



UNIVERSIDAD AUTÓNOMA CHAPINGO

POSGRADO EN INGENIERÍA AGRÍCOLA

Y USO INTEGRAL DEL AGUA

**DINÁMICA DE FLUIDOS COMPUTACIONAL DE
UN BIORREACTOR EN CODIGESTIÓN ANAERÓBICA**

TESIS

**Que como requisito parcial
para obtener el grado de:**

**MAESTRO EN INGENIERÍA AGRÍCOLA Y
USO INTEGRAL DEL AGUA**



**DIRECCION GENERAL ACADEMICA
DEPTO. DE SERVICIOS ESCOLARES
OFICINA DE EXAMENES PROFESIONALES**

Presenta:

ABRAHAM JESÚS ARZETA RÍOS

Bajo la supervisión de: TEODORO ESPINOSA SOLARES, DOCTOR

Chapingo, Texcoco, Estado de México; enero de 2017

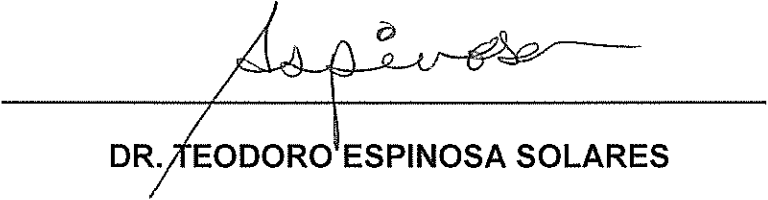


**DINÁMICA DE FLUIDOS COMPUTACIONAL DE UN BIORREACTOR EN
CODIGESTIÓN ANAERÓBICA**

Tesis realizada por **ABRAHAM JESÚS ARZETA RÍOS** bajo la supervisión del
Comité Asesor indicado, aprobada por el mismo y aceptada como requisito
parcial para obtener el grado de:

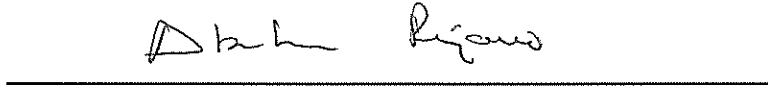
MAESTRO EN INGENIERÍA AGRÍCOLA Y USO INTEGRAL DEL AGUA

DIRECTOR:



DR. TEODORO ESPINOSA SOLARES

ASESOR:



DR. ABRAHAM ROJANO AGUILAR

ASESOR:



DR. JORGE FLORES VELÁZQUEZ

CONTENIDO

ÍNDICE DE CUADROS	vi
ÍNDICE DE FIGURAS	vii
DEDICATORIA	ix
AGRADECIMIENTOS	x
DATOS BIOGRÁFICOS	xi
RESUMEN	xii
ABSTRACT	xiii
1. INTRODUCCIÓN GENERAL	1
2. REVISIÓN DE LITERATURA	3
2.1. Digestión Anaeróbica	3
2.1.1. Factores que afectan la digestión anaeróbica	5
2.1.2. Efectos del mezclado en la producción de biogás	6
2.1.3. Clasificación de biodigestores anaeróbicos	7
Crecimiento suspendido y película fija	8
Psicrófilos	8
Mesófilos	9
Termófilos	9
De una y dos etapas	9
Reactores de tanque agitado continuo	10
Reactores de laguna cubierta	11
2.2. Reología	12
2.2.1. Tensores de esfuerzo y deformación	13
2.2.2. Modelos reológicos	14
Comportamiento de flujo independiente del tiempo	14
Modelo de la ley de la potencia	16
Modelo de Herschel-Bulkley	16

Modelos de Cross y Carreau	16
2.3. Dinámica de Fluidos Computacional.....	18
2.3.1. Descripción.....	18
2.3.2. Aplicaciones de CFD en el estudio de la hidrodinámica de biorreactores	19
2.3.3. Enfoques multifásicos de modelación CFD en digestión anaeróbica	20
2.3.4. Simulación de la agitación mecánica y aplicación de mallas móviles.....	22
2.3.5. Modelos de turbulencia	24
Modelo de turbulencia $k - \epsilon$	24
Modelo de turbulencia $k - \omega$	25
2.3.6. Definición de números adimensionales.....	26
Número de Reynolds	26
Tamaño de la celda adyacente a la pared	27
2.4. Validación de modelos CFD.....	27
2.4.1. Rastreo Automatizado de Partículas Radioactivas por Computadora (CARPT)	28
2.4.2. Velocimetría de Imágenes de Partículas (PIV).....	29
3. MATERIALES Y MÉTODOS	32
3.1. Arreglo experimental.....	32
3.2. Caracterización reológica.....	34
3.3. Modelado CFD	35
3.3.1. Pruebas de independencia de malla	36
3.3.2. Supuestos para la simulación del flujo no newtoniano	38
3.3.3. Ecuaciones de gobierno	38
3.3.4. Modelo reológico	38

3.3.5. Condiciones iniciales, de frontera y procedimiento numérico	39
3.3.6. Ajustes de CFD	39
4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....	41
4.1. Propiedades reológicas del fluido	41
4.2. Pruebas de independencia de malla.....	42
4.3. Validación del modelo CFD.....	45
4.4. Análisis de zonas muertas	48
5. CONCLUSIONES	49
6. REFERENCIAS.....	50

ÍNDICE DE CUADROS

Cuadro 1. Ventajas y limitaciones de los cinco tipos de modelos (Sihuang Xie et al, 2016).....	5
Cuadro 2. Tipos de digestores anaeróbicos (Gerardi, 2003).	7
Cuadro 3. Propiedades reológicas de los fluidos empleados.	42
Cuadro 4. Características de las mallas evaluadas.	42
Cuadro 5. Parámetros del Índice de Convergencia de Malla (GCI)	44
Cuadro 6. Coeficientes de variación de PIV y CFD.	47
Cuadro 7. Zonas muertas determinadas con el modelo SST- $k - \omega$	48

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Diagrama del proceso de digestión anaeróbica (Kumar et al. 2011) ...	4
Figura 2. a) Esquema de un reactor de crecimiento suspendido de una etapa y b) reactor de película fija (Gerardi, 2003).	8
Figura 3. Esquema de digestores de dos etapas (Gerardi, 2003).....	10
Figura 4. a) reactor de recirculación de gas empleado por Dapelo et al. (2015), b) reactor de recirculación por bomba empleado por Sajjadi et al. (2016) y c) reactor de agitación por medio de impulsores usado en la investigación de Ding et al. (2010).....	11
Figura 5. Reactores anaeróbicos de laguna cubierta en el Rancho la Hondonada, Querétaro, México.	12
Figura 6. Diagrama de velocidad de cizalla vs esfuerzo cortante para la clasificación del comportamiento de flujo independiente del tiempo (Rao, 2014).	15
Figura 7. Esquema del reactor de columna usado por Yu et al. (2013) , donde se muestran las fases sólida, líquida y gaseosa.	21
Figura 8. Esquema del reactor SA-ABR, el color rojo representa la fase líquida y el color azul la fase gaseosa (Qi et al., 2013).	22
Figura 9. Diagrama de a) las zonas rotatoria y estacionaria usadas en la investigación de Sindall et al. (2013) y b) plano de corte de la malla tetraédrica empleada.	24
Figura 10. Comparación de resultados experimentales obtenidos mediante PIV y los obtenidos mediante CFD (Dapelo et al., 2015).....	31
Figura 11. Dimensiones del contenedor de fondo esférico (unidades en cm). .	32
Figura 12. Montaje experimental para PIV.....	33

Figura 13. Digestores anaeróbicos en el Laboratorio de Bioprocesos. Universidad Autónoma Chapingo.	34
Figura 14. Reómetro empleado en las pruebas reológicas.....	35
Figura 15. a) Vista de sección de la geometría del reactor original, b) división de la geometría de la fase líquida en cuerpos más simples y c) malla híbrida generada.....	36
Figura 16. Detalles de la malla gruesa.....	37
Figura 17. Datos experimentales y ajuste al modelo de Cross para los fluidos estudiados.	41
Figura 18. Calidad ortogonal de la malla fina.....	43
Figura 19. Vectores de velocidad obtenidos con las mallas a) gruesa, b) mediana y c) fina.....	44
Figura 20. Comparación de líneas de corriente obtenidas con PIV y las obtenidas con los modelos de turbulencia empleados en CFD.	45
Figura 21. Comparación de los vectores de velocidad obtenidos mediante PIV y con los modelos de turbulencia de CFD.	46
Figura 22. Comparación entre los datos experimentales de PIV y los datos de las simulaciones CFD realizadas.	47
Figura 23. Zonas muertas en el reactor a diferentes velocidades de entrada. .	48

DEDICATORIA

A MIS PADRES: ABRAHAM ARZETA MORENO Y DELIA RÍOS LONGARES, QUE HICIERON TODO LO POSIBLE PARA QUE YO CUMPLIERA CADA UNA DE MIS METAS. CON TODO MI CARÍÑO ESTA TESIS LA DEDICO A USTEDES.

A MIS HERMANAS: TOMASA ELIZABETH ARZETA RÍOS Y LIDIA ARMINDA ARZETA RÍOS, POR SU APOYO, CARÍÑO Y COMPAÑÍA, SIN USTEDES NO HUBIERA LLEGADO HASTA AQUÍ.

A MI ABUELITA DOMINGA LONGARES, Y TODOS MI TÍOS PTERNOS Y MATERNOS, POR HABERME AYUDADO A LOGRAR MIS METAS.

A YESENIA CABALLERO NOLASCO QUIEN SIEMPRE ME APOYÓ Y ALENTÓ EN MOMENTOS DE DIFICULTAD.

A TODOS MIS MAESTROS QUE DESDE EL INICIO DE MI EDUCACIÓN INFLUYERON CON SUS LECCIONES Y EXPERIENCIAS EN MI PREPARACIÓN PARA AFRONTAR LOS RETOS QUE IMPONE LA VIDA.

AGRADECIMIENTOS

A LA UNIVERSIDAD AUTONOMA CHAPINGO POR PERMITIR MI INGRESO DESDE LA CARRERA HASTA LA MAESTRIA Y SER PARTE FUNDAMENTAL DE MI FORMACIÓN ACADEMICA.

AL CONSEJO NACIONAL DE CIENCIA y TECNOLOGÍA (CONACYT) POR BRINDARME EL APOYO ECONOMICO DURANTE LA REALIZACIÓN DE MI MAESTRIA. AL CONSEJO MEXIQUENSE DE CIENCIA y TECNOLOGÍA (COMECYT) POR BRINDARME APOYO ECONOMICO PARA LA CULMINACIÓN DE MI PROYECTO DE TESIS.

AL DOCTOR TEODORO ESPINOSA SOLARES POR SU TIEMPO Y DEDICACIÓN PARA QUE ESTE PROYECTO SE LLEVARÁ A CABO DE FORMA EXITOSA.

A LOS DOCTORES ABRAHAM ROJANO AGUILAR Y JORGE FLORES VELAZQUEZ, POR SER PARTE DE MI COMITÉ ASESOR Y PARTICIPAR DE MANERA CONJUNTA PARA PODER REALIZAR ESTE TRABAJO.

AL DOCTOR FERNANDO ROJANO AGUILAR, POR SU TIEMPO Y COLABORACIÓN EN ESTE PROYECTO. AL DOCTOR PIERRE EMMANUEL BOURNET POR EL APOYO BRINDADO DURANTE MI ESTANCIA DE INVESTIGACION EN AGROCAMPUS OUEST, FRANCIA.

A MAYRA, VICKY Y ROCÍO POR SU PACIENCIA Y AYUDA EN CADA UNO DE LOS TRÁMITES REALIZADOS DURANTE MI ESTANCIA EN LA MAESTRÍA.

DATOS BIOGRÁFICOS



ABRAHAM JESÚS ARZETA RÍOS NACIÓ EL 6 DE JUNIO DE 1990, EN LA CIUDAD DE ATOYAC DE ÁLVAREZ, GUERRERO, MÉXICO. PASÓ UNA PARTE DE SU VIDA EN EL ESTADO DE MÉXICO, DONDE REALIZÓ SUS ESTUDIOS DE PRIMARIA. DESPUÉS DE VIVIR POR 6 AÑOS EN ESE LUGAR, REGRESÓ A SU ESTADO SU LUGAR DE ORIGEN.

COMPLETÓ SUS ESTUDIOS DE SECUNDARIA EN LA ESCUELA SECUNDARIA TÉCNICA INDUSTRIAL NÚMERO 140. LA EDUCACIÓN PREPARATORIA LA REALIZO EN LA UNIDAD ACADÉMICA NÚMERO 23, EN EL MUNICIPIO DE BENITO JUÁREZ, GUERREO.

EN 2008 COMENZÓ SUS ESTUDIOS DE INGENIERÍA AGROINDUSTRIAL Y EN 2014 COMENZÓ SUS ESTUDIOS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA AGRÍCOLA Y USO INTEGRAL DEL AGUA EN LA UNIVERSIDAD AUTÓNOMA CHAPINGO.

RESUMEN

DINÁMICA DE FLUIDOS COMPUTACIONAL DE UN BIOREACTOR EN CODIGESTIÓN ANAERÓBICA

En este documento, fue desarrollado un modelo de Dinámica de Fluidos Computacional que evalúa el mezclado por recirculación en un reactor anaeróbico de fondo esférico a escala de laboratorio. Las propiedades reológicas fueron incluidas en este modelo para investigar su influencia en el desempeño del digestor en estado estacionario. El fluido de digestión fue caracterizado reológicamente. Se observó un comportamiento no newtoniano, el cual puede ser ajustado de acuerdo al modelo de viscosidad de Cross. En este caso, un modelo de una sola fase fue empleado para describir el comportamiento no newtoniano en los patrones de flujo. Fueron usados dos modelos de turbulencia para establecer cuál ofrecía mejor precisión. Las zonas muertas fueron determinadas de acuerdo con una velocidad establecida. Cuatro velocidades diferentes de recirculación fueron comparadas para analizar la efectividad del mezclado y la reducción de espacios muertos. El modelo CFD fue validado usando mediciones de Velocimetría de Imágenes de Partículas (PIV). Analizando diferentes velocidades de flujo para la entrada, y usando un modelo CFD con propiedades reológicas, fue posible reducir las zonas muertas.

Palabras clave: digestor anaeróbico, mezclado, CFD, propiedades reológicas, fluido modelo, PIV.

Tesis de Maestría en Ingeniería, Universidad Autónoma Chapingo

Autor: Abraham Jesús Arzeta Ríos

Director de Tesis: Teodoro Espinosa Solares

ABSTRACT

COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS OF A BIORREACTOR IN ANAEROBIC CODIGESTION

In this paper, a Computational Fluid Dynamics (CFD) model that evaluates recirculating mixing in a laboratory scale spherical bottom anaerobic reactor was developed. Rheological fluid properties were included in this model to investigate their influence on digester performance in steady state. The digest fluid was rheologically characterized. Non-Newtonian behavior was observed, which can be adjusted according to Cross viscosity model. In this case, a single-phase model was employed to describe the non-Newtonian behavior in flow patterns. Two turbulence models were used to determine which offered better accuracy. Dead zones were determined according to a set velocity. Four different recirculating velocities were compared to analyze the mixing effectiveness and dead space reduction. CFD model was validated using Particle Image Velocimetry (PIV) measurements, for which a model fluid was made. That fluid, in addition to presenting rheological properties similar to those of the original, was translucent to favor PIV measurements. By analyzing different flow rates for input and using a CFD model with rheological fluid properties, it was possible to reduce dead zones.

Keywords: anaerobic digester, mixing, CFD, rheological properties, model fluid, PIV.

Tesis de Maestría en Ingeniería, Universidad Autónoma Chapingo

Autor: Abraham Jesús Arzeta Ríos

Director de Tesis: Teodoro Espinosa Solares.

1. INTRODUCCIÓN GENERAL

La digestión anaeróbica es un proceso complejo que involucra no solo la actividad química y biológica, también implica fenómenos de transporte de masa, momento y energía. La composición química y microbiológica de la alimentación, frecuencia de alimentación, temperatura, modo de mezclado y otros factores deben ser tomados en cuenta al momento de definir la operación de un reactor para lograr una máxima eficiencia. Lindmark, Thorin, Bel Fdhila, y Dahlquist (2014) mencionan que un mezclado bajo o nulo puede ser benéfico para el arranque de los biodigestores. Cuando el proceso de digestión se estabiliza, es recomendable que se realice la homogenización del digestato con ayuda del mezclado.

El incremento de la eficiencia de los procesos biológicos, aunado a la reducción de la inversión para el desarrollo de prototipos es una tendencia que puede aplicarse para aprovechar los residuos agrícolas, ya que además del cuidado del ambiente están los beneficios económicos que pueden obtenerse (Appels, Baeyens, Degrève, y Dewil, 2008).

La Dinámica de Fluidos Computacional (CFD) ha sido usada para caracterizar el mezclado en digestores anaeróbicos con la finalidad de obtener mejores condiciones de operación. Una de las limitaciones de la CFD es la validación del modelo, especialmente cuando el fluido de trabajo no presenta deformaciones lineales al momento de fluir. Se han realizado varias investigaciones orientadas a la validación de modelos CFD, aplicando varias técnicas, entre las que destaca la Velocimetría de Imágenes de Partículas (PIV).

La PIV se ha empleado para caracterizar flujos en dos fases (Fu, Funfschilling, Ma, y Li, 2010), e incluyendo fluidos no newtonianos (Funfschilling y Li, 2001; Montante y Paglianti, 2015). Además la PIV se ha empleado en la validación de modelos CFD de reactores anaeróbicos (Dapelo, Alberini, y Bridgeman, 2015; Martínez-García, 2013).

