente (Figura 6-31), se encontró que ambas magnitudes siguieron la misma tendencia, la cual fue no lineal, sino polinómica (de segundo orden). En cuanto a la diferencia de resultados, únicamente en la sección ascendente pudieron obtenerse valores de velocidad muy parecidos. En las otras zonas, los valores de velocidad mostraron una divergencia respecto a los valores experimentales al incrementarse el flujo de aire del compresor. Después de estos resultados, se realizaron varias corridas y ajustes en la geometría del modelo para aproximar la magnitud de velocidad experimental con la simulada. Se observó que cuando los valores de velocidad en una de las zonas del reactor eran muy parecidos, en otra de las zonas se alejaban más entre ellos. Como ya se tenían los resultados experimentales, se decidió utilizar la simulación del modelo cuyos valores de velocidad se aproximaron más a los valores de velocidad experimentales obtenidos la zona ascendente, como se aprecia en la Figura 6-31. Esta decisión se fundamentó en que en el intervalo 1.0 - 2.0 L/min de aire suministrado a reactor airlift, la diferencia entre los valores simulados y los experimentados en las tres zonas del reactor son consistentes y en este intervalo se desarrolló la reacción química satisfactoriamente.

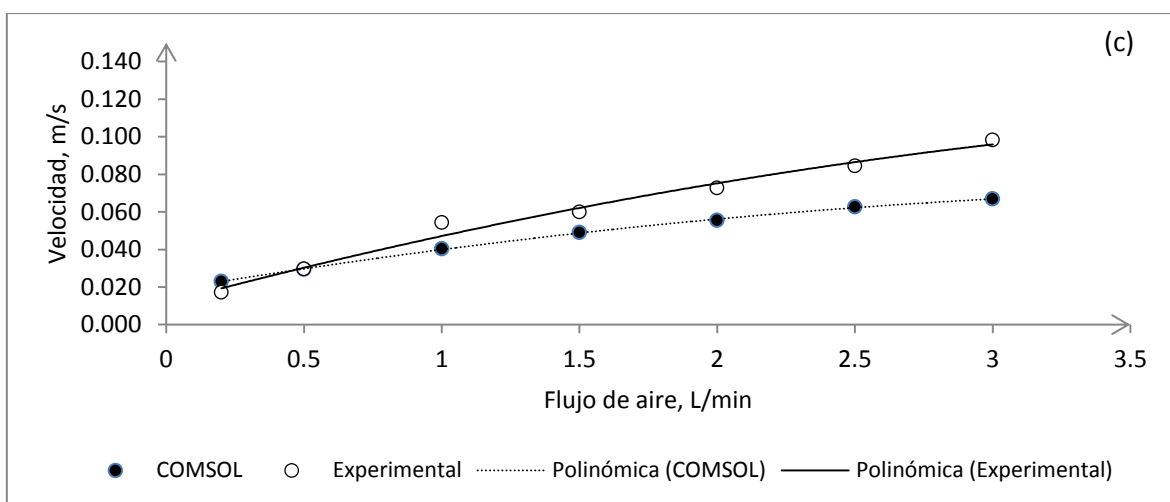
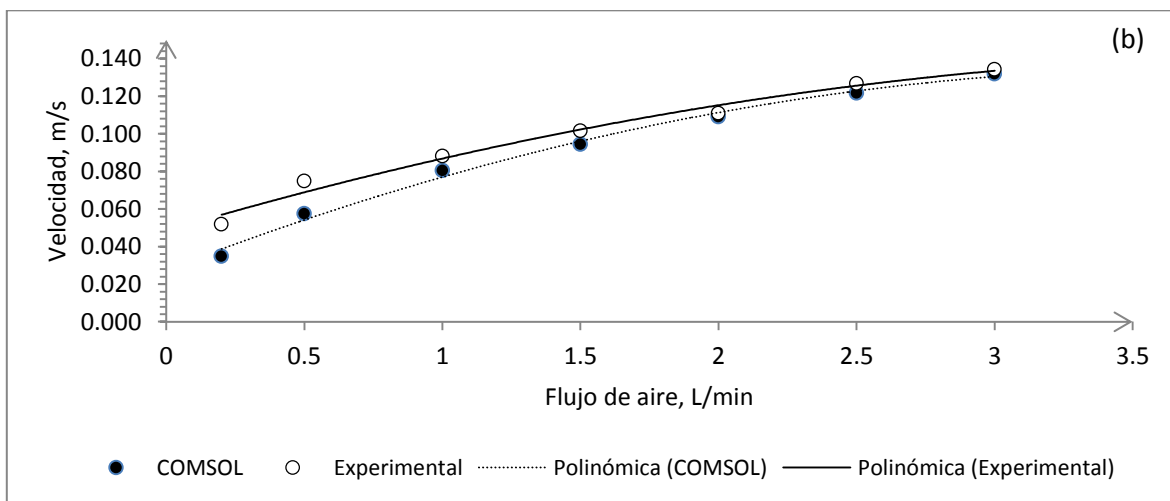
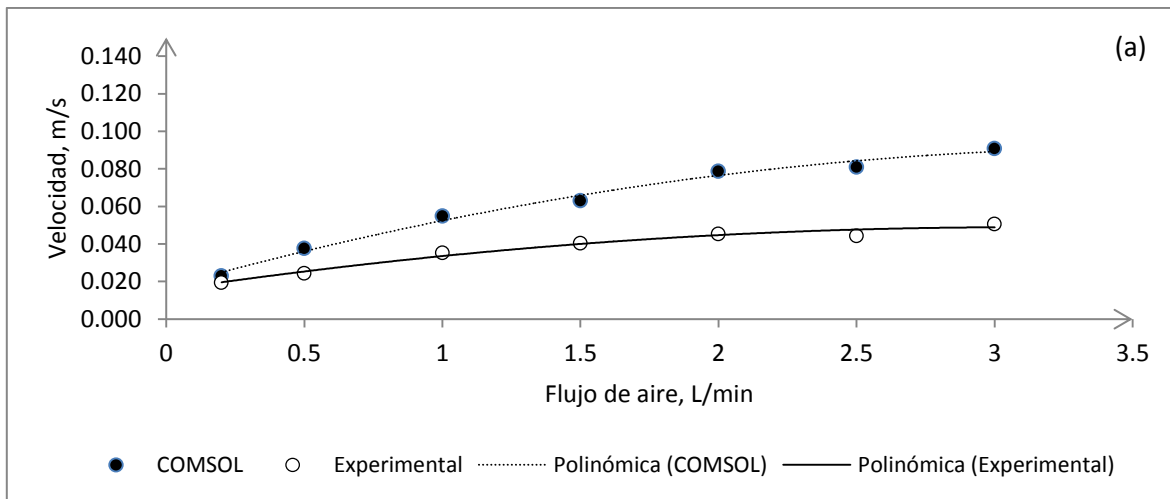


Figura 6-31. Comparación entre la magnitud velocidad obtenida experimentalmente vs la velocidad obtenida en CFD; (a) Zona descendente interior, (b) Zona ascendente, (c) Zona descendente exterior.

