

**SEP**  
SECRETARÍA DE  
EDUCACIÓN PÚBLICA



Subsecretaría de Educación Superior  
Tecnológico Nacional de México  
Instituto Tecnológico de Orizaba

"2015, Año del Generalísimo José María Morelos y Pavón"

DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN

OPCIÓN I.- TESIS

TRABAJO PROFESIONAL

"DESARROLLO DE ESTRATEGIAS DE MEZCLADO DE BAJO  
CONSUMO DE ENERGÍA MEDIANTE SIMULACIÓN CFD  
APLICADAS A REACTORES OVOIDES DE ÚLTIMA GENERACIÓN."

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:  
DOCTOR EN CIENCIAS  
DE LA INGENIERÍA

PRESENTA:

*M.C. Eduardo Hernández Aguilar*

DIRECTOR DE TESIS:

*Dr. Juan Manuel Méndez Contreras*

CODIRECTOR DE TESIS:

*Dr. Alejandro Alvarado Lassman*



ORIZABA, VERACRUZ, MÉXICO.

DICIEMBRE 2015



SECRETARÍA DE  
EDUCACIÓN PÚBLICA



SEP

SUBSECRETARÍA DE EDUCACIÓN SUPERIOR  
DIRECCIÓN GENERAL DE EDUCACIÓN SUPERIOR  
TECNOLÓGICA

# INSTITUTO TECNOLÓGICO DE ORIZABA

DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO E INVESTIGACION

DOCTORADO EN CIENCIAS EN INGENIERIA

DESARROLLO DE ESTRATEGIAS DE MEZCLADO DE BAJO  
CONSUMO DE ENERGIA MEDIANTE MODELACION CFD APLICADAS  
EN REACTORES OVOIDES

**M.C. Eduardo Hernández Aguilar**  
Presenta

**Dr. Juan Manuel Méndez Contreras**  
Director

**Dr. Alejandro Alvarado Lassman**  
Co-Director

**Sinodales:**

**Dra. Guadalupe Luna Solano**

**Dr. Denis Cantú Lozano**

**Dr. Galo Rafael García Urrea**

**Orizaba, Ver; Diciembre del 2015**



"2015, Año del Generalísimo José María Morelos y Pavón"

FECHA: 01/12/2015  
DEPENDENCIA: POSGRADO  
ASUNTO: Autorización de Impresión  
OPCIÓN: I

C. EDUARDO HERNÁNDEZ AGUILAR  
CANDIDATO A GRADO DE DOCTOR EN:  
CIENCIAS DE LA INGENIERÍA

De acuerdo con el Reglamento de Titulación vigente de los Centros de Enseñanza Técnica Superior, dependiente de la Dirección General de Institutos Tecnológicos de la Secretaría de Educación Pública y habiendo cumplido con todas las indicaciones que la Comisión Revisora le hizo respecto a su Trabajo Profesional titulado:

**"DESARROLLO DE ESTRATEGIAS DE MECLADO DE BAJO CONSUMO DE ENERGIA  
MEDIANTE SIMULACION CFD APLICADAS A REACTORES OVOIDES DE ULTIMA  
GENERACION."**

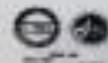
Comunico a Usted que este Departamento concede su autorización para que proceda a la impresión del mismo.

ATENTAMENTE

M.C. MA. ERIKA GARCÍA REYES  
JEFE DE LA DIV. DE ESTUDIOS DE POSGRADO



SECRETARÍA DE  
EDUCACIÓN PÚBLICA  
INSTITUTO  
TECNOLÓGICO  
DE ORIZABA



"2015, Año del Generalísimo José María Morelos y Pavón"

FECHA : 28/10/2015

ASUNTO: Revisión de Trabajo Escrito

C. M.C. MA. ELENA GARCÍA REYES  
JEFE DE LA DIVISION DE ESTUDIOS  
DE POSGRADO E INVESTIGACION.  
P R E S E N T E

Los que suscriben, miembros del jurado, han realizado la revisión de la Tesis del (la) C. :

**EDUARDO HERNANDEZ AGUILAR**

la cual lleva el título de:

**"DESARROLLO DE ESTRATEGIAS DE MECLADO DE BAJO CONSUMO DE ENERGIA  
MEDIANTE SIMULACION CFD APLICADAS A REACTORES OVOIDES DE ULTIMA  
GENERACION. "**

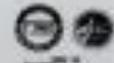
Y concluyen que se acepta.

ATENTAMENTE

PRESIDENTE : DR. JUAN MANUEL MENDEZ CONTRERAS  
SECRETARIO : DR. ALEJANDRO ALVARADO LASMAN  
PRIMER VOCAL : DR. GALO RAFAEL URRERA CASOYA  
SEGUNDO VOCAL : DRA. GUADALUPE LUNA SOLANO  
TERCER VOCAL : DR. ANSELMO OSORIO MIRON  
VOCAL SUP. : DR. DENIS CANTU LOSANO

EGRESADO(A) DEL DOCTORADO EN CIENCIAS DE LA INGENIERIA

OPCION: I Tesis



## DEDICATORIAS

A Dios que es el único digno de Gloria y me ha bendecido con la presencia de grandes personas en mi vida.

Iniciando por mi familia que me ha brindado su apoyo siempre, Mama y Papa que sembraron grandes valores en mi persona, mismos que me han guiado en mi vida profesional.

Te puso a ti Solmaría Mandi mi compañera de vida, compartimos muchas alegrías, pero más importante eres mi gran apoyo en momentos tristes y de prueba donde todo parecía ponerse en mi contra, sin tu apoyo sé que no podría haber salido adelante, gracias por tu apoyo y amor incondicional.

Que me dio a mis Hermanos: Erick, Joshua y Marisol. Los cuales siempre me han alentado a no bajar los brazos a pesar de la tormenta, por todos los momentos compartidos desde niños y ahora que no somos tan niños.

Me Diste muchos primos divinos que siempre han sido mi familia de 1000.

Me diste un amigo y Asesor al Doctor Juan Manuel Méndez que desde antes de entrar al programa de doctorado me alentó a ir tras el sueño de obtener el grado académico más alto.

Cruzo en mi camino a mis compañeros del programa de Doctorado: Jesús, Luis, Enrique, Noemí. Mis Hermanos académicamente hablando, con quienes compartimos momentos de éxito, frustración, pero sobre todo de alegría en el laboratorio Ambiental II.

No alcanza una página para decir todas las bendiciones que me has dado Tú Señor de Señores y Rey de Reyes, pero gracias por todas esas personas que me dieron aliento: Grisel, Tania quienes trabajaron hombro a hombro conmigo. Y cada uno de los integrantes del equipo de trabajo del Laboratorio Ambiental II.

Gracias Dios Mío, todo esto sea solo para tu Gloria.

## RECONOCIMIENTOS

Se agradece a la Dirección General de Educación Superior Tecnológica (DGEST) por el apoyo durante los 2 primeros años de desarrollo del Doctorado con la BECA 20120000590.

Proyecto financiado por la Dirección General de Estudios Superiores Tecnológicos: "Desarrollo de estrategias de mezclado de bajo consumo energía en reactores ovoides de última generación" registro 4591.12-P.

Proyecto: Implementación de la Tecnología "Digestión Anaerobia Térmica Con Dualidad de Operación" de Residuos Avícolas para la Generación Innovadora De Bioenergéticos Y Biosólidos A Escala Industrial dentro de la convocatoria INNOVATEC con clave 182647.

A Todos los doctores que Intervinieron en el proceso de este documento, empezando por el Dr. Juan Manuel Méndez Contreras que apoyo el desarrollo de este proyecto desde antes de ingresar al programa doctoral. Al Co-Director Dr. Alejandro Alvarado Lassman Por todas sus finas atenciones. A la Dra. Guadalupe Luna, al Dr. Denis Cantú y al Dr. Galo Rafael Urrea García por cada consejo que impacto en la mejora del presente trabajo. El Dr. Mario L. Arriola Rodríguez que siempre estuvo al pendiente del proceso y Gracias al Instituto Tecnológico de Orizaba mi Alma Máter.

# **RESUMEN**

## **DESARROLLO DE ESTRATEGIAS DE MEZCLADO DE BAJO CONSUMO DE ENERGIA MEDIANTE MODELACION CFD APLICADAS EN REACTORES OVOIDES**

**Elaborada por: M.C. Eduardo Hernandez Aguilar**

**Dirigida por: Dr. Juan Manuel Méndez Contreras**

**Dr. Alejandro Alvarado Lassman**

El presente trabajo describe el desarrollo de estrategias de mezclado con un bajo consumo de energía, mediante la construcción de 2 modelos de dinámica de fluidos computacional en 3D; uno para la caracterización del comportamiento hidrodinámico de diferentes configuraciones de mezclado aplicada a reactores ovoides que carecen de agitación mecánica y, otro para reactores ovoides que incluyen agitación mecánica. Los modelos matemáticos se realizaron con base en ecuaciones de Navier-Stokes y las ecuaciones de balance de materiales sin reacción química. En el modelo desarrollado para la estrategia sin agitador mecánico se utilizaron flujos de alimentación de agua de 6, 7.5 y 9 mLs Este modelo fue validado experimentalmente utilizando una técnica de pulso con NaCl como trazador en agua y fue utilizado para estimar los resultados, alimentando al modelo las características de flujo del lodo residual. Los resultados obtenidos se contrastaron con los sistemas de agitación mecánica en función de la potencia de la bomba; obteniendo requerimientos de 1/512 hp, solo el 3.1 % de la potencia necesaria en un sistema de agitación mecánica (1/16 hp). La estrategia de mezclado fue aplicada en el diseño de una planta nivel industrial obteniendo en el procesamiento de lodo residual resultados superiores al 38% de remoción indicado por la norma oficial NOM-004SEMARNAT-2002, demostrando que es posible prescindirse del sistema de agitación mecánica sin disminuir la eficiencia de remoción en el proceso de digestión anaerobia aplicando una adecuada estrategia de mezclado a escala industrial.

# **ABSTRACT**

## **DEVELOPING MIXING STRATEGIES OF LOW POWER CONSUMPTION BY CFD SIMULATION APPLIED TO EGG SHAPED FORM REACTORS**

**By: M.C. Eduardo Hernandez Aguilar**

**Advisor(s): Dr. Juan Manuel Méndez Contreras**

**Dr. Alejandro Alvarado Lassman**

This work describes the development of mixing strategies with low power consumption, by building two 3D computational fluid dynamics models; the first model was used in characterizing the hydrodynamic behavior in different configurations of mixing in egg-shaped form reactors without mechanical impeller and the second model for ovoid reactors with mechanical stirring. Mathematical models were developed based on Navier-Stokes equations and material balance without chemical reaction. The model developed for mixing strategy without impeller, was used with water flow of 6, 7.5 and 9 mL s<sup>-1</sup>. This model was experimentally validated using a pulse-response technique with NaCl as tracer and then used to extrapolate the results, introducing the sludge flow characteristics into the model (density and viscosity). The results of pump power were compared with mechanical stirring systems, obtaining a power consumption 1/512 hp only the 3.1% of the required power in a mechanical agitation (1/16 hp). The mixing strategy was applied to the design of full-scale reactor and, obtained a sludge removal efficiency was upper than 38% indicated by the official standard NOM-004-SEMARNAT-2002, demonstrating that it is possible avoid the use of the mechanical stirrer, without decreasing the removal efficiency in the anaerobic digestion process using an appropriate mixing strategy.

---

---

# INDICE

INDICE .....	i
LISTA DE FIGURAS .....	v
LISTA DE TABLAS.....	viii
INTRODUCCIÓN .....	1
OBJETIVO.....	3
OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....	3
HIPÓTESIS .....	3
CAPÍTULO 1 FUNDAMENTOS TEÓRICOS .....	5
1.1 La Digestión Anaerobia.....	6
1.2 Fases de la digestión anaerobia .....	6
1.2.1 Hidrólisis.....	8
1.2.2 Acidogénesis.....	9
1.2.3 Acetogénesis.....	10
1.2.4 Metanogénesis.....	11
1.2.5 Clasificación de la digestión anaerobia .....	15
1.3 Factores que influyen en la digestión anaerobia.....	16
1.3.1 pH.....	16
1.3.2 Reducción de materia orgánica.....	16
1.3.3 Temperatura.....	17
1.3.4 Tiempo de retención hidráulico .....	17
1.3.5 Carga orgánica.....	18

---

1.4 Características del sustrato .....	19
1.4.1 Composición .....	19
1.4.2 Densidad .....	19
1.4.3 Características reológicas .....	20
1.5 Mezclado aplicado a la digestión Anaerobia .....	26
1.5.1 Efectos positivos del mezclado en la digestión anaerobia .....	28
1.5.2 Efectos negativos del mezclado .....	29
1.5.3 Análisis de mezclado.....	30
1.6 Mecánica de fluidos computacional aplicada al análisis de mezclado .....	33
1.6.1 Aplicaciones en el análisis del mezclado en reactores.....	34
1.6.2 CFD aplicada al análisis de mezclado en procesos de digestión anaerobia .....	35
CAPÍTULO 2 METODOLOGÍA.....	42
2.1 Evaluación del mezclado .....	44
2.2 Selección de los modelos .....	44
2.3 Evaluaciones preliminares .....	45
2.4 Modelación en 2 dimensiones .....	46
2.4.1 Geometría en 2D.....	47
2.4.2 Condiciones de frontera para el modelo de 2D .....	48
2.5 Modelación en 3 dimensiones .....	49
2.5.1 . Geometría del sistema .....	49
2.5.2 Condiciones de Frontera y propiedades de flujo utilizadas .....	50
2.6 Métodos de solución.....	52
2.6.1 Solucionador de estado estacionario .....	52

---

2.6.2 Estado dinámico con 2 modelos acoplados .....	52
2.7 Validación experimental.....	53
2.7.1 Experimento pulso respuesta.....	53
2.7.2 Medición del trazador .....	54
2.8 Determinación de ventanas operativas.....	55
2.8.1 Efecto de la cinética de la digestión anaerobia en las propiedades de flujo.....	55
2.8.2 Aplicación del modelo con propiedades de flujo del lodo residual .....	56
2.9 Estudios preliminares de sistemas con agitadores mecánicos. ....	57
2.10 Mezclado en tanques agitados con diferentes tipos de agitadores.....	57
2.10.1 Ecuaciones gobernantes.....	58
2.10.2 Geometría .....	59
2.10.3 Turbina Rushton.....	60
2.10.4 Agitador de paletas. ....	60
2.10.5 Agitador de hélice.....	60
2.10.6 Propiedades y condiciones de frontera .....	61
CAPÍTULO 3 RESULTADOS .....	64
3.1 Evaluación de configuraciones de alimentación .....	64
3.2 Selección del modelo hidrodinámico .....	65
3.3 Resultados de la Simulación 2D .....	67
3.4 Resultados de la Simulación 3D y su validación experimental .....	71
3.5 Determinación del efecto de la cinética de digestión anaerobia en las propiedades de flujo .....	74
3.6 Resultados de agitación mecánica en tanques cilíndrico.....	78
3.7 Resultados en tanque agitado ovoide.....	84

CONCLUSIONES.....	91
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....	92

## LISTA DE FIGURAS

Figura	Titulo	Pagina
1.1	Reacciones de la digestión anaerobia .....	7
1.2	Relación entre la concentración de sólidos y los parámetros del modelo basado en la ley de potencia de Ostwald.....	23
1.3	a) Correlación $\tau_0$ -VS, b) Correlación $\tau_0$ -TS, c) Correlación $\mu_a$ -VS, d) Correlación $\mu_a$ -TS.....	25
1.4	a) Correlación entre esfuerzo de corte inicial – sólidos volátiles b) Correlación entre viscosidad aparente – sólidos volátiles.....	26
1.5	Efecto del mezclado en la producción de metano.....	26
1.6	Diagramas de digestores con diferentes configuraciones de mezclado.....	27
1.7	Concentración de trazador contra tiempo .....	32
1.8	Mallas de los reactores electroquímicos a) con Gaskets y b) sin Gaskets.....	35
1.9	a) Partículas trazadas para un caso de mezclado bajo a 506 s, b) caso de mezclado alto a 5355 s .....	36
1.10	Volumen de biogás diagrama de contornos a) Agitador normal b) Agitador modificado .....	37
1.11	Contornos de velocidad para los regímenes de mezclado a) ascendente y b) descendente.....	38
1.12	Flujos equivalentes para dos tipos de reactores con ST 0%.....	38
1.13	Comparación de mezclado con recirculación de biogás (1) mezcla por dos difusores inferiores, (2) mezcla por un tubo de aspiración, (3) mezcla por dos lanzas y (4) mezcla por dos pistolas de burbujas .....	40
2.1	Diagrama de flujo.....	43

---

2.2	configuraciones del reactor .....	46
2.3	Geometría del reactor ovoide de última generación .....	47
2.4	Malla de cálculo en 2D.....	48
2.5	Geometría del Sistema en 3D.....	50
2.6	Función rectangular para un caudal de 9ml s-1 .....	52
2.7	Reactor utilizado en la validación experimental y accesorios usados en la validación experimental, 1) punto de inyección de trazador, 2) bomba, 3) sonda para medir concentración, 4) CPU y 5) válvula de descarga. ....	54
2.8	Brookfield RVD E .....	56
2.9	Geometrías de los tanques agitados (a) Tanque Cilíndrico; (b) Tanque Ovoide .....	59
2.10	Dimensiones de los diferentes tipos de agitadores (a) Turbina Rushton; (b) Agitador de Paletas; (c) Hélice .....	60
2.11	a) Agitador axial sin inclinación (b) Agitador de Paletas con inclinación de 15°; (c) Agitador axial con inclinación de 30°; d) Agitador axial con inclinación de 45° .....	61
3.1	Perfiles de velocidad en 3 configuraciones de alimentación y descarga .....	65
3.2	Evaluación del número de Reynolds y campo de flujo preliminar para la selección de modelos.....	66
3.3	campo de velocidad de la geometría ovoide.....	67
3.4	distribuciones de tiempo de residencia en función de la velocidad de alimentación.....	68
3.5	Perfiles de concentración en función del tiempo .....	72
3.6	Distribuciones de tiempo de residencia experimental y modelada.....	73
3.7	Monitoreo del porcentaje de sólidos volátiles y viscosidad .....	76
3.8	Distribuciones de tiempo de residencia obtenidas aplicando las propiedades de flujo de lodo residual.....	77
3.9	Perfil de Velocidades; Turbina Rushton, Hélice, Agitador de	

---

	Paletas .....	79
3.10	Trayectoria del Fluido en el tanque agitado Cilíndrico (a) Turbina Rushton, (b) Agitador Hélice, (c) Agitador de Paletas.....	80
3.11	Perfiles de velocidades, (a) Agitador axial de Paletas,(b) Agitador de Paletas inclinación de 15°,Agitador de paletas con inclinación de 30° y (d)Agitador de Paletas con inclinación de 45° .....	82
3.12	Trayectoria del Fluido en el Tanque Cilíndrico. (a) Agitador de Paletas, (b) Agitador de paletas con 15°, (c) Agitador de Paletas con 30°, (d) Agitador de Paletas con 45° .....	83
3.13	Perfil de velocidades, Turbina Rushton, Agitador de Hélice, Agitador de Paletas.....	85
3.14	Turbina Rushton .....	86
3.15	Perfiles de velocidades Agitadores axiales, (a) Agitador de paletas, (b) Agitador con inclinación de 15°, (c) Agitador con inclinación de 30°, (d) Agitador con inclinación de 45° .....	88
3.16	Trayectoria del fluido en Tanque Agitado Ovoide .....	89

## LISTA DE TABLAS

Tabla	Titulo	Pagina
1.1	Reacciones acetogénicas que ocurren en los sistemas anaerobios. ....	10
1.2	Clasificación de bacterias metanogénicas por sustrato .....	13
1.3	Principales reacciones metanogénicas y otras consumidoras de hidrógeno. ....	14
1.4	Clasificación de la digestión anaerobia .....	15
1.5	Temperatura típicas para diversas bacterias .....	17
1.6	Composición de la alimentación.....	19
1.7	Ecuaciones matemáticas y representaciones de diferentes modelos reológicos en el rango de velocidad de cizalla 1.22 a 244.60 s <sup>-1</sup> , con diferentes concentraciones de STS .....	22
1.8	Parámetros aplicados al análisis de flujo .....	32
2.1	Factores y constantes aplicadas al modelo CFD .....	48
2.2	Niveles de la condición de frontera de alimentación y las propiedades de flujo.....	51
2.3	Niveles de la condición de frontera de alimentación y las propiedades de flujo.....	57
3.1	Valores promedio de velocidad y número de Reynolds .....	65
3.2	Distribuciones obtenidas mediante el modelo CFD.....	69
3.3	Análisis de la Distribución de tiempos de residencia.....	74
3.4	Resultados en tanque cilíndrico .....	81
3.5	Resultados de la simulación en el tanque agitado cilíndrico. Agitadores de paletas y con inclinación de 15°, 30° y 45°. ....	84
3.6	Resultados de la Simulación en Tanque Agitado Ovoide .....	87
3.7	Resultados de simulación en tanque agitado Ovoide .....	90

# INTRODUCCIÓN

La tecnología de digestión anaerobia en reactores ovoides ha sido desarrollada en el Instituto Tecnológico de Orizaba desde hace más de 14 años, su desarrollo ha incluido desde las bases científicas de la digestión anaerobia enfocadas al enriquecimiento de los sustratos con la adición de micronutrientes, tratamientos previos a la digestión anaerobia (térmicos, ácidos e enzimáticos), La implementación de reactores ovoides al tratamiento de diversos sustratos, dentro de los que encontramos a los Residuos Orgánicos Municipales (ROM), Lodos Residuales (LD), Residuos de la Industria papelera, Residuos Agrícolas (RA).

La justificación de este desarrollo tecnológico radica en el despertar de conciencia que ha tenido la sociedad mexicana, buscando la sustentabilidad y sostenibilidad del sistema socio-económico que prevalece en la actualidad, focalizándose en los aspectos ambiental, energético y social.

El gobierno de la República Mexicana ha hecho más rigurosa su normatividad ambiental con la finalidad de la preservación de recursos naturales y también realizó una reforma energética la cual permite la inversión de capital en fuentes de energía renovables y combustibles alternativos intentando eliminar la dependencia del petróleo en búsqueda de una mayor igualdad social con la generación de empleos relacionados con las inversiones en estos sectores. Siendo la tecnología de digestión anaerobia en reactores ovoides de última generación una alternativa para la atención de estas problemáticas nacionales, mediante el tratamiento de efluentes con alta carga orgánica (lodos residuales, residuos sólidos orgánicos municipales y residuos agrícolas). Además, teniendo como producto final biosólidos y gas metano relacionada con este tratamiento, el cual es un combustible alternativo con el cual puede generarse energía eléctrica y/o térmica.

La factibilidad de la aplicación de este tipo de tecnologías depende en gran manera de la disminución de costos de inversión y costos de operación, debido a que al ser tecnologías con enfoques ambientales tienen tasas de retorno muy bajas no logrando la recuperación de la inversión en 18 meses, parámetro utilizado en la Industria Mexicana en la evaluación de proyectos de inversión.

El mezclado es un área de oportunidad poco estudiada por el grupo de trabajo de Ingeniería Ambiental del Instituto Tecnológico de Orizaba; esta área puede tener un gran impacto económico debido a que el costo del sistema de mezclado en reactores es el equivalente al 30% del costo del equipo.

Por tanto el desarrollo de estrategias de mezclado de bajo consumo de energía da factibilidad económica a la implementación de este tipo de tecnologías en México.

## **OBJETIVO**

Desarrollar una estrategia de mezclado mediante el estudio y análisis del régimen de flujo en reactores ovoides de última generación.

## **OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

- Modelación CFD del comportamiento hidrodinámico de la estrategia de bajo consumo de energía
- Validación del modelo CFD mediante la obtención experimental de la distribución de tiempos de residencia.
- Determinación de condiciones de operación que aseguren el mezclado en el interior del reactor

## **HIPÓTESIS**

A partir del desarrollo de un modelo que represente el comportamiento hidráulico de reactores aplicados en el proceso de digestión anaerobia de lodo residual es posible la determinación de ventanas operativas que aseguren el mezclado con estrategias de bajo consumo de energía.

**Capítulo 1**  
**FUNDAMENTOS TEÓRICOS**

---

## CAPÍTULO 1 FUNDAMENTOS TEÓRICOS

El proceso de digestión anaerobia ha sido muy utilizado en los últimos años para la degradación de compuestos orgánicos que al ser dispuestos en el medio ambiente son considerados contaminantes. Los sustratos utilizados en este proceso tienen una gran variedad de orígenes, estados físicos y químicos.

Dentro de los sustratos que encontramos están:

- Aguas
- Vinazas
- Lodos residuales
- Residuos sólidos orgánicos municipales

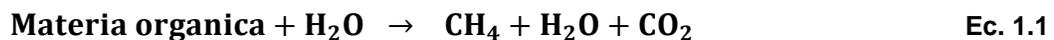
Cada uno de estos sustratos presentan características físicas y químicas muy diferentes, lo cual hace que el diseño de sus sistemas de tratamiento tengan características especiales que favorezcan el tratamiento de los mismos, en el caso de un lodo el diseño más adecuado es la geometría ovoide, ésta ha presentado muchas ventajas pero aún hay aspectos que no se conocen a fondo.

Uno de estos aspectos es la hidrodinámica del interior del reactor, la cual está ligada a los procesos de transferencia de masa, una adecuada modelación de estos fenómenos, basándose en leyes físicas, derivará en la mejora de las condiciones de operación de estos reactores, así como el desarrollo de nuevas estrategias de mezclado que disminuyan los costos de construcción sin sacrificar la eficiencia del proceso.

## 1.1 La Digestión Anaerobia

La digestión anaerobia es un proceso biotecnológico utilizado para la degradación de compuestos de origen orgánico el cual tienen como principal ventaja el reciclaje de nutrientes a suelos agrícolas y la producción de energía con un balance energético positivo, este proceso ocurre de forma natural en lugares donde existe una parcial o total ausencia de oxígeno, como: pantanos, arrozales, vertederos, tractos digestivos de rumiantes y en los intestinos de los insectos como las termitas (García, et al., 2000).

Este proceso microbiano degrada la materia orgánica presente en el sustrato, estos materiales pueden estar solubilizados o como partículas en suspensión, por medio del metabolismo microbiano se convierten en dióxido de carbono, metano y agua de acuerdo con la ecuación 1.1. El proceso anaeróbico también reduce e inactiva patógenos. Este proceso es muy utilizado en la estabilización de sólidos producidos en el tratamiento de aguas residuales comúnmente llamados lodos residuales (Grady, et al., 1999).



Dependiendo de las condiciones de funcionamiento, la digestión anaerobia reduce los sólidos volátiles de un 60 a 35% logrando un producto estabilizado que no atrae vectores y el cual puede tener un uso agrícola como remediador de suelos (EPA, 1999).

## 1.2 Fases de la digestión anaerobia

La digestión anaerobia está caracterizada por la existencia de varias fases consecutivas diferenciadas en el proceso de degradación del sustrato. En la Figura 1.1 se muestran las cuatro fases principales de la digestión anaerobia.

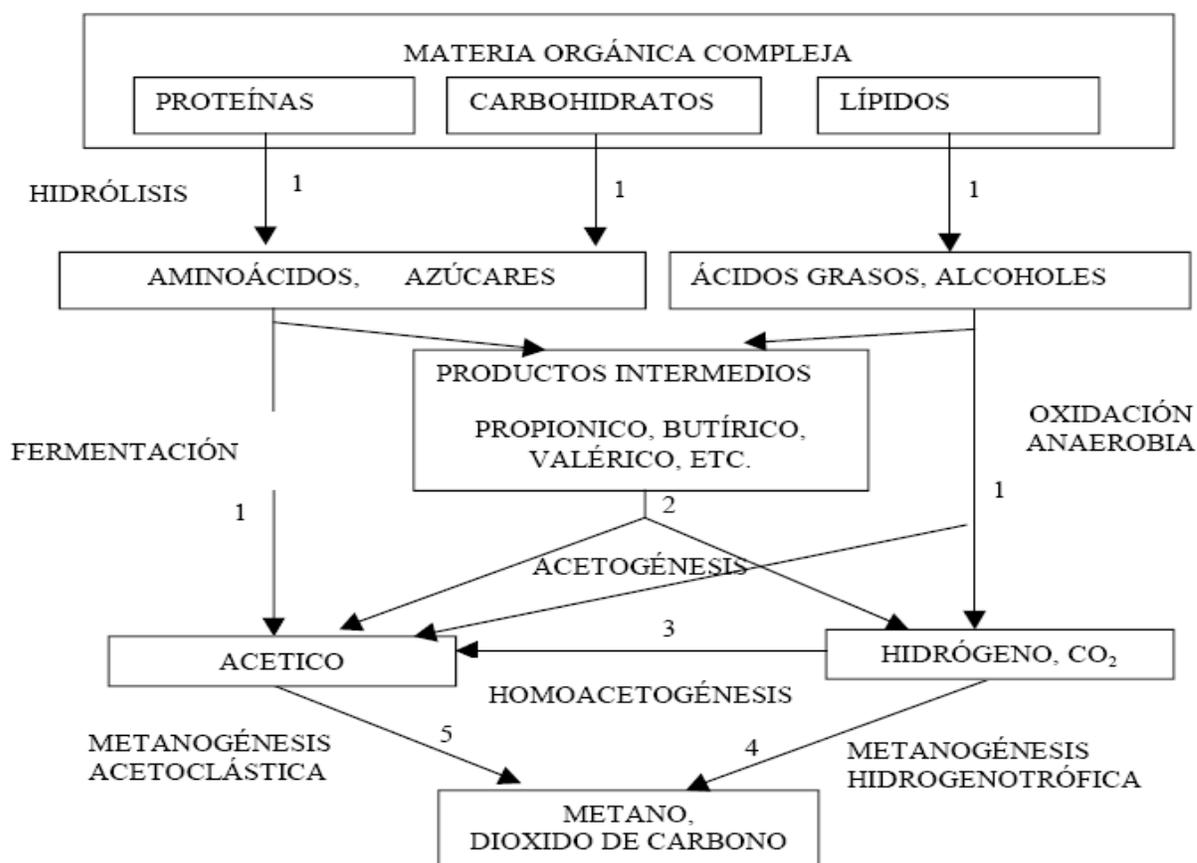


Figura 1.1 Reacciones de la digestión anaerobia (Pavlostathis & Giraldo-Gomez, 1991).

