

UNIVERSIDAD AUTÓNOMA CHAPINGO

POSGRADO EN INGENIERÍA AGRÍCOLA Y USO INTEGRAL DEL AGUA

TRANSFERENCIA DE CALOR Y CONSUMO DE POTENCIA EN UN BIORREACTOR ANAERÓBICO CON **AGITACIÓN HIDRÁULICA**

TESIS

Que como requisito parcial para obtener el grado de:

MAESTRO EN INGENIERÍA AGRÍCOLA Y USO INTEGRAL DEL AGUA

Presenta:

ALDO ORDOÑEZ MENDOZA

Bajo la supervisión de:

DR. TEODORO ESPINOSA SOLARES

Chapingo, Estado de México, noviembre de 2019





WEDLINGS FPALAC TO DE SERVICIOS ESCOLARES NA DE EXAMENES PROFESIONALE

del hombre

TRANSFERENCIA DE CALOR Y CONSUMO DE POTENCIA EN UN BIORREACTOR ANAERÓBICO CON AGITACIÓN HIDRÁULICA

La presente tesis fue realizada por Aldo Ordoñez Mendoza, 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:	Sipèreso
	Dr. Teodoro Espinosa Solares
	X
ASESOR:	
	Dr. Efrén Fitz Rodríguez
ASESOR:	And
	Dr. Atemio Pérez López

ii

DEDICATORIAS

De manera muy especial a mi esposa Arely Ivonne Terrones y a mi hija Ailani por su amor y apoyo en todo momento

A mis padres Leticia Mendoza y Pedro Ordoñez por su amor, por sus consejos y por siempre apoyarme en cada instante de mi vida

A mís hermanos Bryan y Tony por su apoyo incondicional. Con cariño a mí sobrino Paúl David

A mís abuelos maternos Olívia Maldonado y Salvador Mendoza, de igual manera a mís abuelos paternos Ma. Del Pilar Rodríguez y Reynaldo Ordoñez por su amor y sabios consejos

A todos mís tíos y primos por siempre estar conmigo y motívarme

A Jared, Daniel, Victor y Ángel por ser grandes amigos y compañeros

A todos mís compañeros de generación de la Maestría (IAUIA) 2017-2019

AGRADECIMIENTOS

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT), por la beca otorgada para la realización de mis estudios de maestría.

A la Universidad Autónoma Chapingo y al Posgrado en Ingeniería Agrícola y Uso Integral del Agua por el apoyo brindado durante mi formación académica.

A los fondos, sectorial SAGARPA-CONACYT proyecto 2012-08-195157 y FOCICYT-CONACYT #267655, por el financiamiento otorgado para el desarrollo de este trabajo de investigación.

A la DGIP-UACh por el financiamiento bajo la modalidad de proyecto convencional 18076-C y Proyecto Estratégico Institucional 19010-EI.

Al Dr. Teodoro Espinosa Solares por permitirme ser parte de este proyecto de investigación, por su dedicación y acertada dirección para la culminación de esta tesis. Por darme la oportunidad de participar en las actividades del Laboratorio de Bioprocesos donde complementé mis conocimientos y habilidades.

Agradezco de igual manera al Dr. Efrén Fitz Rodríguez por su valiosa participación y asesoría para la culminación de esta tesis. Por brindarme la oportunidad de disponer de los recursos necesarios para la realización de este proyecto en el Laboratorio de Modelación y Automatización de Biosistemas.

Agradezco también al Dr. Artemio Pérez López por sus acertadas aportaciones, asesoría y tiempo dedicado para la culminación de este trabajo de investigación.

DATOS BIOGRÁFICOS

Nombre: Aldo Ordoñez Mendoza

Fecha de nacimiento: 15 de diciembre de 1994

Lugar de nacimiento: Cd. Cuauhtémoc, Chihuahua, México.

CURP: OOMA941215HCHRNL09

Profesión: Ingeniero Mecánico Agrícola

Cédula profesional Lic.: 10879975

Desarrollo académico:

Maestría en Ingeniería: Ingeniería Agrícola y Uso Integral del Agua, Universidad Autónoma Chapingo, Texcoco, Estado de México. Periodo: 2017-2019. Tesis: "*Transferencia de calor y consumo de potencia en un biorreactor anaeróbico con agitación hidráulica*".

Licenciatura: Ingeniería Mecánica Agrícola en el Departamento de Ingeniería Mecánica Agrícola, Universidad Autónoma Chapingo, Texcoco, Estado de México. Periodo: 2013-2017. Tesis: *"Diseño e instrumentación de un digestor prototipo para la producción de metano mediante codigestión anaerobia de nopal*". Mención Honorífica.

Preparatoria: Centro de Bachillerato Tecnológico Agropecuario Num.90. (CBTA 90) en Cd. Cuauhtémoc, Chihuahua, México. Periodo: 2009-2012. *Formación básica*: Escuela primaria CREI Cultura Campesina y Telesecundaria 6159 en la comunidad de Ojo de Agua, Cusihuriachi, Chihuahua, México.

CONTENIDO

LIS	TA DE	CUADROS	viii
LIS	TA DE	FIGURAS	ix
LIS	TA DE	APÉNDICES	x
RE	SUME	N GENERAL	xi
ABS	STRA	СТ	xii
1	INTR	ODUCCIÓN	1
2	REVI	SIÓN DE LITERATURA	4
2	.1 T	ipos de biorreactores agitados	4
	2.1.1	Agitación	4
	2.1.2	Control de temperatura	5
2	.2 T	ransferencia de calor	6
	2.2.1	Formas de transferencia de calor	7
	2.2.2	Coeficiente global de transferencia de calor	9
	2.2.3	Balance de energía	10
	2.2.4	Correlación del número de Nusselt	12
	2.2.5	Método gráfico de Wilson	
	2.2.6	Modelo de regresión no lineal ponderado	15
	2.2.7	Método de Monte Carlo en transferencia de calor	
2	.3 T	ransferencia de calor en biorreactores agitados	17
	2.3.1	Biorreactores agitados mecánicamente	17
	2.3.2	Biorreactores sacudidos orbitalmente	21
	2.3.3	Biorreactores con agitación hidráulica	21
2	.4 C	onsumo de potencia en biorreactores anaeróbicos	22

	2.4	.1	Método calorimétrico	24
2	.5	Lite	eratura citada	25
3	3 TRANSFERENCIA DE CALOR Y CONSUMO DE POTENCIA EN UN			
BIC	RR	EAC	TOR ANAERÓBICO CON AGITACIÓN HIDRÁULICA	32
3	.1	Re	sumen	33
3	.2	Intr	oducción	34
3	.3	Ma	teriales y métodos	36
	3.3	8.1	Arreglo experimental	36
	3.3	8.2	Evaluación de la transferencia de calor	39
	3.3	8.3	Consumo de potencia específico	45
3	.4	Re	sultados y discusión	45
	3.4	.1	Estimación del coeficiente global de transferencia de calor	45
	3.4	.2	Estimación de la correlación de Nusselt	46
	3.4	.3	Consumo de potencia volumétrico	49
3	.5	Со	nclusiones	50
3	.6	Noi	menclatura	51
3	.7	Agr	radecimientos	52
3	.8	Ref	ferencias	53
4	4 CONCLUSIONES GENERALES			
5	AP	ÉND	DICES	57

LISTA DE CUADROS

Cuadro 2.1. Coeficientes globales de transferencia de calor estimados en
biorreactores agitados mecánicamente 19
Cuadro 2.2. Correlaciones empíricas de transferencia de calor en reactores
agitados mecánicamente 20
Cuadro 2.3. Consumo de potencia específico reportado en diferentes
reactores agitados 24
Cuadro 3.1. Flujo de recirculación (Q), temperatura del fluido inicial (Tra),
temperatura del fluido final (Tr2) y duración del experimento (te) para cada
frecuencia de operación (f) de la bomba de recirculación 40
Cuadro 3.2. Resultados de los parámetros n, C1, C2 y Cestimados mediante la
simulación de Monte Carlo e intervalos por percentiles de las distribuciones
obtenidas

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1. Tipos de biorreactores agitados 4
Figura 2.2. Configuraciones para el control de temperatura en biorreactores.
Figura 2.3. Representación gráfica de la transferencia de calor entre fluidos
separados por una pared9
Figura 2.4. Diagrama de flujo general del método de Monte Carlo 17
Figura 3.1. Diagrama de procedimiento experimental de la evaluación de la
transferencia de calor y consumo de potencia específico en un biorreactor con
agitación hidráulica
Figura 3.2. Dimensiones del biorreactor y localización de los sensores de
temperatura
Figura 3.3. Diagrama de tubería e instrumentación del sistema de agitación
hidráulica del biorreactor 39
Figura 3.4 Método gráfico de Wilson 43
Figura 3.5. Simulación de la temperatura del fluido a diferentes frecuencias de
operación de la bomba de recirculación 46
Figura 3.6. Coeficientes globales de transferencia de calor promedio del fluido
en función del número Reynolds 46
Figura 3.7. Gráfica de Wilson obtenida para un parámetro predeterminado de
n=2/3
Figura 3.8. A) Funciones de densidad probabilidad y B) funciones de densidad
acumulada para cada uno de los parámetros de salida n, C1, C2 48
Figura 3.9. Correlación lineal del número de Nusselt vs número Reynolds. 49
Figura 3.10. Relación entre consumo de potencia específico y caudal de la
bomba de recirculación

LISTA DE APÉNDICES

Apéndice A. Biorreactor experimental con agitación hidráulica	57
Apéndice B. Diagrama del tablero de control	58
Apéndice C. Código en GNU Octave. Método gráfico de Wilson y método	de
Monte Carlo	59
Apéndice D. Diagrama de Cullen y Frey de las distribuciones de salida de	los
parámetros n, C1 y C2	62

TRANSFERENCIA DE CALOR Y CONSUMO DE POTENCIA EN UN BIORREACTOR ANAERÓBICO CON AGITACIÓN HIDRÁULICA

RESUMEN GENERAL

Los biorreactores anaeróbicos agitados son una tecnología viable para la producción de energía y la reducción de las emisiones de gas metano. La agitación hidráulica en biorreactores favorece la homogenización del sustrato y previene la sedimentación de lodos en el proceso de digestión anaeróbica. La estimación de coeficientes de transferencia de calor y el consumo de potencia volumétrico son factores clave para el diseño, control y caracterización de biorreactores. En el presente trabajo, se estudió la influencia que tienen las variaciones hidrodinámicas en la transferencia de calor y el consumo de potencia de un biorreactor anaeróbico con sistema de agitación hidráulica. Se desarrolló un modelo de transferencia de calor para un biorreactor agitado hidráulicamente bajo diferentes intensidades de agitación del fluido. Los parámetros de la correlación del número de Nusselt fueron estimados mediante el método gráfico de Wilson y con la técnica de Monte Carlo. Se encontró una correlación de Nusselt y el consumo de potencia específico en un intervalo de número de Reynolds de 1200 a 2000. El ajuste de la regresión de transferencia de calor mejoró al emplear el método de Monte Carlo combinado con un algoritmo de optimización global.

Palabras clave: coeficientes de transferencia de calor; correlación de Nusselt; método gráfico de Wilson; método de Monte Carlo; consumo de potencia.

Tesis de Maestría en Ingeniería Agrícola y Uso Integral del Agua Universidad Autónoma Chapingo

Autor: Aldo Ordoñez-Mendoza

Director de Tesis: Teodoro Espinosa Solares

HEAT TRANSFER AND POWER CONSUMPTION IN AN ANAEROBIC BIOREACTOR WITH HYDRAULIC AGITATION

ABSTRACT

Agitated anaerobic bioreactors are a feasible technology for energy production and reduction of methane gas emissions. Hydraulic agitation in bioreactors promotes the homogenization of the substrate and prevents sludge sedimentation in the anaerobic digestion process. The estimation of heat transfer coefficients and volumetric power consumption are key factors for design, control and bioreactors characterization. In this work, the influence of hydrodynamics variations over heat transfer and power consumption in an anaerobic bioreactor with hydraulic agitation was studied. A heat transfer model for a hydraulically stirred bioreactor was developed under various mixing intensity of the fluid. The Nusselt correlation parameters were estimated with the Wilson plot method and the Monte Carlo technique. A Nusselt correlation and specific power consumption in the Reynolds number range from 1200 to 2000 was found. The heat transfer regression adjustment improved by using the Monte Carlo method combined with a global optimization algorithm.

Keywords: heat transfer coefficients; Nusselt correlation; Wilson plot method; Monte Carlo method; power consumption.

Tesis de Maestría en Ingeniería Agrícola y Uso Integral del Agua Universidad Autónoma Chapingo

Autor: Aldo Ordoñez-Mendoza

Director de Tesis: Teodoro Espinosa-Solares

1 INTRODUCCIÓN

Actualmente los combustibles fósiles son la base energética de las actividades humanas, sin embargo, estos emiten grandes cantidades de gases efecto invernadero. El metano es uno de los gases emitidos que tiene mayor impacto ambiental. La producción de biogás mediante biodigestión anaerobia es una tecnología viable para disminuir la emisión de metano y generar energía. En México, la producción de biogás a partir de residuos orgánicos tiene un potencial teórico de aproximadamente 168 TWh por año (Rios y Kaltschmitt, 2016).

La digestión anaeróbica depende de la vida microbiana en la materia orgánica, de las tecnologías de pretratamiento de digestato, de las propiedades del sustrato y de las condiciones óptimas del biorreactor (Achinas et al., 2017). Los biorreactores agitados son utilizados para procesar digestatos que tienen una concentración menor al 10 % de solidos totales (Weiland, 2010). Este tipo de reactores ofrecen numerosas facilidades para el tratamiento de aguas residuales, residuos agrícolas y cultivos (Murphy y Thanasit, 2013). La agitación del digestato es importante para la homogenización de los sustratos, microorganismos y calor; también ayuda al burbujeo de gas y evita la formación de superficies flotantes o sedimentos (Bachmann, 2013). Existen diversos tipos de sistemas de agitación en biorreactores como la agitación hidráulica, mecánica y recirculación del biogás. En una investigación se reportó que un biorreactor con agitación logró una producción de biogás mayor en un 29 % que un digestor no agitado (Karim et al., 2005). Un estudio reciente demuestra la factibilidad de la agitación hidráulica en digestión anaeróbica, se logró un mezclado completo con bajas concentraciones de solidos totales (Low et al., 2017). En otro trabajo se analizó la efectividad del mezclado y la existencia de zonas segregadas se logró reducir de un 60.25 % a un 22 % al aumentar la velocidad de recirculación en un biorreactor con agitación hidráulica (Arzeta Ríos, 2017).