6.9 Requerimientos energéticos de mezclado

Para el cálculo de potencia requerida por el modelo del reactor airlift se utilizaron el flujo másico de aire, temperatura del reactor airlift y la presión hidrostática. Todos estos parámetros fueron proporcionados por la simulación del modelo. La caída de presión de accesorios y otras constantes termodinámicas se obtuvieron de la bibliografía (Aquatic Eco-Systems Inc., 2008) y (Tchobanoglous, *et al.* 2003). Con esta información, además de los requerimientos de potencia, se calcularon el flujo de bombeo promovido y número de Reynolds para el modelo. Estos resultados fueron comparados con resultados teóricos de un tanque agitado con un impulsor mecánico.

6.9.1 Requerimientos teóricos de potencia en un reactor airlift

El requerimiento de potencia total se calculó utilizando la ecuación (3-11) que considera la energía requerida para hacer que el aire inyectado pueda vencer columna de agua y ser burbujeado. También toma en cuenta las pérdidas de presión por accesorios, la eficiencia del compresor, y el flujo másico de aire proporcionado, además de algunas constantes termodinámicas. Todas estas variables se muestran en la Tabla 6-14.

Tabla 6-14. Requerimiento de potencia teórico para el reactor airlift piloto.

Constantes y variables	Valor	Unidad
Flujo másico del aire	3.38 x10 ⁻⁵	kg/s
Constante de los gases	8.314	kJ/kg mol · K
Temperatura absoluta de entrada	293	K
Presión absoluta de entrada	0.795	atm
Caída de presión en accesorios	0.009	atm
Caída de presión rotámetro	0.01	atm
Caída de presión difusor ⁴	0.05	atm
Columna de agua	0.05	atm
Presión absoluta de salida	0.914	atm
Constante termodinámica	1.395	
Constante termodinámica	0.283	
Eficiencia del compresor	0.7	
Requerimiento de potencia	0.563	Watt

⁴ Valor tomado de (Aquatic Eco-Systems Inc., 2008)

De los parámetros mostrados en la Tabla 6-15, los que se obtuvieron con COMSOL fueron el flujo másico de aire, la presión ejercida por la columna de agua. Debe mencionarse que el valor de flujo másico de aire (3.38×10^{-5} kg/s) corresponde a un flujo volumétrico de 2.0 L/min a las condiciones de presión y temperatura especificadas. Todos los demás valores se obtuvieron de la bibliografía mencionada anteriormente. La presión absoluta de salida fue calculada como la suma de la presión absoluta de entrada, caída de presión en accesorios, caída de presión en el rotámetro, caída de presión en el difusor y la presión ejercida por la columna de agua.

Después de realizar los cálculos, se obtuvo un requerimiento energético de 0.563 watt. En términos del mezclado deseado, presencia de una reacción química homogénea y suspensión de sólidos en el reactor reportados en la

Tabla 3-2, la potencia requerida se encontró dentro del intervalo esperado.

6.9.2 Energía disipada en el reactor airlift

Para el cálculo de la potencia total que fue disipada en el reactor, fue empleada la ecuación (3-48):

$$E_D = Q_g P_d \ln \frac{P_d}{P_s}$$

De acuerdo a esta ecuación, la energía disipada es función del flujo volumétrico de aire, la presión de entrada (presión atmosférica) y la presión de descarga (en el difusor).

Tabla 6-15. Potencia disipada por el reactor airlift piloto.

Constantes y variables	Valor	Unidad
Flujo de aire	3.33×10^{-5}	m ³ /s
Presión atmosférica	77.99	kPa
Presión de descarga	86.96	kPa
Energía disipada	0.283	Watt

Se observa que el valor de potencia disipada indicado en la Tabla 6-15 (0.283 W) es menor que el valor de potencia requerida (0.563 W), lo que es natural, considerando que se pierde energía desde que el compresor transforma la energía eléctrica que lo alimenta hasta el punto de inyección de aire en el difusor.

6.9.3 Número de Reynolds y flujo de bombeo en el reactor airlift

Para obtener información del grado de turbulencia y el flujo de bombeo teóricos promovidos por el difusor en el reactor airlift, también se tomó como valor de referencia un flujo de aire inyectado de 2.0 L/min. Con este valor y las velocidades obtenidas en la simulación por

COMSOL se calcularon el flujo de bombeo mediante la relación $Q = uA$ y el número de Reynolds (3-12) en cada zona, como se muestra en la Tabla 6-16.

Tabla 6-16. Flujo de bombeo en el reactor airlift piloto.

Zona	Área, m ²	Velocidad promedio m/s	Flujo de bombeo, L/s	Re
Descendente interior	0.0081	0.0790	0.64	7915
Ascendente	0.0101	0.1070	1.10	5460
Descendente exterior	0.0107	0.0550	0.59	2148

Las zonas ascendente y descendente interior mostraron mayor turbulencia y el flujo de bombeo impulsado en la zona ascendente fue repartido entre las zonas descendentes. Intuitivamente podría suponerse que el flujo debería repartirse equitativamente para cada zona descendente pero no ocurrió así en la práctica, la zona descendente interior recibió mayor volumen de agua que la zona exterior.

6.9.4 Potencia requerida para mezclado en un tanque de propela

Se realizó el cálculo teórico de la potencia requerida por un impulsor que moviera un fluido contenido en un tanque bajo condiciones similares que en el reactor airlift. Esto llevó a considerar un agitador de flujo axial que proporcionara un flujo de bombeo y número de Reynolds parecidos a los obtenidos para el reactor airlift.

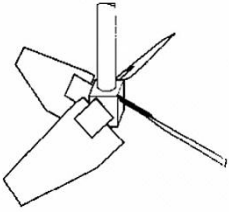
En cuanto al flujo de bombeo, no fue posible obtener un flujo de bombeo similar sin que se incrementara la potencia requerida. El reactor airlift siempre proporcionó un mayor flujo de bombeo que un agitador mecánico para los mismos requerimientos de potencia. Esto podría representar una ventaja en aquellas aplicaciones en que se requiera recircular internamente muchas veces el volumen del reactor.

Se tomó como parámetro comparativo el número de Reynolds, considerando un valor promedio de los valores obtenidos en el reactor airlift en la Tabla 6-16, es decir $Re = 5174$.

Comparando los valores de número de Reynolds y flujo de bombeo (Tabla 6-17), con los obtenidos para el reactor airlift se tiene que el requerimiento de potencia para el reactor airlift (0.563 W) es menor que para el reactor agitado mecánicamente (0.82 W) y el flujo de bombeo es mayor para el reactor airlift (0.59 - 1.10 L/s) que para el reactor agitado mecánicamente es menor (0.46 L/s). Esta observación, sin embargo debe tomarse con mesura, puesto que para otras características de impulsor y eficiencia del motor, la potencia requerida podría ser cambiar.

La buena noticia es que los requerimientos energéticos son muy similares y es precisamente en este aspecto donde el reactor airlift tiene oportunidad de aplicarse en vez de un reactor agitado mecánicamente.

Tabla 6-17. Requerimientos energéticos teóricos para un agitador mecánico.