En el proceso de degradación del sustrato intervienen 5 grupos de bacterias, estas poblaciones se caracterizan por estar compuestas por seres de diferentes velocidades de crecimiento y diferente sensibilidad a cada compuesto intermedio como inhibidor (por ejemplo, H<sub>2</sub>, ácido acético o amoníaco producido en la Acidogénesis). Los números en la Figura 1.1 indican la población bacteriana responsable del proceso:

1. Bacterias hidrolíticas acidogénicas.
2. Bacterias acetogénicas.
3. Bacterias homoacetogénicas.
4. Bacterias metanogénicas hidrogenófilas.
5. Bacterias metanogénicas acetoclásticas.

Esto implica que cada etapa presentará diferentes velocidades de reacción según la composición del sustrato y que el desarrollo estable del proceso global requerirá de un equilibrio que evite la acumulación de compuestos intermedios inhibidores o la acumulación de Ácidos Grasos Volátiles (AGV), que podría producir una disminución del pH.

Para la estabilidad del pH es importante el equilibrio CO<sub>2</sub>-bicarbonato. Para hacer posible algunas reacciones es necesaria la asociación sintrófica entre bacterias acetogénicas y metanogénicas, creando agregados de bacterias de estas diferentes poblaciones (Pavlostathis & Giraldo-Gomez, 1991).

### **1.2.1 Hidrólisis**

Comprende la degradación o descomposición de compuestos orgánicos insolubles de cadena larga principalmente proteínas, carbohidratos y grasas a compuestos más simples o de bajo peso molecular como los son los azúcares, aminoácidos, ácidos grasos y alcoholes.

Se debe a que los microorganismos no pueden asimilar sustratos insolubles o con partículas demasiado grandes, estas rupturas son catalizadas por exo-enzimas extracelulares como celulasas, proteasas y lipasas; estas enzimas atraviesan la pared celular para solubilizar las partículas de los compuestos complejos y transformarlos en otros que sirven como fuente de energía y de carbono celular; el consorcio bacteriano involucrado comprende especies como *Clostridium*, *Staphylococcus* y *Bacteroides*

Esta etapa es relativamente lenta y por lo tanto puede ser la etapa limitante del proceso global, sobre todo tratando residuos con alto contenido de sólidos. Incluso en casos donde las fases acidogénicas o metanogénicas son consideradas como pasos limitantes, la hidrólisis puede afectar el conjunto del proceso. El grado de

hidrólisis y la velocidad del proceso depende de muchos factores, entre otros del pH, la temperatura, la concentración de biomasa hidrolítica, el tipo de materia orgánica particulada (Pavlostathis & Giraldo-Gomez, 1991) y del tamaño de partícula (Hills & Nakano, 1984; Angelidaki & Ahring, 1993) consideran que la tasa de hidrólisis de carbohidratos y proteínas está limitada por la concentración total de ácidos grasos volátiles. Henze, et al., (1987) consideran que la tasa de hidrólisis está inhibida por la concentración de oxígeno y nitrato.

### **1.2.2 Acidogénesis**

También llamada fermentación es la degradación bacteriana de los sustratos solubles de bajo peso molecular como aminoácidos y azúcares, obtenidos en la etapa anterior que pueden degradarse sin un aceptor o donador de electrón externo; los productos son: bióxido de carbono, gas hidrógeno, ácidos orgánicos, alcoholes algunos compuestos orgánicos nitrogenados y/o sulfurados.

Los ácidos grasos volátiles (AGV's) son compuestos de cadena carbonada corta, que se producen durante la degradación fermentativa, el ácido fórmico, acético, propiónico, butírico, isobutírico, 2-metil butírico, valérico, isovalérico capriónico y caprílico se consideran generalmente ácidos grasos volátiles, produciéndose en mayor cantidad en el proceso de digestión anaerobia el acético, propiónico y butírico y en menor cantidad el capriónico y el caprílico. El ácido acético, ácido fórmico y el gas hidrógeno producidos pueden ser utilizados por las bacterias metanogénicas mientras que los compuestos orgánicos como ácido láctico, propiónico, butírico y etanol, tienen que ser oxidados en la etapa acetogénica para que puedan ser utilizados por las bacterias metanogénicas (Stams, 1994).

Debido a que la acidogénesis puede ocurrir en ausencia de un aceptor de electrón y a que los rendimientos de energía libre son mayores, las reacciones pueden ocurrir

en presencia de altas concentraciones de H<sub>2</sub> o formiato con mayor rendimiento de biomasa.

### 1.2.3 Acetogénesis

Mientras que algunos productos de la fermentación pueden ser metabolizados directamente por los organismos metanogénicos (H<sub>2</sub> y acetato), otros (valerato, butirato, propionato, algunos aminoácidos, etc.) necesitan ser transformados en productos más sencillos, acetato e hidrógeno, a través de las bacterias acetogénicas (Tabla 1.1). Los procesos acetogénicos son energéticamente difíciles, por lo que necesitan ser “ayudados” por los organismos metanogénicos u otros organismos consumidores de hidrógeno (Stams, 1994) y la energía libre de la reacción depende de la presión parcial de hidrógeno del medio.

**Tabla 1.1 Reacciones acetogénicas que ocurren en los sistemas anaerobios (Stams, 1994).**

Reacciones acetogénicas	$\Delta G^{\circ}$ (KJ)
Etanol y láctico	
Etanol + H <sub>2</sub> O → Acetato + H <sup>+</sup> + 2H <sub>2</sub>	+9.6
Láctico <sup>-1</sup> + 2H <sub>2</sub> O → acetato <sup>-1</sup> + H <sup>+</sup> + 2H <sub>2</sub> + HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	-4.2
Ácidos grasos	
Acetato <sup>-1</sup> + 4H <sub>3</sub> O → H <sup>+</sup> + 4H <sub>2</sub> + 2HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	+104.6
Propionato <sup>-1</sup> + 3H <sub>2</sub> O → Acetato <sup>-1</sup> + HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> + H <sup>+</sup> + 3H <sub>2</sub>	+76.1
Butirato <sup>-1</sup> + 2H <sub>2</sub> O → 2 Acetato <sup>-1</sup> + H <sup>+</sup> + 2H <sub>2</sub>	+48.1
Valerato <sup>-1</sup> + 3H <sub>2</sub> N → 3 Acetato <sup>-1</sup> + 2H <sup>+</sup> + 4H <sub>2</sub>	+96.2
Aminoácidos	
Alanina + 3H <sub>2</sub> O → Acetato <sup>-1</sup> + HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> + NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> + H <sup>+</sup> + 2H <sub>2</sub>	+7.5
Aspartato <sup>-1</sup> + 4H <sub>2</sub> O → Acetato <sup>-1</sup> + 2HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> + NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> + H <sup>+</sup> + 2H <sub>2</sub>	-14.0
Leucina + 3H <sub>2</sub> O → Isovalerato <sup>-1</sup> + HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> + NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> + H <sup>+</sup> + 2H <sub>2</sub>	+4.2
Glutamato <sup>-1</sup> + 4H <sub>2</sub> O → Propionato <sup>-1</sup> + 2HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> + NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> + H <sup>+</sup> + 2H <sub>2</sub>	-5.8
Glutamato <sup>-1</sup> + 7H <sub>2</sub> O --> Acetato <sup>-1</sup> + 3HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> + NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> + 3H <sup>+</sup> + 5H <sub>2</sub>	+70.3

Un tipo especial de microorganismos acetogénicos, son los llamados *homoacetogénicos*, que consumen  $H_2$  y  $CO_2$ , y producen acetato. Los principales exponentes son *Acetobacterium woodii* o *Clostridium aceticum*. Este tipo de bacterias son capaces de crecer heterotróficamente en azúcares, al contrario que los metanogénicos, siendo más parecidos a los fermentativos que a los metanogénicos, a pesar de utilizar los mismos sustratos (Mandigan, et al., 1998).

El principal inhibidor de la acetogénesis, cuya acumulación provoca la rápida acumulación de los sustratos, es el hidrógeno molecular (Ahring & Westermann, 1986; Fukuzaki, et al., 1990) Otros compuestos pueden inhibir también el correcto desarrollo de las poblaciones acetogénicas, como el propio ácido acético (producto de la acetogénesis) (Ahring & Westermann, 1986; Angelidaki & Ahring, 1993; Siegrist, et al., 1993; Hyung , et al., 1998) o los ácidos grasos de cadena larga (Hanaki, et al., 1981; Angelidaki, et al., 1999), además de estar muy afectado por el valor de pH (Siegrist, et al., 1993; Angelidaki & Ahring, 1993).

#### **1.2.4 Metanogénesis**

La metanogénesis es conocida como fase metano o metanogénica es la última fase de la digestión anaerobia, finalmente la mayoría de los productos generados a los largo de las anteriores etapas y solo un número limitado de compuestos pueden actuar como sustratos (acetato, metanol, hidrogeno o dióxido de carbono), éstos serán convertidos a metano, dicha conversión se lleva a cabo por bacterias netamente metanogénicas de las que destacan los géneros *methanobacterium*, *methanobacillus*, *methanococcus*, y *methanosarcina*, estas a su vez se pueden dividir en dos grupos; el primero de ellos son aquellas que consumen como sustrato acetato y que dentro del proceso son conocidas como metanogénicas acetóclásticas, el otro grupo lo componen las bacterias que utilizan como sustrato al hidrogeno y dióxido de carbono y que son conocidas como metanogénicas hidrogenotróficas.

Bastone (1999) indica que el mejor mecanismo de transferencia de electrones puede ser por vía formiato o vía hidrogeno, aunque termodinámicamente y estequiometricamente estos son muy similares hay tres diferencias entre ellos:

- El Hidrogeno tiene una superior difusividad
- El formiato es más soluble
- El ácido fórmico es un ácido más fuerte que el dióxido de carbono e  $H_2$

Es importante mencionar que esta ruta metabólica establecida por bacterias hidrogenotróficas requiere de presiones bajas, sin embargo es bien conocido que la ruta metabólica establecida por las bacterias acetoclásticas es más común que ocurra en la digestión anaerobia, pero existen limitaciones como los tiempos de generación o crecimiento de las bacterias en cada caso, por ejemplo para las bacterias acetoclásticas el tiempo mínimo requerido para su crecimiento y multiplicación se estima en no menos de 2.6 días que es superior comparado con el tiempo necesario para duplicarse por las bacterias hidrogenotróficas estimado en 6 horas, además de que el porcentaje de producción de metano por la vía acetoclástica es del 70 %.

En realidad el desempeño y eficiencia del proceso depende mucho de cada etapa del proceso, sin en cambio, existen factores que afectan y favorecen (pH, Sólidos, Alcalinidad, Temperatura, agitación, macro y micronutrientes, configuración del digestor, etc.) el desempeño de esta última etapa considerada por mucho la más importante en el proceso.

Los microorganismos metanogénicos pertenecen al grupo Archae, un único grupo de microorganismos filogeneticamente diferentes por el grupo principal de organismos procarióticos. Sólo un número limitado de compuestos pueden actuar como sustratos en la metanogénesis, entre estos está el acetato,  $H_2/CO_2$ , metanol y formiato.

Las reacciones acetoclásticas son importantes en la digestión anaerobia en conjunto con la reducción del CO<sub>2</sub>. El 70 % de la producción de CH<sub>4</sub> es generado por la vía acetato. Muy pocas especies pueden realizar esta producción acetoclástica de metano.

Considerando que casi todas las especies son capaces de producir CH<sub>4</sub> mediante la asimilación de H<sub>2</sub>, la vía con hidrogeno es más productiva energéticamente que la producción mediante acetato. Esto es de fundamental importancia debido a la facultad de mantener la presión de hidrogeno baja en el sistema.

El consumo de hidrogeno de las bacterias metanogénicas permite un crecimiento más rápido de los microorganismos en el proceso de digestión anaerobia. La Tabla 1.2 presenta un sumario de las bacterias metanogénicas y de los sustratos utilizados por cada especie

**Tabla 1.2 Clasificación de bacterias metanogénicas por sustrato (Malina and Pohland, 1992)**

Bacilos	Sustrato o Alimento
No formadores de esporas: <i>Methanobacterium</i>	
<i>Methanobacterium formicium</i> :	Ácido fórmico, CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> .
<i>Methanobacterium propionicium</i> :	ácido propiónico
<i>Methanobacterium sohngeinii</i> :	ácido acético, ácido butírico
Formadoras de esporas: <i>Methanobacillus</i>	
<i>Methanobacillus omelianskii</i> :	Alcoholes primarios y secundarios, H <sub>2</sub> .
Cocos	
<i>Methanococcus</i>	
<i>Methanococcus mazei</i>	ácido acético, ácido butírico
<i>Methanococcus vannielii</i>	Ácido fórmico, H <sub>2</sub> .
<i>Methanosarcina</i>	
<i>Methanosarcina barkerii</i>	Metanol, ácido acético, CO, H <sub>2</sub> .
<i>Methanosarcina methanica</i>	Ácido acético, ácido butírico.

La morfología de estos, pueden ser bacilos, cocos, células en forma de placas y metanógenos filamentosos, existiendo tanto Gram positivos como negativos. Todas las bacterias metanogénicas que se han estudiado poseen varias coenzimas especiales, siendo la coenzima M, la que participa en el paso final de la formación de CH<sub>4</sub> (Mandigan, et al., 1998).

La mayoría de los organismos metanogénicos son capaces de utilizar el H<sub>2</sub> como aceptor de electrones, mientras que sólo dos géneros son capaces de utilizar el acetato (Fergusson & Mah, 1987).

**Tabla 1.3 Principales reacciones metanogénicas y otras consumidoras de hidrógeno**  
Stams, 1994; Fergusson y Col., 1987).

<b>Reacciones Hidrogenotróficas</b>		<b>ΔG<sup>0</sup> (KJ)</b>
4H <sub>2</sub> + H <sup>+</sup> + 2HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> → Acetato + 4H <sub>2</sub> O		-104.6
4H <sub>2</sub> + 4S <sup>0</sup> → 4HS <sup>-</sup> + 4H <sup>+</sup>		-112
4H <sub>2</sub> + 2HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> + H <sup>+</sup> → CH <sub>4</sub> + 3H <sub>2</sub> O		-135.6
4H <sub>2</sub> + 4SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> + H <sup>+</sup> → HS <sup>-</sup> + 4H <sub>2</sub> O		-151.9
4H <sub>2</sub> + 4 fumarato → 4 succinato		-344.6
4H <sub>2</sub> + NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> + 2H <sup>+</sup> → NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> + 3H <sub>2</sub> O		-599.6
Interconversión formato-hidrógeno		
H <sub>2</sub> + HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> → formato + H <sub>2</sub> O		-1.3
<b>Metanogénesis acetoclástica</b>		
Acetato + H <sub>2</sub> O → HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> + CH <sub>4</sub>		-31
<b>Metanogénesis a partir de otros sustratos</b>		
Fórmico	4HCOOH → CH <sub>4</sub> + 3CO <sub>2</sub> + 2H <sub>2</sub> O	
Metanol	4CH <sub>3</sub> OH → 3CH <sub>4</sub> + CO <sub>2</sub> + 2H <sub>2</sub> O	
Trimetil-amina	N + 6H <sub>2</sub> O → 9CH <sub>4</sub> + 3CO <sub>2</sub> + 4NH <sub>3</sub>	
Dimetil-amina	H + 2H <sub>2</sub> O → 3CH <sub>4</sub> + CO <sub>2</sub> + 2NH <sub>3</sub>	
Monometil-amina	H <sub>2</sub> + 2H <sub>2</sub> O → 3CH <sub>4</sub> + CO <sub>2</sub> + 4NH <sub>3</sub>	

Muchos compuestos se han descrito como inhibidores de la metanogénesis, entre los más conocidos están: nitrógeno amoniacal, ácidos grasos de cadena larga, ácidos grasos volátiles, algunos cationes, etc. No todos resultan igualmente inhibidos por los mismos compuestos.

La inhibición por amoniaco libre es más fuerte para las bacterias metanogénicas y acetoclásticas que para las hidrogenotróficas (Hansen, et al., 1998), Las principales reacciones metanogénicas se muestran en la Tabla 1.3.

### 1.2.5 Clasificación de la digestión anaerobia

Existen diferentes criterios para la clasificación de la digestión anaerobia generalmente en función a las condiciones de operación; la más frecuente es la que clasifica al proceso en función de la temperatura, sin embargo, también se puede clasificar de acuerdo a la carga orgánica tratada, el número de digestores empleados en el proceso y el tipo de sustrato (Tabla 1.4).

**Tabla 1.4 Clasificación de la digestión anaerobia**

<b>Criterio</b>	<b>Clasificación</b>
Temperatura	Psicrofílica Mesofílica Termofílica
Carga orgánica	Baja Media Alta
Numero de etapas	Una sola etapa Dos etapas Multi-etapa
Tipo de sustrato	Aguas residuales Lodos residuales Residuos sólidos orgánicos Combinación de los anteriores

## **1.3 Factores que influyen en la digestión anaerobia**

Existen múltiples factores que influyen en el proceso de digestión anaerobia, entre los más importantes encontramos: pH, Alcalinidad, Temperatura, CVA, agitación ó mezclado, sólidos totales, sólidos totales volátiles.

### **1.3.1 pH**

El pH se considera un factor clave en el crecimiento de los microorganismos. La mayoría de estos no pueden tolerar niveles de pH por encima de 9.5, o por debajo de 4.0.

Por lo general el tratamiento anaerobio trabaja dentro de un rango en el que el pH debe oscilar entre 6.5 y 7.5, con un óptimo entre 7.0 y 7.2, a un pH menor las bacterias se afectan seriamente (Girovich, 1996). Por otra parte, se necesita una alcalinidad del orden de 1000mg/L o más como  $\text{CaCO}_3$  para evitar cambios en el pH que provocarían un desequilibrio (Jih-Gaw, et al., 1997). Es importante señalar que el descontrol del pH es el resultado de un desequilibrio en el proceso, lo que debe ser corregido mediante la adición de  $\text{Ca(OH)}_2$  ó  $\text{NaHCO}_3$  para dar tiempo de efectuar la corrección (Luna & Guyot, 1990).

### **1.3.2 Reducción de materia orgánica**

En la digestión anaerobia, la reducción de materia orgánica se considera una de las variables más importantes en el tratamiento de lodos residuales ya que está íntimamente ligado a la producción de biogás y metano, indica directamente el grado de estabilización del sustrato, motivo por el cual la legislación de diferentes países la consideran como principal criterio para el tratamiento, manejo y disposición de lodos residuales; además de ser un factor clave en el arranque de los digestores debido a que el tiempo de residencia hidráulico (TRH) depende directamente de esta. En el contexto de un balance de materia puede calcularse conociendo la concentración de Sólidos volátiles o la demanda química de oxígeno en el influente y en el efluente.

### 1.3.3 Temperatura

El control de temperatura es de vital importancia en los procesos de digestión anaerobia, ya que cada grupo de bacterias metanogénicas tiene una temperatura óptima de crecimiento en los diferentes rangos de operación en la que se alcanza la máxima actividad microbiana y, en consecuencia, la máxima remoción de los Sólidos Volátiles a ciertas condiciones según en el proceso.

Los intervalos típicos de temperatura para las bacterias en cada una de las categorías señaladas pueden observarse en la Tabla 1.5.

**Tabla 1.5 Temperatura típicas para diversas bacterias (Metcalf & Eddy, 1985)**

Tipo	Temperatura °C	
	Intervalo	Óptimo
Psicrófilas	-2 – 30	12 – 18
Mesófilas	20 – 45	25 – 40
Termófilas	45 – 75	55 – 65

Este aspecto es consecuencia de que las reacciones biológicas de transformación de sustratos en productos, por parte de los microorganismos son dependientes de la temperatura y requieren por lo general, menor energía a mayor temperatura, lo que implica un proceso más rápido en temperaturas altas. Si la temperatura llega a fluctuar demasiado las bacterias metanogénicas no pueden desarrollarse adecuadamente y el resultado será una deficiencia en el proceso (Metcalf & Eddy, 1985).

### 1.3.4 Tiempo de retención hidráulico

Es un parámetro muy importante, depende típicamente del tipo de reactor, en los sistemas de mezcla completa coincide con el tiempo de retención celular, por lo que debe ser suficientemente largo para que se desarrollen las bacterias, algunos tiempos reportados para la digestión anaerobia con cargas orgánicas convencionales

van de 15 a 28 días y para alta tasa se encuentran reportados valores de hasta 60 días (Girovich, 1996).

El Tiempo de Retención Hidráulico (TRH) junto con la carga orgánica determinada por el tipo de sustrato y sus características, son los principales parámetros de diseño del reactor. La fracción de materia orgánica degradada es proporcional al TRH, sin embargo la producción volumétrica de CH<sub>4</sub> disminuye una vez superado el óptimo. Es necesario determinar para cada tipo de residuo y de reactor el THR óptimo (Ahring & Westermann, 1986).

### **1.3.5 Carga orgánica**

La carga orgánica es la cantidad de materia orgánica, es expresada normalmente en kg SV por unidad de reactor y unidad de tiempo; altas cargas orgánicas en ausencia de inhibidores proporcionan altas producciones de biogás, sin embargo la inestabilidad aumenta también con el aumento de carga, especialmente en el caso de “sobrecargas” puntuales, que conllevan a la acumulación, de ácidos grasos volátiles (Ahring & Westermann, 1986).

Es uno de los parámetros más útiles para describir las condiciones de alimentación (concentración y volumen), se expresa típicamente como peso de materia orgánica expresada en concentración de Sólidos Volátiles o Demanda Química de Oxígeno (DQO) por unidad de volumen del reactor por día.

Esta representa la medida exacta de alimento que un digestor necesita, otros parámetros como el tiempo de retención hidráulica y la concentración de Sólidos totales resultan falaces debido a que el primero varía significativamente cuando la concentración de materia orgánica aumenta y el segundo aunque contribuye en el volumen de alimentación no lo indica de manera directa; por lo tanto no proveen la información básica para comparar costos de arranque y operación de un digestor (Chynoweth & Pullammanappallil, 1996).

## 1.4 Características del sustrato

### 1.4.1 Composición

El proceso de la digestión anaerobia utiliza lodo residual de una industria avícola, la composición de la alimentación está mostrada en la Tabla 1.6, los parámetros caracterizados son: DQO, ST, SV y pH.

**Tabla 1.6 Composición de la alimentación**

Parámetros	Unidades	Valores
DQO	mg/l	2530.8
ST	% m/m	0.40
SV	% m/m	31.09
pH	n/a	5.7
N-NH <sub>4</sub>	mg/kg ST	10831.55
N-Total	mg/kg ST	37053.3
Fósforo	mg/l	308.28
Carbohidratos	mg/l	10000
Grasas	mg/l	1988.3
Viscosidad	Pa*s	0.0156
Densidad	g/ml	1.0 (22.4°C)

Para caracterizar estos sustratos también se han utilizado técnicas para la valoración de nitrógeno amoniacal (N-NH<sub>4</sub>), nitrógeno total (N-Total), fósforo, carbohidratos, grasas, viscosidad y densidad.

### 1.4.2 Densidad

Esta propiedad física es de suma importancia en balances basados en leyes físicas ya que relaciona la masa con el volumen del sustrato, ésta relación la encontramos presente en el balance de momentum el cual está relacionado con los efectos convectivos que afectan a los balances de transferencia de masa y calor. Esto hace

muy importante a esta propiedad la cual ha sido modelada por Andreoli (2001), ver ecuación 1.2.

$$\rho_{\text{sólido}} = \frac{1}{\frac{\text{SF}/\text{ST}}{2.5} + \frac{\text{SV}/\text{ST}}{1}} \quad \text{Ec. 1.2}$$

Donde  $\rho_{\text{sólido}}$  es la densidad del lodo, el modelo incluye el porcentaje de sólidos totales (ST), el porcentaje de sólidos fijos (SF) y el porcentaje de sólidos volátiles (SV). Esta densidad debe ponderarse con la contribución del agua mediante la ecuación 1.3 obteniendo la densidad del lodo ( $\rho_{\text{lodo}}$ ), donde ST, hace referencia a la fracción de sólidos totales. (Andreoli, et al., 2001).

$$\rho_{\text{lodo}} = \frac{1}{\frac{\text{ST}}{\rho_{\text{sólido}}} + \frac{1-\text{ST}}{1}} \quad \text{Ec. 1.3}$$

### 1.4.3 Características reológicas

La determinación de las propiedades reológicas tales como viscosidad o el esfuerzo de corte son importantes en la gestión y procesamiento de lodos, por ejemplo en el diseño de sistemas de bombeo y sistemas de agitación, sedimentación, transporte, almacenamiento y procesos de difusión (Lotito, et al., 1997).

En literatura se han reportado que las características reológicas de los lodos, se han utilizado con éxito para la optimización de procesos con manto de lodos activados (Mikkelsen, 2001; Moeller y Torres, 1997; Tixier, et al., 2003), en la mejora del tratamiento de lodos residuales (Battistoni et al., 2000; Lotito et al., 1997; Monteiro, 1997), y particularmente en operaciones de acondicionamiento y deshidratación lodos (Dentel et al., 2000; Wichmann y Riehl, 1997).

Estas propiedades están íntimamente ligadas a los procesos de transporte del sistema de digestión anaerobia teniendo una alta injerencia en el transporte de momentum del cual son dependientes los procesos de transferencia de calor y masa. Se han reportado correlaciones basadas en los modelos de Bingham, Herschel Bulkley, Ley de Casson y Ley de Ostwald representadas por las ecuaciones respectivamente, donde  $\tau$  es el esfuerzo de corte (mPa),  $\tau_0$  esfuerzo umbral (mPa),  $\eta_p$  Viscosidad aparente (mPa·s),  $\gamma$  velocidad de corte ( $s^{-1}$ ),  $k$  índice de consistencia y  $n$  índice de comportamiento de flujo ver ecuaciones 1.4, 1.5, 1.6 y 1.7 (Civelekoglu y Kalkan, 2010).

$$\tau = \tau_0 + \eta_p \cdot \gamma \quad \text{Ec. 1.4}$$

$$\tau = \tau_0 + k \cdot \gamma^n \quad \text{Ec. 1.5}$$

$$\tau = \sqrt{\tau_0} + \sqrt{\eta_p \cdot \gamma} \quad \text{Ec. 1.6}$$

$$\tau = k \cdot \gamma^n \quad \text{Ec. 1.7}$$

Los ajustes reportados son válidos para concentraciones de sólidos totales suspendidos de 4.5, 10, 20 y 75% STS. La Tabla 1.7 presenta los modelos reológicos y sus actuaciones sobre la base de coeficientes de regresión ( $R^2$ ) y MAPE (media de porcentos de error absolutos). Se puede observar que en las concentraciones de STS más bajas (4.5 a 10 g / L) las ecuaciones de Bingham y Casson tienen un buen ajuste, como se muestra por un alto valor de  $R^2$  (0.982), sin embargo, la capacidad de predicción de dichos modelos fluctuó con el aumento del contenido STS en términos de la  $R^2$  y los valores de MAPE. Teniendo en cuenta el rango de valores de error del modelo Herschel-Bulkley (MAPE en el rango de 37.89 a 79.21%), la magnitud de estos errores es elevada y no satisfactoria en comparación con otros modelos, sin embargo, los coeficientes  $R^2$  encontrados para este modelo eran altos.

Teniendo en cuenta los resultados de los modelos, la Ley de Ostwald (ecuación de potencia) es la que representa de mejor manera el comportamiento de flujo para

todas las muestras de lodo. La magnitud del error es bajo, y los valores de  $R^2$  son satisfactorios. Como puede verse a partir de las ecuaciones de la Ley de Ostwald el índice de consistencia ( $k$ ) va aumentado desde el valor mínimo (0.04 mPa s) a 4.5 g/L de concentración STS, hasta un valor máximo (8.82 mPa s) a 75 STS g/L. El índice de comportamiento del flujo ( $n$ ) de las muestras de lodos disminuye de 0.82 a 0.34 con el aumento del valor TSS, inversamente al comportamiento índice de consistencia (Civelekoglu and Kalkan, 2010).