La modelación de la transferencia de calor se ha aplicado en digestores anaeróbicos para la predicción de la temperatura interna. En un biorreactor con agitación hidráulica e intercambiador de calor externo se estimaron los

coeficientes globales de transferencia de calor para la modelación de la temperatura del digestato (Valle-Guadarrama et al., 2011). Los modelos térmicos presentado en estos trabajos fueron útiles para predecir la biodigestor diferentes temperatura interna del con condiciones experimentales. En otro estudio se presentó un modelo para predecir la temperatura interna en biorreactores anaeróbicos cilíndricos en función de las condiciones ambientales (J. Liu et al., 2017). En digestión anaeróbica la temperatura debe mantenerse en 37 °C (proceso mesofílico) o 55 °C (proceso termofílico). Para lograr las condiciones óptimas de temperatura en biorreactores agitados se emplean distintas configuraciones como camisas térmicas, bobinas internas e intercambiadores de calor. Recientemente, en biorreactores con camisa térmica se han presentado estudios en los que se han estimado los coeficientes de transferencia de calor (Debab et al., 2011; Müller et al., 2018; Müller et al., 2017). En estos estudios también se han estimado los parámetros de una correlación empírica del número Nusselt en función del número Reynolds y Prandtl.

El cálculo del consumo de energía en digestión anaeróbica es muy importante para evaluar la eficiencia de un biorreactor. Particularmente, el consumo de potencia volumétrico es un factor económico para la selección del tipo de sistema de mezclado en bioprocesos. Además, este parámetro se relaciona con el coeficiente de transferencia de masa volumétrico y el tiempo de mezclado (Devi y Kumar, 2017). En adición, un alto consumo de energía se relaciona con un mayor esfuerzo microbiano que afecta la producción de biometano (Shigematsu et al., 2003). En digestión anaeróbica, son prioritarias las estrategias de mezclado que reduzcan el consumo de potencia y el esfuerzo mecánico (Espinosa-Solares et al., 2006).

En este trabajo se presenta una revisión de literatura sobre el estudio de la transferencia de calor y consumo de potencia en biorreactores agitados.

Posteriormente, se presenta el artículo científico: "Transferencia de calor y consumo de potencia en un biorreactor con agitación hidráulica".

El estudio de la transferencia de calor y consumo de potencia en biorreactores anaeróbicos agitados proporciona información útil para la evaluación del desempeño, la eficiencia en la conversión energética, el diseño y el control de biorreactores anaeróbicos. Sin embargo, los biorreactores anaeróbicos con sistema de agitación hidráulica han sido escasamente estudiados. El objetivo general de este trabajo de investigación fue caracterizar la transferencia de calor y el consumo de potencia en un biorreactor con agitación hidráulica y, cuando fue posible, se utilizaron los métodos empleados en otros tipos de biorreactores agitados.

2 REVISIÓN DE LITERATURA

2.1 Tipos de biorreactores agitados

Los biorreactores anaeróbicos pueden ser agitados o de flujo pistón según el sistema de mezclado (Bachmann, 2013). Los biorreactores agitados tienen elementos que cumplen la función de mantener una mezcla homogénea del digestato. Para el tratamiento de digestión anaeróbica húmeda con sólidos totales menor al 10 % los biorreactores más comunes son de tipo tanque cilíndrico vertical agitado (Weiland, 2010).

2.1.1 Agitación

En la Figura 2.1 se muestran los tipos de biorreactores agitados más conocidos. En biodigestión anaeróbica el sistema de agitación puede ser hidráulico, mecánico o neumático.



Figura 2.1. Tipos de biorreactores agitados. (A) biorreactor con agitación hidráulica, (B) biorreactor agitado mecánicamente, (C) biorreactor agitado neumáticamente y (D) biorreactor sacudido orbitalmente.

La agitación hidráulica o sistema de recirculación por bombeo consiste en crear un flujo de recirculación que mezcla el digestato. El sustrato se extrae del interior del biorreactor y vuelve a ser introducido a través de la tubería y bomba de recirculación (Bachmann, 2013).

Los agitadores mecánicos en biorreactores frecuentemente son hélices o paletas que mezclan el material por su propio movimiento rotacional. Los cuales son distinguidos por su forma, diámetro y velocidad de rotación (Bachmann, 2013). Los agitadores mecánicos son accionados por motores eléctricos, donde la velocidad del rotor depende de la concentración del sustrato.

La agitación neumática se logra con la inyección de biogás presurizado en el fondo del reservorio, el mezclado vertical en el interior se produce por las burbujas de gas (Bachmann, 2013). La principal ventaja de estos sistemas es el bajo consumo de energía, bajo costo operacional y facilidad para su mantenimiento (de Jesus et al., 2017).

2.1.2 Control de temperatura

El proceso de digestión anaeróbica se desarrolla óptimamente en régimen mesofílico (31 a 42 °C) y termofílico (47 a 57 °C) (Da Costa Gomez, 2013). Una temperatura constante en el digestor es esencial para estabilizar el proceso de digestión anaeróbica; entonces los digestores son calentados y aislados térmicamente para reducir las pérdidas de calor (Bachmann, 2013). Para lograr mantener la temperatura en un biorreactor se utilizan distintas configuraciones (Figura 2.2). Las camisas térmicas son funcionales en escalas pequeñas, el área de transferencia de calor no llega a ser suficiente para calentar grandes volúmenes de sustratos, entonces se recurre a otros elementos como bobinas helicoidales o intercambiadores de calor externos (Doran, 2013b). En camisas térmicas con flujo constante y bobinas helicoidales se recircula un fluido térmico a través de un intercambiador de calor externo para mantener la temperatura objetivo. En bobinas helicoidales existen algunas desventajas como interferencia en el mezclado y limpieza del interior de los biorreactores (Doran, 2013b).



Figura 2.2. Configuraciones para el control de temperatura en biorreactores. (A) camisa térmica de flujo constante, (B) camisa térmica con resistencia calefactora, (C) bobina helicoidal sumergida en el sustrato, (D) intercambiador de calor externo, (E) resistencia calefactora sumergida en el sustrato y (F) bobina helicoidal externa.

2.2 Transferencia de calor

La transferencia de calor se define como la energía en tránsito debido a una diferencia de temperatura (Incropera, 2007). Cengel y Ghajar (2011) definen el calor como "La forma de energía que se transfiere entre dos sistemas (o entre un sistema y el exterior) debido a una diferencia de temperatura. Asimismo, la transferencia de calor hacia un sistema se reconoce como la adición de calor mientras que el rechazo de calor es la transferencia hacia afuera".

2.2.1 Formas de transferencia de calor

Existen tres formas de transferencia de calor: la radiación, la conducción y la convección. En un biorreactor anaeróbico se pueden presentar las tres formas. Sin embargo, si el biorreactor está aislado térmicamente y sin exposición a la luz solar se suelen considerar solo la convección y la conducción.

Radiación

La radiación es el proceso por el cual se emiten ondas de calor que pueden ser absorbidas, reflejadas o transmitidas a través de un cuerpo más frío (Stewart, 2014). Cuando la radiación es absorbida por un cuerpo, ésta se manifiesta en forma de calor (Doran, 2013b).

Conducción

La conducción térmica se desarrolla en los materiales cuando se presenta un gradiente espacial de temperatura (von Böchk y Wetzel, 2012). La conducción ocurre por transferencia de calor o energía vibratoria entre moléculas, o por movimiento de electrones libres, ésta es importante particularmente en metales y ocurre sin movimiento observable de materia (Doran, 2013b). También se expresa como la transferencia de calor desde una molécula a otra adyacente mientras las partículas permanecen fijas entre sí (Stewart, 2014). La transferencia de calor por conducción a través de un medio depende de varios factores como la configuración geométrica de éste, su espesor y el material, así como de la diferencia de temperatura a través de él (Cengel y Ghajar, 2011). A través de una placa de algún material sólido la conducción se puede expresar por la Ecuación (2.1):

$$Q_{cond} = \frac{k}{w} A_h (T_{wi} - T_{we})$$
(2.1)

Donde Q_{cond} es la transferencia de calor por conducción (W), k es la conductividad térmica del material (W m⁻¹ K⁻¹), w es el espesor del material (m), A_h es el área de la superficie por la cual se transfiere el calor (m²), T_{wi} es la temperatura de pared interna (K) y T_{we} es la temperatura de pared externa (K).

Convección

La convección es la transferencia de calor por el movimiento físico de moléculas de un lugar a otro, por ejemplo, la mezcla de porciones calientes y frías de un fluido en un calentador (Stewart, 2014). La convección requiere de movimiento en escala macroscópica, por eso es más común en gases y líquidos (Doran, 2013b). Mientras mayor sea el movimiento de un fluido adyacente a una superficie solida con distinta temperatura, mayor será la transferencia de calor por convección (Cengel, 2003). El coeficiente de transferencia de calor local o convectivo también se define como la tasa de transferencia de calor entre un sólido y un fluido por unidad de superficie y por unidad de temperatura (Cengel, 2003).

La Ecuación (2.2) que se deriva de la ley de enfriamiento de Newton es utilizada para expresar la transferencia de calor por convección:

$$Q_{cnv} = hA_h (T_w - T_f) \tag{2.2}$$

Donde Q_{cnv} es la transferencia de calor por convección (W), *h* es el coeficiente local de transferencia de calor (W m⁻² K⁻¹), T_w es la temperatura de la superficie de transferencia de calor (K) y T_f es la temperatura del fluido (K).

El coeficiente local de transferencia de calor depende de las condiciones de la capa limite, que están influenciadas por la geometría de la superficie, la naturaleza del movimiento del fluido y las propiedades termodinámicas del fluido (Doran, 2013b). La convección puede ser natural o forzada. La convección natural ocurre cuando los gradientes de temperatura del sistema generan diferencias de densidad localizadas que resultan en corrientes de flujo (Doran, 2013b). La convección natural ocurre en biorreactores sin agitación, mientras que, la convección forzada se presenta en biorreactores agitados. La convección se presenta cuando las corrientes de flujo son generadas por un agente externo como un agitador o bomba y son independientes de los gradientes de densidad (Doran, 2013b).

2.2.2 Coeficiente global de transferencia de calor

La tasa de transferencia de calor entre dos fluidos a través de una pared se representa en la Figura 2.3. En este proceso, la transferencia de calor por convección ocurre en los fluidos, mientras que la transferencia de calor por conducción sucede en la pared sólida.



Figura 2.3. Representación gráfica de la transferencia de calor entre fluidos separados por una pared.

Un coeficiente global de transferencia de calor se puede representar como la suma de las resistencias térmicas por unidad de área que opone cada superficie involucrada al paso de la energía a través de la superficie de un tubo o una pared solida (Cengel, 2003; Stewart, 2014). Resultando la siguiente expresión:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + \frac{w}{k_w} + \frac{1}{h_o}$$
(2.3)

Donde *U* es el coeficiente global de transferencia de calor (W m⁻² K⁻¹), h_i es el coeficiente local de transferencia de calor interno (W m⁻² K⁻¹), *w* es el espesor de la pared que separa a los dos fluidos (m), k_w es la conductividad térmica del material de la pared (W m⁻¹ K⁻¹) y h_o es el coeficiente local de transferencia de calor externo (W m⁻² K⁻¹).

Análogamente, la ley de enfriamiento de Newton (Ecuación 2.2) se puede representar la transferencia de calor entre dos fluidos separados por una pared con la Ecuación (2.4):

$$Q_g = UA_h \left(T_{fi} - T_{fo} \right) \tag{2.4}$$

Donde Q_g es la transferencia de calor global entre dos fluidos separados por una pared (W), T_{fr} es la temperatura del fluido del interior (K), mientras que T_{fo} es la temperatura del fluido exterior (K).

2.2.3 Balance de energía

La ley de conservación de la energía es el principio base de todo balance de energía, la cual establece que la energía nunca podrá ser creada o destruida. Aunque este principio no es aplicado para reacciones nucleares, si es ampliamente aceptada para bioprocesos (Doran, 2013a). Un balance de energía puede ser escrito como:

$${Energía que ingresa \\ al sistema } - {Energía que sale \\ del sistema } = {Energía acumulada \\ dentro del sistema } (2.5)$$

Para aplicar la Ecuación (2.5) se deben identificar las formas de energía que forman cada término de la expresión (Doran, 2013a), para esto se pueden agrupar y expresar como la siguiente ecuación:

$$\sum \dot{m}_i (u + e_k + e_p + p\nu) - \sum \dot{m}_o (u + e_k + e_p + p\nu) - Q_l + W_s = \Delta E \quad (2.6)$$

Donde \dot{m}_i es el flujo másico que ingresa al sistema (kg s⁻¹), \dot{m}_o es el flujo másico que sale del sistema (kg s⁻¹), *u* es la energía interna (J), *e*_k es la energía cinética (J), *e*_p es la energía potencial (J), *p* es la presión (Pa) y *v* es el volumen específico (m³ kg⁻¹), *Q*_l son las pérdidas de energía a través de las fronteras del sistema (W), *W*_s es la energía que ingresa al sistema por el trabajo mecánico (W) y finalmente ΔE es la acumulación de energía dentro del sistema (W). La Ecuación (2.6) se deriva de la primera ley de la termodinámica, en la cual se suman los flujos de energía que ingresan y salen del sistema. La entalpía se define como la energía microscópica de un fluido (Cengel y Ghajar, 2011). La entalpía, H(J) se puede expresar como:

$$H = u + p\nu \tag{2.7}$$

Sustituyendo la Ecuación (2.7) en la Ecuación (2.6) se puede reducir el balance de energía a:

$$\sum \dot{m}_i (H_i + e_k + e_p) - \sum \dot{m}_o (H_o + e_k + e_p) - Q_l + W_s = \Delta E$$
(2.8)

Donde H_i y H_o son las entalpías del flujo de entrada y de salida respectivamente.