En consecuencia, el objetivo de este estudio es proponer condiciones hidrodinámicas que reduzcan las zonas muertas de un biorreactor, mediante dinámica de fluidos computacional validada por velocimetría de imágenes de partículas con un modelo a escala, para potencialmente mejorar el proceso de digestión anaeróbica.

Para el cumplimiento de dicho objetivo será necesario caracterizar reológicamente el digestato del reactor original y elaborar un fluido modelo con las mismas características reológicas para ser empleado en la validación del modelo hidrodinámico. Además, se debe generar la discretización del dominio computacional, a través de la prueba de diferentes mallas, que permita la reproducibilidad de resultados con el mínimo uso de tiempo de cómputo.

También se tiene como meta parcial integrar las características reológicas del fluido y las condiciones del proceso de modelo físico, empleando la CFD, para reproducir los patrones de flujo observados experimentalmente con PIV.

Para finalmente comparar diferentes condiciones hidrodinámicas, a través de la evaluación de las zonas muertas determinadas con el modelo de CFD validado previamente, para proponer nuevas condiciones de proceso.

2. REVISIÓN DE LITERATURA

2.1. Digestión Anaeróbica

La digestión anaeróbica (DA) es un proceso biológico complejo de descomposición de la materia orgánica, donde participan consorcios de microorganismos en un ambiente libre de oxígeno (Mendoza, Martínez, Montañana, y Jiménez, 2011). Así mismo, es un tratamiento biológico llevado a cabo para estabilizar la materia orgánica mediante la destrucción de los sólidos volátiles, producción de energía renovable en forma de metano e hidrógeno y la consecutiva recuperación de biofertilizantes (Gerardi, 2003; Jha, Li, Nies, y Zhang, 2011; Meroney y Colorado, 2009).

Donoso-Bravo et al. (2011) mencionan que la digestión anaeróbica (DA) es una cadena de reacciones biológicas interconectadas, donde la materia orgánica (en la forma de carbohidratos, proteínas, lípidos o compuestos más complejos) es transformada a metano, dióxido de carbono y biomasa, en un ambiente libre de oxígeno.

El proceso de DA (Figura 1) generalmente sigue cuatro etapas (Batstone et al., 2002; Jha et al., 2011): hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis. Lauwers et al. (2013) resumen el proceso de la siguiente manera:

1. Desintegración de la materia orgánica a carbohidratos, lípidos y proteínas, los cuáles son posteriormente hidrolizados mediante enzimas extracelulares a carbohidratos de cadena corta, ácidos grasos de cadena larga y aminoácidos respectivamente.
2. Subsecuentemente, los microorganismos acidogénicos convierten estos componentes solubles a alcohol y/o ácidos orgánicos (acetato, propionato, butirato, valerato).
3. Estos ácidos orgánicos son sucesivamente convertidos a acetato.
4. Finalmente, el acetato es convertido a metano y dióxido de carbono por organismos metanogénicos acetoclásticos. El dióxido de carbono y el

hidrógeno producidos como intermediarios también son combinados por la vía hidrogenotrófica para generar metano.

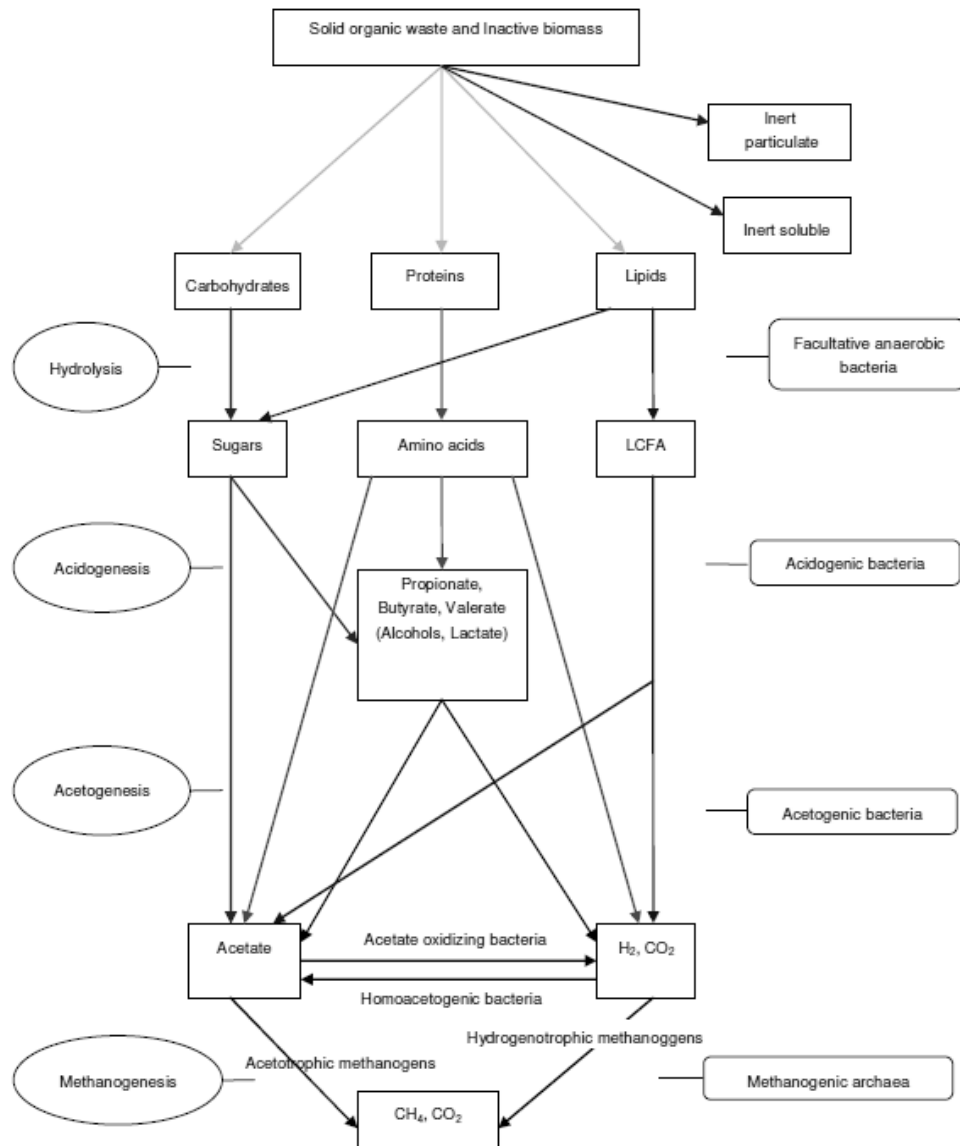


Figura 1. Diagrama del proceso de digestión anaeróbica (Jha et al., 2011).

Según Mata-Alvarez et al. (2014) la DA de un solo sustrato es llamada monodigestión, la cual presenta algunos inconvenientes ligados a las propiedades del sustrato. Sin embargo, estos problemas pueden ser resueltos con la adición de uno o más cosustratos, en cuyo caso se denomina codigestión anaeróbica (coDA). Esta última mejora la capacidad de amortiguamiento, el

contenido de metano y la estabilidad del proceso además te tener una mayor producción de biogás (Y. Zhang et al., 2016).

De acuerdo con Xie et al. (2016) el manejo de la codigestión anaeróbica es más complejo que el de la monodigestión, ya que existen varios factores que incluyen las propiedades del cosustrato y su composición. Asimismo, proponen una clasificación en la que dividen a los modelos matemáticos disponibles para DA y coDA (Cuadro 1).

Cuadro 1. Ventajas y limitaciones de los cinco tipos de modelos (Xie et al., 2016).

Categorías de modelos	Ventajas	Limitaciones
Modelos de cinética básica	Fácil de implementar Identifica la constante de velocidad de la hidrólisis	Sobresimplifica la dinámica de los pasos de limitación de velocidad No puede proveer conocimiento práctico directo para la implementación a gran escala
ADM1	Modelos más aplicados y reconocidos en el área de investigación Modelo mecanicista que permite extensiones y modificaciones para ampliar su capacidad	Requiere una mayor practicidad La caracterización del sustrato es laboriosa La conversión y distribución de S, P y N está poco desarrollada
Modelos estadísticos	Análisis cualitativo para ayudar al diseño de condiciones iniciales y parámetros para la salida óptima de la coDA	Variaciones en la cinética de reacción, sensibilidades e inhibición determinan la precisión de las predicciones a gran escala
Modelos CFD	Análisis efectivo e intuitivo de resultados visuales Revela los efectos del mezclado en el proceso de coDA Provee de un diseño hidráulico óptimo para el sistema de coDA	Simulación numérica compleja Inestabilidad del modelo cuando el proceso físico se acopla con el proceso biológico
Otros enfoques de algoritmos	Requerimientos mínimos para el conocimiento en el mecanismo de reacción y parámetros experimentales medidos durante la coDA	Las carencias de flexibilidad para el diseño del reactor Requiere relaciones complejas de entrada y salida para entrenar al método para los escenarios reales

2.1.1. Factores que afectan la digestión anaeróbica

Como todos los procesos biológicos y químicos, la digestión anaeróbica está sujeta a varios factores que determinan la eficiencia del proceso. Los principales parámetros que afectan las velocidades de las etapas del proceso de digestión son el pH, alcalinidad, temperatura y tiempos de retención (Appels et al., 2008)

Además de los tiempos de retención, el grado de contacto entre el sustrato entrante y los microorganismos también afecta al proceso de DA. Al ser estos parámetros una función del régimen hidráulico, el mezclado se convierte en un factor importante para lograr una conversión eficiente del sustrato (Karim et al., 2005).

2.1.2. Efectos del mezclado en la producción de biogás

El mezclado en el tanque de digestión se lleva a cabo en cierto grado de manera natural, debido a la subida de las burbujas de gas y la convección térmica causada por el calentamiento del digestato. Sin embargo, no es suficiente para un desempeño óptimo, por lo que es necesaria la aplicación de mezclado complementario (Appels et al., 2008).

Una de las funciones del mezclado es la distribución de los microorganismos en el digestato, así como la transferencia de calor. Además, la agitación ayuda en la reducción de partículas durante la digestión, la remoción de gas del fluido, así como en la prevención de estratificación y gradientes de temperatura (Gerardi, 2003).

La importancia del mezclado radica en la homogenización del digestato y el mantenimiento de las partículas en suspensión. La intensidad y el modo de mezclado tienen efectos directos en la producción de biogás (Lindmark, Eriksson, y Thorin, 2014). Deublein y Steinhauser (2011) mencionan que la intensidad del mezclado tiene influencia en la microbiología, puesto que una fuerza elevada de mezclado puede interrumpir el desarrollo microbiano.

Los tipos de mezclado convencionales en digestores anaeróbicos incluyen recirculación por bomba, recirculación de gas y agitación mecánica. El mezclado mecánico con impulsores presenta mayor eficiencia que el mezclado por recirculación de gas y este último es mejor que el mezclado por recirculación con bomba (B. Wu, 2010a).

Sindall, Bridgeman, y Carliell-Marquet (2013) identificaron el umbral del gradiente de velocidad sobre el cual el aumento de la velocidad de mezclado se convierte en adverso provocando el decaimiento de la producción de biogás. De acuerdo con sus resultados experimentales y simulaciones CFD, ese umbral se sitúa entre 7.2 y 14.3 s⁻¹.

La evaluación de los efectos del mezclado en la digestión anaeróbica se ha realizado principalmente en reactores de una sola etapa. Al respecto, Lindmark, Thorin, et al. (2014) plantean que la investigación de los efectos del mezclado debe enfocarse en el proceso de digestión de múltiples etapas.

2.1.3. Clasificación de biodigestores anaeróbicos

Los tipos de digestores empleados en el tratamiento de aguas residuales, remanentes agrícolas e industriales pueden ser ordenados dependiendo de la forma en que procesan la materia sólida o líquida. Una clasificación de acuerdo con las características y aplicaciones de los digestores anaeróbicos se muestra en el Cuadro 2 (Gerardi, 2003).

Cuadro 2. Tipos de digestores anaeróbicos (Gerardi, 2003).

Característica	Aplicación
Sistema de crecimiento bacteriano	Suspendido
	Película fija
Temperatura	Psicrofílico
	Mesofílico
	Termofílico
Configuración	De una etapa
	De dos etapas

Crecimiento suspendido y película fija

En los reactores anaeróbicos de crecimiento suspendido (Figura 2a), los microorganismos son distribuidos en el digestato por la acción del mezclado, mientras que en los reactores de película fija (Figura 2b) se emplean medios sólidos donde crecen los microorganismos y forman una biopelícula. Los reactores de crecimiento suspendido no permiten la retención y acumulación de biomasa, por lo que el tiempo de retención de sólidos (TRS) es el mismo que el tiempo de retención hidráulica (TRH). En los reactores de película fija el crecimiento de los microorganismos requiere tiempos prolongados, por lo que el TRS es mayor que el TRH (Gerardi, 2003).

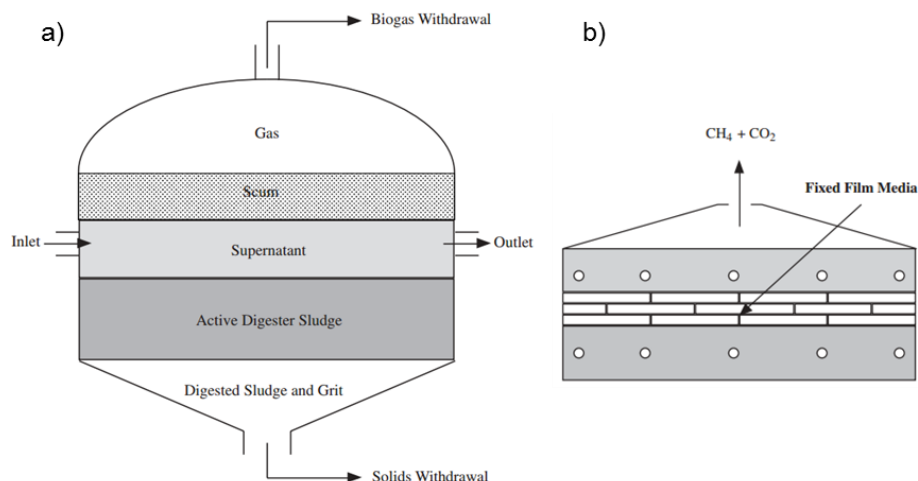


Figura 2. a) Esquema de un reactor de crecimiento suspendido de una etapa y b) reactor de película fija (Gerardi, 2003).

Psicrófilos

La digestión anaeróbica que se lleva a cabo en el rango de temperaturas en 15–25 °C se considera psicrófila. En estas condiciones la producción de metano se ve afectada por la limitación de la actividad de las arqueas acetoclásticas (Bouallagui et al., 2004). En climas fríos los digestores anaeróbicos son equipados con aislantes para disminuir los efectos de las condiciones ambientales en la temperatura del digestato (B. Wu y Bibeau, 2006).

Mesófilos

Los digestores mesófilos operan comúnmente a 35 °C. El desempeño de la digestión en condiciones mesofílicas no se ve deteriorado a concentraciones altas de sustrato (Hidaka, Wang, Togari, Uchida, y Suzuki, 2013). Sin embargo, la digestión mesofílica comienza a detenerse con concentraciones mayores al 10% de sólidos totales en la alimentación (Bouallagui et al., 2004).

La digestión anaeróbica mesófila ofrece dos ventajas prácticas. Primeramente, existen más microorganismos mesófilos en la naturaleza. En segundo lugar, resulta menos costoso mantener temperaturas mesófilas que termófilas (Gerardi, 2003).

Termófilos

Los procesos de digestión termofílicos son llevados a cabo a temperaturas entre 50-57 °C. La digestión termofílica es más rápida que la mesofílica dado que el aumento de temperatura incrementa la solubilidad de los compuestos orgánicos (Appels et al., 2008). Sin embargo, la digestión anaeróbica termofílica es menos estable comparada con la mesofílica ya que puede ser afectada fácilmente por las condiciones ambientales, además de demandar mayor energía para mantener la temperatura en el rango de operación (Bouallagui et al., 2004; Valle-Guadarrama, Espinosa-Solares, López-Cruz, y Domaschko, 2011).

De una y dos etapas

El digestor de una etapa es también conocido como tipo estándar y consta de un solo tanque. En estos digestores ocurre la estratificación, que consta de las siguientes capas: gas, espuma, sobrenadante, lodo activo y lodo digerido con arena (Figura 2a). Los digestores de una etapa son más fácilmente alterados que los de dos etapas (Gerardi, 2003). Los digestores de dos etapas (Figura 3) constan de un digestor de alta tasa (que es calentado y mezclado) acoplado a un digestor secundario, que se emplea para almacenar los sólidos digeridos y

decantar el sobrenadante, el cual no requiere agitación ni calentamiento (Appels et al., 2008).

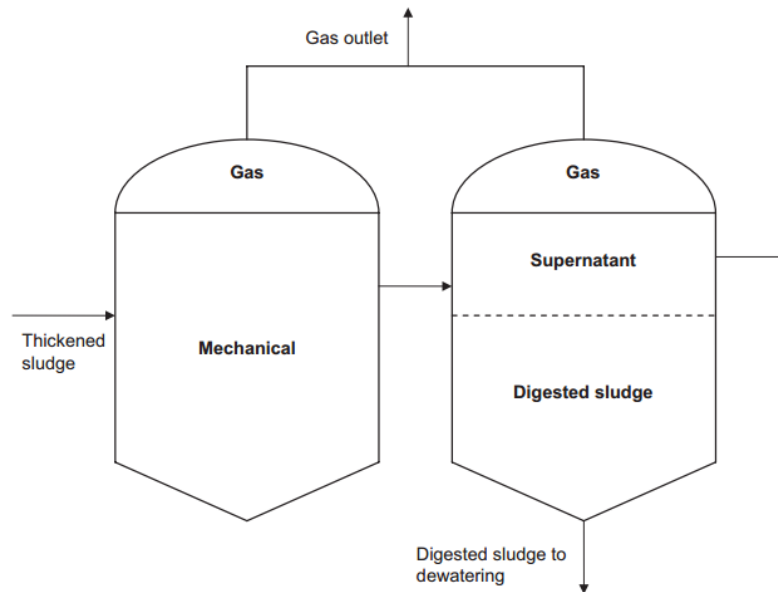


Figura 3. Esquema de digestores de dos etapas (Gerardi, 2003).