**Tabla 1.7 Ecuaciones matemáticas y representaciones de diferentes modelos reológicos en el rango de velocidad de cizalla 1.22 a 244.60  $s^{-1}$ , con diferentes concentraciones de STS**

Concentración STS (g/L)	4.5	10	20	75
<b>Bingham</b>				
Modelo	$\tau = 0.2 \gamma - 0.6$	$\tau = 0.03 \gamma + 0.69$	$\tau = 0.2 \gamma + 1.15$	$\tau = 0.2 \gamma - 0.6$
$R^2$	0.982	0.982	0.958	0.901
% MAPE	51.21	37.04	16.34	25.97
<b>Casson</b>				
Modelo	$(\tau)^{0.5} = (0.14\gamma)^{0.5} + (0.05)^{0.5}$	$(\tau)^{0.5} = (0.14\gamma)^{0.5} + (0.5)^{0.5}$	$(\tau)^{0.5} = (0.09\gamma)^{0.5} + (0.86)^{0.5}$	$(\tau)^{0.5} = (0.34\gamma)^{0.5} + (3.24)^{0.5}$
$R^2$	0.986	0.986	0.989	0.948
% MAPE	8.62	8	3.29	7.29
<b>Ostwald</b>				
Modelo	$\tau = 0.04\gamma^{0.82}$	$\tau = 0.27\gamma^{0.59}$	$\tau = 0.68\gamma^{0.35}$	$\tau = 8.82\gamma^{0.34}$
$R^2$	0.984	0.987	0.991	0.995
% MAPE	17.22	9.24	4.92	3.61
<b>Herschel Burlkley</b>				
Modelo	$\tau = 0.17 + 0.002\gamma^{1.41}$	$\tau = 0.18 + 0.003\gamma^{1.19}$	$\tau = 0.69 + 0.002\gamma^{0.57}$	$\tau = 0.14 + 0.009\gamma^{0.37}$
$R^2$	0.992	0.985	0.980	0.970
% MAPE	37.89	68.84	54.89	79.21

Se ha reportado que un aumento en el contenido de sólidos aumenta el índice de consistencia y por el contrario se reduce el índice de flujo (Mori et al., 2006). Estos resultados son consistentes otros artículos encontrados (Moeller y Torres, 1997; Mori et al., 2006; Tixier et al., 2003), lo que indica relaciones de exponenciales entre el contenido de lodo sólido y los parámetros reológicos ajustan bien con el comportamiento real. La Figura 1.2 muestra la relación encontrada entre los parámetros obtenidos para el modelo de Ostwald y la concentración de sólidos suspendidos y las ecuaciones 1.8 y 1.9 que describen esta relación.

$$k = 0.22 TS^{1.929} \quad \text{Ec. 1.8}$$

$$n = 1.24 TS^{-0.331} \quad \text{Ec. 1.9}$$

De acuerdo a la ecuación de Ostwald la viscosidad aparente puede ser representada por la ecuación 1.10 las ecuaciones son introducidas en el modelo de Ostwald, obteniendo la ecuación 1.11, este modelo tuvo una  $R^2$  de 0.996 (Civelekoglu y Kalkan, 2010).

$$\eta_a = k \cdot \gamma^{n-1} \quad \text{Ec. 1.10}$$

$$\eta_a = 0.22 TS^{1.929} \cdot \gamma^{1.24 TS^{-0.331}} \quad \text{Ec. 1.11}$$

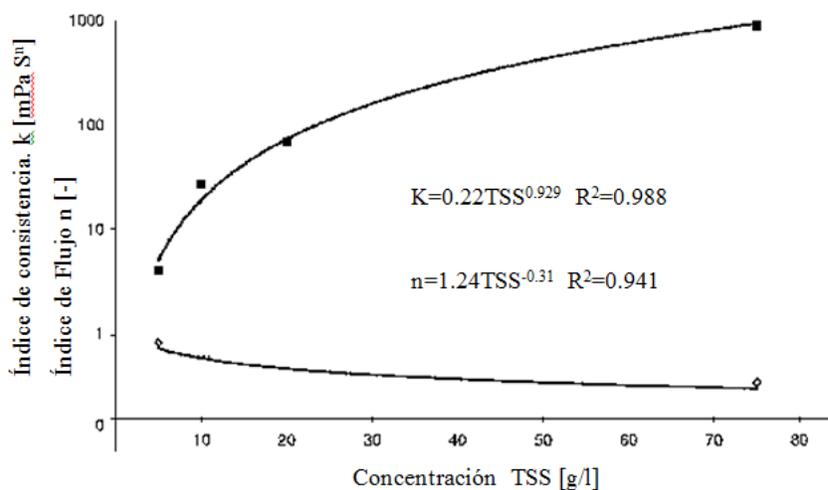


Figura 1.2 Relación entre la concentración de sólidos y los parámetros del modelo basado en la ley de potencia de Ostwald

Por otra parte se reportaron modelos del comportamiento reológico durante el proceso de co-digestión de lodo residual y residuos sólidos orgánicos municipales, la mezcla de estos dos sustratos muestra propiedades reológicas diferentes a las mostradas por el lodo residual reportado por Civelekoglu y Kalkan en 2010.

El modelo que tuvo mejor ajuste para el sustrato combinado fue el modelo de Bingham, por lo cual se relacionó el esfuerzo de corte inicial ( $\tau_0$ ) y la viscosidad aparente ( $\eta_a$ ) con la concentración porcentual de sólidos totales y la concentración porcentual de sólidos volátiles, como muestra la Figura 1.3, ambas medidas de concentración caracterizan el contenido del sustrato agrupando la materia sólida presente en una sola medida y en el caso de los sólidos volátiles agrupa la materia biodegradable sin importar el origen de la misma (lodo residual o Residuos sólidos orgánicos municipales).

Las ecuaciones 1.12, 1.13, 1.14 y 1.5 presentan los ajustes obtenidos para un sistema de procesamiento por lotes donde SV es el porcentaje de sólidos volátiles y ST es el porcentaje de sólidos totales, todos los ajustes presentan una  $R^2$  superior a 0.92 lo que indica una buena correlación entre ambas variables, esto puede observarse en la Figura 1.3.

$$\tau_0 = 3.615 \cdot 10^{-3} SV^{1.267} \quad \text{Ec. 1.12}$$

$$\tau_0 = 6.074 \cdot 10^{-2} ST^{2.17} \quad \text{Ec. 1.13}$$

$$\eta_a = 7.845 \cdot 10^{-3} ST^{0.262} \quad \text{Ec. 1.14}$$

$$\eta_a = 1.094 \cdot 10^{-3} SV^{0.1781} \quad \text{Ec. 1.15}$$

Las ecuaciones 1.16 y 1.17 presentan el ajuste obtenido, teniendo un coeficiente de correlación  $R^2$  superior a 0.91., lo cual asegura la asertividad del modelo en la predicción de las propiedades reológicas y en el avance de la reacción.

$$\tau_0 = 6.074 \cdot 10^{-2} SV - 0.3774 \quad \text{Ec. 1.16}$$

$$\eta_a = 5 \cdot 10^{-3} SV^{1.2935} \quad \text{Ec. 1.17}$$

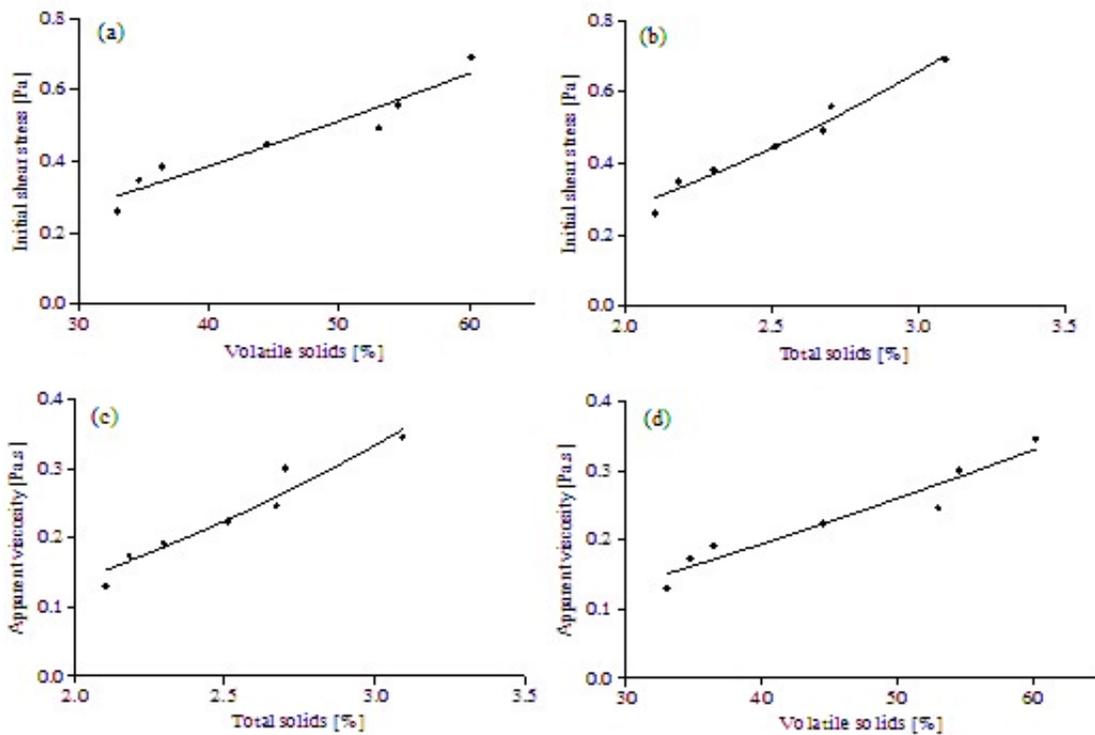


Figura 1.3 a) Correlación  $\tau_0$ -VS, b) Correlación  $\tau_0$ -TS, c) Correlación  $\mu_a$ -VS, d) Correlación  $\mu_a$ -TS.

La Figura 1.4 muestra la correlación de los sólidos volátiles con el esfuerzo de corte inicial y la viscosidad aparente, en el caso del esfuerzo de corte inicial ajustó mejor con una relación lineal a diferencia de los datos del proceso por lotes; por otra parte la viscosidad fue ajustada a un modelo de ley de potencia, al igual que los presentados para el proceso por lotes, los valores no son correspondientes por tanto se recomienda usar el modelo según sea el caso estudiado (Mendez-Contreras, et al., 2011).

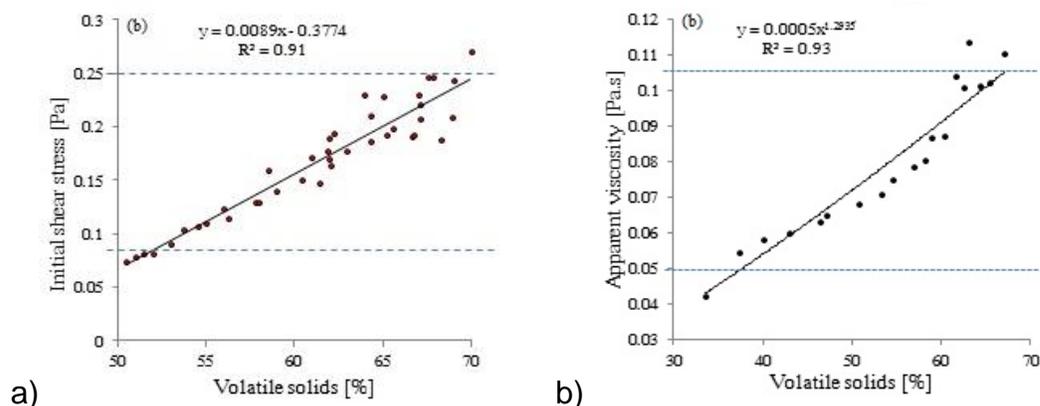


Figura 1.4 a) Correlación entre esfuerzo de corte inicial – sólidos volátiles b) Correlación entre viscosidad aparente – sólidos volátiles

## 1.5 Mezclado aplicado a la digestión Anaerobia

Los reactores en su diseño tienen 2 modelos ideales, los reactores flujo pistón y los reactores por lotes. En digestión anaerobia se aplican ambos tipos de sistemas, pero en sustratos con altas cargas orgánicas como son: lodos y residuos sólidos orgánicos municipales se utiliza preferentemente el reactor por lotes.

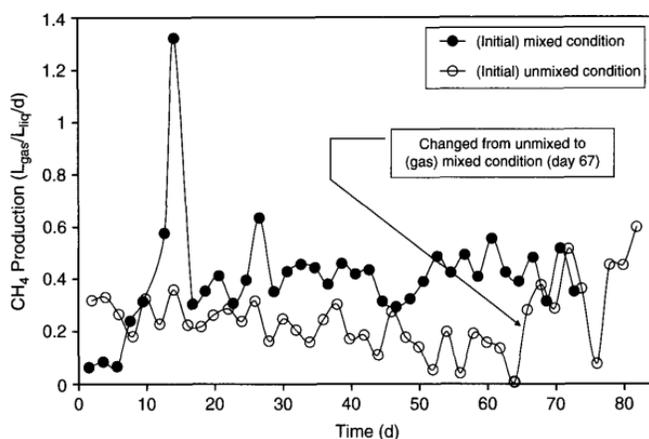


Figura 1.5 Efecto del mezclado en la producción de metano

Este diseño requiere de un sistema de mezclado, el cual elimina las zonas muertas y homogeniza la concentración del lecho de reacción lo cual favorece los procesos de transferencia de masa. La presencia de un sistema de agitación aumenta la

eficiencia de producción de metano y conversión de materia orgánica como muestra la Figura 1.5 (Borole, et al., 2006).

Los sistemas de mezclado tienen diferentes estrategias, las más utilizadas utilizan agitadores mecánicos, utilizan recirculación del sustrato y otras utilizan la recirculación del biogás (ver Figura 1.6).

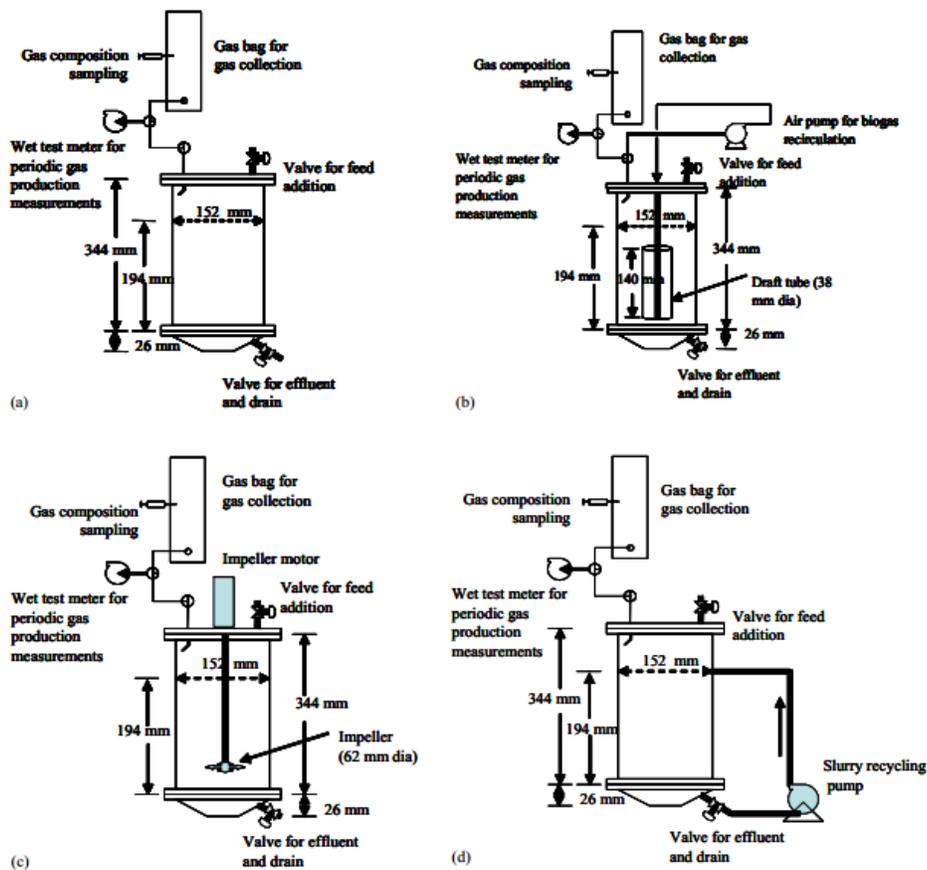


Figura 1.6 Diagramas de digestores con diferentes configuraciones de mezclado

Los resultados de éstas implementaciones indican que en sistemas con altas concentraciones no es viable la utilización de recirculaciones de biogás, pero con un sistema de agitación mecánica y con recirculación de sustrato se lograba la homogenización del reactor (Khursheed, et al., 2005).

### **1.5.1 Efectos positivos del mezclado en la digestión anaerobia**

El nivel de mezclado y la continuidad del mezclado han sido temas polémicos en la comunidad científica que estudia el proceso de digestión anaerobia, La literatura muestra artículos donde se describió el funcionamiento de un digestor con alto contenido de sólidos para el tratamiento de residuos sólidos municipales de una planta escala industrial, los problemas que se presentaron con la mezcla y manejo de sólidos, por lo tanto, la práctica de mezcla continua en digestores de alto contenido de sólidos no siempre se considera factible (Pfeffer, 1987).

Otro autor llegó a la misma conclusión después de un estudio con digestores de escala industrial para el tratamiento de residuos sólidos urbanos y lodos evaluando 2 mecanismos de mezclado (mezcla de gas y de rotor mecánico) en niveles de sólidos totales desde 4% hasta del 10%, Se experimentaron problemas de operación cuando se alimentó 10% de Sólidos totales formándose una capa de escoria compuesta principalmente de materias fibrosas celulósicas acumuladas en la superficie del reactor, el material fibroso interfirió con el aparato de mezclado mecánico y la mezcla no fue uniforme. Los autores concluyeron que la energía que se requiere para asegurar la mezcla completa hace al proceso económicamente inviable. Sin embargo, no consideraron los efectos de la mezcla en los procesos de conversión biológica, y no investigaron los efectos de operar en condiciones mínimamente mezclado o sin mezclador (James, et al., 1980).

Otro trabajo no observó una diferencia significativa en el rendimiento entre las velocidades del agitador de 1 y 25 rpm en digestores alimentando residuos sólidos municipales donde los niveles de sólidos se incrementaron gradualmente desde 5 a 35%. Sin embargo, no hay datos de rendimiento detallados para comparar a fondo el efecto de los tipos de mezcla. Al parecer, se observa un rendimiento satisfactorio para la tasa de mezcla baja concluyendo que la tasa de mezcla baja era preferible, presumiblemente debido a que se minimizan las necesidades energéticas. (Rivard, et al., 1990).

Díaz et al. (1974) reporta que el desempeño de digestores de mezcla completa y mínimamente mezclados fueron similares para tasas de carga baja. Esto también es reportado por Stroot et al. (2001) pero este último autor también reporta que la mezcla en tasas altas de carga orgánica tiene rendimientos deficientes. Lettinga (1981) ya había sugerido que la mezcla mínima puede mejorar la digestión anaerobia en sistemas con alto contenido de sólidos, proporcionando un entorno de reposo para las bacterias.

Sin embargo, se requiere cierto grado de agitación del digestor para mezclar la alimentación y para permitir la formación de nuevas asociaciones espaciales entre las diferentes poblaciones microbianas. Otro trabajo señala que la mezcla es necesaria para producir "una mezcla aleatoria de pequeños nidos" para las células recién formadas. Sin mezcla, las células individuales estarán rodeados de su propia progenie como resultado de su crecimiento, lo cual reduce la eficacia cinética (Schink, 1992).

### **1.5.2 Efectos negativos del mezclado**

Varios trabajos reportan que no existen mejoras cuando se aplican impulsores con altas velocidades, donde velocidades entre 140 y 1000 rpm en un sistema digestión de lodos de aguas residuales, no tienen ninguna mejora en los rendimientos de gas. Incluso a velocidades más altas, se produce una ligera reducción en la producción de gas, posiblemente a causa de fuerzas de cizallamiento que separan las bacterias hidrolíticas de los polímeros que son sus sustratos (Stafford, 1982).

Otros estudios muestran que los reactores con mezclado mínimo se vuelven inestables después de cambiar a condiciones de mezcla continua y completa. Después del cambio algunos microorganismos reducen su población drásticamente y otros microorganismos aumentaron su población a medida que la digestión se convirtió desequilibrada. Los resultados presentados muestran que el proceso de

mezclado parece inhibir la oxidación sintrófica bacteriana de ácidos grasos volátiles, posiblemente mediante la interrupción de la distribución espacial de los consorcios metanogénicos asociados.

Alta intensidad de mezcla y el esfuerzo cortante resultante tiene un efecto negativo sobre la formación de colonias microbianas y pueden inhibir la producción de gas (Whitmore , et al., 1987; McMahon, et al., 2001). A menudo se hace referencia a la yuxtaposición, esta es importante para la interacción sintrófica y la transferencia de hidrógeno directamente entre bacterias acetogénicas y metanogénicas (productores y consumidores de hidrógeno) lo cual puede afectar negativamente la digestión anaerobia (Conrad , et al., 1985; Dolfing, 1992)

La mezcla intensa ha demostrado romper cúmulos y colonias bacterianas además de reducir sustancias poliméricas extracelulares (EPS) que ayudan a la adhesión entre las células y la adhesión entre éstas con otras superficies. (Ong , et al., 2002).

### **1.5.3 Análisis de mezclado**

El análisis de mezclado de un reactor inicia con la determinación de tiempos de residencia (DTR), esta distribución es una característica del mezclado que ocurre en el reactor. Teniendo 2 regímenes de flujo ideal, el reactor completamente mezclado y el reactor flujo pistón en el cual no hay mezclado esto se refleja en la DTR que exhibe este tipo de reactores.

No todas las DTR son exclusivas de un tipo de reactor dado; reactores muy distintos pueden exhibir DTRs idénticas. No obstante, la DTR de un reactor dado ofrece pistas importantes para averiguar qué tipo de mezclado hay en su interior, y es una de las caracterizaciones que mayor información proporcionan.

El método más simple y directo para estudiar la DTR es utilizar un rastreador o trazador físico que no reaccione. Sin embargo, para propósitos especiales se puede

utilizar un trazador reactivo. Experimentalmente se obtiene aplicando impulsos o escalones del trazador; para ello se inyecta una sustancia, molécula o átomo inerte en el reactor, en algún instante  $t=0$  y midiendo después la concentración o una propiedad física del trazador, como puede ser la conductividad  $\lambda$ , en la corriente del efluente en función del tiempo.

Es importante que la especie utilizada como trazador no reactiva fácil de detectar, el trazador debe tener propiedades físicas similares a las de la mezcla de reacción y debe ser totalmente soluble en la mezcla. Además, el trazador no debe absorberse en las paredes ni otras superficies del reactor. Estos últimos requisitos son necesarios para que el comportamiento del trazador refleje fielmente el del material que fluye a través del reactor; los materiales coloreados y radiactivos son los dos tipos de trazador más comunes (Reyes & Pérez, 2013).

En Tabla 1.8 se muestran parámetros que se midieron para analizar el comportamiento de la curva de tendencia, así como sus relaciones y su significación (CEPIS, 2004; Pérez & Torres, 2008)

Dónde:

$C_p$ : Concentración máxima a la salida.

$t_p$ : Tiempo transcurrido para alcanzar la máxima concentración del trazador.

$t_i$ : Tiempo desde que se aplica el trazador hasta que aparece en el efluente.

$t_c$ : Tiempo en que la concentración es mayor que  $C_p/2$ .

$t_b$ : Tiempo en que la concentración es mayor que  $C_p/10$ .

$t_m$ : Tiempo correspondiente a la salida del 50% de la cantidad de trazador inyectado.

Tabla 1.8 Parámetros aplicados al análisis de flujo

Parámetros	Relación	Significado
$t_0$		Tiempo de retención hidráulico
$t_p$	$t_p/t_0$	$t_p/t_0 \approx 0$ predomina el flujo de mezclado $t_p/t_0 \approx 1$ y $t_i/t_0 > 0.5$ predomina el flujo pistón
$t_i$	$t_i/t_0$	$t_i/t_0 \approx 0$ Flujo mezcla completa $t_i/t_0 = 1$ Flujo pistón $t_i/t_0 < 0.3$ Cortos Circuitos
$t_c$	$t_c/t_0$	$t_c/t_0 = 0.693$ Flujo en mezcla completa
$t_b$	$t_b/t_0$	$t_b/t_0 \approx 2.3$ Flujo mezcla completa
$t_m$	$t_m/t_0$	$t_m/t_0 < 1$ Cortos circuitos y zonas muertas $t_m/t_0 > 1$ acumulación indeseada de trazador

En la Figura 1.7 se muestra la distribución de tiempo de residencia con los diferentes tiempos característicos empleando técnicas de estímulo respuesta de reactores tipo REFA, con volumen de 3 L (Díaz , et al., 2014).

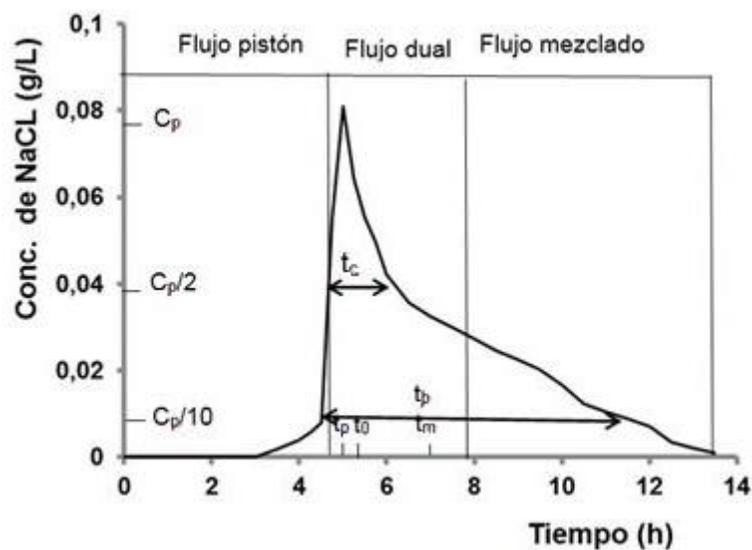


Figura 1.7 Concentración de trazador contra tiempo

## 1.6 Mecánica de fluidos computacional aplicada al análisis de mezclado

La mecánica de fluidos computacional CFD por sus siglas en Inglés (computational fluid dynamics) se basa en el método de elemento finito aplicándolo a balances de mecanismos de transporte de momentum en primera instancia. Permitiendo posteriormente acoplar los balances de calor y masa, los cuales, son dependientes del campo de velocidad debido a los efectos convectivos.

El fundamento de esta disciplina son las ecuaciones formuladas por Claude Navier y George Stokes, las cuales explican el flujo de fluidos en una sola fase las ecuaciones en su forma general son 3:

La ecuación de conservación de materia:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} = \nabla \cdot (\rho \cdot \mathbf{u}) \quad \text{Ec. 1.18}$$

La ecuación de conservación de momentum

$$\rho \frac{\partial \mathbf{u}}{\partial t} + \rho (\mathbf{u} \cdot \nabla) \mathbf{u} = \nabla \cdot [-\mathbf{p} + \boldsymbol{\tau}] + \mathbf{F} \quad \text{Ec. 1.19}$$

La ecuación de conservación de energía

$$\rho C_p \left( \frac{\partial T}{\partial t} + (\mathbf{u} \cdot \nabla) T \right) = -(\nabla \cdot \mathbf{q}) + \boldsymbol{\tau} : \mathbf{S} - \frac{T}{\rho} \frac{\partial \rho}{\partial T} \Big|_p \left( \frac{\partial \rho}{\partial t} + (\mathbf{u} \cdot \nabla) \rho \right) + Q \quad \text{Ec. 1.20}$$

Dónde:

$\rho$  es la densidad, Unidades en el sistema internacional (SI) : kg/m<sup>3</sup>

$\mathbf{u}$  es el campo de velocidad vectorial (unidades SI: m/s)

$p$  es la presión (unidades SI: Pa)

$\boldsymbol{\tau}$  Tensor de esfuerzos viscosos (unidades SI: Pa)

$\mathbf{F}$  es el vector de fuerza volumétrica (unidades SI: N/m<sup>3</sup>)

$C_p$  es la capacidad calorífica a presión constante (unidades SI: J/(kg·K))

$T$  es la temperatura absoluta (unidades SI: K)

$\mathbf{q}$  es el vector de flux de calor (unidades SI: W/m<sup>2</sup>)

Q Fuentes de calor (unidades SI: W/m<sup>3</sup>)

S Tensor de deformaciones

$$\mathbf{S} = \frac{1}{2}(\nabla\mathbf{u} + (\nabla\mathbf{u})^T) \quad \text{Ec. 1.21}$$

El operador “.” denota una contracción entre los tensores definidor por

$$\mathbf{a}:\mathbf{b} = \sum_n \sum_m a_{nm} b_{nm} \quad \text{Ec. 1.22}$$

Algunas veces se refieren a esta operación como el doble producto punto (Fernández Oro, 2012).

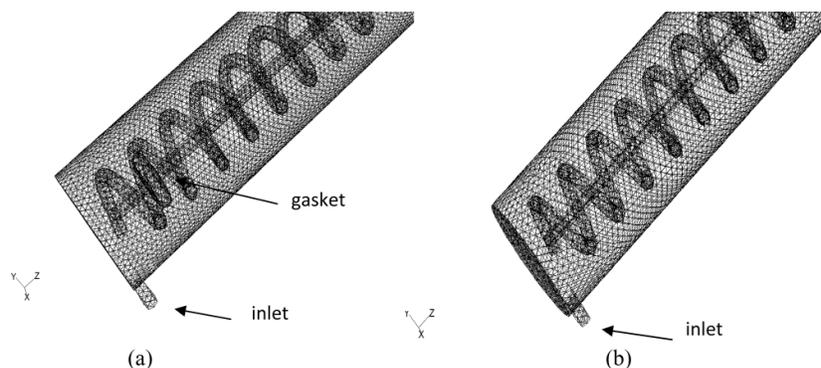
La formulación de intuitiva facilita la especificación de las condiciones de frontera. Para cerrar el sistema de ecuaciones algunas ecuaciones también requieren de relaciones constitutivas para el tipo de fluido relacionando el estrés, la tensión y la viscosidad.

La viscosidad dinámica,  $\mu$  (unidad SI: Pa s), se permite para un fluido newtoniano y es dependiente del estado termodinámico pero no en el campo de velocidad. Todos los gases y muchos líquidos pueden ser considerados newtonianos. Ejemplos de fluidos no newtonianos son la miel, el barro, la sangre, los metales líquidos, y la mayoría de soluciones de polímeros (Stokes, 1845).

### 1.6.1 Aplicaciones en el análisis del mezclado en reactores

La dinámica de fluidos computacional se basa en el método de elemento finito, aplicándolo a balances de los mecanismos de transporte de momentum, calor y masa, y requiere del conocimiento del dominio, las condiciones de frontera y características del fluido (Çengel & Cimbala, 2006). Un aporte de este método es que permite evaluar el comportamiento hidrodinámico de reactores con diferentes configuraciones, incluso como afecta el poner nuevos elementos como juntas, difusores y toberas en la configuración del reactor, Martínez-Delgadillo et al. (2010),

mejora la conversión de un reactor electroquímico adicionando un “gasket” o junta en el centro del reactor, ver Figura 1.8, esto promueve un incremento en la conversión al aumentar el tiempo de residencia del influente en el interior del reactor.