En bioprocesos la energía cinética y la energía potencial son despreciables, ya que no ocurre movimiento a altas velocidades, cambios de peso o campos magnéticos (Doran, 2013a). De esta manera, la ecuación del balance de energía haciendo estas consideraciones es:

$$\sum \dot{m}_i H_i - \sum \dot{m}_o H_o - \dot{Q}_l + \dot{W}_s = \Delta E \tag{2.9}$$

Se considera al trabajo de eje despreciable durante el proceso de transferencia de calor (von Böchk y Wetzel, 2012). Por lo tanto, la Ecuación (2.9) queda reducida a:

$$\sum \dot{m}_i H_i - \sum \dot{m}_o H_o - \dot{Q}_l = \Delta E \tag{2.10}$$

Cuando existe una fuente de calor en el sistema como un intercambiador de calor, resistencia calefactora o bobinas se puede agregar el termino \dot{Q}_i que es el flujo de energía que ingresa al sistema (von Böchk y Wetzel, 2012). Entonces, la ecuación del balance de energía puede expresarse como:

$$\sum \dot{m}_i H_i - \sum \dot{m}_o H_o + \dot{Q}_i - \dot{Q}_l = \Delta E \tag{2.11}$$

Cuando el sistema tiene aislamiento térmico y las pérdidas de energía se pueden considerar despreciables (Bai y Bai, 2005), por consiguiente, la Ecuación (2.11) puede reducirse a:

$$\dot{m}_i H_i + \dot{m}_o H_o + \dot{Q}_i = \Delta E \tag{2.12}$$

La acumulación de energía (ΔE) es entonces equivalente al cambio de entalpía dependiente del tiempo (condiciones transitorias). Por lo tanto, la Ecuación (2.12) se puede expresar de manera ampliada mediante la Ecuación (2.13):

$$M_f c_p \frac{dT_f}{dt} = \dot{m}_i c_p (T_r - T_f) + \dot{m}_o c_p (T_f - T_r) + h A_h (T_w - T_f)$$
(2.13)

Donde M_f es la masa del sustrato dentro del sistema (kg), c_p es el calor específico del sustrato dentro del sistema (J kg⁻¹ K⁻¹), T_f es la temperatura del sustrato en el interior del sistema (K), t es el tiempo (s), T_r es la temperatura de referencia (~25 °C) y T_W es la temperatura de la pared del interior del biorreactor.

2.2.4 Correlación del número de Nusselt

Los números adimensionales reducen el número de variables que describen un sistema, por lo tanto, reducen la cantidad de datos experimentales para hacer correlaciones de fenómenos físicos en sistemas escalables (Fatoyinbo, 2013). Los modelos de transferencia de calor con números adimensionales, generalmente se utilizan para describir la relación entre el coeficiente de transferencia de calor y otros parámetros; por ejemplo, la intensidad del mezclado, la geometría y las propiedades del fluido agitado (Martin Dostál et al., 2014).

Los coeficientes de transferencia de calor en tuberías y tanques agitados pueden ser evaluados utilizando correlaciones empíricas expresadas en términos de números adimensionales (Doran, 2013b). En general la forma en que se presentan estas correlaciones es:

$$Nu = f\left(Re, Pr, \frac{D}{L}, \frac{\mu_b}{\mu_w}\right)$$
(2.14)

Donde *Nu* es el número Nusselt, *Re* es el número Reynolds, *Pr* es el número Prandtl, *D* es el diámetro del tanque (m), *L* es la altura del tanque (m), μ_b es la

viscosidad general del fluido (Pa·s) y μ_w es la viscosidad del fluido en la superficie de transferencia de calor (Pa·s).

En convección forzada, generalmente una correlación para el coeficiente de transferencia de calor promedio de un líquido agitado es:

$$Nu = C R e^n P r^m \tag{2.15}$$

Donde el parámetro C depende de la geometría del tanque agitado, m depende del número Reynolds y n del número Prandtl del fluido agitado.

Número de Nusselt

El número Nusselt se define como la relación entre la transferencia de calor por convección y la transferencia de calor por conducción de un fluido bajo las mismas condiciones (Astakhov, 2012). Es una práctica común no dimensionar el coeficiente de transferencia de calor local utilizando el número Nusselt (Cengel, 2003). Este número adimensional se expresa como:

$$Nu = \frac{h L_c}{k_f} \tag{2.16}$$

Donde *h* es el coeficiente local de transferencia de calor (W m⁻² K⁻¹), L_c es la longitud característica (m) que puede ser igual al diámetro del tanque donde se realiza la transferencia de calor y k_f es la conductividad térmica del fluido (W m⁻¹ K⁻¹).

Número de Reynolds

El número de Reynolds correlaciona las fuerzas de inercia con las fuerzas de viscosidad de un fluido (Rapp, 2017). El número de Reynolds se define como:

$$Re = \frac{\rho_f \, V_f \, L_c}{\mu_f} \tag{2.17}$$

Donde ρ_f es la densidad del fluido (kg m⁻³), V_f es la velocidad del fluido (m s⁻¹) y μ_f es la viscosidad dinámica del fluido (Pa·s).

Número de Prandtl

El número de Prandtl se define como la relación entre el momento de difusividad (viscosidad cinemática) y la difusividad térmica (Sheikholeslami y Ganji, 2017). También se presenta como una cantidad adimensional que pone la viscosidad de un fluido en correlación con la conductividad térmica (Rapp, 2017). El número de Prandtl se expresa como:

$$Pr = \frac{\mu_f c_p}{k_f} \tag{2.18}$$

2.2.5 Método gráfico de Wilson

El método gráfico de Wilson ha sido muy utilizado en la estimación de coeficientes de transferencia de calor en dispositivos intercambiadores de calor y reactores agitados. El método original se basa en la separación de la resistencia térmica global (R_{ov}) en la resistencia convectiva interior (R_i) y las restantes (Wilson, 1915). Esta suma de resistencias representa por la Ecuación (2.19):

$$R_{ov} = R_i + R_w + R_o \tag{2.19}$$

Donde R_w es la resistencia térmica de la pared y R_o es la resistencia convectiva del exterior. De manera simplificada la transferencia de calor entre dos líquidos separados por una o varias superficies se expresa como:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + \sum R_w + \frac{1}{h_o}$$
(2.20)

Donde h_i es el coeficiente convectivo interno (W m⁻² K⁻¹), h_o es el coeficiente convectivo externo (W m⁻² K⁻¹). Por definición del número de Nusselt (Ecuación 2.16) se representa como:

$$h_i = \frac{k_f N u}{D} \tag{2.21}$$

Sustituyendo la Ecuación (2.21) en la Ecuación (2.20) La suma de resistencias se expresa como:

$$\frac{1}{U} = \frac{D}{k_f N u} + \sum R_w + \frac{1}{h_o}$$
(2.22)

El número Nusselt en la Ecuación (2.21) se expresa en función de los parámetros de la correlación de Nusselt (Ecuación 2.15). En el método gráfico de Wilson las resistencias externas y de pared se consideran constantes (Fernández-Seara et al., 2007). Linealizando la Ecuación (2.22):

$$\frac{1}{U} = \frac{C_1}{Re^n P r^m} + C_2$$
(2.23)

Se procede a graficar la resistencia global de transferencia de calor (1/U) obtenida experimentalmente (eje y), mientras que en el eje x se presenta la relación $1/Re^nPr^m$.

Asumiendo un valor predeterminado de los exponentes *n* y *m*, mediante una regresión lineal simple, se pueden determinar la pendiente (C_I) y el intercepto (C_2).

2.2.6 Modelo de regresión no lineal ponderado

En un estudio reciente, se utilizó el método de mínimos cuadrados no lineales ponderados para estimar los parámetros de una correlación de transferencia de calor en un dispositivo intercambiador de calor (Sieres y Campo, 2018). Donde se obtuvieron resultados consistentes comparado con los resultados obtenidos por el método gráfico de Wilson original y modificado. Este método no solo toma en cuenta la incertidumbre de los datos experimentales, sino que también tiene la ventaja de poder estimar tres o más parámetros desconocidos en el modelo. Por ejemplo, para estimar los parámetros *n*, *C*₁ y *C*₂ de la Ecuación (2.23) se propone el siguiente modelo de regresión no lineal ponderado:

$$F_{min} = \sum_{i=1}^{N_r} \left[\frac{R_{ov} - \left(\frac{C_1}{Re^n Pr^m} + C_2\right)}{u_g} \right]$$
(2.24)

Donde F_{min} es la función de minimización, N_r es el número de datos experimentales y u_g es la incertidumbre de los datos experimentales.

2.2.7 Método de Monte Carlo en transferencia de calor

El método de Monte Carlo se ha aplicado en la predicción de correlaciones de transferencia de calor en un dispositivo intercambiador de calor (Sieres y Campo, 2018). En este estudio se demostró que con la simulación de Monte Carlo se pudieron obtener los parámetros de la correlación de transferencia de calor, y además realizó un análisis de incertidumbre de los parámetros estimados. La simulación de Monte Carlo fue creada como un método experimental probabilístico, para resolver problemas determinísticos Esta simulación, implementada como un algoritmo computacional, permite simular una gran cantidad de ensayos experimentales y que tienen resultados aleatorios (Papadopoulos y Yeung, 2001). El método de Monte Carlo está basado en la técnica del muestro y resulta ser un método robusto y viable para la solución de problemas de transferencia de calor (Sieres y Campo, 2018).

En la Figura 2.4 se presenta un diagrama de proceso general del método de Monte Carlo. Para aplicar el método de Monte Carlo, primero se generan datos aleatorios que representan las variables experimentales. La generación de estos datos debe ser acorde a la distribución muestral obtenida durante la fase experimental. Después, los datos son procesados para estimar los parámetros. El proceso anterior se repite las veces que sean necesarias hasta que las distribuciones de los parámetros de salida no cambien sus propiedades. Finalmente, las distribuciones de salida son analizadas y los parámetros estimados se pueden expresar con sus respectivos valores de incertidumbre.



Figura 2.4. Diagrama de flujo general del método de Monte Carlo.

2.3 Transferencia de calor en biorreactores agitados

Cualquier estudio de convección se reduce finalmente a un estudio de los medios por los cuales se puede determinar los coeficientes de transferencia de calor (Incropera, 2007). Para calcular el coeficiente local de transferencia de calor, es necesario conocer la temperatura del fluido y de la superficie de transferencia de calor, en los casos donde no es posible conocer esta diferencia es necesario estimar los coeficientes globales de transferencia de calor mediante el análisis de las temperaturas entre los dos fluidos donde ocurre la transferencia de calor. Los coeficientes de transferencia de calor en biorreactores o tanques agitados dependen de varios factores como la naturaleza del fluido agitado, las relaciones geométricas, la escala y la velocidad del fluido agitado.

2.3.1 Biorreactores agitados mecánicamente

En biorreactores agitados mecánicamente con rotores tipo turbina se han estimado los coeficientes globales de transferencia bajo distintas condiciones

hidrodinámicas, aplicando la transformada de Laplace para resolver las ecuaciones diferenciales del modelo térmico, y finalmente ajustando la temperatura del reactor a una curva obtenida experimentalmente bajo condiciones transitorias (Debab et al., 2011). En biorreactores de uso simple con camisa térmica, el coeficiente global se ha estimado bajo condiciones de estado estacionario, y considerando el termino de energía acumulada del sistema igual a cero (Müller et al., 2017). En este último trabajo incorporaron un calentador eléctrico en el interior del biorreactor, para simular la generación de energía por reacciones bioquímicas, mientras que la camisa térmica con recirculación se utilizó para el enfriamiento (manteniendo una diferencia constante entre la temperatura de entrada y de salida), aplicando una diferencia de temperatura logarítmica para el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor.

Otras aproximaciones para estimar los coeficientes globales de transferencia de calor en biorreactores del mismo tipo incluyen dos métodos diferentes: 1) bajo condiciones en estado estacionario y 2) en estado transitorio (Müller et al., 2018). En esta investigación, la desviación media entre los coeficientes globales de transferencia global obtenidos por ambas metodologías fue menor al 10 %. Recientemente, en un tanque reactor agitado con una camisa térmica plana, determinaron los coeficientes globales mediante dinámica de fluidos computacional, realizando simulaciones en estado transitorio y los coeficientes estimados variaron un 15 % respecto a lo reportado en la literatura para el mismo tipo de reactor (Bentham et al., 2018). En el Cuadro 2.1 se observan los coeficientes globales de transferencia de calor obtenidos para distintos reactores agitados.

Autor	Fluido (Volumen)	Re	<i>U</i> (W m ⁻² K ⁻¹)
(Debab et al., 2011)	Líquido no	140 a 573	84 a 276
	newtoniano (2 L)		
(Müller et al., 2017)	Peróxido de	-	149 a 162
	hidrógeno (200L)		
(Müller et al., 2018)	Agua (50 L)	4.3 x 10 ⁴	171 a 240
(Bentham et al.,	Agua (20 L)	7.67 x 10 ⁴	101
2018)			

Cuadro 2.1. Coeficientes globales de transferencia de calor estimados en biorreactores agitados mecánicamente

En tangues agitados mecánicamente abundan los estudios donde se reportan correlaciones del número Nusselt. En uno de los primeros trabajos que presentó una correlación en términos adimensionales para predecir los coeficientes de transferencia de calor en tangues agitados fue realizado por Chilton et al. (1944), en el cual, se llevaron a cabo experimentos de calentamiento y enfriamiento mediante una bobina helicoidal. Los fluidos estudiados incluyen, agua, glicerol y aceites bajo condiciones de estado estacionario y por lotes, en un tanque agitado equipado con un impulsor de paletas planas. Más tarde, otro estudio se realizó con el fin de conocer el efecto que tienen ciertos factores como el tipo, el tamaño, la posición y la velocidad de los rotores en la transferencia de calor de un tanque agitado (Askew y Beckmann, 1965). Otros autores incorporaron relaciones geométricas a la correlación del número Nusselt (Ecuación 2.15), pero sólo son aplicables si la geometría y el proceso son similares, además la escala en la que estas correlaciones fueron validadas es limitada (M. Dostál et al., 2010; Martin Dostál et al., 2014; Mohan et al., 1992). Además, en recientes investigaciones se ha implementado dinámica de fluidos computacional para la estimación de correlaciones de números adimensionales en transferencia

de calor en biorreactores y tanques agitados, aunque esta técnica conlleva un amplio tiempo de computación, la aproximación de estos estudios ha sido bastante aceptable. Por ejemplo, estudios recientes propusieron un modelo para la predicción del coeficiente de transferencia de calor en tanques agitados con el uso de dinámica de fluidos computacional, este modelo implementado mostró buena calidad, así como también fue cuantitativamente aceptable en el caso de la obtención de la correlación del número Nusselt y las características de flujo de un tanque agitado mecánicamente (Daza et al., 2019; Prada y Nunhez, 2017). El Cuadro 2.2 muestra algunas correlaciones empíricas propuestas para diversos tipos de tanques agitados.