Además de los tipos de reactores antes mencionados, deben mencionarse otros que son muy empleados para el tratamiento de residuos en las agroindustrias y en unidades de producción agropecuaria, es decir, los reactores de agitación continua y los de laguna cubierta.

Reactores de tanque agitado continuo

Son reactores con mezcla completa y son conocidos también como CSTR (Continuous Stirred Tank Reactors). El contenido de los reactores puede ser mezclado por recirculación de gas, recirculación del digestato por bomba y agitación mecánica por medio de impulsores (B. Wu, 2013).

En el primero de los casos (Figura 4a), el biogás es tomado del espacio de cabeza del reactor y es bombeado dentro del digestato mediante boquillas. El mezclado se realiza por la transferencia de momento causado por el ascenso de las burbujas (Dapelo et al., 2015). El mezclado por recirculación se lleva a cabo empleando tubos que se introducen en el digestato (Figura 4b) y dependiendo de

la cantidad de sólidos totales pueden emplearse bombas centrífugas o peristálticas (Sajjadi, Raman, y Parthasarathy, 2016). En los tanques agitados por impulsores (Figura 4c), la optimización del mezclado está influenciada en gran medida por el diseño, ubicación y cantidad de impulsores (Ding, Wang, Zhou, Ren, y Guo, 2010).

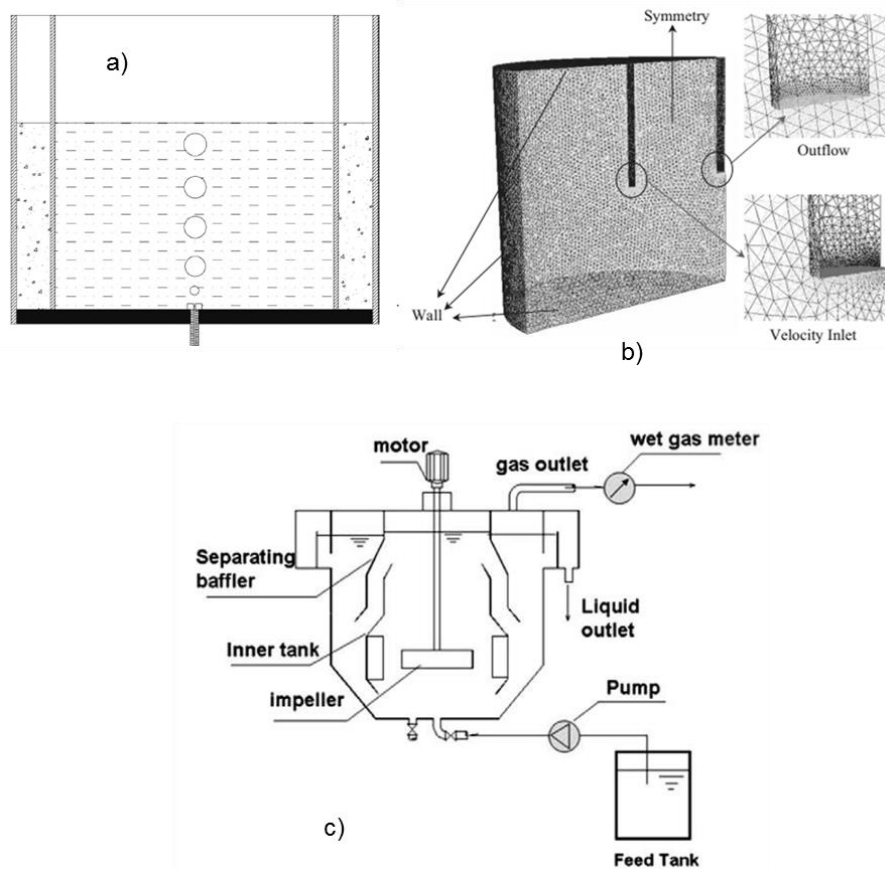


Figura 4. a) reactor de recirculación de gas empleado por Dapelo et al. (2015), b) reactor de recirculación por bomba empleado por Sajjadi et al. (2016) y c) reactor de agitación por medio de impulsores usado en la investigación de Ding et al. (2010).

Reactores de laguna cubierta

Para la construcción de los reactores de laguna cubierta se llevan a cabo excavaciones que posteriormente son llenadas de material para biodigestión a gran escala. Se caracterizan por poseer una membrana impermeable que

captura el biogás producido (Figura 5). Estos reactores se emplean principalmente en el tratamiento de aguas residuales o desechos agropecuarios, están diseñados para cargas orgánicas bajas y operan con tiempos de retención prolongados ya que dependen de las condiciones ambientales (B. Wu y Chen, 2011).



Figura 5. Reactores anaeróbicos de laguna cubierta en el Rancho la Hondonada, Querétaro, México.

2.2. Reología

De acuerdo con Rao (2014) la reología es el estudio de la deformación y flujo de la materia. El estudio de la reología aumentó considerablemente debido a la investigación realizada sobre polímeros sintéticos y sus soluciones en diferentes solventes, los cuales tienen muchas aplicaciones cotidianas e industriales.

Las aplicaciones de la reología en el campo de la digestión anaeróbica se relacionan directamente con el digestato, ya que éste es un material complejo y difícil de caracterizar. Generalmente se describe como una suspensión a base de agua que contiene partículas, material fibroso y sustancia disueltas. La reología del digestato está definida por sus características viscosas que se determinan por la relación entre la velocidad de cizalla y el esfuerzo cortante, por lo que no

se puede hablar de un solo valor de viscosidad (Baroutian, Eshtiaghi, y Gapes, 2013).

La viscosidad se define como la resistencia de un fluido a las deformaciones producidas por el movimiento. La fuerza que un fluido en movimiento ejerce sobre un cuerpo en la dirección del flujo se denomina fuerza de arrastre, cuya magnitud depende de la viscosidad (Çengel y Cimbala, 2006).

La medición de la variación de la viscosidad y otras propiedades reológicas durante la digestión anaeróbica se han incorporado a nuevas investigaciones. Durante la determinación de las propiedades reológicas de los digestatos pueden generarse dificultades debido a la gran variedad de sustratos empleados. Montgomery, Schoepp, Fuchs, y Bochmann (2016) diseñaron, calibraron y validaron un sistema para medir la viscosidad en el sustrato de fermentación de digestores anaeróbicos de residuos agrícolas. Desarrollaron un reómetro de mezclado con un impulsor curvo para medir la viscosidad de lodos fibrosos.

Las propiedades reológicas se basan en las respuestas de flujo y deformación del digestato cuando se somete a tensiones normales y tangenciales. Para profundizar en el estudio de la reología se requiere el conocimiento de los tensores y los principios básicos del flujo de fluidos, tales como la ecuación de conservación de la masa y la ecuación de conservación de movimiento (Rao, 2014).

2.2.1. Tensores de esfuerzo y deformación

Los tensores son vectores de segundo orden y tienen nueve componentes (tres esfuerzos normales y seis tangenciales). De acuerdo con Rao (2014) en el flujo de cizalla simple encontrado en las geometrías de flujo (capilar, Couette, cono y platos y platos paralelos) $\sigma_{12} = \sigma_{21}$ y el resto de los componentes tangenciales ($\sigma_{13}, \sigma_{23}, \sigma_{31}, \sigma_{32}$) son iguales a cero. Los esfuerzos $\sigma_{11}, \sigma_{22}, \sigma_{33}$ son normales e iguales a cero para los fluidos newtonianos. El tensor de esfuerzos puede representarse como:

$$\bar{\tau} = \begin{bmatrix} \sigma_{11} & \sigma_{12} & 0 \\ \sigma_{21} & \sigma_{22} & 0 \\ 0 & 0 & \sigma_{33} \end{bmatrix}$$

Las componentes del tensor de deformación ($\bar{\epsilon}$) en flujos de cizalla simple son:

$$\bar{\epsilon} = \begin{bmatrix} 0 & \dot{\gamma} & 0 \\ \dot{\gamma} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

donde $\dot{\gamma}$ es la velocidad de cizalla.

2.2.2. Modelos reológicos

Los datos reológicos pueden ser descritos mediante modelos de flujo, que son ecuaciones matemáticas que proporcionan una manera conveniente y concisa de describir los datos. Los modelos de flujo pueden ser divididos en aquellos que presentan comportamiento de flujo independiente del tiempo y los que son dependientes del tiempo (Rao, 2014).

La mayoría de los fluidos empleados en digestión anaeróbica tienen un comportamiento de flujo independiente del tiempo. B. Wu (2013) menciona que los fluidos pueden ser clasificados en tres categorías:

1. Fluidos newtonianos cuya viscosidad es dependiente solamente de la temperatura.
2. Fluidos no newtonianos cuya viscosidad es dependiente de la temperatura y velocidad de cizalla.
3. Fluidos no newtonianos cuya viscosidad es dependiente de la temperatura, velocidad de cizalla y del tiempo.

Comportamiento de flujo independiente del tiempo

El comportamiento del flujo de fluidos puede ser descrito por medio de diagramas básicos de cizalla, en los que se incluye la velocidad de corte vs el esfuerzo cortante (Figura 6). En el método convencional, el esfuerzo de corte es graficado

contra la velocidad de corte, que es tomada como variable independiente (Rao, 2014).

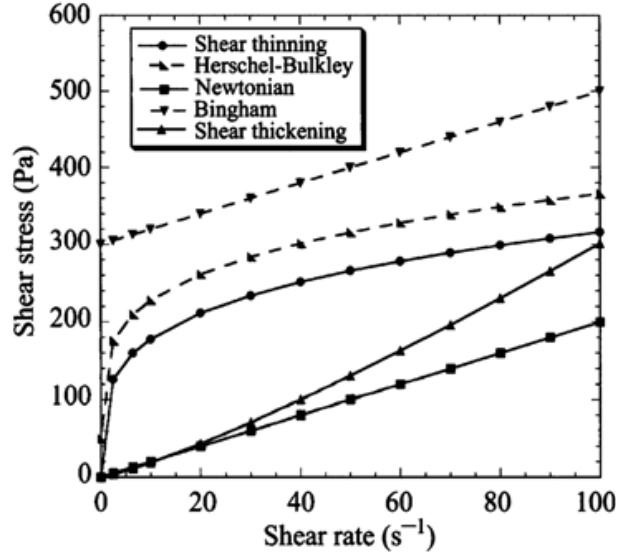


Figura 6. Diagrama de velocidad de cizalla vs esfuerzo cortante para la clasificación del comportamiento de flujo independiente del tiempo (Rao, 2014).

Los fluidos newtonianos son aquellos en los cuales la razón de deformación del fluido es proporcional al esfuerzo cortante. La Ecuación (1) muestra la relación lineal del esfuerzo cortante (τ) en el flujo tangencial de fluidos newtonianos (Çengel y Cimbala, 2006):

$$\tau = \mu \frac{du}{dy} \quad (1)$$

Donde la constante de proporcionalidad μ se llama coeficiente de viscosidad o viscosidad dinámica, que se expresa en unidades de Pa s, kg m⁻¹ s⁻¹ ó N s m⁻².

Los fluidos no newtonianos más simples son los plásticos de Bingham, los cuales exhiben un esfuerzo de cedencia (Ecuación 2):

$$\tau - \tau_y = \eta \dot{\gamma} \quad (2)$$

donde τ_y es el esfuerzo de cedencia, η es la viscosidad aparente y $\dot{\gamma}$ es la velocidad de cizalla.

Modelo de la ley de la potencia

El modelo de ley de la potencia (Ecuación 3) es apropiado para describir el adelgazamiento por cizallamiento. Al trazar las gráficas de esfuerzo de corte en coordenadas logarítmicas dobles se obtiene una línea recta (Rao, 2014).

$$\eta = k\dot{\gamma}^{n-1} \quad (3)$$

donde k es el coeficiente de consistencia y n es el índice de la ley de la potencia.

La simplicidad del modelo de ley de la potencia ha permitido su incorporación a modelos CFD que describen el flujo en reactores anaeróbicos (Bridgeman, 2012; Sajjadi et al., 2016; B. Wu, 2010a, 2011, 2012; B. Wu y Chen, 2008), ya que con los dos parámetros incluidos es posible describir las relaciones de esfuerzo cortante contra velocidad de cizalla.

Modelo de Herschel-Bulkley

Introducido por Herschel y Bulkley en 1926, se ha convertido en un modelo muy empleado en la caracterización reológica de lodos anaeróbicos (Baroutian et al., 2013; Craig, Nieuwoudt, y Niemand, 2013; Dai, Gai, y Dong, 2014). El modelo de Herschel-Bulkley (Ecuación 4) es una combinación de la ley de la potencia y la ley de Bingham. Este modelo permite estudiar los reogramas en el rango completo de tasas de cizallamiento que ocurren durante la agitación de los reactores anaeróbicos.

$$\tau = \tau_y + k\dot{\gamma}^n \quad (4)$$

Modelos de Cross y Carreau

De acuerdo con Eshtiaghi, Yap, Markis, Baudez, y Slatter (2012) el modelo de viscosidad de Cross (Ecuación 5) es un modelo de cuatro parámetros que

relaciona los parámetros de ajuste (K y m) con la viscosidad de cizalla cero (η_0) e infinita (η_∞).

$$\eta = \eta_\infty + \frac{\eta_0 - \eta_\infty}{1 + (K\dot{\gamma})^n} \quad (5)$$

En ocasiones no es posible medir con precisión las altas velocidades de cizalla, por lo que el modelo de Cross puede usarse para describir el comportamiento de la viscosidad a bajas velocidades de cizalla. En estos casos donde no se puede determinar el valor de η_∞ , puede suponerse que $\eta > \eta_\infty$, siendo la Ecuación (6) la que describe la viscosidad de la siguiente manera (ANSYS, 2009; Sybilski, 1996):

$$\eta = \frac{\eta_0}{1 + (\lambda\dot{\gamma})^{1-n}} \quad (6)$$

donde η_0 es la viscosidad a velocidad de cizalla cero, λ es el tiempo natural (inverso de la velocidad de cizalla a la cual el fluido cambia de un comportamiento newtoniano a ley de la potencia) y n es un exponente adimensional.

El modelo de Carreau (Ecuación 7) describe de manera adecuada la dependencia de dispersiones acuosas de pectinas y gomas. (Rao, 2014) menciona que el modelo de Cross ha sido empleado en estudios en Europa, mientras que el modelo de Carreau se ha usado más en Norteamérica.

$$\eta = \eta_\infty + \frac{\eta_0 - \eta_\infty}{[1 + (\lambda\dot{\gamma})^2]^N} \quad (7)$$

Hreiz, Adouani, Fünfschilling, Marchal, y Pons (2017) realizaron una caracterización reológica de estiércol de vaca sin digerir y digerido, empleando el modelo de Carreau para ajustar los resultados de las pruebas. En su estudio asumieron una viscosidad nula a velocidad de cizalla infinita. La Ecuación (8) muestra la adecuación del modelado del primer plato newtoniano y la región de adelgazamiento por cizalla.

$$\eta = \eta_0 (1 + (\lambda \dot{\gamma})^2)^{\frac{n-1}{2}} \quad (8)$$

La reología de los lodos anaeróbicos ha sido considerada en los modelos de CFD. Craig et al. (2013) evaluaron el mezclado mecánico en un digestor anaeróbico para investigar la influencia de la reología variable en el desempeño del digestor en estado estacionario.

2.3. Dinámica de Fluidos Computacional

2.3.1. Descripción

El análisis de sistemas que involucra el flujo de fluidos, transferencia de calor y fenómenos asociados a través de simulaciones por computadora se denomina Dinámica de Fluidos Computacional (CFD, por sus siglas en inglés). Además de ser una técnica muy potente, barca una amplia gama de áreas de aplicación industriales y no industriales (Versteeg y Malalasekera, 2007).

El fundamento principal de la CFD son las ecuaciones de gobierno de la dinámica de fluidos, a saber, las ecuaciones de continuidad, momento y energía. Estas ecuaciones son declaraciones matemáticas de la conservación de la masa, la segunda ley de Newton y la conservación de la energía (Anderson, 2009).

De acuerdo con B. Wu (2011), la Ecuación (9) describe la conservación de la masa, mientras que la Ecuación (10) representa la ecuación de momento.

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{u}) = 0 \quad (9)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho \vec{u}) + \nabla \cdot (\rho \vec{u} \vec{u}) = -\nabla p + \nabla \cdot (\bar{\tau}) + \vec{F} \quad (10)$$

donde ρ es la densidad del fluido, t es el tiempo, $\vec{u}$ es la velocidad, p es la presión estática, $\bar{\tau}$ es el tensor de esfuerzos, y $\vec{F}$ es la fuerza de cuerpo.

El estudio de la dinámica de fluidos se realiza comúnmente siguiendo la siguiente estrategia (B. Wu, 2013):

1. Preproceso. En esta etapa están incluidas la creación de la geometría y la generación de la malla. El mallado es el paso más importante del preprocesamiento, durante el cual deben generarse celdas de alta calidad pero que no incrementen el tiempo de cómputo.

2. Proceso o configuración del solucionador. En esta sección se configuran los modelos físicos que intervienen en el sistema (turbulencia, multifase, malla móvil), así como las propiedades de los materiales involucrados, las condiciones iniciales y de frontera.