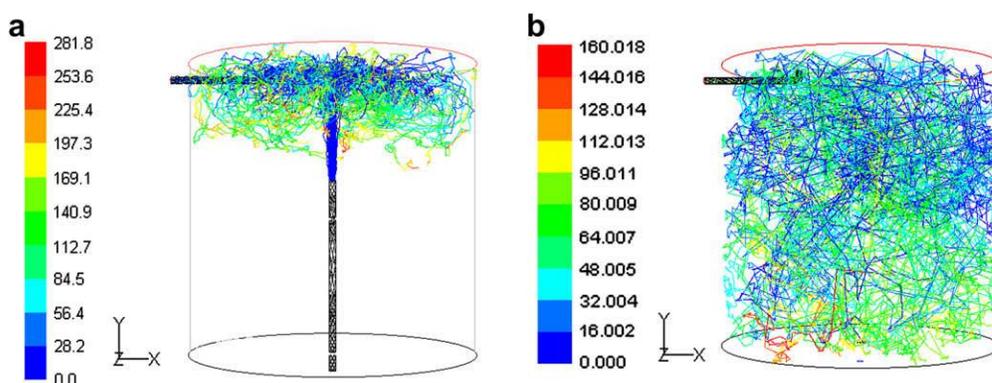


**Figura 1.8 Mallas de los reactores electroquímicos a) con Gaskets y b) sin Gaskets (Martínez-Delgado, et al., 2010)**

### 1.6.2 CFD aplicada al análisis de mezclado en procesos de digestión anaerobia

En materia de digestión anaerobia se han evaluado aspectos hidrodinámicos en reactores con diferentes configuraciones, así lo muestran Meroney y Colorado en 2009, donde utilizaron la dinámica de fluidos computacional (CFD) para simular las características de mezcla de cuatro diferentes tanques circulares utilizados en digestión anaerobia (diámetros de 13.7, 21.3, 30.5, y 33.5 m) equipados con mezcladores simples y un proyecto de tubo impulsor.

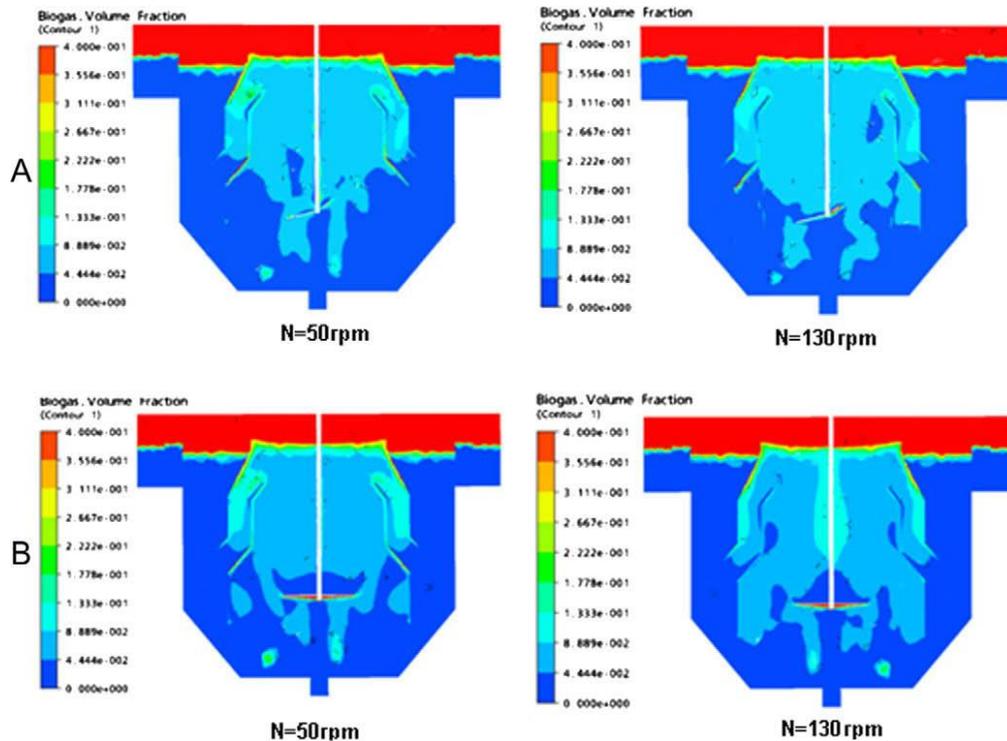
La tasa de mezcla de cada etapa y la inyección de trazadores slug se calcularon a partir de la rotación del volumen del digestor (DVTT), ver Figura 1.9. El tiempo de difusión de la mezcla (MDT) y tiempo de retención hidráulica (TRH) fueron calculados. Las características se compararon con fórmulas analíticas para estimar cualquier presencia de flujo parcial de mezcla, el volumen muerto, cortocircuito o pistón. La CFD predijo satisfactoriamente el rendimiento de ambos modelos a escala real y las configuraciones de tanques circulares (ver Figura 1.8)



**Figura 1.9 a) Partículas trazadas para un caso de mezclado bajo a 506 s, b) caso de mezclado alto a 5355 s (Meroney & Colorado , 2009)**

También se ha aplicado la CFD para determinar la configuración óptima de los reactores para producción de biohidrógeno. En su artículo aplica la dinámica de fluidos computacional tridimensional para la simulación de gas-líquido en un flujo continuo de un reactor a escala laboratorio usado para la producción de biohidrógeno. Se evalúa el papel de la hidrodinámica en el diseño del reactor y con esto optimizar la configuración del reactor, proponiendo un diseño optimizado del impulsor validándolo con simulaciones CFD determinando que el comportamiento hidrodinámico del impulsor optimizado a velocidades de entre 50 y 70 rpm es más adecuado para la producción económica de biohidrógeno (Ding, et al., 2010).

Por otra parte este método también fue aplicado por Binxin (2010a) para caracterizar la inclusión de un tubo de aspiración (draga) para inducir un mezclado mecánico en un digestor anaerobio ovoide. La simulación de los patrones de flujo se llevaron a cabo con una hélice en rotación de 400 a 750 rpm, en este artículo se supone que el estiércol líquido tiene un comportamiento newtoniano (parecido al agua) y posteriormente un comportamiento de fluido no newtoniano en función de los sólidos totales (TS) , ver Figura 1.10.



**Figura 1.10 Volumen de biogás diagrama de contornos a) Agitador normal b) Agitador modificado**

El número de potencia y el número de flujo de la hélice en agua fueron validados contra las especificaciones de laboratorio y los datos experimentales. El sentido de giro y la colocación de la hélice se examinaron para identificar el modo primario de bombeo y la posición óptima de la hélice fija en el interior del tubo. Comparando de forma cuantitativa los métodos de mezcla ver Figura 1.11.

El estudio indicó que la mezcla mecánica del tubo de aspiración ascendente es más eficiente que la configuración que bombea una recirculación descendente. También reporta que la forma ovoide proporciona una mezcla más eficaz que la forma cilíndrica. Esta evaluación fue suponiendo que no existen sólidos suspendidos en la mezcla; en tanques cilíndricos el nivel de energía de mezclado es de  $6.6 \text{ W/m}^3$ , comparándolo con los niveles de energía de mezclado que son de 2.97, 3.25, y  $3.99$

para  $W/m^3$  para los reactores ovoides con sólidos totales de 0, 2.5, y 5.4%, respectivamente, ver Figura 1.12.

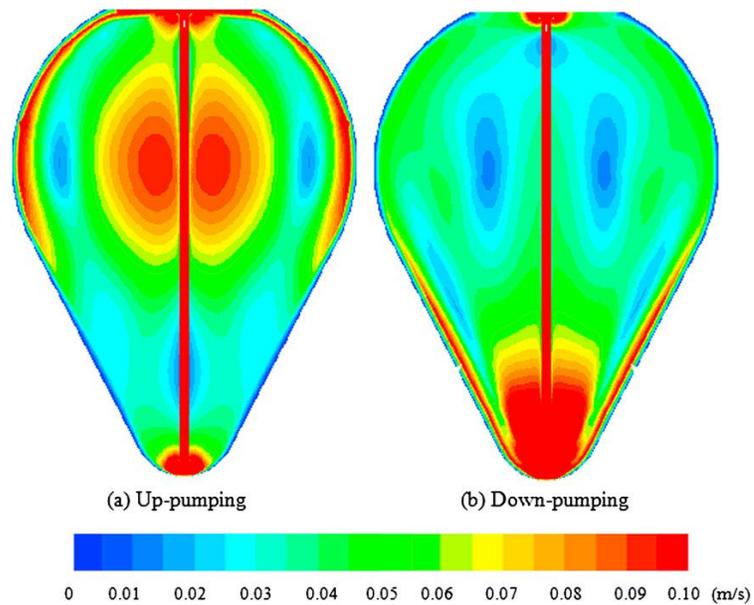


Figura 1.11 Contornos de velocidad para los regímenes de mezclado a) ascendente y b) descendente

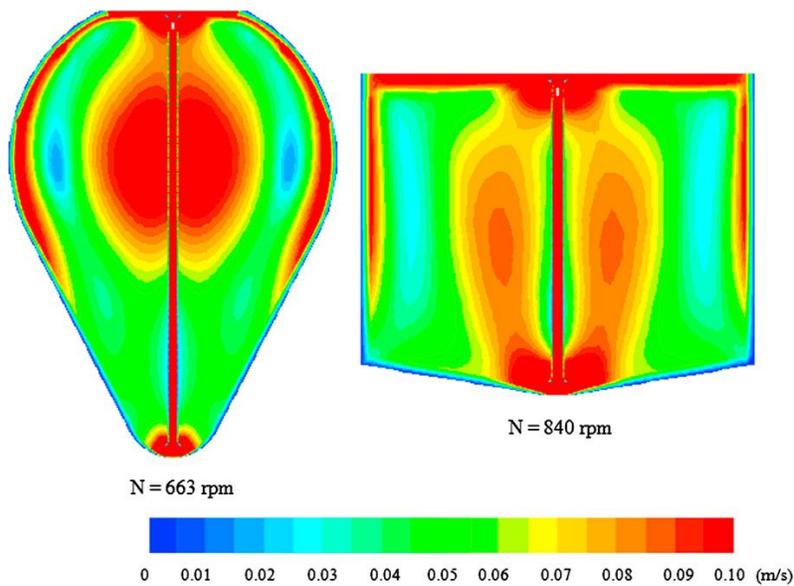


Figura 1.12 Flujos equivalentes para dos tipos de reactores con ST 0%

Esta herramienta ha permitido conocer a detalle el comportamiento en el interior de los reactores, permitiendo diseñar, modificar y optimizar en un costo menor al realizado en forma experimental. También se estudiaron las interacciones entre modelo de líquido y el de producción de biogás (Binxin, 2010b)

De forma más reciente se desarrolló un modelo de dinámica de fluidos computacional para caracterizar la mezcla mediante la recirculación de gas en digestores anaeróbicos Evaluándose cuatro diseños de mezcla: (1) mezcla por dos difusores inferiores, (2) mezcla por un tubo de aspiración, (3) mezcla por dos lanzas y (4) mezcla por dos pistolas de burbujas. Los campos de flujo para cada diseño se obtuvieron mediante la resolución de un Euleriana.

Se aplicó un modelo de flujo multifásico, suponiendo que la fase líquida es un fluido no newtoniano que sigue la ley de potencia. Una descripción cualitativa del movimiento del fluido debido a la generación de burbujas de gas y la identificación cuantitativa de los campos de flujo de la fase líquida se realizaron para comparar los cuatro diseños de mezcla, en los que se utilizaron la velocidad promedio y un índice de uniformidad para evaluar la mezcla para cada diseño.

Otro trabajo presenta la evaluación del desempeño de la mezcla de un digestor anaerobio a escala real con cuatro diseños de mezcla con recirculación de gas mediante la técnica de CFD. Los datos cualitativos y cuantitativos para cada escenario de mezcla proporcionan valiosa información sobre las estructuras de flujo en el digestor. Ventajas y desventajas de cada diseño, concluyendo que la mezcla confinada se comporta mejor que la mezcla no confinada en términos de la uniformidad de campos de flujo y la velocidad promedio. Sugiriendo que el diseño sea preferente el de dos pistolas de burbujas ver Figura 1.13 (Binxin , 2014).

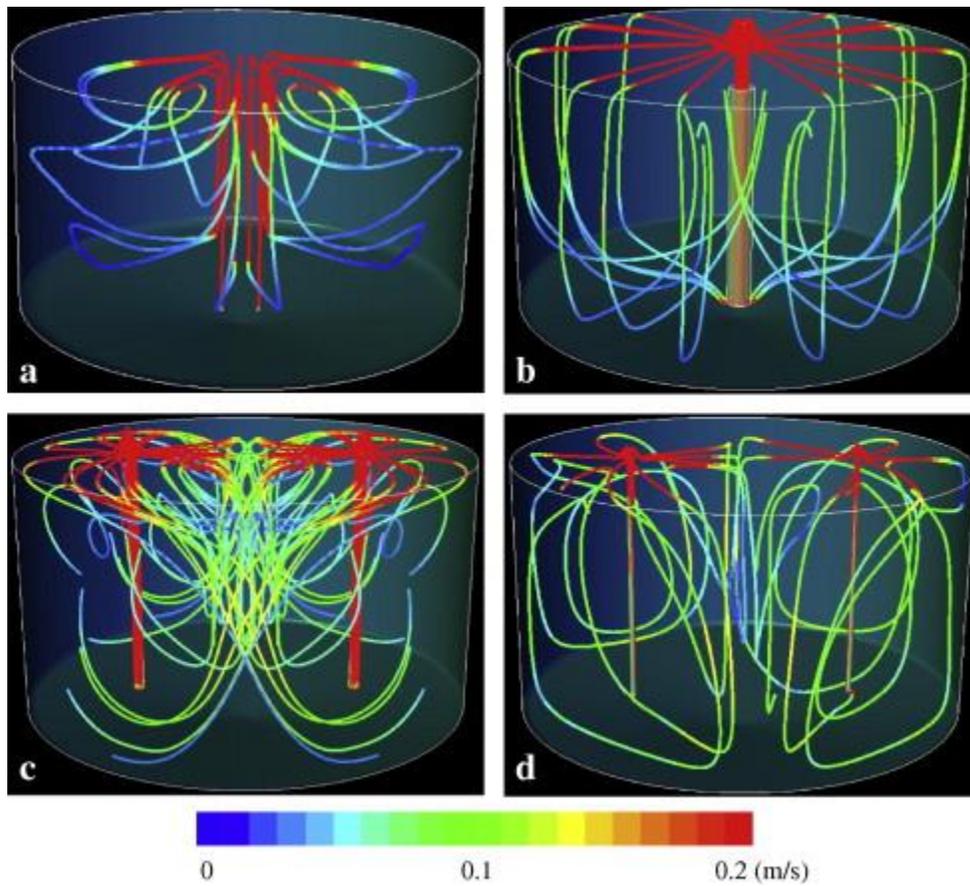


Figura 1.13 Comparación de mezclado con recirculación de biogás (1) mezcla por dos difusores inferiores, (2) mezcla por un tubo de aspiración, (3) mezcla por dos lanzas y (4) mezcla por dos pistolas de burbujas

**Capítulo 2**  
**METODOLOGÍA**

---

## CAPÍTULO 2 METODOLOGÍA

La metodología planteada desarrolló el modelo evolutivamente acercándose al escenario real del proceso tomando en cuenta 2 balances: el balance de momentum y el balance de transferencia de masa, la secuencia de etapas es mostrada en la Figura 2.1.

Se inició con una modelación en 2 dimensiones la cual tiene como principal ventaja la disminución de tiempos de cálculo, para posteriormente validarse, en caso de que la validación experimental no corresponda al modelo debe realizarse el mismo experimento numérico con una geometría en 3 dimensiones con su posterior validación experimental.

En ambos casos se aplicó el balance de momentum planteándose diferentes condiciones de flujo y configuraciones del reactor con la finalidad de determinar cuál de estos escenarios ofrece una distribución de tiempos de residencia en condiciones cercanas a la mezcla completa, sin utilizar un sistema de agitación convencional, posteriormente se acopló el balance de transferencia de materia para determinar la distribución de tiempos de residencia numérica. También se evaluaron los efectos de un agitador rotacional en los perfiles de velocidad del reactor ovoide. Estos balances permitieron conocer más a fondo los movimientos y perfiles que existen dentro del reactor.

Posteriormente se plantearon experimentos para modelar la velocidad de reacción del sistema estudiado, así como los efectos del proceso de digestión anaerobia sobre las propiedades de flujo (viscosidad y densidad) las cuales servirán para la extrapolación del modelo y con esto se determinaron las ventanas operativas que aseguran un nivel de mezclado que minimice las zonas muertas del reactor.

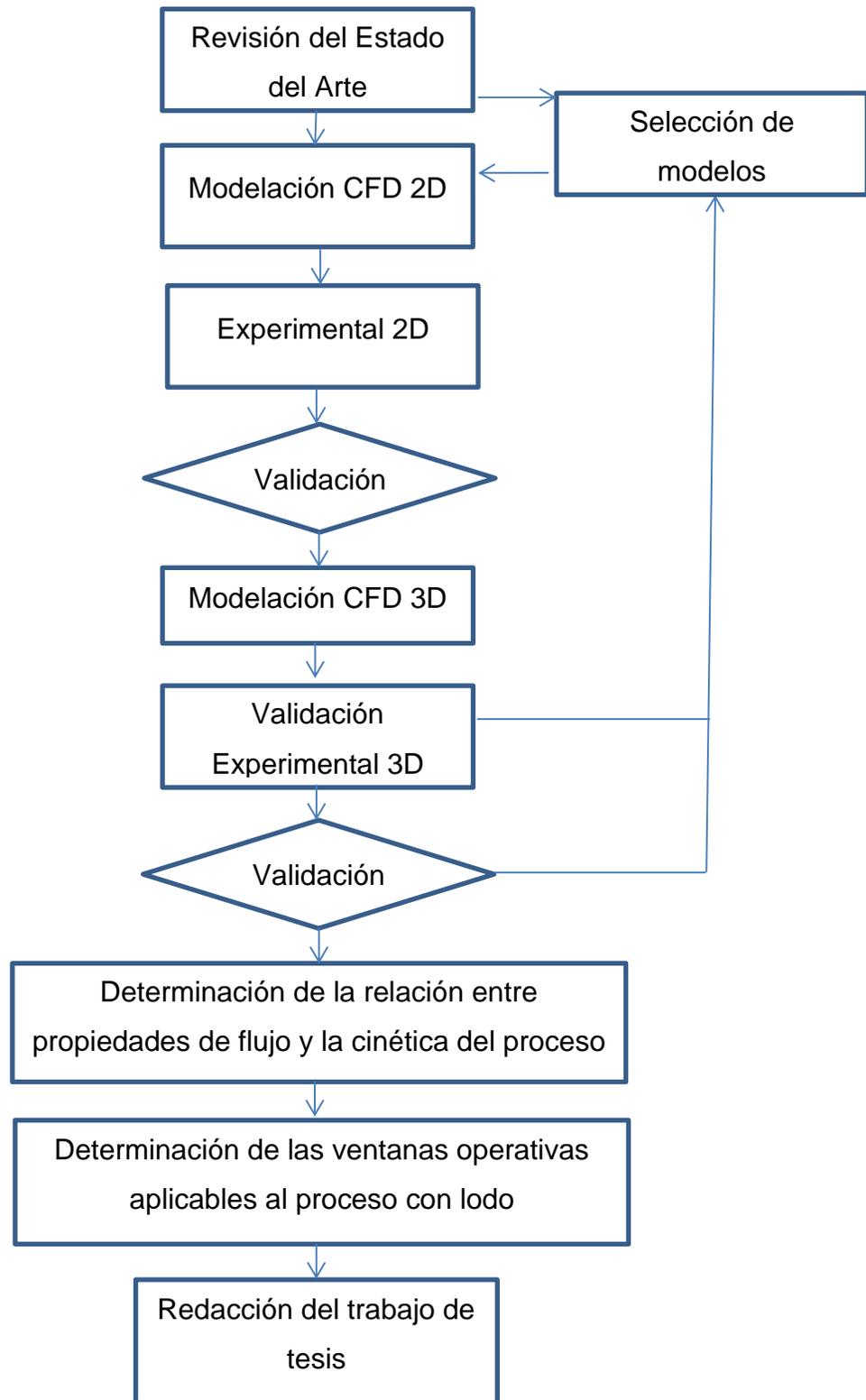


Figura 2.1 Diagrama de flujo

## 2.1 Evaluación del mezclado

Existen dos métodos para la evaluación de la calidad de mezcla, el experimento de pulso y el experimento escalón, ambos utilizan trazadores y se basan en la curva de respuesta de la concentración de un trazador alimentado en el efluente del reactor. Diferenciándose en que el experimento de pulso solo inyecta solo unos mililitros de solución del trazador con una concentración conocida, mientras que el experimento escalón alimenta una concentración de trazador constante durante todo el experimento.

Se utilizó el método de pulso debido a que es mucho más económico que el experimento escalón y de acuerdo a la literatura es más utilizado en la evaluación de reactores biológicos.

## 2.2 Selección de los modelos

Existen modelos para flujo en una sola fase con 2 tendencias, para flujo laminar y para flujo turbulento, en el ámbito de la digestión anaerobia se ha reportado el uso de al menos 5 modelos de turbulencia el modelo estándar  $k-\epsilon$ , modelo  $k-\epsilon$  modificado para bajos números de Reynolds, modelo  $k-\epsilon$  Renormalizado Grupo (RNG  $k-\epsilon$ ), el modelo estándar  $k-\omega$  ( $sk-\omega$ ), Reynolds Stress Model (RSM)) y también se han usado modelos de una sola fase en flujo laminar (Lindmark, et al., 2014).

En el presente estudio se utilizó un modelo en flujo laminar con una fase continua, en base al número de Reynolds máximo que se presentó en el reactor el cual indica un flujo laminar, esta aproximación ha sido aplicada en otros estudios (Terashima, et al., 2009) donde las condiciones de flujo son evaluadas con la ecuación 2.1 para determinar el número de Reynolds.

$$\text{Re} = \frac{\rho V D}{\mu} \quad \text{Ec. 2.1}$$

Cuando las variaciones de temperatura en un flujo son pequeñas, el fluido se puede asumir incompresible; es decir  $\rho$  es constante o casi constante, la ecuación 1.4 se transforma en la ecuación 2.2 (Gresho & Sani, 2000), la cual en conjunto con la ecuación de continuidad (ecuación 2.3) son el modelo de flujo laminar de la suite CFD del programa Comsol Multiphysics 4.4, el cual se utilizó en el presente estudio.

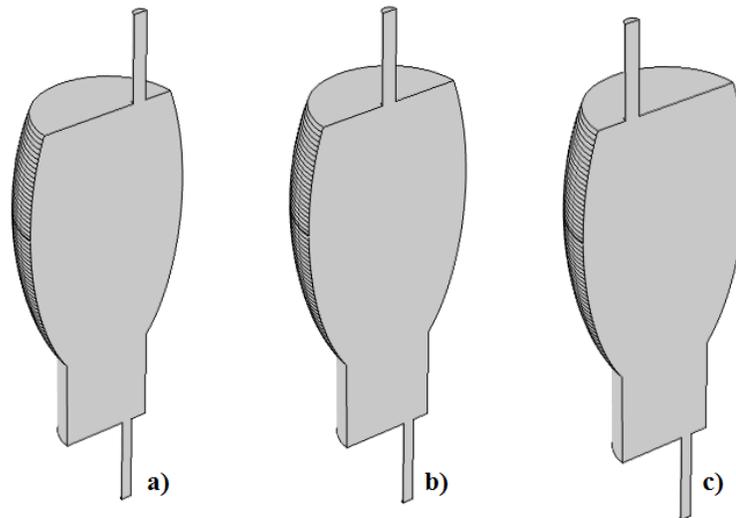
$$(\mathbf{u} \cdot \nabla)\mathbf{u} = \nabla \cdot \left[ -p + \mu(\nabla\mathbf{u} + \nabla\mathbf{u}^T) - \frac{2}{3}\mu(\nabla \cdot \mathbf{u}) \right] + \mathbf{F} \quad \text{Ec. 2.2}$$

$$\nabla(\rho \cdot \mathbf{u}) = \mathbf{0} \quad \text{Ec. 2.3}$$

Posteriormente a la validación del modelo y en caso de no tener un factor de correlación con el ejercicio experimental se debe considerar el aumento en la complejidad añadiendo un modelo de turbulencia, el más utilizado es el modelo k- $\epsilon$  y por presentar bajos números de Reynolds se utiliza primero la modificación de este modelo para números de Reynolds bajos, teniendo en todos los casos del sistema un enfoque Euleriano.

## 2.3 Evaluaciones preliminares

Se evaluaron 3 configuraciones diferentes de alimentación mostradas en la Figura 2.2 denominándose a) alimentación en línea, b) alimentación centrada y c) alimentación cruzada, esta etapa se realizó con la finalidad de seleccionar la configuración que genere el perfil de velocidades con vórtices internos que promuevan la homogenización del reactor.



**Figura 2.2 configuraciones del reactor**

También se evaluaron 4 niveles de alimentación de  $0.1$ ,  $1$ ,  $10$  y  $100 \text{ ms}^{-1}$  con el fin de ubicar la región de alimentación que genere perfiles con el menor nivel de corto circuito en el interior del reactor.

## 2.4 Modelación en 2 dimensiones

La modelación CFD conjunta 3 aspectos fundamentales: las ecuaciones dominantes del sistema, la geometría y las condiciones de frontera, secundariamente se definen los métodos para la solución del modelo; en la sección anterior se explicó la selección de las ecuaciones dominantes en cuanto al balance de momentum, cabe mencionar que la evaluación del mezclado será evaluada en estado dinámico.

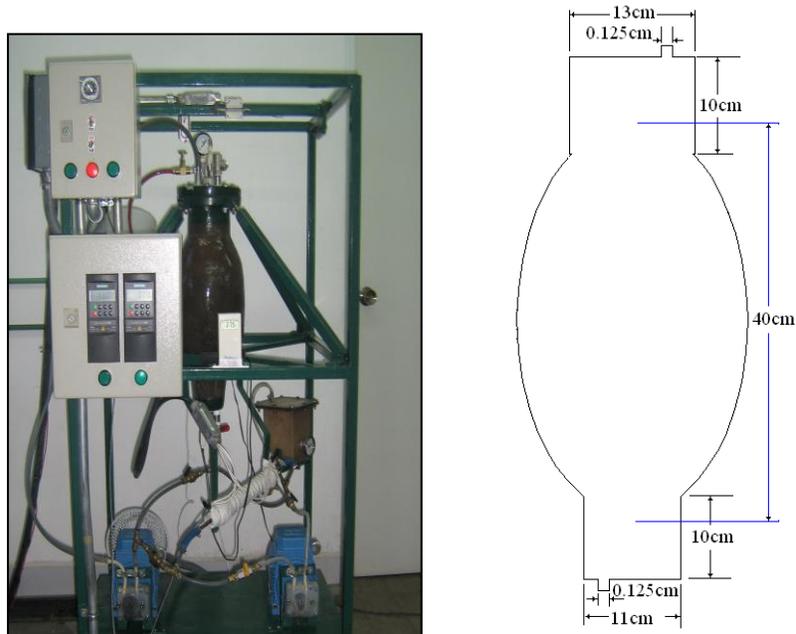
Para describir el pico alimentado se utilizó una función exponencial negativa (ver ecuación 2.4 la cual solo aporta una concentración en un pulso, desapareciendo al transcurrir un corto periodo de tiempo.

$$C_{in} = C_{in} \cdot \exp((-t - 3)^2) \quad \text{Ec. 2.4}$$

### 2.4.1 Geometría en 2D

El sistema estudiado consiste en un reactor ovoide de última generación que cuenta con un sistema de agitación con hélice, este reactor es utilizado en la degradación anaerobia de lodos residuales, también tiene un sistema de recirculación el cual alimenta al reactor en la parte superior y descarga al reactor en el fondo del mismo, la Figura 2.3 muestra las dimensiones del equipo estudiado.

La geometría se compone de 5 partes: 2 cilindros de media pulgada los cuales representan alimentación y descarga, 1 cilindro de 13 cm de diámetro y 10 cm de altura en la parte superior, un cilindro de 11 cm de diámetro y 10 cm de altura en la parte inferior, además un ovoide con ejes de 40x20 cm, de ésta geometría sólo la alimentación y descarga son consideradas como paredes con movimiento.



**Figura 2.3 Geometría del reactor ovoide de última generación**

Esta geometría solo considera el flujo creado por la alimentación y descarga del reactor (dirección axial), para el desarrollo de la malla se utilizó un tamaño máximo de elemento de 0.002 m una tasa de crecimiento de 1.3, factor de curvatura de malla

de 0.3, intercepción de curvatura de malla igual a 0.001 y una resolución de regiones estrechas de 1, la malla utilizada para el caso de flujo es mostrada en la Figura 2.4.

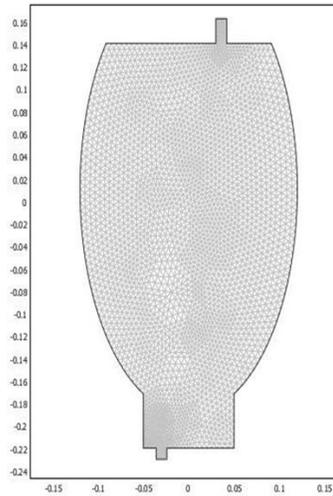


Figura 2.4 Malla de cálculo en 2D

### 2.4.2 Condiciones de frontera para el modelo de 2D

El fluido aplicado en este estudio en primera instancia fue agua a 20°C, Tabla 2.1, muestra las condiciones de la velocidad de alimentación utilizadas en la simulación del sistema así como las constantes aplicadas en el modelo CFD; inicialmente se trabajó con una malla de simulación de 3 niveles: 15, 10 y 5 m s<sup>-1</sup>. En el nivel inferior se presentó un estancamiento del trazador y no se alcanzó la convergencia del modelo, por lo que se incrementó el nivel de flujo hasta lograr la convergencia del mismo fijando los valores presentados en la Tabla 2.1.