Cuadro 2.2. Correlaciones empíricas de transferencia de calor en reactores agitados mecánicamente.

Autor	Fluido (Volumen)	Reynolds	Correlación
(Chilton et al., 1944)	Agua, 92 % Glicerol	-	Nu=0.36Re ^{0.67} Pr ^{0.33} Vi ^{0.14}
(Dostál et al., 2010)	Agua (5.73 L)	1.8 a 11.2x104	Nu=0.571 Re ^{0.67} Pr ^{1/3} Vi ^{0.14}
(Debab et al., 2011)	Líquido no newtoniano (2 L)	140 a 573	<i>h</i> =2.158 <i>N</i> ^{2/3}
(Dostál et al., 2014)	Agua (~25 L)	1 a 8.4x10 ⁴	Nu=0.042Re ^{0.629} Pr ^{1/3} Vi ^{0.25}
(Prada & Nunhez, 2017)	Agua, glicerina, aceite (25 L)		$Nu=0.35 Re^{0.67} Pr^{0.37} (D/T)^{0.32} (d/T)^{0.59}$
(Müller et al., 2018)	Agua (50 L)	4.3 x 10 ⁴	$Nu=0.4Re^{2/3}Pr^{1/3}$

Donde *N* es la velocidad del agitador (s⁻¹), *D* es el diámetro del agitador (m), *T* es el diámetro del tanque (m), y *d* es el diámetro de la bobina interna (m).

2.3.2 Biorreactores sacudidos orbitalmente

Los biorreactores sacudidos orbitalmente son utilizados extensamente en la industria química y farmacéutica para el desarrollo de bioprocesos. La necesidad de caracterizar la transferencia de calor, la agitación y el consumo de potencia ha sido atendida por varios autores. El método de temperatura para modelar la transferencia de calor a partir de un balance de energía se aplicó en biorreactores de gran escala sacudidos orbitalmente (Sumino et al., 1972). Esta metodología también se aplicó para biorreactores sacudidos orbitalmente para estimar los coeficientes globales de transferencia de calor (Kato et al., 2004; Raval et al., 2014). Este estudio presentó una correlación positiva entre el coeficiente global de transferencia de calor, la velocidad de agitación del biorreactor sacudido y el volumen de operación del biorreactor. En otra investigación se estudió la influencia que tiene la velocidad del aire exterior sobre la transferencia de calor y el consumo de potencia para este tipo de biorreactores (Raval et al., 2014). En este trabajo se estudiaron dos tipos de fluidos con distinta viscosidad (agua y mezcla de 80 % glicerol con agua), y se encontró una gran acumulación de calor sobre todo en sistemas con más alta viscosidad.

2.3.3 Biorreactores con agitación hidráulica

La transferencia de calor en biorreactores con sistema de agitación hidráulica ha sido poco estudiada. El mecanismo de transferencia de calor en biorreactores puede suceder desde un intercambiador de calor externo o con camisas térmicas. Por ejemplo, para una planta piloto de digestión anaeróbica con sistema de agitación hidráulica e intercambiador de calor externo se probaron varias estrategias de calentamiento del digestato en régimen termofílico (Espinosa-Solares et al., 2009). En este estudio se reportó un rendimiento mayor en un 30 %, para el caso de la histéresis del control de temperatura de 1 °C comparado con 0.2 °C. Para esta misma planta piloto de digestión anaeróbica se desarrolló un modelo basado en las leyes termodinámicas para predecir la temperatura interna (Valle Guadarrama et al., 2011). En el mismo sentido en la investigación referida, el modelo de transferencia de calor se validó, y la diferencia entre la temperatura observada

y la temperatura simulada fue de alrededor del 5 %. Los coeficientes globales de transferencia de calor exterior fueron de 1 a 2.4 W m⁻² K⁻¹ y de 200 a 580 W m⁻² K⁻¹ para el intercambiador de calor (Valle Guadarrama et al., 2011).

2.4 Consumo de potencia en biorreactores anaeróbicos

El consumo de potencia debido a la agitación y a el calentamiento del sustrato representan la mayor parte del consumo energético en plantas de digestión anaeróbica (Espinosa-Solares et al., 2009; Y. Liu et al., 2019). Además, el consumo de potencia es uno de los parámetros clave, tanto en el escalamiento de reactores agitados, como en la evaluación de su desempeño. Varios métodos se han implementado para el cálculo de potencia en biorreactores. Los más utilizados son: 1) método calorimétrico, 2) medición de la energía eléctrica consumida y 3) medición con torquímetros entre los más utilizados (Ascanio et al., 2004).

En biorreactores anaeróbicos se han realizado estudios donde el consumo de potencia se ha cuantificado bajo distintas condiciones experimentales y a diferentes tipos de agitación. Por ejemplo, se ha evaluado el consumo de potencia en función de la estrategia de calentamiento en plantas piloto de digestión anaeróbica, implementando tres intervalos diferentes de bandas de control (0.2 °C, 0.6 °C y 1.0 °C) para la activación del sistema de calentamiento del digestato, respecto a la temperatura de control objetivo (Espinosa-Solares et al., 2009). Los resultados de este trabajo mostraron que el proceso de calentamiento fue el más demandante de energía con un 95.5 % de la energía y se detectaron incrementos de un 7.5 y 3.8 % en el consumo de energía para los intervalos de 0.2 y 1.0 °C respectivamente.

En otra investigación reciente se estudió el efecto de diferentes combinaciones de agitadores sobre el consumo de potencia y transferencia de masa en biorreactores agitados, utilizando una solución de goma Xantana de alta viscosidad (Xie et al., 2014). En este trabajo, la medición de la potencia se realizó utilizando un sensor de torque. En un tanque agitado mecánicamente se estudió la influencia de los parámetros geométricos, tipo de agitación sobre el consumo de potencia y tiempo de mezclado bajo condiciones de régimen turbulento (Houcine et al., 2000). Mientras tanto, otro

autor comparó el consumo de potencia de un biorreactor escala milimétrica y un reactor estándar, ambos agitados mecánicamente, los resultados mostraron una potencia característica similar (Hortsch y Weuster-Botz, 2010).

Por otra parte, se determinó el consumo de potencia en biorreactores sacudidos de un volumen mayor a 2 L (Raval y Büchs, 2008). Se reportaron los valores máximos de consumo de potencia para agua y una mezcla al 80 % de glicerol con agua. Para ese mismo tipo de biorreactores, se reportó el efecto de la velocidad de agitación y el volumen de llenado sobre el consumo de potencia (Raval et al., 2007).

En una planta de digestión anaeróbica con un volumen de operación de 27 m³ con agitación intermitente hidráulica e intercambiador de calor externo se desarrolló un balance de energía macroscópico para evaluar el desempeño del proceso de biodigestión anaeróbica (Espinosa-Solares et al., 2006). En este estudio se reportó que el consumo de energía mecánico de la recirculación por bombeo representa un 56 % del consumo de energía mecánica total.

El Cuadro 2.3. muestra los valores de consumo de potencia específicos reportados para diversos tipos de reactores y fluidos de trabajo.

Autor	Tipo de agitación	Fluido (Volumen)	Reynolds	Consumo de potencia específico
(Kato et al., 2004)	Sacudido orbitalmente	Agua (20 L)	~3000	≤ 10 kW m ⁻³
(Raval et al., 2007)	Sacudido orbitalmente	Agua (2 y 20 L)	1.8 - 11.2x10 ⁴	≤ 7 kW m ⁻³
(Büchs y Zoels, 2001)	Sacudido orbitalmente			≤ 6 kW m ⁻³
(Xie et al., 2014)	Mecánica	Solución de goma Xantana	100 a 1500	1 a 2.5 kW m ⁻³
(Petříček et al., 2018)	Mecánica	Agua con partículas solidas	-	0.1 a 5 kW m ⁻³
(Devi & Kumar, 2017)	Mecánica	Agua		700 a 2700 W m ^{.3}
(Espinosa- Solares et al., 2006)	Hidráulica	Digestato		0.401 kW m ⁻³

Cuadro 2.3. Consumo de potencia específico reportado en diferentes reactores agitados

2.4.1 Método calorimétrico

El método calorimétrico se basa en la medición de la temperatura interior de un reactor. Un arreglo experimental típico implica es colocar varios sensores de temperatura en el fluido de proceso y promediar la temperatura para resolver la ecuación de balance de energía planteado inicialmente (Ascanio et al., 2004). El método calorimétrico consiste en estimar la potencia consumida, mediante un balance de energía y un análisis transitorio (Oosterhuis y Kossen, 1981). La potencia de consumo se expresa como:

$$P = c_p M_f \frac{\mathrm{d}T_f}{\mathrm{d}t} \tag{2.25}$$

Donde *P* es el consumo de potencia (W), y *t* es el tiempo (s).
2.5 Literatura citada

- Achinas, S., Achinas, V., y Euverink, G. J. W. (2017). A Technological Overview of Biogas Production from Biowaste. Engineering, 3(3), 299-307. doi:https://doi.org/10.1016/J.ENG.2017.03.002
- Arzeta Ríos, J. A. (2017). Dinámica de Fluidos Computacional de un Biorreactor en Codigestión Anaeróbica. (Maestría). Universidad Autónoma Chapingo, Chapingo, Texcoco, Estado de México.
- Ascanio, G., Castro, B., y Galindo, E. (2004). Measurement of Power Consumption in Stirred Vessels—A Review. Chemical Engineering Research and Design, 82(9), 1282-1290. doi:https://doi.org/10.1205/cerd.82.9.1282.44164
- Askew, W. S., y Beckmann, R. B. (1965). Heat and Mass Transfer in an Agitated Vessel. Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development, 4(3), 311-318. doi:10.1021/i260015a016
- Astakhov, V. P. (2012). 4 Environmentally friendly near-dry machining of metals. In V. P. Astakhov & S. Joksch, Metalworking Fluids (MWFs) for Cutting and Grinding (pp. 135-200): Woodhead Publishing.
- Bachmann, N. (2013). Design and engineering of biogas plants. In The Biogas Handbook (pp. 191-211). Philadelphia, USA: Woodhead Publishing Limited.
- Bai, Y., y Bai, Q. (2005). Chapter 19 Heat Transfer and Thermal Insulation.In Y. Bai & Q. Bai, Subsea Pipelines and Risers (pp. 317-356). Oxford: Elsevier Science Ltd.
- Bentham, E. J., Heggs, P. J., & Mahmud, T. (2018). CFD Modelling of Conjugate Heat Transfer in a Pilot-Scale Unbaffled Stirred Tank Reactor with a Plain Jacket. The Canadian Journal of Chemical Engineering. doi:10.1002/cjce.23360
- Büchs, J., y Zoels, B. (2001). Evaluation of Maximum to Specific Power Consumption Ratio in Shaking Bioreactors. Journal of Chemical Engineering of Japan, 34, 647-653. doi:10.1252/jcej.34.647

- Cengel, Y. A. (2003). Heat Transfer: A Practical Approach (2nd ed.): McGraw Hill Professional.
- Cengel, Y. A., y Ghajar, A. J. (2011). Transferencia de calor y masa. Fundamentos y aplicaciones (McGraw-Hill Ed. Cuarta). México, D.F.
- Chilton, T. H., Drew, T. B., y Jebens, R. H. (1944). Heat Transfer Coefficients in Agitated Vessels. Industrial & Engineering Chemistry, 36(6), 510-516. doi:10.1021/ie50414a006
- Da Costa Gomez, C. (2013). 1 Biogas as an energy option: an overview. InA. Wellinger, J. Murphy, & D. Baxter, The Biogas Handbook (pp. 1-16):Woodhead Publishing.
- Daza, S. A., Prada, R. J., Nunhez, J. R., y Castilho, G. J. (2019). Nusselt number correlation for a jacketed stirred tank using computational fluid dynamics. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 97(2), 586-593. doi:10.1002/cjce.23385
- de Jesus, S. S., Moreira Neto, J., y Maciel Filho, R. (2017). Hydrodynamics and mass transfer in bubble column, conventional airlift, stirred airlift and stirred tank bioreactors, using viscous fluid: A comparative study. Biochemical Engineering Journal, 118, 70-81. doi:https://doi.org/10.1016/j.bej.2016.11.019
- Debab, A., Chergui, N., y Bertrand, J. (2011). An Investigation of Heat Transfer in a Mechanically Agitated Vessel. Journal of Applied Fluid Mechanics, 4.
- Devi, T. T., y Kumar, B. (2017). Mass transfer and power characteristics of stirred tank with Rushton and curved blade impeller. Engineering Science and Technology, an International Journal, 20(2), 730-737. doi:https://doi.org/10.1016/j.jestch.2016.11.005
- Doran, P. M. (2013a). Chapter 5 Energy Balances. In P. M. Doran, Bioprocess Engineering Principles (Second Edition) (pp. 139-176). London: Academic Press.