Tipo	Agitador axial de bajo corte cuatro hojas		
			
Variables y constantes		Valor	Unidad
Número de potencia		0.6	
Densidad del agua		998	kg m ⁻³
Número de revoluciones		1	1/s
Diámetro del impulsor		0.10	m
Número de flujo para el impulsor		0.88	
Flujo de bombeo		0.46	L/s
Viscosidad dinámica		0.001	Pa · s
Potencia para mezclado		0.82	W
Número de Reynolds		5174	

Con el modelo de CFD del reactor airlift simulado y con las velocidades de circulación de agua verificadas experimentalmente, pudieron realizarse algunos escalamientos del modelo obteniendo nuevos modelos de reactores airlift de diferentes volúmenes. Estos modelos del reactor conservaron las proporciones geométricas que el modelo piloto. Se procedió a calcular las potencias requeridas de la misma forma que en la sección 6.9.1. El cálculo de potencia de un agitador mecánico se hizo de forma similar que en la sección anterior. Es importante mencionar que parte de este trabajo se realizó con ayuda de Excel y por prueba y error.

Los volúmenes con los que realizaron las nuevas simulaciones se muestran en la Tabla 6-18:

Tabla 6-18. Cuadro comparativo entre potencia requerida para mezclado en un reactor airlift y un reactor agitado mecánicamente a diferentes volúmenes.

Volumen del reactor, m ³	Airlift, kW	Propela, kW
0.0136	0.00056	0.00083
0.151	0.0158	0.0049
1.500	0.118	0.121

15.071	0.95	0.94
29.994	1.77	2.33

Los requerimientos de potencia se incrementaron proporcionalmente en ambos casos con valores del mismo orden, aunque con volúmenes a partir de 15 m³ en adelante, el requerimiento energético para el airlift fue menor. En la Figura 6-32 se presentan gráficamente los valores antes tabulados:

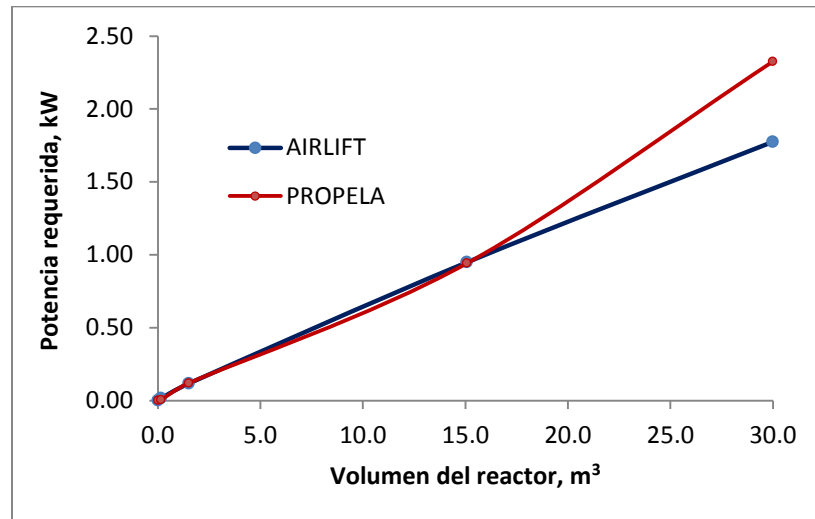


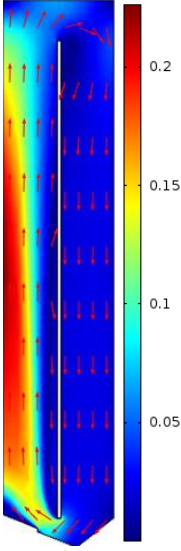
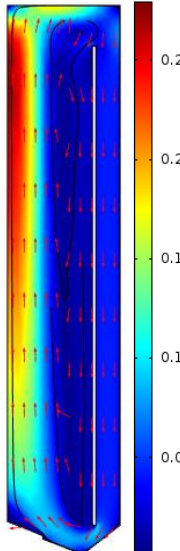
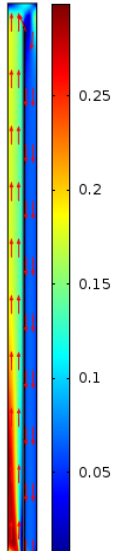
Figura 6-32. Gráfica de potencia requerida vs volumen de reactor.

6.9.5 Un reactor airlift de doble circuito en lugar de un reactor airlift de circuito simple

Una de las interrogantes inicialmente planteadas en los alcances de este Proyecto de Tesis fue respecto a cuál sería la ventaja de utilizar un reactor de doble circuito en lugar de un reactor de circuito simple o una sencilla columna de burbujeo. Las simulaciones presentadas en la Tabla 6-19 muestran algunos resultados obtenidos para un reactor airlift con diferentes geometrías. Sólo se realizó un análisis cualitativo del comportamiento del fluido en el reactor.

De acuerdo a los resultados, el reactor airlift de doble circuito presentó un patrón de flujo que minimiza las zonas muertas y las diferencias de velocidad entre las zonas ascendente y descendente, con proporciones geométricas físicamente factibles.

Tabla 6-19. Cuadro comparativo de la circulación y velocidad del agua desarrollada (en m/s) en tres diferentes tipos de reactor airlift.

Flujo de alimentación de aire: 2.0 L/min		
Reactor airlift circuito simple con tubo de arrastre estrecho	Reactor airlift circuito simple con tubo de arrastre amplio	Reactor airlift relación de altura/diámetro = 10
		
<p>Al modelar un reactor con un solo circuito de recirculación de agua, fue necesario modificar el diámetro del tubo de arrastre y ubicar el difusor de aire al centro del reactor. En este modelo, el diámetro del tubo de arrastre es la mitad del diámetro del reactor. Las dimensiones del reactor son las mismas que el reactor airlift piloto. El flujo de aire requerido para mantener una velocidad de circulación en el intervalo de 0.2 – 0.02 m/s fue muy superior al valor requerido en un airlift de doble circuito (alrededor de 4.2 L/min). La diferencia de velocidad entre la zona ascendente y descendente fue muy pronunciada. Una pequeña zona de recirculación se formó en la parte interior media del tubo de arrastre.</p>	<p>El mismo reactor de un solo circuito fue modelado, ahora incrementando el diámetro del tubo de arrastre con objeto de reducir la diferencia de velocidad entre las zonas ascendente y descendente. En el gráfico se observa que se consiguió disminuir esta diferencia, a costa de tener zonas de recirculación internas en el tubo de arrastre (zonas muertas), lo cual reduciría el volumen útil del reactor. Las líneas en color negro representan líneas de corriente que delimitan estas zonas muertas. El flujo de aire suministrado es el mismo que en el caso anterior.</p>	<p>Este modelo representa otro reactor de circuito simple en el que se buscó disminuir la diferencia de velocidad del fluido entre la zona ascendente y descendente. Al incrementar la relación altura/diámetro a un valor de 10 se consiguió reducir la diferencia de velocidades y aprovechar mejor la energía cinética producida por la inyección de burbujas. El flujo de aire requerido para mantener esta movimiento del agua fue de 2.6 L/min. En los estudios realizados por algunos autores, como Šimčík, 2011, usualmente utilizaron reactores airlift con estas proporciones. Es posible la aplicación de un reactor con estas dimensiones, sin embargo por razones de instalación y operación a grandes escalas, podría no ser factible su aplicación.</p>

COMSOL Multiphysics pudo generar un sólido de revolución (3 dimensiones) a partir del modelo dibujo geométrico proyectando en tres dimensiones la magnitud de velocidad obtenidas en 3D, el cual se presenta en la Figura 6-33.