3. Postproceso. Los resultados de la simulación son interpretados en esta etapa, lo que permite hacer más análisis de los datos. En el postproceso se muestran los contornos de flujo y temperatura, vectores de velocidad, líneas de corriente, etc.

2.3.2. Aplicaciones de CFD en el estudio de la hidrodinámica de biorreactores

Los estudios de la hidrodinámica de biorreactores anaeróbicos basados en CFD han permitido obtener información valiosa acerca de esos sistemas (Sajjadi et al., 2016). Modelar el flujo dentro de reactores anaeróbicos es un proceso de múltiples variables. El estudio de la dinámica de fluidos en digestores anaeróbicos se ha abordado de diferentes formas, siempre tomando en cuenta la reología del digestato. Algunos autores consideran el flujo de una sola fase y en régimen laminar (Terashima et al., 2009; B. Wu, 2012), o en régimen turbulento (Craig et al., 2013; Meroney y Colorado, 2009; Sindall et al., 2013).

Las aplicaciones de CFD en sistemas bioenergéticos constan no sólo de la incorporación de propiedades reológicas, sino también la evaluación de los modelos de turbulencia más apropiados, modelos multifásicos, medios porosos, transferencia de calor y masa así como la integración de procesos físicos y biológicos (B. Wu, 2013).

2.3.3. Enfoques multifásicos de modelación CFD en digestión anaeróbica

Recientemente se han adoptado modelos de múltiples fases en el estudio de la hidrodinámica de biorreactores. Ding et al. (2010) realizaron simulaciones de flujo de gas-líquido en un reactor de tanque agitado continuo a escala de laboratorio utilizado para la producción de biohidrógeno. Usaron un modelo Euleriano-Euleriano multifásico para describir el comportamiento del flujo de cada fase. El flujo multifásico ha sido abordado con el enfoque Euleriano en varias investigaciones (Fytanidis y Voudrias, 2014; Julián, Herguido, y Menéndez, 2014) ya que considera a las fases como continuas interpenetrantes, donde el volumen de una fase no puede ser ocupado por otra.

B. Wu (2010a) presentó un modelo Euleriano multifásico para caracterizar el mezclado con gas en digestores anaeróbicos. También se han evaluado los modelos de turbulencia más apropiados para la agitación mecánica de los fluidos de digestión anaeróbica, incorporando las propiedades no-newtonianas de los fluidos (B. Wu, 2011).

Shen et al. (2013) desarrollaron un modelo multifásico para mejorar el mezclado y lograr una alta producción de biogás en la digestión anaeróbica de paja de arroz. Consideraron el fluido como un flujo de dos fases (acuosa y sólida), donde la interacción con la fase gaseosa era insignificante. Yu et al. (2013) utilizaron el enfoque Euleriano-Euleriano para simular el flujo de partículas en el modelado multifásico de la sedimentación y suspensión en un digestor anaeróbico de columna (Figura 7). Las características del flujo multifásico incluían el líquido (aguas residuales), gas y sólido (fibra de estiércol de bovino y partículas de biomasa).

Otro enfoque empleado en la modelación del flujo multifásico en reactores anaeróbicos es el Euleriano-Lagrangiano. Dapelo et al. (2015) modelaron el mezclado por gas no confinado en un digestor anaeróbico cilíndrico de fondo plano. Un modelo basado en el enfoque Euleriano-Lagrangiano fue desarrollado para simular el mezclado del digestato por efecto del gas. Dicho modelo fue

elegido porque requiere una cantidad menor de modelación para el cierre, además de que provee una alternativa atractiva si el gasto computacional permanece aceptable.

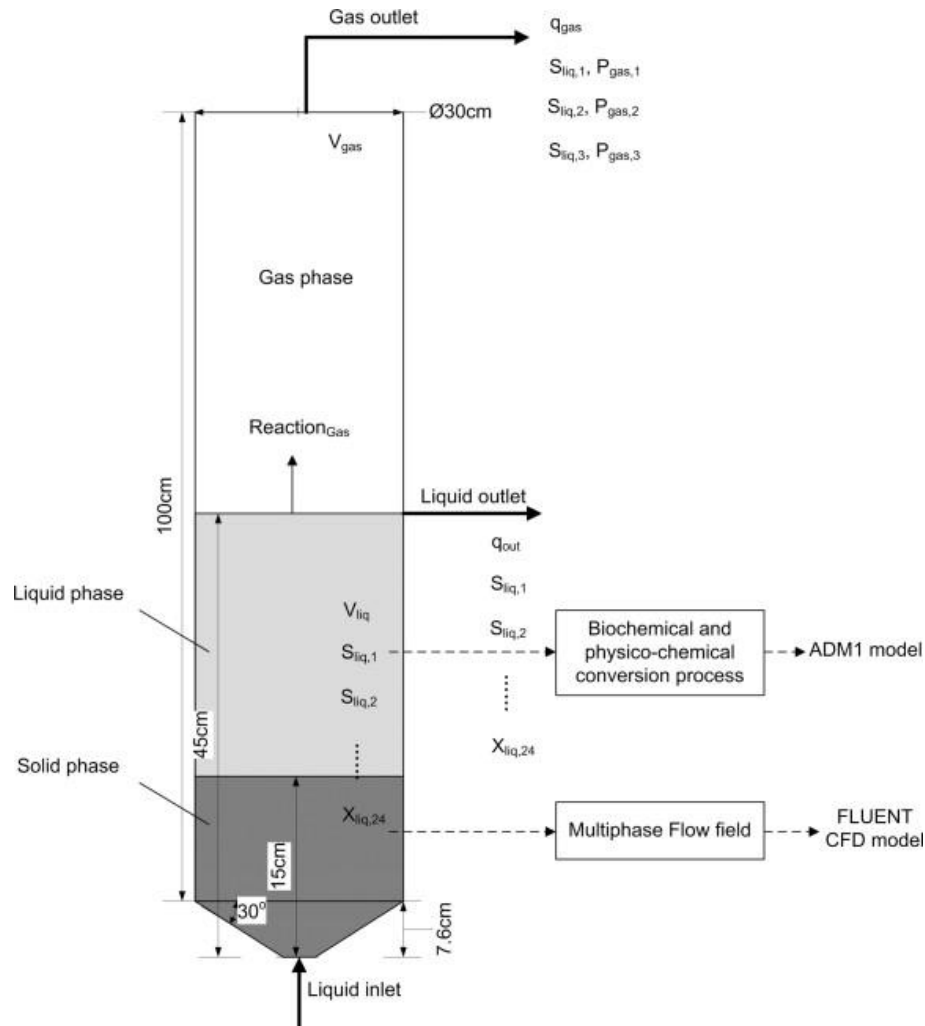


Figura 7. Esquema del reactor de columna usado por Yu et al. (2013) , donde se muestran las fases sólida, líquida y gaseosa.

Este enfoque también ha sido empleado para investigar el flujo en un digestor de gas ascendente (Coughtrie, Borman, y Sleight, 2013), así como la forma de mezclado y el consumo de potencia en mono y co-digestión anaeróbica (Y. Zhang et al., 2016).

Un tercer modelo para flujo multifásico es el método de Volumen de Fluido (VOF por sus siglas en inglés), que está diseñado para dos o más fluidos inmiscibles donde la parte fundamental radica en la interface entre los dos fluidos. Este método pertenece al marco Euleriano-Euleriano, pero no permite que las fases sean interpenetrantes (Stenmark, 2013). El modelo VOF fue empleado por Qi, Hojo, y Li (2013) para investigar la agitación causada solamente por la liberación de gas en un reactor anaeróbico de auto agitación con deflectores (SA-ABR por sus siglas en inglés). La mezcla periódica necesaria es realizada por el biogás generado durante el proceso, por lo que el SA-ABR no requiere de partes mecánicas (Figura 8).

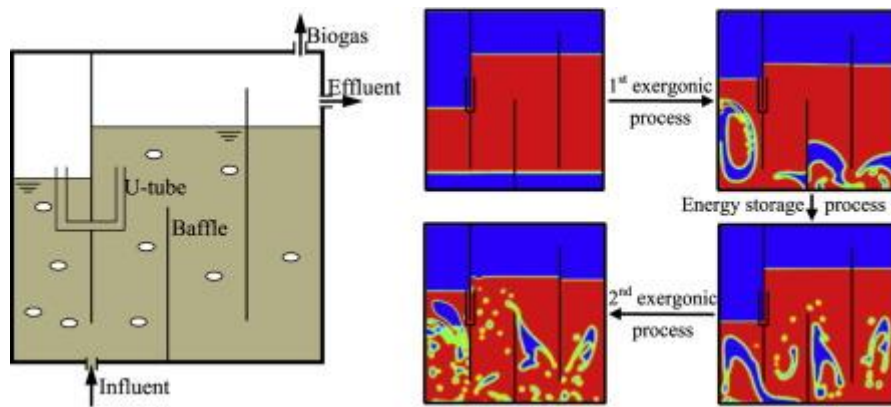


Figura 8. Esquema del reactor SA-ABR, el color rojo representa la fase líquida y el color azul la fase gaseosa (Qi et al., 2013).

2.3.4. Simulación de la agitación mecánica y aplicación de mallas móviles

La modelación del mezclado con impulsores puede abordarse de diferentes formas. Si se incorpora un tubo de aspiración rodeando el impulsor, puede asumirse un flujo constante en la entrada. Meroney y Colorado (2009) simularon el bombeo en los tubos de aspiración como áreas de ventilador virtual. También pueden utilizarse mallas móviles para modelar el movimiento de un impulsor dentro de un tubo de aspiración.

Existen dos métodos para simular el movimiento en la zona cercana al impulsor: el método de malla deslizante (SMM, por sus siglas en inglés) y el marco de

referencia múltiple (MRF). En el caso de la malla deslizante, dos regiones de celdas se reúnen en una interface no conforme. El método trata la interface como una frontera interna de Dirichlet para la región individual en cada lado (McNaughton et al., 2014). Además, se han desarrollado métodos simples y eficientes como el de diferencia espectral de malla deslizante (SSD). Este ha sido probado para diversos problemas de flujo viscoso y no viscoso, entre ellos el flujo laminar dentro de un tanque agitado (B. Zhang y Liang, 2015).

Bridgeman, Jefferson, y Parsons (2010) aplicaron técnicas de mallas deslizantes y marcos de referencia múltiple en el desarrollo de modelos CFD sobre el proceso de floculación usado para el tratamiento de agua. Por su parte, B. Wu (2011) empleó mallas deslizantes para resolver el flujo en estado transitorio partiendo de los patrones de flujo obtenidos de la convergencia de la aproximación por MRF. Los resultados de estas simulaciones mostraron que el SMM mejora las predicciones comparado con el MRF, sin embargo, el gasto computacional se eleva demasiado. Una de las conclusiones de este trabajo mostró que para aplicaciones ingenieriles es recomendable usar la aproximación MRF. Bridgeman (2012) menciona también que el gasto computacional es muy grande cuando se emplea SMM para tratar la malla móvil.

El modelo MRF es una aproximación en estado estacionario en el cual las zonas de mallas individuales se mueven a diferentes velocidades rotacionales o traslacionales. Se emplean las ecuaciones del marco de referencia en movimiento para conocer el flujo en cada zona de malla móvil. Las ecuaciones estacionarias son usadas cuando se trata de zonas fijas. Para permitir que las variables de flujo de una zona sean usadas en la frontera de la zona adyacente, se lleva a cabo una transformación local de marco de referencia en las interfaces (ANSYS, 2009).

El enfoque MRF ha sido usado para modelar zonas giratorias en contenedores cilíndricos con deflectores (Figura 9) para determinar gradientes de velocidad en reactores anaeróbicos (Sindall et al., 2013). Es común encontrar reactores equipados con tubos de aspiración. B. Wu (2010b) usó MRF en simulaciones

CFD para caracterizar el mezclado mecánico con tubo de aspiración en digestores anaeróbicos con forma de huevo. Craig et al. (2013) hizo uso del enfoque MRF para incorporar el impulsor rotatorio en el contexto de la modelación CFD. En su trabajo fue investigada la influencia de la reología del digestato en el mezclado mecánico.

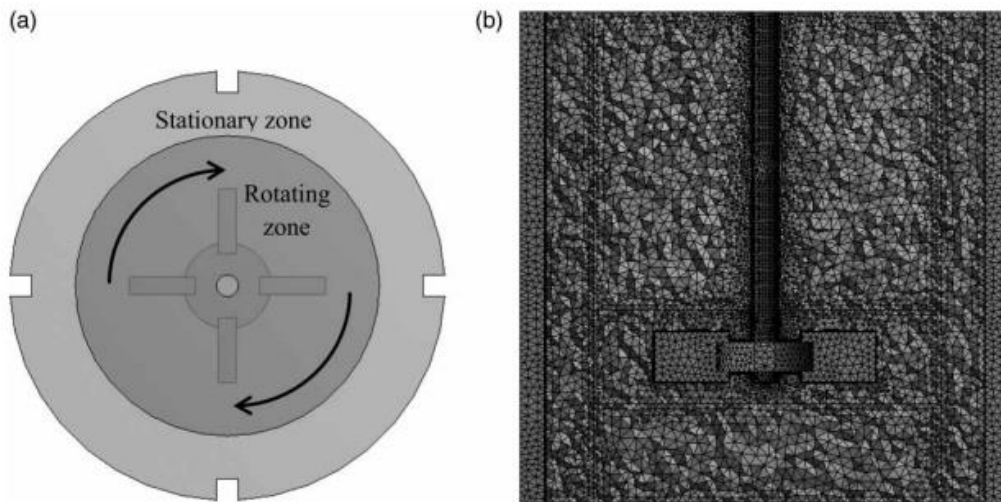


Figura 9. Diagrama de a) las zonas rotatoria y estacionaria usadas en la investigación de Sindall et al. (2013) y b) plano de corte de la malla tetraédrica empleada.

2.3.5. Modelos de turbulencia

En los estudios de CFD pueden emplearse gran cantidad de modelos de turbulencia, que pueden ser agrupados principalmente en: modelos $k - \varepsilon$ de bajo Reynolds, de alto Reynolds, modelos $k - \omega$ y el modelo de estrés de Reynolds (B. Wu, 2010a).

Modelo de turbulencia $k - \varepsilon$

Uno de los modelos de turbulencia más usado en programas comerciales de CFD es el modelo $k - \varepsilon$. Este modelo es numéricamente robusto y computacionalmente menos costoso que otros modelos, por lo que ha sido

probado en diferentes condiciones de flujo (Alexopoulos, Maggioris, y Kiparissides, 2002).

Este modelo fue propuesto por Launder y Spalding (1974), en el cual se resuelven dos ecuaciones diferenciales, una que representa la energía de turbulencia (Ecuación 11) y la tasa de disipación de la energía de turbulencia, representada por la Ecuación (12):

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho k u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_b - \rho \varepsilon \quad (11)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \varepsilon) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho \varepsilon u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} (G_k + C_{3\varepsilon} G_b) - C_{2\varepsilon} \rho \frac{\varepsilon^2}{k} \quad (12)$$

donde ρ es la densidad del líquido, t es el tiempo, u es la velocidad, μ es la viscosidad, μ_t es la viscosidad de turbulencia, k y ε son la energía de turbulencia y la tasa de disipación respectivamente, σ_k y σ_ε son números de Prandtl turbulentos, G_k representa la generación de la energía cinética turbulenta debido a gradientes de velocidad media, G_b es la generación de energía cinética de turbulencia debida a la flotabilidad, $C_{1\varepsilon}$, $C_{2\varepsilon}$ y $C_{3\varepsilon}$ son constantes.

Modelo de turbulencia $k - \omega$

Desde su aparición, el modelo de turbulencia $k - \omega$ ha sido continuamente refinado y se ha demostrado su precisión para un amplio rango de flujos turbulentos (Wilcox, 2008).

Las Ecuaciones (13, 14) gobiernan la energía cinética de turbulencia y la tasa específica de disipación:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho u_j k) = \rho \tau_{ij} \frac{\partial u_i}{\partial x_j} - \beta^* \rho k \omega + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \sigma^* \frac{\rho k}{\omega} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] \quad (13)$$

$$\begin{aligned}
& \frac{\partial}{\partial t}(\rho\omega) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho u_j \omega) \\
&= \alpha \frac{\omega}{k} \rho \tau_{ij} \frac{\partial u_i}{\partial x_j} - \beta \rho \omega^2 + \sigma_d \frac{\rho}{\omega} \frac{\partial k}{\partial x_j} \frac{\partial \omega}{\partial x_j} \\
&+ \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \sigma \frac{\rho k}{\omega} \right) \frac{\partial \omega}{\partial x_j} \right]
\end{aligned} \tag{14}$$

donde p es la presión estática, τ_{ij} es el tensor de estrés de Reynolds, β y σ son fuerzas de cuerpo, k y ω son la energía cinética de turbulencia y la tasa específica de disipación respectivamente.

Este modelo de turbulencia se ha aplicado en el análisis de fluidos no newtonianos en digestores anaeróbicos (B. Wu, 2011), así como en modelos que integran procesos físicos y biológicos (B. Wu y Chen, 2011).

2.3.6. Definición de números adimensionales

Ruzicka (2008) describe a los números adimensionales como expresiones algebraicas; cocientes en los cuales ambos términos son potencias de cantidades físicas con las dimensiones físicas totales iguales a la unidad. De acuerdo con este autor, los números adimensionales pueden ser obtenidos de dos fuentes principales: análisis dimensional y escalamiento de ecuaciones gobernantes.

En los estudios de CFD aplicados a la digestión anaeróbica el número adimensional más ampliamente usado es el número de Reynolds. También se hace mención de un número adimensional muy importante durante el preprocesamiento, relacionado con la distancia al centroide de la primera celda.