- Doran, P. M. (2013b). Chapter 9 Heat Transfer. In P. M. Doran (Ed.), Bioprocess Engineering Principles (Second Edition) (pp. 333-377). London: Academic Press.
- Dostál, M., Petera, K., y Rieger, F. (2010). Measurement of Heat Transfer Coefficients in an Agitated Vessel with Tube Baffles (Vol. 50).
- Dostál, M., Věříšová, M., Petera, K., Jirout, T., & Fořt, I. (2014). Analysis of heat transfer in a vessel with helical pipe coil and multistage impeller (Vol. 92).
- Espinosa-Solares, T., Bombardiere, J., Chatfield, M., Domaschko, M., Easter, M., Stafford, D. A., Castellanos-Hernandez, N. (2006). Macroscopic Mass and Energy Balance of a Pilot Plant Anaerobic Bioreactor Operated Under Thermophilic Conditions. In J. D. McMillan, W. S. Adney, J. R. Mielenz, & K. T. Klasson (Eds.), Twenty-Seventh Symposium on Biotechnology for Fuels and Chemicals (pp. 959-968). Totowa, NJ: Humana Press.
- Espinosa-Solares, T., Valle-Guadarrama, S., Bombardiere, J., Domaschko,
 M., y Easter, M. (2009). Effect of Heating Strategy on Power
 Consumption and Performance of a Pilot Plant Anaerobic Digester.
 Applied Biochemistry and Biotechnology, 156(1), 35-44.
 doi:10.1007/s12010-008-8487-6
- Fatoyinbo, H. O. (2013). 8 Microfluidic devices for cell manipulation. In X. Li y Y. Zhou, Microfluidic Devices for Biomedical Applications (pp. 283-350): Woodhead Publishing.
- Fernández-Seara, J., Uhía, F. J., Sieres, J., y Campo, A. (2007). A general review of the Wilson plot method and its modifications to determine convection coefficients in heat exchange devices. Applied Thermal Engineering, 27(17), 2745-2757. doi:https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2007.04.004
- Hortsch, R., y Weuster-Botz, D. (2010). Power consumption and maximum energy dissipation in a milliliter-scale bioreactor. Biotechnology Progress, 26(2), 595-599. doi:10.1002/btpr.338

- Houcine, I., Plasari, E., & David, R. (2000). Effects of the Stirred Tank's Design on Power Consumption and Mixing Time in Liquid Phase. Chemical Engineering y Technology, 23(7), 605-613. doi:10.1002/1521-4125(200007)23:7<605::aid-ceat605>3.0.co;2-0
- Incropera, F. P. (2007). Fundamentals of heat and mass transfer. Hoboken, N.J.: John Wiley y Sons.
- Karim, K., Hoffmann, R., Thomas Klasson, K., y Al-Dahhan, M. H. (2005).
 Anaerobic digestion of animal waste: Effect of mode of mixing. Water Research, 39(15), 3597-3606.
 doi:https://doi.org/10.1016/j.watres.2005.06.019
- Kato, Y., Peter, C. P., Akgün, A., y Büchs, J. (2004). Power consumption and heat transfer resistance in large rotary shaking vessels. Biochemical Engineering Journal, 21(1), 83-91. doi:10.1016/j.bej.2004.04.011
- Liu, J., Zhou, X., Wu, J., Gao, W., y Qian, X. (2017). Heat transfer analysis of cylindrical anaerobic reactors with different sizes: a heat transfer model. Environmental Science and Pollution Research, 24(30), 23508-23517. doi:10.1007/s11356-017-9943-z
- Liu, Y., Chen, J., Lu, X., Ji, X., y Wang, C. (2019). Reducing the agitation power consumption in anaerobic digestion of corn straw by adjusting the rheological properties. Energy Procedia, 158, 1267-1272. doi:https://doi.org/10.1016/j.egypro.2019.01.314
- Low, S. C., Eshtiaghi, N., Shu, L., y Parthasarathy, R. (2017). Flow patterns in the mixing of sludge simulant with jet recirculation system. Process Safety and Environmental Protection, 112, 209-221. doi:https://doi.org/10.1016/j.psep.2017.08.016
- Mohan, P., Nicholas Emery, A., y Al-Hassan, T. (1992). Review heat transfer to Newtonian fluids in mechanically agitated vessels. Experimental Thermal and Fluid Science, 5(6), 861-883. doi:https://doi.org/10.1016/0894-1777(92)90130-W

- Murphy, J. D., y Thanasit, T. (2013). 5 Fundamental science and engineering of the anaerobic digestion process for biogas production. In The Biogas Handbook (pp. 104-130): Woodhead Publishing.
- Müller, M., Husemann, U., Greller, G., Meusel, W., y Kraume, M. (2018). Heat transfer characteristics of a stirred single-use bioreactor. Biochemical Engineering Journal, 140, 168-177. doi:10.1016/j.bej.2018.09.022
- Müller, M., Meusel, W., Husemann, U., Greller, G., y Kraume, M. (2017). Measurement of heat transfer coefficients in stirred single-use bioreactors by the decay of hydrogen peroxide. Engineering in Life Sciences, 17(12), 1234-1243. doi:10.1002/elsc.201700099
- Oosterhuis, N. M. G., y Kossen, N. W. F. (1981). Power input measurements in a production scale bioreactor. Biotechnology Letters, 3(11), 645-650. doi:10.1007/BF00158694
- Papadopoulos, C. E., y Yeung, H. (2001). Uncertainty estimation and Monte Carlo simulation method. Flow Measurement and Instrumentation, 12(4), 291-298. doi:https://doi.org/10.1016/S0955-5986(01)00015-2
- Petříček, R., Moucha, T., Rejl, J. F., Valenz, L., Haidl, J., y Čmelíková, T. (2018). Gas-liquid-solid volumetric mass transfer coefficient and impeller power consumptions for industrial vessel design. International Journal of Heat and Mass Transfer, 121, 653-662. doi:https://doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2018.01.041
- Prada, R. J., y Nunhez, J. R. (2017). Numerical prediction of a Nusselt number equation for stirred tanks with helical coils. AIChE Journal, 63(9), 3912-3924. doi:10.1002/aic.15765
- Rapp, B. E. (2017). Chapter 9 Fluids. In B. E. Rapp (First edition), Microfluidics: Modelling, Mechanics and Mathematics (pp. 243-263).Oxford: Elsevier.
- Raval, K., y Büchs, J. (2008). Extended Method to Evaluate Power Consumption in Large Disposable Shaking Bioreactors (Vol. 41).

- Raval, K., Kato, Y., y Buechs, J. (2014). Characterization of heat transfer of large orbitally shaken cylindrical bioreactors. Biochemical Engineering Journal, 86, 1-7. doi:https://doi.org/10.1016/j.bej.2014.02.011
- Raval, K., Kato, Y., y Büchs, J. (2007). Comparison of torque method and temperature method for determination of power consumption in disposable shaken bioreactors. Biochemical Engineering Journal, 34(3), 224-227. doi:https://doi.org/10.1016/j.bej.2006.12.017
- Rios, M., y Kaltschmitt, M. (2016). Electricity generation potential from biogas produced from organic waste in Mexico. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 54, 384-395. doi:https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.10.033
- Sheikholeslami, M., y Ganji, D. D. (2017). Chapter 3 Nanofluid Forced Convection Heat Transfer. In M. Sheikholeslami y D. D. Ganji, Applications of Nanofluid for Heat Transfer Enhancement (pp. 127-193): William Andrew Publishing.
- Shigematsu, T., Tang, Y., Kawaguchi, H., Ninomiya, K., Kijima, J., Kobayashi, T., Kida, K. (2003). Effect of dilution rate on structure of a mesophilic acetate-degrading methanogenic community during continuous cultivation. J Biosci Bioeng, 96(6), 547-558. doi:10.1016/s1389-1723(04)70148-6
- Sieres, J., y Campo, A. (2018). Uncertainty analysis for the experimental estimation of heat transfer correlations combining the Wilson plot method and the Monte Carlo technique. International Journal of Thermal Sciences, 129, 309-319. doi:https://doi.org/10.1016/j.ijthermalsci.2018.03.019
- Stewart, M. I. (2014). Chapter Three Heat Transfer Theory. In M. I. Stewart (Ed.), Surface Production Operations (Third Edition) (Vol. 2, pp. 39-97).Boston: Gulf Professional Publishing.
- Sumino, Y., Akiyama, S.-i., y Fukuda, H. (1972). Performance of the Shaking Flask: (I) Power Consumption. Journal of fermentation technology., 50(3), 203-208.

- Valle-Guadarrama, S., Espinosa-Solares, T., López-Cruz, I. L., y 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
- von Böchk, P., y Wetzel, T. (2012). Heat Transfer- Basics and Practice. Heidelberg: Springer.
- Weiland, P. (2010). Biogas production: current state and perspectives. Applied Microbiology and Biotechnology, 85(4), 849-860. doi:10.1007/s00253-009-2246-7
- Wilson, E. E. (1915). Abasis for rational design of heat transfer apparatus. J. Am. Soc. Mech. Eng., 37, 546-551.
- Xie, M.-h., Xia, J.-y., Zhou, Z., Zhou, G.-z., Chu, J., Zhuang, Y.-p., Noorman, H. (2014). Power consumption, local and average volumetric mass transfer coefficient in multiple-impeller stirred bioreactors for xanthan gum solutions. Chemical Engineering Science, 106, 144-156. doi:https://doi.org/10.1016/j.ces.2013.10.032

3 TRANSFERENCIA DE CALOR Y CONSUMO DE POTENCIA EN UN BIORREACTOR ANAERÓBICO CON AGITACIÓN HIDRÁULICA

3 HEAT TRANSFER AND POWER CONSUMPTION IN A BIOREACTOR WITH HIDRAULIC AGITATION

Aldo Ordoñez-Mendoza¹; Teodoro Espinosa-Solares^{1,2}; Artemio Pérez-López^{2**}; Efrén Fitz-Rodríguez^{1*}

¹Posgrado en Ingeniería Agrícola y Uso Integral del Agua, Universidad Autónoma Chapingo, carretera México – Texcoco km 38.5, Texcoco, Estado de México, C.P. 56230, México.

²Posgrado en Ciencia y Tecnología Agroalimentaria, Departamento de Ingeniería Agroindustrial, Universidad Autónoma Chapingo. km 38.5, carretera México – Texcoco km 38.5, Texcoco, Estado de México, C.P. 56230, México.

** Autor de Correspondencia: aperezl.dia@gmail.com (A. Pérez-López)

*Autor de Correspondencia: <u>efitzr@taurus.chapingo.mx</u> (E. Fitz-Rodríguez)

Este capítulo fue sometido para la publicación en la revista científica *Renewable Energy*.

3.1 Resumen

La agitación de sustratos en biorreactores anaeróbicos favorece su homogenización en temperatura y composición química. La estimación de coeficientes de transferencia de calor y el consumo de potencia volumétrico son parámetros importantes para el diseño, control y caracterización de biorreactores. Se plantea evaluar la influencia que tienen las variaciones hidrodinámicas en la transferencia de calor y el consumo de potencia de un biorreactor anaeróbico con sistema de agitación hidráulica y con camisa térmica. Los coeficientes globales de transferencia de calor y el consumo de potencia volumétrico se estimaron experimentalmente en diferentes velocidades de agitación del fluido. Un fluido Newtoniano se utilizó como fluido de trabajo en un biorreactor cilíndrico de 500 L. Los parámetros de la correlación del número Nusselt se calcularon con el método gráfico de Wilson y con el método de Monte Carlo combinado con un modelo de regresión no lineal ponderado. El consumo de potencia especifico se determinó por el método calorimétrico. Como resultado, se presentó una correlación del número de Nusselt en un intervalo de Reynolds de 1200 a 2000. El ajuste de la correlación de Nusselt mejoró al emplear un algoritmo de evolución diferencial para optimizar la función de regresión no lineal ponderada. Se propuso una correlación entre el consumo de potencia volumétrico y el flujo de recirculación.

Palabras clave: Coeficiente global de transferencia de calor; Método gráfico de Wilson; Número Nusselt; Método de Monte Carlo, Consumo de potencia volumétrico; fluido newtoniano.

3.2 Introducción

Los biorreactores con agitación hidráulica se han empleado para realizar estudios en digestión anaeróbica (Espinosa-Solares, Valle-Guadarrama, Bombardiere, Domaschko, & Easter, 2009; Meneses-Reyes, Hernández-Eugenio, Huber, Balagurusamy, & Espinosa-Solares, 2018). La agitación hidráulica consiste en recircular el sustrato del biorreactor a través de tuberías con una bomba. En un estudio reciente, se demostró que se obtiene una mezcla completa en biorreactores con agitación hidráulica cuando el digestato tiene un 2.3 % de solidos totales (Low, Eshtiaghi, Shu, & Parthasarathy, 2017). La principal ventaja de la agitación hidráulica es que previene la sedimentación de lodos, mejorando el mezclado y el control de temperatura del sustrato. Otra ventaja es el fácil mantenimiento de sus elementos, los cuales son instalados en el exterior del biorreactor. El mecanismo de transferencia de calor en los biorreactores y el mezclado del sustrato son factores clave para lograr su óptimo desempeño. Se ha reportado que la intensidad de mezclado tiene relación directa con el consumo de potencia en los biorreactores agitados (Buffo et al., 2016; Dostál, Věříšová, Petera, Jirout, & Fořt, 2014).

La modelación de la transferencia de calor en biorreactores requiere de un balance de energía previa estimación de los coeficientes de transferencia de calor a partir de mediciones de la temperatura interna. Valle-Guadarrama et al (2011) estimaron los coeficientes globales de transferencia de calor (U_h) a partir de un balance de energía bajo condiciones de estado no estacionario, en tanto que, Müller et al. (2018) estimaron el valor del mismo coeficiente (U_h), comparando el régimen de operación estacionario y no estacionario, encontrándose una desviación media menor al 10 % entre ambos métodos. Un método muy común para estimar el valor del coeficiente convectivo unilateral (h), a partir de un coeficiente global (U_h) calculado de datos experimentales, en intercambiadores de calor es el método gráfico de Wilson (Debab, Chergui, & Bertrand, 2011; Müller et al., 2018). Sin embargo, este método arroja valores aproximados al no considerar la incertidumbre en la medida de los datos experimentales, por esta razón Sieres y Campo (2018) estudiaron la posibilidad de implementar la simulación de Monte Carlo para

propagar adecuadamente la distribución de la incertidumbre de datos medidos a través del modelo de transferencia de calor.

La dependencia del coeficiente convectivo con los parámetros de operación de biorreactores, tales como el grado de agitación, tipo de agitador, presencia de deflectores, relaciones geométricas y volumen de operación se han reportado por medio de correlaciones empíricas. En este sentido, Raval et al. (2014) reportaron una correlación empírica del coeficiente global de transferencia de calor en términos del volumen de operación, velocidad rotacional y velocidad del aire externo, mientras que, en tanques agitados mecánicamente, se han propuesto correlaciones empíricas basadas en análisis dimensional (Mohan, Nicholas Emery, & Al-Hassan, 1992) de la forma:

$$Nu = C R e^{2/3} P r^{1/3} V i^{0.14}$$
(3.1)

Donde C es un coeficiente que depende de la geometría del reactor. Estas correlaciones empíricas son útiles para la caracterización, evaluación y el control de biorreactores agitados.