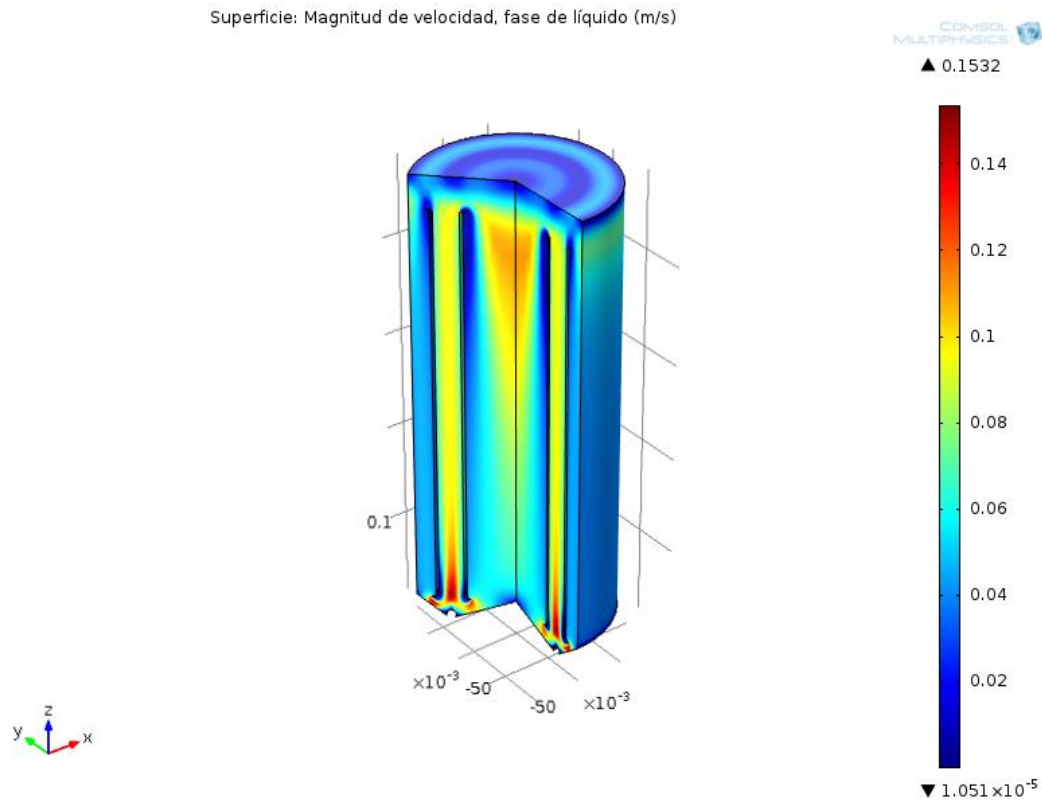


Figura 6-33. Representación gráfica de la magnitud de velocidades en el reactor airlift en tres dimensiones.

7 CONCLUSIONES Y TRABAJOS FUTUROS

Los procesos físicos y químicos que ocurren en el reactor airlift lograron ser descritos de forma satisfactoria mediante el empleo de un modelo representado en un programa de CFD así como a través de técnicas para obtención de cinética de reacción. Este grupo de ecuaciones pudo conjuntarse para obtener las condiciones a las cuales este tipo de reactor operó de forma eficiente y más aún, realizar escalamientos del proceso. La investigación bibliográfica realizada permitió ahondar en estos conceptos para comprender los principios que gobiernan el funcionamiento del reactor airlift.

El modelo de CFD representó la circulación de agua en el reactor airlift de forma consistente con los fenómenos observados experimentalmente. Al cuantificar la velocidad en cada zona del reactor a través de la solución modelo en el paquete de software, se obtuvo una diferencia respecto a los valores obtenidos experimentalmente. Este hecho se atribuyó a las diferencias entre las características del reactor airlift piloto y las plasmadas en el modelo creado en el paquete de software. Dichas diferencias incluyeron a los soportes internos, toberas y la distribución de orificios del difusor no consideradas en dibujo geométrico. Al aproximar más estas características del reactor piloto al modelo en CFD sería posible reducir la diferencia entre valores experimentales y modelados. El empleo de un reactor piloto fue necesario para complementar el modelo que describiera los procesos que ocurren en este sistema.

La comprensión de las ecuaciones que gobiernan los fenómenos hidrodinámicos y químicos del reactor airlift fue una tarea ardua, pero muy importante para tener conocimiento pleno del significado de la información que se ingresa al modelo.

El modelo construido en CFD permitió dominar conceptos de modelado y simulación. Se comprobó que la aplicación del paquete de software para CFD es una herramienta confiable que puede simplificar el estudio de algún fenómeno físico en particular.

El modelo de CFD asumió que el proceso de mezclado fue isotérmico. Sin embargo, en otros sistemas, la generación de calor por parte del compresor puede ser importante y si una reacción dada es afectada por la temperatura, entonces sería necesario incluir un módulo de transferencia de calor para conocer estos efectos.

Una vez que se determinaron las dosis óptimas de sulfato de magnesio y sulfato de aluminio en el reactor, la remoción de sílice fue cercana al 90%, lo cual que permitió obtener un agua con bajos valores de sílice a la salida del reactor. Un agua con bajo contenido de sílice es deseable en muchos procesos industriales y éste proceso de separación puede ser una alternativa a los procesos comunes.

No se detectaron interferencias entre el oxígeno y/o dióxido de carbono presentes en el aire con los reactivos utilizados para la separación de sílice, al menos bajo las condiciones de operación en que funcionó el reactor airlift.

El reactor airlift de doble circuito mostró una muy rápida capacidad de mezclado (entre 30 y 100 segundos según el flujo de aire burbujeado), comparable con agitadores mecánicos de una potencia similar (0.563 watt) y con un flujo de bombeo superior (reactor airlift: aproximadamente 0.77 L/s, reactor agitado con impulsor: 0.46 L/s), por lo que es una opción factible para aplicación en reacciones químicas de coagulación, floculación, precipitación química y bioprocesos.

El reactor airlift presenta energéticamente una demanda de potencia del mismo orden de magnitud que la requerida por un impulsor mecánico colocado en un reactor convencional de características similares. Se identificó que una desventaja operativa del reactor airlift fue la susceptibilidad de incrustación o ensuciamiento del difusor de aire. En el caso de reactores agitados mecánicamente, la incrustación por sales de baja solubilidad puede presentarse en las paredes, flecha del agitador y en el impulsor. Dependiendo de la velocidad de rotación del impulsor, podrían existir desbalances en el movimiento y, a mediano o largo plazo, problemas mecánicos; que requieran mantenimiento correctivo. En los reactores airlift la incrustación en el difusor puede ser solucionado con sistema de limpieza química realizado periódicamente, sobre todo en aquellas aplicaciones en que el agua contenga compuestos con baja solubilidad con capacidad incrustante.