Número de Reynolds

Este número adimensional es una relación de la convección y la viscosidad (Ruzicka, 2008). El cálculo de este número adimensional toma varias formas dependiendo de las condiciones de flujo donde valla a ser determinado.

En el caso de tanques agitados cilíndricos, el número de Reynolds de calcula de acuerdo con la Ecuación (15), la cual es aplicable a fluidos no newtonianos (Chen, 1981):

$$Re = \frac{\rho N D^2}{\eta} \quad (15)$$

donde N es la velocidad de rotación, D es el diámetro del impulsor y η es la viscosidad aparente.

En el caso del flujo de fluidos no newtonianos en tuberías, Metzner y Reed (1955) propusieron el número de Reynolds generalizado, el cual es calculado con la Ecuación (16):

$$Re_g = \frac{\rho U^{2-n} D^n}{k \left(0.75 + \frac{0.25}{n} \right)^n 8^{n-1}} \quad (16)$$

donde U es la velocidad promedio del fluido, D es el diámetro de la tubería y k es el índice de consistencia.

Tamaño de la celda adyacente a la pared

La distancia adimensional a la pared es conocida como y^+ . De acuerdo con B. Wu (2010a) puede usarse una $y^+=1$ ideal, con el número de Reynolds global (Re_b) para aproximar la distancia del centroide de la primera celda de la malla a la pared (Δy).

$$\Delta y \approx y^+ (5.06 d_h Re_b^{-7/8})$$

donde y^+ es un número adimensional y d_h es el diámetro hidráulico.

2.4. Validación de modelos CFD

Una parte importante en el desarrollo de modelos computacionales es la validación de los resultados. Existen diversas técnicas que pueden ser usadas

para confirmar la precisión de los modelos CFD, como el Rastreo Automatizado de Partículas Radioactivas por Computadora (CARPT, por sus siglas en inglés), la distribución de tiempos de residencia, formación de cavernas durante el mezclado, Velocimetría de Imágenes de Partículas, entre otras.

2.4.1. Rastreo Automatizado de Partículas Radioactivas por Computadora (CARPT)

El CARPT es un método no invasivo empleado para la medición de las velocidades instantáneas en un campo de flujo, basado en el principio de seguimiento del movimiento de una partícula radioactiva empujada como marcador. Para estos experimentos se sigue una secuencia que consiste en la preparación de la partícula trazadora, la calibración in situ, la corrida experimental y el postprocesos de los datos obtenidos (Karim, Varma, Vesvikar, y Al-Dahhan, 2004)

Vesvikar y Al-Dahhan (2005) evaluaron un modelo CFD de un digestor anaeróbico usando datos experimentales obtenidos mediante la técnica CARPT. Los patrones de flujo, perfiles de velocidad y volumen de zonas muertas obtenidos mediante la simulación concordaron razonablemente con los datos experimentales. Una vez validado el modelo, llevaron a cabo simulaciones adicionales con distintas configuraciones del digestor.

En varias investigaciones de CFD se han empleado resultados experimentales de trabajos previos. Karim, Thoma, y Al-Dahhan (2007) usaron los datos experimentales de CARPT reportados por (Karim et al., 2004) para la evaluación de los efectos de la configuración de un digestor de circulación de gas en la eficacia del mezclado. Así mismo, Coughtrie et al. (2013) emplearon los resultados de CARPT obtenidos por Karim et al. (2004) para estudiar el efecto del modelado de la turbulencia en la predicción de las características de flujo en un reactor agitado por recirculación de gas.

2.4.2. Velocimetría de Imágenes de Partículas (PIV)

La PIV (por sus siglas en inglés, Particle Image Velocimetry) ha sido ampliamente usada como técnica de validación para modelos CFD. Raffel, Willert, y Kompenhans (2007) mencionan que las publicaciones que describen los principios básicos del PIV datan del año 1932. La mayoría de ellas surgieron en los ochenta, incluyendo las contribuciones acerca de las raíces del PIV moderno.

La PIV es una técnica instantánea, que dependiendo del equipo utilizado puede ser bi o tridimensional. Además, esta técnica no invasiva permite el mapeo de vectores en fluidos semitransparentes (Buchhave, 1992). La PIV ha evolucionado hasta convertirse en el método dominante para velocimetría en mecánica de fluidos experimental y ha contribuido en el entendimiento de flujos turbulentos y complejos, sin embargo, tiene limitaciones en la precisión y resolución espacial (Westerweel, Elsinga, y Adrian, 2013).

En un equipo PIV se emplea un pulso láser que ilumina partículas localizadas en el flujo del fluido, al momento que una cámara de alta velocidad captura imágenes de las partículas durante su trayecto en el flujo, capturando pares de imágenes en sucesión rápida a intervalos de tiempo controlados (Daigle, Bérubé, Bergeron, y Matte, 2013).

En el procesamiento de los datos de PIV, las imágenes captadas con la cámara son divididas en áreas de interrogación. Cada una de estas regiones son correlacionadas para producir un vector de desplazamiento promedio. Haciendo esto para todas las áreas de interrogación se genera un mapa de vectores. Al transformar los desplazamientos de cámara a dimensiones físicas y dividiendo por el tiempo entre los dos marcos capturados, los vectores de desplazamiento son convertidos a un mapa de vectores de velocidad en bruto (DantecDynamics, 2006).

Actualmente, en algunas investigaciones de CFD relacionadas con digestores anaeróbicos se ha empleado la PIV como técnica de validación. Montante,

Magelli, y Paglianti (2013) realizaron su investigación en un reactor de tanque agitado para la producción de biohidrógeno mediante la fermentación de residuos orgánicos. Las características hidrodinámicas locales del sistema fueron investigadas experimentalmente mediante PIV y Procesos de Imagen Digital (DPI) para determinar los campos de velocidad de las dos fases.

De las aplicaciones de PIV para validar los resultados de simulaciones CFD, destaca la labor de Dapelo et al. (2015) para el desarrollo de un modelo multifásico que simula el mezclado por recirculación de gas en un digestor anaeróbico. Se destaca que la técnica PIV puede arrojar resultados erróneos en las regiones cercanas a la columna de burbujas debido a la refracción de los rayos láser (Figura 10).

Asimismo, J. Wu et al. (2012) evaluaron las características de flujo cuantitativo a microescala con el uso de PIV avanzada y el rendimiento de un digestor anaeróbico de circulación interna en varias condiciones hidrodinámicas.

Amokrane, Charton, Lamadie, Paisant, y Puel (2014) realizaron simulaciones CFD en una columna pulsante de disco y rosquilla, donde el flujo tiene gran influencia en el transporte, ruptura y coalescencia de las gotas pequeñas en el aparato. Compararon los resultados del modelo con PIV en el periodo de pulsación. Además, compararon diferentes esquemas de discretización y modelos de turbulencia con los datos experimentales.

Por su parte, Montante y Paglianti (2015) identificaron varias características como los campos de velocidad, inestabilidades del flujo de gran amplitud y la variación del consumo de energía dependiendo del nivel de líquido. Para determinar los campos de velocidad en un reactor cilíndrico de fondo plano usaron PIV. Adicionalmente, obtuvieron el tiempo de mezclado usando Fluorescencia Inducida por Láser Planar (PLIF, por sus siglas en inglés).

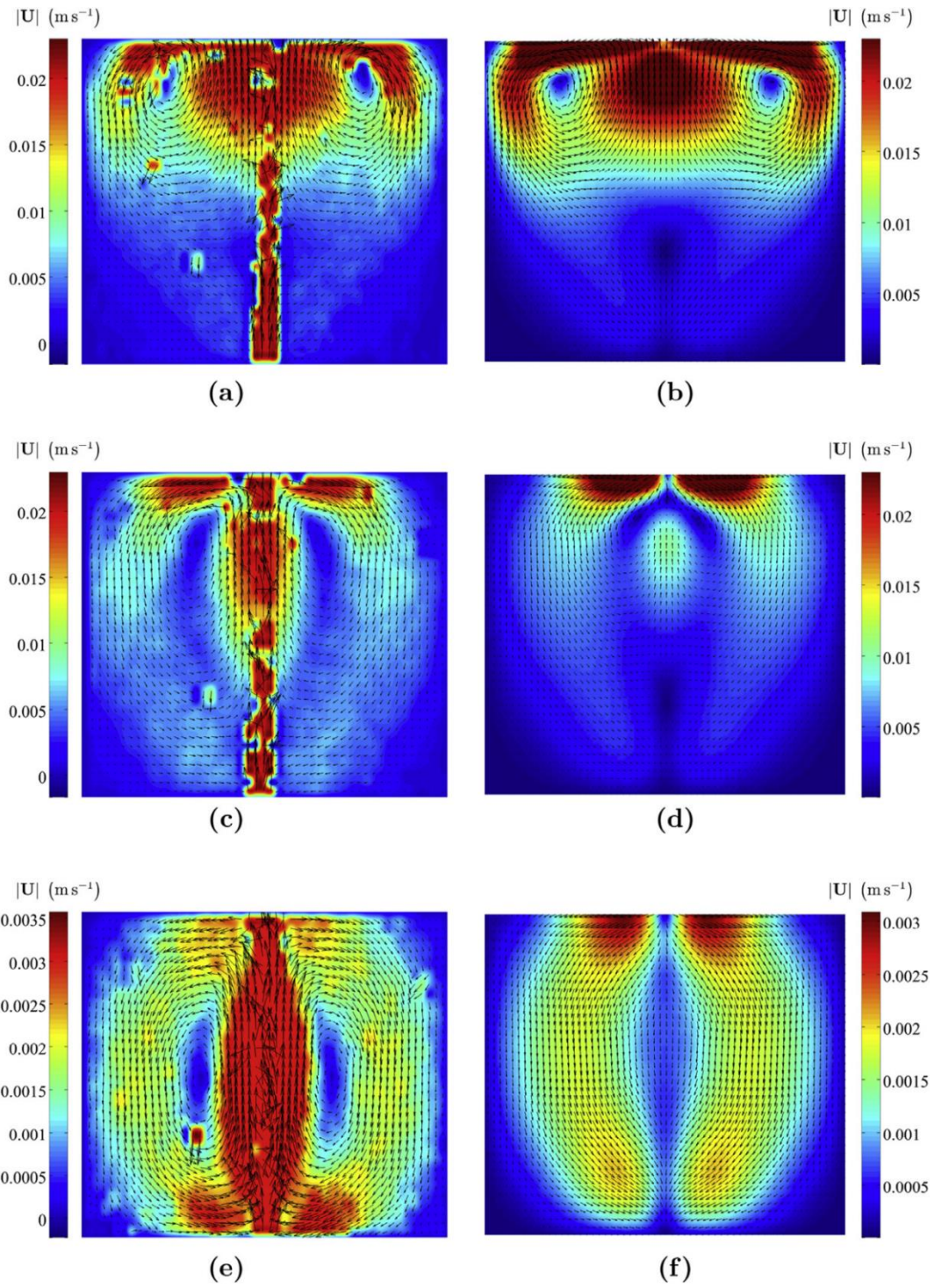


Figura 10. Comparación de resultados experimentales obtenidos mediante PIV y los obtenidos mediante CFD (Dapelo et al., 2015).

3. MATERIALES Y MÉTODOS

3.1. Arreglo experimental

El experimento de PIV se llevó a cabo en un tanque agitado con una capacidad de 296 ml echo de vidrio. Se utilizó un criterio de similitud geométrica para escalar el contenedor del reactor y realizar mediciones (Martínez-García, 2013). El factor de escala fue de 1:3.35, y el nivel de líquido se mantuvo en 8.62 cm. Se empleó una bomba centrífuga para proporcionar agitación, y se conectó una válvula para regular el flujo de entrada. Las dimensiones del recipiente original y escalado se muestran en la Figura 11 (los números entre paréntesis representan las dimensiones escaladas).

La velocidad en el tubo de entrada de flujo se estableció en 0.5 m s^{-1} y el nivel de líquido se mantuvo constante. Para todos los experimentos se empleó un fluido modelo que consistió en una solución de harina de nopal al 0.1% p/v. El recipiente se introdujo en un tanque prismático lleno de agua para reducir la refracción del láser debida la parte cilíndrica del recipiente. Sin embargo, no fue posible evitar la refracción de la luz láser en la sección esférica.

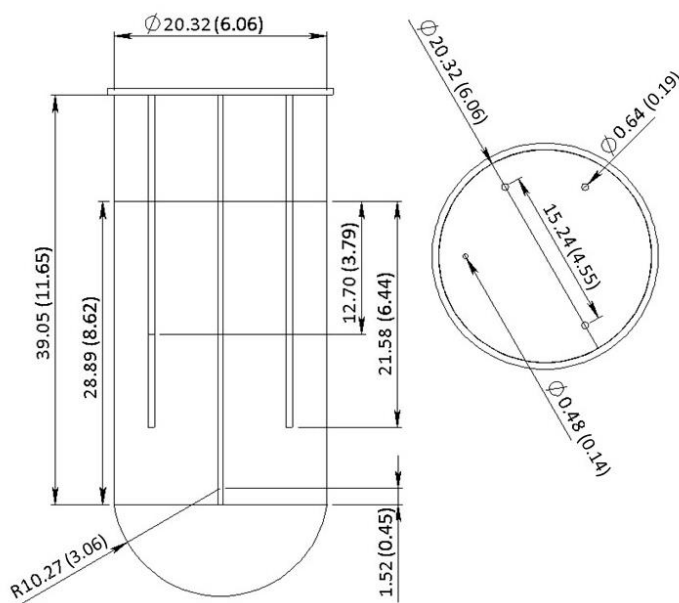


Figura 11. Dimensiones del contenedor de fondo esférico (unidades en cm).

El fluido modelo se sembró con esferas de vidrio huecas, de 10 μm de diámetro y densidad igual a 1.1 g cm^{-3} . El sistema PIV consta de una cámara de 2M / E de sentido de flujo (1200 x 1600 píxeles), la fuente de luz era un láser de doble cavidad Nd: YAG (longitud de onda de 532 nm, frecuencia de 15 Hz, energía de 65 mJ). El sistema óptico está provisto de una lente cilíndrica para transformar el haz láser en un plano vertical y coaxial con respecto al eje del recipiente. La configuración experimental se muestra en la Figura 12.

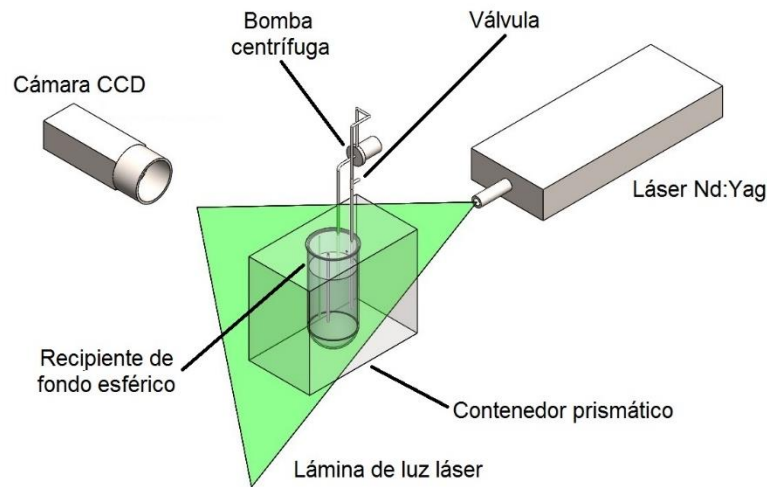


Figura 12. Montaje experimental para PIV.

El campo de visión de la cámara comprendió la parte cilíndrica del recipiente y se alcanzó la suficiente resolución espacial. El tiempo entre pulsos de láser se estableció en 67567 μs y la velocidad de disparo fue de 14,8 Hz. Las áreas de interrogación fueron establecidas con dimensiones de 32x32 píxeles, con una superposición del 50% entre celdas adyacentes. Los vectores de velocidad se calcularon aplicando un algoritmo de correlación cruzada a cada par de imágenes. Todos los vectores se analizaron mediante la validación de picos, validación de la media móvil y filtro de medias. Para obtener convergencia estadística en velocidades medias se requirieron 200 imágenes.

3.2. Caracterización reológica

Las muestras para pruebas reológicas fueron tomadas de dos reactores mesofílicos en el Laboratorio de Bioprocesos (Figura 13) del Departamento de Ingeniería Agroindustrial (Chapingo, México). Uno de los reactores es alimentado con una mezcla de proporción 82% nopal-18% estiércol de bovino y el otro es alimentado solamente con estiércol de bovino, ambas alimentaciones con una concentración de 4% de sólidos totales.



Figura 13. Digestores anaeróbicos en el Laboratorio de Bioprocesos. Universidad Autónoma Chapingo.

El fluido modelo se preparó con harina de nopal en solución al 0,1%. El tiempo de hidratación del mucílago de nopal fue de 24 horas a 60 °C en agitación continua. Además, se preparó una solución de goma xantana al 0.1% bajo las mismas condiciones que el fluido modelo, esto con el fin de comparar que fluido presentaba mayores similitudes con las propiedades reológicas del digestato.

Las pruebas reológicas se realizaron en un Reómetro Híbrido Discovery HR-3 (TA instruments, USA) conectado a un baño de agua con temperatura controlada (Figura 14). El reómetro se equipó con una geometría de cono-plato fabricada de acero (ángulo del cono: 1.986 °, diámetro: 60 mm). La temperatura se mantuvo constante a 20 °C. La prueba realizada fue un barrido de flujo, aplicando un barrido logarítmico en el rango de 0.01-100 s⁻¹ de velocidad de cizalla.



Figura 14. Reómetro empleado en las pruebas reológicas.