Tabla 2.1 Factores y constantes aplicadas al modelo CFD

	Nivel 1	Nivel 2	Nivel 3	Nivel 4
Gasto volumétrico (ml s <sup>-1</sup> )	15	10	8	7.36
Velocidad (m s <sup>-1</sup> )	0.0118	0.0079	0.0063	0.006
Densidad (kg m <sup>-3</sup> )	998.2	998.2	998.2	998.2
Viscosidad (Pa s)	0.001002	0.001002	0.001002	0.001002
Concentración de trazador (mol m <sup>-3</sup> )	100	100	100	100

Debido a que la densidad y la viscosidad son propiedades que intervienen en el modelo y ambas son de suma importancia en balances basados en leyes físicas y

son dependientes de la concentración en % de sólidos totales (ST), % sólidos fijos (SF) y % sólidos volátiles (SV) del sustrato, se estimó la densidad de acuerdo con Andreolli (2001); la densidad está entre valores de 1006.4 a 1006.5  $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$  dependiendo de la proporción de sólidos totales y sólidos volátiles presentes en el sustrato. Esta característica es variable entre cada lote de lodo tratado, por lo tanto se utilizó un valor medio de 1006.45  $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ .

Mendez-Contreras, et al., (2011), presentan valores de viscosidad que oscilan entre 0.01046161 y 0.007845 Pa·s para el sustrato utilizado en el reactor, para efectos de este estudio se utilizó un valor promedio de 0.00915331 Pa·s.

Una vez obtenidas las distribuciones de tiempo de residencia se realizó el análisis de los tiempos característicos de la distribución de tiempos de residencia en función de sus tiempos característicos.

## **2.5 Modelación en 3 dimensiones**

De la misma forma que la modelación en 2D se conjuntan los 3 aspectos fundamentales: las ecuaciones dominantes del sistema, la geometría y las condiciones de frontera.

### **2.5.1. Geometría del sistema**

La Figura 2.5a describe la geometría del sistema estudiado, la cual consiste en un reactor ovoide que cuenta con un tubo de policloruro de vinilo (PVC) en la parte superior (alimentación) y una descarga en el fondo del mismo, teniendo un volumen útil de 7.6 L. Para el desarrollo de la geometría se utilizó el software Solid Works 2012, se realizó una simplificación de región ovoide, en segmentos de cono de 50 mm de altura (ver Figura 2.5b), esto ayudo a disminuir el tiempo de cálculo del modelo de un estimado de 1000 horas a 125 horas en promedio y a su vez evitó la formación de elementos de malla vacíos, también se dividió el reactor a la mitad

añadiendo una frontera considerada un plano de simetría, el cual fue utilizado para disminuir el número de elementos de malla.

En el desarrollo de la malla se utilizó un tamaño máximo de elemento de 0.0275 m, una tasa de crecimiento de 1.3, el factor de curvatura de malla fue de 0.9 y la resolución de regiones estrechas es de 0.4 obteniendo un total de 14412 elementos, Ver Figura 1c.

La malla desarrollada solo se aplicó al espacio ocupado por el líquido, ésta se basa en el modelo tetraédrico de acuerdo con Burkhart, et al., (2013) tiene una mejor sensibilidad y en una misma área coloca un mayor número de nodos.

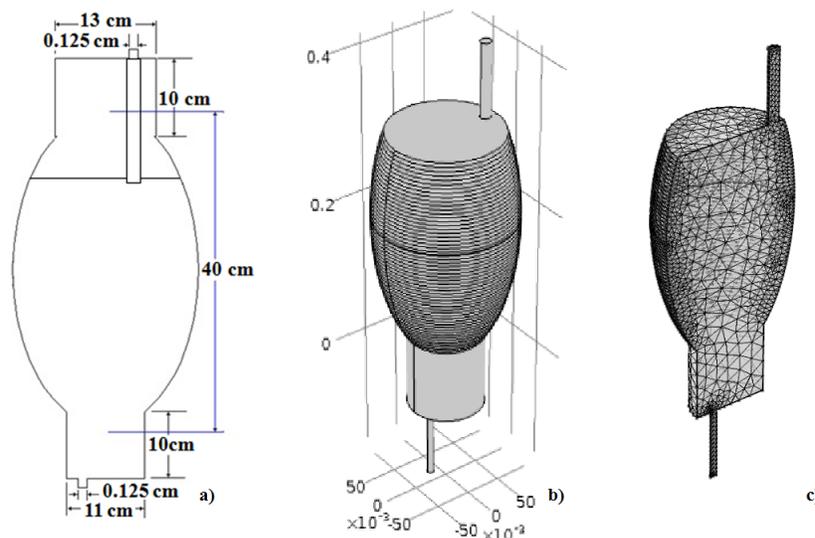


Figura 2.5 Geometría del Sistema en 3D

### 2.5.2 Condiciones de Frontera y propiedades de flujo utilizadas

Paralelamente a la modelación se fueron haciendo las adecuaciones al reactor donde se implementó una bomba peristáltica la cual podía entregar flujos de entre 6

a  $9 \text{ ml s}^{-1}$ , por esta razón se definieron los 3 niveles mostrados en la Tabla 2.2, además incluye las propiedades de agua a  $20^{\circ}\text{C}$  y la concentración del trazador, la primera validación presentó problemas de solubilidad a temperatura ambiente en una concentración 3 molar, por tanto se disminuyó la concentración a 2 molar.

**Tabla 2.2 Niveles de la condición de frontera de alimentación y las propiedades de flujo**

	Nivel 1	Nivel 2	Nivel 3
Gasto volumétrico ( $\text{ml s}^{-1}$ )	9	7.5	6
Densidad ( $\text{kg m}^{-3}$ )	998.2	998.2	998.2
Viscosidad ( $\text{Pa s}$ )	0.001002	0.001002	0.001002
Concentración de trazador ( $\text{mol m}^{-3}$ )	2000	2000	2000
Presión (Pa)	101 325	101 325	101 325
Gradiente de tiempo para la función rectángulo (t)	0.556	0.667	0.833

A su vez la condición de frontera en la salida fue la presión, la cual fue considerada igual a la presión atmosférica en los 3 niveles. El plano que divide al reactor fue considerado como una condición frontera de simetría, la interface reactor líquido fue considerada como pared.

El pulso en la alimentación fue modelado con una función rectangular. Esta función (también denominada top hat o boxcar) se puede utilizar para seleccionar valores dentro de un intervalo, a ésta se le otorga un límite inferior, el cual fue de 1 segundo y el límite superior el cual tuvo 3 niveles, éste límite es el gradiente de tiempo en el cual se alimentan 5ml de trazador con cada uno de los caudales propuestos y durante este tiempo la función rectangular toma el valor de 1, el cual multiplica la concentración del trazador obteniendo la concentración de alimentación, la cual solo existe durante este tiempo, al cumplirse el tiempo establecido en la función rectangular, la concentración alimentada es igual a 0 (ver Figura 2.6).

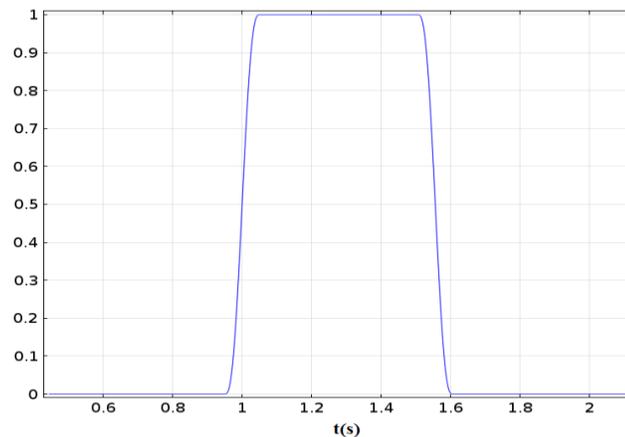


Figura 2.6 Función rectangular para un caudal de  $9\text{ml s}^{-1}$

## 2.6 Métodos de solución

La secuencia de solución inicia con la solución en estado estacionario del balance de flujo laminar en una fase, con esto se obtiene el punto inicial del estudio en estado dinámico.

### 2.6.1 Solucionador de estado estacionario

Se utilizó el solucionador PARDISO este funciona en los sistemas generales de la forma  $Ax = b$ . Con el fin de mejorar el rendimiento de factorización numérica secuencial y paralela, los algoritmos solucionadores se basan en operaciones de nivel 3 de algebra lineal y explotan el paralelismo con una combinación de técnicas de supernodo con vista a la derecha e izquierda. PARDISO es multiproceso es aplicado en plataformas que soportan arquitecturas de memoria distribuida (Schenk , 2014), se utilizó una perturbación pivote de  $1e^{-8}$ , y una tolerancia relativa de 0.001.

### 2.6.2 Estado dinámico con 2 modelos acoplados

El segundo estudio utiliza 5 resolvedores simultáneamente, el resolvedor temporal alfa, resolvedor segregado, 2 resolvedores PARDISO para el grupo de ecuaciones de flujo laminar a una fase y otro para el grupo segregado y un resolvedor iterativo

GMRES, este solucionador es aplicable a sistemas lineales, el acrónimo GMRES deriva del nombre del método (generalizado mínimo residuo), este es un método iterativo para sistemas lineales generales de la forma  $Ax = b$ . aplicando una tolerancia relativa de 0.001.

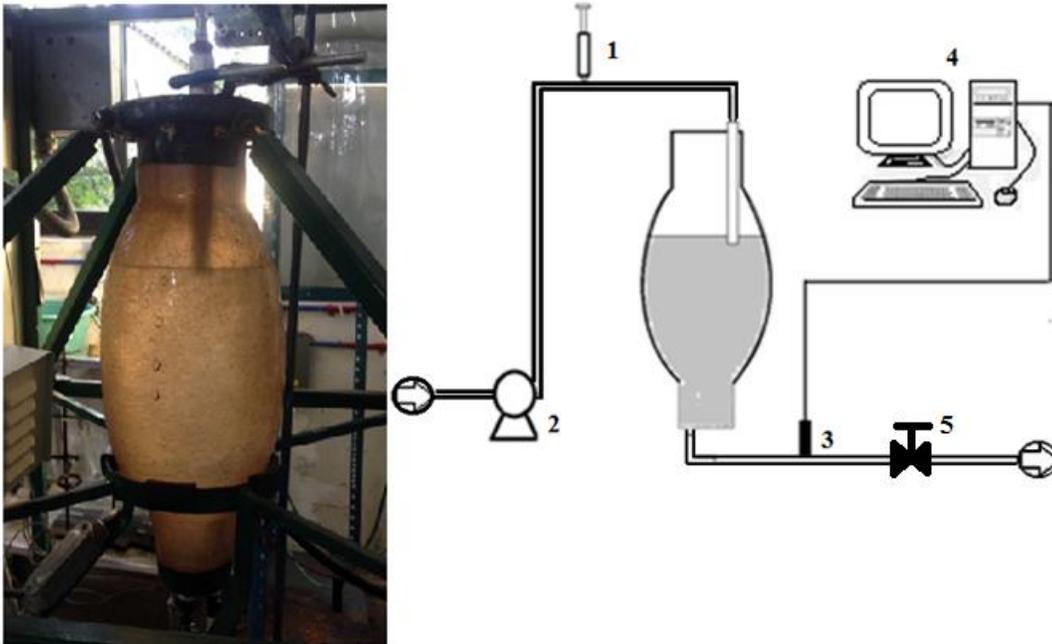
## **2.7 Validación experimental**

Para dar validez al modelo se realizó un experimento en condiciones lo más cercanas posible al experimento numérico, la realización de una validación experimental nos indica que tan cercana es la representación de la realidad con el modelo, lo cual ayuda en la decisión de una modificación al modelo que lo acerque más a la realidad o dejarlo con la estructura actual.

### **2.7.1 Experimento pulso respuesta**

Se realizó un experimento de pulso, el trazador utilizado fue cloruro de sodio, se utilizó una bomba Master Flex con control de revoluciones de 7 a 200rpm con cabezal estándar y tubing de precisión L/S 17 el cual aporta un caudal de 2.8ml por cada revolución. Se instaló una alimentación para la inyección del trazador en la misma manguera que alimenta al reactor, también se colocó una sonda de conductividad para poder determinar la concentración del efluente (ver Figura 2.7).

El experimento inicia con poner en estado estacionario la hidrodinámica del reactor, esto se consigue fijando la velocidad de alimentación y ajustando el flujo de descarga con una válvula de aguja, este ajuste es de vital importancia para evitar la acumulación o vaciado del tanque durante el experimento, una vez ajustado se deja operando durante 10 minutos, vigilándose el nivel del reactor.



**Figura 2.7 Reactor utilizado en la validación experimental y accesorios usados en la validación experimental, 1) punto de inyección de trazador, 2) bomba, 3) sonda para medir concentración, 4) CPU y 5) válvula de descarga.**

Una vez transcurrido este tiempo se inyecta el trazador y al mismo tiempo se activa el cronometro y la captura de datos, los cuales, deben ser procesados cambiando el valor dado en voltaje a concentración.

### **2.7.2 Medición del trazador**

Se utilizó una sonda de conductividad marca conductronic, la cual se conectó a una fuente de poder la cual provee un amperaje constante y con la conductividad del efluente se obtiene un voltaje el cual es leído por un multímetro conectado a una computadora en la cual se capturan los datos obtenidos.

Para cambiar el valor de voltaje a un valor de concentración se debe realizar una curva de calibración, preparándose 5 soluciones de cloruro de sodio con concentraciones de 0.1, 0.07, 0.05, 0.03, 0.02 y 0.01 molar, a las cuales se les midió

el voltaje resultante, también se midió en agua, con los datos obtenidos se obtuvo la relación entre el voltaje medido con la concentración de la solución.

## **2.8 Determinación de ventanas operativas**

El desarrollo del modelado permite la extrapolación de parámetros en otras condiciones las cuales son difíciles de monitorear en sistemas de digestión anaerobia debido a la composición heterogénea la cual genera un alto nivel de ruido al medir la conductividad aplicando un trazador convencional.

### **2.8.1 Efecto de la cinética de la digestión anaerobia en las propiedades de flujo**

Se montaron 3 cinéticas teniendo como punto inicial un lodo residual con una concentración de 3% de sólidos totales y 65% de sólidos volátiles, se monitorearon la densidad y la viscosidad utilizando el método de picnómetro y un viscosímetro de Brookfiel Modelo RVD-E (ver Figura 2.8).

Estos viscosímetros son utilizados específicamente para realizar mediciones de viscosidad de una variedad de materiales relacionando su comportamiento al modelo Newtoniano y algunos no Newtonianos.

Debido a que la concentración del lodo es baja (3 % ST) se eligió el huesillo o eje número 2, se sumerge en el fluido en estudio, este eje está acoplado por medio de un resorte calibrado a un motor de velocidad variable la cual fue fijada en niveles de 100, 50, 60, 30, 20, r.p.m., posteriormente los datos son ajustados para obtener la viscosidad dinámica del fluido.



Figura 2.8 Brookfield RVD E

### 2.8.2 Aplicación del modelo con propiedades de flujo del lodo residual

En el modelo construido fueron aplicadas las propiedades de flujo obtenidas en las cinéticas utilizando el nivel que genera la mayor resistencia al flujo, éstas fueron localizadas al inicio del proceso ya que por efecto de la digestión anaerobia el sustrato tiende a presentar una menor viscosidad y una menor densidad.

Con lo anterior se asegura que el nivel de alimentación genere la mezcla deseada en el reactor de digestión anaerobia. En la Tabla 2.3 se muestran los niveles de alimentación estudiados, en los cuales se partió del nivel de  $9 \text{ mL s}^{-1}$  aumentando el nivel hasta lograr el menor efecto del corto circuito sobre la distribución de tiempos de residencia. También se muestran los tiempos de la función rectángulo utilizada para estos experimentos numéricos y la concentración del trazador.

**Tabla 2.3 Niveles de la condición de frontera de alimentación y las propiedades de flujo**

	Nivel 1	Nivel 2	Nivel 3
Gasto volumétrico ( $\text{ml s}^{-1}$ )	9	10	11
Concentración de trazador ( $\text{mol m}^{-3}$ )	2000	2000	2000
Presión (Pa)	101 325	101 325	101 325
Gradiente de tiempo para la función rectángulo (t)	0.5556	0.5	0.4545

## 2.9 Estudios preliminares de sistemas con agitadores mecánicos.

Se estudiaron 3 diferentes agitadores mecánicos, Turbina Rushton; Agitador de Paletas; Hélice y adicionalmente se estudió el efecto de inclinar las paletas en el proceso de mezclado. En esta fase del estudio se utilizó la suite Flow Simulación del programa Solidworks

## 2.10 Mezclado en tanques agitados con diferentes tipos de agitadores

El proceso de mezclado en tanques agitados es una de las operaciones más comunes en los procesos químicos, petroquímicos, producción de biodiesel y procesos ambientales (Duarte Vera & Romano, 2009)

Principalmente se usa para mezclar líquidos dicha operación se lleva a cabo comúnmente con un impulsor centrado con respecto al tanque y girando en un solo sentido sobre su eje pueden utilizarse diferentes geometrías de agitación en las que los diferentes impulsores pueden tener hélices o paletas.

El modelo matemático que describe la agitación mecánica de un fluido newtoniano (en este caso agua) fue desarrollado basándose en las siguientes asunciones:

La temperatura del fluido es constante (20°C) es un fluido newtoniano isotérmico incompresible. El montaje experimental consta de dos tanques agitados con volúmenes parecidos, se utilizó la librería de materiales del software para la determinación de viscosidad y densidad. En total se realizaron 12 simulaciones, 3 con el tanque cilíndrico, 3 con el Tanque Ovoide, estas con un parámetro de 20 y 60 rpm.

### 2.10.1 Ecuaciones gobernantes

Las ecuaciones que gobiernan consisten en la continuidad, cantidad de movimiento, transporte turbulencia (modelo  $\kappa$ - $\epsilon$ ) y ecuaciones reológicas, éstas pueden resumir como:

$$\rho \frac{\partial \mathbf{u}}{\partial t} + \rho(\mathbf{u} * \nabla)\mathbf{u} = \nabla * \left[ -\rho \mathbf{I} + (\mu + \mu_T)(\nabla \mathbf{u} + (\nabla \mathbf{u})^T) - \frac{2}{3} \rho \mathbf{k} \mathbf{I} \right] + \mathbf{F} \quad \text{Ec. 2.5}$$

$$\rho \nabla * \mathbf{u} = 0 \quad \text{Ec. 2.6}$$

$$\rho \frac{\partial k}{\partial t} + \rho(\nabla * \mathbf{u})k = \nabla * \left[ \left( \mu + \frac{\mu_T}{\sigma_k} \right) \nabla k \right] + P_k - \rho \epsilon \quad \text{Ec. 2.7}$$

$$\rho \frac{\partial \epsilon}{\partial t} + \rho(\nabla * \mathbf{u})\epsilon = \nabla * \left[ \left( \mu + \frac{\mu_T}{\sigma_\epsilon} \right) \nabla \epsilon \right] + C_{e1} \frac{\epsilon}{k} P_k - C_{e2} \rho \frac{\epsilon^2}{k}, \quad \epsilon = e p \quad \text{Ec. 2.8}$$

$$\mu_T = \rho C_\mu \frac{k^2}{\epsilon} \quad \text{Ec. 2.9}$$

$$P_k = \mu_T [\nabla \mathbf{u} : (\nabla \mathbf{u} + (\nabla \mathbf{u})^T)] \quad \text{Ec. 2.10}$$

$$d\mathbf{x} = d\mathbf{x}(r_{bp}, \omega, t) \quad \text{Ec. 2.11}$$

$$\frac{d\omega}{dt} = \mathbf{w} \quad \text{Ec. 2.12}$$

Donde  $\rho$  es densidad del líquido,  $t$  es tiempo,  $\mathbf{u}$  es velocidad absoluta,  $\mathbf{F}$  es la fuerza del cuerpo,  $\mu$  es viscosidad y  $\mu_T$  es viscosidad turbulenta;  $\kappa$  y  $\epsilon$  corresponde al modelo de energía turbulenta y al rango de disipación,  $\omega$  es la velocidad angular. Las constantes del Modelo  $k$ - $\epsilon$  son las siguientes:  $C_{e1} = 1.44$ ,  $C_{e2} = 1.92$ ,  $\sigma_k = 1.0$ ,  $\sigma_\epsilon = 1.3$  (SolidWorks, 2012).

### 2.10.2 Geometría

Se aplicará el método del elemento finito para simular el experimento de mezclado en tanques agitados. Dentro del fluido y en el centro del tanque, se coloca un impulsor que gira sobre su propio eje, en sentido contrario de las manecillas del reloj. Se ejecutará a una velocidad constante de  $\omega=20$  rpm.

El primer montaje experimental consta de un tanque cilíndrico de 225.45 mm de diámetro por 210.42 mm de altura. El segundo Montaje experimental consta de un tanque con geometría cercana al ovoide. El ovoide fue discretizado utilizando el método de integración más simple; se dividió la curva de la elipse en secciones de 5 mm y se unieron los puntos que intersectaban a la curva con líneas rectas. Esta discretización consta de 56 caras planas en lugar de una sola redondeada, esto fue para reducir el número de nodos del enmallado en la etapa del pre-procesamiento de CFD. Estas medidas fueron utilizadas para poder obtener una comparación entre ambos tanques.

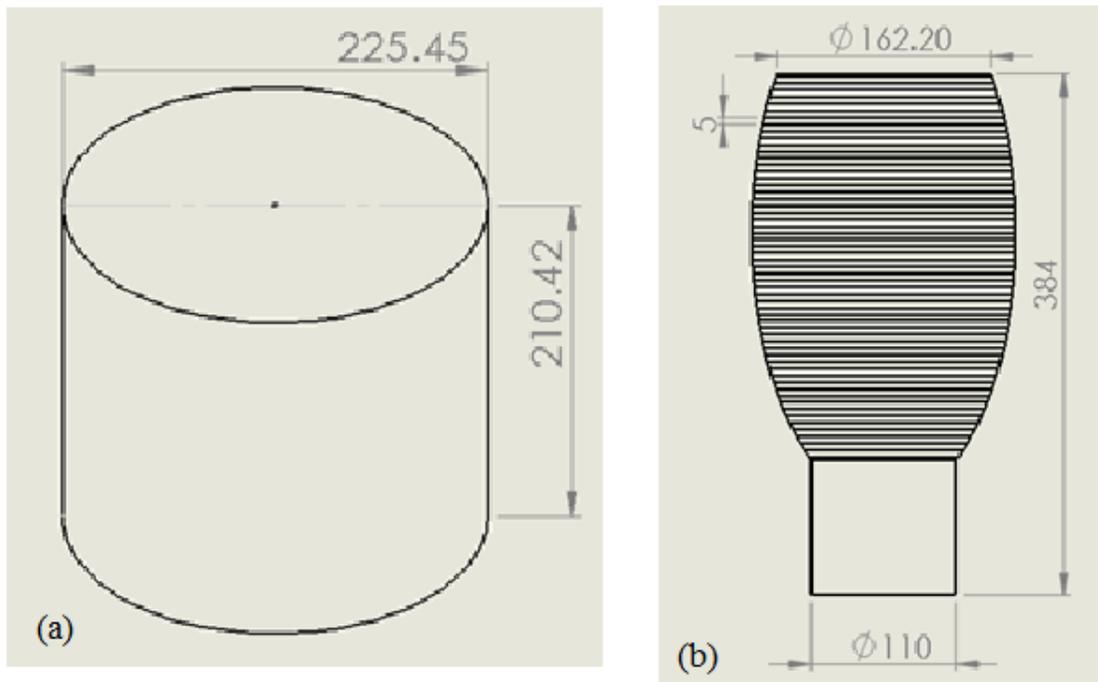


Figura 2.9 Geometrías de los tanques agitados (a) Tanque Cilíndrico; (b) Tanque Ovoide

Se utilizarán 3 diferentes geometrías de impulsores;

### 2.10.3 Turbina Rushton

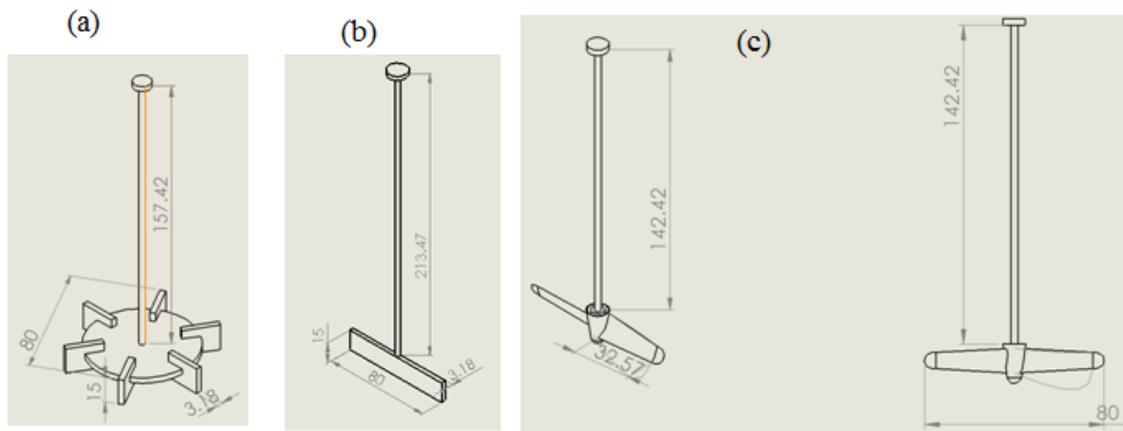
El diseño se basa en un disco plano con cuchillas planas verticales montadas verticalmente. Este tipo de impulsor es utilizado en algunos procesos biotecnológicos ver Figura 2.10a (Córdova & Galindo, 2014).

### 2.10.4 Agitador de paletas.

Impulsan al líquido radia y tangencialmente (hacia afuera hasta la pared del tanque y entonces fluyen hacia arriba y o hacia abajo). Cuando se tienen materiales más viscosos tipo pastas de almidón, adhesivos, pinturas y cosméticos es conveniente el utilizar agitadores de paleta Figura 2.10b.

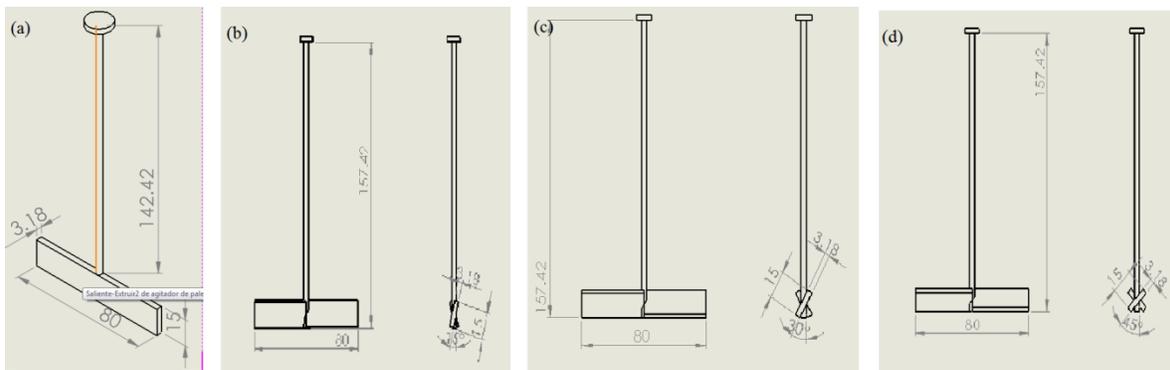
### 2.10.5 Agitador de hélice.

Es un agitador de flujo axial, que opera con velocidad elevada y se emplea para líquidos pocos viscosos. Los agitadores de hélice más pequeños, giran a toda la velocidad del motor.



**Figura 2.10 Dimensiones de los diferentes tipos de agitadores (a) Turbina Rushton; (b) Agitador de Paletas; (c) Hélice**

También se evaluó el ángulo en agitadores de paletas con inclinación, lo que los convertirá en agitadores axiales ver Figura 2.11.



**Figura 2.11a) Agitador axial sin inclinación (b) Agitador de Paletas con inclinación de 15°; (c) Agitador axial con inclinación de 30°; d) Agitador axial con inclinación de 45°**

La suite de Solid Works “Simulación” es una herramienta de validación de diseño integrada en SolidWorks que permite simular el comportamiento de piezas y ensamblajes mediante la aplicación de análisis por elementos finitos (FEA).

Su estudio permite estudiar el comportamiento mecánico, térmico de un modelo de pieza o ensamblaje bajo ciertas condiciones de servicio, sin necesidad de crear un prototipo real del mismo. Esta herramienta permite evaluar el comportamiento de su modelo en forma rápida y económica sin tener que invertir recursos en ensayos destructivos (Gonzales Gomez, 2013).

### 2.10.6 Propiedades y condiciones de frontera

En la primera etapa del proceso se crea la geometría de los diferentes tanques de mezclado y después de esto de cada uno de los agitadores que se van a utilizar en las simulaciones. Posteriormente, se realiza el ensamble de las piezas. Después se habilita la suite de SolidWorks para la simulación de fluidos. Se seleccionan las ecuaciones de Navier- Stokes y el Modelo de turbulencia  $\kappa - \epsilon$ .

Se asignan las condiciones de temperatura en un valor de 293.15 k y una presión de 101.3 kPa, las cuales son necesarias para determinar la propiedades del material

mezclado, posteriormente se utiliza una precisión de nivel 5 (para que sea un nivel intermedio).