El alcance del Proyecto fue amplio al buscar combinar conceptos de transporte de cantidad de movimiento con conceptos de cinética química para una aplicación evidentemente práctica. Esta tarea pudo completarse, no obstante con sus limitaciones, las cuales repercutieron principalmente en la profundidad del análisis realizado en la validación del modelo hidrodinámico. Bajo esta misma óptica, el modelo que representó la reacción química para remoción de sílice fue considerado como un modelo empírico al ser obtenido para la reacción global que incluyó todas las reacciones intermedias.

7.1 Trabajos futuros

Mejoramiento del funcionamiento del reactor airlift para evitar una rápida caída de presión bajo operación continua. Como se mencionó, la colocación de un sistema de inyección de solución ácida conectado al difusor de aire permitiría disolver las incrustaciones. A grosso modo, se requeriría una bomba dosificadora, un recipiente de almacenamiento, y una línea que condujera la solución ácida hasta el difusor.

Investigar la tasa de adsorción de sílice sobre el precipitado de magnesio para determinar la cantidad de precipitado que debe extraerse y renovarse del sistema. Conforme transcurre el tiempo, los precipitados químicos de hidróxido de magnesio e hidróxido de aluminio formados, y que adsorben cristales de sílice se saturan. Se requiere una extracción y reposición periódica de precipitado químico para mantener una tasa de conversión constante. La valoración teórica y experimental de este proceso no se realizó en este proyecto, por lo que puede ser una tarea futura complementaria, para una operación estable del reactor airlift.

Investigación sobre el efecto de sembrado de cristales de sílice en hidróxido de magnesio preparado en agua destilada. Todos los experimentos se realizaron con agua común para servicios del reactor. Idealmente debieron realizarse experimentos tanto en agua común como en agua destilada para verificar el proceso de adsorción de sílice y sus interferencias. El desarrollo de un análisis específico que describa el modo de adsorción de cristales de sílice en hidróxido de magnesio y la cuantificación de la cantidad de hidróxido disponible para la adsorción son actividades pendientes.

Experimentar la operación del reactor modificando la tasa de recirculación de precipitado químico y su relación con la remoción de sílice. La experimentación también podría incluir el análisis de iones calcio (dureza del agua). Aunque no se determinó la concentración de iones calcio en el agua alimentada al reactor, sería importante determinarla debido a que la presencia de iones sulfato (aportados por los reactivos) puede tener incidencia en la formación de sulfato de calcio, el cual podría precipitar e incrustarse en algunos equipos de proceso. Algunas alternativas para reducir este efecto son la utilización de otros coagulantes o complementar con una reacción de ablandamiento del agua en el airlift.

Acoplamiento de un módulo de rastreo de partículas en COMSOL Multiphysics que permita modelar la trayectoria y sedimentación de las partículas de precipitado químico con la circulación de agua en las diferentes zonas del reactor. El acoplamiento de un módulo de reacción química que representara la formación de hidróxido de magnesio podría incluso ser desarrollado. Aunque existe una diferencia entre los valores arrojados por la simulación del modelo y los obtenidos experimentalmente, la simulación representó consistentemente los fenómenos analizados. Además se explicaron los motivos por los que se presentó esta diferencia en la sección de Resultados y discusión, los cuales son atribuibles al dibujo geométrico principalmente.

Experimentación más detallada con diferentes tamaños de burbuja a la utilizada en este Proyecto de Tesis (3 mm). Esta experimentación puede ser en el reactor piloto o en el modelo desarrollado en COMSOL Multiphysics, para analizar con detalle los efectos de inyectar una burbuja más fina o más gruesa en la circulación del agua. Si se desarrolla este estudio en el reactor piloto, solo se requeriría buscar difusores con el tamaño de burbuja deseado. Si se utiliza el modelo, se requiere una investigación teórica más profunda para conocer la forma en que funciona el modelo de flujo burbujeante de COMSOL Multiphysics. Para burbujas muy pequeñas se basa en la teoría de Hadamard-Rybczynski y para burbujas grandes toma en cuenta los efectos de la tensión superficial del agua.

8 BIBLIOGRAFÍA

Instituto de Estadística y Geografía. *Cuéntame*. (2014). Consultado el 11 de Noviembre de 2014, de Sitio web del Instituto de Estadística y Geografía: <http://cuentame.inegi.org.mx/territorio/agua/ usos.aspx?tema=T>.

Al-Rehaili, A. M. (2003). *Comparative chemical clarification for silica removal from RO groundwater feed*. (159).

American Society of Mechanical Engineers. *Norma ASME 1975*.

Aquatic Eco-Systems Inc. (2008). *Catálogo Internacional de artículos acuícolas para el agua*. Orlando, Estados Unidos.

Atkins, P. W., & Jones, L. (2006). *Principios de química: los caminos del descubrimiento*. Argentina: Editorial Médica Panamericana.

Ballesteros, R. (2004-2005). *Turbulencia*. España: Universidad de Oviedo.

Behin, J. (2010). *Modeling of modified airlift loop reactor with a concentric double-draft tube*. Chemical Engineering Research and Design, 919-927.

Bird, R. B., E., S. W., & Lightfoot, E. N. (2006). *Fenómenos de Transporte* (Segunda edición). Cd. de México: Limusa Wiley.

Blažej, M., Cartland Glover, G., Generalis, S., & Markoš, J. (2003). *Gas-liquid simulation of an airlift bubble column reactor*, 43.

Bouguerra, W., Ben Sik Ali, M., Hamrouni, B., & Dhahbi, M. (2006). *Equilibrium and kinetic studies of adsorption of silica onto activated alumina*. Elsevier, 141 -146.

Brenn, G., Kolobaric, V., & Durst, F. (2004). *Basic experimental investigations on the hydrodynamics of bubble columns*. En M. Sommerfeld, Bubbly Flows Analysis, Modelling and Calculation. Berlin: Springer-Verlag Berlin Heidelberg.

Carroll, S., Mroczek, E., Alai, M., & Ebert, M. (1998). *Amorphous silica precipitation (60 to 120°C): Comparison of laboratory and field rates*. 62(8), 1379-1396.

Çengel, Y. A., & Boles, M. A. (2003). *Termodinámica* (Cuarta edición.). Ciudad de México: McGraw-Hill Interamericana.

Chang, R. (2002). *Química* (Séptima ed.). Ciudad de México: McGraw-Hill Interamericana.

Cheng, H.-H., Chen, S.-S., & Yang, S.-R. (2009). *In-line coagulation/ultrafiltration for silica removal from brackish water as RO membrane pretreatment*. (70), 112 - 117.

Chisti, Y. (1989). *Airlift reactors: current technology*.

Clesceri, L. S. (1998). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. California: American Public Health Association.

COMSOL AB. (2008). *Chemical Engineering Module Model Library*.