Un alto consumo de potencia en biorreactores anaeróbicos es un indicador del esfuerzo mecánico que afecta directamente al consorcio microbiano. Un estudio reciente encontró un consumo de potencia de 0.1 y 1 kW m⁻³ en biorreactores de columna por agitación de burbujeo y por agitación mecánica, respectivamente (de Jesus, Moreira Neto, & Maciel Filho, 2017). En un biorreactor agitado mecánicamente equipado con tres rotores se reportó un consumo de potencia de 1 a 2.5 kW m⁻³ (Xie et al., 2014). Mientras que, para un biorreactor sacudido, la potencia especifica consumida fue de 0.7 y 1.5 kW m⁻³ para una velocidad de rotación de 150 y 250 s⁻¹, respectivamente (Raval et al., 2014). En una planta piloto de digestión anaeróbica con agitación hidráulica e intercambiador de calor externo se reportó un consumo de potencia de 0.401 kW m⁻³ (Espinosa-Solares et al., 2006). Espinosa-Solares et al. (2009) evaluaron la estrategia de calentamiento y tiempo de mezclado sobre el consumo de potencia en un digestor anaeróbico con agitación hidráulica e intercambiador de calor externo, encontrando que la energía

utilizada bajo las diferentes estrategias de control varió de 428.9 a 467.4 MJ por día. Evidentemente, los tanques agitados mecánicamente presentan los valores más altos de consumo de potencia. El consumo de potencia en recipientes agitados se puede medir por medio de vatímetros, dinamómetros, torquímetros y métodos calorimétricos (Ascanio, Castro, & Galindo, 2004). La ventaja del método calorimétrico es que se puede aplicar en distintas configuraciones de reactores agitados. Sumino et al. (1972) empleó el método de temperatura en un biorreactor sacudidos. La estrecha relación que existe entre el consumo de potencia con los coeficientes de transferencia de calor y masa es la justificación más importante para su estudio, además que constituye un parámetro importante en el escalamiento de biorreactores.

En la literatura existente, hay poca información referente a la transferencia de calor y el consumo de potencia volumétrico en biorreactores agitados por medio de bombas, también conocido como agitación hidráulica. Aunado a que la estimación de los coeficientes de transferencia de calor y consumo de potencia especifico constituyen parte fundamental en la modelación, evaluación del desempeño y diseño de biorreactores con agitación hidráulica. Por esta razón se plantea evaluar la influencia que tienen las condiciones hidrodinámicas del fluido sobre la transferencia de calor y consumo de potencia en un biorreactor con sistema de agitación hidráulica.

3.3 Materiales y métodos

3.3.1 Arreglo experimental

El procedimiento experimental se condujo como se muestra en la Figura 3.1. La evaluación de la transferencia de calor en el biorreactor con agitación hidráulica consistió en tres etapas. En la primer se tomaron los datos experimentales de temperatura, flujo volumétrico de recirculación y el tiempo experimental bajo condiciones de régimen no estacionario. La segunda etapa consistió en estimar los coeficientes globales de transferencia de calor entre el fluido térmico y el fluido de trabajo. En la tercera etapa se siguió el procedimiento del método gráfico de Wilson y el método de Monte Carlo para calcular los parámetros de la correlación entre el número de Nusselt, Reynolds y Prandtl. Por otra parte, el consumo de potencia se calculó a partir de los datos experimentales mediante el método calorimétrico y después se obtuvo una correlación entre el consumo de potencia específico y el flujo de recirculación.



Figura 3.1. Diagrama de procedimiento experimental de la evaluación de la transferencia de calor y consumo de potencia específico en un biorreactor con agitación hidráulica. Se muestran las principales variables involucradas después de cada proceso.

Biorreactor

Se empleó un biorreactor experimental (Apéndice A y B), el cual, fue escalado de un volumen de operación de 10 a 500 L, a partir de un diseño inicial del biorreactor utilizado en el trabajo de Reyes-Meneses et al. (2018). El criterio de escalamiento fue mantener la misma relación diámetro/altura (D/h=0.7). El radio de la semiesfera del biorreactor fue modificado. Además, el biorreactor fue diseñado para desarrollar el proceso de digestión anaeróbica, bajo las condiciones de régimen mesofílico (~37 °C) y bajas concentraciones de sólidos totales (< 5 %).

Las dimensiones y elementos principales del tanque biorreactor se muestran en la Figura 3.2. El material de construcción es acero inoxidable 316 de 1.8 mm de espesor y con aislamiento térmico de fibra de vidrio de 2.5 cm de espesor.



Figura 3.2. Dimensiones del biorreactor y localización de los sensores de temperatura. Acotaciones en cm.

Instrumentación

Los elementos del sistema de control de temperatura, registro de datos y sistema de recirculación se muestran en el diagrama de instrumentación (Figura 3.3). La fuente de calor se provee con una resistencia calefactora de 865 W de potencia, de 90 cm de longitud y 0.8 cm de diámetro, la cual se localiza en un termopozo al fondo de la camisa térmica. La resistencia calefactora se activa con un controlador lógico programable (TIC-101) modelo LOGO 0Ba7 (Siemens®, Múnich, Alemania). Los sensores TE-01, TE-02, TE-04 y TE-05 están sumergidos en el fluido, mientras que el sensor TE-03 está sumergido en el líquido térmico de la camisa térmica. Se implementó un control ON-OFF con base a la lectura del sensor de temperatura TE-03. La temperatura de control se estableció a 37.5 °C con una histéresis de 1 °C. El sistema de agitación consta de una bomba de recirculación centrífuga de 0.75 kW de potencia, la cual fue controla por un variador de frecuencia modelo F-drive. (Hidrocontrol®, Allende, N.L, México). El flujo de recirculación (1) y (2) se condujo a través de una tubería de policloruro de vinilo (PVC) de alta presión de 3.175 y 2.54 cm de diámetro interno, respectivamente. La tubería de recirculación se aisló térmicamente con elastómero de célula cerrada de 1.9 cm de espesor.



Figura 3.3. Diagrama de tubería e instrumentación del sistema de agitación hidráulica del biorreactor.

Los sensores de temperatura (TE-01 a TE-03) son de tipo resistivo de platino Pt100 y están conectados al controlador (TIC-101) a través de 2 módulos de entradas analógicas modelo LOGO AM2 (Siemens®, Múnich, Alemania), mientras que los sensores (TE-04 y TE-05) se conectaron a las entradas analógicas del controlador TIC-101. Transmisores Novus modelo TxMiniBlock se utilizaron para acondicionar la señal de los sensores de temperatura. El flujo de la bomba de recirculación se midió con el caudalímetro (FE-01) modelo DN32 (SEA, GuangDong. China). El caudal se registró con un microprocesador Arduino UNO y un módulo de memoria SD.

3.3.2 Evaluación de la transferencia de calor

Estimación de los coeficientes globales de transferencia de calor

Los coeficientes globales de transferencia de calor (U_h) se estimaron en condiciones de régimen no estacionario por el método de estimación experimental propuesto por Kumpinsk (1992). Se manejaron las siguientes

frecuencias de operación de la bomba de recirculación: 30, 35, 40 y 45 s⁻¹, en cada experimento. Al mantener constantes la velocidad de recirculación y temperatura de la camisa térmica $(37 \pm 1 \, ^{\circ}\text{C})$ en cada prueba, la temperatura del fluido dentro del biorreactor se indujo a un incremento de 35 hasta 36.5 °C. Los datos de temperatura del fluido, temperatura de la camisa térmica y caudal de recirculación se registraron cada minuto. Cada experimento consistió en 15 repeticiones. El flujo de recirculación promedio, la temperatura inicial promedio del fluido, la temperatura final promedio del fluido y duración promedio de los experimentos realizados para cada frecuencia de operación de la bomba de recirculación se muestran en el Cuadro 3.1. Se empleó como fluido de proceso, durante el experimento, agua de grifo para mantener un patrón de comportamiento newtoniano. En la camisa térmica se usó aceite vegetal como fluido térmico. Las propiedades termofísicas del agua, en cada experimento, se obtuvieron mediante interpolación en función de la temperatura promedio del fluido (Incropera, Dewitt, Bergman, & Lavine, 2006).

Cuadro 3.1. Flujo de recirculación (Q), temperatura del fluido inicial (T_{fl}), temperatura del fluido final (T_{f2}) y duración del experimento (t_e) para cada frecuencia de operación (f) de la bomba de recirculación.

Frecuencia de operación (s ⁻¹)	Flujo de recirculación (L min ⁻¹)	Temperatura del fluido inicial (°C)	Temperatura del fluido final (°C)	Duración del experimento (min)
30	35.1 ±0.5	34.9 ±0.2	36.4 ±0.07	243 ±22
35	41.8 ±0.3	35.1 ±0.1	36.7 ±0.04	210 ±14
40	47.9 ±0.4	35.0 ±0.1	36.6 ±0.06	160 ±7
45	53.0 ±0.5	35.0 ±0.2	36.6 ±0.07	115 ±9

Modelo térmico

Uno de los supuestos metodológicos para la modelación de la transferencia de calor fue despreciar las pérdidas energéticas debido a la condición de aislamiento del sistema. Se estableció un balance de energía entre los dos fluidos separados por la pared del biorreactor mostrado en la Ecuación (3.2) (Müller et al., 2018):

$$M_d c_p \frac{dT_f}{dt} = U_h A_h \big(T_{tj} - T_f \big) \tag{3.2}$$

El coeficiente global de transferencia de calor (U_h), estimado mediante un procedimiento de optimización de la Ecuación (3.3) (Valle-Guadarrama et al., 2011):

$$F_{min} = \sum_{i=1}^{N} \left| T_{fexp} - T_{fsim} \right|^2$$
(3.3)

La temperatura del fluido de proceso (*T_{fexp}*) se tomó como el promedio de la lectura de los sensores TE-01, TE-02, TE-04 y TE-05.

Para ajustar la Ecuación (3.3) se utilizó el método de optimización por mínimos cuadrados no lineales, aplicando la función "Isqnonlin" disponible en el paquete optim de GNU Octave versión 5.1.0 (Free Software Foundation, Inc., Boston, MA, USA). Se estableció una tolerancia de $1e^{-6}$ para la finalización en el valor de la función. La temperatura simulada (*T*_{isim}) se obtuvo resolviendo numéricamente la Ecuación (3.2) por el método de Dormand-Price de orden 4, con la función "ode45" de GNU Octave. Las condiciones iniciales se establecieron como la temperatura inicial del fluido (Cuadro 3.1), la tolerancia relativa y absoluta del paso de tiempo fue de $1e^{-8}$. El procedimiento anterior se repitió para cada experimento realizado.

Método gráfico de Wilson

La diferencia máxima entre la temperatura del líquido térmico ($T_{tj} \approx 37.5$ °C) y la temperatura del fluido de trabajo ($T_{fi} \approx 35$ °C) fue menor a 2.5 °C. Entonces, la diferencia de temperatura entre la pared interna y el fluido de trabajo debe ser aún menor. Por lo tanto, la relación de viscosidad (*Vi*) en la Ecuación (3.1) se omitió, ya que no tiene un impacto significativo sobre la correlación mostrada en la Ecuación (3.4).

$$Nu = C Re^n Pr^{1/3} \tag{3.4}$$

El valor de la constante C se estimó mediante el método gráfico de Wilson descrito en la siguiente sección. Las constantes C y n se ajustaron con un modelo de regresión no lineal ponderado y el método de Monte Carlo, descritos a continuación.

La suma de resistencias térmicas que intervienen en el proceso de transferencia de calor desde la camisa térmica hacia el interior del biorreactor se muestra en el formato de la Ecuación (3.5).

$$U_h^{-1} = \frac{1}{h_i} + \frac{w}{k_w} + \frac{1}{h_o}$$
(3.5)

Por definición del número Nusselt ($Nu=h_iD/k_i$), el coeficiente convectivo interno de transferencia de calor se puede expresar con el formato de la Ecuación (3.6).

$$h_i^{-1} = \frac{D}{k_f N u} \tag{3.6}$$

Por sustitución de la Ecuación (3.6) en la Ecuación (3.5), la suma de resistencias o resistencia global se define con la Ecuación (3.7):

$$U_{h}^{-1} = \frac{D}{k_{f}Nu} + \frac{w}{k_{w}} + \frac{1}{h_{o}}$$
(3.7)

El número de Nusselt en la Ecuación (3.7) se puede expresar en términos del número Reynolds y Prandtl mostrada en la Ecuación (3.4). Linealizando la suma de resistencias térmicas mostrada con la Ecuación (3.7), la resistencia térmica global se puede expresar en un formato lineal mostrada en la Ecuación (3.8). La visualización gráfica del método de Wilson se muestra en la Figura 3.4.

$$U_h^{-1} = \frac{C_1}{Re^n P r^m} + C_2 \tag{3.8}$$



Figura 3.4 Método gráfico de Wilson

El líquido térmico se mantuvo sin movimiento, por lo tanto, se asume que el coeficiente local de transferencia de calor externo (h_o) se mantiene constante. Entonces, la pendiente de la ecuación lineal (C_I) y la intersección (C_2) se pueden expresar con las Ecuaciones (3.9) y (3.10), respectivamente:

$$C_1 = \frac{D}{C k_f} \tag{3.9}$$

$$C_2 = \frac{w}{k_w} + \frac{1}{h_o}$$
(3.10)

El método gráfico de Wilson se aplicó para fijar los límites de inicialización de los parámetros *n*, C_1 y C_2 del método de Monte Carlo (Apéndice C). El parámetro *n* utilizado en tanques agitados generalmente es igual a 2/3 (Mohan et al., 1992), por lo que se utilizó para estimar los parámetros iniciales. Los limites inferiores y superiores de *n*, C_1 y C_2 se fijaron en ±50 % del valor estimado para cada parámetro.