Después de estos pasos se define el dominio, el cual es el volumen que será discretizado y sobre el cual se desarrollara el mallado, después se define el subdominio del fluido para lo cual se seleccionan todas las caras interiores del tanque con las que va a tener contacto el fluido, por último se selecciona la región de rotación la cual es el volumen donde se mueve el agitador mecánico. Para lo cual se añade una pieza cilíndrica que rodea las paletas del agitador y se especifica la velocidad angular en este estudio se utilizaron velocidades angulares de 20 rpm y posteriormente a 60 rpm.

Las condiciones frontera intervienen son todas las caras internas del tanque agitado exceptuando la cara superior y se definen como pared real (real wall) se añadirá otra condición frontera para la cara superior como pared ideal (ideal wall) la cual no tiene fricción, lo anterior para emular la fricción entre el aire y el líquido, por último se escogen los objetivos de la simulación para obtener la velocidad promedio y el número de Reynolds promedio dentro del tanque

**Capítulo 3**  
**RESULTADOS Y DISCUSIÓN**

---

## CAPÍTULO 3 RESULTADOS

La siguiente sección muestra los resultados producto de la metodología aplicada en el presente estudio mostrando los estudios preliminares y la selección del modelo, el desempeño del modelo CFD aplicado en agua a 20°C, la evaluación del efecto del proceso de digestión anaerobia en las propiedades de flujo del lodo residual, la extrapolación del modelo mediante la implementación de las propiedades de flujo de lodo residual y la primera etapa de estudio de agitadores mecánicos aplicados a reactores ovoides.

### 3.1 Evaluación de configuraciones de alimentación

La configuración de la alimentación y descarga del reactor fue definida a partir de pruebas exploratorias del perfil de velocidad generado con una alimentación de 6 mL s<sup>-1</sup> en estado estacionario.

La Figura 3.1 muestra los perfiles de velocidad de las 3 configuraciones propuestas en este estudio, a) alimentación alineada, b) alimentación centrada y c) alimentación cruzada, en los tres casos la corriente alimentada en conjunto con el menor diámetro de descarga lo cual provoca una diferencia entre las 2 velocidades generando patrones de flujo con recirculaciones internas, lo cual es mostrado en la Figura 3.1

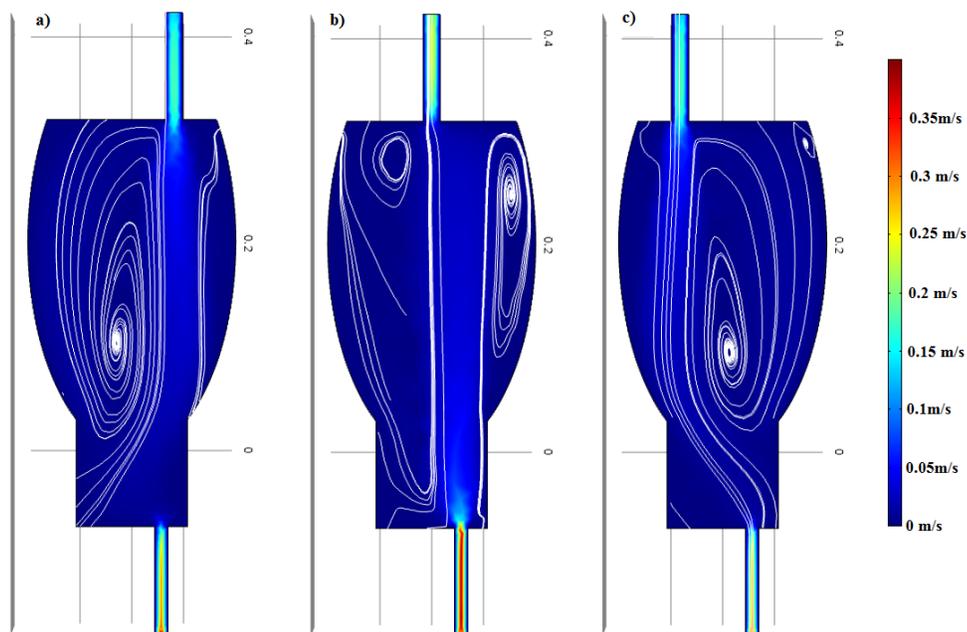
La alimentación alineada y la alimentación centrada tienen un corto circuito que domina en el sistema hidrodinámico, siendo su respuesta muy cercana a un flujo pistón lo cual no favorece el mezclado.

La forma de la geometría ovoide contribuye con la creación torbellinos los cuales son indicio de un mezclado en el reactor, también los valores promedio de número de Reynolds y de velocidad indican que existe una mayor distribución de la energía con

la configuración cruzada(Ver Tabla 3.1 Valores promedio de velocidad y número de Reynolds).

**Tabla 3.1 Valores promedio de velocidad y número de Reynolds**

	Reynolds promedio	Velocidad promedio (m s <sup>-1</sup> )
Línea	5.77	0.00302
Centrado	5.71	0.00288
Cruzado	5.61	0.00297



**Figura 3.1 Perfiles de velocidad en 3 configuraciones de alimentación y descarga**

### 3.2 Selección del modelo hidrodinámico

Los estudios preliminares dieron una visión inicial de las condiciones de flujo que se presentan en el reactor ovoide, de acuerdo con Terashima, et al. (2009) sistemas con números de Reynolds bajo (menores a 2000) tienen una buena aproximación con

modelos que no incluyen modelos de turbulencia, el sistema estudiado presenta Reynolds muy bajos en promedio, los cuales fueron mostrados en la Tabla 3.1.

Sin embargo fueron evaluados en toda la geometría con la finalidad de detectar si existen regiones con alto número de Reynolds. La Figura 3.2 muestra la distribución de número de Reynolds del reactor estudiado aplicando una alimentación de 6 mL/s.

No se detectaron números de Reynolds superiores a 150, lo cual indica que la aplicación de un modelo que omita ecuaciones para estimar parámetros de turbulencia es adecuada para la simulación del sistema estudiado.

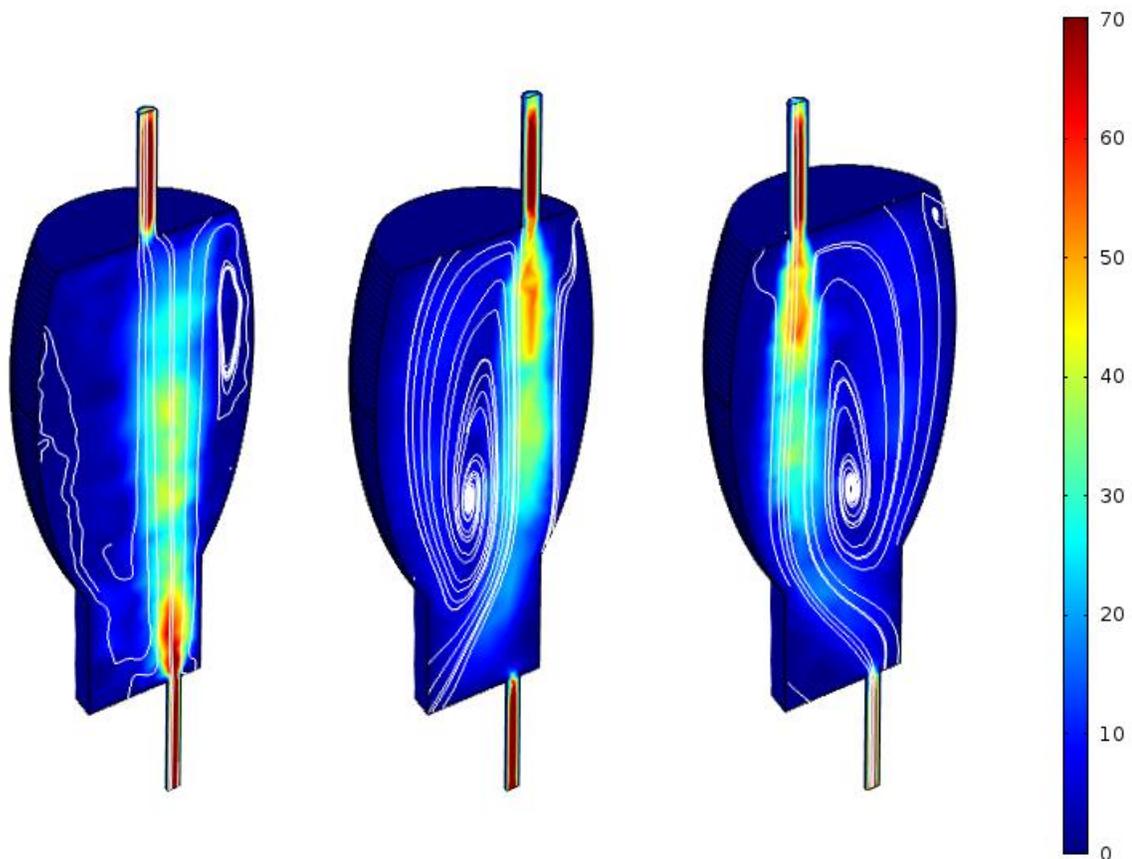


Figura 3.2 Evaluación del número de Reynolds y campo de flujo preliminar para la selección de modelos

### 3.3 Resultados de la Simulación 2D

El método de solución utilizado para resolver el modelo del reactor ovoide se basó en la técnica de análisis de elemento finito este caso de estudio utilizó el software COMSOL Multiphysics 3.5.

La Figura 3.3 presenta el perfil de velocidad en estado estacionario para una alimentación de  $15 \text{ mL s}^{-1}$ , este es perfil similar al de las otras alimentaciones, con ligeras variaciones en el campo de velocidad, pero presenta los mismos patrones de flujo.

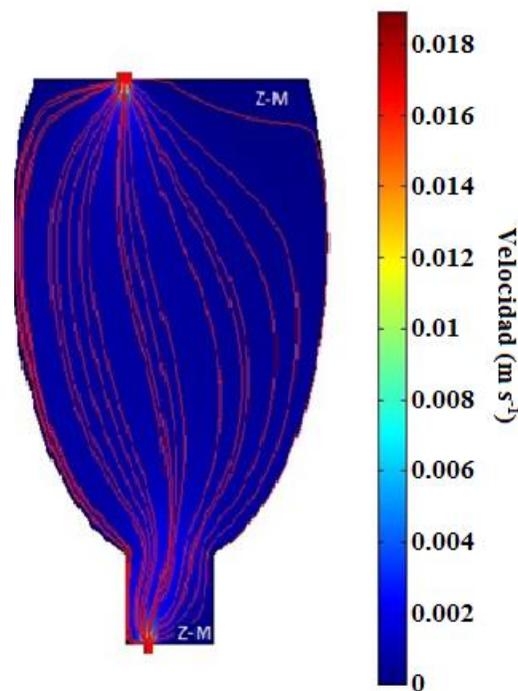


Figura 3.3 campo de velocidad de la geometría ovoide

Terashima (2009), determinaron el tiempo de residencia en un reactor de fondo cónico con sistema de mezclado provisto de un tubo de aspiración, este resultado presenta un tiempo modal cercano a 0.5 h, el cual duplica el tiempo presentado por la alimentación con flujo de  $7.36 \text{ mL/s}$ , ver Figura 3.4.

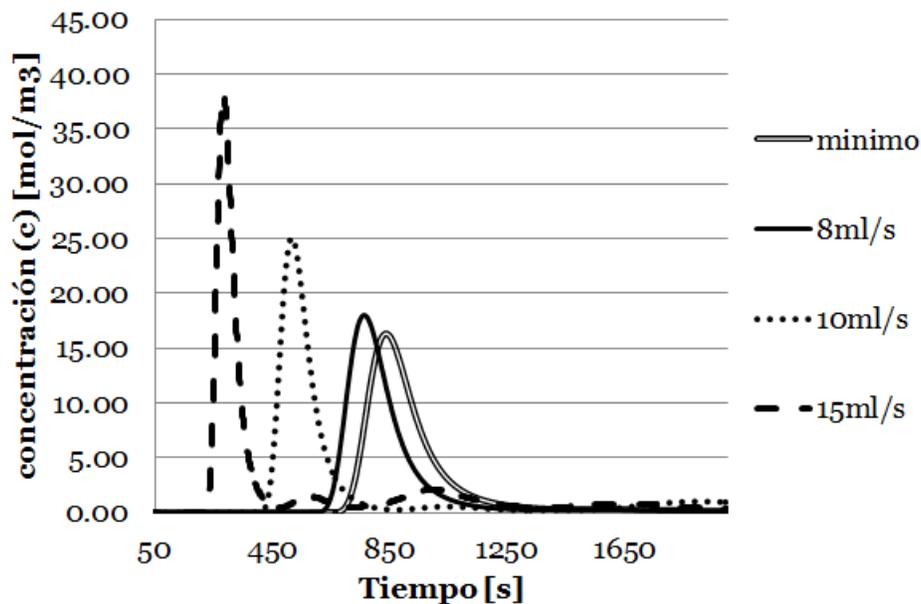


Figura 3.4 distribuciones de tiempo de residencia en función de la velocidad de alimentación

Dentro de las diferencias en la morfología de las curvas se identificó la ausencia de tiempo muerto en el estudio de Terashima *y col.* (2009), esto debido a la acción del agitador de tubo de aspiración presente en su sistema. El tiempo final de su curva alcanza 6 h, mientras que la curva más lenta en el presente estudio sólo alcanzó 20 min., sin embargo, de acuerdo con la Tabla 3.2 se encuentra que el reactor ovoide sin un sistema de agitación se comporta predominantemente como un reactor de mezcla completa, se observa que no existe la presencia de corto circuitos en ninguno de los casos propuestos.

No obstante, el análisis de las distribuciones muestra la existencia de una zona muerta cercana a la descarga del reactor, como se puede observar en la Figura 3.4 el análisis de flujo de la distribución se basa en la medida de tiempos característicos de la curva de distribución de tiempos de residencia, los cuales son: el tiempo inicial desde que se aplica el trazador hasta que aparece en el efluente ( $t_i$ ), tiempo modal, que es el tiempo hasta alcanzar la máxima concentración ( $t_p$ ), tiempo medio de retención teórico  $V/Q$  ( $t_0$ ), tiempo mediano, corresponde al paso del 50% de trazador

( $t_m$ ); el tiempo que transcurre hasta que el trazador atraviesa la totalidad del reactor ( $t_f$ ); el tiempo en que la concentración es mayor que  $C_p/2$  ( $t_c$ ) y el tiempo en que la concentración es mayor que  $C_p/10$  ( $t_b$ ). Además, se miden 2 concentraciones: la concentración inicial de trazador ( $C_0$ ) y la concentración máxima a la salida ( $C_p$ ) (Rojas y García, 2010).

**Tabla 3.2 Distribuciones obtenidas mediante el modelo CFD**

Tiempo[s]	Flujo [mL/s]			
	15	10	8	7.36
$t_0$	600	900	1125	1222.826
$t_p$	284	516	762	837
$t_i$	202	371	547	601
$t_c$	258/325	471/582	696/860	663/946
$t_b$	240/395	442/678	654/1009	717/1122
$t_m$	317	547	796	874
Relación	Valor numérico			
$t_p/t_0$	0.473	0.573	0.677	0.684
$t_i/t_0$	0.337	0.412	0.486	0.491
$t_c/t_0$	0.43	0.523	0.619	0.586
$t_b/t_0$	0.4	0.491	0.581	0.586
$t_m/t_0$	0.528	0.608	0.708	0.714
Interpretación				
$t_p/t_0$	Mezcla completa	Mezcla completa	Mezcla completa	Mezcla completa
$t_i/t_0$	Sin corto circuito	Sin corto circuito	Sin corto circuito	Sin corto circuito
$t_c/t_0$	Predominante MC	Predominante MC	Predominante MC	Predominante MC
$t_b/t_0$	Predominante MC	Predominante MC	Predominante MC	Predominante MC
$t_m/t_0$	Zona muerta	Zona muerta	Zona muerta	Zona muerta

El estudio de simulación numérica aísla el efecto del caudal alimentado sobre la distribución de tiempo de residencia en el reactor ovoide.

El análisis de regresión determinó que la velocidad de alimentación tiene una relación exponencial negativa con el tiempo inicial ( $t_i$ ), el tiempo modal ( $t_p$ ), el tiempo

medio y el tiempo mediano ( $t_m$ ), teniendo coeficientes de ajuste ( $R^2$ ) superiores a 0.99. Los modelos presentados son, ver ecuaciones. (5)-(8).

$$t_0 = 9000 Q^{-1} \quad \text{Ec. 3.1}$$

$$t_p = 18301 Q^{-1.541} \quad \text{Ec. 3.2}$$

$$t_m = 15652 Q^{-1.444} \quad \text{Ec. 3.3}$$

$$t_i = 13515 Q^{-1.554} \quad \text{Ec. 3.4}$$

Esta relación exponencial negativa denota que los niveles de alimentación con bajo caudal presentan una distribución de tiempos de residencia que tienden a un régimen de mezcla completa, mientras que caudales elevados tienden a un régimen de flujo del tipo flujo pistón incrementando las zonas muertas. A pesar de ofrecer tiempos de residencia limitados comparados con reactores provistos de un sistema de agitación mecánica es una estrategia que tiene zonas muertas mínimas y se puede lograr una permanencia del sustrato en el interior del reactor conectando una recirculación en el sistema.

La velocidad de alimentación tiene una relación con los tiempos característicos de la curva de distribución de tiempos de residencia, esta relación fue modelada obteniendo coeficientes de correlación superiores al 0.99. Los modelos desarrollados permiten la predicción de la DTR del sistema ovoide y el establecimiento de las condiciones de alimentación. Los flujos de alimentación entre 8 y 7.36 mL s<sup>-1</sup> presentan los tiempos de residencia mayores; mientras que velocidades menores a 7.36 mL s<sup>-1</sup> no son factibles porque presentan estancamiento del trazador y la operación del reactor no sería recomendable en estas condiciones. Además, caudales de alimentación superiores a 15 mL s<sup>-1</sup> tienden a presentar regímenes de flujo pistón con tiempos de residencia en el reactor menores a 7.5 minutos, también se presenta del crecimiento de zonas muertas en el reactor.

La validación experimental no mostró concordancia con el modelo en 2D lo cual es atribuible a la geometría compleja que presenta el sistema estudiado, no obstante

este modelo aportó conclusiones acerca del nivel de alimentación, el cual tenía un mejor comportamiento en niveles inferiores a  $10 \text{ mL s}^{-1}$ , por lo cual se continuó con la modificación del modelo a 3 dimensiones.

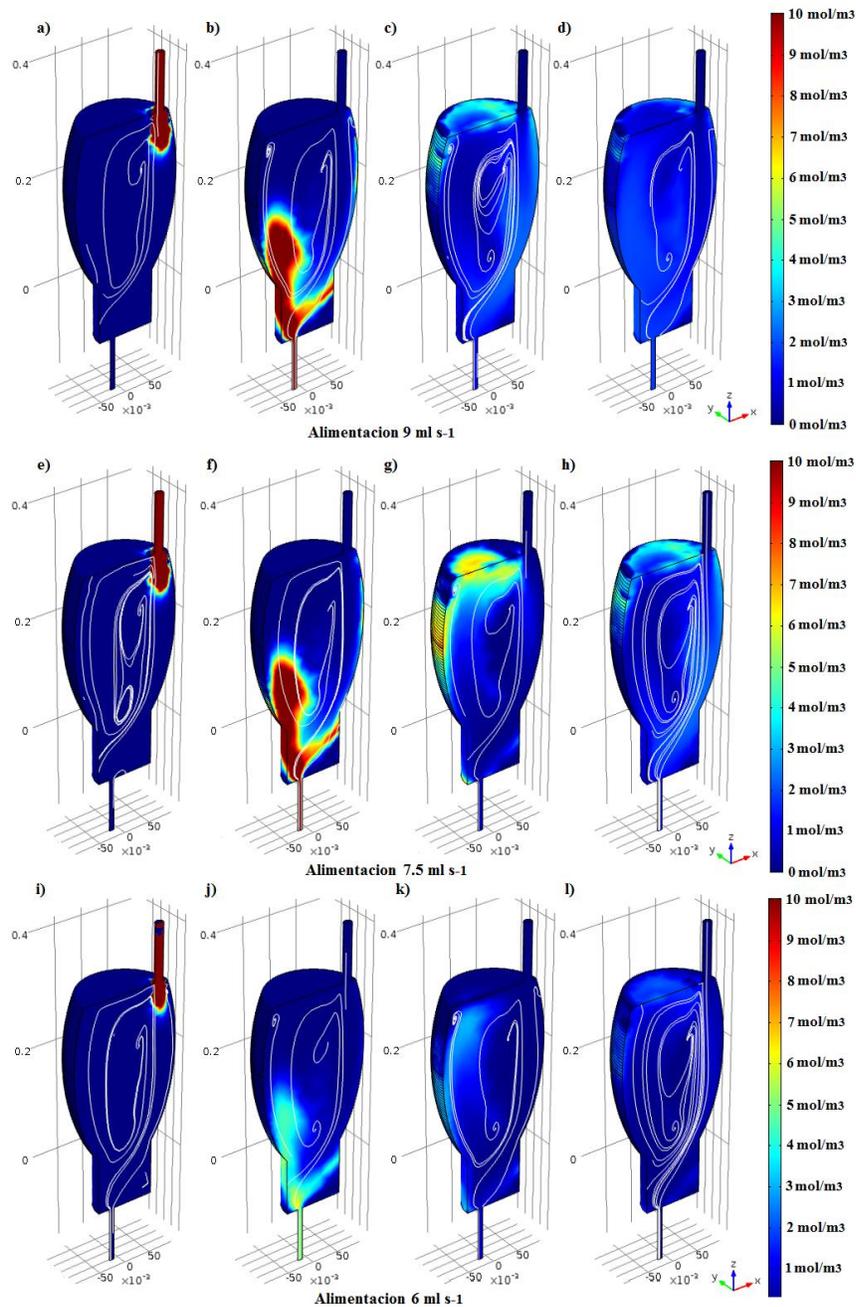
### **3.4 Resultados de la Simulación 3D y su validación experimental**

Una vez seleccionada la configuración, se realizó la simulación de la distribución de tiempos de residencia utilizando 3 niveles de velocidad, la Figura 3.5 muestra el perfil de concentración en 4 tiempos característicos de la distribución de tiempos de residencia, la Figura 3.5 a), muestra el perfil en el tiempo 1s después de haberse inyectado 5 ml de trazador (NaCl concentración 2 molar) en el sistema donde el gasto de alimentación es de  $9 \text{ mL s}^{-1}$ , de la misma manera la Figura 3.5 e) con un gasto de alimentación de  $7.5 \text{ mL s}^{-1}$  y la Figura 3.5 i) para una alimentación de  $6 \text{ mL s}^{-1}$ . No se distinguen diferencias significativas al inicio del proceso entre las 3 alimentaciones.

La Figura 3.5 b) nos muestra el perfil de concentración en el tiempo modal para una velocidad de alimentación de  $9 \text{ mL s}^{-1}$  donde alcanza la máxima concentración en la salida a los 46 s, a su vez la Figura 3.5 f) muestra el tiempo modal para  $7.5 \text{ mL s}^{-1}$  el cual ocurre a los 46s y la Figura 3.5 j) muestra al mismo el cual ocurre en un tiempo de 61 s para la alimentación de  $6 \text{ mL s}^{-1}$ . Este flujo provoca que la mayoría del trazador salga en el tiempo modal lo cual indica que el corto circuito domina en el sistema.

En las Figuras 3.5 c), g) y k) se muestran los perfiles cuando pasaron 100 s desde la inyección de trazador, se aprecia como en la alimentación de  $9 \text{ mL s}^{-1}$  el trazador está casi homogéneo a diferencia de la Figura 3.5 g) donde aún se notan zonas de con alta concentración y la figura k) donde ya queda se ha homogenizado el

trazador. Las Figura 3.5d), h) y l), muestran el perfil una vez transcurridos 200 s, en este punto los 3 reactores tienen su interior casi homogéneo.



**Figura 3.5 Perfiles de concentración en función del tiempo**

Existe un bifurcación del flujo, esto puede observarse en las Figura 3.6 b), f) y j), esta bifurcación divide la cantidad de trazador, una de estas partes sale del reactor rápidamente como efecto de un corto circuito, la otra parte se mezcla generando el

comportamiento de mezcla completa, el camino que toma el trazador es función de la velocidad, esto puede observarse en la distribución de tiempos de residencia y en el análisis numérico de dicha distribución.

La Figura 3.6 muestra las distribuciones de tiempo de residencia de los 3 flujos propuestos con su respectiva validación experimental, el modelo tuvo coeficiente de determinación ( $R^2$ ) de 0.85 para el flujo de  $6 \text{ mL s}^{-1}$ , de 0.92 para el flujo de  $7.5 \text{ mL s}^{-1}$  y de 0.98 para el flujo de  $9 \text{ mL s}^{-1}$ , esto nos indica un adecuado ajuste del modelo al fenómeno experimental, lo anterior valida el modelo y permite su utilización con otros fluidos y la extrapolación con niveles de flujo mayor.

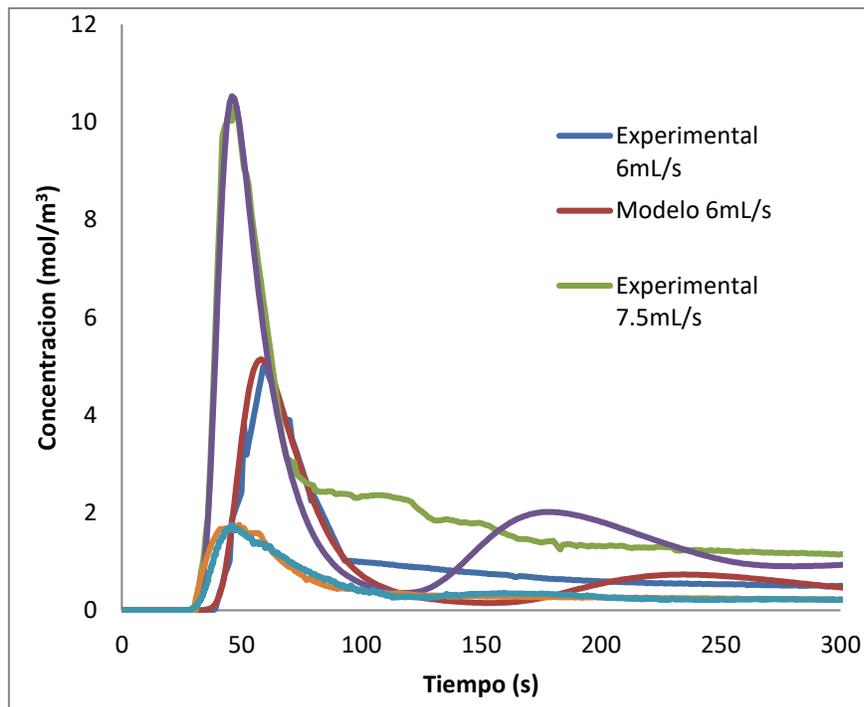


Figura 3.6 Distribuciones de tiempo de residencia experimental y modelada

De acuerdo con la Tabla 3.3 encontramos que el comportamiento es predominantemente como un reactor de mezcla completa, el cual tiene presencia de corto circuito, las distribuciones nos muestran que los 3 niveles de velocidad tienden a un comportamiento de mezcla completa, y que en función de la velocidad de

alimentación se puede acercar a un régimen de mezcla completa ideal, donde la relación  $t_c/t_0$  tiene un valor de 0.525 y tiende al valor ideal  $t_c/t_0 = 0,693$  el cual indica flujo mezcla completa.

**Tabla 3.3 Análisis de la Distribución de tiempos de residencia**

Tiempo[s]	Flujo ( $mL s^{-1}$ )		
	6	7.5	9
$t_0$	1273	1018	849
$t_p$	61	46	46
$t_i$	33	31	22
$t_c$	47.5/77	38.5/62.5	34.5/70
$t_b$	37/107	34/392	30.5/446
$t_m$	566	439	295
<b>Relación</b>			
$t_p/t_0$	0.048	0.045	0.054
$t_i/t_0$	0.060	0.061	0.082
$t_c/t_0$	0.084	0.385	0.525
$t_b/t_0$	0.029	0.036	0.043
$t_m/t_0$	0.445	0.431	0.347
<b>Interpretación</b>			
$t_p/t_0$	Predominio MC	Predominio MC	Predominio MC
$t_i/t_0$	Mezcla completa	Mezcla completa	Mezcla
$t_c/t_0$	N/C	N/C	N/C
$t_b/t_0$	N/C	N/C	Flujo MC
$t_m/t_0$	corto circuito	corto circuito	corto circuito

### 3.5 Determinación del efecto de la cinética de digestión anaerobia en las propiedades de flujo

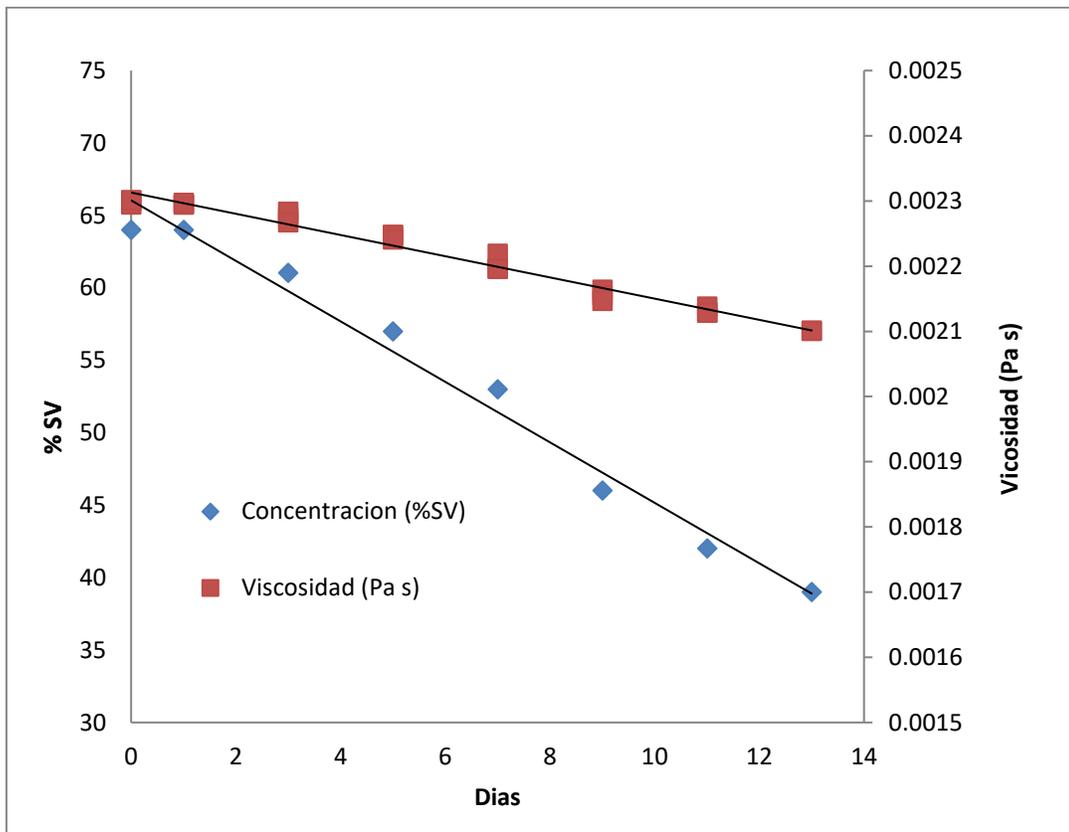
Se hicieron 3 corridas catch, el sustrato inicial contenía 3% de solidos totales, con 64% de solidos volátiles, se determinó la densidad con el modelo de Andreoli, 2001 obteniendo una densidad de  $1006.5 \text{ kg/m}^3$ , este valor permaneció con cambios poco significativos durante todo el proceso.