Couvert, A., Bastoul, D., Roustan, M., Chatellier, & Patrice. (2003). *Hydrodynamic and mass transfer study in a rectangular three-phase air-lift loop reactor*. (43), 1381–1387.

Crittenden, J., Trussell, R., Hand, D., Howe, K., & Tchobanoglous, G. (2012). *MWH's Water Treatment. Principles and Design* (Third edition.). New Jersey: John Wiley & Sons, Inc.

Deckwer, W.-D. (1992). *Bubble Column Reactors*. England: John Wiley and Sons.

Eckenfelder, Jr., W. W., Ford, D. L., & Andrew, J. E. (2009). *Industrial Water Quality*. Mc Graw-Hill.

Fan, L.-S., & Tsuchiya, K. (1990). *Bubble wake dynamics in liquids and liquid-solid suspensions*. Ohio: Butterworth-Heinemann.

Fogler, H. S. (2008). *Elementos de ingeniería de las reacciones químicas* (Cuarta edición.). México, Distrito Federal, México: Pearson Educación.

Frei, W. (16 de September de 2013). *COMSOL Blog*. (COMSOL Multiphysics) Recuperado el 03 de January de 2015, de <http://www.comsol.com/blogs/which-turbulence-model-should-choose-cfd-application/>

Fu, C.-C., Lu, S.-Y., Hsu, Y.-J., Chen, G.-C., Lin, Y.-R., & Wu, W.-T. (2004). *Superior mixing performance for airlift reactor with a net draft tube*. (59), 3021 – 3028.

Gavrilescu, M., & Tudose, R. Z. (1997). *Modelling of liquid circulation velocity in concentric-tube airlift reactors*. (69).

Gavrilescu, M., & Tudose, R. Z. (1999). *Residence time distribution of the liquid phase in a concentric-tube airlift reactor*. (38 (1999)), 225-238.

Gonzalez Brambila, M. M. (2013). *Introducción a la Ingeniería de Procesos*. Cd. de México: Limusa.

HACH. (2006). *Manual de Procedimientos Analíticos DR2800*.

Hach Company. (2009). *Colorimeter DR/890. Procedures Manual*. U.S.A.

Harnby, N., F., E. N., & Nienow, A. W. (2001). *Mixing in the process Industries*. Massachusetts: Butterworth-Heinemann.

Hill Jr., C. G., & Root, T. W. (2014). *Chemical Engineering Kinetics & Reactor Design* (Second edition). New Jersey: Wiley & Sons, Inc.

Hoffman, K. A., & Chiang, S. T. (2000). *Computational Fluid Dynamics* (Fourth ed., Vol. III). Wichita, Kansas: Engineering Education System.

Instituto Nacional de Estadística. (2009). *Encuesta sobre el uso del agua en el sector industrial 2006*. (Estadísticas y Cuentas Medioambientales) Recuperado el 15 de 12 de 2014, de Instituto Nacional de Estadística: http://www.ine.es/daco/daco42/ambiente/aguaindu/uso_agua_indu06.pdf

Jirout, T., & Rieger, F. (2011). *Impeller design for mixing of suspensions*. Chemical Engineering Research and Design(89), 1144-1151.

Kadic, E., & Heindel, T. J. (2014). *An Introduction to Bioreactor Hydrodynamics and Gas-Liquid Mass Transfer*. New Jersey: John Wiley & Sons, Inc.

Kalitzin, G., Medic, G., Iaccarino, G., Durbin, P. *Near-wall behavior of RANS turbulence models and implications for wall functions*. Journal of Computational Physics (204), 265 - 291.

Kazi, S. (2012). *Fouling and Fouling Mitigation on Heat Exchanger Surfaces*. En J. Mitrovic, Heat Exchangers - Basic Designs and Applications. Croatia: InTech.

Kemmer, F. N. (1989). *Manual del Agua. Su naturaleza, tratamiento y aplicaciones*. Estado de México: McGraw-Hill/Interamericana de México.

Kucera, J. (2010). *Reverse Osmosis Design, Processes and Applications for Engineers*. Massachusetts: Wiley.

Levenspiel, O. (2001). *Ingeniería de las reacciones químicas* (Segunda edición). México, Distrito Federal: Reverté Ediciones.

Liu, G. R., & Quek, S. (2014). *Fundamentals for Finite Element Method*. En G. R. Liu, & S. Quek, The Finite Element Method (pág. 36). Butterworth-Heinemann.

Lizardi-Jiménez, M. A., & Gutiérrez-Rojas, M. (2011). *Assessment of the local hydrodynamics zones in a three-phase airlift reactor: looking for the lowest liquid-phase Re*. 10(1).

Lucas, D., Krepper, E., & H.-M., P. (2004). *Experimental investigation and modeling of air/water flows in vertical pipes*. En M. Sommerfeld, Bubbly Flows Analysis, Modelling and Calculation. Berlin: Springer-Verlag Berlin Heidelberg.

Luo, H.-P., & Al-Dahhan, M. H. (2008). *Local characteristics of hydrodynamics in draft tube airlift bioreactor*. (63).

Merchuck, J. C., & Berzin, I. (1995). *Distribution of energy dissipation in airlift reactors*. 50(14).

Milne, N. A., O'Reilly, T., Sanciolo, P., Ostarcevic, E., Beighton, M., Taylor, K., Gray, S. R. (2014). *Chemistry of silica scale mitigation for RO desalination with particular reference to remote operations* (Vol. 65). Melbourne, Texas: Elsevier.

Mott, R. L. (2006). *Mecánica de Fluidos*. México. Pearson Educación.

Organización de las Naciones Unidas para la Educación, la Ciencia y la Cultura. (2014). *Programa Mundial de Evaluación de los Recursos Hídricos (WWAP)*. (UNESCO) Recuperado el 2014 de Noviembre de 25, de <http://www.unesco.org/new/es/natural-sciences/environment/water/wwap/facts-and-figures/industry/>

Özgür, A., Yüksel, Ü., Kabay, N., & Yüksel, M. (2013). *Application of electrodeionization (EDI) for removal of boron and silica from reverse osmosis (RO) permeate of geothermal water*. *Desalination*(310), 25 - 33.

P. Lestinsky, P. V. (2012). *Hydrodynamics of airlift reactor with internal circulation loop: Experiment vs. CFD simulation*. 42, 892-907.

Perry, R. H. (2008). *Perry's Chemical Engineer's Manual*. United States of America: McGraw-Hill.

Pope, S. B. (2000). *Turbulent fluids*. Cambridge: Cambridge University Press.

Rayaprolu, K. (2009). *Boilers for Power and Process*. New York: CRC Press.

Roberts, A. (1966). A comment of the turbulent flow velocity profile in a concentric annulus. Gran Bretaña: Pergamon.

Roy, S., Dhotre, M. T., & Joshi, J. B. (2006). *CFD simulation of flow and axial dispersion in external loop airlift reactor*. (84).

Sanders, W. P. (2001). *Turbine Steam Path*. Oklahoma: Pennwell.