Método de Monte Carlo

La simulación de Monte Carlo se combinó con el método de mínimos cuadrados ponderados para estimar los parámetros de *n*, C_1 y C_2 de la Ecuación (3.11) (Sieres & Campo, 2018). En primera instancia, se generó un conjunto de datos de entrada aleatorios asumiendo una distribución normal y

con una desviación estándar igual a la obtenida para los coeficientes globales de transferencia U_h y los valores del número de Reynolds calculados experimentalmente para cada velocidad de agitación. Después, se estimaron los coeficientes C_1 , C_2 y *n* optimizando el modelo de regresión no lineal ponderado expresado con la Ecuación (3.11):

$$F_{min} = \sum_{i=1}^{N} \left[\frac{\frac{1}{U_h} - \left(C_2 + \frac{C_1}{Re^n P r^{1/3}}\right)}{u_g} \right]^2$$
(3.11)

La incertidumbre general (u_g) (Bevington & Robinson, 2003) se calculó con la Ecuación (3.12)

$$u_g = \sum_{i}^{N_r} \left[\left(\frac{\sigma_{Uh}}{\sqrt{N_r}} \right)^2 + \left(\frac{\partial f_c}{\partial Re} \right)^2 \left(\frac{\sigma_{Re}}{\sqrt{N_r}} \right)^2 \right]$$
(3.12)

Se aplicó un algoritmo de optimización global basado en evolución diferencial propuesto por Rainer Storn y Kenneth Price (1997). De esta manera, La Ecuación (3.11) se resolvió mediante la función "de_min" (Apéndice C) del paquete optim de GNU Octave. Donde el vector base en la etapa de mutación fue el valor menor de la función objetivo y se utilizaron dos vectores de diferencia y el método de cruzamiento binomial (Das, Abraham, Chakraborty, & Konar, 2009). Como criterio de detención se estableció un valor de 1e⁻¹⁰, el tamaño de población fue de 30 individuos. El factor de diferenciación de 0.8 y el coeficiente de cruzamiento de 0.9. El procedimiento anterior se repitió 1e⁴ veces.

Las distribuciones resultantes de los parámetros n, C_1 y C_2 de la simulación de Monte Carlo se analizaron con una gráfica de Cullen y Frey (Apéndice E) mediante la función "descdist" del paquete "fitdistrplus" disponible en el software R (R Foundation for Statistical Computing, Vienna, Austria). Se calcularon los intervalos de confianza por percentiles de los parámetros estimados. Para validar el método de Monte Carlo el coeficiente n obtenido se utilizó como valor inicial para estimar los coeficientes C_1 y C_2 resolviendo la Ecuación (3.6) mediante el algoritmo de Marquardt-Levenberg disponible en el software SigmaPlot (Systat Software, San Jose, CA) versión 12.0.

3.3.3 Consumo de potencia específico

El método calorimétrico consiste en estimar mediante un balance de energía y un análisis en régimen transitorio (Ascanio et al., 2004) por sustitución de los términos de la Ecuación (3.13).

$$P_{\nu} = \frac{c_p M_f (T_{f2} - T_{f1})}{V t_c}$$
(3.13)

La temperatura inicial (*T*_{f1}), temperatura final del fluido (*T*_{f2}) y tiempo del experimento (*t_e*) se registraron en cada prueba para las diferentes frecuencias de operación de la bomba de recirculación (30, 35, 40 y 45 s⁻¹). Considerando el volumen de operación (V=0.5 m⁻³) y el calor específico del agua, la Ecuación (3.13) se resolvió para cada caso.

Los datos experimentales se ajustaron a un modelo de regresión no lineal mediante el algoritmo de Marquardt-Levenberg disponible en el software SigmaPlot (Systat Software, San Jose, CA) versión 12.0. La ecuación de potencia fue seleccionada en el formato de la Ecuación (3.14).

$$P_{\nu} = aQ^b \tag{3.14}$$

3.4 Resultados y discusión

3.4.1 Estimación del coeficiente global de transferencia de calor

Los valores estimados del coeficiente global (U_h) se obtuvieron mediante una simulación de la temperatura del fluido mostrada en la Figura 3.5. El ajuste de las evaluaciones del coeficiente global estimado fue aceptable, con un coeficiente de determinación R²>0.9 y con un RMSE<0.16 en todas las estimaciones.



Figura 3.5. Simulación de la temperatura del fluido a diferentes frecuencias de operación de la bomba de recirculación, A) 30 s⁻¹, B) 35 s⁻¹, C) 40 s⁻¹ y D) 45 s⁻¹.

Puede observarse en la Figura 3.6 que el valor del coeficiente global de transferencia de calor se encuentra en un intervalo de 50 a 305 W m⁻² K⁻¹.



Figura 3.6. Coeficientes globales de transferencia de calor promedio del fluido en función del número Reynolds.

3.4.2 Estimación de la correlación de Nusselt

La aplicación del método grafico de Wilson se realizó con un valor preliminar del parámetro *n* igual a 2/3 (Figura 3.7). Los parámetros estimados obtenidos

de C_1 y C_2 fueron 6.18 ± 0.37 y -0.018 ± 0.002, respectivamente. El valor del coeficiente de determinación ajustado para esta primera estimación fue R²=0.83. Los límites inferior y superior de la población inicial del algoritmo evolutivo implementado en cada iteración del método de Monte Carlo se establecieron con los valores de C_1 y C_2 estimados. El límite inferior fue de 0.333, 3.09 y -0.027 para los parámetros *n*, C_1 y C_2 respectivamente, mientras que para los mismos parámetros el límite superior fue de 1, 9.27 y -0.009 respectivamente.



Figura 3.7. Gráfica de Wilson obtenida para un parámetro predeterminado de n=2/3.

Se realizó una simulación de Monte Carlo donde en cada una de las $1e^4$ repeticiones se resolvió el modelo de regresión no lineal ponderada (Ecuación 3.11) con un método de evolución diferencial para estimar un mínimo global y garantizar el mejor ajuste de la regresión obtenida. Además de estimar los parámetros por el método de Monte Carlo, se realizó un análisis de incertidumbre en el cual se presentan las distribuciones de salida de los parámetros estimados. La distribución del coeficiente *n* y *C*² fue cercana a la normal (Figura 3.8), mientras que para *C*¹ la distribución aproximada fue de tipo gamma. También se obtuvo la matriz de correlaciones, donde los parámetros *C*¹ y *n* tuvieron mayor correlación (0.9), mientras que la correlación entre *n* y *C*² fue de 0.75 y entre *C*¹ y *C*² fue de 0.47. Los estimados y los rangos de por percentiles de cada parámetro se muestran en el Cuadro 3.2.

Resultados de los parámetros *n*, *C*₁, *C*₂ y *C* estimados mediante la simulación de Monte Carlo e intervalos por percentiles de las distribuciones obtenidas.

Cuadro 3.2. Resultados de los parámetros *n*, *C*₁, *C*₂ y *C* estimados mediante la simulación de Monte Carlo e intervalos por percentiles de las distribuciones obtenidas.

Parámetro	Estimado	Intervalo del	Intervalo del	Intervalo del
		68.3 %	90.0 %	95.0 %
n	0.596	(0.54, 0.65)	(0.50, 0.69)	(0.47, 0.71)
C_1	4.18	(2.86, 5.43)	(2.26, 7.03)	(1.99, 8.1)
C_2	-0.02	(-0.024, -0.017)	(-0.028, -0.014)	(-0.029, -
				0.013)
С	0.345	(0.237, 0.451)	(0.18, 0.57)	(0.16, 0.0.65)



Figura 3.8. A) Funciones de densidad probabilidad y B) funciones de densidad acumulada para cada uno de los parámetros de salida *n*, *C*₁, *C*₂.

Finalmente, se obtuvo una correlación del número de Nusselt (Figura 3.9) para un rango de número de Reynolds de 1200 a 2000. Para estimar los parámetros C_1 y C_2 se empleó el valor de 0.596 del parámetro *n*, estimado con del método Monte Carlo. Los valores de C_1 y C_2 fueron de 4.1 ± 0.24 y -0.021 ± 0.002, respectivamente. El valor R² ajustado de esta correlación fue de 0.84. El valor del coeficiente *C* estimado a partir de C_1 fue de 0.315 ± 0.02. Se observó que, en esta aproximación, el error estándar del parámetro estimado C_1 se redujo de 0.37 a 0.24, mientras que, el ajuste general de la regresión se mejoró.



Figura 3.9. Correlación lineal del número de Nusselt vs número Reynolds

En tanques agitados mecánicamente donde el fluido de proceso es de tipo newtoniano los valores del parámetro *n* comúnmente son de 2/3, mientras que el parámetro *C* varía de 0.3 a 1.5, donde los valores más altos corresponden generalmente a tanques equipados con deflectores y en los cuales la configuración del tanque no es estándar (Mohan et al., 1992). El valor del parámetro *C* obtenido en este trabajo es más cercano a los obtenidos en tanques agitados mecánicamente sin deflectores y configuración estándar.

3.4.3 Consumo de potencia volumétrico

El consumo de potencia específico calculado mediante el método calorimétrico mostrado en la Ecuación 3.8 fue de 331 y 1004 W m⁻³ para la velocidad de recirculación más baja y alta, respectivamente (Figura 3.10).



Figura 3.10. Relación entre consumo de potencia específico y caudal de la bomba de recirculación.

En biorreactores agitados mecánicamente, con impulsores tipo Rushton e impulsores curvos, se han encontrado consumos de potencia específicos en un rango de 700 a 2700 W m⁻³ (Devi & Kumar, 2017), lo que representa un consumo de potencia considerablemente mayor comparado con el sistema de recirculación por bombeo. En otro trabajo donde se estudiaron biorreactores sacudidos, la potencia resultante fue de $P \sim N^{2.5}$ (Kato, Peter, Akgün, & Büchs, 2004). En cambio, en este trabajo la correlación entre potencia volumétrica consumida y flujo de recirculación del fluido fue de $P_v \approx Q^{2.06}$.

3.5 Conclusiones

El incremento de la velocidad de la bomba de recirculación aumenta la tasa de transferencia de calor en el biorreactor. Se obtuvo una correlación entre el número Nusselt y la velocidad de agitación hidráulica del fluido de un biorreactor en la región de flujo laminar. Los parámetros estimados por la simulación de Monte Carlo combinada con un modelo de regresión no lineal ponderado mejoraron el ajuste de la correlación con los datos experimentales. Otra ventaja de este método comparado con el método gráfico de Wilson es que nos proporciona información más detallada sobre la incertidumbre en la estimación de los parámetros de la correlación de Nusselt. El procedimiento de cálculo empleado para evaluar la transferencia de calor en el biorreactor servirá para evaluar su desempeño con fluidos que tengan comportamiento

no newtoniano. El consumo de potencia tiene una dependencia con la velocidad de operación de la bomba de recirculación. La relación entre el consumo de potencia volumétrico y el flujo de recirculación se puede expresar como $P_{\nu} \approx Q^{2.06}$.

3.6 Nomenclatura

- A_h Área de transferencia de calor (1.44 m²)
- C Parámetro relacionado con efectos geométricos de la Ecuación 3.1
- C1, Pendiente de la gráfica de Wilson en la Ecuación 3.4 (D/Cki)
- *C*₂ Intercepto de la gráfica de Wilson en la Ecuación 3.4
- D Diámetro hidráulico del biorreactor (m)
- c_p Calor específico del agua (J kg⁻¹ K⁻¹)
- f Frecuencia de operación (s⁻¹)
- *fc* Lado derecho de la Ecuación 3.4
- *F_{min}* Función de optimización
- *H* Altura del biorreactor (m)
- *h* Coeficiente local de transferencia de calor (W m⁻² K⁻¹)
- *h*_o Coeficiente local de transferencia de calor externo en (W m⁻² K⁻¹)
- *kr* Conductividad térmica del agua (W m⁻¹ K⁻¹)
- *k*_W Conductividad térmica del acero inoxidable (W m⁻¹ K⁻¹)
- *L*_c Longitud característica (m)
- *m* Potencia del número Prandlt en la Ecuación 3.1
- *M_f* Masa del fluido (kg)
- n Potencia del número Reynolds en la Ecuación 3.1
- *N* Velocidad de agitación (min⁻¹)
- N_r Número de repeticiones para cada experimento (N_r =15)
- *Nu* Numero de Nusselt ($Nu = hL_c/k_f$)
- P Consumo de potencia (W)
- P_{ν} Consumo específico de potencia (W m⁻³)
- *Pr* Número de Prandtl ($Pr = \mu c_p / k_f$)
- *Q* Flujo de la bomba de recirculación (L min⁻¹)
- R² Coeficiente de determinación
- *Re* Número de Reynolds ($Re = \rho VL_c/\mu$)

RMSERaíz del error cuadrado medio

t Tiempo (s)

- *t_e* Tiempo experimental (s)
- *T_f* Temperatura del fluido (K)

Tr1, Tr2 Temperatura inicial y final del fluido (K)

- *T_{fsim}* Temperatura simulada del fluido (K)
- *T_{fexp}* Temperatura medida del fluido (K)
- *T_{tj}* Temperatura de la camisa térmica (K)
- *U_h* Coeficiente global de transferencia calor
- V Velocidad de agitación en m/s ($V=Q/A_h$)
- *Vo* Volumen de operación del biorreactor (L)
- *Vi* Relación entre la viscosidad en la pared del tanque y la viscosidad aparente del líquido agitado

Símbolos griegos

- μ Viscosidad dinámica del fluido (Pa·s)
- ρ Densidad del fluido (kg m⁻³)
- σ_{Uh} Desviación estándar de U_h para cada frecuencia de operación de la bomba de recirculación
- σ_{Re} Desviación estándar de U_h para cada frecuencia de operación de la bomba de recirculación

3.7 Agradecimientos

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) por la beca otorgada para realizar estudios de maestría, y por el financiamiento del proyecto 2012-08-195157 a través del fondo sectorial SAGARPA-CONACYT para el desarrollo de este trabajo. A la DGIP-UACh por financiamiento bajo la modalidad de proyecto convencional 18076-C.

3.8 Referencias

- Ascanio, G., Castro, B., & Galindo, E. (2004). Measurement of Power Consumption in Stirred Vessels—A Review. Chemical Engineering Research and Design, 82(9), 1282-1290. doi:https://doi.org/10.1205/cerd.82.9.1282.44164
- Bevington, P. R., & Robinson, D. K. (2003). Data reduction and error analysis for the physical sciences (3rd ed.). New York: Kent A. Peterson.
- Buffo, M. M., Corrêa, L. J., Esperança, M. N., Cruz, A. J. G., Farinas, C. S., & Badino, A. C. (2016). Influence of dual-impeller type and configuration on oxygen transfer, power consumption, and shear rate in a stirred tank bioreactor. Biochemical Engineering Journal, 114, 130-139. doi:https://doi.org/10.1016/j.bej.2016.07.003
- Das, S., Abraham, A., Chakraborty, U. K., & Konar, A. (2009). Differential Evolution Using a Neighborhood-Based Mutation Operator. IEEE Transactions on Evolutionary Computation, 13(3), 526-553. doi:10.1109/TEVC.2008.2009457
- de Jesus, S. S., Moreira Neto, J., & Maciel Filho, R. (2017). Hydrodynamics and mass transfer in bubble column, conventional airlift, stirred airlift and stirred tank bioreactors, using viscous fluid: A comparative study. Biochemical Engineering Journal, 118, 70-81. doi:https://doi.org/10.1016/j.bej.2016.11.019
- Debab, A., Chergui, N., & Bertrand, J. (2011). An Investigation of Heat Transfer in a Mechanically Agitated Vessel. Journal of Applied Fluid Mechanics, 4.
- Devi, T. T., & Kumar, B. (2017). Mass transfer and power characteristics of stirred tank with Rushton and curved blade impeller. Engineering Science and Technology, an International Journal, 20(2), 730-737. doi:https://doi.org/10.1016/j.jestch.2016.11.005
- Dostál, M., Věříšová, M., Petera, K., Jirout, T., & Fořt, I. (2014). Analysis of heat transfer in a vessel with helical pipe coil and multistage impeller (Vol. 92).