3.3. Modelado CFD

Para simular los patrones de flujo en el digestor anaeróbico fue empleado el programa comercial ANSYS Fluent 17.0 (Fluent, 2016). La geometría del biodigestor (Figura 15a) se generó usando el programa SolidWorks (SolidWorks, 2015) y posteriormente fue exportada al programa DesignModeler del paquete computacional de ANSYS. La generación de hexaedros en el mallado fue posible dividiendo el dominio en geometrías más simples (Figura 15b). El programa Meshing (Fluent, 2016) fue empleado para realizar las mallas híbridas (Figura 15c), que consistieron en una parte hexaédrica (sección cilíndrica) y otra tetraédrica (sección esférica).

Los tubos de entrada y de salida fueron divididos empleando un offset grid, que permite la generación de mallas estructuradas en cuerpos cilíndricos. El termopar y el tubo de salida de efluente fueron mallados usando el método de zonas múltiples estructurado. El tamaño de los elementos en la zona no estructurada se definió en 4.2×10^{-4} para la malla mediana. Las zonas del fondo esférico que no podían ser malladas como hexaédricas se realizaron utilizando el método de zonas múltiples con núcleo hexaédrico. Este método permite generar el mayor

número de elementos hexaédricos llenando el espacio restante con pirámides y tetraedros (ANSYS, 2009).

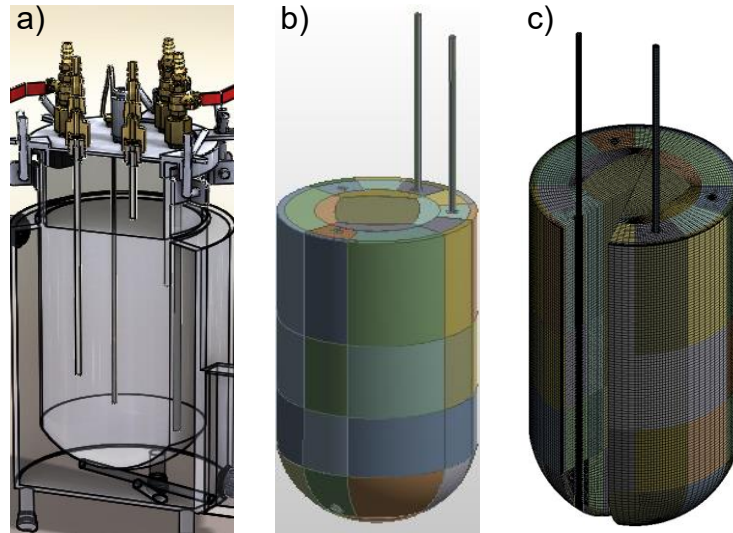


Figura 15. a) Vista de sección de la geometría del reactor original, b) división de la geometría de la fase líquida en cuerpos más simples y c) malla híbrida generada.

3.3.1. Pruebas de independencia de malla

Una manera de optimizar las mallas para los estudios de CFD es mediante el Índice de Convergencia de Malla (GCI, Grid Convergence Index) (Bridgeman, 2012; Craig et al., 2013; Roache, 1994). Para calcular el GCI se eligió el gasto másico en el interior del tubo de salida y se utilizó como parámetro de rendimiento f . Se realizaron tres refinamientos y se obtuvieron las soluciones discretas f_1 , f_2 y f_3 , con el GCI calculado como:

$$GCI = \frac{F_s |\epsilon|}{r^p - 1}$$

$$\epsilon = \frac{f_2 - f_1}{f_1}$$

$$r = \frac{h_1}{h_2}$$

$$p = \frac{\ln\left(\frac{f_3 - f_2}{f_2 - f_1}\right)}{\ln(r)}$$

$$f_{h=0} = f_1 + \frac{f_1 - f_2}{r^p - 1}$$

$$\frac{GCI_{23}}{r^p GCI_{12}} \approx 1$$

donde F_s es un factor de seguridad ($F_s=3.0$ de acuerdo con (Bridgeman, 2012; Roache, 1994)), ϵ es el error relativo, r es la relación de refinamiento, p es el orden de convergencia, $f_{h=0}$ es el enfoque diferido al límite, y los subíndices 1, 2 y 3 se refieren a las mallas fina, mediana y gruesa (Figura 16) respectivamente.

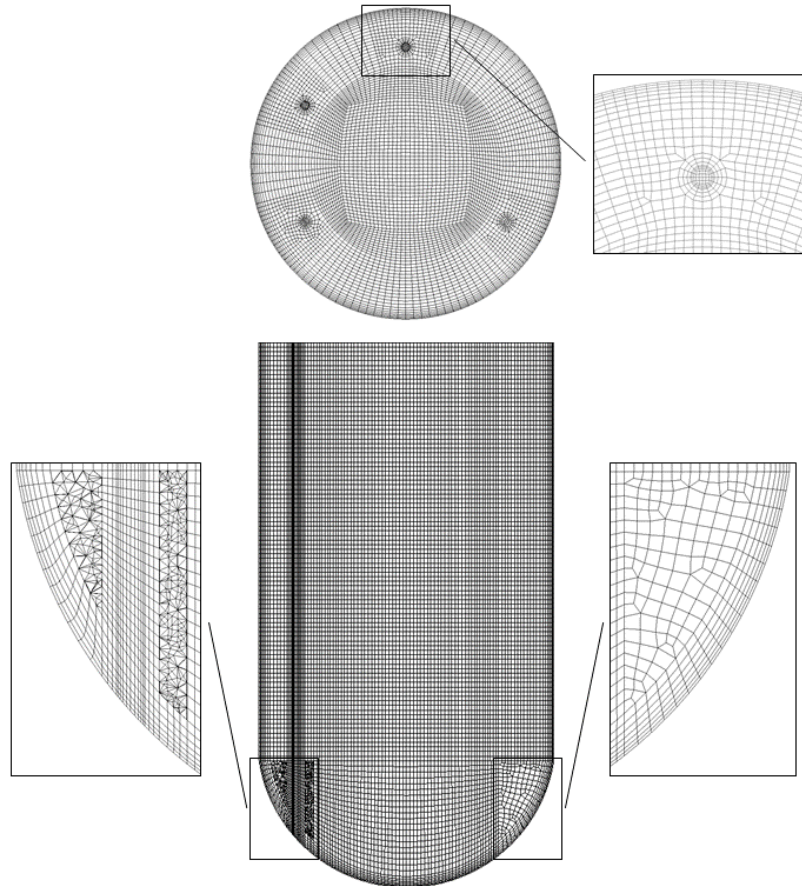


Figura 16. Detalles de la malla gruesa.

Las pruebas de independencia de malla se realizaron empleando agua como fluido de trabajo para simplificar los cálculos. Se empleó el modelo de turbulencia estándar $k - \varepsilon$ y se emplearon las mismas condiciones iniciales y de frontera para todas las mallas.

3.3.2. Supuestos para la simulación del flujo no newtoniano

La agitación mediante la circulación de la bomba en el digestor anaeróbico se estableció en los siguientes supuestos de simplificación:

- Se utilizó un modelo monofásico, en el que la interacción entre gas y líquido se consideró despreciable.
- No se considera la transferencia de calor y la temperatura es constante a 20 °C.
- El digestato es un fluido no newtoniano con un comportamiento de adelgazamiento por cizalladura, de acuerdo con la caracterización reológica.

3.3.3. Ecuaciones de gobierno

Se empleó la Ecuación (9) que define la conservación de la masa, así como la Ecuación (10) que describe la conservación del movimiento. Se empleó el modelo de turbulencia $k - \omega$ estándar descrito por las Ecuaciones (13, 14).

Para realizar un mejor análisis y determinar que modelo de turbulencia generaba resultados más acordes con los datos experimentales, se empleó el modelo de turbulencia SST- $k - \omega$, que de acuerdo con Craig et al. (2013), ha demostrado tener buenas aproximaciones cuando se usa para simular fluidos no Newtonianos.

3.3.4. Modelo reológico

El comportamiento reológico de los digestatos, así como de los fluidos modelo fue descrito empleando el modelo de viscosidad de Cross (Ecuación 5), obtenido de los datos experimentales. Dicho modelo fue introducido en el código de Fluent

como una Función Definida por el Usuario (UDF, User Defined Function) programada en lenguaje C.

3.3.5. Condiciones iniciales, de frontera y procedimiento numérico

Cuatro velocidades de entrada diferentes (0.3, 0.4, 0.5 y 0.6 m s⁻¹) fueron probadas con el fin de encontrar la mejor que redujera las zonas muertas de mezclado, pero sin incrementar demasiado el consumo de potencia. Todas las paredes sólidas se trataron como paredes sin deslizamiento. De acuerdo con Craig et al. (2013), la superficie del líquido en el digestor se trató como una pared deslizante, es decir, considerando cero cizalladura. El caudal de salida se ajustó en 0 Pa como salida de presión. Las interfaces entre los tubos de entrada y salida con el interior del recipiente se establecieron como interior. El criterio de convergencia se estableció en 1×10^{-5} para todos los residuales.

3.3.6. Ajustes de CFD

El procedimiento de simulación incluyó los siguientes pasos:

1. Importar el archivo de la malla generada en el programa Meshing al solucionador de Fluent. Verificar y suavizar las celdas.
2. Definir el solucionador como 3D, estado estacionario, implícito y basado en la presión.
3. Establecer el modelo de turbulencia. Seleccionar primeramente el modelo $k - \omega$ estándar del panel de viscosidad y activar la casilla de correcciones de bajo Reynolds. Una vez terminadas las simulaciones cambiar al modelo SST- $k - \omega$ y seguir los pasos subsecuentes.
4. Especificar las propiedades del material introduciendo la UDF, que incluye el modelo de viscosidad de Cross con la finalidad de simular el comportamiento de adelgazamiento por cizalladura.
5. Definir las condiciones de frontera estableciendo la velocidad de entrada de flujo a los valores especificados anteriormente, establecer la parte superior del tubo de salida de flujo como una salida de presión a 0 Pa, además,

establecer la superficie del fluido como una pared de cero cizalladura cuando el caso lo requiera.

6. Definir las condiciones de operación activando la aceleración de la gravedad. Las ecuaciones de gobierno son resueltas usando el algoritmo del método SIMPLE
7. Activar la impresión de residuales durante los cálculos y establecer todos los residuales en 1×10^{-5} .
8. Inicializar la solución y correr el programa.

4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.1. Propiedades reológicas del fluido

En la caracterización reológica de los digestatos y fluidos modelo se observó un comportamiento de adelgazamiento por cizalladura. El modelo de viscosidad de Cross fue elegido describir el comportamiento reológico del digestato. Los datos experimentales ajustados al modelo de viscosidad de Cross se muestran en la Figura 17.

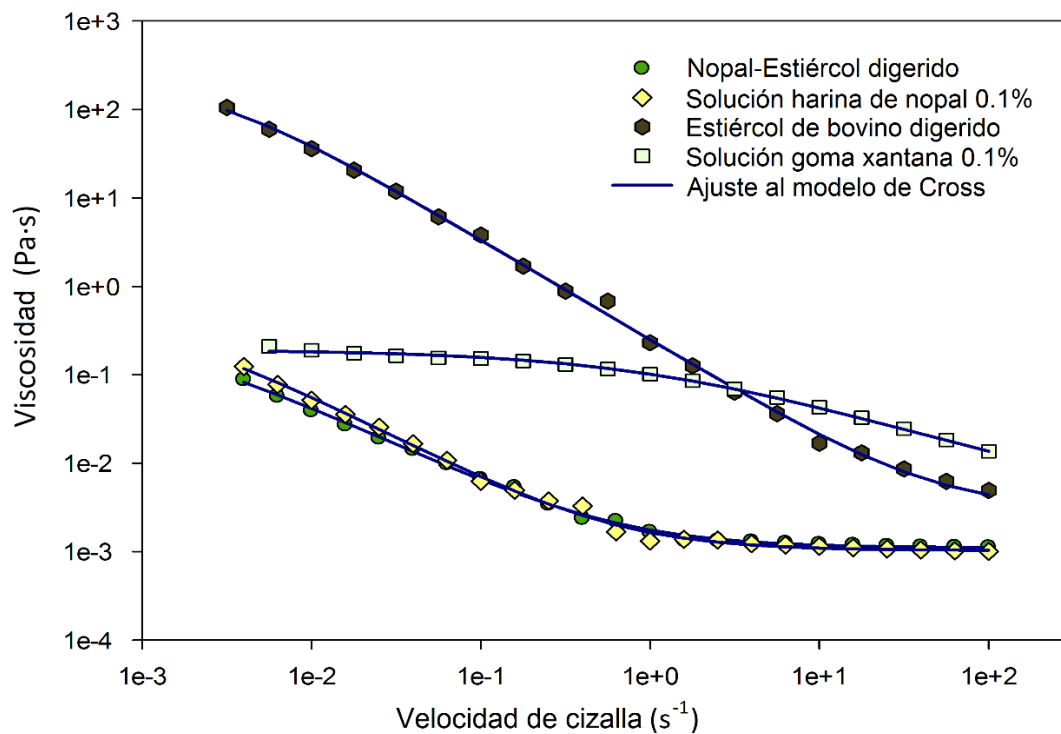


Figura 17. Datos experimentales y ajuste al modelo de Cross para los fluidos estudiados.

El fluido de trabajo elegido para las simulaciones fue la mezcla de proporción 82% nopal-18% estiércol de bovino. Como se puede apreciar, la codigestión anaeróbica tiene grandes diferencias en el aspecto reológico al compararse con la monodigestión de estiércol de bovino.

Además, se observa que de los fluidos modelo elaborados, la solución de harina de nopal al 0.1% tiene un comportamiento reológico más parecido al del digestato de nopal-estiércol que el presentado por la goma xantana.

De esta manera, la solución de harina de nopal al 0.1% fue elegida como fluido modelo para los experimentos PIV. Los valores de los parámetros del modelo de Cross para los fluidos empleados se muestran en el Cuadro 3.

Cuadro 3. Propiedades reológicas de los fluidos empleados.

	η_0 (Pa·s)	η_{inf} (Pa·s)	a_c (Pa·s ⁿ)	m (adim)	R^2 (adim)
Nopal-Estiércol	0.48842	0.0010404	806.175	0.997	0.988
Harina de nopal 0.1%	0.30299	0.0011062	745.603	0.928	0.996
Estiércol bovino	97.64692	0.0011034	466.185	1.108	0.992
Goma Xantana 0.1%	0.18508	0.0136631	151.515	1.074	0.989

4.2. Pruebas de independencia de malla

La calidad ortogonal fue similar en las tres mallas (Cuadro 4). La distribución de calidades de la malla muestra que la mayoría de los elementos tienen calidad ortogonal superior a 0.8 (Figura 18).

Cuadro 4. Características de las mallas evaluadas.

Tamaño de malla	Nodos	Elementos	Calidad ortogonal (mínima, máxima)	Tasa de crecimiento	Asimetría (mínima, máxima)	Relación de aspecto máxima
Gruesa	2,709,637	706,792	0.038864, 1	1.2	1.305 e-10, 0.99972	43.167
Mediana	4,985,628	1,293,778	0.047627, 1	1.2	1.305 e-10, 0.99757	35.154
Fina	7,732,283	2,001,153	0.0697, 1	1.2	1.305 e-10, 0.98965	68.030

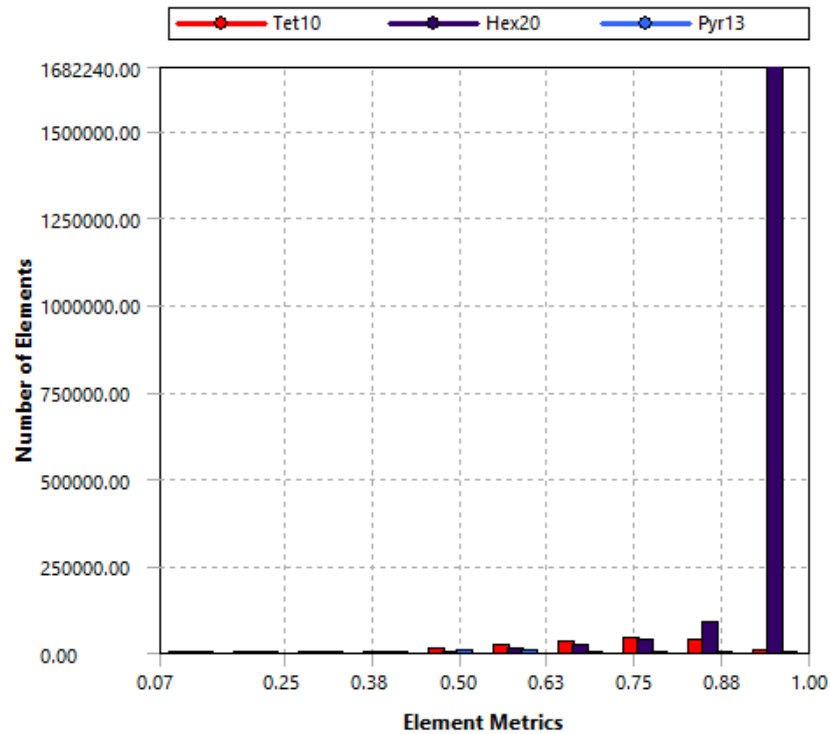


Figura 18. Calidad ortogonal de la malla fina.

Los vectores de velocidad obtenidos con la malla mediana son muy similares a los obtenidos con las mallas mediana y gruesa (Figura 19), sin embargo, la malla fina fue elegida porque el valor de GCI12 es mucho menor comparado con GCI23.

Los resultados integrados de las mallas gruesa, mediana y fina se muestran en el Cuadro 5. El rango asintótico obtenido a partir del análisis fue 1.00477, muy cercano a la unidad, que de acuerdo con Craig et al. (2013) dicho resultado implica que la malla fina proporciona resultados suficientemente precisos.