Scheid, S., John, S., Bork, O., Parchmann, H., Schlüter, M., & Rübiger, N. (2004). *Improved model for the calculation of homogeneous gas-liquid flows*. En M. Sommerfeld, *Bubbly Flows Analysis, Modelling and Calculation* . Berlín: Springer-Verlag Berlin Heidelberg.

Secretaría de Salud. (1994). NORMA OFICIAL MEXICANA NOM-127-SSA1-1994. *Agua para uso y consumo humano-límites permisibles de calidad y tratamientos a que debe someterse el agua para su potabilización*.

Sheikholeslami, R., & Bright, J. (2002). *Silica and metals removal by pretreatment to prevent fouling of reverse osmosis membranes*. (143).

Sheikholeslami, R., Al-Mutaz, I. S., Tan, S., & Tan, S. D. (2002). *Some aspects of silica polymerization and fouling and its pretreatment by sodium aluminate, lime and soda ash*. *Desalination*, 85 - 92.

Sheikholeslami, R., Al-Mutaz, I., Koo, T., & Young, A. (2001). *Pretreatment and the effect of cations and anions on prevention of silica fouling*. *Desalination*, 83 - 95.

Šimčík, M., Mota, A., Ruzicka, M., Vicente, A., & Texeira, J. (2011). *CFD simulation and experimental measurement of gas holdup and liquid interstitial velocity in internal loop airlift reactor*. 66, 3268 - 3279.

Singiresu S., R. (2005). *Overview of Finite Element Method*. En R. Singiresu S., *The Finite Element Method in Engineering* (pág. 46). Coral Gables, Florida: Butterworth-Heinemann.

Snape, J. B., Zahradník, J., Fialová, M., & Thomas, N. H. (1995). *Liquid-phase properties and sparger design effects in an external-loop airlift reactor*. 50(20), 3175-3186.

Stewart, T., Nyman, M., Altman, & J., S. (2011). *Coagulation Chemistries for Silica Removal from Cooling Tower Water*. Albuquerque, Livermore: Sandia National Laboratories.

Tchobanoglous, G., Burton, F. L., & Stensel, H. D. (2003). *Wastewater Engineering Treatment and Reuse*. New York: McGraw-Hill.

Towler, G., & Sinnott, R. (2013). *Chemical Engineering Design*. Massachusetts: Elsevier.

van Baten, J., Ellenberger, J., & Krishna, R. (2003). *Hydrodynamics of internal air-lift reactors: experiments versus CFD simulations*. (42), 733-742.

van Sint Annaland, M., Deen, N., Kuipers, & M., J. A. (2004). *Multi-Level Modelling of Dispersed Gas-Liquid Two-Phase Flows*. En M. Sommerfeld, *Bubbly Flows. Analysis, Modelling and Calculation* (pág. 139). Berlin, : Springer-Verlag Berlin Heidelberg.

Vial, C., Poncin, S., Wild, G., & Midoux, N. (2002). *Experimental and theoretical analysis of the hydrodynamics in the riser of an external loop airlift reactor*. (57), 4745 – 4762.

VWT México. (2012). *Technical Report: Twin Circuit Reactor vs. Turbomixer Performance*. Tlalneplanta.

Wagner, J. (Noviembre de 2002). *Membrane Filtration Handbook Practical Tips and Hints*. Recuperado el 10 de septiembre de 2012, de http://gendocs.ru/docs/30/29820/conv_1/file1.pdf

Wesselingh, J. A. (1987). *The Velocity of Particles; Drops and Bubbles*. (21).

Zapryanov, Z., & Tabakova, S. (1999). *Dynamics of Bubbles, Drops and Rigid Particles*. Bulgaria: Springer Science+Business Media Dordrecht.

Zienkiewicz, O., & Taylor, R. (2000). *The Finite Element Method*. Volume 3: Fluid Dynamics. Oxford: Butterworth-Heinemann.

9 APÉNDICES

9.1 Propiedades físicas del agua

Temperatura	Peso específico	Densidad	Viscosidad dinámica	Viscosidad cinemática	Tensión superficial	Módulo de elasticidad	Presión de vapor
T	γ	ρ	μ	ν	σ	E	P_v
°C	kN/m ³	kg/m ³	$\times 10^{-3}$ kg/m · s = Pa · s	$\times 10^{-6}$ m ² /s	N/m	$\times 10^9$ N/m	kN/m ²
0	9.805	999.8	1.781	1.785	0.0765	1.98	0.61
5	9.807	1000.0	1.518	1.519	0.0749	2.05	0.87
10	9.804	999.7	1.307	1.306	0.0742	2.10	1.23
15	9.798	999.1	1.139	1.139	0.0735	2.15	1.70
20	9.789	998.2	1.002	1.003	0.0728	2.17	2.34
25	9.777	997.0	0.890	0.893	0.0720	2.22	3.17
30	9.764	995.7	0.798	0.800	0.0712	2.25	4.24
40	9.730	992.2	0.653	0.658	0.0696	2.28	7.38
50	9.689	988.0	0.547	0.553	0.0679	2.29	12.33
60	9.642	983.2	0.466	0.474	0.0662	2.28	19.92
70	9.589	977.8	0.404	0.413	0.0644	2.25	31.16
80	9.530	971.8	0.354	0.364	0.0626	2.20	47.34
90	9.466	965.3	0.315	0.326	0.0608	2.14	70.10
100	9.399	958.4	0.282	0.294	0.0589	2.07	101.33

9.2 Propiedades físicas del aire

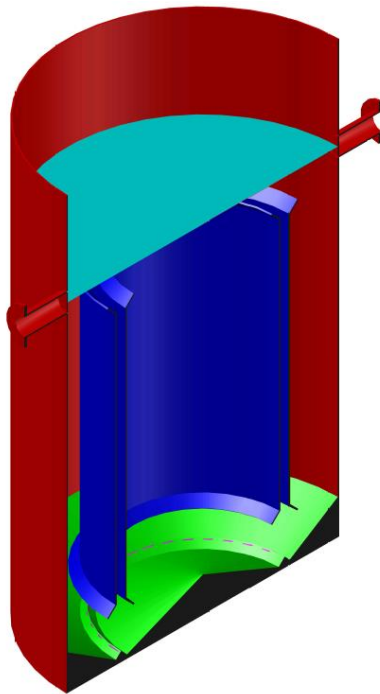
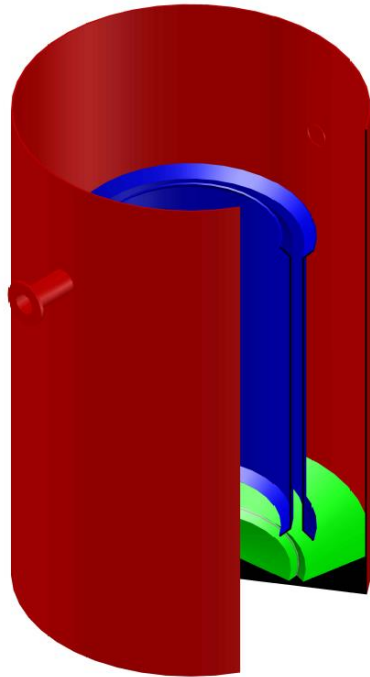
Temperatura	Densidad ⁵	Viscosidad Dinámica	Viscosidad Cinemática
T	ρ	μ	ν
°C	kg/m ³	$\times 10^{-5}$ kg/m · s Pa · s	$\times 10^{-5}$ m ² /s
0	1.293	1.736	1.343
5	1.269	1.762	1.388
10	1.247	1.787	1.433
15	1.225	1.812	1.479
20	1.204	1.837	1.525
25	1.184	1.862	1.572
30	1.165	1.886	1.619
35	1.146	1.910	1.667
40	1.127	1.934	1.716
45	1.110	1.958	1.765
50	1.093	1.982	1.814
60	1.060	2.029	1.915
70	1.029	2.075	2.017
80	1.000	2.121	2.121
90	0.972	2.166	2.228
100	0.946	2.210	2.336