- Espinosa-Solares, T., Bombardiere, J., Chatfield, M., Domaschko, M., Easter, M., Stafford, D. A., Castellanos-Hernandez, N. (2006). Macroscopic Mass and Energy Balance of a Pilot Plant Anaerobic Bioreactor Operated Under Thermophilic Conditions. In J. D. McMillan, W. S. Adney, J. R. Mielenz, & K. T. Klasson, Twenty-Seventh Symposium on Biotechnology for Fuels and Chemicals (pp. 959-968). Totowa, NJ: Humana Press.
- Espinosa-Solares, T., Valle-Guadarrama, S., Bombardiere, J., Domaschko,
 M., & Easter, M. (2009). Effect of Heating Strategy on Power
 Consumption and Performance of a Pilot Plant Anaerobic Digester.
 Applied Biochemistry and Biotechnology, 156(1), 35-44.
 doi:10.1007/s12010-008-8487-6
- Incropera, F. P., Dewitt, D. P., Bergman, T. L., & Lavine, A. S. (2006). Fundamentals of Heat and Mass Transfer (6th ed.): John Wiley & Sons.
- Kato, Y., Peter, C. P., Akgün, A., & Büchs, J. (2004). Power consumption and heat transfer resistance in large rotary shaking vessels. Biochemical Engineering Journal, 21(1), 83-91. doi:10.1016/j.bej.2004.04.011
- Kumpinsk, E. (1992). Experimental determination of overall heat transfer coefficient in jacketed vessels. Chemical Engineering Communications, 115(1), 13-23. doi:10.1080/00986449208936025
- Low, S. C., Eshtiaghi, N., Shu, L., & Parthasarathy, R. (2017). Flow patterns in the mixing of sludge simulant with jet recirculation system. Process Safety and Environmental Protection, 112, 209-221. doi:https://doi.org/10.1016/j.psep.2017.08.016
- Meneses-Reyes, J. C., Hernández-Eugenio, G., Huber, D. H., Balagurusamy, N., & Espinosa-Solares, T. (2018). Oil-extracted Chlorella vulgaris biomass and glycerol bioconversion to methane via continuous anaerobic co-digestion with chicken litter. Renewable Energy, 128, 223-229. doi:https://doi.org/10.1016/j.renene.2018.05.053
- Mohan, P., Nicholas Emery, A., & Al-Hassan, T. (1992). Review heat transfer to Newtonian fluids in mechanically agitated vessels. Experimental

 Thermal
 and
 Fluid
 Science,
 5(6),
 861-883.

 doi:https://doi.org/10.1016/0894-1777(92)90130-W

- Müller, M., Husemann, U., Greller, G., Meusel, W., & Kraume, M. (2018). Heat transfer characteristics of a stirred single-use bioreactor. Biochemical Engineering Journal, 140, 168-177. doi:10.1016/j.bej.2018.09.022
- Raval, K., Kato, Y., & Buechs, J. (2014). Characterization of heat transfer of large orbitally shaken cylindrical bioreactors. Biochemical Engineering Journal, 86, 1-7. doi:https://doi.org/10.1016/j.bej.2014.02.011
- Sieres, J., & Campo, A. (2018). Uncertainty analysis for the experimental estimation of heat transfer correlations combining the Wilson plot method and the Monte Carlo technique. International Journal of Thermal Sciences, 129, 309-319. doi:https://doi.org/10.1016/j.ijthermalsci.2018.03.019
- Storn, R., & Price, K. (1997). Differential Evolution A Simple and Efficient Heuristic for global Optimization over Continuous Spaces. Journal of Global Optimization, 11(4), 341-359. doi:10.1023/A:1008202821328
- Sumino, Y., Akiyama, S.-i., & Fukuda, H. (1972). Performance of the Shaking Flask: (I) Power Consumption. Journal of fermentation technology., 50(3), 203-208.
- Valle-Guadarrama, S., Espinosa-Solares, T., López-Cruz, I. L., & 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
- Xie, M.-h., Xia, J.-y., Zhou, Z., Zhou, G.-z., Chu, J., Zhuang, Y., Noorman, H. (2014). Power consumption, local and average volumetric mass transfer coefficient in multiple-impeller stirred bioreactors for xanthan gum solutions. Chemical Engineering Science, 106, 144-156. doi:https://doi.org/10.1016/j.ces.2013.10.032

4 CONCLUSIONES GENERALES

En la solución de las ecuaciones diferenciales, los métodos numéricos y los algoritmos de optimización juegan un papel importante, en la determinación de los coeficientes de transferencia de calor; específicamente bajo condiciones en estado no estacionario. Aun cuando se han reportado modelos de transferencia de calor en biorreactores con agitación hidráulica, no se han presentado correlaciones de número Nusselt en este tipo de sistemas. Una correlación de Nusselt se puede determinar mediante el método gráfico de Wilson, a partir de la resistencia global de transferencia de calor calculada en un biorreactor agitado. El método de Monte Carlo en combinación con un modelo de regresión no lineal ponderado resulta útil en la estimación de los parámetros de la correlación de Nusselt. En ell método gráfico de Wilson y el método de Monte Carlo se compararon para la estimación de los parámetros de la correlación de Nusselt en un biorreactor de 500 L con agitación hidráulica. Con la simulación de Monte Carlo se logró mejorar el ajuste de la correlación de Nusselt con los datos experimentales. Para más aplicaciones, se recomienda hacer un estudio para fluidos no newtonianos, que generalmente es la naturaleza de los digestatos utilizados en digestión anaeróbica. Además, un estudio utilizando dinámica de fluidos computacional sobre transferencia de calor puede ser comparado y validado con la correlación de Nusselt presentada en este trabajo.

El consumo específico de potencia en biorreactores agitados hidráulicamente ha sido escasamente estudiado. La potencia volumétrica reportada biorreactores sacudidos y en reactores agitados mecánicamente ha sido siempre superior a la reportada en biorreactores con agitación neumática. En cuanto a la agitación hidráulica no se ha reportado el consumo de potencia específico en régimen continuo. Sin embargo, se ha reportado en plantas a gran escala donde el proceso de mezclado es intermitente. En este trabajo se presenta el consumo volumétrico del biorreactor bajo diferentes condiciones hidrodinámicas.

5 APÉNDICES

Apéndice A. Biorreactor experimental con agitación hidráulica. Ubicación: Laboratorio de Simulación y Automatización de Biosistemas



Núm.	Elemento
1	Biorreactor
2	Tablero de control
3	Variador de frecuencia
4	Bomba de recirculación
5	Depósito de alimentación
6	Tubería de recirculación

Apéndice B. Diagrama del tablero de control



Apéndice C. Código en GNU Octave. Método gráfico de Wilson y método de Monte Carlo

```
1
     ## Autor: Aldo Ordoñez Mendoza
 2
    ## Creado: 2019-07-05
 3
    function [C1wls,C2wls,n_wls,res] = WP_MC_3WLS_DE (Uh,Re,Pr,N_MC)
 4
    d=0.8; %Diámetro del tanque interior
 5
    [i,j]=size(Uh); %Tamaño de la matriz de Uh estimados
 6
    Uhwil=reshape(Uh,i*j,1);% Matriz de Uh en una sola columna
 7
    Rewil=reshape(Re,i*j,1);% Matriz de Re en una sola columna
 8
    k=0.62678; % Conductividad termica del agua W/(m K)
9
    At=1.44; % Area de transferencia de calor
10
    Pr_a=4.73; %Numero de Prandtl promedio
11
12
    nw = length(Uhwil);
13
     x1=1./(k.*((Rewil.^(2/3)).*(Pr_a.^(1/3))));% Eje x de Wil plot
14
     y1=1./(Uhwil.*At);
                                            % Eje y de Wilson plot
15
     F1 = [ones(nw, 1), x1(:)];
16
17
     %Regresión lineal Wilson plot
18
     [p1, e_var1, r1, p_var1, fit_var1] = LinearRegression (F1, y1);
19
      yFit1 = F1 * p1;
20
21
      figure (1)
22
     plot(x1, y1, '+b', x1, yFit1, '-g',...
23
           x1, yFit1 + 1.96 * sqrt (e_var1), '--r',...
24
           x1, yFit1 + 1.96 * sqrt (fit_var1), '--k',...
25
           x1, yFit1 - 1.96 * sqrt (e_var1), '--r',...
26
           x1, yFit1 - 1.96 * sqrt (fit_var1), '--k')
27
     title ('straight line fit by linear regression')
28
      legend ('data','fit','+/-95% y values','+/- 95% fitted
29
     values', 'location', 'northwest')
30
31
     C1=d./(p1(2).*At); % Parámetro C
32
     Nu=C1.*(Re.^(2/3)).*(Pr.^(1/3));%Numero de Nusselt (Aprox WP)
33
     lamdasteel=14.4; #conductividad termica del acero inoxidable
34
35
    n_w=2/3; C1_w=p1(2); C2_w=p1(1);
```

```
36
    37
    38
    % Incertidumbre estandar para el metodo Wilson plot simple:
39
    delta1=((1/(nw-2))*sum((y1-yFit1).^2));
40
    % Incertidumbre estandar del parametro estimado:
41
    delta_C1 = ((delta1) * sum(x1.^2)) / (nw*sum(x1.^2) - (sum(x1))^2);
42
    % Incertidumbre estandar del parametro estimado:
43
    delta C2=((delta1)*nw)/(nw*sum(x1.^2)-(sum(x1))^2);
44
    mean_Uh=mean(Uh);
45
    delta_Uh=std(Uh)/sqrt(i); %Error estándar de Uh estimado
46
    mean_Re=mean(Re);
47
    delta Re=std(Re)/sgrt(i);%Error estándar de Re estimado
48
    f1=0(x) 1./(x);
49
    x 1=mean Uh;dfdUh=deriv(f1,x 1);
50
    f2=@(Ref) p1(1)+(p1(2)./(((Ref).^(p2(2))).*(Pr_a.^n)));
51
    x_2=mean_Re;dfdRe=deriv(f2,x_2);%
52
    % Incertidumbre general:
53
    ug=(((1./delta_Uh).^2)+(dfdRe.^2).*(delta_Re.^2)).^(1/2);
54
    cont=0;
55
    %% Parametros iniciales (Estimados por Wilson plot):
56
    n_w=p2(2); C1_w=p1(2); C2_w=p1(1);
57
    while cont<Nwls;</pre>
58
    nX2=15;vr=1000;
59
    std Uh=std(Uh);std Re=std(Re);
60
    % Generación de datos hipotéticos:
61
    Uh_al=normrnd(mean_Uh(1), std_Uh(1), nX2, 1); Uh_a2=normrnd(mean_U
62
    h(2),std_Uh(2),nX2,1);
63
    Uh a3=normrnd(mean Uh(3), std Uh(3), nX2, 1); Uh a4=normrnd(mean U
64
    h(4), std_Uh(4), nX2, 1);
65
    Re_al=normrnd(mean_Re(1), std_Re(1), nX2, 1); Re_a2=normrnd(mean_R
66
    e(2),std_Re(2),nX2,1);
67
    Re_a3=normrnd(mean_Re(3), std_Re(3), nX2, 1); Re_a4=normrnd(mean_R
68
    e(4),std_Re(4),nX2,1);
69
    Uh a=[Uh a1 Uh a2 Uh a3 Uh a4];
70
    Re_a=[Re_a1 Re_a2 Re_a3 Re_a4];
71
    ## configuracion de la region de dominio:
72
    ctl.XVmin = [C2_w*1.5 C1_w*0.5 (n_w)*0.5]; %Limit inf C2,C1,n
```
```
73
     ctl.XVmax = [C2_w*0.5 C1_w*1.5 (n_w)*1.5]; %Limit sup C2,C1,n
74
     %estrategia de evolucion diferencial:
75
     ct1.F=0.8; %Factor de diferenciacion
76
     ct1.CR=0.9; %factor de cruzamiento
77
     ct1.NP=[30]; % tamaño de poblacion
78
     ct1.tol=[1.e-30];
79
     ct1.constr=0;
80
     ct1.strategy=10; %estrategia de evolucion diferencial
81
     ct1.maxnfe=1e20;
82
     ct1.maxiter=100000;
83
     %Solucion con de_min:
84
     [x,obj_value,nfeval,convergence] = de_min (@fminX3global, ctl);
85
     obj_value
86
     convergence
87
     %Parametros estimados:%
88
     C2wls(cont) = x(1);
89
     Clwls(cont) = x(2);
90
     n_wls(cont) = x(3);
91
     nn(cont)=cont;
92
     res(cont)=obj_value;
93
     end
94
     endfunction
95
96
     ## Author: Aldo Ordoñez Mendoza
97
     ## Created: 2019-05-12
98
     function X_2 = fminX3global(x)
99
     global ug mean_Uh delta_Uh mean_Re delta_Re
100
     global Uh a Re a %Valores de Uh y Re hipoteticos
101
     %x : vector solución
102
103
     Pr=4.73; %Numero Pr promedio
104
105
     C2=x(1);C1=x(2);n=x(3); % Parametros
106
     yi=1./(Uh_a);
107
     ysi=(C2+(C1./(((Re_a).^(2/3)).*((Pr).^(1/3)))));
108
     X_2=sum(sum(((yi-ysi)./ug).^2));
109
     endfunction
```

Apéndice D. Diagrama de Cullen y Frey de las distribuciones de salida de los parámetros n, C_1 y C_2