La aproximación al límite o extrapolación de Richardson proporciona un valor estimado de valor del parámetro de rendimiento (flujo másico a la salida del sistema de flujo). Comparando dicho valor obtenido $f=0.000769$, con el valor arrojado por las simulaciones CFD, se observa que el valor obtenido por la malla fina es el más próximo.

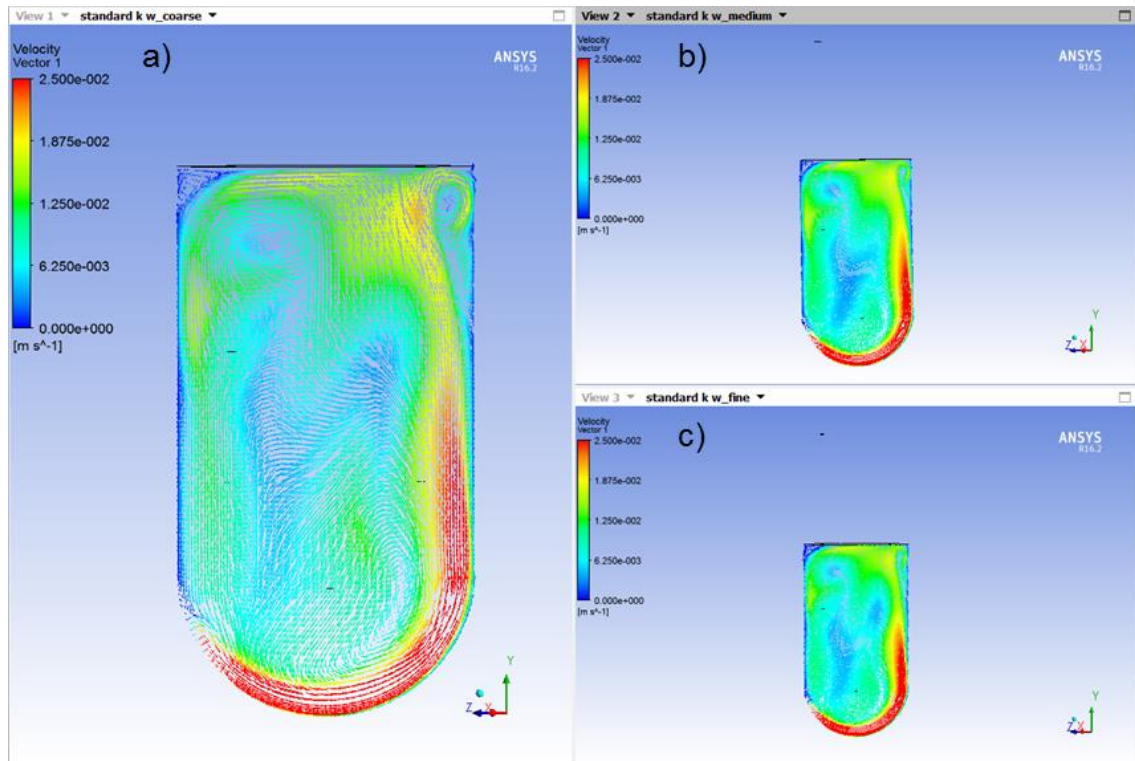


Figura 19. Vectores de velocidad obtenidos con las mallas a) gruesa, b) mediana y c) fina.

Cuadro 5. Parámetros del Índice de Convergencia de Malla (GCI)

	Gruesa	Mediana	Fina
Número de elementos	706,792	1,293,778	2,001,153
Tiempo CPU (h)	3	7	12
Velocidad de flujo másico en el tubo de salida (kg/s)	0.00075	0.000764	0.000767
Orden de convergencia (p)	-	2.209915	3.063307
GCI	-	0.810026	0.211922

4.3. Validación del modelo CFD

Inicialmente, se realizó una comparación cualitativa de líneas de corriente y vectores de velocidad (Figuras 20 y 21). La validación se realizó a 0.5 m s^{-1} como velocidad de entrada en el modelo CFD y en el experimento PIV. Se observa que las líneas de corriente son muy similares en los vórtices creados en la esquina superior derecha, sin embargo, el vórtice en la parte central superior difiere en magnitud. Respecto a los vectores de velocidad, se observa que tienen direcciones muy similares tanto en las simulaciones CFD como en las PIV. La magnitud de los vectores generados por CFD es ligeramente mayor que los vectores obtenidos por PIV.

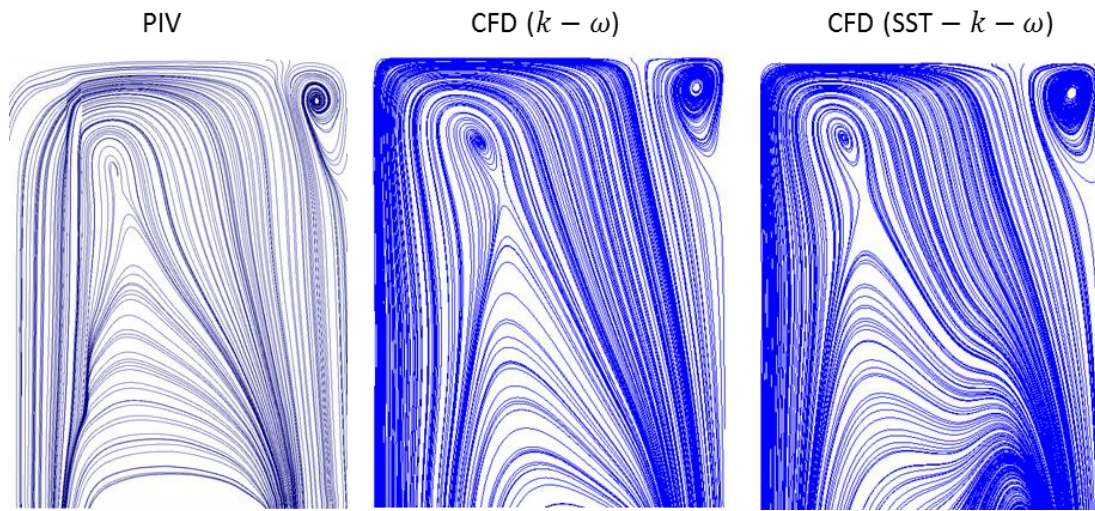


Figura 20. Comparación de líneas de corriente obtenidas con PIV y las obtenidas con los modelos de turbulencia empleados en CFD.

Al comparar las velocidades obtenidas mediante PIV con las obtenidas por CFD se observa que el modelo que ofrece soluciones más aproximadas a los datos experimentales es el SST- $k - \omega$ con la superficie de líquido tratada como una pared de cizalla cero. La Figura 22 muestra las comparaciones de velocidad en u obtenidas a partir del modelado y las mediciones.

Con el fin de obtener una comparación cuantitativa de los resultados, se realizaron los análisis de la Raíz Cuadrada del Error Medio (RMSE) y el

Coeficiente de Variación (CV) de las velocidades en u y v obtenidas mediante PIV y el modelo SST- $k - \omega$ de CFD.

El valor RMSE obtenido fue 0,001274 para la velocidad en u y 0,002767 para la velocidad en v . Los valores del coeficiente de variación (Cuadro 6) muestran que la velocidad en v tiene más similitudes entre las simulaciones y las mediciones, además el RSME muestra una mejor aproximación entre PIV y CFD para la velocidad de u y el CV muestra mayores diferencias.

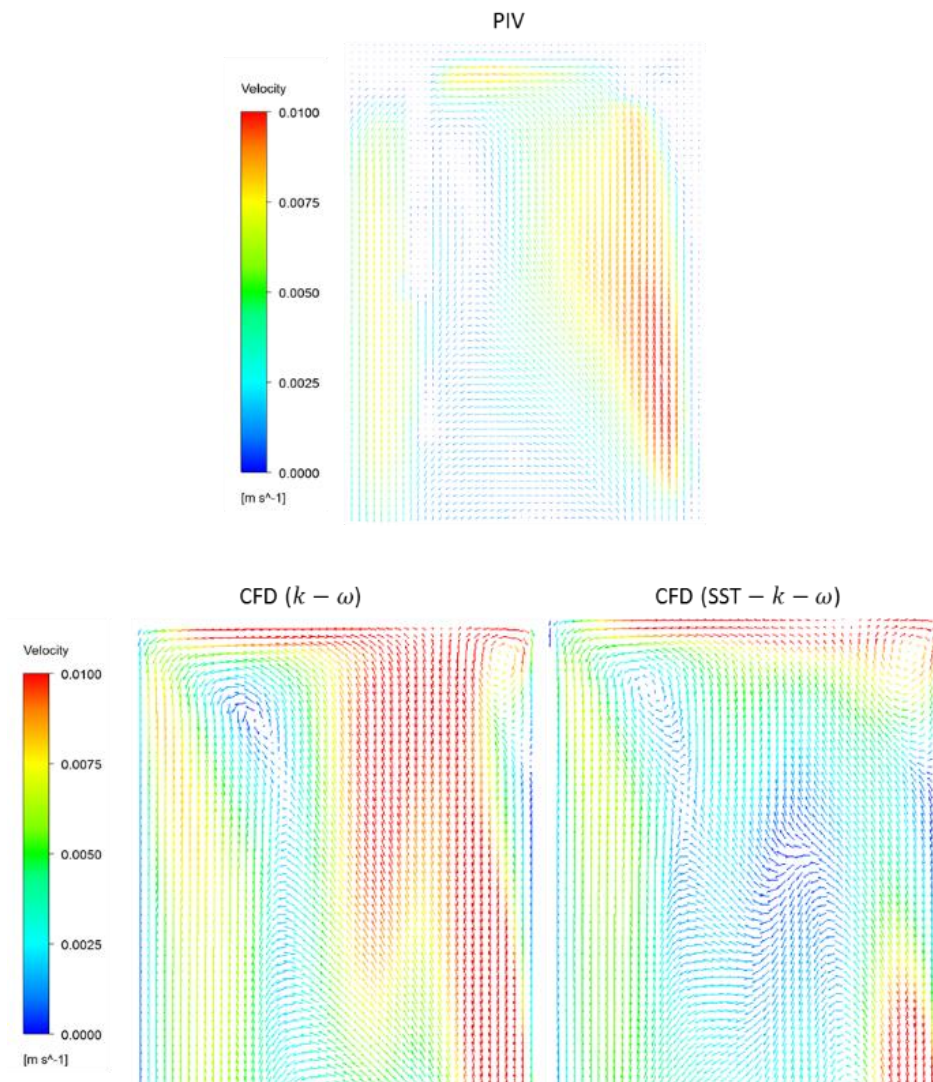


Figura 21. Comparación de los vectores de velocidad obtenidos mediante PIV y con los modelos de turbulencia de CFD.

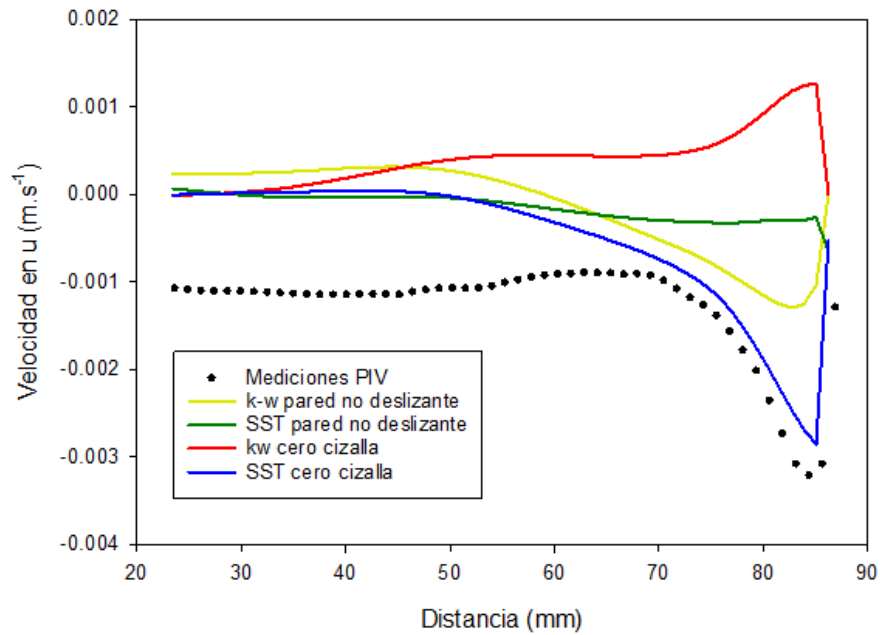


Figura 22. Comparación entre los datos experimentales de PIV y los datos de las simulaciones CFD realizadas.

Cuadro 6. Coeficientes de variación de PIV y CFD.

	CV velocidad en u	CV velocidad en v
CFD	-0.54718332	0.749526982
PIV	-1.77309618	0.749337824

Con el análisis de los datos obtenidos se encontró que, bajo las condiciones de flujo estudiadas, la asignación de la superficie del líquido como una pared de cizalla cero es más adecuado que el tratamiento como pared no deslizante. Ambos modelos, estándar $k - \omega$ y $SST - k - \omega$ presentan similitudes con los resultados experimentales estableciendo la superficie del fluido con cizalla cero. Sin embargo, al hacer un análisis más detallado se demuestra que el modelo $SST - k - \omega$ con superficie del fluido con cizalla cero es el más acorde a los datos experimentales y fue elegido para las simulaciones posteriores.

4.4. Análisis de zonas muertas

Las zonas muertas (Figura 23) se determinaron tomando el valor de 0.001 m s^{-1} como valor límite por debajo del cual existe estancamiento del fluido. Para la configuración de velocidad de entrada de 0.3 m s^{-1} , se obtuvieron zonas muertas de 60.22%. Con el aumento de la velocidad de entrada a 0.5 m s^{-1} hubo una reducción de las zonas muertas al 29.8% del espacio total (Cuadro 7).

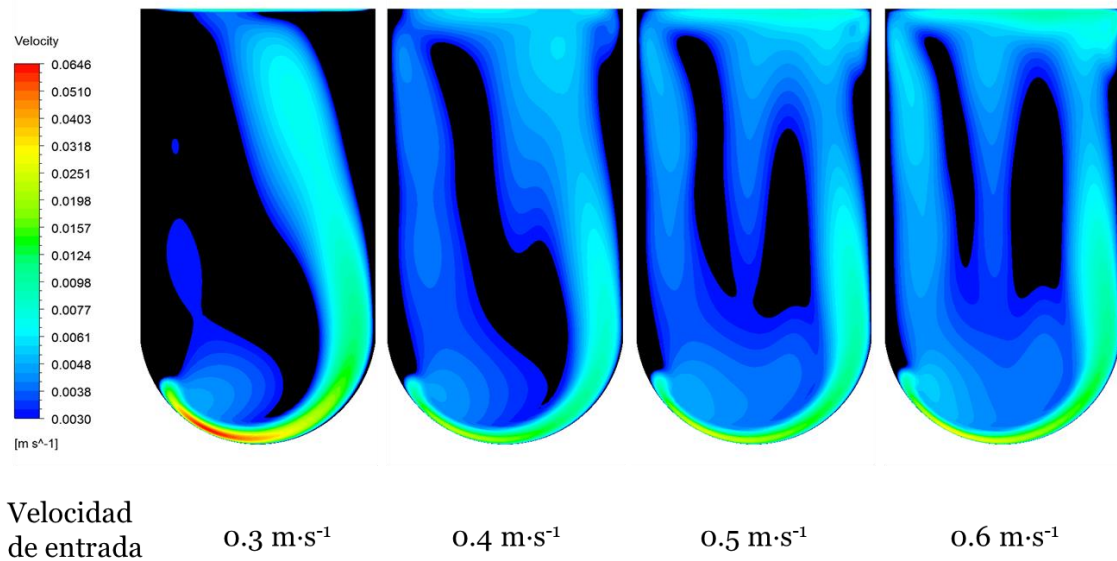


Figura 23. Zonas muertas en el reactor a diferentes velocidades de entrada.

Cuadro 7. Zonas muertas determinadas con el modelo SST- $k - \omega$

Velocidad de entrada (m.s-1)	% Espacio muerto	% Reducción absoluta de espacio muerto	% Reducción respecto al original
0.3	60.22	-	-
0.4	37.22	23	38.19
0.5	29.8	30.42	50.51
0.6	22	38.22	63.47

5. CONCLUSIONES

Se ha discutido la aplicación de modelos de CFD para mejorar la mezcla en un digestor anaeróbico cilíndrico de fondo esférico. Las simulaciones fueron validadas utilizando la técnica de PIV. La caracterización reológica de los sustratos de digestión anaerobia y la elaboración de fluidos modelo desempeñó un papel muy importante en el desarrollo del modelo y la validación de los resultados.

Para tener una mejor aproximación de los resultados de las simulaciones a los valores experimentales, es aconsejable realizar el control de temperatura durante las mediciones PIV. Esto se debe a que la influencia de la temperatura en la reología del fluido modelo es muy importante y no se consideró en este estudio.

La caracterización reológica del fluido de codigestión permitió la elaboración de un fluido modelo con propiedades reológicas muy similares a las del fluido original. El fluido obtenido fue traslúcido, por lo que permitió la experimentación con el equipo PIV. Los datos obtenidos mediante esta experimentación sirvieron para validar el modelo.

Las pruebas de independencia de malla proporcionaron un criterio de elección de la malla más adecuada para las simulaciones. La malla elegida constó de 2,001,153 elementos, con un tiempo de procesamiento de 12 horas. Esta malla se eligió debido a que los resultados que mostró tuvieron una cercanía aceptable al valor real, según la extrapolación de Richardson.