Nota: Tabla tomada de (Crittenden *et al.*)

⁵ La siguiente relación puede usarse para calcular la densidad del aire a otras temperaturas a presión atmosférica:

$$\rho_a = \frac{p_{ref} M}{RT}$$

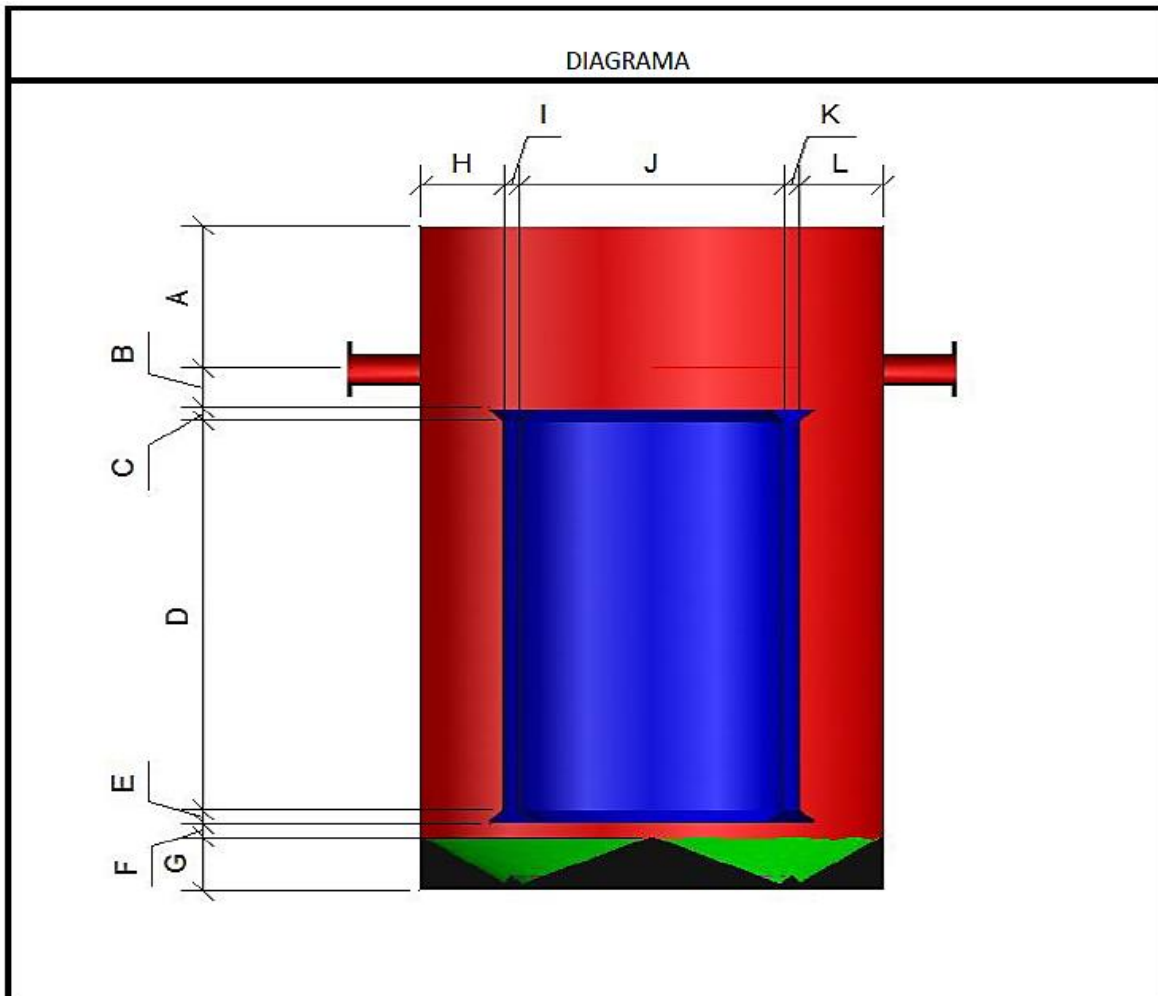
9.3 Bosquejo del reactor airlift de doble circuito (VWT México)



9.4 Memoria de cálculo VWT México

 VEOLIA WATER Solutions & Technologies	TWIN CIRCUIT REACTOR		
	PROYECTO	PILO	FECHA 26/03/2012
			REV: A
			POR: FJD
	CLIENTE	INTERNO	REV: FJD
			APROB: CSB

Flujo de operación	0.05	m3/h		
Tiempo de reacción	20.00	min	18 - 30	min
Volumen total reactor	0.0167	m3		
Tirante util	0.45	m		
Bordo libre	0.10	m		
Seccion total	0.04	m2		
Diametro interno del recipiente	0.22	m		
Diametro circuito exterior	0.15	m		
Seccion exterior	0.019	m2		
Altura	0.35	m		
Volumen seccion exterior	0.0068	m3		
Diametro circuito eyector	0.10	m		
Seccion eyector	0.010	m2		
Altura	0.35	m		
Volumen seccion eyector	0.0034	m3		
Diametro equivalente de bombeo	0.11	m	4.40	inch
Seccion interior	0.01	m2		
Volumen seccion interior	0.00008	m3		
Velocidad descendente exterior	0.0253			
Velocidad ascendente eyector	0.1000	m/s	0.075 - 0.15	m/s
Velocidad descendente interior	0.0625			
Flujo en sección interior	1.77	m3/h		
Flujo en eyector	3.53	m3/h		
Flujo en sección exterior	1.77	m3/h		
Carga diferencial en descarga	10.00	cm	0.10	m
Capacidad del soplador requerido	3.14	SCFM		
Presion de descarga del soplador	1.06	psig		
Check eyector	5.00	cm	0.075 - 0.15	cm
Tasa de intercambio	70.69		8.0 - 15.0	



SUMARIO DIMENSIONAL:

A =	0.10 m	100.00 mm
B =	0.10 m	100.00 mm
C =	0.05 m	50.00 mm
D =	- m	- mm
E =	0.05 m	50.00 mm
F =	0.05 m	50.00 mm
G =	0.10 m	100.00 mm
L = H =	0.07 m	67.16 mm
I = K =	0.05 m	50.00 mm
J =	0.10 m	100.00 mm