Por otra parte la viscosidad como muestra la Figura 3.7 muestra un decremento relacionado con la disminución de sólidos volátiles en el proceso de digestión anaerobia, los sólidos volátiles inician en 64% disminuyendo a razón de 2.088 % por día hasta lograr a los 13 días de proceso cumplir con una disminución del 38 % de materia orgánica, la viscosidad inicia 0.0023 Pa·s, disminuyendo hasta un nivel de 0.00202 Pa·s por cada día, ambos cambios en el proceso pueden ajustarse a las ecuaciones 3.1 y 3.2, obteniendo un coeficiente de correlación de 0.97 y 0.98 respectivamente.

$$\mu = -0.00002(t) + 0.0023 \quad \text{Ec. 3.5}$$

$$\%SV = -2.088(t) + 66.044 \quad \text{Ec. 3.6}$$

Donde  $\mu$  es la viscosidad de lodo en un tiempo del proceso,  $\%SV$  es el porcentaje de sólidos volátiles, y  $t$  es el tiempo en días. Este experimento aportó la dinámica de las propiedades del lodo presente en el reactor, estas propiedades fueron sustituidas por las propiedades de agua para extrapolar el comportamiento hidrodinámico del reactor para un reactor con lodo.



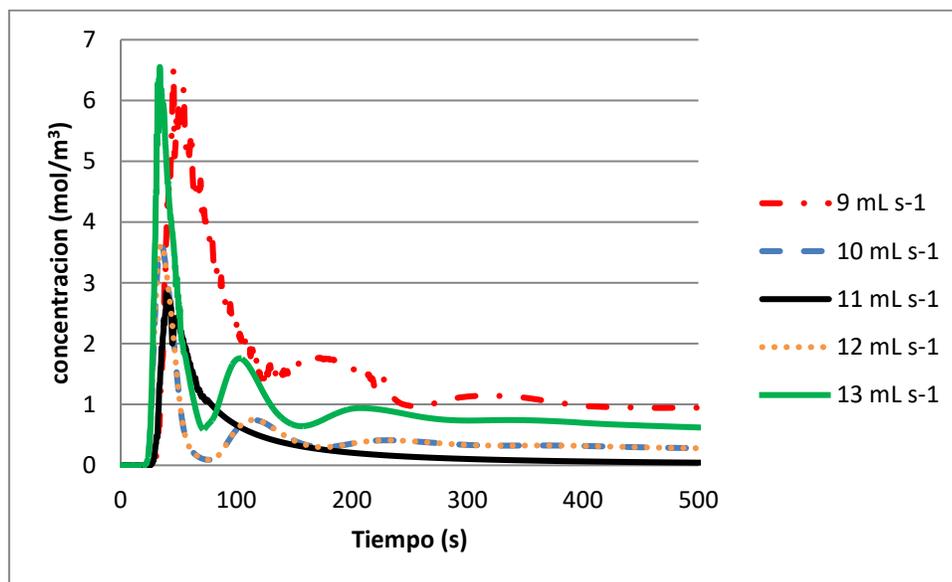
**Figura 3.7 Monitoreo del porcentaje de sólidos volátiles y viscosidad**

La Figura 3.8, muestra el resultado de la extrapolación del modelo con las propiedades de flujo de lodo residual al inicio del proceso, el cual es más viscoso (0.00223 Pa·s) y con una mayor densidad (1006.5 Kg/M<sup>3</sup>), los resultados indican que el flujo de 9 mL/s en la alimentación no es suficiente para lograr un comportamiento tendiente a mezcla completa, por tanto se aplicaron flujos mayores hasta lograr el comportamiento hidrodinámico de mezcla completa; lográndose esto al aplicar un flujo de 11mL/s, el cual minimiza el efecto del corto circuito del sistema.

Se aumentó el caudal a niveles de 12 y 13 mL/s para evaluar el efecto en la distribución de tiempos de residencia. Estos aumentos no favorecen a la mezcla del sistema, debido al efecto de la energía cinética extra en la alimentación, que favorece al flujo en corto circuito del sistema.

Esta estrategia de mezclado concuerda estudios experimentales que reportan que el desempeño de digestores en sistemas con cargas altas tienen deficiencias en la conversión (Stroot et al., 2001), otro trabajo sugiere que un digestor en mezcla mínima mejora la digestión anaerobia en sistemas con alto contenido de sólidos, proporcionando un entorno de reposo para las bacterias (Lettinga, 1981).

Sin embargo, se requiere cierto grado de agitación del digestor para mezclar la alimentación y para permitir la formación de nuevas asociaciones espaciales entre las diferentes poblaciones microbianas.



**Figura 3.8 Distribuciones de tiempo de residencia obtenidas aplicando las propiedades de flujo de lodo residual**

La literatura señala que la mezcla es necesaria para producir "una mezcla aleatoria de pequeños nidos" para las células recién formadas, y con lo anterior no estén rodeadas solo de su propia progenie como resultado de su crecimiento y logren asociarse con otras especies. Tener sistemas donde las células solo estén rodeadas de su especie reduce la eficacia cinética de la digestión anaerobia (Schink, 1992).

Esta estrategia logra una adecuada homogenización con un costo de inversión inferior a los sistemas de mezclado mecánico los cuales tienen un costo de 30% del valor del reactor logrando la homogenización en 48.6 minutos al concluir 5 ciclos del tiempo de residencia hidráulica teóricos (9.7min) para flujos de 12 mL/s, siendo este tiempo competitivo comparado con Terashima (2008) el cual lograba la homogenización de tiempos cercanos a 60 minutos, Utilizando un agitador con tubo de aspiración en su sistema.

### **3.6 Resultados de agitación mecánica en tanques cilíndrico**

A continuación se muestran los resultados en relación al perfil de velocidades y el comportamiento de flujo en un tanque agitado. En la Figura 3.9 se muestra la comparación del campo de perfiles de velocidades en el plano de corte XY de los 3 Agitadores utilizados para este estudio; en este se observan la zona de velocidad máxima (con velocidades mayores que 0.0007 m/s), localizada en la zona de rotación y alrededor de esta también se muestran la zona de baja velocidad (o zona muerta) niveles de velocidad menores a 0.00007 m/s.

En la simulación con la turbina Rushton la zona de mayor velocidad (señalada con el color rojo) tiene un volumen de 3.110 L y la zona muerta (señalada con el color azul oscuro) tiene un volumen de 1.359 L. Para el agitador tipo hélice la zona de alta velocidad tiene un volumen de 0.898 L y la zona muerta L m<sup>3</sup>. Con el agitador de paletas la zona de alta velocidad tiene un volumen de 1.967 m<sup>3</sup> y 2.311 m<sup>3</sup> de zona muerta.

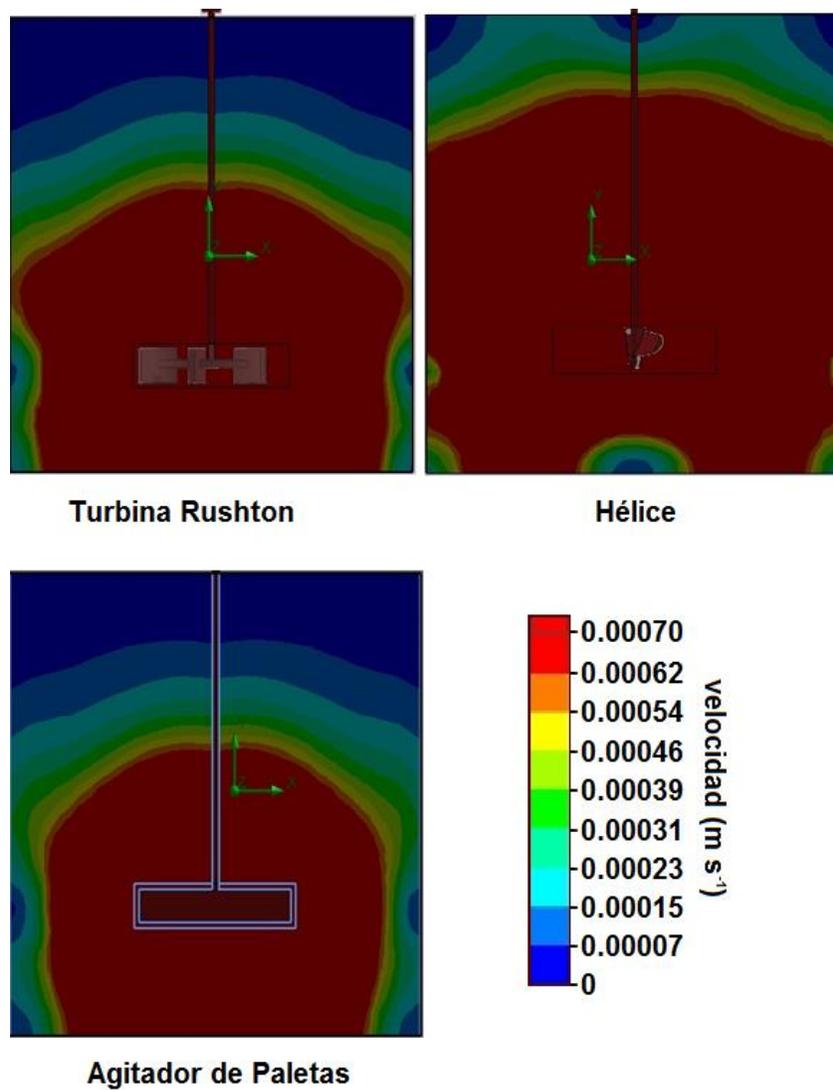
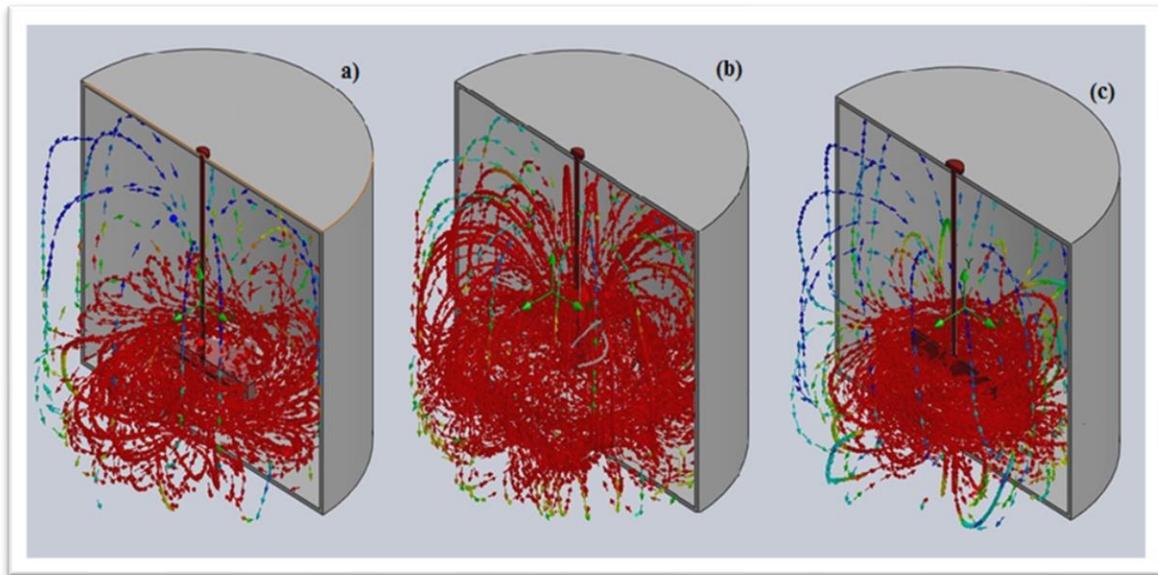


Figura 3.9 Perfil de Velocidades; Turbina Rushton, Hélice, Agitador de Paletas

En la Figura 3.10 se muestran la trayectoria de las partículas del fluido, se utilizan flechas para indicar la dirección de las partículas y colores para denotar la velocidad de la partícula.



**Figura 3.10 Trayectoria del Fluido en el tanque agitado Cilíndrico (a) Turbina Rushton, (b) Agitador Hélice, (c) Agitador de Paletas**

En la Tabla 3.4 muestra los obtenidos en la simulación del tanque cilíndrico con 3 tipos de agitador diferente, en la cual se pueden hacer comparaciones de los diferentes perfiles de velocidades en las 3 diferentes geometrías de agitadores. Se considero zona muerta cuando presenta velocidades menores a 0.0007 m/s. La zona con mayor velocidad presenta perfiles con velocidades iguales o mayores a 0.0006 m/s.

El agitador de hélice presenta un mayor volumen en la zona de mayor velocidad de agitación con un 69.03 % y un menor porcentaje de volumen en la zona muerta con tan solo un 1.6 %. Con esto supera por mucho la efectividad de las otras dos geometrías para el estudio con 20 rpm.

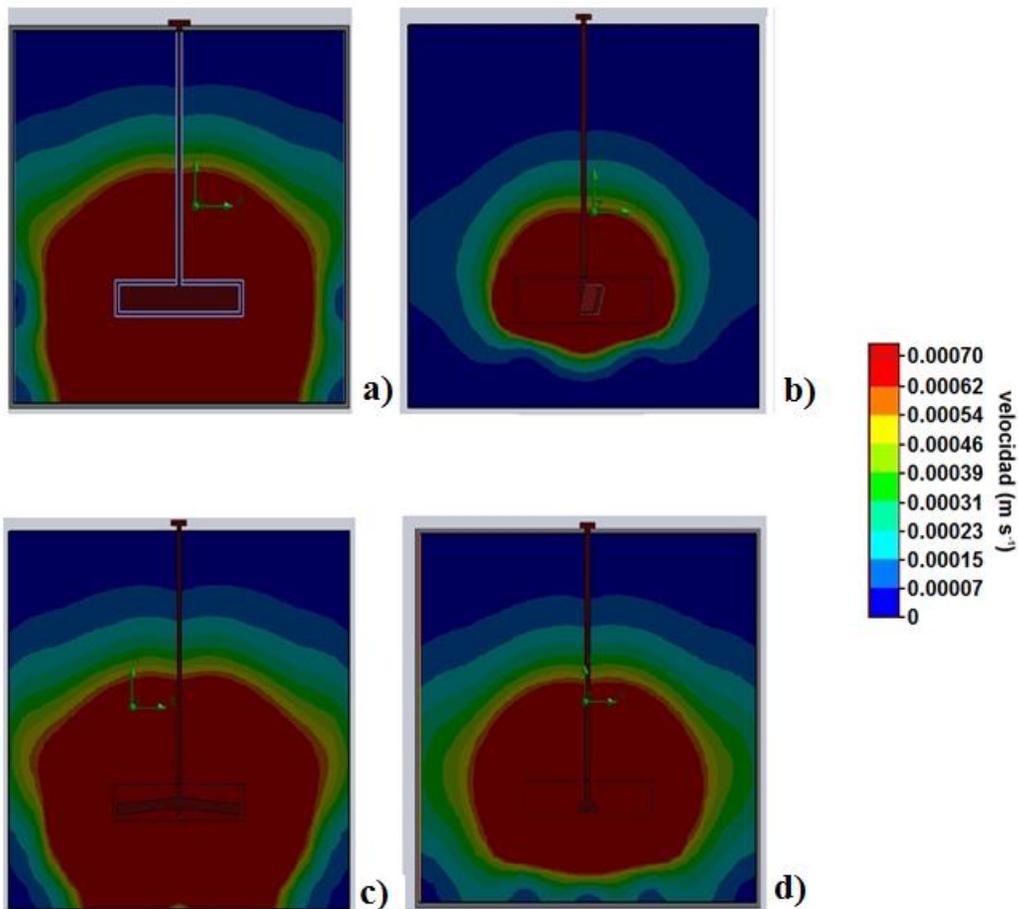
Para el caso de 60 rpm el agitador con mejor desempeño fue el de paletas ya que este presenta un mayor volumen de zona activa cubriendo casi todo el tanque agitado.

**Tabla 3.4 Resultados en tanque cilíndrico**

AGITADOR	RPM	Volumen zona activa (%)	Volumen zona muerta (%)	Volumen de mayor velocidad (%)	Velocidad promedio (m/s)	Vorticidad (1/s)	
						Min	Max
De paletas	20	70.1	29.9	25.45	0.002	1.502e <sup>-6</sup>	13.398
	60	99.5	0.5	82.32	0.007	1.25e <sup>-4</sup>	32.78
Turbina Rushton	20	82.42	17.58	40.22	0.002	1.022e <sup>-5</sup>	11.189
	60	98.8	1.2	77.61	0.0014	1.15e <sup>-5</sup>	41.73
Hélice	20	98.4	1.6	69.03	0.005	1.915e <sup>-5</sup>	26.900
	60	92.3	7.7	53.27	0.003	1.98e <sup>-6</sup>	28.49

En la Figura 3.11 muestra los perfiles de velocidad de los tanques cilíndricos con diferentes agitadores: a) sin ángulo de inclinación, b) 15°, c) 30° y d) 45°. La escala utilizada muestra en color rojo la zona de mayor velocidad de agitación y la zona que tiende a no tener movimiento en color azul oscuro.

Se observa que el agitador de paletas sin ninguna inclinación logra un mayor volumen de agitación con un volumen de 1.967 L y una zona muerta de 2.311 L. El agitador con una inclinación de 15° presentó una zona de mayor velocidad con un volumen de 0.550 L. El rodete con inclinación a 30° obtuvo un volumen de 2.285 L de zona de activa y 3.629 L de zona muerta. Por último el agitador con 45° de inclinación obtuvo 1.708 L para la zona activa y una zona muerta de 3.726 L.



**Figura 3.11** Perfiles de velocidades, (a) Agitador axial de Paletas,(b) Agitador de Paletas inclinación de 15°,Agitador de paletas con inclinación de 30° y (d)Agitador de Paletas con inclinación de 45°

En la Figura 3.12 se muestra la representación en 3D del perfil de velocidad, utiliza una representación por medio de flechas para indicar la trayectoria que sigue el fluido dentro del tanque cilíndrico y el color de la flecha denota el nivel de velocidad.

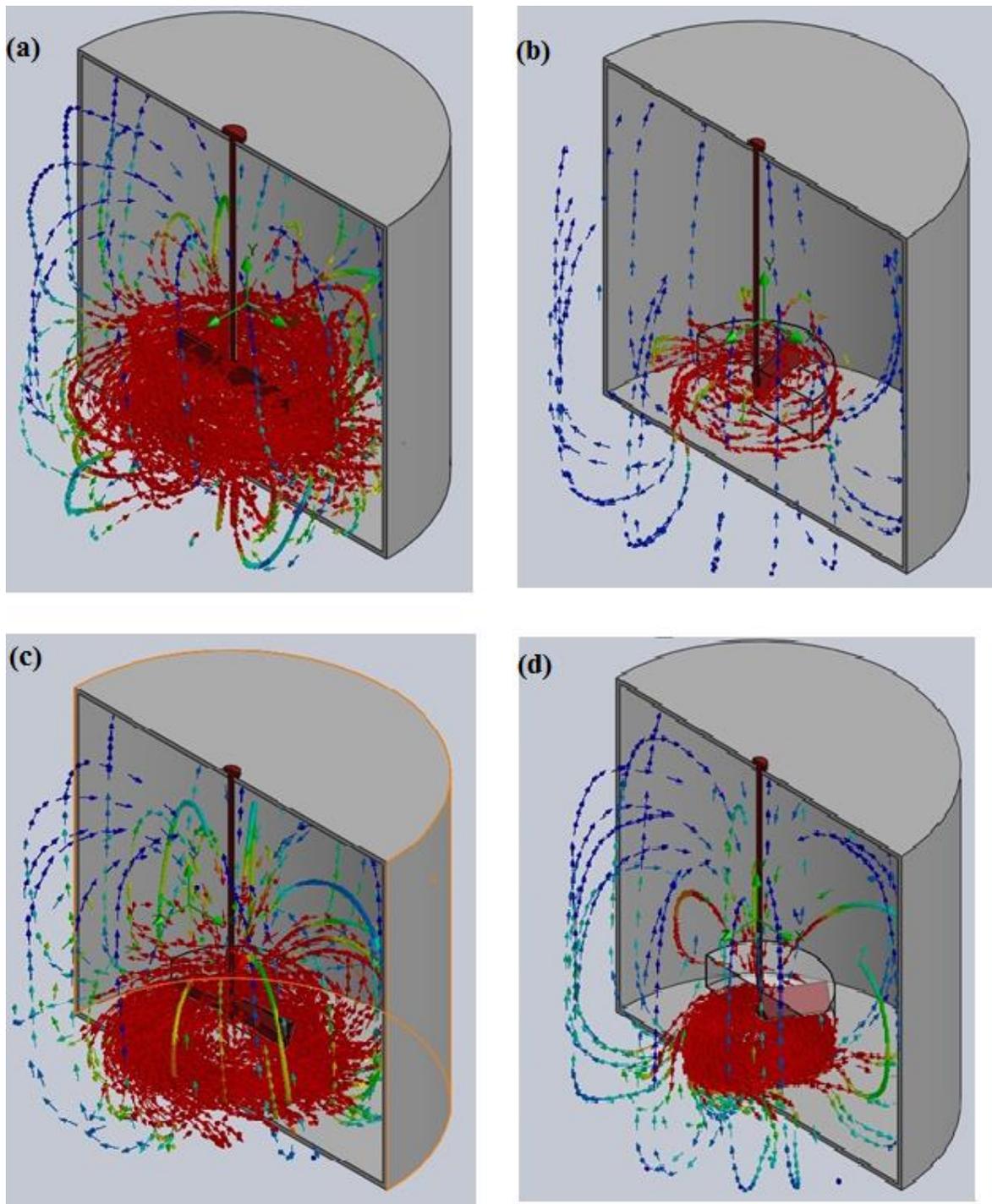


Figura 3.12 Trayectoria del Fluido en el Tanque Cilíndrico. (a) Agitador de Paletas, (b) Agitador de paletas con 15°, (c) Agitador de Paletas con 30°, (d) Agitador de Paletas con 45°

La Tabla 3.5 describe numéricamente los resultados obtenidos en las 4 configuraciones de agitadores estudiados, en este estudio se considera zona muerta cuando se presentan velocidades menores a 0.00008 m/s. Y la zona activa presenta perfiles de velocidades iguales o mayores a 0.0006 m/s.

Siendo el agitador de paletas sin ninguna inclinación el que presentó el mejor desempeño mostrando el mayor volumen en la zona de mayor velocidad y la zona activa, además de que es el que tiene una menor zona muerta y la mayor vorticidad mínima y máxima en el volumen del reactor.

**Tabla 3.5 Resultados de la simulación en el tanque agitado cilíndrico. Agitadores de paletas y con inclinación de 15°, 30° y 45°.**

Inclinación del Agitador	RPM	Volumen zona activa (%)	Volumen zona muerta (%)	Volumen de mayor velocidad (%)	Velocidad promedio (m/s)	Vorticidad (1/s)	
						Min	Max
0°	20	70.1	29.9	25.45	0.002	1.502e <sup>-6</sup>	13.398
	60	99.5	0.5	82.32	0.005	1.2e <sup>-4</sup>	32.72
15°	20	37.43	62.57	7.12	0.0005	1.441e <sup>-6</sup>	11.647
	60	68.9	31.1	11.6	0.008	2.17e <sup>-6</sup>	9.53
30°	20	53.06	46.94	29.56	0.001	1.322e <sup>-6</sup>	8.372
	60	99.7	0.3	80.6	0.008	4.19e <sup>-6</sup>	31.67
45°	20	51.81	48.19	22.1	0.001	1.552e <sup>-6</sup>	9.014
	60	89.9	10.1	71.89	0.005	1.19e <sup>-5</sup>	25.71

### 3.7 Resultados en tanque agitado ovoide

En la Figura 3.13 se muestra la comparación de los perfiles de velocidad en el plano XY de las diferentes configuraciones de agitadores con reactor ovoide, mostrando la turbina Rushton una mayor zona activa respecto del agitador de paletas y la hélice.

La turbina Rushton presentó una zona activa con un volumen de 2.054 L y 4.679 L para la zona muerta. El agitador de hélice presentó un volumen de 1.259 L en la zona de mayor velocidad y 5.391 L de zona muerta, mientras que con el agitador de paletas se tiene un volumen de 1.068 L en la zona de mayor velocidad con una zona muerta de 5.358 L.

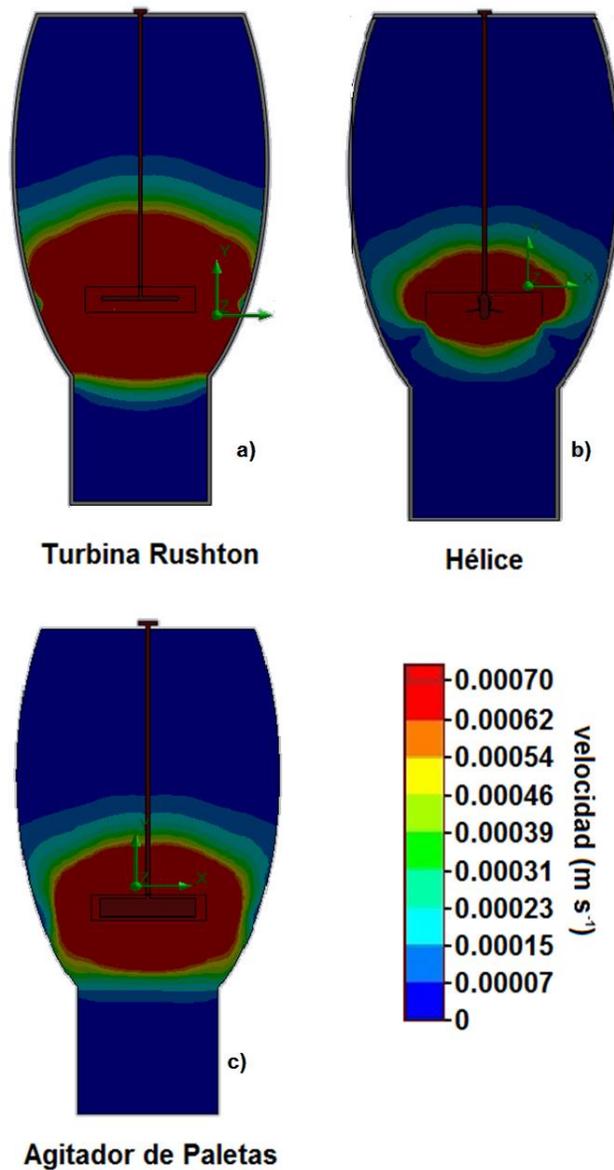


Figura 3.13 Perfil de velocidades, Turbina Rushton, Agitador de Hélice, Agitador de Paletas

La Figura 3.14 presenta el perfil obtenido en 3D, de igual manera, se muestra la trayectoria de las partículas del fluido utilizando flechas para indicar la dirección y colores denotar el nivel de velocidad.