Mediante la comparación de diferentes condiciones hidrodinámicas en el modelo CFD, fue posible evaluar las zonas muertas. Las zonas muertas en las condiciones originales fueron de 60.22%, y con el aumento de la velocidad de entrada redujeron hasta 22%. Cabe destacar que a pesar de que el aumento de la velocidad de entrada reduce las zonas muertas, también incrementa el consumo de potencia.

6. REFERENCIAS

- Alexopoulos, A., Maggioris, D., & Kiparissides, C. (2002). CFD analysis of turbulence non-homogeneity in mixing vessels: A two-compartment model. *Chemical Engineering Science*, 57(10), 1735-1752.
- Amokrane, A., Charton, S., Lamadie, F., Paisant, J. F., & Puel, F. (2014). Single-phase flow in a pulsed column: Particle Image Velocimetry validation of a CFD based model. *Chemical Engineering Science*, 114, 40-50. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.ces.2014.04.003>
- Anderson, J. D. (2009). Governing Equations of Fluid Dynamics. In J. F. Wendt (Ed.), *Computational Fluid Dynamics* (pp. 15-51). Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg.
- ANSYS, I. (2009). ANSYS Fluent. 12.0 Theory guide, United States.
- Appels, L., Baeyens, J., Degreè, J., & Dewil, R. (2008). Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. *Progress in Energy and Combustion Science*, 34(6), 755-781. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.pecs.2008.06.002>
- Baroutian, S., Eshtiaghi, N., & Gapes, D. J. (2013). Rheology of a primary and secondary sewage sludge mixture: Dependency on temperature and solid concentration. *Bioresource Technology*, 140, 227-233. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2013.04.114>
- Batstone, D. J., Keller, J., Angelidaki, I., Kalyuzhnyi, S. V., Pavlostathis, S. G., Rozzi, A., . . . Vavilin, V. A. (2002). *IWA Task Group for Mathematical Modelling of Anaerobic Digestion Processes*. London: IWA Publishing.
- Bouallagui, H., Haouari, O., Touhami, Y., Ben Cheikh, R., Marouani, L., & Hamdi, M. (2004). Effect of temperature on the performance of an anaerobic tubular reactor treating fruit and vegetable waste. *Process Biochemistry*, 39(12), 2143-2148. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.procbio.2003.11.022>
- Bridgeman, J. (2012). Computational fluid dynamics modelling of sewage sludge mixing in an anaerobic digester. *Advances in Engineering Software*, 44(1), 54-62. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.advengsoft.2011.05.037>
- Bridgeman, J., Jefferson, B., & Parsons, S. A. (2010). The development and application of CFD models for water treatment flocculators. *Advances in Engineering Software*, 41(1), 99-109. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.advengsoft.2008.12.007>
- Buchhave, P. (1992). Particle image velocimetry—status and trends. *Experimental Thermal and Fluid Science*, 5(5), 586-604. doi:[http://dx.doi.org/10.1016/0894-1777\(92\)90016-X](http://dx.doi.org/10.1016/0894-1777(92)90016-X)
- Çengel, Y. A., & Cimbala, J. M. (2006). *Mecánica de fluidos: fundamentos y aplicaciones* (Vol. 1): McGraw-Hill.
- Coughtrie, A. R., Borman, D. J., & Sleight, P. A. (2013). Effects of turbulence modelling on prediction of flow characteristics in a bench-scale anaerobic gas-lift digester. *Bioresource Technology*, 138, 297-306. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2013.03.162>

- Craig, K. J., Nieuwoudt, M. N., & Niemand, L. J. (2013). CFD simulation of anaerobic digester with variable sewage sludge rheology. *Water Research*, 47(13), 4485-4497. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.watres.2013.05.011>
- Chen, Y. (1981). Impeller power consumption in mixing livestock manure slurries. *Transactions of the ASAE*, 24(1), 187-0192.
- Dai, X., Gai, X., & Dong, B. (2014). Rheology evolution of sludge through high-solid anaerobic digestion. *Bioresource Technology*, 174, 6-10. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2014.09.122>
- Daigle, A., Bérubé, F., Bergeron, N., & Matte, P. (2013). A methodology based on Particle image velocimetry for river ice velocity measurement. *Cold Regions Science and Technology*, 89, 36-47. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.coldregions.2013.01.006>
- DantecDynamics. (2006). *2D PIV Reference Manual* (Second ed.). Skovlunde, Denmark.
- Dapelo, D., Alberini, F., & Bridgeman, J. (2015). Euler-Lagrange CFD modelling of unconfined gas mixing in anaerobic digestion. *Water Research*, 85, 497-511. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.watres.2015.08.042>
- Deublein, D., & Steinhauser, A. (2011). *Biogas from waste and renewable resources: an introduction* : John Wiley & Sons.
- Ding, J., Wang, X., Zhou, X.-F., Ren, N.-Q., & Guo, W.-Q. (2010). CFD optimization of continuous stirred-tank (CSTR) reactor for biohydrogen production. *Bioresource Technology*, 101(18), 7005-7013. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2010.03.146>
- Donoso-Bravo, A., Mailier, J., Martin, C., Rodríguez, J., Aceves-Lara, C. A., & Wouwer, A. V. (2011). Model selection, identification and validation in anaerobic digestion: A review. *Water Research*, 45(17), 5347-5364. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.watres.2011.08.059>
- Eshtiaghi, N., Yap, S. D., Markis, F., Baudez, J.-C., & Slatter, P. (2012). Clear model fluids to emulate the rheological properties of thickened digested sludge. *Water Research*, 46(9), 3014-3022. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.watres.2012.03.003>
- Fluent, Inc. (2016). *Fluent 17.0*. Lebanon, NH.
- Fu, T., Funfschilling, D., Ma, Y., & Li, H. Z. (2010). Scaling the formation of slug bubbles in microfluidic flow-focusing devices. *Microfluidics and Nanofluidics*, 8(4), 467-475.
- Funfschilling, D., & Li, H. Z. (2001). Flow of non-Newtonian fluids around bubbles: PIV measurements and birefringence visualisation. *Chemical Engineering Science*, 56(3), 1137-1141.
- Fytanidis, D. K., & Voudrias, E. A. (2014). Numerical simulation of landfill aeration using computational fluid dynamics. *Waste Management*, 34(4), 804-816. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2014.01.008>
- Gerardi, M. H. (2003). *The microbiology of anaerobic digesters* : John Wiley & Sons.
- Hidaka, T., Wang, F., Togari, T., Uchida, T., & Suzuki, Y. (2013). Comparative performance of mesophilic and thermophilic anaerobic digestion for high-solid sewage sludge. *Bioresource Technology*, 149, 177-183. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2013.09.033>

- Hreiz, R., Adouani, N., Fünfschilling, D., Marchal, P., & Pons, M.-N. (2017). Rheological characterization of raw and anaerobically digested cow slurry. *Chemical Engineering Research and Design*, 119, 47-57. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.cherd.2017.01.005>
- Jha, A. K., Li, J., Nies, L., & Zhang, L. (2011). Research advances in dry anaerobic digestion process of solid organic wastes. *African Journal of Biotechnology*, 10(64), 14242-14253.
- Julián, I., Herguido, J., & Menéndez, M. (2014). CFD model prediction of the Two-Section Two-Zone Fluidized Bed Reactor (TS-TZFBF) hydrodynamics. *Chemical Engineering Journal*, 248, 352-362. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.cej.2014.03.028>
- Karim, K., Thoma, G. J., & Al-Dahhan, M. H. (2007). Gas-lift digester configuration effects on mixing effectiveness. *Water Research*, 41(14), 3051-3060. doi:<http://doi.org/10.1016/j.watres.2007.03.042>
- Karim, K., Thomas Klasson, K., Hoffmann, R., Drescher, S. R., DePaoli, D. W., & Al-Dahhan, M. H. (2005). Anaerobic digestion of animal waste: Effect of mixing. *Bioresource Technology*, 96(14), 1607-1612. doi:<http://doi.org/10.1016/j.biortech.2004.12.021>
- Karim, K., Varma, R., Vesvikar, M., & Al-Dahhan, M. H. (2004). Flow pattern visualization of a simulated digester. *Water Research*, 38(17), 3659-3670. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.watres.2004.06.009>
- Lauder, B. E., & Spalding, D. B. (1974). The numerical computation of turbulent flows. *Computer Methods in Applied Mechanics and Engineering*, 3(2), 269-289. doi:[http://dx.doi.org/10.1016/0045-7825\(74\)90029-2](http://dx.doi.org/10.1016/0045-7825(74)90029-2)
- Lauwers, J., Appels, L., Thompson, I. P., Degève, J., Van Impe, J. F., & Dewil, R. (2013). Mathematical modelling of anaerobic digestion of biomass and waste: Power and limitations. *Progress in Energy and Combustion Science*, 39(4), 383-402. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.pecs.2013.03.003>
- Lindmark, J., Eriksson, P., & Thorin, E. (2014). The effects of different mixing intensities during anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste. *Waste Management*, 34(8), 1391-1397. doi:<http://doi.org/10.1016/j.wasman.2014.04.006>
- Lindmark, J., Thorin, E., Bel Fdhila, R., & Dahlquist, E. (2014). Effects of mixing on the result of anaerobic digestion: Review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 40, 1030-1047. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2014.07.182>
- Martínez-García, R. A. (2013). *Mejoramiento del desempeño hidrodinámico de un digester anaeróbico de laguna cubierta mediante CFD*. (Tesis de Maestría), Universidad Autónoma Chapingo, Chapingo, Estado de México.
- Mata-Alvarez, J., Dosta, J., Romero-Güiza, M. S., Fonoll, X., Peces, M., & Astals, S. (2014). A critical review on anaerobic co-digestion achievements between 2010 and 2013. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 36, 412-427. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2014.04.039>
- McNaughton, J., Afgan, I., Apsley, D. D., Rolfo, S., Stallard, T., & Stansby, P. K. (2014). A simple sliding-mesh interface procedure and its application to the CFD simulation of a tidal-stream turbine. *International Journal for Numerical Methods in Fluids*, 74(4), 250-269. doi:10.1002/fld.3849

- Mendoza, A. M., Martínez, T. M., Montañana, V. F., & Jiménez, P. A. L. (2011). Modeling flow inside an anaerobic digester by CFD techniques. *International Journal of Energy and Environment*, 2(6), 963-974.
- Meroney, R. N., & Colorado, P. E. (2009). CFD simulation of mechanical draft tube mixing in anaerobic digester tanks. *Water Research*, 43(4), 1040-1050. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.watres.2008.11.035>
- Metzner, A. B., & Reed, J. C. (1955). Flow of non-newtonian fluids—correlation of the laminar, transition, and turbulent-flow regions. *AIChE Journal*, 1(4), 434-440. doi:10.1002/aic.690010409
- Montante, G., Magelli, F., & Paglianti, A. (2013). Fluid-dynamics characteristics of a vortex-ingesting stirred tank for biohydrogen production. *Chemical Engineering Research and Design*, 91(11), 2198-2208. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.cherd.2013.04.008>
- Montante, G., & Paglianti, A. (2015). Fluid dynamics characterization of a stirred model bio-methanation digester. *Chemical Engineering Research and Design*, 93, 38-47. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.cherd.2014.05.003>
- Montgomery, L. F. R., Schoepp, T., Fuchs, W., & Bochmann, G. (2016). Design, calibration and validation of a large lab-scale system for measuring viscosity in fermenting substrate from agricultural anaerobic digesters. *Biochemical Engineering Journal*, 115, 72-79. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.bej.2016.08.009>
- Qi, W.-K., Hojo, T., & Li, Y.-Y. (2013). Hydraulic characteristics simulation of an innovative self-agitation anaerobic baffled reactor (SA-ABR). *Bioresource Technology*, 136, 94-101. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2013.02.033>
- Raffel, M., Willert, C. E., & Kompenhans, J. (2007). *Particle image velocimetry: a practical guide* : Springer Science & Business Media.
- Rao, A. (2014). *Rheology of fluid, semisolid, and solid foods: principles and applications* (3 ed.). Boston, MA: Springer US.
- Roache, P. J. (1994). Perspective: A Method for Uniform Reporting of Grid Refinement Studies. *Journal of Fluids Engineering*, 116(3), 405-413. doi:10.1115/1.2910291
- Ruzicka, M. C. (2008). On dimensionless numbers. *Chemical Engineering Research and Design*, 86(8), 835-868. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.cherd.2008.03.007>
- Sajjadi, B., Raman, A. A. A., & Parthasarathy, R. (2016). Fluid dynamic analysis of non-Newtonian flow behavior of municipal sludge simulant in anaerobic digesters using submerged, recirculating jets. *Chemical Engineering Journal*, 298, 259-270. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.cej.2016.03.069>
- Shen, F., Tian, L., Yuan, H., Pang, Y., Chen, S., Zou, D., . . . Li, X. (2013). Improving the mixing performances of rice straw anaerobic digestion for higher biogas production by computational fluid dynamics (CFD) simulation. *Applied biochemistry and biotechnology*, 171(3), 626-642.
- Sindall, R., Bridgeman, J., & Carliell-Marquet, C. (2013). Velocity gradient as a tool to characterise the link between mixing and biogas production in anaerobic waste digesters. *Water Science & Technology*, 67(12).
- SolidWorks, Corp. (2015). SolidWorks 2015. Dassault Systèmes.

- Stenmark, E. (2013). On multiphase flow models in ANSYS CFD software. *Chalmers University of Technology, Sweden*.
- Sybilski, D. (1996). Zero-Shear Viscosity of Bituminous Binder and Its Relation to Bituminous Mixture's Rutting Resistance. *Transportation Research Record: Journal of the Transportation Research Board*, 1535, 15-21. doi:10.3141/1535-03
- Terashima, M., Goel, R., Komatsu, K., Yasui, H., Takahashi, H., Li, Y. Y., & Noike, T. (2009). CFD simulation of mixing in anaerobic digesters. *Bioresource Technology*, 100(7), 2228-2233. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2008.07.069>
- Valle-Guadarrama, S., Espinosa-Solares, T., López-Cruz, I., & Domaschko, M. (2011). Modeling temperature variations in a pilot plant thermophilic anaerobic digester. *Bioprocess and Biosystems Engineering*, 34(4), 459-470. doi:10.1007/s00449-010-0488-5
- Versteeg, H. K., & Malalasekera, W. (2007). *An introduction to computational fluid dynamics: the finite volume method* : Pearson Education.
- Vesvikar, M. S., & Al-Dahhan, M. (2005). Flow pattern visualization in a mimic anaerobic digester using CFD. *Biotechnology and Bioengineering*, 89(6), 719-732.
- Westerweel, J., Elsinga, G. E., & Adrian, R. J. (2013). Particle image velocimetry for complex and turbulent flows. *Annual Review of Fluid Mechanics*, 45, 409-436.
- Wilcox, D. C. (2008). Formulation of the k- ω Turbulence Model Revisited. *AIAA journal*, 46(11), 2823-2838. doi:10.2514/1.36541
- Wu, B. (2010a). CFD simulation of gas and non-Newtonian fluid two-phase flow in anaerobic digesters. *Water Research*, 44(13), 3861-3874. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.watres.2010.04.043>
- Wu, B. (2010b). CFD simulation of mixing in egg-shaped anaerobic digesters. *Water Research*, 44(5), 1507-1519. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.watres.2009.10.040>
- Wu, B. (2011). CFD investigation of turbulence models for mechanical agitation of non-Newtonian fluids in anaerobic digesters. *Water Research*, 45(5), 2082-2094. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.watres.2010.12.020>
- Wu, B. (2012). CFD simulation of mixing for high-solids anaerobic digestion. *Biotechnology and Bioengineering*, 109(8), 2116-2126.
- Wu, B. (2013). Advances in the use of CFD to characterize, design and optimize bioenergy systems. *Computers and Electronics in Agriculture*, 93, 195-208. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.compag.2012.05.008>
- Wu, B., & Bibeau, E. (2006). Development of 3-D anaerobic digester heat transfer model for cold weather applications. *Transactions of the ASABE*, 49(3), 749-757.
- Wu, B., & Chen, S. (2008). CFD simulation of non-Newtonian fluid flow in anaerobic digesters. *Biotechnology and Bioengineering*, 99(3), 700-711.
- Wu, B., & Chen, Z. (2011). An integrated physical and biological model for anaerobic lagoons. *Bioresource Technology*, 102(8), 5032-5038. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2011.01.076>

- Wu, J., Bi, L., Zhang, J. B., Poncin, S., Cao, Z. P., & Li, H. Z. (2012). Effects of increase modes of shear force on granule disruption in upflow anaerobic reactors. *Water Research*, 46(10), 3189-3196. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.watres.2012.03.042>
- Xie, S., Hai, F. I., Zhan, X., Guo, W., Ngo, H. H., Price, W. E., & Nghiem, L. D. (2016). Anaerobic co-digestion: A critical review of mathematical modelling for performance optimization. *Bioresource Technology*, 222, 498-512. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2016.10.015>
- Yu, L., Ma, J., Frear, C., Zhao, Q., Dillon, R., Li, X., & Chen, S. (2013). Multiphase modeling of settling and suspension in anaerobic digester. *Applied Energy*, 111, 28-39. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.apenergy.2013.04.073>
- Zhang, B., & Liang, C. (2015). A simple, efficient, and high-order accurate curved sliding-mesh interface approach to spectral difference method on coupled rotating and stationary domains. *Journal of Computational Physics*, 295, 147-160. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.jcp.2015.04.006>
- Zhang, Y., Yu, G., Yu, L., Siddhu, M. A. H., Gao, M., Abdeltawab, A. A., . . . Chen, X. (2016). Computational fluid dynamics study on mixing mode and power consumption in anaerobic mono- and co-digestion. *Bioresource Technology*, 203, 166-172. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2015.12.023>