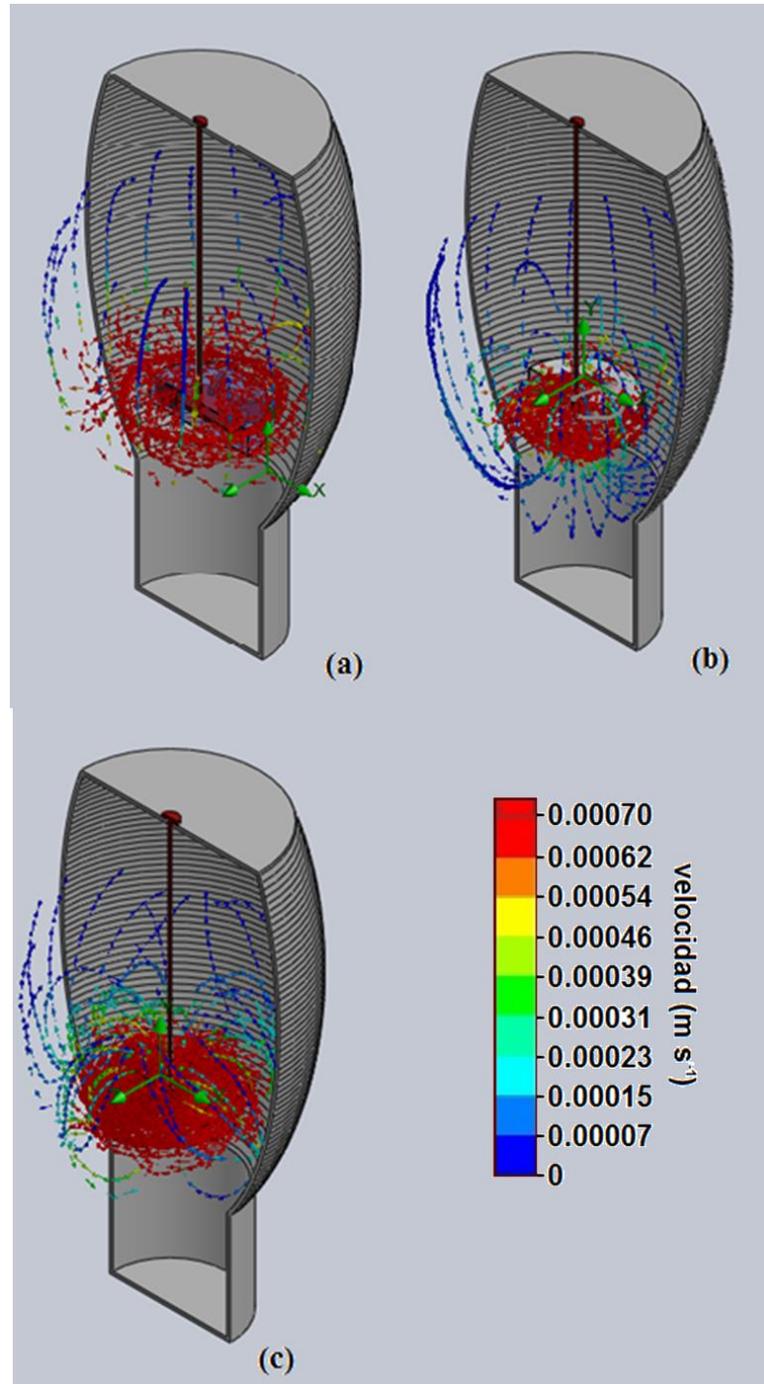


Figura 3.14 Trayectoria del fluido en el agitador Ovoide (a) Agitador de Paletas, (b) Hélice, (c) Turbina Rushton

La Tabla 3.6 describe numéricamente los resultados obtenidos en el estudio de las 3 diferentes geometrías, la turbina Rushton presenta un mayor volumen de la zona de activa con mayor velocidad (mayor a 0.00078 m/s) con un porcentaje del 27.17 % y un volumen de zona muerta de 61.89 %. También presenta una mayor velocidad promedio (0.002 m/s) la cual es mayor a la de los otros dos agitadores.

**Tabla 3.6 Resultados de la Simulación en Tanque Agitado Ovoide**

AGITADOR	RPM	Volumen zona activa (%)	Volumen zona muerta (%)	Volumen de mayor velocidad (%)	Velocidad promedio (m/s)	Vorticidad (L/s)	
						Min	Max
De paletas	20	29.13	70.87	14.12	0.001	1.1e <sup>-7</sup>	22.9
	60	72.61	27.39	51.5			
Turbina Rushton	20	38.11	61.89	27.17	0.002	2.4e <sup>-7</sup>	23.2
	60	75.97	24.03	55.13			
Hélice	20	28.7	71.3	16.66	0.0003	3.4e <sup>-8</sup>	17.5
	60	62.11	37.89	40.09			

Comparando los dos mejores rendimientos de agitadores en los dos tanques, se encontró un mayor rendimiento en el tanque cilíndrico, lo que hace más viable la construcción de una geometría de este tipo para un tanque agitado.

En la Figura 3.15 se observa la comparación entre los 4 agitadores de paleta con diferentes inclinaciones entre 0° y 45°. El agitador de paletas sin inclinación presentó un volumen de 1.067 L para la zona activa y una zona muerta con un volumen de 5.358 L. El agitador con inclinación de 15° presentó una zona activa de 1.322 L y 4.689 L de zona muerta siendo esta inclinación la que presentó el mejor desempeño, ya que el agitador con 30° tiene un volumen de 1.305 L de zona activa y 5.458 L y el agitador de 45° presentó una zona activa con volumen de 1.273 L y una zona muerta de 5.157 L.

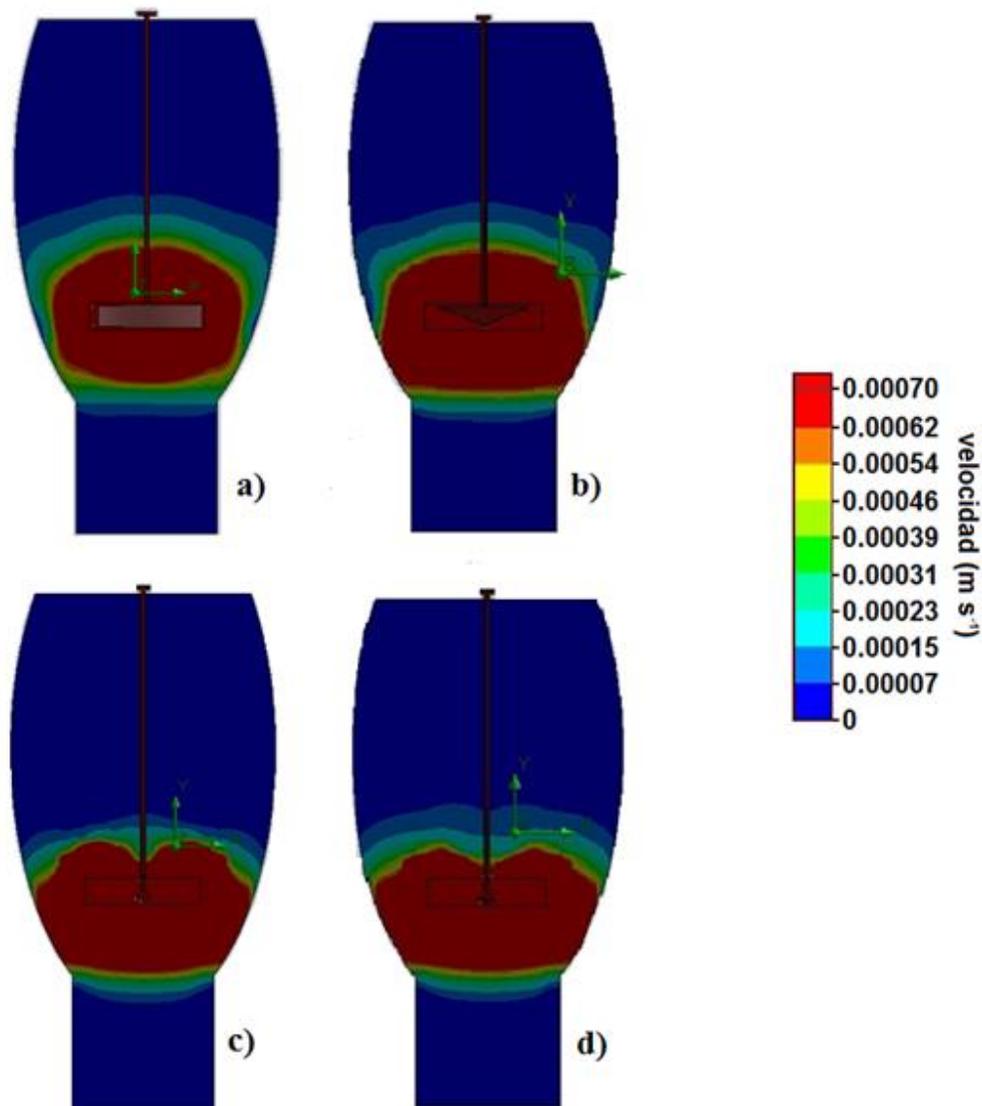


Figura 3.15 Perfiles de velocidades Agitadores axiales, (a) Agitador de paletas, (b) Agitador con inclinación de 15°, (c) Agitador con inclinación de 30°, (d) Agitador con inclinación de 45°

En la Figura 3.16 se muestra la trayectoria del fluido dentro del tanque ovoide en 3 dimensiones, al igual que en el estudio anterior se utilizaron flechas para indicar la dirección y color para el nivel de velocidad.

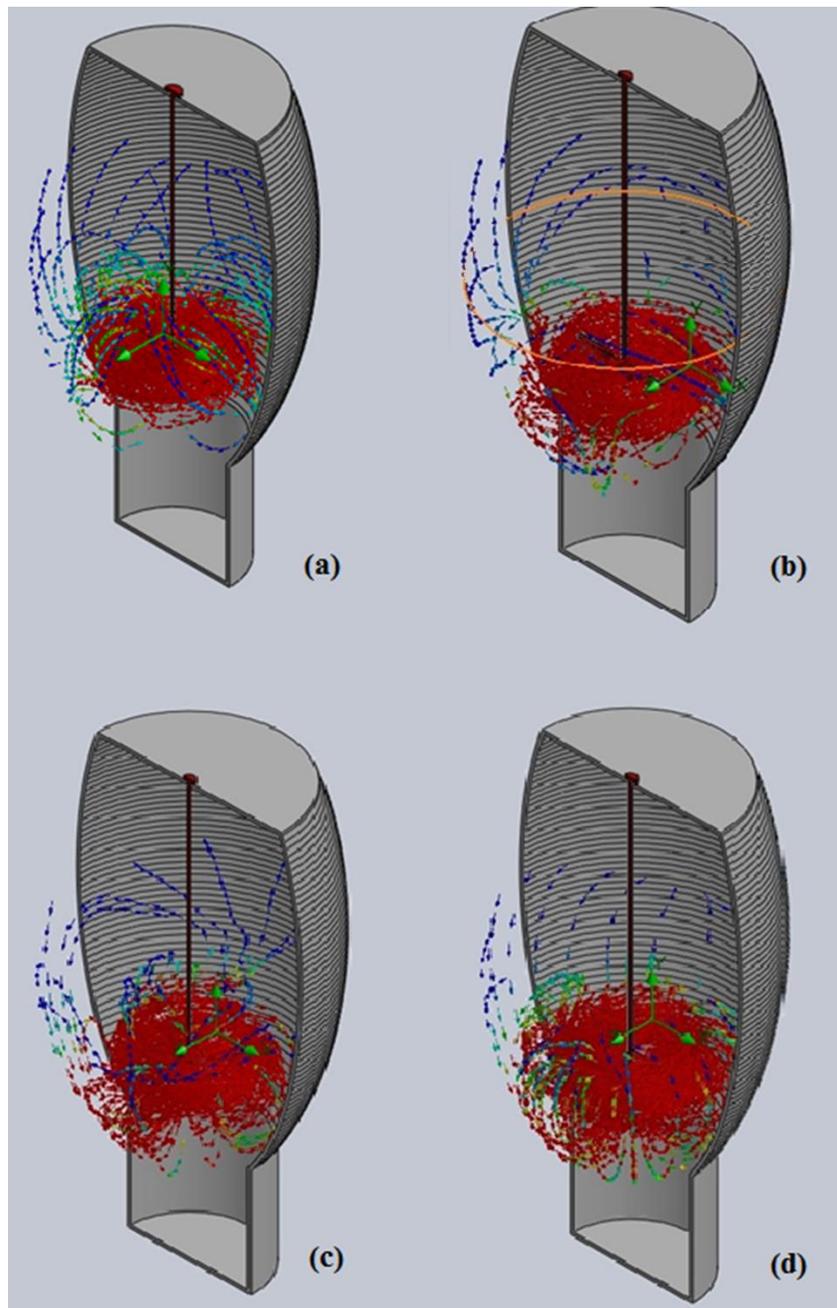


Figura 3.16 Trayectoria del fluido en Tanque Agitado Ovoide

La Tabla 3.7 muestra los resultados de las 8 simulaciones para tanques ovoides con los agitadores a 20 y 60 rpm. Cuando se aplica un nivel de agitación de 20 rpm el ángulo de inclinación presenta un efecto sobre el volumen de zona activa y zona muerta siendo la inclinación de 15° la que presentó una mayor zona de alta

velocidad, una mayor zona de agitada y una menor zona muerta. En niveles de velocidad de 60 rpm el agitador con mejor desempeño fue el que no tiene ángulo de inclinación.

**Tabla 3.7 Resultados de simulación en tanque agitado Ovoide**

Agitador	RPM	Volumen zona activa (%)	Volumen zona muerta (%)	Volumen de mayor velocidad (%)	Velocidad promedio (m/s)	Vorticidad (1/s)	
						Min	Max
Agitador Paletas	20	29.13	70.87	14.12	0.001	1.10e <sup>-7</sup>	22.861
	60	72.6	27.4	51.5	0.01	1.5e <sup>-6</sup>	90.76
Inclinado 15°	20	37.99	62.01	17.5	0.001	9.76e <sup>-8</sup>	22.384
	60	69.5	30.5	48.5	0.01	9.59e <sup>-7</sup>	83.43
Inclinado 30°	20	27.81	72.19	17.27	0.001	9.74e <sup>-8</sup>	23.392
	60	61.3	38.7	51.06	0.008	2.6e <sup>-6</sup>	69.81
Inclinado 45°	20	31.79	68.21	16.84	8.014e <sup>-4</sup>	6.26e <sup>-8</sup>	23.816
	60	67.5	32.5	57	0.006	1.26e <sup>-4</sup>	64.45

Aunque los reactores estudiados no tienen la misma geometría tienen un volumen semejante, por tanto es posible compararlos. El tanque cilíndrico presenta una mayor zona activa, así como una mayor zona de velocidad y una zona muerta menor, por tanto esta geometría presenta un mejor comportamiento respecto de la geometría ovoide.

De acuerdo con esta tabla el tanque cilíndrico tiene mejores rendimientos en comparación con el tanque ovoide con un agitador sin intervención del ángulo de inclinación para 20 rpm. Para el caso de 60 rpm el mejor tanque agitado es el cilíndrico con un agitador de inclinación de 30°

## CONCLUSIONES

La aplicación de agitación con recirculación del sustrato en reactores con forma ovoide, tienen un desempeño de mezclado en el cual no existen zonas muertas, esto es favorecedor para el mezclado del lecho reaccionante, mediante la aplicación de la herramienta CFD se ha corroborado este comportamiento.

Tener alimentaciones con baja velocidad favorece al proceso en el mezclado, debido a que las recirculaciones internas generadas tienen un mayor efecto de mezclado en el lecho de reacción, con esto podemos concluir que las alimentaciones con baja velocidad tienen un generan un mezclado más efectivo lo cual favorecería al sistema reaccionante. Y a un bajo costo por que las DTR con un tiempo modal mayor, fueron las de alimentaciones con flujo bajo, lo cual redundo en un consumo energético menor.

El modelo permitió definir en principio una zona de operación, y posteriormente seleccionar la mejor velocidad de alimentación en función de la tiempo de residencia, quedando seleccionado el caudal de alimentación de 8ml/s, teniendo como indicador un tiempo modal de 762s de permanencia en el interior del reactor. Sin embargo se debe tener cuidado en no disminuir la velocidad ya que debajo de 7.36 ml/s ocurre un estancamiento en el interior del reactor ovoide.

---

---

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Ahring , B., & Westermann, P. (1986). Thermophilic anaerobic degradation of butyrate by a Butyrate-utilizing bacterium in coculture and triculture with methanogenic bacteria. *Applied Enviromental Microbiology*, 53(2), 434-439.
- Andreoli, C., Sperling , M., & Fernandes , F. (2001). Lodo de esgostos: Tratamento e disposiçao final. . Belo Horizonte: DESA-UFGM.
- Angelidaki, I., & Ahring, B. (1993). Thermophilic anaerobic digestion of livestock waste: the effect of ammonia.. *Applied Microbiological biotechnology*, 38(1), 560-564.
- Angelidaki, I., Ellegaard, L., & Ahring, B. (1999). A comprehensive model of anaerobic bioconversion of complex substrates to biogas. *Biotechnology and Bioengineering*, 63(3), 363-372.
- Bastone,, D. (1999). *Wastewater. Thesis of degree of Doctor of Philosophy in Chemical Engineering.* (U. o. Queensland., Ed.) Brisbane, Australia: Bioenergy 11th IWA World Congress on Anaerobic Digestion.
- Battistoni, P., Pavan , P., Mata-Alvarez, J., & Prisc. (2000). Rheology of Sludge from Double Phase Anaerobic Digestion of Organic Fraction of Municipal Solid Waste. *Water Sci. Technol.*, 41(3), 51–59.
- Binxin , W. (2010a). CFD simulation of mixing in egg-shaped anaerobic digesters. *Water Research* , 44, 1507–1519 .
- Binxin , W. (2014). CFD simulation of gas mixing in anaerobic digesters. *Computers and Electronics in Agriculture*, 109, 278-286.
- Binxin, W. (2010b). CFD simulation of gas and non-Newtonian fluid two-phase flow in anaerobic digesters. *Water Research*, 44, 3861-3874.
- Bonifacio, F. L. (1999). *Introduccion a la Mecánica de Fluidos*. México: Alfa Omega Grupo Editorial.
- Borole, A. P., Klasson, K. T., Ridenour, W., Holland, J., Karim, K., & Al-Dahhan, M. H. (2006). Methane Production in a 100-L Upflow Bioreactor by Anaerobic

- Digestion Bioreactor by Anaerobic Digestion. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 129(132), 887-896.
- Burkhart, T., Andrews, D., & Dunning, C. (2013). Finite element modeling mesh quality, energy balance and validation methods: A review with recommendations associated with the modeling of bone tissue. *Journal of Biomechanics*, 46(9), 1477-1488.
- Çengel, Y., & M. Cimbala, J. (2006). *Mecanica de Fluidos Fundamentos y Aplicaciones*. Mexico D.F.: Mc Graw Hill.
- CEPIS. (2004). *Tratamiento de agua para consumo humano*. Lima: Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental.
- Chynoweth, D., & Pullammanappallil, P. (1996). Microbiology of solid waste. En A. C. Barlaz (Ed.). Florida, U.S.A.
- Civelekoglu , G., & Kalkan , F. (2010). Rheological Characterization of Biological Treatment Sludges in a Municipal Wastewater Treatment Plant. *Water Environment Research*, 82(9).
- Conrad , R., Phelps , T., & Zeikus, J. (1985). Gas metabolism evidence in support of the juxtaposition of hydrogen-producing and methanogenic bacteria in sewage sludge and lake sediments. *Appl Environ Microbiol*, 50, 595–601.
- Córdova, M. S., & Galindo, E. (2014). *Dispercion de aceite y áire en un sistema modelo de fermentación conteniendo glicerol*. Recuperado el 12 de Marzo de 2014, de [http://www.smbb.com.mx/congresos%20smbb/puertovallarta03/TRABAJOS/A\\_REA\\_II/CARTEL/CII-19.pdf](http://www.smbb.com.mx/congresos%20smbb/puertovallarta03/TRABAJOS/A_REA_II/CARTEL/CII-19.pdf)
- Dentel, S., Abu-Orf, M., & Walker, C. (2000). Optimization of Slurry Flocculation and Dewatering Based on Electrokinetic and Rheological Phenomena. *Chem. Eng. J.*, 80, 65–72.
- Díaz , M., Dueñas, J., & Cabrera, A. (2014). Hydrodynamic study of upflow reactor packed(URP). *Ingeniería Hidráulica y Ambiental*, 35(3).
- Diaz, L., Kurz , F., & Trezek , G. (1974). Methane gas production as part of a refuse recycling system. *Compost Sci.*, 7-13.

- Ding, J., Wang, X., Xue-Fei, Z., & Nan-Qi, R. (2010). CFD optimization of continuous stirred-tank (CSTR) reactor for biohydrogen production. *Bioresource Technology*, 101, 7005-7013.
- Dolfing. (1992). The energetic consequences of hydrogen gradients in methanogenic ecosystems. *FEMS Microbiol Ecol*, 7, 101-183.
- Duarte Vera, O. A., & Romano, S. (2009). Estudio de la factibilidad de la producción de Biodiesel en reactores tanques agitado continuo de laboratorio. *HYFUSEN*.
- EPA. (1999). Biosolids Generation, Use and Disposal in the US. En *Environmental Protection Agency*.
- Fergusson, T., & Mah, R. (1987). *Methanogenic bacteria, in anaerobic digestion of biomass*. (D. Y. Chinoweth, Ed.) Elsevier applied Science LTD.
- Fernández Oro, J. M. (2012). *Técnicas numéricas en Ingeniería de fluidos - Introducción a la dinámica de fluidos computacional (CFD) por el método de volúmenes finitos* (1a ed.). Barcelona: Reverté.
- Fukuzaki, S., Nishio, N., Shobayashi, M., & Nagai. (1990). Inhibition of fermentation of propionate to methane by hydrogen, acetate, and propionate. *Applied and Environmental Microbiology*, 56(3), 719-723.
- García, J., Patel, B., & Ollivier, B. (2000). Taxonomic phylogenetic and ecological diversity of methanogenic Archaea. *Anaerobe*, 6, 205-226.
- Girovich, M. (1996). *Biosolids Treatment and Management*. N. Y., E.U.A.: Ed Marcel Decker, Inc . .
- Gonzales Gomez, S. (2013). *SolidWorks Simulation*. Estado de México: Alfaomega.
- Grady, L., Diagger, G., & Lim. (1999). *Biological Wastewater Treatment*. New York, NY: Marcel Dekker, Inc.,.
- Gresho, P., & Sani, R. (2000). *Incompressible Flow and the Finite Element Method, Volume 2, Isothermal Laminar Flow* (1ra ed.). John Wiley & Sons.
- Hanaki, K., Matsuo, T., & Nagase, M. (1981). Mechanism of inhibition caused by long-chain fatty acids in anaerobic digestion process. *Biotechnology and Bioengineering*, 23, 1591-1610.

- Hansen, K., Angelidaki, I., & Ahring, B. (1998). Anaerobic digestion of swine manure: inhibition by ammonia. *Water Research*, 32(1), 5-12.
- Henze, M., Grady, C., Gujer, W., Marais, G., & Matsuo, T. (1987). Activated Sludge Model No. 1. *IAWQPRC Scientific and Technical Report*. London.
- Hills, D., & Nakano, K. (1984). Effects of particle size on anaerobic digestion of tomato solid wastes. *Agricultural Wastes*, 10, 285-295.
- Hoffmann, R., Garcia, M., Veskivar, M., Karim, K., & Al-Dahhan, M. (2008). Angenent LT. Effect of shear on performance and microbial ecology of continuously stirred anaerobic digesters treating animal manure. *Biotechnol Bioeng*, 100, 38–48.
- Hyung, S., Young, J., & Kim, Y. (1998). Inhibition kinetic for propionate degradation using propionate enriched mixed cultures. *Water science and technology*, 38(8-9), 443-452.
- James, S., Wiles, C., Swartzbaugh, J., & Smith, R. (1980). Mixing in large-scale municipal solid waste-sewage sludge anaerobic digesters. *Biotechnology and Bioengineering Symposium, Vol. 10*, págs. 259–272.
- Jih-Gaw, L., Cheng-Nan, C., & Shou-Chung, C. (1997). Enhancement of anaerobic digestion of waste activate sludge by alkaline solubilization. *Bioresource Technology*, 62, 85-90.
- Khursheed, K., Hoffman, R., Klasson, K., & Al-Dahhan, M. (2005). Anaerobic digestion of animal waste: Effect of mode of mixing. *Water Research*, 39, 3597–3606.
- Lettinga, G. (1981). Anaerobic digestion for energy and production. In Energy from Biomass. En W. P. Chartier. (Ed.), *1st E.C. Conference*. London: Applied Science Publishers Ltd.
- Lindmark, J., Thorin, E., Bel Fdhila, R., & Dahlquista, E. (2014). Effects of mixing on the result of anaerobic digestion: Review. *Effects of mixing on the result of anaerobic digestion: Review*, 40, 1030–1047.
- Lotito, V., Spinosa, L., Mininni, G., & Antonaci. (1997). The Rheology of Sewage Sludge at Different Steps of Treatment. *Water Sci. Technol.*, 36(11), 79-85.

- Luna, H., & Guyot, P. (1990). Arranque de un reactor anaerobio con lodos adaptados como inóculo y un influente industrial de la industria agroalimenticia (ingenio azucarero). Reporte técnico realizado en el laboratorio de microbiología ambiental Depto. Biotecnología, UAM-I.
- Mandigan, M., Martinko, J., & Parker, J. (1998). *Biología de los microorganismos*. Edit. Prentice Hall International (UK) Ltd.
- Martínez-Delgadillo, S., Mendoza-Escamilla, V., Mollinedo-Ponce, H., Puebla, H., & Mendez-Contreras, J. (2010). Effect of the Ultrasonic Irradiation on the Cr(VI) Electroreduction Process in a Tubular Electrochemical Flow Reactor. *Industrial & Engineering Chemistry Research*.
- McCabe, L., Smith, C., & Harriott, P. (2007). Agitación y Mezcla de Líquidos. En *Operaciones unitarias en Ingeniería Química* (págs. 242 -251).
- McMahon, K., Stroot, P., Mackie, R., & Raskin, L. (2001). Anaerobic codigestion of municipal solid waste and biosolids under various mixing conditions-II: microbial population dynamics. *Water Res*, 35, 1817–1827.
- Mendez-Contreras, J., Ruiz-Espinoza, J., Alvarado-Lassman, A., & Martínez-Delgadillo, S. (2011). Rheological Kinetics Parameters During the Anaerobic Co-Digestion Of Wastewater Sludge-OFMSW. Sardinia.
- Meroney, R., & Colorado, P. (2009). CFD simulation of mechanical draft tube mixing in anaerobic digester tanks. *Water Research*, 43, 1040–1050.
- Metcalf & Eddy. (1985). *Ingeniería sanitaria. Tratamiento, evacuación y reutilización de aguas residuales*. Ed. Labor S.A. Barcelona.
- Mikkelsen, L. (2001). The Shear Sensitivity of Activated Sludge: Relations to Filterability, Rheology and Surface Chemistry. *Colloids Surf. A.*, 182, 1–14.
- Moeller, G., & Torres, L. (1997). Rheological Characterization of Primary and Secondary Sludges Treated by Both Aerobic and Anaerobic Digestion. *Bioresour. Technol.*, 61, 207–211.
- Monteiro, P. (1997). The Influence of the Anaerobic Digestion Process on the Sewage Sludges Rheological Behaviour. *Water Sci. Technol.*, 36(11), 61–67.

- Mori, M., Seyssiecq, I., & Roche, N. (2006). Rheological Measurements of Sewage Sludge for Various Solids Concentrations and Geometry. *Process Biochem.*, 41, 1656–1662.
- Ong , H., Greenfield , P., & Pullammanappallil , P. (2002). Effect of mixing on biomethanation of cattle-manure slurry. *Environ Technol*, 23, 1081–1090.
- Pavlostathis, S., & Giraldo-Gomez, E. (1991). Kinetics of anaerobic treatment: a critical review. *Crit. Rev. Environ. Control*, 21(5–6), 411–490.
- Pérez, A., & Torres, P. (2008). Evaluación del comportamiento hidrodinámico como herramienta para optimización de reactores anaerobios de crecimiento en medio fijo. *Rev. Fac. Ing. Univ. Antioquia*(45), 27-40.
- Pfeffer, J. (1987). *Evolution of the RefCOM system. In Biotechnological Advances in Processing Municipal Wastes*. Park Ridge: A. Antonopoulos Noyes Data Corporation.
- Reyes, H., & Pérez, V. (2013). Comportamiento Hidrodinámico de un reactor electroquímico tipo filtro prensa. *Revista Colombiana de Materiales*(4), 56 - 80.
- Rivard, C., Himmel, M. E., Vinzant, T. B., Adney, W., Wyman, C. E., & Grohmann, K. (1990). Anaerobic digestion of processed municipal solid waste using a novel high solids reactor: maximum solids levels and mixing requirements. *Biotechnol. Lett.*, 12, 235-240.
- Schenk , O. (2014). *Pardiso 5.0 Solver Project*. Recuperado el marzo de 2014, de <http://www.pardiso-project.org/>
- Schink, B. (1992). Syntrophism among prokaryotes. In *Prokaryotes: A Handbook on the Biology of Bacteria: Ecophysiology, Isolation, Identification, Applications*. En H. G.-H. A. Balows (Ed.). (págs. 276–299). New York.: Springer-Verlag.
- Siegrist, H., Renggli, D., & Gujer, W. (1993). Mathematical modelling of anaerobic mesophilic sewage sludge treatment. . *Water Science and Technology*, 27(2), 25-36.
- SolidWorks. (2012). *Flow Simulation Tutorial*.
- Stafford, D. (1982). The effects of mixing and volatile fatty acid concentrations on anaerobic digester performance. *Biomass*, 2(1), 43-55.

- 
- Stams, A. (1994). Metabolic interactions between anaerobic bacteria in methanogenic environments. En A. V. Leeuwenhoek (Ed.).
- Stokes, G. (1845). On the theories of the internal friction of fluids in motion, and of the equilibrium and motion of elastic solids. *Trans. Cambridge Phil. Soc.*(8), 287–305.
- Stroot, P., McMahon, K., Mackie, R., & Raskin, L. (2001). Anaerobic codigestion of municipal solid waste and biosolids under various mixing conditions- I. Digester performance. *Water Research*, 35(7), 1804-1816.
- Terashima, M., Goel, R., Komatsu, K., Yasui, H., Takahashi, H., Li, Y., y otros. (2009). CFD simulation of mixin in anaerobic digesters. *Bioresourse Technology*, 2228-2233.
- Tixier, N., Guibaud, G., & Baudu, M. (2003). Determination of Some Rheological Parameters for the Characterization of Activated Sludge. *Bioresour. Technol*, 90, 215–220.
- Whitmore , T., Lloyd , D., Jones , G., & Williams , T. (1987). Hydrogen-dependent control of the continuous anaerobic digestion process. *Appl Microbiol Biotechnol*.
- Wichmann, K., & Riehl, A. (1997). Mechanical Properties of Waterwork Sludges- Shear Strength. *Water Sci. Technol.*, 36(11), 43–50.